

(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2004-156899
(P2004-156899A)

(43) 公開日 平成16年6月3日(2004.6.3)

(51) Int. Cl. ⁷	F I	テーマコード (参考)
F 2 5 J 3/04	F 2 5 J 3/04	4 D O 4 7
C 1 0 L 3/06	F 2 5 J 1/00	B
F 2 5 J 1/00	F 2 5 J 5/00	A
F 2 5 J 5/00	C 1 0 L 3/00	

審査請求 未請求 請求項の数 27 O L (全 15 頁)

(21) 出願番号	特願2003-372784 (P2003-372784)	(71) 出願人	595179619 レール・リキード・ソシエテ・アノニム・ ア・ディレクトワール・エ・コンセイユ・ ドゥ・スールベイランス・プール・レテュ ード・エ・レクスプロワタシオン・デ・ブ ロセデ・ジョルジュ・クロード フランス国 7 5 3 2 1 パリ セデ O 7 ケ ドルセー 7 5 7 5 Quai d'Orsay 7 5 3 2 1 Paris Cedex 07 F rance
(22) 出願日	平成15年10月31日 (2003.10.31)	(74) 代理人	100058479 弁理士 鈴江 武彦
(31) 優先権主張番号	60/423, 039	(74) 代理人	100091351 弁理士 河野 哲
(32) 優先日	平成14年11月1日 (2002.11.1)		
(33) 優先権主張国	米国 (US)		
(31) 優先権主張番号	10/681, 632		
(32) 優先日	平成15年10月8日 (2003.10.8)		
(33) 優先権主張国	米国 (US)		

最終頁に続く

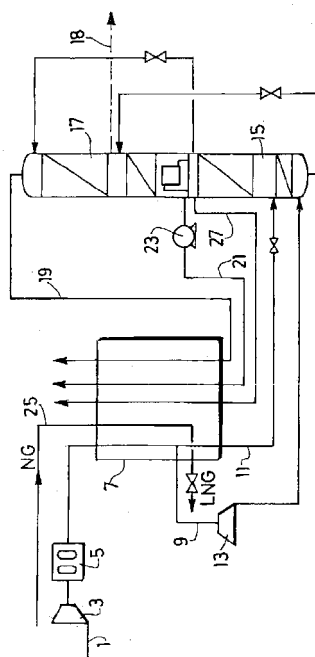
(54) 【発明の名称】 空気分離および天然ガス液化の複合プラント

(57) 【要約】 (修正有)

【課題】 空気分離ユニットサイクルを使用して、天然ガスを液化するための冷凍方法を提供する。

【解決手段】 低温蒸留による空気の分離、および天然ガスを液化するために必要な冷凍の少なくとも一部が、主要熱交換器 7 および蒸留塔 1 5 , 1 7 を具備する少なくとも一つの低温空気蒸留プラントから得られる天然ガスの液化のための統合方法および装置において、天然ガス 2 5 は、熱交換器 7 において冷却流体 2 1 との間接的な熱交換によって液化し、冷却流体は、熱交換器に少なくとも部分的に液体状態で送られて熱交換器において少なくとも部分的な蒸発を受ける。

【選択図】 図 1



【特許請求の範囲】

【請求項 1】

低温蒸留による空気の分離、および天然ガスを液化するために必要な冷凍の少なくとも一部が、主要熱交換器(7)および蒸留塔(15, 17)を具備する少なくとも1つの低温空気蒸留プラントから得られる、天然ガス(NG)の液化のための統合方法であって、天然ガスは、熱交換器(7, 32)において冷却流体との間接的な熱交換によって液化し、冷却流体(21, 26)は、少なくとも部分的に液体状態で熱交換器に送られ、熱交換器において少なくとも部分的な蒸発を受ける方法。

【請求項 2】

等エントロピー膨張によって天然ガスの液化のための冷凍を提供する請求項1に記載の方法。 10

【請求項 3】

空気分離ユニットは、熱的に結合した中圧塔および低圧塔をもつ二重塔(15, 17)を具備し、かつ空気を低圧塔に送る前にタービン(13)中で膨張させる請求項1または2に記載の方法。

【請求項 4】

天然ガスは低温空気蒸留プラントの主要熱交換器(7)内で液化され、低温空気蒸留プラントのための供給空気(1)は蒸留に適する温度まで冷却され、冷却流体は、主要熱交換器において蒸発する、空気に対して酸素、窒素およびアルゴンの少なくとも1つに富む少なくとも1つの液体流(21)である請求項1ないし3に記載の方法。 20

【請求項 5】

低温空気蒸留プラントにおいて分離すべき全ての空気(1)は、主要熱交換器(7)において冷却される請求項4に記載の方法。

【請求項 6】

天然ガス(NG)は、主要熱交換器(7)以外の追加熱交換器(32)において、少なくとも1つの空気蒸留プラントの主要熱交換器における蒸発液体(23)によって事前に冷却された少なくとも1つの冷却流体(26)との熱交換によって液化される請求項5に記載の方法。

