

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 公表特許公報(A)

(11) 特許出願公表番号

特表2020-521098
(P2020-521098A)

(43) 公表日 令和2年7月16日(2020.7.16)

(51) Int.Cl.	F 1	テーマコード (参考)
F 2 5 J 1/00 (2006.01)	F 2 5 J 1/00 A	4 D 0 4 7
F 2 5 J 3/04 (2006.01)	F 2 5 J 3/04 1 0 1	
F 2 5 J 5/00 (2006.01)	F 2 5 J 3/04 A	
	F 2 5 J 5/00	

審査請求 未請求 予備審査請求 未請求 (全 55 頁)

(21) 出願番号 特願2019-563768 (P2019-563768)
 (86) (22) 出願日 平成30年5月16日 (2018. 5. 16)
 (85) 翻訳文提出日 令和1年12月25日 (2019. 12. 25)
 (86) 国際出願番号 PCT/US2018/033052
 (87) 国際公開番号 W02018/213507
 (87) 国際公開日 平成30年11月22日 (2018. 11. 22)
 (31) 優先権主張番号 62/506, 932
 (32) 優先日 平成29年5月16日 (2017. 5. 16)
 (33) 優先権主張国・地域又は機関 米国 (US)

(71) 出願人 519405123
 イーバート, テレンス, ジェイ.
 アメリカ合衆国 18017 ペンシルベニア州, フリーマンズバーグ, クリアワールド ストリート 358
 (74) 代理人 110000659
 特許業務法人広江アソシエイツ特許事務所
 (72) 発明者 イーバート, テレンス, ジェイ.
 アメリカ合衆国 18017 ペンシルベニア州, フリーマンズバーグ, クリアワールド ストリート 358
 Fターム(参考) 4D047 AA08 AB01 AB02 AB04 BA03
 BB03 BB09 BB10 CA03 CA17
 DA05 DA17

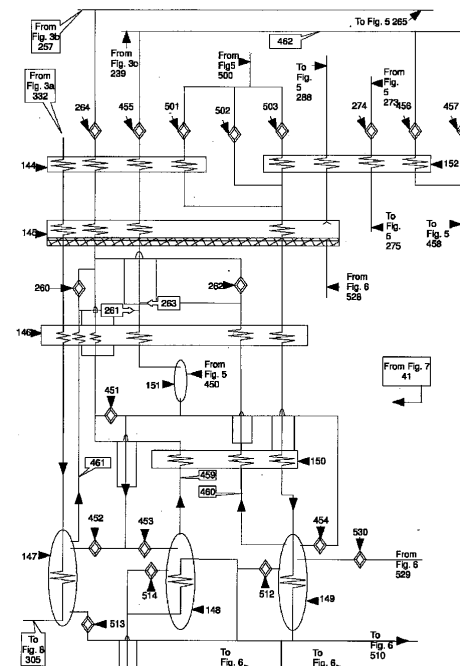
最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 気体を液化するための装置およびプロセス

(57) 【要約】

最大酸素状態、安定モードで稼働する空気分離プラントと共に利用される液化装置。プラントから液化装置への3つの気体流れは、低圧酸素、低圧窒素、および高圧窒素気体流れである。流れのすべては、華氏約37度の温度を伴って主熱交換器の側面で見出される。気体のすべては、貯蔵またはプラントへ戻るために、過冷却された液体として液化装置から出る。液化装置は、フロントエンド電気凝縮器を含まず、自己生成した液体窒素を取り込み、それを稼働可能な420psigの圧力までポンプアップし、タービン、凝縮器、フラッシュポット、および複数経路熱交換器の使用を伴う。液化装置は、空気分離プラントが生成可能な任意の純粋な気体酸素または窒素の計画された量から液体を作製する。

Fig. 4 THE LIQUEFIER HEAT EXCHANGERS.



【特許請求の範囲】

【請求項 1】

空気分離プラントと共に使用するために構成された液化装置であって、
断熱されたハウジング中に提供される熱交換器システムであって、酸素冷却器、予熱器、煮沸器、凝縮器、追加された冷却熱交換器、タービン排気相分離器、酸素発生フラッシュポット、窒素発生フラッシュポット、窒素ポンプフラッシュポット、前記フラッシュポット中の窒素浴の液体高さを制御するための複数のレベル制御弁、ならびに入口および排出口ラインの間を連結する入口および排出口ラインのシステムを含む、熱交換器システムと、

前記空気分離プラントから前記熱交換器システムへの、気体酸素流、低圧気体窒素流、および高圧気体窒素流と、

並列に連結された複数のタービン膨張機、および直列に連結された複数のタービンブスターを含む、前記熱交換器システムに作動可能に連結されたタービンアセンブリであって、各タービン膨張機およびタービンブスターは関連する入口流量計を有し、各タービン膨張機は可変案内羽根を有し、各タービンブスターは関連するアフタークーラーおよびサージ制御弁を有する、タービンアセンブリと、

前記煮沸器への液体窒素流の前記圧力を増大させるための、前記熱交換器システムに作動可能に連結された窒素ポンプシステムと、

前記酸素冷却器、煮沸器、および凝縮器を連続的に通過して連結され、前記酸素発生フラッシュポットのチューブ側に入り、かつ過冷却された液体酸素アウトプットとして貯蔵へと出る、前記気体酸素流と、

前記酸素発生フラッシュポットからの窒素流れと、前記タービンアセンブリの前記タービンブスターに連結する前記合わせた流れとを合流する、前記空気分離プラントからの前記低圧気体窒素流と、

主要な窒素気体流れを前記熱交換器システムへ提供する、前記タービンブスターからの圧縮された気体窒素の出口流れであって、前記流れが、前記酸素冷却器を温めるように設定された制御弁を有する第 1 の分岐と、第 2 のバイパス分岐と、前記予熱器を温めるように設定された制御弁を有する第 3 の分岐とに分岐し、次いで、前記分岐が、再合流して、窒素浴を沸騰させるために前記煮沸器に温かい流れを提供し、次いで、前記凝縮器に入り、かつ前記タービンからの前記排気流れとの熱交換を経験する前記流れを冷却し、2 相液体気体窒素流を形成し、これは、前記 2 相窒素流をさらに冷却するために前記追加された冷却熱交換器へ入り、次いで、前記ポンプフラッシュポットに送られて、単相液体窒素流を生成する、出口流れと、

前記ポンプフラッシュポットを出て前記窒素ポンプシステムへと続く前記液体窒素流に連結する分岐であって、前記流れ圧力が増大する場合、前記ポンプシステムからの第 1 の流れは、前記煮沸器にフィードし、かつ前記ポンプシステムからの第 2 の流れは、前記ポンプフラッシュポットの前記シェル側に逆連結する、分岐と、

前記予熱器にフィードする前記煮沸器からの前記第 1 の流れであって、前記窒素流れが蒸発し、次いで、前記タービン膨張機への入口に連結し、かつ前記タービン膨張機からの前記出口排気流れが前記タービン排気相分離器に連結する、前記第 1 の流れと、

前記相分離器からフラッシュポットへの制御された液体窒素流れ、ならびに圧力制御弁へと続き、かつ前記高圧窒素入口ラインに合流する前記凝縮器、煮沸器、および酸素冷却器へ至る前記相分離器の気体流オフと、

前記窒素発生フラッシュポットの前記チューブ側へと続く、前記ポンプフラッシュポットを出る前記液体窒素流と連結する別の分岐であって、そのアウトプットが過冷却された販売可能な窒素製品である、別の分岐と、を備える、液化装置。

【請求項 2】

前記アフタークーラーが、前記タービンパッケージからの前記圧縮された気体窒素出口上で 90 度の温度を保持するように設定される、請求項 1 に記載の液化装置。

【請求項 3】

10

20

30

40

50

前記アフタークーラーが、2重空気冷却ファンシステムをさらに備え、その各ファンが、25馬力のパワーベルトで駆動されるファンであり、一方のファンが固定されたピッチファンであり、他方のファンが可変ピッチファンである、請求項2に記載の液化装置。

【請求項4】

前記窒素ポンプシステムが、2つの別個の窒素ポンプを含み、その各々がその独自の入口弁、出口弁、および逆止弁を有し、前記ポンプの一方のみが一度に作動する、請求項3に記載の液化装置。

【請求項5】

前記窒素ポンプシステムが、前記ポンプがオフであるか、ゆっくりと変化するポンプスピードである場合に前記煮沸器に対する液体の前記量を調節するためにポンプレベル制御弁を有するポンプバイパスラインをさらに含む、請求項4に記載の液化装置。

10

【請求項6】

前記ポンプフラッシュポットの前記シェル側に至る自動制御弁への流れラインをさらに備え、前記制御弁は常時閉である、請求項5に記載の液化装置。

【請求項7】

バックアップ気体窒素システムをさらに備える、請求項1に記載の液化装置。

【請求項8】

前記液体酸素の前記決定された純度に応じて前記液体酸素を廃棄または貯蔵のいずれかに導くための逆止弁および自動制御弁を含む前記酸素発生フラッシュポットの前記排出口からの入口を備える液体酸素フィルタシステムをさらに備える、請求項1に記載の液化装置。

20

【請求項9】

前記予熱器タービン膨張機からの前記蒸発した窒素出口流れが、前記タービンから3パーセント超の液体排出を引き起こすほど冷たい状態であってはならない、請求項1に記載の液化装置。

【請求項10】

空気分離ユニットから液体窒素および酸素を産生するためのプロセスであって、酸素ならびに高圧および低圧気体窒素流を別々に純粋な気体として液化装置にフィードすることと、

前記気体酸素を連続的に酸素冷却器、煮沸器、凝縮器、および酸素フラッシュポットへと通過させて、液体酸素流を提供することと、

30

前記液体酸素流を酸素フィルタハウスへフィードして、前記液体酸素の純度を測定し、次いで、精製された前記液体酸素を貯蔵へと移動させ、それにより、前記酸素は、液体から気体への状態変化により前記酸素フィルタハウスに引き入れられることと、

前記凝縮器、煮沸器、および酸素冷却器を連続的に通過する前記フラッシュポットからの低圧気体窒素流をフィードし、前記フラッシュポットからの前記低圧流と前記空気分離プラントからの前記低圧窒素流とを合流させることと、

前記合流した低圧窒素流を、直列に配置された複数のタービンブスターおよびアフタークーラーにフィードして、前記圧力を増大させ、前記窒素流を冷却して、主要な窒素流れを提供することと、

40

分岐ライン中の前記主要な流れを、前記酸素冷却器、予熱器、およびバイパスにフィードして、次いで、前記主要な流れに再合流させることと、

前記再合流した主要な流れを前記煮沸器にフィードして、前記タービンに圧力を与え、次いで、前記煮沸器から前記凝縮器へは気体として、次いで、前記凝縮器から追加された冷却器へは2相液体としてより低い温度となり、次いで、低圧での窒素浴により冷却されたポンプフラッシュポットへと続き、単相の使用可能な液体窒素として前記ポンプフラッシュポットを出ることと、

液体窒素ポンプシステムへと続く前記ポンプフラッシュポットの使用可能な液体窒素オフの一部をフィードすることと、

前記ポンプシステムの出口では、使用可能な液体窒素の第1の調節された流れを前記煮

50

沸器にフィードし、蒸気点まで沸騰させ、それにより、前記蒸気の前記圧力蒸気点を複数のタービン膨張機内の案内羽根により引き止め、次いで、前記蒸発した窒素流れを第2の予熱器にフィードする前記煮沸器からの出口では、次いで、並列に配置された前記複数のタービン膨張機を稼働させて、より低い圧力窒素気体流れを産出し、この出口気体は、液体温度低圧力気体に近接しており、ほぼその沸点にあり、かつより高い圧力窒素流およびより低い圧力窒素流からの気化による潜熱を取り除くことができることと、

前記タービン膨張機からの前記より低い圧力窒素気体流れを、前記相分離器の3パーセント以下の液体オフを産生するように調節されたタービン排気相分離器中へフィードし、前記タービンの前記出口温度および排出自動制御弁により制御された液体レベルを保持し、この温度は、煮沸器圧力および予熱器フィード温度に依存するものであり、次いで、前記凝縮器に冷凍を付与するための前記凝縮器へと続くことと、

前記相分離器の気体流を前記凝縮器へフィードし、次いで、前記煮沸器へ、次いで、前記酸素冷却器へと続いて、より多くの液体を作製し、前記酸素冷却器を出ると、圧力制御弁を含有するラインへ続き、より高い圧力窒素流入口と合流し、これを用いて前記予熱器を温め、前記予熱器を迂回し、および前記最終タービンブスターに連結して、前記主要な流れの作製に合流することと、

前記相分離器の前記液体オフを、別個の自動レベル制御弁により調節されるような前記酸素フラッシュポット、前記窒素産生フラッシュポット、およびポンプフラッシュポットにフィードし、かつ前記相分離器の残存する任意の液体オフを制御弁へフィードして、前記液体をフラッシュし、次いで、低圧ラインへフィードされて、前記窒素産生フラッシュポット排気気体へと続くことと、

低圧流れを前記空気分離プラントへフィードして、前記低圧塔およびアルゴンシステムに冷凍を付与することと、

前記ポンプフラッシュポットからの窒素流れを前記産生フラッシュポット、次いで、貯蔵へとフィードすることと、を含むプロセス。

【請求項11】

オープンループ冷凍システムであって、それ自体の液体に到達するために1つ以上の向流熱交換器およびフラッシュポットを用いるオープンループ冷凍システムと、煮沸器に圧縮の熱を提供するためのタービンブスターと、凝縮器に冷凍を提供するためのターボ膨張機と、前記ターボ膨張機に圧力を構築するためのポンプと、を備える、液化装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

関連出願の相互参照

本出願は、2017年5月16日に提出された米国仮出願第62/506,932号の利益を主張するものであり、この仮出願は、参照によりその全体が本明細書に組み込まれる。

【0002】

本発明は、気体の液化に関し、より具体的には、窒素および酸素の供給源のために空気分離プラントを使用し、かつ約420 psigの最高稼働圧力を有し、この圧力を形成するのに電気圧縮機を必要としない、窒素および酸素などの気体を液化するための装置およびプロセスに関する。これにより、電気料金を軽減することができる。

【背景技術】

【0003】

窒素および酸素などの気体を液化するためのシステムおよび方法はよく知られている。大量の液体窒素、酸素、およびアルゴンを生成する主なプロセスは、空気分離プラントを用いる。空気分離プラントは、大気中の空気を取り込み、低温温度での分留プロセスを介して、成分気体または画分をそれらの沸点により分離することができる。空気を異なる気体に分離するためには他のプロセスもあり、例えば、圧力スウィング吸着、真空圧力スウィング吸着、および他のものがあるが、これらは輸送可能な液体を作製しない。現在、輸

10

20

30

40

50

送可能な液体気体を大量に産生するには、稼働するために高コストで大量の電力を必要とする冷却塔などの関連機器のすべてを伴う多数の圧縮機および膨張機が必要である。

【0004】

今日、液体気体を作製するプロセスは、主熱交換器の温側の2つの出口流から気体状純窒素を取り込み、一方の流れは、低圧窒素流であるより大きな流れであり、他方の窒素流は、約半量の流れであるが、より高い圧力である。より大きな流れのより低い圧力 $2 \text{ psig} + / - 1.5 \text{ psig}$ の窒素気体は、液化装置セクションからのフラッシュポット戻り流れと一緒に、この複数の低圧力流れは、2つの熱交換器の温側の出口からくる。この低圧力流れは、すべてが使用されず、一部は大気中へと通気し戻され、一方で、残りの流れは、低圧窒素圧縮機へと送られ、ここで、圧縮機の出口は、より高い圧力の複数フィードと圧力が等しくなる。より高い圧力流れは、低圧窒素圧縮機の出口および液化装置熱交換器タービン戻りの温側の気体オフと共に主熱交換器の出口から構成される。気体のすべてはリサイクル圧縮機に送られ、次いで、気体のすべては2つのタービンブスターに分割される。圧縮の各段階の後、圧縮の熱が除去される。この流れは、4工程で冷却される。第1の工程は、温かいタービン膨張機への気体の分割であり、および第2の工程は、冷たいタービンへの気体の分割である。残りの流れは、液化装置熱交換器を出ていき、ここで、気体は *Sotto* 液体と呼ばれる。第3の工程は、ジュールトンプソン効果を引き起こすニードル弁を介する流れ圧力を軽減することである。ニードル弁の出口は、2相液体を提供する。第4の工程は、液体および気体をすべて液体へと冷却することであり、これはフラッシュポット内で行われる。これにはすべて冷凍が必要とされる。

10

20

【0005】

産業気体の市場において販売のための液体を作製するために設計された現行空気分離プラントは、通常、液化装置を使用する。現在の液化装置は、リサイクル経路あたり少量の液体しか作製しない（リサイクル圧縮機流れの約 15.2% ）。一旦液体が作製されると、それはフラッシュポットされて、過冷却となり、少量の液体は冷凍のために空気分離プラントへ戻るが、この液体の大部分は貯蔵タンクへと送られる。液体窒素はいずれも液化装置に戻らない。改良された液化装置が依然として必要とされている。

【発明の概要】

【0006】

本発明は、窒素および酸素などの気体を液化するためのシステム、装置、およびプロセスに関する。本発明のシステムは、現行の液化システムよりもはるかにより少ない電力を使用するオープンループ冷凍システムであり、通常5年などの期間を有する現行の電力契約が期限切れとなるために、徐々に現行システムに代えて実施することが可能である。

30

【0007】

一実施形態では、液化装置は、空気分離プラントの一部であり、別の実施形態では、現行プラントの改良版である。同じプロセスは、ほとんどすべての気体を取り込み、液体にすることができる。説明目的のために、図1には、入口メーターポイント111にて $780,000 \text{ scfh}$ で入ってくる空気流れを有する空気分離プラントが模式的に示されている。本発明の液化装置により利用される、図1のポイント203および216の窒素、ならびに図1のポイント321の酸素は、空気分離プラントの高圧塔114および低圧塔116（3つの主要塔を有するいくつかのプラントがある）により産生される。これらの窒素および酸素流れは、安定に稼働する空気分離プラントの主熱交換器113温側から図1の321にて純気体酸素としてならびに203および216にて気体窒素の2つの流れとして出てくるはずであり、これらは液化される。例示された実施形態では、液化装置は、現行の空気分離プラントの改良型の一部であり得る。すべての空気分離プラントは、この液化装置を使用することができる。図1では、ポイント321の酸素は、華氏37度の温度、 19.928 psia の圧力、および $161,521.037842 \text{ scfh}$ の流れを伴って、主熱交換器113温側から出てくる。窒素流は、 $371,184.701923 \text{ scfh}$ の流れを伴って、華氏37.29度を保持しながら、 14.94 psia で、主熱交換器113を出て、ポイント216へと続き、この窒素流は、 67 psig の圧