【請求項 7】

天然ガスは、冷却流体(26)が流れる閉回路を用いて液化され、前記冷却流体は液化蒸発天然ガスとの熱交換によって温められ、主要熱交換器(7)における熱交換によって冷却される請求項6に記載の方法。 30

【請求項 8】

冷却流体は、窒素、アルゴン、CF₄、HCF₃、メタン、エタン、エチレンおよびプロパンを含む群から選択される請求項6または7に記載の方法。

【請求項 9】

低温空気蒸留プラントからのガス状窒素(27)は、追加熱交換器(32)に送られる請求項6ないし8のいずれかに記載の方法。

【請求項 10】

低温空気蒸留プラントは、天然ガスが供給される、GTLプラント、メタノールプラントまたはDMEプラントの少なくとも1つのための加圧酸素(21)を生成する請求項1ないし9のいずれかに記載の方法。 40

【請求項 11】

天然ガス(NG, 25)を液化するために必要な全ての冷凍は、単一の低温空気蒸留プラント、単一のコールドボックス内に配置されたプラントの塔、主要熱交換器および追加熱交換器から得られる請求項1ないし10のいずれかに記載の方法。

【請求項 12】

天然ガスを液化するために必要な冷凍の一部は、それぞれ主要熱交換器(7)および蒸留塔(15, 17)を具備する少なくとも2つの低温空気蒸留プラント(ASU)から得られ、前記主要熱交換器および蒸留塔はコールドボックス内にあり、天然ガス(25)を液化する 50

ために必要な冷凍の一部は、蒸留塔の1つによって生成される、酸素、窒素またはアルゴンに富む少なくとも1つの液体流の蒸発によって生成され、かつ、天然ガスは、各々の低温空気蒸留プラントから取り出された冷却流体(26)との熱交換を行う追加熱交換器における熱交換によって液化する、請求項1ないし11のいずれかに記載の方法。

【請求項13】

天然ガスは、前記冷却流体(26)との間接的な熱交換を受ける前に、低温空気蒸留プラントから得られない少なくとも1つの流体(40)との間接的な熱交換によって0未満の温度に少なくとも部分的に事前に冷却される請求項12に記載の方法。

【請求項14】

低温空気蒸留プラントから得られない前記流体(40)は、プロパンである請求項13に記載の方法。 10

【請求項15】

低温蒸留による空気の分離、および天然ガスを液化するために必要な冷凍の少なくとも一部が、主要熱交換器(7)および蒸留塔(15, 17)を具備する少なくとも1つの低温空気蒸留プラントから得られる天然ガスの液化のための統合装置であって、天然ガス(25, NG)および冷却流体(21, 26)を少なくとも部分的に液体状態で熱交換器(7, 32)に送る手段と、液化天然ガス(LNG)を熱交換器から取り出す手段と、少なくとも部分的に蒸発した冷却流体を熱交換器から取り出す手段とを具備する装置。

【請求項16】

等エントロピー膨張によって天然ガスの液化のために冷凍を提供する請求項15に記載の装置。 20

【請求項17】

空気分離ユニットは、熱的に結合した中圧塔および低圧塔をもつ二重塔(15, 17)と、空気を膨張させるタービン(13)と、膨張した空気を中圧塔(15)に送る手段とを具備する請求項15または16に記載の装置。

【請求項18】

液化すべき天然ガスを低温空気蒸留プラントの主要熱交換器(7)に送る手段を具備し、冷却流体は、主要熱交換器で蒸発する、空気に対して酸素、窒素およびアルゴンの少なくとも1つに富む少なくとも1つの液体流(21)である請求項15ないし17のいずれかに記載の装置。 30

【請求項19】

分離すべき全ての空気(1)を主要加熱交換器(7)に送る手段を具備する請求項15ないし18のいずれかに記載の装置。

【請求項20】

主要熱交換器(7)以外の追加熱交換器(32)と、液化すべき天然ガス、および少なくとも1つの空気蒸留プラントの主要熱交換器(7)において蒸発液体(21)によって事前に冷却された少なくとも1つの冷却流体(26)を、追加熱交換器に送る手段とを具備する請求項15または16に記載の装置。

【請求項21】

主要および追加熱交換器(7, 32)を通過する、少なくとも1つの冷却流体(26)が流れる閉回路を具備する請求項20に記載の装置。 40

【請求項22】

少なくとも1つの低温空気蒸留プラントからのガス状窒素(27)を追加熱交換器(32)に送る手段を具備する請求項20または21に記載の装置。

【請求項23】

加圧酸素(21)を、低温空気蒸留プラントから、天然ガスが供給されるGTLプラント、メタノールプラントおよびDMEプラントの少なくとも1つに送る手段を具備する請求項15ないし22のいずれかに記載の装置。