40

50

力で、華氏37度を保持する、211,000scfhの流れを伴って、熱交換器113を出て、ポイント203へと続く。

【0008】

酸素流321ならびに窒素流203および216は、液化装置にフィードされ、この液化装置は、別個の流れを純粋な気体として取り込み、その流れは販売可能な、ポイント537にて液体窒素(図6を参照されたい)として、およびポイント381にて液体酸素として(図8を参照されたい)液化装置を出てくる、オープンループ冷凍ユニットである。本発明の液化装置は、従来の液化装置と比べて有意に軽減された電力要件を有し、したがって、販売可能な液体をより安価に生産することが可能となる。

【0009】

本システムは、液体窒素の多くの特性を利用する。これらの特性の1つは、液化装置のポイント528(図6)で生じる圧力をポンプアップ可能な、大部分が圧縮可能でない流体である液体窒素であり、これは、稼働可能な圧力に到達するために圧縮可能な気体を圧縮するよりも少ない力で行うことができる。液体窒素流は、ポンプ(図6の液体窒素ポンプ169または170のいずれか)により圧力を上昇させることができ、実施形態で示されるこのポンプは、100馬力未満を使用している。次いで、液体を熱交換器(図4の煮沸器145)へもたらし、ここで、図4のポイント528でポンプされた液体は、蒸気点まで沸騰させられる。蒸気の圧力蒸気点は、タービン154、158、162、および166内の4つの可変案内羽根により引き止められ、そのすべては図5に示されている。次いで、生じた蒸気は、同じく図5に示されている4つのタービン膨張機153、157、161、および165を運転するために使用することができる。図5のポイント450でのタービン膨張機の出口は、より低い圧力気体をほぼその沸点を伴って産出し、これは相分離器151へと向かい、次いで、図4の凝縮器146へ冷凍を付与し、これはより多くの液体を生成する。タービン膨張機を出てくる気体は、すべて図4にあるポイント149へ続くポイント500でのより高い圧力窒素流から、およびポイント305へと続くポイント332でのより低い圧力酸素流から、気化の潜熱を取り除くことができる。

【0010】

いくつかの従来の空気分離プラントは、ここで記載される気体を取り込み、パイプライン使用のために別の圧縮機へと送る、酸素および/または窒素パイプラインを有し得る。残りの気体は、パイプライン圧縮機が時折通気する任意の気体と共に使用されることができ、図示されていないが、これらの類の変更は、本発明の空気分離プラントおよび液化装置に対して最小限の数の修飾または変更を施すことで実施され得ることが理解されよう。

【0011】

本発明を適用可能であるさらなる領域は、本明細書で下記で提供される詳細な説明から明らかであろう。本発明のこの好ましい実施形態の詳細な説明および特定の実施例は、説明目的のためのみに意図されており、本明細書で示される温度、圧力、および純度は、実際の読み取りに近いものであるが、完全に正確な値でなくてもよく、かつそれらは本発明の範囲を限定することを意図していないことが、理解されるべきである。他の実施形態は、例えば、液化した天然ガスの産生のためであり得る。

【図面の簡単な説明】

【0012】

本発明は、詳細な説明および添付の図面からより十分に理解されることとなる。

【0013】

【図1】本発明の液化装置と共に作動するために構成された主なプラント空気分離ユニットの模式図である。

【図2】本発明に従う、アルゴン液化システムの一般的作動の模式図である。

【図3a-3c】本発明の液化装置についての酸素ならびに低圧および高圧入口配管の模式図である。

【図4】本発明の液化装置の熱交換器の模式図である。

10

20

30

40

50

【図5】本発明の液化装置のタービンおよびブースターシステムの模式図である。

【図6】本発明の液化装置の液体窒素ポンプシステムの模式図である。

【図7】本発明の液化装置のバックアップ気体窒素システムの模式図である。

【図8】空気分離プラント液体酸素フィルタハウスの模式図である。

【発明を実施するための形態】

【0014】

以下の詳細な説明は、ここで企図されている発明の最良のモード（複数可）である。このような説明は、限定の意味で理解されることを意図しておらず、単に本発明を例証するための本発明の非限定的な実施例であることが意図され、以下の詳細な説明および添付の図面と併せてこれを参照することにより、当業者は、本発明の利点および構造を知ることができる。

10

【0015】

以下の詳細な説明は、入口メーターボックスにて毎時780,000標準立方フィートの入口気体空気流れを有し、1日あたり650トン超もの販売可能な液体を作製し、液化装置と共に稼働する、空気分離プラント部位に関連する、本発明の液化装置を記載している。

【0016】

ベースライン。第1に、本発明者は、1日あたり650トン超の液体製品を作製する空気分離プラントが稼働することができる1つの方法をこれから説明する。以下の説明は、全純窒素流について、ならびに1気圧および華氏70度での気体の標準立方フィートについて、4ppmの酸素含量およびゼロアルゴンに基づく。プラントの立地は、ほぼ海面レベルであり、乾球温度で華氏80度および湿球温度で華氏70度を伴う。加えて、本明細書で提供される表は、図に関連して本明細書に記載される空気分離プラントおよび液化装置アセンブリ内の各参照番号のポイントまたは工程についての温度、圧力、および流れ読み取り、ならびに図の位置、および他のコメントを提供する。

20

【0017】

空気分離プロセス。ここで特に図1を参照すると、我々の周りの空気は、販売可能な液体を作製するために空気分離プラントにより使用され、かつ初めに濾過システム100にて濾過される、空気1である。通常、空気を稼働可能な圧力まで上昇させるのに使用される4段階の圧縮機101と、102で凝縮された水を除去する3つのインタークーラーと、が存在する。第4の圧縮段階の後、通気弁103が潜在的に存在するが、これは常時閉である。ここで、圧縮された空気は、ファン冷却されたアフタークーラー104で冷却され、次いで、冷凍ユニット105で再度冷却される。水は、圧縮の間に凝縮され、水分離ユニット106へと送られ、ここで、水は107にて除去される。空気は依然として多量の水蒸気を保持しており、華氏-110度の相当ポイントまで乾燥させなければならず、これはモレキュラーシープ床108により成し遂げられる。乾燥作用は、少量のシープ材料を微細な粉塵へと分解し、これが今度は粉塵フィルタ110により除去される。ここで、空気は使用可能となる。

30

【0018】

ポイント2にてバックアップ気体窒素システム（図7を参照されたい）へ濾過された空気の供給を送るために常時開であるオン/オフ弁112により制御される器具空気供給ヘッダーへと続くラインが存在する。空気の残りのすべては111でメーターにより計量され、ライン3を介して主熱交換器113に送られる。ライン4中で主熱交換器113を出る空気は、高圧塔114の第3のトレイへ送られる。凝縮された液体は、高圧塔114の底部へ落下し、ライン5にて除去され得る。ポイント6でのこの液体は、ポイント（8）へ続くライン7中を上昇する前に過冷却器117により冷却される必要があり、粗アルゴン凝縮器120の頂部へ続くライン9または低圧塔116の44番目のトレイへ続くライン10のいずれかへ分割される。高圧塔114を再度参照すると、塔114中へ入った気体の残りは、38個のトレイを通過して塔を上へ移動し、かつライン200中の塔114の頂部にて純窒素気体として除去される。ライン200中の気体窒素は、低圧塔116底部

40

50

液体内の再沸器 115 のチューブ側へ至るライン 201 へと分割される。再沸器 115 は、気体窒素を液体窒素へと凝縮する。ライン 220 中で再沸器を出るこの液体窒素流れもまた分割され、液体窒素の大部分は高圧塔 221 へ戻り、残りはライン 222 中で過冷却器 117 へと向かう。

【0019】

ライン 201 に対する分割に加えて、ライン 200 中の高圧塔 114 から出た純気体窒素流が存在し、これはライン 202 中で主熱交換器 113 へと続き、そこで、気体窒素流は温められ、ポイント 203 にて主熱交換器 113 を出る。次いで、図 3c に示されるように、気体は、液化装置へ続く高圧窒素入口ラインに向かう。図 1 を再度参照すると、再沸器 115 を出るライン 220 中の液体窒素流れの大部分は、ライン 22 中で高圧塔 114 に向かうが、残りはライン 222 中で過冷却器 117 へ向かう。過冷却器 117 は、液体流れからより多くの熱を除去し、その結果、ライン 223 中で過冷却器 117 を出る際、流れは、主要なフラッシュオフを行うことなく低圧塔 116 で使用されることができる。液体は、低圧塔 116 の頂部へと上昇して、流れを計量し、かつ減圧し得るライン 224 中の制御弁へと続く。主な作動の熱喪失を補うために必要とされる液体窒素の量は、新規液化装置からの流れであるポイント 544 (図 6) からポイント 549 にて追加される。ポイント 549 へ到達するために、ポイント 544 からの液体窒素の流れは分割され、その結果、流れの 1 つは、純アルゴンシステム (図 2、ポイント 545) へと向かい、別の流れは、ポイント 549 での流れを計量および減圧し得る制御弁 548 へと向かい、これは上記されたように、ライン 224 中の流れと合流し、ライン 225 中の合流した流れを生じる。

10

20

【0020】

合流した流れ 225 は、低圧塔 116 のトレイ 65 に入る。ライン 210 中で出てくる低圧塔 116 の頂部の気体は大部分が窒素である。純アルゴンシステム (図 2、ポイント 545) へ向かうライン 544 中の液化装置からの液体窒素は、低圧気体窒素 (図 2、ポイント 558) として戻り、ライン 210 中で低圧塔 116 を出る低圧力 210 気体窒素と合流し、ライン 214 中の合流した流れは、過冷却器 117 へ向かう。ここで、ライン 215 中の過冷却器 117 からの気体窒素の出口は、主熱交換器 113 へ入り、次いで、低圧気体窒素は、主熱交換器 113 を出て、低圧窒素入口ラインを通り、図 3b のポイント 216 で示されるように、本発明の液化装置へ向かう。

30

【0021】

図 1 の低圧塔 116 を参照すると、消耗窒素および大量の一酸化炭素がプロセスを出ていくポイントであるトレイ 55 まで塔を下降していく。消耗窒素流 50 は、過冷却器 117 へと続く低圧塔 116 を出る。ライン 51 中の過冷却器 (117) の出口では、消耗窒素流は、主熱交換器 113 へ入り、次いで、ライン 52 の温められた流れ中で主熱交換器 113 を出て、制御弁へと続き、ここで流れが計量される。制御弁の後、ライン 53 中の温められた消耗窒素流は、次いで、オフラインのモレキュラーシープ床 109 を再活性化するために使用される。したがって、消耗窒素流 53 は、気体燃料式加熱器 122 のチューブ側へ送られ、次いで、ライン 54 を出て、オフラインモレキュラーシープ床 109 の頂部へと続く。床は、第 1 に加熱され、次いで、消耗窒素により冷却され、気体はライン 55 にて大気へと出ていく。低圧塔 116 を再度参照すると、高圧塔 114 の底部からのライン 10 中の液体が入っていく位置であるトレイ 44 まで塔を下降する。高圧塔 114 の底部からのライン 9 中の液体は、粗アルゴン凝縮器 120 に入り、ここで、それは、再沸器 119 のチューブ側にある粗アルゴンを凝縮するために使用される。ライン 9 中の高圧塔フィード底部からの少量の液体は、ライン 11 にて除去され、ここで、液体は計量されて、次いで、低圧塔 116 トレイ 42 へと続くライン 12 中に送られる。高圧塔 114 の底部を出るライン 9 からの液体の残りは、再沸器 119 中の粗アルゴンの凝縮の間に蒸発する。このような気化から形成される気体は、ライン 13 中で高圧塔 114 を出ていき、制御弁により計量され、その後、ライン 14 へともたらされて、低圧塔 116 の 43 番目のトレイへと進む。低圧塔 116 を、アルゴン気体の量が低圧塔内で最も多くなる位置

40

50

であるトレイ 24 まで下降する。この気体は、粗アルゴン塔 118 へと続くライン 15 にフィードされる。粗アルゴン塔 118 の底部の液体は、ライン 16 中で計量された制御弁へと出る。制御弁の後、ライン 17 中の液体は、低圧塔の 24 番目のトレイに戻し送られる。

【0022】

粗アルゴン塔 118 に滞留して、ライン 16 中で粗アルゴン塔に入る低圧塔 116 からのライン 15 中の気体は、38 個のトレイを通して、再沸器 119 を上昇する。気体は、再沸器 119 チューブ側内で、液体および気体に変化し得る。液体および気体は、相分離器 121 へと出ていき、相分離器 121 の気体オフは、アルゴン液化システム（図 2、ポイント 400）へと向かう。相分離器 121 からの液体は、粗アルゴン塔 118、トレイ 38 へと向かう。低圧塔 116 へ戻ると、トレイ番号 1 のすぐ下まで塔を下降し、ここで見出される気体は、「純酸素」と呼ばれる。気体酸素は、低圧塔 116 からライン 320 中で除去されて、主熱交換器 113 まで進み、ここで、気体は温められる。熱交換器の後、温められた気体は、液化装置へと続く酸素入口ラインへと向かう（図 3 a、ポイント 321 を参照されたい）。低圧塔 116 に戻ると、底部液体は「純粋な液体酸素」である。再沸器 115 は、液体酸素を、低圧塔 16 を駆動する気体状酸素に変化させる。気体の大部分は塔を上昇するが、大量の気体酸素を除去するプロセスは、より低い圧力を引き起こし得る。より低い圧力は、より低い温度を意味し、これは、主な空気圧縮機 101 へはるばる続くすべての稼働圧力を低下させる。少量の液体酸素は、固体汚染物質をフラッシュアウトするためにライン 300 中で除去される必要がある。この液体酸素は、過冷却器 117 へ送られ、過冷却器 117 の後、ライン 301 中の流れは計量されるが、再沸器高さのレベル制御は、図 8 の弁 336、または 343、または 357 であり得る。液体酸素流れは、図 8 のポイント 302 に送られる。また、図 1 の底部で参照されるのは、図 7 からのポイント 40 であり、これは、湿った空気を締め出すために断熱されたコールドボックス上で陽圧を保つために使用されるコールドボックス窒素パージである。ポイントの別のセットは、安全逃がし弁 213 およびバーストディスク 212 へと続く低圧塔 166 フィード 211 の周りにあり、この設定は、低温であり、必要な場合に作動させる保険として図 7 ポイント 39 から受け取る温かい窒素流れを必要とする。

【0023】

純アルゴンサブシステム。ここで主に図 2 を参照すると、2 つの主要な流れが示されており、その 1 つは、冷却のための窒素であり、他方は、プロセスのためのアルゴンである。窒素流れは、図 1、ポイント 545 から冷たい液体窒素としてくるものであり、これは、2 つの制御弁へと分岐し、その制御弁の両方は、それらが供給している液体窒素浴を制御する。1 つの制御弁 546 から出る流れは、熱交換器 125 シェル側の底部を占めるタンク 126 を保持する純アルゴン再凝縮器へと続く。液体窒素は蒸発していき、ライン 555 中を出ていき、圧力制御弁、次いで、ライン 557 へと続く。図 1、ポイント 545 からの第 2 の流れは、純アルゴン塔凝縮器 131 のシェル側にあるライン 547 中の液体レベルを保持するように設定された別の制御弁へと進む。この液体窒素は蒸発して、ライン 556 中で凝縮器 131 を出ていき、圧力制御弁へと続き、その後、それはライン 557 に合流して、図 1、ポイント 558 の主な空気分離ユニットへと戻る。

【0024】

プロセスへのアルゴンは、図 1、ポイント 400 からくる。この粗アルゴン流れは、アルゴン熱交換器 133 の冷側へ入り、水素のライン 403 との合流した流れへ向かうライン 401 中へ温まって出てくる。合流した流れ 404 は、アルゴン圧縮機 134 へと向かい、この圧縮機は、1 つのインタークーラーを伴う 2 段階圧縮機である。ライン 405 中でアルゴン圧縮機 134 を出る圧縮されたアルゴン水素流れは、アフタークーラー 135 により冷却され、ライン 406 中でアフタークーラー 135 を出て、これは、水素の追加流れと合流する。水素の追加流れは、チューブトレイラ 136 からくるものであり、小さなライン 407 へ出ていき、次いで、圧縮されたアルゴン水素流れ 406 に 408 を供給するために圧力調節されて、合わせた流れ 409 を作り出し、アルゴンフラッシュアレス

タ 1 3 7 へと続く。ライン 4 1 0 でフラッシュアレスタ 1 3 7 を出る際、流れは、デオキソ触媒床 1 3 8 へ向かい、そこで、アルゴン中の水素および酸素は合わせられて、水蒸気を作り出す。このポイントで流れの名称は、燃焼アルゴンに変化する。ライン 4 1 1 中のデオキソ触媒床 1 3 8 の出口は、非常に熱く、多量の湿気を伴う。ここで、燃焼アルゴン流れは、アフタークーラー 1 3 9 により冷却され、その後、ここで、高い湿度は、ライン 4 1 2 中で水となる。次に、4 3 2 で大気へと出ていく底部水排水制御弁を伴う相分離器 1 4 0 を用いて、水を除去する。ライン 4 1 3 中で相分離器 1 4 0 を出る際、燃焼アルゴンは依然として 1 0 0 % の相対湿度である。燃焼アルゴンは、華氏 - 1 1 0 度の露点で乾燥する必要があり、そのため、流れは、乾燥器床 1 4 1 へ送られる。そこでライン 4 1 4 中の乾燥器床 1 4 1 を出る際、燃焼アルゴンを伴う多少の粉塵が存在し、これは、粉塵フィルタ 1 4 3 により除去される。ここで、ライン 4 0 2 中の燃焼アルゴンは、乾燥しており、粉塵を含まず、使用準備が整った状態であり、アルゴン熱交換器 1 3 3 へと向かう。

10

20

30

40

50

【 0 0 2 5 】

燃焼アルゴン 4 0 2 は、それがアルゴン熱交換器 1 3 3 に入るとき、温かい。アルゴン熱交換器 1 3 3 の冷側で、流れ 4 1 5 は、水素分離器 1 2 7 へ向かい、それが水素分離器 1 2 7 へ入る際には、ほぼ液体を形成している。水素分離器 1 2 7 を出る際のライン 4 1 6 中の気体は、再沸器の凝縮作用に起因して、アルゴン再沸器 1 2 8 のチューブ側に上昇していく。再沸器 1 2 8 は、デオキソ触媒床 1 3 8 から残留水素を液化するほどは冷たくなく、したがって、再沸器チューブ側の頂部で集まり、アルゴンおよび窒素のすべては液化し、4 1 7 で水素分離器 1 2 7 の底部へと落下し、この底部にはトレイはない。再沸器の頂部の水素は、流れ制御弁へと続く 4 1 9 で除去され、アルゴン圧縮機の合流した吸引流れ 4 0 4 へと続くライン 4 0 3 中で送り返される。