【請求項24】

天然ガスを液化するために必要な全ての冷凍は、単一の低温空気蒸留プラント、単一の 50

コールドボックス内に配置されたプラントの塔、主要熱交換器および追加熱交換器から得られる請求項 15 ないし 23 のいずれかに記載の装置。

【請求項 25】

天然ガスを液化するために必要な冷凍の一部は、それぞれ主要熱交換器および蒸留塔を具備する少なくとも 2 つの低温空気蒸留プラントから得られ、前記主要熱交換器および蒸留塔はコールドボックス内にあり、天然ガスを液化するために必要な冷凍の一部は、蒸留塔の 1 つによって生成される酸素、窒素またはアルゴンに富む少なくとも 1 つの液体流の蒸発によって生成され、かつ、天然ガスは、各々の低温空気蒸留プラントから取り出された冷却流体 (26) との熱交換を行う追加熱交換器 (32) における熱交換によって液化する、請求項 15 ないし 23 のいずれかに記載の装置。

10

【請求項 26】

前記冷却流体との間接的な熱交換を受ける前に天然ガスを前置冷却する手段 (34) を具備する請求項 25 に記載の装置。

【請求項 27】

前記前置冷却する手段は、熱交換器 (34) と、プロパン (40) を熱交換器に送る手段とを具備する請求項 26 に記載の装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本発明は、天然ガス (NG) の低温蒸留および液化による空気の分離のための統合方法および装置に関する。

20

【背景技術】

【0002】

天然ガスは、しばしば消費者から離れた地域で得られる。この場合、いくつかの可能性を想起することができる。

【0003】

1. パイプラインによる輸送 (非常に距離が長いことを考慮したものである)
2. 以下の設備を用いた軽質炭化水素の液化

(1) ベースロードプラント (baseload plants): 世界中でおおよそ 15 サイト存在し、1 または複数の系列 (train) が各サイトにあり、系列の大きさは今日では一年間に 5 百万ト

30

【0004】

(2) メタンタンカー: およそ - 160 の低温液体を輸送し、現在、およそ 100 のタンカーがある。

【0005】

(3) LNG ターミナル: 液化天然ガスはメタンタンカーから取り出され、その後に蒸発させてパイプラインに送る。

【0006】

ピークシェービング (peak-shaving) プラントは、消費者地域近辺の小型液化プラントであり、需要が低い時に天然ガスを液化および貯蔵し、需要が高い時にガスを蒸発させることができる。

40

【0007】

3. 天然ガスの、容易に輸送される液体または固体生成物への転換。以下の可能性がある。

【0008】

(1) 以下の 2 段階での天然ガスの重質合成炭化水素への転換
 ・部分酸化または自熱改質による、合成ガスと呼ばれる水素と一酸化炭素の混合体の生成。
 両方の方法とも酸素に富んだガスを必要とする。

【0009】

・フィッシャートロプシュ型の触媒反応。

50

【0010】

(2) 天然ガスのメタノールへの転換

(3) 天然ガスを使用したアンモニアまたは肥料の生成

4. 電熱併給プラントにおける天然ガスの電気への転換およびケーブルを使用した電気の輸送：この解決法は、パイプラインによる解決法と同様に、距離が離れると経済的でなくなる。

【0011】

天然ガスの液化または転換は、共に当該方法の収益率を高くするために多額の投資を必要とする。2つの方法(液化および転換)の間の第1の相乗作用は、上流と下流のインフラストラクチャーに見出される。上流では、2つのユニットが同じサイトにあれば、同一ガス田および同一パイプラインを使用して天然ガスをそのサイトに輸送することができる。液化または合成ガスへの転換前の天然ガスの前処理もまた2つのユニットで共通とすることができる。下流部のインフラストラクチャーもまた共通とすることができる。同一の基本設備(水、蒸気、計器用空気)を2つのユニットで共通とすることができる。

10

【0012】

W000/71951は、天然ガスを液化するために液体窒素、液体酸素または液体アルゴンの蒸発によって生成されるエネルギーを使用することを提案している。US-A-5390499およびFR-A-2122307は、液体窒素の蒸発と天然ガスの液化との間の熱移動に関するものである。GB-A-2172388は、酸素と液体窒素を生成する空気分離ユニットを示す。空気分離ユニットから取り出された液体窒素は、その後、離れたサイトに輸送され、天然ガスを液化するために使用される。発生したガス状窒素は、その後、油の回収を増進させるために使用される。