【 0 0 2 6 】

水素分離器 1 2 7 の底部にある液体は、ライン 4 2 0 中で純アルゴン塔 1 3 0 をフィードするレベル制御弁へと続く 4 1 8 にて除去される。この流れは、微量の酸素および水素を伴って、アルゴンおよび窒素を含有する。この液体は過冷却されておらず、減圧後にフラッシュし得る。液体および気体混合物は分離してもよく、気体は蒸留トレイを通して上昇し、液体はそれが底部で収集されるまで、トレイから下のトレイへと流れ出ていく。

【 0 0 2 7 】

純アルゴン塔の底部にある液体は、まず、再沸器シェル側 1 2 8 の外側シェルリング 1 2 9 の周りで集まり、そのリングが満タンになった後、液体は、純アルゴン塔 1 3 0 の底部を充填していく。次いで、この液体は、レベル制御弁へと続く 4 2 5 で除去され、4 2 7 で、純アルゴンタンク 1 2 4 へ向かうライン 4 3 1 中の再凝縮されたアルゴンと合流する。純アルゴン塔 1 3 0 へ入った気体は、それが凝縮器 1 3 1 のチューブ側で凝縮されるまで、蒸留トレイを通して上昇していく。凝縮器 1 3 1 シェル側は、液体窒素で満ちており、これにより、ライン 4 2 1 中でアルゴン中の窒素を液化するが、水素は液化しない程度に十分冷たい状態となる。液体および気泡は、相分離器 1 3 2 へと続くライン 4 2 2 中で除去されていく。少量の気体は、流れ制御弁へと除去され、4 2 3 で大気へと出ていく。この弁は常に非常に冷たく、温かいパージ流れを必要としており、この流れは、バックアップ気体窒素システム（図 7、ポイント 3 7）から受け取る。相分離器 1 3 2 の液体は、ライン 4 2 4 中で純アルゴン塔 1 3 0 の頂部トレイへと逆に出ていき、気体アルゴンの通過を停止する冷たいキャップとして作用する。

【 0 0 2 8 】

貯蔵タンク 1 2 4 中のアルゴンは、弁ライン 4 2 8 を有し、アルゴン輸送トレイラ 1 2 3 は、同様の弁ライン 4 2 9 を有し、その両方は、弁自動圧力制御弁を介して過剰な圧力を通気する。通気された気体は、4 3 0 で同じラインを共有して、アルゴン再凝縮器 1 2 5 のチューブ側へと続き、そこで、それは液化されて、ライン 4 3 1 中で液体は、アルゴン貯蔵タンク 1 2 4 へ続く、合流したライン 4 2 7 に戻される。

【 0 0 2 9 】

このプロセスにおいて使用される 2 つのアルゴン乾燥床があり、図 2 の 1 4 1 および 1

4 2 にて同定される。図 2 で図示されるように、乾燥床 1 4 1 は、使用される乾燥器として示され、乾燥器 1 4 2 は、再活性化される。再活性化は、図 7、ポイント 3 6 からのパージヘッダーの窒素オフにより実施される。乾燥器容器は、それらの独自の加熱器を有し、4 3 3 で弁へと汚染物質を外に移動させるために、乾燥気体窒素のみを必要とする。

【 0 0 3 0 】

液化装置への取り込みまたは通気入口配管。図 3 a ~ 3 c に示されるように、液化装置へと続く 3 つの入口流れがあり、そのすべては、空気分離プラント主熱交換器の温側からくる (図 1)。これらは、気体酸素入口流れ、空気分離プラント主熱交換器の温側の低圧力側からの気体窒素入口流れ、および高圧塔からの気体窒素入口流れである。

【 0 0 3 1 】

ここで図 3 a を参照すると、示されるような気体酸素入口流れは、図 1、ポイント 3 2 1 の主熱交換器の温側からくる。ここで、この気体酸素流れは、産生の過剰な引出しを防止または停止させるために、流量計 3 2 5 により制御される。流れは空気分離プラントにより設定され、流量計 3 3 1 の読み取りが流量計 3 2 5 と等しくないならば、次いで、任意の過剰な流れが通気される。過剰な気体酸素の通気は、通気弁 3 2 9 を制御する流量計 3 2 7 によりわかる。圧力が高すぎるならば、逃がし弁 3 2 8 が開放される。流量計 3 2 7 が流れを示すならば、これは問題である。弁 3 2 6 は、主な流れ制御である。流量計 3 3 1 にフィードする逆止弁 3 3 0 が存在する。入口プロセスの出口は、気体酸素であり、図 4、ポイント 3 3 2 にて液化装置へと続く。

【 0 0 3 2 】

図 3 b では、図 1、ポイント 2 1 6 の主熱交換器の温側からくる、低圧気体窒素流れが示される。ここで、この低圧窒素流れは、流量計 2 5 0 により制御され、産生の過剰な引出しを停止させる。流れは空気分離プラントにより設定され、流量計 2 5 6 が流量計 2 5 0 と等しくないならば、次いで、任意の過剰分が通気される。過剰な通気は、通気弁 2 5 4 を制御する流量計 2 5 2 によりわかる。圧力が高すぎるならば、逃がし弁 2 5 3 が開放される。流量計 2 5 2 が流れを示すならば、これは問題である。弁 2 5 1 は、主な流れ制御である。流量計 2 5 6 にフィードする逆止弁 2 5 5 が存在する。入口プロセスの出口は、図 4、ポイント 2 5 7 の液化装置へと続く。

【 0 0 3 3 】

図 3 c では、高圧塔からの気体窒素流れは、図 1、ポイント 2 0 3 の主熱交換器の温側からくる。ここで、この高圧窒素流れは、流量計 2 3 1 により制御され、産生の過剰な引出しを停止させる。流れは空気分離プラントにより設定され、流量計 2 3 7 が流量計 2 3 1 と等しくないならば、次いで、任意の過剰分が通気される。過剰な通気は、通気弁 2 3 5 を制御する流量計 2 3 3 によりわかる。圧力が高すぎるならば、逃がし弁 2 3 4 が開放される。流量計 2 3 3 が流れを示すならば、これは問題である。弁 2 3 2 は、主な流れ制御である。流量計 2 3 7 にフィードする逆止弁 2 3 6 が存在する。図 7、ポイント 3 3 へパージ気体窒素供給をフィードするオンまたはオフ弁 2 3 8 にフィードする 2 インチの分岐ラインも存在する。入口プロセスの主な出口は、図 4、ポイント 2 3 9 の液化装置へと続く。

【 0 0 3 4 】

液化装置。ここで図 4 を参照すると、液化装置のための熱交換器およびフラッシュポットが図で示される。これは、図 7、ポイント 4 1 のバックアップ気体窒素からくる窒素パージを伴う、十分に断熱されたボックス内に位置する。図 3 a ~ 3 c に関連して記載された空気分離ユニットからの 3 つの気体流は、異なるポイントで液化装置コールドボックスに入る。気体酸素流は、図 3 a、ポイント 3 3 2 から液化装置に入る。気体酸素流流れは、3 つの熱交換器、すなわち、酸素冷却器 1 4 4、煮沸器 1 4 5、および凝縮器 1 4 6 を連続的に通過し、次いで、酸素フラッシュポット 1 4 7 のチューブ側に入る。フラッシュポットチューブ側の出口は、過冷却された液体酸素であり、これは、図 8、ポイント 3 0 5 で示される液体酸素フィルタハウスへと向かう。酸素の引き込みは、気体から液体への状態変化であり得る。低圧塔のフィードよりも高いここでの液体酸素の圧力を作りだすた

10

20

30

40

50

めに必要とされる圧力の変化が存在する。この圧力変化は、フラッシュポット 1 4 7 の高さにより達成される。フラッシュポット 1 4 7 は、酸素フィルタハウスに向かう低圧塔の低圧液体酸素ラインオフよりも約 1 5 フィート高くなければならない。これは、フラッシュポットへ続く気体酸素流が、フラッシュポット 1 4 7 へ入る前に凝縮してしまうほど冷たい状態であってはならないということの意味する。

【 0 0 3 5 】

液化装置への低圧気体窒素流は、図 3 b、ポイント 2 5 7 からくる。この低圧窒素流は、圧力出口制御弁 2 6 4 からの流下流に合流し、ライン 2 6 5 中の合わせた流れは、図 5、ポイント 2 6 5 のタービンブスターへと出ていく。

【 0 0 3 6 】

液化装置への高圧塔気体窒素流は、図 3 c、ポイント 2 3 9 からくる。この流は、制御弁 4 5 5 のライン出口からの等しい圧力の流下流れと合流し、合わせた流れ 4 6 2 を形成する。ここで、この合わせた窒素流流れ 4 6 2 は、制御弁 4 5 6 および 4 5 7 を含有する 2 つのラインへ分岐する。制御弁 4 5 6 は、予熱器と呼ばれる熱交換器 1 5 2 に熱を付加し得る。予熱器 1 5 2 の出口と自動制御弁 4 5 7 の出口とが合流し、図 5、ポイント 4 5 8 のタービンパッケージへと出ていく。

【 0 0 3 7 】

加えて、図 5、ポイント 2 7 3 のタービンパッケージまたはアセンブリから、自動制御弁 2 7 4 (図 4) への流れが存在し、これは、予熱器 1 5 2 へ熱を付与し、図 5、ポイント 2 7 5 でタービンへと出戻る。予熱器 1 5 2 へ進む煮沸器 1 4 5 の流れオフも存在し、これは、図 5、ポイント 2 8 8 で示されるように圧縮される前に温められる必要がある。

【 0 0 3 8 】

図 5、ポイント 5 0 0 でのタービンアセンブリからの圧縮された気体窒素の主要な流れは、3 つの自動制御弁 5 0 1、5 0 2、および 5 0 3 へと分岐する。自動制御弁 5 0 1 は、酸素冷却器 1 4 4 を温めるように設定され得る。流れ 5 0 1 の出口は、5 0 2 および 5 0 3 の出口流れと合流する。自動制御弁 5 0 3 の出口は、予熱器 1 5 2 を温め得る。自動制御弁 5 0 2 は熱交換器を迂回し、温かい気体流れを煮沸器 1 4 5 へと移動させる。煮沸器 1 4 5 は液体窒素浴を有し、これは沸騰させて消失させる必要がある。3 つの自動制御弁 (5 0 1、5 0 2、および 5 0 3) からの気体窒素は、煮沸器 1 4 5 中の液体窒素を沸騰させる。ライン 5 0 0、図 5 からの気体は冷却されるが、凝縮はされず、煮沸器 1 4 5 での液体窒素浴により気体窒素へと変化する。ポイント 5 0 0 からの冷却された気体窒素は、凝縮器と呼ばれる次の熱交換器 1 4 6 へいき、そこで、気体窒素はその熱を 4 つのタービンの排気と交換し、気体を 2 相液体気体窒素流とする。

【 0 0 3 9 】

2 相流は、追加された冷却熱交換器と呼ばれる次の熱交換器 1 5 0 に送られる。ここで、2 相窒素流はさらに少しだけ冷却されるが、出口では依然として 2 相流である。次いで、2 相流は、ポンプフラッシュポット 1 4 9 チューブ側へ向かい、ここで、窒素流はすべて液体となり得る。ポンプフラッシュポット 1 4 9 での出口温度は、ポンプ後の煮沸器 1 4 5 の沸点を保持するように設定され得る。液体窒素は、使用に十分なほどに冷たい。ポンプフラッシュポット 1 4 9 の液体窒素オフは、5 か所へと分岐し、これは、液体窒素ポンプ (図 6、ポイント 5 1 0) へ、次いで、空気分離プラント (図 6、ポイント 5 1 1) へ、次いで、ポンプフラッシュポット 1 4 9 を逆フィードする自動制御弁 5 1 2 へ、次いで、窒素産生フラッシュポット 1 4 8 のチューブ側へ、最後に、酸素産生フラッシュポット 1 4 7 のシェル側にフィードする自動制御弁 5 1 3 へ、分岐する。

【 0 0 4 0 】

図 4 から図 6 への移行。液体窒素ポンプ (図 6、ポイント 5 1 0) へ続くポンプフラッシュポット 1 4 9 の液体窒素オフの流れに続き、この液体窒素流れは、起動の間、弁 5 2 2 を含有する分岐ラインを介して、ポンプを迂回することができる。ポンプが稼働した後、弁 5 2 2 が閉鎖されるまで逆流を停止し得る逆止弁 5 2 3 が存在する。逆止弁 5 2 3 を介する自動制御弁 5 2 2 からの流れは、ライン 5 2 8 (図 4 へ続く) を介して煮沸器に供

10

20

30

40

50

給することができ、図4の弁530へ続くライン529を介してポンプフラッシュポットに供給することができる。[作動の注釈としては、ポンプの始動にはプライミングが必要となることがあり、プライミングは、弁522(図6の)が閉鎖しているときに図4、ポイント529の開放弁530を介するポンプフラッシュポットシェル側を用いて低圧ポイントに対して実施することができる]

【0041】

2つの別個の液体窒素ポンプ169および170が図6に示され、これらは液体窒素を煮沸器へ移動させるために使用される。ポンプ上の炭素シールが摩耗するために、2つのポンプ169および170が提供され、2つのポンプが提供されることにより、炭素シールを交換するためにポンプを変更する際に作動を稼働し続けることが可能となる。1つのポンプのみが一度に稼働すべきである。図6では、ポンプ169への入口弁は、自動弁520であり、出口弁は、逆止弁526にフィードする自動弁524である。ポンプ170への入口弁は、自動弁521であり、出口弁は、逆止弁527にフィードする自動弁525である。使用中のポンプからの流れは、フラッシュポット149にフィードする逆止弁530へと続く、図4、ポイント529と、それが煮沸器145にフィードする図4、ポイント528とで熱交換器へ分岐していく。ポンプがオフであるか、ゆっくりと変化するポンプスピードであるならば、煮沸器145に対する液体の量は、バイパスレベル制御弁523により調節され得る。図6、ライン529から図4への流れは、自動制御弁530を進む。レベル制御弁530を介する流れは、ポンプフラッシュポット149のシェル側液体レベルへ続き、これは常時閉である。

10

20

【0042】

図4のポンプフラッシュポット149から出る次の分岐は、図6、ポイント511へ続く。ライン511から自動制御弁542を介して分岐する大気への廃棄がある。ライン511はまた通常の稼働開放弁543へ至り、これは逆止弁541を閉鎖し、空気分離プラントへと戻る液体としてライン544を進む(図1を参照されたい)。液化装置が空気分離プラントをフィードすることができないならば、次いで、窒素貯蔵タンク171からの液体が使用される。窒素貯蔵タンク171から出る液体流れは、開放弁539および540により提供される。液体ポンプ172を開始した後、窒素流れは、逆止弁541に進み、次いで、閉鎖された自動弁543へ進み、次いで、空気分離プラントをフィードするライン544に進む。常に、空気分離プラントへの流れは、ライン547を介する純アルゴン凝縮器131のレベル制御、流れライン546を介する純アルゴン再凝縮器126流れのレベル制御装置、および低圧塔へ続くライン549の計量された流れ、により制御される。

30

【0043】

ポンプフラッシュポット149からの次の分岐オフは、ポンプフラッシュポットのシェル側に液体を戻す、レベル制御装置弁512(図4)へと続く。これは常時閉である。ポンプフラッシュポット149からの次の分岐オフは、酸素発生フラッシュポット(147)のシェル側に液体を送る、レベル制御装置弁513(図4)へと続く。これも常時閉である。

【0044】

ポンプフラッシュポット149からの最終分岐オフは、窒素発生フラッシュポット148(図4)のチューブ側へと続く。フラッシュポット148を出る液体窒素は、弁514およびライン515へ分岐する(図6を参照されたい)。弁514は、窒素発生フラッシュポット148のシェル側の液体高さを制御するための液体レベル制御弁である。これは常時閉である。ライン515への分岐オフは、窒素貯蔵システムへと続く産生液体窒素である。産生が良好でないならば、それは、弁535を通じて廃棄へと送られる。液体窒素が良好であると見出されたならば、常時閉であるタンク弁の前に最終パージ弁536を行う。弁537は、産生計量弁であり、窒素貯蔵タンク171への進入部である。窒素貯蔵タンク171は1psigにモニターされ得る。タンクの通気は、弁538を介して大気に通気される。通気を制御するための液体温度は、産生フラッシュポット148液体レベ

40

50

ルおよび気体出口圧力 4 5 9 においておこる (図 4 を参照されたい) 。

【 0 0 4 5 】

ここで図 6、ライン 5 2 8 から図 4 の煮沸器 1 4 5 への液体窒素フィードを参照すると、液体窒素がポンプフラッシュポット 1 4 9 を去った後、液体は、ポンピング段階を通して単相液体として留まるほど十分に冷たくなければならず、次いで、煮沸器に上昇すると、液体が入るときに沸騰作用を停止するほど冷たすぎてはならない。

【 0 0 4 6 】

煮沸器 1 4 5 からくる蒸発した窒素は、予熱器 1 5 2 へ経路付けされる。予熱器 1 5 2 は、3つの流れ、すなわち、弁 5 0 3 により制御された主要な流れと呼ばれるブースター 4 アフタークーラー出口、弁 2 7 4 により制御されたブースター 1 アフタークーラー出口、ならびに弁 4 5 6 により制御された高圧塔およびタービン排気流れ、により温めることができる。これは、弁 4 5 1 の自動開放によりモニターすることができる。弁 4 5 1 は、3つのフラッシュポットにより使用されていない4つのタービンにより産生される過剰な液体を排出する。