20

【0013】

LNGの生成のための液化サイクルに関しては、いくつかの解決法が様々な出版物に記載されている(例えば、“Developments in natural gas liquefaction” Hydrocarbon Processing 4月号 1999)。最も効率的なのはカスケード冷凍サイクルである。冷凍は3つの異なる冷媒、典型的にはメタン、エチレンおよびプロパン(それぞれいくつかの圧力レベルで蒸発する)によって提供される。最も使用されるものは、プロパン前置冷却との混合冷凍サイクルであり、炭化水素の多成分混合物(典型的には、プロパン、エタン、メタン及び/又は窒素)は、別のプロパンサイクルが天然ガスと前記混合冷媒の前置冷却を行う間に、天然ガスの最終的な冷却を行う。このサイクルはUS-A-3763658に記載されている。比較的高い電力消費量のためにベースロードプラントに一度も使用されていなかった最終サイクルは、膨張器サイクルである。US-A-5768912は、上記サイクルの種々の可能な改良を示しているが、プロパン前置冷却の混合冷媒サイクルの効率を達成しているものはない。

30

【発明の開示】

【発明が解決しようとする課題】

【0014】

本発明の目的は、空気分離ユニットとの組合せによる天然ガスの液化方法を提供することである。当該方法は等エントロピー膨張を伴い、電力消費はそれほど高くない。本発明は、空気分離ユニットによって等エントロピー膨張を介し、好ましくは天然ガスを液化するために液体蒸発とともに生成される冷熱を使用することにある。基本的概念は、間接的な熱交換によって天然ガスを冷却するために、窒素、酸素またはアルゴンに富んだ、液状またはガス形態で蒸留部から取り出された冷却流を使用することにある。これらの冷却流を温めるための熱はもはや全く空気を冷却するために利用できないので、等エントロピー膨張は空気を直接冷却するために使用される。もう1つの解決法は、1つの冷却流に対して等エントロピー膨張を行うことにあり、冷却流によって提供される冷却量を増加させ、それゆえ、天然ガスおよび空気を冷却することができる。空気の膨張により、リサイクリングが回避または最小化されるので好ましい解決法となる。一般的には、リサイクリングは加熱交換器の負荷を増加させ、その不可逆性を増加させる。

40

50

【0015】

ここで使用されている用語“リサイクリング”は、少なくとも熱交換器の所定の部分において、少なくとも膨張後の流体の一部が温められることを意味する。この同じ所定の部分に、膨張前に流体の少なくとも一部がある。用語“液化”は、天然ガスが超臨界圧を超える圧力で冷却されたときに生じる擬似液化を含む。

【0016】

現在まで全てのベースロードプラントで使用されてきたカスケードもしくは混合冷媒サイクルまたは2つの組合せと比較すると、本発明に係る方法は、以下の優位性から利益を得ている。

【0017】

熱交換器において気相および液相を分配する問題は、基本的には除去される。すなわち、従来の渦巻き式の交換器よりもより効果的かつ安価であるろう付けアルミニウム熱交換器を使用することができる。それらはまた熱交換器においてより多くの流れを受け入れることができる。

10

【0018】

ガスを膨張すると、温度制御がより簡単になる。

【0019】

プラントの始動/停止が単純になる。

【0020】

供給材料の組成における変化への耐性が高くなる。

20

【0021】

始動前に回路を満たし、または作動中の損失を補充するために、カスケードサイクルにおける冷却流体、すなわち混合冷媒の種々の成分を貯蔵することは、もはや必要とされない。

【課題を解決するための手段】

【0022】

本発明の1つの態様によれば、低温蒸留による空気の分離、および天然ガスを液化するために必要な冷凍の少なくとも一部が、主要熱交換器および蒸留塔を具備する少なくとも1つの低温空気蒸留プラントから得られる、天然ガスの液化のための統合方法であって、天然ガスは、熱交換器において冷却流体との間接的な熱交換によって液化し、冷却流体は、少なくとも部分的に液体状態で熱交換器に送られ、熱交換器において少なくとも部分的な蒸発を受ける方法が提供される。

30

【0023】

本発明のさらなるオプションの態様によれば、等エントロピー膨張によって、天然ガスの液化のための冷凍を提供する。

【0024】

空気分離ユニットは、熱的に結合した中圧塔と低圧塔をもつ二重塔を具備し、かつ空気を低圧塔に送る前にタービン中で膨張させる。

【0025】

天然ガスは低温空気蒸留プラントの主要熱交換器内で液化され、低温空気蒸留プラントのための供給空気は蒸留に適する温度まで冷却され、冷却流体は、主要熱交換において蒸発する、空気に対して酸素、窒素およびアルゴンの少なくとも1つの富む少なくとも1つの液体流である。

40

【0026】

低温空気蒸留プラントにおいて分離すべき全ての空気は、主要熱交換器において冷却される。

【0027】

天然ガスは、主要熱交換器以外の追加熱交換器において、少なくとも1つの空気蒸留プラントの主要熱交換器における蒸発液体によって事前に冷却された少なくとも1つの冷却流体との熱交換によって液化される。