【 0 0 4 7 】

予熱器 1 5 2 からの蒸発した窒素流れの出口は、図 5、ポイント 2 8 8 で示されるタービンアセンブリへと続く。この気体窒素は、4つの流量計 2 8 9、2 9 0、2 9 1、および 2 9 2 へ送られる。各流量計は、その独自のタービン膨張機と連結しており、各タービン膨張機のために可変案内羽根を設定する。流量計 2 8 9 は、タービン膨張機 1 5 3 への入口である。流量計 2 9 0 は、タービン膨張機 1 5 7 への入口である。流量計 2 9 1 は、タービン膨張機 1 6 1 への入口である。流量計 2 9 2 は、タービン膨張機 1 6 5 への入口である。タービン膨張機 1 5 3 の案内羽根 1 5 4 は、流量計 2 8 9 により設定され、タービン膨張機 1 5 7 の案内羽根 1 5 8 は、流量計 2 9 0 により設定され、タービン膨張機 1 6 1 の案内羽根 1 6 2 は、流量計 2 9 1 により設定され、タービン膨張機 1 6 5 の案内羽根 1 6 6 は、流量計 2 9 2 により設定される。すべての4つのタービン膨張機は、1つの出口を伴う共通のヘッダーへと出る (図 4、ポイント 4 5 0 へ) 。

【 0 0 4 8 】

図 4 のポイント 4 5 0 は、4つのタービン膨張機からの出口が相分離器 1 5 1 へと進む場所である。相分離器 1 5 1 は、タービンの出口温度により制御された液体レベルおよび排出用の4つの自動制御弁を保持する。タービン出口の温度は、煮沸器 1 4 5 の圧力および予熱器 1 5 2 からのフィード温度に関係がある。4つの自動制御弁は、オーバーフロー弁 4 5 1、酸素産生フラッシュポット 1 4 7 のシェル側の充填材、弁 4 5 2、窒素産生フラッシュポット 1 4 8 のシェル側の充填材、弁 4 5 3、およびポンプフラッシュポット 1 4 9 の充填材、弁 4 5 4 である。

【 0 0 4 9 】

レベル制御弁 4 5 2 による酸素産生フラッシュポット 1 4 7 シェル側の充填は、これは、フラッシュポット 1 4 7 のために必要とされる唯一の充填弁であるべきである。別の弁 5 1 3 は、万が一に備えて必要とされる場合に提供されるが、通常の作動では閉鎖されている。レベル制御弁 4 5 2 によりフラッシュポット 1 4 7 へ供給される液体窒素は、過冷却され、減圧される場合にフラッシュする。チューブ側液体酸素が冷却されるときに、液体の残りは沸騰して除かれる。出口酸素温度制御は、窒素シェル側浴の液体高さ、およびライン 4 6 1 中の出口気体窒素にて保持される圧力からである。酸素貯蔵タンク 1 7 7 上の通気弁 3 8 2 (図 8 を参照されたい) は、タンク上の唯一の圧力制御弁であるが、弁は常には開放されるべきではない。通気弁 3 8 2 の開放は、モニターされるべきであり、かつ酸素産生フラッシュポット 1 4 7 の温度は制御されるべきである。酸素貯蔵タンクは、調整なしに 0 . 5 p s i g 未満または 1 . 5 p s i g 超で稼働してはならず、通気弁 3 8 2 は 1 p s i g で開放する。

【 0 0 5 0 】

図 4 の窒素産生フラッシュポット 1 4 8 を見ると、自動レベル制御弁 4 5 3 は、窒素産生フラッシュポット 1 4 8 のシェル側を充填するために使用されるべき唯一の弁である。

弁514もまた必要ならばそこに存在してもよいが、通常の作動の間は閉鎖されている。制御弁453を通過するこの液体窒素は、過冷却なしで入ってきてよく、減圧されるとフラッシュする。チューブ側の液体窒素が冷却されるとき、弁453からのシェル側への液体の残りは沸騰して除かれる。窒素貯蔵タンク171上には通気弁538がある(図6を参照されたい)。出口産生液体窒素温度制御は、窒素シェル側浴の液体高さ、およびライン459中の出口気体窒素にて保持される圧力からである。窒素貯蔵タンク171上の通気弁538は、唯一の圧力制御弁であるが、弁は常に開放されるべきではない。通気弁538の開放は、モニターされるべきであり、かつ窒素産生フラッシュポット148の温度は制御されるべきである。窒素貯蔵タンク171は、調整なしに0.5psig未満または1.5psig超で稼働してはならず、通気弁538は1psigで開放する。

10

【0051】

ポンプフラッシュポット149はレベル制御弁454を有し、これはシェル側への唯一の液体窒素供給であるはずだ。弁530および512を含む他の弁は閉鎖されるべきであり、必要に応じてそこに存在する。ポンプフラッシュポット149チューブ側液体窒素は、そのフラッシュオフポイントを制御するためにモニターされる必要がある。液体は、それが窒素ポンプを出るときに単相であるべきであるが、それが入る煮沸器を停止させるほど冷たくあってはならない。したがって、チューブ側液体窒素はモニターされる必要があり、シェル側液体窒素高さおよび圧力は制御される。

【0052】

3つすべてのフラッシュポット147、148、および149が、タービン排気相分離器151の生成された液体オフの3つのパーセントからそれらが必要なものを取り入れた後、少量の残留物しか存在しないはずである。これをレベル制御弁451へ通過させて、減圧すると、過冷却されていない液体はフラッシュする。フラッシュした液体窒素は、窒素産生フラッシュポット排気気体により使用される低圧力ラインへと入る。この弁451は開放および閉鎖するので、それは、4つのタービンの出口温度がどのようになっているかを示すことができる。弁451が少し閉鎖すれば、それは、より多くの液体がフラッシュポットにより使用されているか、または予熱器が温めるように稼働しているか、または煮沸器圧力がより低い圧力へと変化していることを示す。

20

【0053】

3つのフラッシュポット147、148、および149シェル側は、気体窒素を出す。酸素産生フラッシュポット147は、ライン461中のシェル側気体窒素を出し、凝縮器146へと続く。凝縮器経路の出口には、圧力制御弁260または逆止弁261へと続く分岐オフがある。逆止弁261は、起動の間、小さい流れをタービン排気ヘッダーへ送るが、タービン排気圧力が上昇すると、フラッシュポット圧力自動圧力制御弁260は、気体を低圧ラインへと移動させていく。通常の作動の間、逆止弁261は閉鎖され、圧力制御弁260が制御している。窒素産生フラッシュポット148シェル側は、ライン459中のシェル側気体を追加された冷却熱交換器150へと出し、次いで、弁451からの排気と合流し、合流した流れは、凝縮器146へと続く。凝縮器146の流れオフは、自動圧力制御弁260および262の出口を取り込み、次いで、煮沸器145へと入る。ライン460中のポンプフラッシュポット149のシェル側の気体オフは、追加された冷却熱交換器150へと進む。この経路の出口オフは、凝縮器146へと進み、逆止弁263および自動圧力制御弁262への分岐オフへと出ていく。逆止弁263は、起動の間、小さい流れをタービン排気ヘッダーへ送るが、タービン排気圧力が上昇すると、フラッシュポット圧力自動圧力制御弁262は、気体を低圧ラインへと移動させていく。通常の作動は、逆止弁263を閉鎖しており、圧力制御弁262が制御している。ここで、3つのフラッシュポット147、148、および149を出た低圧力ラインは、煮沸器145へと進み、次いで、酸素冷却器144、次いで、自動圧力制御弁264へと進む。

30

40

【0054】

以下により詳細に記載される、図5からのポイント450での4つのタービン排気流れは、タービン排気相分離器151を通過して進み、分離器151の頂部から出た気体は、凝

50

縮器 1 4 6 中へと入り、一方で、相分離器 1 5 1 の液体のすべては、3つのフラッシュポット 1 4 7、1 4 8、および 1 4 9 ならびにオーバーフロー弁 4 5 1 へと進んでいく。凝縮器 1 4 6 を出るタービン排気相分離器 1 5 1 の気体流については、作動の起動モードの間、この気体流は、2つの逆止弁 2 6 1 および 2 6 3 の出口を取り入れるが、通常の作動の間は、タービンの排気の圧力ははるかにより高くなり、逆止弁 2 6 1 および 2 6 3 の両方を閉鎖する。凝縮器 1 4 6 からの気体の流れは、煮沸器 1 4 5 へと入っていき、煮沸器 1 4 5 の出口では、気体は酸素冷却器 1 4 4 へと入っていく。酸素冷却器 1 4 4 の出口は、圧力制御弁 4 5 5 へ続く。

【 0 0 5 5 】

低圧窒素入口ライン（図 3 b、ライン 2 5 7）からのすべての流れが液化装置へ入ることができるならば、圧力制御弁 2 6 4 は大きく開放されて運転すべきである。弁 2 6 4 および図 3 b、ライン 2 5 7 からの流れは合流し、タービンへと進む（図 5、ポイント 2 6 5）。この合流した気体窒素流れはまた、サージ制御逆止弁 2 7 2（図 5）からの流れに合流し、次いで、流量計 2 7 0 を通過する。流量計 2 7 0 は、第 1 のブースター 1 5 5 上のサージを予測するために必要とされる。ブースター 1 5 5 は、気体窒素を引き込み、気体を凝縮する。圧縮された気体は、圧縮の熱を取り込み、2重空気冷却ファンシステムであるアフタークーラー 1 5 6 に出ていく。実施形態における各ファンは、25馬力のベルト駆動ファンであり、1つは固定されたピッチファンであり、他方は可変ピッチファンである。アフタークーラー 1 5 6 は、圧縮された気体窒素出口にて 90度の温度を保持するように設定される。

【 0 0 5 6 】

アフタークーラー 1 5 6 からの気体窒素出口は、3つの場所へ、すなわち、制御弁 2 7 1 を介するサージ制御戻り気体流れへと続く流れと、予熱器 1 5 2（図 4）を温めるための流れ 2 7 3 と、逆止弁 2 7 6 を介する次のブースター 1 5 9 へと続く流れへと分岐していく。数学的サージ曲線に近づくならば、自動サージ制御弁 2 7 1 を介する流れは開放するだろう。サージ制御システムが作動へと向くと、次いで、弁 2 7 1 は徐々に開き、逆止弁 2 7 2 は開いていき、ブースター 1 5 5 への流れを増大させる。サージ制御システムは、通常アクティブではないが、起動時で用いられる。次の流れは、ポイント 2 7 3（図 4）で予熱器 1 5 2 へと続く。予熱器 1 5 2 を介する経路は、ラインをアクティブに保つための通常小さな流れであるが、窒素ポンプ 1 6 9 または 1 7 0 の不具合に起因してシステムが混乱してくるならば、煮沸器 1 4 5 の液体は気体へとフラッシュし、タービンへの過剰な冷たい気体は、タービン 1 5 3、1 5 7、1 6 1、および 1 6 5 がその羽根にわたって液体を産生する原因となり、タービンはすべて故障していく。制御弁 2 7 4（図 4）は、ライン 2 8 8（図 5）中の流れを約 - 1 5 5 度に保持するように設定された温度制御装置である。予熱器 1 5 2 を介する自動制御弁 2 7 4 からライン 2 7 5（図 4）への流れの出口は、ここで図 5 のライン 2 7 5 へと移動する非常に小さな流れである。

【 0 0 5 7 】

アフタークーラー 1 5 6 からの最後の流れは、次のブースター 1 5 9 へ向かう逆止弁 2 7 6 へ続く。逆止弁 2 7 6 の出口は、冷たい気体であるライン 2 7 5（図 4 から）からの小さな流れと合流する。ここで、ライン 2 7 5 からの冷たい気体の小さな流れは、通常の稼働中、ブースター 1 5 9 への入口温度を 1 度さえも動かさない。逆止弁 2 7 6 の気体はまた、サージ制御システムがアクティブならば、サージ制御逆止弁 2 7 6 からの流れと合流していく。合流した流れのすべては流量計 2 7 7 へ入る。流量計 2 7 7 からの流れは、ブースター 1 5 9 へ入る。ブースターの出口は、アフタークーラー 1 6 0（アフタークーラー 1 5 6 と同じ設計および作動を有する）に入る。アフタークーラー 1 6 0 から出ると、流れは、自動サージ制御弁 2 7 8 および逆止弁 2 7 9（サージシステム 2 7 1 と同じ設計および作動を有する）へ、および流量計 2 8 0 へと続くラインへと分岐していく。

【 0 0 5 8 】

サージ制御システム 2 8 2 逆止弁からの流れおよびアフタークーラー 1 6 0 からの流れは、流量計 2 8 0 に入る。気体は、次のブースター 1 6 3 により圧縮され、アフタークー

ラー 164 へと出る。アフタークーラー 164 の出口は、サージ制御弁 281 とブースター 167 とに分岐する。サージ制御システムは常時閉であるが、起動のために、弁 281 は逆止弁 282 へと徐々に開放されて、この逆止弁は、ブースター 163 入口に流れを付加する。

【0059】

アフタークーラー 164 からの出口流れの残りは、サージ制御システム出口逆止弁 285 および図 4 からのライン 458 からの合流した流れへと進む。すべての流れは、ブースター 167 サージを予測するために使用される流れセンサ 283 により計量される。ここで、この流れは、主要な流れと呼ばれる。ブースター 167 では、気体の圧力および温度は上昇する。温度は、アフタークーラー 168 により約 90 度の温度を保持するように制御され得る。アフタークーラー 168 流れの出口は、サージ制御システム 284 へと分割される。サージ制御システム 284 は通常の作動では閉鎖されるべきであるが、起動時には、弁 284 は徐々に開放され、その気体は逆止弁 285 を通ってブースター 167 入口へと移動していく。サージ制御装置システムにより使用されなかった流れは、ライン 500 中、主要な流れとして図 4 へと出ていく。

10

【0060】

図 7 バックアップ気体窒素システム。ここで図 7 を参照すると、バックアップ気体窒素システムが示され、これは、その独自の通気システム 46 を有する液体窒素貯蔵タンク 174 を含む。液体窒素は、貯蔵タンク 174 からエバポレータ 178 のチューブ側へと移動していき、そこで、液体窒素は気体窒素へと変化する。エバポレータ 178 の出口には、圧力調節装置 45 がある。パージ窒素ヘッダーがその通常の稼働圧力未満に下降するであろうならば、次いで、調節装置 45 は開放するが、そうでなければ、調節装置 45 は閉鎖される。

20

【0061】

図 1 の空気分離ユニットからきて、図 7 のバックアップ気体窒素システムへと進む空気フィード 2 があり、これは、器具空気供給へと進む。図 1 では、弁 112 は、コンピュータが制御している開放および閉鎖された弁へと続く自動制御弁へ空気をフィードする開放および閉鎖された弁である。この流れは、78 psig 超の空気圧力を有する。逆止弁 19 (図 7) は、空気の逆流を停止するために空気フィード 2 上に提供される。逆止弁 19 の出口は、通常の作動に間に器具空気システム 21 へ空気を通過させることを可能とし得るセレクトア 20 へ入る。器具空気供給がより低い圧力に下降するならば、次いで、セットポイント、圧力調節装置 30 が引き継ぐ。逆流は、逆止弁 31 により停止される。

30

【0062】

図 3c、ライン 33 からのバックアップ気体窒素システムからくる気体窒素供給は、プラント全体のためにすべてのパージおよび器具窒素を供給することができる。気体窒素が供給された後、純窒素を保護するために逆止弁 32 (図 7) が存在する。器具空気供給ポイント 2 がポイント圧力の設定に沿わないならば、次いで、逆止弁 31 が開放され、ここで、圧力調節装置 30 は必要とされる器具窒素を供給し、これがポイント 21 へと開放される。図 7 において垂直方向に延びているラインにより示される主なパージヘッダーは、2 インチのラインを伴うプラント部位全体のまわりを包みこむ。パージヘッダーは、多くの分岐オフを有し、これらも図 7 に示されている。パージヘッダーへの主な供給は、ライン 33、図 3c のフィードオフであり、これが圧力に沿わないならば、次いで、バックアップタンク 174 の調節装置 45 オフがパージヘッダーへ気体窒素を供給する。

40

【0063】

ここで、主なパージヘッダーの分岐オフの各々の目的が説明される。図 7 に示されるように、窒素供給を酸素フィルタハウスに提供するパージヘッダーから出る、図 8、ポイント 44 への分岐が存在する。図 8 に示されるように、主な流れは、流量計 60 を介する温かい窒素流れへ、開放または閉鎖自動弁 61 へ、逆止弁 62 へと続き、必要に応じてフィルタ 175 および 176 へ提供される。ポイント 47 で窒素パージ流れを酸素フィルタボックスに提供するための、ポイント 44 から出た分岐流れも存在する。

50

【0064】

図5で示されるタービンパッケージへ続く主なパージヘッダーの4個の別個の分岐34、35、42、および43オフが存在する。ポイント34での分岐オフは、ライン75中のタービン153への、およびライン76中のタービン157への密封気体供給を提供する。ポイント35での分岐オフは、ライン77中のタービン161への、およびライン78中のタービン165への密封気体供給を同様に供給する。ポイント42での分岐オフは、タービンケースパージに供給し、かつポイント43での分岐オフは、オイルアキュムレータに供給する。

【0065】

主なパージヘッダーの別の流れオフは、図4のポイント41へ続き、これは、液化装置コールドボックスパージへと続く。図1へと続くポイント40の流れオフは、コールドボックスパージへ続く。図1へと続くポイント39の流れオフは、低圧塔逃がし弁213およびバーストディスク212へと続く温かいパージ流れへと続く。ポイント38の流れオフは、バックアップ貯蔵タンク通気弁(46)を解凍するための温かい気体のパージ流れである。最後に、ポイント36および37から出た流れは、図2へいく。ポイント36から出た流れは、アルゴン乾燥器床を再生し、また図2で示されるように、アルゴン乾燥器床142に作用し、この流れは大気433へと進む。ポイント37の流れオフは、通気弁を温めて、図2の流れ423として示される分離器13の大気オフへと続く。

【0066】

酸素フィルタハウス。いくつかの空気分離プラント部位は、再沸器にある液体酸素中の固体濃度を除去するために、内蔵の熱ポンプおよびゲルトラップフィルタを有する。いくつかのプラントは、充填ステーションにて輸送トレイラに対するフィルタを有する。いくつかのプラントは、貯蔵システムに対してフィルタを有する。これらのプラント部位は、図8で示される液体酸素フィルタハウスを必ずしも必要とするわけではないが、本酸素フィルタハウスは、プラントが本発明の新規液化装置へと変更された後、現行システムの損失および労働力に対する必要性を軽減することができる。

【0067】

本発明者の新規液化装置は、空気分離プラントからの酸素産生のほぼすべてを気体として取り込む。これは、多少の固体汚染物質を有する少量の液体酸素を残し、これは、保持する汚染物質の濃度を低下させるために除去する必要がある。酸素フィルタハウスシステムは、混合することなく動き回るために、2種の気体および1種の液体を有する。ここで、気体は、純窒素気体および大気空気であり、液体は純液体酸素である。これを行うために、各システムは保護される必要がある。純度を保護するために最もよく知られている方法は、圧力を大気圧より高く維持すること、次いで、ブロッキングシステムを使用することであるか、または1つの流れが次の流れへと移動するのを停止するための方法である。ここで、圧力は大気圧より高いので、ダブルブロックアンドブリードシステムが使用される。これは、出口が大気へと通じている弁により流れを停止することができる。弁が漏れ出る流れをブロックするために使用されるならば、次いで、この流れは、漏れ出るが、大気のみへ漏れ出て、次の製品には漏れ出ない。弁のすべてのダブルブロックアンドブリードネストは逃がし弁を有する必要がある。

【0068】

空気分離プラントからの液体酸素流れは、図1からきて、ポイント302で過冷却された液体として図8の酸素フィルタハウスへと続く。フィルタハウスへの進入部上には逆止弁335があり、これは、液体酸素の逆流を防止するために提供される。ライン302中の液体酸素が貯蔵に送るほど十分に純粋でないならば、または両方のフィルタが詰まっているならば、液体酸素はどこかへいかなければならない。不良な純度を伴う液体酸素がいくべき1つの場所は、廃棄である。しかし、フィルタが作動しているが、使用することができないならば、次いで、フィルタが作動している短時間の間に固体を貯蔵へ向かわせることができるバイパスが存在する。

【0069】

10

20

30

40

50

空気分離プラントにより産生された酸素が廃棄されることになれば、システム全体が悪化しているか、悪化に向かっていると推測される。迅速な対応がなされるべきであり、ただちに閉鎖される弁のすべては、313、316、381、61、63、69、64、70、343、357、346、360、377、378、339、372、351、365、352、366、342、355、および369である。加えて、同時に開放される弁のすべては、68、338、345、376、359、315、66、72、341、350、364、354、368、371、および380である。流れを制御するための弁は、弁312、68、336、177である。弁312は、酸素産生フラッシュポット容器147(図4)のチューブ側の高さを制御する。弁68は、100scfhの流れへと続く流量計60でみられる温かい窒素流れを制御するが、弁68を自動流れ制御に対して広く開放させるためのゼロ単一流れをみることになる。弁336は、再沸器浴容器116(図1)の液体高さを制御する。次いで、貯蔵タンク上の弁圧力制御弁382は、貯蔵タンク上で1psigを保持する。これは、捕らえたすべての気体および液体を全廃棄へと通気して、貯蔵タンクを汚染物質から保護する。

【0070】

純度が確立されると、異なるサブシステムを開放するシステムが始動する。より大きな流れは、貯蔵へと向かう液化酸素である(図4、ポイント305から)。産生物廃棄において、液化装置通過逆止弁310から廃棄への流れは、弁312により制御される。純度が液化装置から良好である場合、弁312は、廃棄を続け、一方で、自動レベル制御弁313は手動モードで開放される。先ほど開放された弁313への流れは、ブリード弁315から通気される。液体酸素がブリード弁315から出た定常流れに一旦入ると、弁316はゆっくりと開放され、一方で、弁315は閉鎖される。次いで、流れは、ブリード弁380を出て進む。一旦液体流れがブリード弁380から定常となり、純度がなお良好であると、次いで、貯蔵へと続く弁381が開放される。ここで貯蔵および廃棄へ移動している液体の量は、自動レベル制御弁312がセットポイントよりも低いレベルを認識し、閉鎖し始める原因となる。弁312が約5パーセントの自動開放であるならば、弁313は、自動レベル制御自動モードとなる。容器147から出た流れがバックアップを開始し、液体酸素が進む場所を有することになる場合には、自動レベル制御弁312が弁313よりも高い液体レベル制御ポイントに設定され、かつ、自動制御モードを保持することになる。先ほど記載したシステムは、ここで、液体酸素を液化装置から貯蔵へと送る。

【0071】

空気分離プランの液体酸素の純度が良好である場合、次いで、短時間の間、固体すべてを伴う酸素は、フィルタが作動している間、貯蔵へと進む。フィルタは、徐々に開放される必要があり、液体の廃棄または貯蔵への迂回を続けることができる。図8で示される実施形態では、フィルタ175は濾過するように設定され、フィルタ176は再活性化に使用される。フィルタシステム中の弁のすべては、空気分離プラント液体酸素を廃棄へと向かわせ、かつ液化装置液体酸素をここへ貯蔵させるかのように、配置決めされる。産生プラントからの液体酸素は、廃棄弁338に連結されたシェル側再沸器レベル制御弁336に至る逆止弁335へと続く図1、ポイント302からくる。開放弁342は、ブリード弁341から出た液体酸素の逆向きの流れを引き起こす。一旦液体酸素の定常流れがブリード弁341を出ていくのがみられたら、次いで、弁339は開放され、かつ弁341および338は閉鎖される。ここでシステムは、産生プラント液体酸素がフィルタを迂回し、かつ貯蔵へと進むように設定される。流れ制御は、液体レベル制御弁336から依然として提供される。

【0072】

サービスのためのフィルタ175の設定。液体酸素は、良好な純度であり、手動モードの第1の開放再沸器自動レベル制御弁343は約25%開放される。これは、ブリード弁345から液体酸素を排出し得る。液体酸素の定常流が検出される場合、次いで、弁346が開放され、かつブリード弁345が閉鎖される。これは、ブリード弁350から液体酸素を排出し得る。ブリード弁350を供給するラインは小さく、それは、液体酸素の定

10

20

30

40

50

常流れを排出可能とするのに十分に冷却するために数分間かかるはずである。再沸器から液体が過剰に引き出されることが非常によく起こり得るので、アクティブな液体制御装置をよく見張る必要があり、もしこれが起こり始めたら、自動制御装置弁336は閉鎖する。再沸器から液体が過剰に引き出されているならば、次いで、短時間の間、再沸器の高さが再確立され、かつ自動制御装置弁336が再度開放されるまで、弁350は閉鎖されるべきである。次いで、弁350が再度開放される。温度センサ348をモニタリングすることにより、冷却プロセスが追跡される。液体酸素が定常流で弁350から流れ出た後、純度は依然として満足するものであり、次いで、弁352は、ブリード弁354から通気するために開放され、弁350は閉鎖される。液体酸素の定常流が弁354から出ていくのがみられた後、次いで、弁355を開放し、弁354を閉鎖する。次いで、再沸器自動制御装置弁336はまた、より高いレベルに設定され、再沸器自動レベル制御装置343は、通常の再沸器高さを伴うセットポイントを伴う自動モードに設定される。次いで、弁342および339を閉鎖し、次いで、弁338および341を開放することにより、バイパスラインを閉鎖する。ここでシステムは、空気分離プラントからの液体酸素から出た固体を濾過し、化装置液体酸素は、貯蔵に合流する。

10

20

30

40

50

【0073】

次に、フィルタ176は再活性化され、上記と同じ順番を進んでいく。リキャップされた閉鎖された弁は、61、63、64、69、70、345、357、360、377、378、339、350、351、372、365、354、366、342、369、380、および315である。この時に開放している弁は、338、341、346、352、355、376、371、359、364、368、316、および381である。自動制御にある弁は、68、313、312、343、336、および382である。

【0074】

ブリード弁364は開放されているので、任意の液体が流れ出ることができるが、念のために、流れが開始して、流れモニター60によりわかるように、弁61は開放される。流れモニター60は、100scfhに設定され、ここで、弁68は流れを制御する。次いで、流れ制御弁69は手動モードで25%開放まで開放され、気体窒素は、弁72から出て通気される。次いで、弁69は一部の流れを取り込むために、自動流れ制御弁68は閉鎖し始める。次いで、弁70は開放され、かつ弁72は閉鎖される。自動制御弁68は90scfhに設定され、かつ自動流れ制御弁69は、100のセットポイントに調整される。流れが90scfh未満に下降するならば、次いで、弁68は開放するように指令される。弁68が開放するように指令されるならば、次いで、操作員は通知されることになる。フィルタ温度362が華氏-90度となる前に、フィルタが除去する固体汚染物質は、気体へと変化する。温度が華氏-80度となる場合、再活性化が終了する。ここで、弁69、70、および364は閉鎖され、弁72は解放される。弁68は制御されており、流れモニター60によりわかるように流れが90scfh未満に下降するならば、開放するように設定される。したがって、弁61の閉鎖は、気体窒素の進入を停止し、既定では、弁68は自動開放する。

【0075】

フィルタ176の冷却へと移動して、フィルタ175の浄化された出口流れは、フィルタ176を冷却するために使用される。開放弁351は、ブリード弁371から液体酸素を排出し得る。一旦液体酸素の定常流が弁371を出ていくのがみられたら、弁371が閉鎖され、自動流れ制御弁372が開放され、手動モードで25%に開放される。これは、液体酸素流れを逆止弁(373)を通して、流れモニター(375)、および出口弁376へと通過させる。一旦液体酸素の定常流れが弁376を出ていくのがみられたら、次いで、弁378および364が開放される。冷却された流れは、流量計375にてみられる。

【0076】

自動流れ制御弁372は、自動制御モードにされて、流量計375でみられる流れを制御する100scfhに設定される。冷却プロセスは、温度モニター362上でみること

ができる。フィルタを冷却するプロセスは、流れが小さいことに起因して、数時間かかるだろう。一旦温度モニター362が-250に到達したら、次いで、クールダウンモードは完了し、フィルタ176は待機モードにされる。

【0077】

フィルタ176のための待機モードを設定するために、流れ弁351、372、378、364は閉鎖される必要があり、開放されるべき弁は371および376である。待機のプロセスは、冷却されたフィルタ176を弁が閉じた状態で静置しておくことである。いずれかの気体膨張が存在するならば、容器は逃がし弁363により保護される。加えて、逃がし弁のみを用いて容器を保護することは、捕らえられた気体の膨張を軽減するのに不十分であり得るので、10分毎に1回弁364を開放および閉鎖するサイクルが存在する。

10

【0078】

液体酸素フィルタの作動の次のモードは、1つのフィルタから次へと濾過がどのように移行していくかという、鈍いフィルタ稼働である。待機モードは停止される。フィルタ176上で作動している唯一の弁は弁364であり、これは、10分毎に1回、10分の1秒間のタイマーにしたがって、開放および閉鎖する。これにより連続的開放が停止され、弁357は手動制御で25%の開放に開放される。酸素液体の流れは、ブリード弁359から出てくることがみられる。次いで、弁360は開放され、かつ弁359は閉鎖される。液体酸素は、弁364から放出され得る。フィルタ176の起動の間、使用される液体酸素の量は、自動レベル制御弁343を閉鎖し始める原因となり得る。弁343が閉鎖するならば、次いで、自動レベル制御弁357上で開放している手動モードにある弁は、10%に軽減される。液体酸素が弁364を出た後、続いて、弁366が開放され、ブリード弁364が閉鎖される。液体酸素は、ブリード弁368から流れ出る。その後、弁369は開放される。ここで、フィルタ175および176は共に濾過する。

20

【0079】

次の工程は、フィルタ175を停止することである。手動のレベル制御装置弁343は、5%開放に設定され、レベル制御装置弁357は、再沸器高さのセットポイントを伴う自動モードとされる。これは、落ち着くまで約3~5分間かかり、次いで、弁343、346、351、352、および355が閉鎖され、弁354、350、および354は開放される。

30

【0080】

フィルタ175は排水され、液体が気体へ変化するので、フィルタ175中の任意の液体酸素は弁350から排水される。加えて、弁61は開放され、自動制御弁63は100scfhに設定される。これは、気体窒素を弁66から通気し得る。次いで、弁64は開放され、かつ弁66は閉鎖される。自動流れ制御弁68は90scfh未満で開放するように設定され、かつ自動制御弁63は100scfh未満で開放するように設定される。流れはセットポイントを上回るので、これにより弁68の閉鎖が引き起こされるはずである。フィルタ175中の液体は、弁350から排出され得る。

【0081】

液体が弁350から排水された後、フィルタ175は、加熱下におかれる。次いで、流れは、同じに留まる。モニターするポイントは、フィルタ温度センサ348である。フィルタ温度が華氏-80度となると、加熱は終了する。

40

【0082】

フィルタ175を冷却下におき、弁61および63を閉鎖することにより、加熱を停止させる。これは、流れの喪失に起因して自動流れ制御弁68が開放する原因となる。弁68のためのセットポイントは、90scfh未満での開放である。次いで、弁64を閉鎖し、ブリード弁66を開放する。フィルタ176から出た清浄な液体酸素を用いて、弁365は開放されて、ブリード弁371は閉鎖される。弁371がそれを出る液体酸素の定常流れを有した後、次いで、弁372は開放され、弁371は閉鎖される。弁372を手動モードとし、10%開放し、一旦液体酸素が弁376から出てきたら、弁377を開放

50

し、かつ弁376を閉鎖する。流量計375は、流れを示し、100scfhの流量に設定されるべきであり、自動流れ制御弁372は、流れを制御するために使用され得る。流れは、弁350を出ていく。温度センサ348上でみられるように、一旦流れがフィルタを-250に冷却すると、次いで、冷却が終了する。

【0083】

フィルタ175を待機モードとする。クールダウンを停止し、弁365、372、377、および350を閉鎖する。ブリード弁371および376を開放する。ここで、過剰な圧力を停止するために、サイクル弁350は10分毎に1回、開放および閉鎖される。

【0084】

フィルタ175を鈍い作動モードとする。必要とされる場合、フィルタ175は、フィルタ176を用いる鈍い作動におかれる。第1に、手動モードで自動レベル制御弁343を10パーセント開放まで開放する。これは、液体酸素をブリード弁345から排出し得る。液体酸素の定常流が弁345から出ていく場合、次いで、弁346を開放し、弁345を閉鎖する。流れは、開放弁350を出る。温度モニター348は、作動の冷却の進行を示す。一旦弁350から出た流れが液体酸素の定常流れを示したら、次いで、弁352を開放し、かつ弁350を閉鎖する。ここで、流れは、ブリード弁354を出る。一旦ブリード弁354が液体酸素の定常流れを示したら、次いで、弁355を開放し、かつ弁354を閉鎖する。ここで、自動レベル制御弁343を自動モードとし、自動レベル制御弁357を手動モードで5パーセント開放に設定する。一旦システムが数分間作動し、安定となると、次いで、フィルタ176を停止モードとする。弁357を自動レベル制御とする。

【0085】

フィルタ176を停止モードとする。システムはちょうどライン上のフィルタ176からライン上のフィルタ175へと切り替わった。ここで、フィルタ176を停止し、すべての弁357、360、366、および369を閉鎖する。ここで、368、364、および359を開放する。フィルタ176中の任意の液体は、弁364から排出されることができよう。次いで、再度、上記の温め工程を実施する。

【0086】

フィルタの作動の間、フィルタ詰まりを示す差圧式ゲージが存在する。これは、どのくらいの期間フィルタが作動することができるかを見出すために、モニターおよび記録されるべきである。フィルタ175のための差圧式ゲージは、347であり、フィルタ176は差圧式ゲージ361を有する。これは、図8にて見出される逃がし弁のリストである。液化装置からフィルタハウスへの液体酸素に対しては、弁312、313、および逆止弁310が、捕らえられ、かつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するための逃がし弁311。逃がし弁314は、弁313、315、および316が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁340は、弁339、342、および341が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁349は、弁352、351、350、64、346、および377が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインおよびフィルタ175を保護するためにそこに存在する。逃がし弁370は、弁371、351、365、および372が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁374は、弁372、逆止弁373、378、376、および377が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁344は、弁343、354、および346が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁358は、弁360、357、および359が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁356は、弁357、343、336、およ

び逆止弁 335 が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁 67 は、弁 69、68、逆止弁 62、および 63 が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁 71 は、弁 72、70、および 69 が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁 363 は、弁 366、365、364、70、360、および 378 が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、フィルタ 176 およびラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁 367 は、弁 366、368、および 369 が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁 379 は、弁 381、380、342、355、369、および 316 が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁 353 は、弁 352、354、および 355 が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁 65 は、弁 63、64、および 66 が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。逃がし弁 337 は、弁 336、338、および 339 が、捕らえられかつ気体へと状態変化している液体酸素で閉鎖されているならば、ラインを保護するためにそこに存在する。

【0087】

表

温度 (華氏)	圧力 (psig)	流れ (scfh)	参照番号	位置 (図番号)	注記
参照	参照	参照	参照	参照	液化装置へ入る窒素のすべて
45.10	78.44	15500.000000	2	図 1 および 7	器具空気除去(psig)。図 2 へ
45.1	78.44	15500.000000	2	図 7 および 1	MS フィルタ図 1 直後の器具空気フィード
43.93	77.09	780000.000000	3	図 1	温側 MHE(psig)ポイント 113
-277.12	73.17	780000.000000	4	図 1	MHE113 を出る HPC114 に入る(psig)
-275.94	73.44	437000.000000	5	図 1	HPC114 の底部にある液体(psig)
-280.00	51.50	437000.000000	6	図 1	55 番目に上昇しここで SC117 に入る HPC114 底部液体(psig)

-292.00	48.61	437000.000000	7	図 1	SC117 を出る HPC114 底部液体(psig)
-305.00	35.00	437000.000000	8	図 1	45 番目への上昇は、ポイント 9 および 10 をフィードする制御弁に分割される。(psig)
-308.00	23.61	252000.000000	9	図 1	ポイント 120、シェル側中への液体(psia)
-309.28	18.83	185000.000000	10	図 1	制御弁後のポイント 114 底部液体からポイント 116 トレイ 44 へ(psia)
-307.80	26.11	2000.000000	11	図 1	ポイント 120 を出てその制御弁へと続く液体(psia)
-308.51	18.97	2000.000000	12	図 1	制御弁の後ポイント 120 からの、ここでポイント 116 トレイ 42 に入る、液体(psia)
-307.00	20.50	250000.000000	13	図 1	ポイント 120 を出て制御弁へと続く気体。(psia)
-308.90	18.90	250000.000000	14	図 1	ポイント 120 制御弁からポイント 116 を通ってトレイ 43 へと続く気体(psia)
-301.55	20.27	206300.000000	15	図 1	CRA118 への、LPC114 トレイ 24 気体(psia)
-300.00	23.27	199013.839220	16	図 1	液体出口 CRA118(psia)
-301.55	20.27	199013.839220	17	図 1	制御弁後の CRA118 から LPC116 トレイ 24 への液体(psia)
80	78.42	15500.000000	19	図 7	器具への逆止弁
80	78.4	15500.000000	20	図 7	器具のシステムを稼働させるために必要とされるすべての気体。通常、空気。
80	78.38	15500.000000	21	図 7	自動弁フィード
80	66.93	0.000000	30	図 7	器具空気圧調節装置への器具窒素