50

【0028】

天然ガスは、冷却流体が流れる閉回路を用いて液化され、前記冷却流体は液化蒸発天然ガスとの熱交換によって温められ、主要熱交換器における熱交換によって冷却される。

【0029】

冷却流体は窒素、アルゴン、 CF_4 、 HCF_3 、メタン、エタン、エチレンおよびプロパンを含む群から選択される。

【0030】

低温空気蒸留プラントからのガス状窒素は、追加熱交換器に送られる。

【0031】

低温空気蒸留プラントは、天然ガスが供給される、GTLプラント、メタノールプラントまたはDMEプラントの少なくとも1つのための加圧酸素を生成する。 10

【0032】

天然ガスを液化するに必要な全ての冷凍は、単一の低温空気蒸留プラント、単一の冷却ボックス内に配置された、プラントの塔、主要熱交換器および追加熱交換器から得られる。

【0033】

天然ガスを液化するために必要な冷凍の一部は、それぞれ主要熱交換器および蒸留塔を具備する少なくとも2つの低温空気蒸留プラントから得られ、前記熱交換器および蒸留塔はコールドボックス内にあり、天然ガスを液化するために必要な冷凍の一部は、蒸留塔の1つによって生成される、酸素、窒素またはアルゴンに富む少なくとも1つの液体流の蒸発によって生成され、および、天然ガスは、各々の低温空気蒸留プラントから取り出された冷却流体との熱交換を行う追加熱交換器における熱交換によって液化する。 20

【0034】

天然ガスは、前記冷却流体との間接的な熱交換を受ける前に、低温空気蒸留プラントから得られない少なくとも1つの流体との間接的な熱交換によって0 未満の温度に少なくとも部分的に事前に冷却される。

【0035】

低温空気蒸留プラントから得られない前記流体はプロパンである。

【0036】

本発明のさらなる態様によれば、低温蒸留による空気分離、および天然ガスを液化するために必要な冷凍の少なくとも一部が、主要熱交換器および蒸留塔を具備する少なくとも1つの低温空気蒸留プラントから得られる天然ガスの液化のための統合装置であって、天然ガスおよび冷却流体を少なくとも部分的に液体状態で熱交換器に送る手段と、液化天然ガスを熱交換器から取り出す手段と、少なくとも部分的に蒸発した冷却流体を熱交換器から取り出す手段とを具備する装置が提供される。 30

【0037】

本発明のさらなるオプションの態様によれば、等エントロピー膨張によって天然ガスの液化のための冷凍を提供する。

【0038】

空気分離ユニットは、熱的に結合した中圧塔および低圧塔をもつ二重塔と、空気を膨張させるタービンと、膨張空気を中圧塔に送る手段とを具備する。 40

【0039】

装置は、液化すべき天然ガスを低温空気蒸留プラントの主要熱交換器に送る手段を具備し、冷却流体は、主要熱交換器内で蒸発する、空気に対して酸素、窒素およびアルゴンの少なくとも1つに富む少なくとも1つの液体流である。

【0040】

装置は、分離すべき全ての空気を主要熱交換器に送る手段を具備する。

【0041】

装置は、主要熱交換器以外の追加熱交換器と、液化すべき天然ガスと、および少なくとも1つの空気蒸留プラントの主要熱交換器において蒸発液体によって事前に冷却された少なくとも1つの冷却流体を、追加熱交換器に送る手段とを具備する。 50

【0042】

装置は、主要および追加熱交換器を通過する、少なくとも1つの冷却流体が流れる閉回路を具備する。

【0043】

装置は、少なくとも1つの低温空気蒸留プラントからのガス状窒素を追加熱交換器に送る手段を具備する。

【0044】

装置は、加圧酸素を、低温空気蒸留プラントから、天然ガスが供給されるGTLプラント、メタノールプラントおよびDMEプラントの少なくとも1つに送る手段を具備する。

【0045】

天然ガスを液化するために必要な全ての冷凍は、単一の低温空気蒸留プラント、単一のコールドボックス内に配置されたプラントの塔、主要熱交換器および追加熱交換器から得られる。

【0046】

天然ガスを液化するために必要な冷却の一部は、それぞれ主要熱交換器および蒸留塔を具備する少なくとも2つの低温空気蒸留プラントから得られ、前記主要熱交換器および蒸留塔はコールドボックス内にあり、天然ガスを液化するために必要な冷却の一部は、蒸留塔の1つによって生成される酸素、窒素またはアルゴンに富む少なくとも1つの液体流の蒸発によって生成され、かつ、天然ガスは、各々の低温空気蒸留プラントから取り出された冷却流体との熱交換を行う追加熱交換器における熱交換によって液化する。

【0047】

装置は、前記冷却流体との間接的な熱交換を受ける前に、天然ガスを事前に冷却する手段を具備する。

【0048】

事前に冷却する前記手段は、熱交換器と、プロパンを熱交換器に送る手段とを具備する。

【発明を実施するための最良の形態】

【0049】

いくつかのオプションが可能である。

【0050】

(1) 図1の設備を使用する小規模LNG生成：この場合、GTLプラントは、そのインフラストラクチャーから利益を得るために、典型的には、現在/将来のLNGベースロードプラントに近接して設置される。

【0051】

空気1は、主要空気圧縮器3で圧力21.5 barまで圧縮され、機械的冷凍ユニットまたは吸収式冷凍ユニットの使用によって温度12まで冷却される。空気1は、その後典型的にはアルミナおよびモレキュラーシープを含む吸収器5を通して精製され、水およびCO₂のような不純物は取り除かれる。精製ユニットにおける低温はいくつかの理由により好ましい。つまり、空気が主要熱交換器に低温で入るとLNG生成を増やすことができ、空気中の水分量がより少なくなり、吸収がより効率的になるので、より少ないアルミナおよびモレキュラーシープで足りるようになる。空気1(ベース=1000 Nm³/h)は、その後、典型的にはプレートフィン型付アルミニウム型の主要熱交換器7(かわりに渦巻き型交換器を使用してもよい)に導入され、-145まで冷却されて2つの流れ9、11に分かれる。第1の流れ9(848 Nm³/h)は、膨張タービン13によって膨張され、圧力5.6 bar、温度-173.5および液体分率10%以上になる。この膨張から生じるエネルギーは発電機において回収されるものと考えられてきた。それにもかかわらず、いくつかの他の代替方法を利用できる。例えば、

(i) 精製ユニットの前または後にあるブースターによってタービンにブレーキをかけて、主要空気圧縮器の吐出圧力を減少させる。

【0052】

10

20

30

40

50

(ii) 膨張タービンの動力を、直接またはギヤを介して、主要空気圧縮機のシャフトまたはそのドライバーに伝達する。

【0053】

第2の流れ11 ($152 \text{ Nm}^3/\text{h}$)は、さらに冷却、凝縮され、温度 -174.8 まで過冷却される。両方の流れは、低温空気分離プラントの中圧塔15に導入される。酸素および窒素に富んだ流れは、中圧塔15から取り出されて低圧塔17に送られる。この蒸留塔17から、液体酸素に富んだ流れ21 ($200 \text{ Nm}^3/\text{h}$)が取り出されて、ポンプ23によって圧力 53.5 bar で押し出され、2つのガス状窒素に富んだ流れ19, 27もまた取り出される。低圧塔からの一方19は、低圧 1.25 bar abs および温度 -176 にあり(この流れは蒸留部へ向かう内部の流れを過冷却するために使用された。流量は $720 \text{ Nm}^3/\text{h}$)、中圧塔15からのもう一方27は、中圧 5.5 bar abs および -177.8 にある(流量は $80 \text{ Nm}^3/\text{h}$)。これらの3つの流れ19, 21, 27は熱交換器7で温められる。前処理された天然ガス流GN25(この流れからはHg, H_2S , H_2O および CO_2 が取り除かれている)は、圧力 60 bar abs および大気に近い温度にあり、熱交換器7の温暖末端に $38 \text{ Nm}^3/\text{h}$ の流量で導入される。流れ25が重質炭化水素を含む場合、米国特許5,390,499に示されているように、これらの重質炭化水素を取り除くために交換器7の中間温度で取り除くことができ、その後、熱交換器7に再導入されておよそ -165 の温度までさらに冷却され、バルブまたは液体タービンによる膨張後に流れGNLとして貯蔵部に送られる。液化天然ガスは、空気流9が取り出される部位の上流部で熱交換器7から取り出される。

【0054】

(2) 図2の設備を使用する中規模液体生成

空気1は、圧縮器3によって中間圧力、好ましくは $5 \sim 25 \text{ bar abs}$ 、典型的には 15 bar abs まで圧縮され、機械的冷凍ユニットまたは吸収式冷凍ユニットの使用によって温度 12 まで冷却される。空気はその後、典型的にはアルミナおよびモレキュラーシーブを含む吸収器5を通して精製され、水および CO_2 のような不純物は取り除かれる。空気(ベース = $1000 \text{ Nm}^3/\text{h}$)は、さらにブースター6において圧力 50 bar abs まで圧縮され、冷却されてその後、典型的にはプレートフィンろう付けアルミニウム型の熱交換器7(かわりに渦巻き型交換器を使用してもよい)に導入され、温度 -77 まで冷却されて、2つの流れに分かれる。第1の流れ9 ($708 \text{ Nm}^3/\text{h}$)は、膨張タービン13によって膨張されて、圧力 5.6 bar 、温度 -163.7 になる。第2の流れ11 ($292 \text{ Nm}^3/\text{h}$)は、さらに冷却、凝縮され、温度 -174.4 まで過冷却される。両方の流れは、低温空気分離プラントの中圧塔15に導入される。酸素および窒素に富んだ流れは、中圧塔15から取り出されて低圧塔17に送られる。この蒸留塔17から、液体酸素に富んだ流れ21 ($200 \text{ Nm}^3/\text{h}$)が、取り出されて圧力 53.5 bar で押し出され、2つのガス状窒素に富んだ流れ19, 27もまた取り出される。一方19は、低圧 1.25 bar および温度 -175.4 にあり(この流れは蒸留部へ向かう内部の流れを過冷却するために使用された。流量は $720 \text{ Nm}^3/\text{h}$)、もう一方27は、中圧 5.5 bar および温度 -177.8 にある(流量は $80 \text{ Nm}^3/\text{h}$)。これらの3つの流れは熱交換器内で温められ、酸素21が蒸発する。前処理された天然ガス流25GN(Hg, H_2S , H_2O , CO_2 および凝固性のあるあらゆる他の不純物が取り除かれている)は、圧力 60 bar abs にあり、温度 -38 まで過冷却されて(典型的には米国特許3,763,658に記載されているプロパンサイクルを使用する)熱交換器7に導入される。天然ガスの流量は、 $134 \text{ Nm}^3/\text{h}$ である。重質炭化水素はこの前置冷却期に取り除かれている。その後、熱交換器7に導入されておよそ -165 の温度までさらに冷却され、タービン13の上流にあるバルブまたは液体タービンによる膨張後に貯蔵部に送られる。

【0055】

(3) 図3の設備における大規模液体生成

空気1は、圧縮機3 (5.4 bar) において中圧まで圧縮され、機械的冷凍ユニットまたは吸収式冷凍ユニットの使用によって温度 12 まで冷却される。空気はその後典型的

にはアルミニウムおよびモレキュラーシーブを含む吸収器 5 を通して精製され、水および CO_2 といった不純物は取り除かれる。空気(ベース = $1000 \text{ Nm}^3/\text{h}$)は、その後リサイクルされた空気 3 1 (流量は $364 \text{ Nm}^3/\text{h}$)と混合されてさらにブースター 6 において圧力 70 bar abs まで圧縮され、冷却され、その後、典型的にはプレートフィンろう付けアルミニウム型の熱交換器 7 (かわりに渦巻き型交換タイプ)に導入されて温度 -36 まで冷却され、2つの流れ 9, 11 に分かれる。第1の流れ 9 ($1014 \text{ Nm}^3/\text{h}$)は、膨張タービン 13 によって膨張されて圧力 5.6 bar abs 、温度 -149.8 になり、2つの支流 3 1, 3 3 に分けられる。一方 3 3 は中圧塔 15 に導入され、一方 3 1 は熱交換器 7 にリサイクルされる。第2の流れ 11 ($350 \text{ Nm}^3/\text{h}$)は、さらに冷却、凝縮され、温度 -174.2 まで過冷却される。これは中圧塔 15 に導入される。酸素および窒素に富んだ流れは、中圧塔 15 から取り出され、低圧塔 17 に送られる。この蒸留塔 17 から、液体酸素に富んだ流れ 2 1 ($200 \text{ Nm}^3/\text{h}$)が取り出されて、圧力 53.5 bar で押し出され、2つのガス状窒素に富んだ流れ 1 9, 2 7 もまた取り出される。一方 1 9 は、低圧 1.25 bar および温度 -175.2 にあり(この流れは蒸留部へ向かう内部の流れを過冷却するために使用された: 流量は $720 \text{ Nm}^3/\text{h}$)、もう一方 2 7 は、中圧 5.5 bar および -177.8 にある(流量は $80 \text{ Nm}^3/\text{h}$)。これらの3つの流れは熱交換器において温められて酸素が蒸発する。前処理された天然ガス流 2 4 GN (H_2S , H_2O および CO_2 が取り除かれている)は、圧力 60 bar abs にあり、温度 -38 まで過冷却され(典型的には、米国特許 3,763,658 におけるようなプロパンサイクルを使用する)、熱交換器 7 に $280 \text{ Nm}^3/\text{h}$ の流量で導入される。重質炭化水素はこの前置冷却期に取り除かれている。その後、熱交換器に導入されてさらにおよそ -165 の温度まで冷却され、バルブまたは液体タービンによる膨張後に貯蔵部に送られる。

10

20

【0056】

以下の表は、LNGの生成および20000トン/日の酸素を使用するGTLプラントの電力消費を示す。

【表1】

	LNG 10^6 トン/年MW	電力消費
ASU単独(図6)	0	339
小規模(図1)	0.8	362
中規模(図2)	2.7	448
大規模(図3)	5.7	562

30

小規模LNG生成をASU単独と比較すると、空気分離ユニットはより単純、すなわち空気圧縮機およびブースター空気圧縮機と比較して単一の空気圧縮機であり、より高い圧力で動作する前置冷却システムおよび精製ユニットは、より小さな体積流量とよりよい吸収効率のおかげで、それらの設備のサイズの顕著な縮小を可能にする。それゆえ、この小規模液体生成は負の投資に供する。