10

20

30

40

80	65	0.000000	31	図 7	バックアップ窒素逆止弁
80	66.95	16810.000000	32	図 7	パージシステムへの逆止弁 入口気体窒素
37.00	66.97	16810.000000	33	図 3 および 7	弁 238 から図 7 窒素を通っ てパージシステムへと続く 窒素
37.00	66.97	16810.000000	33	図 7 および 3	図 3 から
80.00	65.00	4000	34	図 5 および 7	ポイント 75 および 76 ヘフ ィードするための図 7 から の密封気体
80	65	4000.000000	34	図 7 および 5	図 5 のタービンへの密封気 体
80.00	65.00	4000	35	図 5 および 7	ポイント 77 および 78 をフ ィードするための図 7 から の密封気体
80	65	4000.000000	35	図 7 および 5	図 5 タービンへの密封気体
80.00	65.00	6500.000000	36	図 2	図 7 から再活性化したアル ゴン乾燥器床への純気体窒 素。
80	65	6500.000000	36	図 7 および 2	アルゴン乾燥器再生図 2
80.00	15.00	200.000000	37	図 2 および 7	423 流れのために通気弁を 温めるための窒素気体パー ジ流れ
80	65	200.000000	37	図 7 および 2	精製されたアルゴン分離器 窒素通気弁図 2 への温かい パージ
80	65	200.000000	38	図 7	器具窒素バックアップタン ク 174 通気弁への温かいパ ージ
80.00	65.00	200.000000	39	図 1	バーストディスクおよび逃 がし弁を温めるための図 7 からの気体窒素
80	65	200.000000	39	図 7 および 1	低圧塔弁および逃がし弁図 1 のための温かいパージ
80.00	65.00	800.000000	40	図 1 および 7	これは、図 7 からくるコー ルドボックスをパージする ための気体窒素である。

10

20

30

40

80	65	800.000000	40	図 7 および 1	コールドボックスケーシングパージ図 1
80.00	65.00	200.000000	41	図 4 および 7	図 7 から液化装置ボックスパージへの窒素パージ流れ
80	65	200.000000	41	図 7 および 4	液化装置ケーシングパージ 図 4
80.00	65.00	400.000000	42	図 5 および 7	図 7 からの、図 5 タービン 導管ケーシングパージ
80	65	400.000000	42	図 7 および 5	タービン導管ケーシングパ ージ図 5
80.00	65.00	10.000000	43	図 5 および 7	図 7 からのオイルアキュ ミュレータへの図 5 窒素圧力
80	65	10.000000	43	図 7 および 5	図 5 タービンオイルアキュ ミュレータへ
80	65	300.000000	44	図 7 および 8	酸素フィルタへ、温かい窒 素パージおよびケースパ ージ図 8 ポイント 44
80.00	65.00	300.000000	44	図 8 および 7	図 7 から、温かい窒素およ びパージ入口 psig
80	60	0.000000	45	図 7	パージバックアップ圧力調 節装置
80	125	0.000000	46	図 7	バックアップ窒素タンク 174 通気
80.00	65.00	200.000000	47	図 8	酸素フィルタケースパージ 図 8psig
-311.60	18.39	37900.000000	50	図 1	ポイント 116LPC から SC117 へのトレイ 10 から の消耗窒素
-282.00	17.64	37900.000000	51	図 1	SC117 から MHE113 への 消耗窒素(psia)
37.00	16.50	37900.000000	52	図 1	流れ制御弁、次いで、MS 床への消耗窒素出口 MHE113(psia)
37.00	15.90	37900.000000	53	図 1	制御弁後の MS 再活性化加 熱器 122 への消耗窒素流れ (psia)

10

20

30

40

37.00	15.90	37900.000000	54	図 1	再活性化でのモレキュラーシーブ床への熱いまたは冷たい消耗窒素
80.00	14.70	37900.000000	55	図 1	再活性化でのモレキュラーシー後の弁への消耗窒素
80.00	65.00	100.000000	60	図 8	温かい窒素入口流量計 psig
80.00	65.00	100.000000	61	図 8	温かい窒素入口のための自動弁 psig
80.00	64.99	100.000000	62	図 8	温かい窒素入口流れ逆止弁 psig
80.00	64.98	0.000000	63	図 8	フィルタ番号 175 への温かい窒素自動弁 psig
-298.00	23.92	0.000000	64	図 8	フィルタ番号 175 上の温かい窒素のための遮断弁 psia
80.00	14.70	0.000000	65	図 8	温かい窒素逃がし弁 psia
80.00	14.70	0.000000	66	図 8	温かい窒素自動ダブルブロックアンドブリード弁 psia
80.00	64.98	0.000000	67	図 8	温かい窒素ヘッダー逃がし弁 psig
80.00	64.98	0.000000	68	図 8	温かい窒素ヘッダー弁 psig
80.00	64.97	100.000000	69	図 8	フィルタ番号 176 への温かい窒素自動弁、psig
80.00	64.96	100.000000	70	図 8	フィルタ番号 176 上の温かい窒素のための遮断弁 psig
80.00	64.96	0.000000	71	図 8	温かい窒素逃がし弁 psig
80.00	64.96	0.000000	72	図 8	温かい窒素自動ダブルブロックアンドブリード弁 psig
80.00	65.00	2,000.000000	75	図 5	タービン 153 へと続く密封気体のためのポイント 34 からの窒素気体

10

20

30

40

ブランク	ブランク	2,000.000000	76	図 5	タービン 157 へと続く密封 気体のためのポイント 34 からの窒素ガス
80.00	65.00	2,000.000000	77	図 5	タービン 161 へと続く密封 気体のためのポイント 35 からの窒素ガス
ブランク	ブランク	2,000.000000	78	図 5	タービン 165 へと続く密封 気体のためのポイント 35 からの窒素気体
72.81	14.50	795754.864039	100	図 1	空気分離フィルタハウス 795,754.8scfh 空気流れ (psia)
168.00	85.51	795754.738708	101	図 1	出口第 4 段階(psig)
168.00	60.00	0.125331	102	図 1	3 つのインタークーラー凝 縮はこれを少しずつ取り除 き得る。第 1 の水中のこの 気体の溶解度。(psig)
168.00	85.51	0.000000	103	図 1	MAC 排気(psig)
90.00	83.31	795754.738708	104	図 1	出口アフタークーラー (psig)
38.00	82.81	795754.738708	105	図 1	冷凍ユニット出口
38.00	82.31	795746.763479	106	図 1	水分離器からの冷却した空 気(psig)
38.00	82.81	7.975229	107	図 1	水分離器水ブローダウン (psig)
50.00	80.51	246.763478	108	図 1	モレキュラーシーブ床およ び粉塵フィルタはこれを除 去する(psig)
容器	容器	容器	109	図 1	第 2 のモレキュラーシーブ 容器
45.47	78.51	795500.000000	110	図 1	粉塵フィルタの出口(psig)
44.74	77.24	780000.000000	111	図 1	主な流量計(psig)
45.10	78.44	15500.000000	112	図 1	器具空気システムへ続く開 放または閉鎖した弁

10

20

30

40

容器	容器	0.000000	113	図 1	主熱交換器 5 経路熱交換器
容器	容器	容器	114	図 1	容器高圧塔
容器	容器	容器	115	図 1	これは、低圧塔中の高圧再沸器である
容器	容器	0.000000	116	図 1	容器低圧塔
容器	容器	0.000000	117	図 1	過冷却器、5 経路熱交換器
容器	容器	容器	118	図 1	容器粗アルゴン塔
容器	容器	容器	119	図 1	これは、アルゴン凝縮器中の粗アルゴン塔再沸器である
容器	容器	0.000000	120	図 1	容器 粗アルゴン凝縮器、2 経路熱交換器、相交換器
容器	容器	0.000000	121	図 1	容器 粗アルゴン相分離器
加熱器	加熱器	加熱器	122	図 1	モレキュラーシーブのための加熱器
-295.00	20.00	38670.824876	123	図 2	参照アルゴン輸送トレイラ
-295.00	20.00	1299339.715842	124	図 2	参照アルゴン貯蔵タンク
熱交換器	熱交換器	熱交換器	125	図 2	アルゴン再凝縮器交換器側
液体ホルダ	液体ホルダ	0.000000	126	図 2	アルゴン再凝縮器液体窒素側
水素分離器	水素分離器	水素分離器	127	図 2	アルゴン水素分離器
-297.00	26.00	14191.128395	128	図 2	アルゴン再沸器チューブ側

10

20

30

40

-297.00	26.00	7095.564197	129	図 2	液体アルゴンを保持する外側シェル	
容器	容器	0.000000	130	図 2	アルゴン純塔	
熱交換器	熱交換器	0.000000	131	図 2	純アルゴン凝縮器熱交換器	
-307.00	24.70	7587.889152	132	図 2	純アルゴン相分離器	10
熱交換器	熱交換器	熱交換器	133	図 2	粗および燃焼アルゴン熱交換器	
98.00	15.00	7491.413203	134	図 2	アルゴン圧縮機	
98.00	56.90	7491.413203	135	図 2	アルゴン圧縮機アフタークーラー	20
80.00	3500.00	240000.000000	136	図 2	水素チューブトレイラ	
88.00	56.00	7844.826016	137	図 2	アルゴン炎アレスタ	
87.00	56.00	7844.826016	138	図 2	酸素および水素触媒床	
熱交換器	熱交換器	0.000000	139	図 2	デオキシ水冷却アフタークーラー	30
熱交換器	熱交換器	0.000000	140	図 2	燃焼アルゴン水相分離器	
95.00	55.00	7368.313118	141	図 2	2つの乾燥器容器のうちの1つ、これはオンラインである。	
80.00	65.00	6500.000000	142	図 2	2つの乾燥器容器のうちの1つ、これは再活性化用である。	
容器	容器	容器	143	図 2	アルゴン粉塵	40
熱交換器	熱交換器	熱交換器	144	図 4	酸素冷却器と呼ばれる4経路熱交換器	

熱交換器	熱交換器	熱交換器	145	図 4	煮沸器と呼ばれる 5 経路熱交換器
熱交換器	熱交換器	熱交換器	146	図 4	凝縮器と呼ばれる 6 経路熱交換器
フラッシュポット	フラッシュポット	フラッシュポット	147	図 4	酸素産生フラッシュポットと呼ばれるシェルおよびチューブ熱交換器
フラッシュポット	フラッシュポット	フラッシュポット	148	図 4	窒素産生フラッシュポットと呼ばれるシェルおよびチューブ熱交換器
フラッシュポット	フラッシュポット	フラッシュポット	149	図 4	窒素ポンプフラッシュポットと呼ばれるシェルおよびチューブ熱交換器
熱交換器	熱交換器	熱交換器	150	図 4	追加された冷却熱交換器と呼ばれる 3 経路熱交換器
相分離器	相分離器	相分離器	151	図 4	タービン相分離器の排気
熱交換器	熱交換器	熱交換器	152	図 4	予熱器(perheater)と呼ばれる 4 経路熱交換器
-155.00	420.00	180,000.000000	153	図 5	タービン膨張機入口
-287.00	84.00	180,000.000000	153	図 5	タービン膨張機排出口
案内羽根	案内羽根	案内羽根	154	図 5	入口案内羽根
55.00	14.90	398,184.701923	155	図 5	タービンプースター155 入口
245.00	26.74	398,184.701923	155	図 5	タービンプースター155 排出口
245.00	26.74	398,184.701923	156	図 5	タービンアフタークーラー 156 入口
90.00	25.74	398,184.701923	156	図 5	タービンアフタークーラー 156 排出口
-155.00	420.00	180,000.000000	157	図 5	タービン膨張機入口

10

20

30

40

-287.00	84.00	180,000.000000	157	図 5	タービン膨張機排出口
案内羽根	案内羽根	案内羽根	158	図 5	入口案内羽根
87.00	25.74	398,184.701923	159	図 5	タービン 159 への入口
255.00	42.32	398,184.701923	159	図 5	アフタークーラーへと続く タービン 159 の排出口
255.00	42.32	398,184.701923	160	図 5	アフタークーラー160 中へ
90.00	41.32	398,184.701923	160	図 5	アフタークーラー160 の出 口
-155.00	420.00	180,000.000000	161	図 5	タービン膨張機入口
-287.00	84.00	180,000.000000	161	図 5	タービン膨張機排出口
案内羽根	案内羽根	案内羽根	162	図 5	入口案内羽根
90.00	41.32	398,184.701923	163	図 5	タービンブースター163 中 への流れ
265.00	66.52	398,184.701923	163	図 5	163 からの流れ
265.00	66.52	398,184.701923	164	図 5	タービンブースターアフタ ークーラー164 入口
90.00	65.52	398,184.701923	164	図 5	タービンブースターアフタ ークーラー164 排出口
-155.00	420.00	360,000.000000	165	図 5	タービン膨張機入口
-287.00	84.00	360,000.000000	165	図 5	タービン膨張機排出口
案内羽根	案内羽根	案内羽根	166	図 5	入口案内羽根

10

20

30

40

50.00	65.00	1,465,374.701923	167	図 5	タービンプースター167 への流れ
250.00	112.82	1,465,374.701923	167	図 5	タービンプースター167 からの流れ
250.00	112.82	1,465,374.701923	168	図 5	タービンプースターアフタークーラー168 中への流れ
90.00	111.82	1,465,374.701923	168	図 5	タービンプースターアフタークーラー168 からの流れ
ポンプ	ポンプ	ポンプ	169	図 6	液体窒素ポンプ
ポンプ	ポンプ	ポンプ	170	図 6	液体窒素ポンプ
-320.00	1.00	0.000000	171	図 6	液体窒素貯蔵タンク
80.00	14.70	0.000000	172	図 6	窒素タンクポンプ逆ポンプ
-250	120	1163160.000000	174	図 7	NBT バックアップ液体窒素貯蔵タンク 36 時間保持
フィルタ	フィルタ	フィルタ	175	図 8	酸素フィルタ番号 1
フィルタ	フィルタ	フィルタ	176	図 8	酸素フィルタ番号 2
タンク	タンク	タンク	177	図 8	酸素貯蔵タンク
80	80	0.000000	178	図 7	チューブ側窒素エバポレータ
-290.89	70.00	841180.060000	200	図 1	HPC114 の頂部を出る全気体(psig)
-290.89	70.00	630180.060000	201	図 1	再沸器 115 へと進む 200 の窒素気体分割(psig)
-290.89	70.00	211000.000000	202	図 1	これは、進入部 MHE113 冷側へ除去される HPC114 の頂部での気体である (psig)

10

20

30

40

37.00	67.00	211000.000000	203	図 1 および 3	MHE113 温側からの高压窒素オフ(psig)図 3 へ
37.00	67.00	211000.000000	203	図 3 および 1	ASU により制御される図 1 からの 113MHE 高压塔気体窒素から
-317.40	17.31	362637.548954	210	図 1	LPC116 純気体窒素出口の頂部(psia)
80.00	17.30	0.000000	211	図 1	バーストディスクおよび逃がし弁へと続く低压塔共通ライン
80.00	14.70	0.000000	212	図 1	低压塔を保護するためのバーストディスク
80.00	14.70	0.000000	213	図 1	低压塔を保護するための逃がし弁
-317.40	17.31	371184.701923	214	図 1	SC117 へと続く低压窒素混合された流れ(psia)。
-282.00	17.10	371184.701923	215	図 1	SC117 を出て MHE113 冷側へと続く合わせた純窒素 低圧力(psia)
37.29	14.94	371184.701923	216	図 1 および 3	図 3 へと続く MHE113 低圧純気体窒素の出口 (psia)
37.29	14.94	371184.701923	216	図 3 および 1	113MHE 図 1 からの低压窒素流れ
-292.59	75.97	630180.060000	220	図 1	ポイント 115 再沸器から除去された液体窒素(psig)
-292.59	75.97	498180.060000	221	図 1	ポイント 114 の頂部トレイ #38 へ続く液体、冷たいキャップ。(psig)
-292.59	75.97	132000.000000	222	図 1	ポイント 115 からポイント 117 過冷却器への純液体窒素(psig)
-303.00	54.10	132000.000000	223	図 1	ポイント 115 純液体窒素は、SC117 を出て、45 番目へと上昇し、自動制御弁へと続く。(psig)
-317.40	17.31	132000.000000	224	図 1	制御弁を出る液体窒素 (psia)

10

20

30

40

-317.40	17.31	134345.000000	225	図 1	LPC116 への合わせた液体窒素(psia)
37.00	66.99	211000.000000	231	図 3	ASU により設定された高圧塔気体窒素流量計流れ
37.00	66.99	211000.000000	232	図 3	液化装置自動弁への入口
37.00	66.98	0.000000	233	図 3	高圧塔気体窒素オーバーロード流量計
37.00	14.70	0.000000	234	図 3	逃がし弁出口
37.00	14.70	0.000000	235	図 3	オーバーロード自動通気弁出口
37.00	66.98	211000.000000	236	図 3	液化装置逆止弁への入口
37.00	66.97	211000.000000	237	図 3	液化装置高圧塔気体窒素およびバージシステムへの入口流量計
37.00	66.97	16810.000000	238	図 3	窒素バージシステムのための開放または閉鎖された弁
37.00	66.96	194190.000000	239	図 3 および 4	図 4 の液化装置への高圧塔気体窒素
37.00	66.96	194190.000000	239	図 4 および 3	図 3 ポイント 239 からのより高い圧力
37.29	14.93	371184.701923	250	図 3	ASU により設定される低圧窒素流量計
37.29	14.93	371184.701923	251	図 3	液化装置自動流れ制御弁への入口
37.29	14.93	0.000000	252	図 3	低圧窒素オーバーロード流量計
37.29	14.93	0.000000	253	図 3	逃がし弁出口
37.29	14.93	0.000000	254	図 3	オーバーロード自動通気弁出口

10

20

30

40

37.29	14.93	371184.701923	255	図 3	液化装置逆止弁への入口
37.29	14.93	371184.701923	256	図 3	液化装置低圧力気体窒素流量計中へ
37.29	14.93	371184.701923	257	図 3 および 4	図 4 へと続く液化装置への低圧力気体窒素入口
37.29	14.93	371184.701923	257	図 4 および 3	図 3 ポイント 257 の入口または弁からの低圧気体窒素
-255.00	17.00	5000.000000	260	図 4	147 シェル側からの 260 を介した低圧気体窒素
-255.00	17.00	0.000000	261	図 4	261 を介する低圧気体窒素 = 低圧力に起因してゼロ
-255.00	17.00	15000.000000	262	図 4	149 シェル側からの 262 を介した低圧気体窒素
-255.00	17.00	0.000000	263	図 4	263 を介する低圧気体窒素 = 低圧力に起因してゼロ
50.00	15.00	27000.000000	264	図 4	145 煮沸器を通過して、次いで、144 酸素冷却器へと続き、次いで、弁 264 を通る、より低い圧力の気体窒素
45.00	14.90	398184.701923	265	図 4 および 5	図 5 ポイント 265 へのすべての低圧気体窒素
55.00	14.90	398,184.701923	265	図 5 および 4	図 4 から、270 への低圧窒素フィード
55.00	14.90	398,184.701923	270	図 5	155 ブースター入口流れ制御装置
80.00	25.74	0.000000	271	図 5	155 タービンサージ制御装置入口
80.00	14.90	0.000000	271	図 5	155 タービンサージ制御装置排出口
80.00	14.90	0.000000	272	図 5	155 タービンサージ逆止弁排出口
80.00	14.90	0.000000	272	図 5	155 タービンサージ逆止弁入口

10

20

30

40

90.00	25.74	1000.000000	273	図 4 および 5	図 5 156 からここへの、熱い気体
90.00	25.74	1,000.000000	273	図 5 および 4	156 排出口から図 4、274 制御弁への、熱い気体
90.00	25.74	1000.000000	274	図 4	制御弁 152 への熱い気体
-260.00	25.74	1000.000000	275	図 4 および 5	図 5 へのより冷たい気体出口 152
-240.00	25.74	1,000.000000	275	図 5 および 4	図 4 から、逆止弁 276 後のここへの 152 の出口
88.00	25.74	397,184.701923	276	図 5	276 逆止弁中への流れ
88.00	25.74	397,184.701923	276	図 5	276 から、タービン流れ制御装置 277 への流れ
87.00	25.74	398,184.701923	277	図 5	流れ制御装置 277、ブースター入口 159
80.00	41.32	0.000000	278	図 5	159 サージ制御装置への入口
80.00	25.74	0.000000	278	図 5	159 サージ制御装置の排出口
80.00	25.74	0.000000	279	図 5	159 への流れ出口逆止弁 279 サージ制御入口
90.00	41.32	398,184.701923	280	図 5	流れ制御装置 280 を介する流れ
90.00	65.52	0.000000	281	図 5	タービンブースターサージ制御装置入口 281
80.00	41.32	0.000000	281	図 5	タービンブースターサージ制御装置 281 出口。
80.00	41.32	0.000000	282	図 5	サージ逆止弁 282 の出口
80.00	41.32	0.000000	282	図 5	タービンブースターサージ逆止弁 282 入口

10

20

30

40

50.00	65.00	1,465,374.701923	283	図 5	流れ制御装置 283 を介する 流れ 主要な開始流れ	
90.00	111.82	0.000000	284	図 5	タービンブースターサージ 制御装置 284 入口。	
80.00	65.00	0.000000	284	図 5	タービンブースターサージ 制御装置 284 出口。	
80.00	65.00	0.000000	285	図 5	タービンブースターサージ 制御装置逆止弁排出口	10
80.00	65.00	0.000000	285	図 5	タービンブースターサージ 逆止弁 285 入口	
-155.00	420.00	900000.000000	288	図 4	タービン膨張機図 5 へ続 く、気体窒素についての 152 予熱器からの温度(510 流れ=528 流れ)	
-155.00	420.00	900,000.000000	288	図 5 および 4	図 4 ポイント 288 から、こ こへ、	20
-155.00	420.00	180,000.000000	289	図 5	入口流れ制御装置、案内羽 根 (guide veins) を設定す る	
-155.00	420.00	180,000.000000	290	図 5	入口流れ制御装置、案内羽 根を設定する	
-155.00	420.00	180,000.000000	291	図 5	入口流れ制御装置、案内羽 根を設定する	
-155.00	420.00	360,000.000000	292	図 5	入口流れ制御装置、案内羽 根を設定する	30
-292.66	37.93	2000.000000	300	図 1	LPC116 から SC117 へと除 去される液体酸素(psia)	
-298.00	34.93	2000.000000	301	図 1	SC117 から自動制御弁(開 放または閉鎖される)への 液体酸素(psia)	
-298.00	23.93	2000.000000	302	図 1 および 8	酸素フィルタシステムへの 液体酸素図 8(psia)	40
-298.00	23.93	2,000.000000	302	図 8 および 1	図 1 からフィルタボックス への ASU 液体酸素 psia	

-298.00	24.00	161521.037842	305	図 4 および 8	図 8 への液体酸素
-298.00	24.00	161,521.037842	305	図 8 および 4	液化装置から図 4 への入口 液体酸素 psia
-298.00	23.89	161521.037842	310	図 8	フィルタボックス図 8 への 入口逆止弁液体酸素、psia
-298.00	23.89	0.000000	311	図 8	液体酸素ヘッダー上の逃が し弁 psia
-298.00	23.89	0.000000	312	図 8	廃棄システムへの自動制御 弁液体酸素 psia
-298.00	23.89	161521.037842	313	図 8	貯蔵システムへの自動制御 弁液体酸素 psia
-298.00	23.88	0.000000	314	図 8	ダブルブロックアンドブ リード上の逃がし弁 psia
-298.00	23.88	0.000000	315	図 8	自動制御弁ダブルブロック アンドブリード弁 psia
-298.00	23.88	161521.037842	316	図 8	貯蔵システムへの自動制御 弁液体酸素 psia
-292.66	21.93	161521.037842	320	図 1	LPC116 から除去された気 体酸素。MHE113 の冷側へ (psia)
37.00	19.93	161521.037842	321	図 1 および 3	MHE113 温側から図 3 ポ イント 321 へ除去された気 体酸素。(psia)
37.00	19.93	161521.037842	321	図 3 および 1	図 1、113 からの低圧気 体酸素流れ
37.00	19.92	161521.037842	325	図 3	入口流量計、ASU により 設定された制御フィード流 れ
37.00	19.90	161521.037842	326	図 3	液化装置自動流れ制御弁へ の酸素入口
37.00	19.89	0.000000	327	図 3	オーバーロード流量計
37.00	14.70	0.000000	328	図 3	逃がし弁出口

10

20

30

40

37.00	14.70	0.000000	329	図 3	オーバーロード自動通気弁 出口
37.00	19.89	161521.037842	330	図 3	液化装置逆止弁への入口
37.00	19.87	161521.037842	331	図 3	液化装置流量計への気体酸素
37.00	19.86	161521.037842	332	図 3 および 4	液化装置図 4 への酸素入口
37.00	19.86	161521.037842	332	図 4 および 3	図 3 からここへの、気体酸素
-298.00	23.93	2000.000000	335	図 8	asu から酸素フィルタ逆止 弁への、液体酸素 psia
-298.00	23.93	0.000000	336	図 8	酸素廃棄またはバイパスフ ィルタへの進入部 psia
80.00	14.70	0.000000	337	図 8	ダブルブロックアンドブ リード上の逃がし弁 psia
80.00	14.70	0.000000	338	図 8	廃棄システムへの asu 液体 酸素 psia
80.00	14.70	0.000000	339	図 8	フィルタを迂回するための 液体酸素 psia
80.00	14.70	0.000000	340	図 8	バイパスダブルブロックア ンドブリード逃がし弁 psia
80.00	14.70	0.000000	341	図 8	バイパスダブルブロックア ンドブリード通気弁 psia
80.00	14.70	0.000000	342	図 8	貯蔵へのバイパス液体酸素 出口 psia
-298.00	23.93	2000.000000	343	図 8	フィルタ 175 への asu 液体 酸素進入弁、 psia
-298.00	23.92	0.000000	344	図 8	ダブルブロックアンドブ リード上の逃がし弁 psia
-298.00	23.92	0.000000	345	図 8	ダブルブロックアンドブ リード通気弁 psia

10

20

30

40

-298.00	23.92	2000.000000	346	図 8	フィルタ 175 への入口弁、 psia
-298.00	0.00	0.000000	347	図 8	175 のためのデルタ圧力制 御装置
-298.00	0.00	0.000000	348	図 8	175 のための温度指示器お よび制御装置
-298.00	22.92	0.000000	349	図 8	ダブルブロックアンドブ リード上の逃がし弁 psia
-298.00	22.92	0.000000	350	図 8	ダブルブロックアンドブ リード通気弁 psia
-298.00	22.92	0.000000	351	図 8	176 へ続くクールダウンシ ステムへの入口 psia
-298.00	22.92	1999.101368	352	図 8	ダブルブロックアンドブ リード出口への入口 psia
-298.00	22.91	0.000000	353	図 8	ダブルブロックアンドブ リード上の逃がし弁 psia
-298.00	22.91	0.000000	354	図 8	ダブルブロックアンドブ リード通気弁 psia
-298.00	22.91	1999.101368	355	図 8	貯蔵ヘッダーへのフィルタ 175 psia
-298.00	23.93	0.000000	356	図 8	入口 asu 液体酸素ヘッダー 逃がし弁 psia
-298.00	23.93	0.000000	357	図 8	フィルタ 176 への asu 液体 酸素進入弁 psia
80.00	14.70	0.000000	358	図 8	ダブルブロックアンドブ リード上の逃がし弁 psia
80.00	14.70	0.000000	359	図 8	ダブルブロックアンドブ リード通気弁 psia
80.00	14.70	0.000000	360	図 8	フィルタ 176 への入口弁、 psia
80.00	0.00	0.000000	361	図 8	176 のためのデルタ圧力制 御装置

10

20

30

40

-155.00	0.00	0.000000	362	図 8	175 のための温度指示器および制御装置
-155.00	63.00	0.000000	363	図 8	ダブルブロックアンドブリード上の逃がし弁 psig
-155.00	63.00	121.567188	364	図 8	ダブルブロックアンドブリード通気弁 psig
-155.00	63.00	0.000000	365	図 8	175 へのクールダウンシステムへの入口、psig
-155.00	63.00	0.000000	366	図 8	ダブルブロックアンドブリード出口への入口 psig
80.00	14.70	0.000000	367	図 8	ダブルブロックアンドブリード上の逃がし弁 psia
80.00	14.70	0.000000	368	図 8	ダブルブロックアンドブリード通気弁 psia
80.00	14.70	0.000000	369	図 8	貯蔵へと続くフィルタ 176 psia
80.00	14.70	0.000000	370	図 8	クールダウンダブルブロックアンドブリード逃がし弁 psia
80.00	14.70	0.000000	371	図 8	クールダウンダブルブロックアンドブリード通気弁 psia
80.00	14.70	0.000000	372	図 8	クールダウン自動流れ制御弁 psia
80.00	14.70	0.000000	373	図 8	クールダウン逆止弁 psia
80.00	14.70	0.000000	374	図 8	クールダウンシステム逃がし弁 psia
80.00	14.70	0.000000	375	図 8	クールダウンシステムの流れ指示器および制御装置 psia
80.00	14.70	0.000000	376	図 8	ダブルブロックアンドブリード排気弁 psia
80.00	14.70	0.000000	377	図 8	175 へのクールダウン自動弁入口、psia

10

20

30

40

80.00	14.70	0.000000	378	図 8	176 へのクールダウン自動弁入口、psia	
-298.00	20.00	0.000000	379	図 8	貯蔵ヘッダー逃がし弁 psia	
-298.00	20.00	0.000000	380	図 8	ダブルブロックアンドブリード弁およびバージ弁、psia	
-298.00	19.99	163520.139210	381	図 8	貯蔵タンクへの液体酸素 psia	10
-298.00	15.70	100.000000	382	図 8	酸素貯蔵タンク通気 psia	
-304.00	18.11	7286.413203	400	図 1 および 2	図 2 への粗アルゴン相分離器 112 を出る気体(psia)	
-304.00	18.11	7286.413203	400	図 2 および 1	AHE133 冷側への粗アルゴン。	20
98.00	15.00	7286.413203	401	図 2	AHE133 温側からの粗アルゴン。	
102.00	50.50	7368.313118	402	図 2	燃焼アルゴン熱交換器の温側中へ	
80.00	16.34	205.000000	403	図 2	128 から出て制御弁水素過剰な戻りへ続く	
98.00	15.00	7491.413203	404	図 2	AP134 への入口。粗アルゴン水素	30
240.00	60.00	7491.413203	405	図 2	アフタークーラー135 へ続く AP134 の出口	
88.00	58.00	7491.413203	406	図 2	出口アフタークーラー135	
80.00	3500.00	240000.000000	407	図 2	水素チューブトレイラ 136 から制御弁へ	
80.00	60.00	353.412813	408	図 2	制御弁後の余分な水素フィード	40
88.00	56.00	7844.826016	409	図 2	アルゴンフラッシュアレスタ 137 中への混合された粗アルゴンおよび水素	

87.00	56.00	7844.826016	410	図 2	アルゴンデオキソ 138 中へ
900.00	55.00	7368.313118	411	図 2	燃焼アルゴンアフタークー ラー139 中へ
88.00	54.50	7368.313118	412	図 2	燃焼アルゴン水分離器 140 中へ
88.00	54.00	7368.313118	413	図 2	ライン 141 上の燃焼アルゴ ン乾燥床中へ
104.00	52.00	7368.313118	414	図 2	燃焼アルゴン粉塵フィルタ 143 中へ
-282.00	42.15	7368.313118	415	図 2	水素分離器 127 へと続く燃 焼アルゴン熱交換器 113 の 冷側から出る
-297.00	40.11	7163.313118	416	図 2	127 から水素分離器凝縮器 チューブ側 128 への気体
-297.00	40.11	7163.313118	417	図 2	128 チューブ側水素分離器 凝縮器戻りから 127 への液 体
-297.00	40.11	7163.313118	418	図 2	水素分離器 127 からのアル ゴンおよび窒素液体
-298.00	40.00	205.000000	419	図 2	128 のチューブ側から制御 弁への水素気体
-297.00	25.11	7163.313118	420	図 2	制御弁後のトレイ 30 への 418 液体アルゴンおよび窒 素
-307.00	24.90	7587.889152	421	図 2	純アルゴン塔の頂部から出 た大部分が気体窒素および 気体水素
-307.00	24.70	7587.889152	422	図 2	131 凝縮器のチューブ側か ら 132 分離器への気体水素 のすべておよび気体窒素
-307.00	14.70	67.748921	423	図 2	132 分離器、大気へと続く 弁からの、水素気体のすべ ておよび少量の気体窒素
-307.00	24.70	7520.140231	424	図 2	130 塔の 38 トレイへと戻 る 132 相分離器からの液体 窒素

10

20

30

40

-297.00	26.00	7095.564197	425	図 2	純液体アルゴンの 129 オーバーフロー、ここで、130 塔の底部液体、自動制御弁を 通って貯蔵へと続く純液体アルゴン。	
-297.00	20.00	7734.164975	427	図 2	貯蔵へと続く自動制御弁後の 総液体アルゴン	
-250.00	20.00	425.733852	428	図 2	124 貯蔵タンク、自動制御 弁への気体オフ	10
-250.00	20.00	212.866926	429	図 2	123 輸送トレイラ、自動制 御弁への気体オフ	
-250.00	19.50	638.600778	430	図 2	123 気体オフ、および 124 気体オフ、125 アルゴン再 凝縮器のチューブ側への自 動制御弁の後	
-297.00	27.60	638.600778	431	図 2	貯蔵へと続く自動制御弁へ の 125 チューブ側再凝縮し た液体アルゴン	20
87.00	55.05	0.000000	432	図 2	相分離器から出た燃焼アル ゴン水	
80.00	65.00	6500.000000	433	図 2	アルゴン乾燥床再活性化通 気	
-287.00	84.00	900000.000000	450	図 4 および 5	図 5 ポイント 450 から、 3%の液滴を伴う 151 への タービン排気	30
-287.00	84.00	900,000.000000	450	図 5	タービン排出ヘッダー	
-286.00	80.00	2000.000000	451	図 4	151 にて過剰に産生された 液体窒素、主要なフラッシ ュオフ。	
-286.00	80.00	5000.000000	452	図 4	151 から酸素フラッシュポ ット 147=高フラッシュへ の液体窒素	
-286.00	80.00	5000.000000	453	図 4	151 から窒素産生フラッシ ュポット 148 への液体窒素	40
-286.00	80.00	15000.000000	454	図 4	151 からポンプフラッシュ ポット 149 への液体窒素	

50.00	67.00	873000.000000	455	図 4	145 煮沸器から出て 144 酸素冷却器へと続き、次いで、弁 455 を介する、より高い圧力の気体窒素
45.00	66.50	1000.000000	456	図 4	予熱器 152 への分岐オフ
45.00	66.50	1066190.000000	457	図 4	予熱器 152 を横切るための 456 のための逆圧力を付加するための制御弁
43.00	65.00	1067190.000000	458	図 4 および 5	温度変化、図 5 へのポイント 458
43.00	65.00	1,067,190.000000	458	図 5	図 4 ポイント 458 からここへ
-316.30	18.00	5000.000000	459	図 4	148 窒素発生フラッシュポットから 150 追加された冷却熱交換器への気体窒素
-300.00	18.00	15000.000000	460	図 4	149 ポンプフラッシュポットのシェル側からの気体窒素
-300.00	18.00	15000.000000	460	図 4	149 シェル側から 146 凝縮器への冷たい低圧窒素
-316.00	18.00	5000.000000	461	図 4	147 酸素発生フラッシュポットのシェル側から出た気体窒素
-316.00	18.00	5000.000000	461	図 4	461 から凝縮器への冷たい低圧窒素
45.00	66.50	1067190.000000	462	図 4	参照ポイント 462
90.00	111.82	1465374.701923	500	図 4 および 5	図 5 から、168 アフタークーラーから液化装置中への主要な流れ
90.00	111.82	1,465,374.701923	500	図 5 および 4	サージ制御装置 284 に取り込まれず、ここで 500 へと続く流れ。図 4
90.00	111.82	1465374.701923	501	図 4	144 酸素冷却器へと続くポイント 500 の 3 つの分岐オフの 1 つ
90.00	111.82	426895.739765	502	図 4	ポイント 500 バイパスの 3 つの分岐オフのうちの 1 つ