40

【0057】

図4に示すようなプロセスを代替使用してもよい。この解決法の利点は、天然ガスが不活性ガスのみと間接的な熱交換をすることである。この場合、空気1は主要空気圧縮器3で圧力 21.5 bar まで圧縮され、機械的冷凍ユニットまたは吸収式冷凍ユニットの使用を通して12まで冷却される。空気1は、その後典型的にはアルミニウムおよびモレキュラーシーブを含む吸収器5を通して精製され、水および CO_2 といった不純物は取り

50

除かれる。空気 1 (ベース = 1000 Nm³/h) は、その後、典型的にはプレートフィンろ
う付けアルミニウム型の主要熱交換器 7 (かわりに渦巻き型交換器を使用してもよい) に
導入され、温度 - 145 まで冷却されて 2 つの流れ 9, 11 に分かれる。第 1 の流れ 9
(848 Nm³/h) は、膨張タービン 13 により膨張されて圧力 5.6 bar、温度 - 173.
5 および液体分率 10 mol.% 以上になる。第 2 の流れ 11 (152 Nm³/h) はさらに冷却
され、凝縮され、- 174.8 の温度まで過冷却される。両方の流れは、低温空気分離
プラントの中圧塔 15 に異なるレベルで導入される。酸素および窒素に富んだ液体流は、
中圧塔 15 から取り出されて低圧塔 17 に送られる。窒素に富んだガス流 27 (流量は 8
0 Nm³/h) もまたこの塔から取り出される。この蒸留塔 17 から、液体酸素に富んだ流れ
21 (200 Nm³/h) が取り出され、ポンプ 23 によって圧力 53.5 bar で押し出される 10
。ガス状窒素に富んだ流れ 19 はまた、低圧塔 17 から低圧 1.25 bar abs および温度
- 176 で取り出される (この流れは蒸留部へ向かう内部の流れを過冷却するために使
用された。流量は 720 Nm³/h)。これらの 2 つの流れ 19、21 は熱交換器 7 において温
められる。

【0058】

前処理された天然ガス流 GN25 (Hg, H₂S, H₂O および CO₂ が取り除かれている
) は、圧力 60 bar abs および大気に近い温度にあり、追加熱交換器 32 に 38 Nm³/h の流
量で導入される。流れ 25 が重質炭化水素を含む場合、追加交換器 32 の中間温度で取り
除くことができ、米国特許 5,390,499 に示されるようにこれらの重質炭化水素を取り除く
。その後、追加熱交換器 32 に再導入されて、さらにおよそ - 165 の温度まで冷却され 20
。その後、バルブまたは液体タービンによる膨張後に流れ GN L として貯蔵部に送られる。追加
熱交換器 32 において、天然ガスは窒素に富んだガス流 27 および閉回路 26 に流れる流
体と熱を交換する。この回路における流体は、典型的にはアルゴン、窒素、CF₄、HC
F₃ または他の冷媒といった不活性ガスである。少なくとも部分的な蒸発 (または超臨界
圧を超える場合には擬似蒸発) が行われる交換器 32 において加熱され、少なくとも部分
的な凝縮 (臨界圧を超える場合には擬似凝縮) が行われる交換器 7 において冷却される。
液化天然ガスは熱交換器 32 から取り出される。

【0059】

20000 トン/日の酸素空気分離ユニットは、現在、本質的に蒸留塔のサイズの制限
のために単一の系列で構築することができない。典型的には 3 ないし 5 の系列が必要である 30
。逆に、年間 5 百万トンというサイズに適した単一の液化系列を構築することができる
。それゆえ、プラント全体の構造の観点から図 1 ないし図 4 の解決法の最適化は、天然ガ
ス流を各々の空気分離系列に送るよりも、1 つの (またはいくつかの) 冷却流体 (典型的
には窒素に富んだ液相もしくは気相の流体) を各々の空気分離系列から単一の天然ガス液
化系列へ送ることにある (図 5 を参照すると、3 つの系列、ASU 系列 1、ASU 系列 2
および ASU 系列 3 が使用されている)。図 4 のプロセスと同様に、窒素 27 は、3 つの
系列全て (または少なくとも 1 つの系列) から取り出され、単一流を形成するために混合
されて第 1 の熱交換器およびその後の第 2 の熱交換器に送られる。回路流体 26 は、各々
の系列の熱交換器 7 で冷却され、単一流を形成するために混合されてその後に熱交換器 3
2 に送られ、分離され系列へ返送される前に温められる。天然ガス 25 は、プロパンおよ 40
び窒素 27 に対して交換器 34 で事前に冷却される。プロパンは、典型的には異なるレベ
ルの圧力で蒸発される。かわりに、混合冷凍サイクルを使用してこの前置冷却を行うこと
ができる。その後、交換器 32 において、天然ガスは、窒素 27 および回路内の不活性ガ
ス 26 に対して冷却される。

【0060】

もう 1 つの最適化は、酸素が 30 ~ 60 bar で蒸発する空気分離ユニットは、非常に低
温 (- 130 ~ - 110) で冷熱を提供するという事実から生じる。それゆえ、天然ガ