10

20

30

40

90.00	111.82	300000.000000	503	図 4	152 予熱器へと続くポイント 500 の 3 つの分岐オフのうちの一つ
-299.00	100.00	900000.000000	510	図 4 および 6	再循環ポンプ図 6、ポンプハウスへの液体窒素
-299.00	100.00	900000.000000	510	図 6 および 4	図 4 から、これはポンプ入口流れまたはバイパスである。
-299.00	100.00	10892.152969	511	図 4 および 6	ASU へつづく続く図 6 フィードへの液体窒素
-299.00	100.00	10892.152969	511	図 6 および 4	図 4 から廃棄されるかまたは asu へ戻る液体窒素
0.00	0.00	0.000000	512	図 4	産生の 149 ポンプフラッシュポットオフのシェル側への液体窒素=低フラッシュ
0.00	0.00	0.000000	513	図 4	産生からの 147 酸素産生フラッシュポットのシェル側への液体窒素=低フラッシュ
0.00	0.00	0.000000	514	図 4	産生の 148 窒素産生フラッシュポットオフのシェル側への液体窒素=低フラッシュ
-310.00	90.00	554482.548954	515	図 4 および 6	図 6 貯蔵への産生液体窒素
-310.00	90.00	554482.548954	515	図 6 および 4	図 4 から、貯蔵または廃棄への液体窒素
-299.00	100.00	900000.000000	520	図 6	ポンプ 169 への弁入口
-299.00	100.00	0.000000	521	図 6	ポンプ 170 への弁入口
-299.00	100.00	0.000000	522	図 6	145 煮沸器 図 4 へのポンプバイパス
-299.00	100.00	0.000000	523	図 6	煮沸器逆止弁へのポンプバイパス
-260.00	420.00	900000.000000	524	図 6	ポンプ 169 からの排出口弁

10

20

30

40

80.00	14.70	0.000000	525	図 6	ポンプ 170 からの排出口弁
-260.00	420.00	900000.000000	526	図 6	ポンプ 169 出口逆止弁
80.00	14.70	0.000000	527	図 6	ポンプ 170 出口逆止弁
-286.00	100.00	900000.000000	528	図 4 および 6	図 6 から 145 煮沸器へのポンプされた液体窒素
-260.00	420.00	900000.000000	528	図 6 および 4	図 4 への 145 煮沸器のための液体窒素
0.00	0.00	0.000000	529	図 4 および 6	図 6 から 149 ポンプフラッシュポットのシェル側へのポンプされた液体窒素
-260.00	420.00	0.000000	529	図 6 および 4	ポンプフラッシュポット 149 図 4 への液体窒素
-286.00	90.00	0.000000	530	図 4	149 ポンプフラッシュポットのシェル側のポンプされた液体窒素入口=高フラッシュオフ。
80.00	14.70	0.000000	535	図 6	窒素貯蔵への入口の前の最終パージポイント
80.00	14.70	0.000000	536	図 6	最終パージ弁
-310.00	90.00	554482.548954	537	図 6	貯蔵進入弁
-310.00	15.70	500.000000	538	図 6	貯蔵タンク通気弁
80.00	14.70	0.000000	539	図 6	窒素タンクポンプバック
80.00	14.70	0.000000	540	図 6	ポンプバック弁
80.00	14.70	0.000000	541	図 6	ポンプバック逆止弁
-299.00	14.70	0.000000	542	図 6	廃棄への液化窒素

10

20

30

40

-299.00	100.00	10892.152969	543	図 6	ASU への液化窒素
-299.00	100.00	10892.152969	544	図 1 および 6	図 6 から、液化戻り流れから asu への液体窒素
-299.00	100.00	10892.152969	544	図 6 および 1	図 1 へ、ASU への液体窒素戻り
-314.00	59.00	8547.152969	545	図 1 および 2	クロスオーバーポイント 545、図 4 へ(psia)
-314.00	59.00	8547.152969	545	図 2 および 1	図 1 から 126 および 131 への液体窒素。
-314.00	35.00	747.152969	546	図 2	レベル制御弁後の 126 へ続く液体窒素
-310.00	22.00	7800.000000	547	図 2	レベル制御弁後の 131 へ続く液体窒素
-314.00	59.00	2345.000000	548	図 1	制御弁の前にプラントへと戻される液化装置フィードの図#1 部分(psia)
-317.40	17.31	2345.000000	549	図 1	制御弁後の液化装置からの液体窒素(psia)
-308.00	35.00	747.152969	555	図 2	圧力制御弁への 126 の気体窒素オフ
-310.00	22.00	7800.000000	556	図 2	圧力制御弁への 131 の気体窒素オフ
-315.00	17.80	8547.152969	557	図 2	圧力制御弁後の 126 および 131 からの気体
-315.00	17.80	8547.152969	558	図 1	純アルゴンシステムからの気体窒素、図 4 からのクロスオーバー(psia)
-315.00	17.80	8547.152969	558	図 2 および 1	図 1 への気体窒素
-280.00	80.00	873000.000000	450 - (452 + 453 + 454 + 451)	参照	151 後の 450 から 146 凝縮器へのタービン排気気体

10

20

30

40

-316.00	18.00	7000.000000	459+4 51	参照	459+451 から凝縮器への冷たい低圧窒素
参照	参照	20000.000000	460+4 59	参照	460+459 追加された冷却熱交換器への冷たい気体窒素
90.00	65.52	398,184.701923	参照	参照	サージ制御装置 281 取り込まれず、ここで 283 へと続く流れ
-255.00	17.00	27000.000000	参照	参照	煮沸器への合わせた低圧気体窒素
90.00	41.32	398,184.701923	参照	参照	サージ制御装置 278 取り込まれず、ここで 280 へと続く流れ
-245.00	80.00	873000.000000	参照	参照	煮沸器への合わせた高圧気体窒素
参照	参照	900000.000000	参照	参照	凝縮器 146 への冷たい気体窒素

10

20

【 0 0 8 8 】

本明細書で提供される液化装置は、液体窒素を沸騰させて、タービンのために稼働気体圧力を生み出す。液化装置は、安定状態で稼働する空気分離プラントと共に運転するように設計される。空気分離プラントは、主熱交換器温末端部から気体状窒素および酸素の定常流を供給し得る。次いで、新規液化装置から、過冷却された液体窒素および液体酸素の流れは、共に貯蔵へと続く低圧塔の液体酸素および液体アルゴンを作製する空気分離プラントへ戻される少量の液体窒素と共に貯蔵へと送られる。空気分離プラントは、低圧塔のより低い圧力に起因して減圧下にて稼働し得る。空気分離プラントは、最大気体酸素除去モードにて稼働し得る。上で示したような M A C 流れを伴う空気分離プラントおよび本明細書で提供される液化装置は、5%未満の炭化水素を維持し、かつ低圧塔の再沸器内で通常構築され、かつ酸素フィルタ中で洗浄されることになるクリプトンおよびキセノン固体のすべてを除去するために必要とされる、液体アルゴンおよび 2,000 scfh の液体酸素を生成し得る。プラントは、ほぼすべての酸素を気体として取り除き、次いで、気体酸素を本発明にて液化し、次いで、販売可能な製品として貯蔵に送ることにより、より低い圧力を稼働させることができる。次いで、パイプライン気体の顧客に必要とされない低圧塔からの気体酸素の液化を、本液化装置で実施することができる。パイプラインの顧客に必要とされない気体窒素のすべてを、本液化装置で液化することができる。

30

【 0 0 8 9 】

提供される液化装置は、今日使用されているものよりも安価で販売可能な液体を産生するだろう。液体を作製するために必要とされる圧力まで気体を圧縮することには、多大なお金がかかる。貯蔵へと続く液体の温度は、貯蔵タンク陽圧要件を満たすように調節することができる。蒸留コールドボックス中の過冷却器は、液体酸素を貯蔵温度まで低下させるための制御経路を伴うオリジナル設計を有しない。本発明は、制御を提供する。酸素フィルタシステムは、液体酸素を作製する任意のプラントで使用することができる。これにより、より少ない汚染物質を伴う液体酸素を産生することができる。この液化装置は、遠隔位置にある液体に対して長いパイプラインの末端部に配置させることができる。これは、出荷費用を軽減し、かつ主なプラントの周りのトラック交通を軽減し得る。この液化装置は、液化された天然ガスを移動する船上に配置されることもできる。これにより、通気を停止させるために液体を冷たい状態で保つことができる。

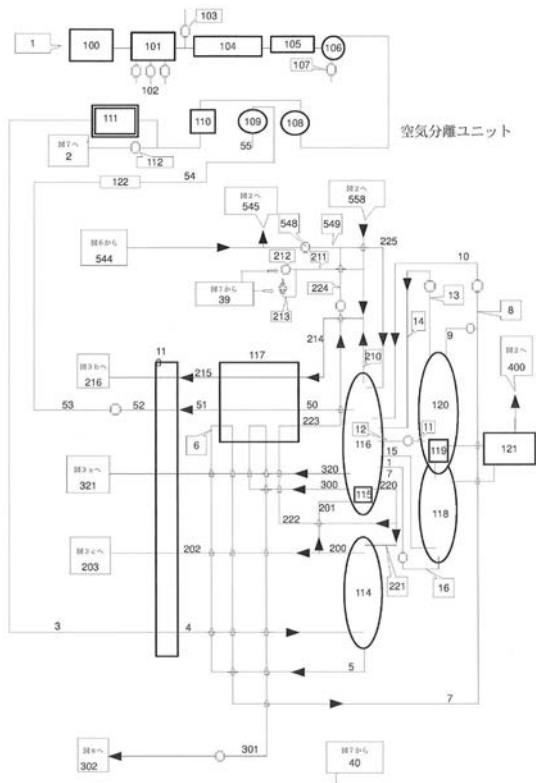
40

50

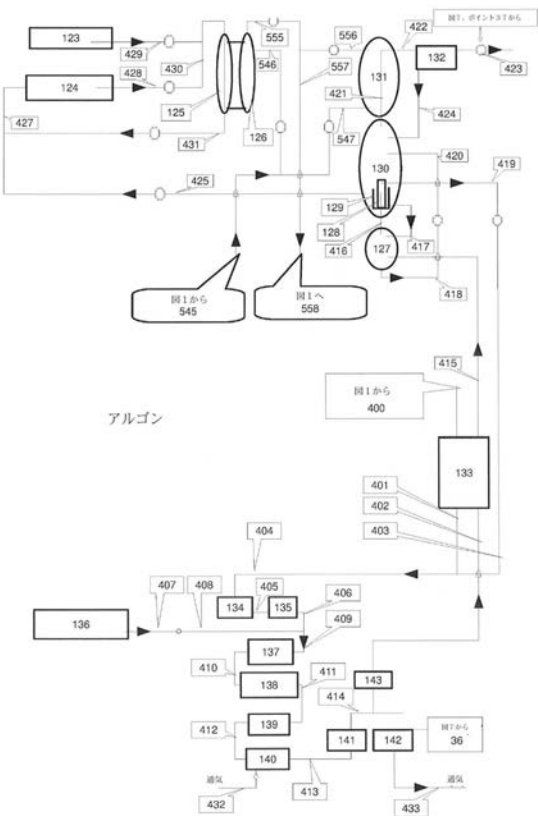
【0090】

本発明は、いくつかの記載された実施形態に関して、特に、特定のおよび主要な意図された実施形態に関連して、かなり詳しく、かつ相当詳細な事項を伴って記載されてきたが、本発明が、任意のこのような特定事項または実施形態または任意の特定の好ましい実施形態に限定されることは意図されておらず、本発明を実践するための装置ならびに本発明を実施および実践する方法の両方に関して、先行技術の観点から添付の特定の特許請求の範囲の可能な限り広義な解釈を提供するように、したがって、本発明の有効なおよび意図された範囲を効果的に包含するように、添付の特定の特許請求の範囲を参照して解釈されるべきである。本明細書を通して使用されるように、範囲は、範囲内にある各々およびすべての値を説明するための簡略表記として使用される。範囲内のいずれの値も、範囲の末端として選択されることができる。

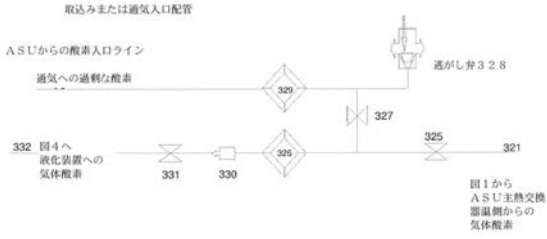
【図1】



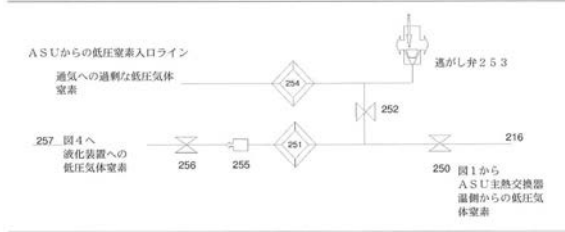
【図2】



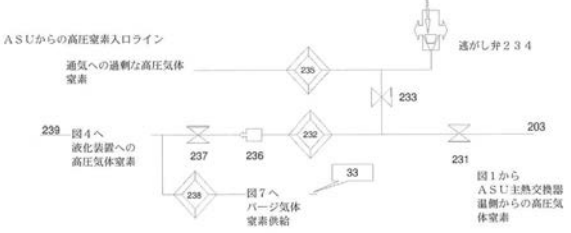
【 図 3 a 】



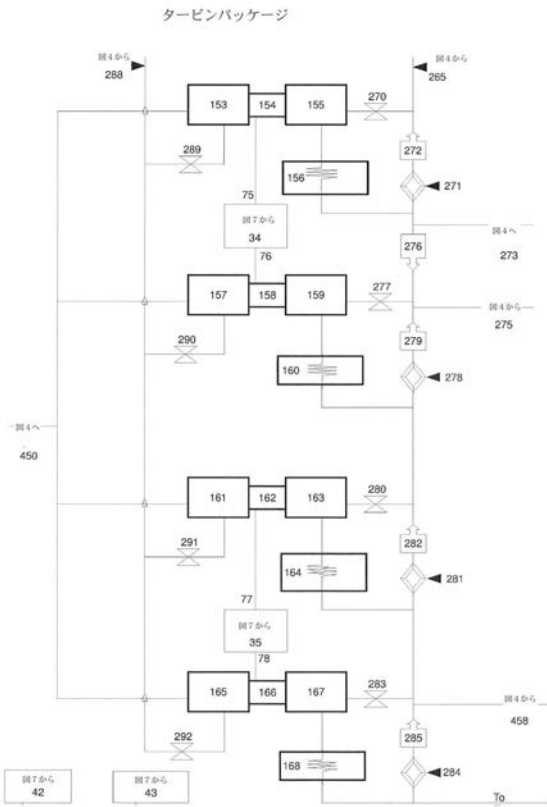
【 図 3 b 】



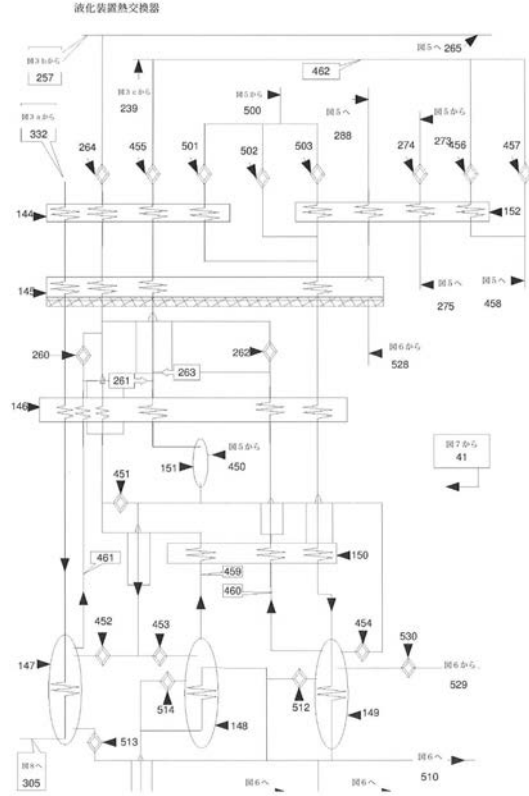
【 図 3 c 】



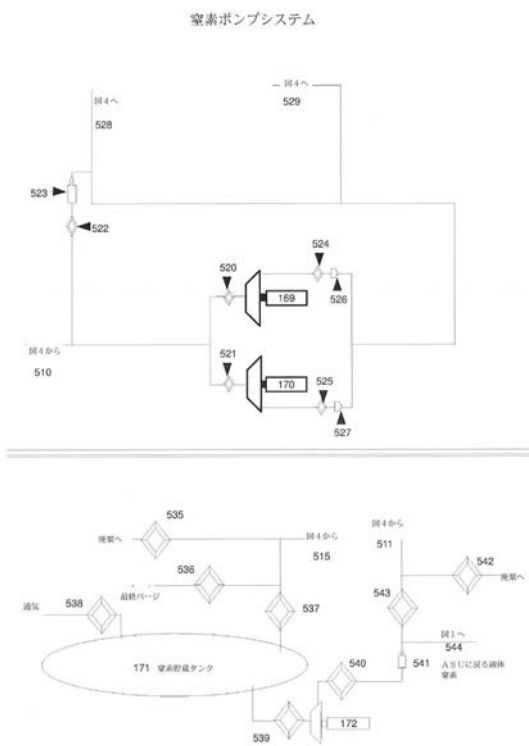
【 図 5 】



【 図 4 】



【 図 6 】



【 国際調査報告 】

INTERNATIONAL SEARCH REPORT		International application No. PCT/US18/33052
A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER IPC - F25J 1/02, 3/04, 5/00 (2018.01) CPC - F25J 1/02, 3/04, 5/00		
According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED		
Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) See Search History document		
Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched See Search History document		
Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used) See Search History document		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	US 6,250,244 B1 (DUBAR CAT et al.) June 26, 2001; figure 6; column 11, lines 5-10; column 18, lines 1-5; column 18, lines 30-35	11
A	US 3,886,758 A (PERROTIN G et al.) June 3, 1975; entire document	1-10
A	US 2015/0316316 A1 (OELFKE RH et al.) November 5, 2015; entire document	1-10
A	GB 1,099,669 A (AIR REDUCTION COMPANY INC.) January 17, 1968; entire document	1-10
<input type="checkbox"/> Further documents are listed in the continuation of Box C. <input type="checkbox"/> See patent family annex.		
* Special categories of cited documents: "A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance "E" earlier application or patent but published on or after the international filing date "L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified) "O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means "P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed "T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention "X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone "Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art "&" document member of the same patent family		
Date of the actual completion of the international search 23 July 2018 (23.07.2018)		Date of mailing of the international search report 02 AUG 2018
Name and mailing address of the ISA/ Mail Stop PCT, Attn: ISA/US, Commissioner for Patents P.O. Box 1450, Alexandria, Virginia 22313-1450 Facsimile No. 571-273-8300		Authorized officer Ehano Thomac PCT Helpdesk: 571-272-4300 PCT OSP: 571-272-7774

フロントページの続き

(81)指定国・地域 AP(BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), EA(AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), EP(AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OA(BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG), AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, JO, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT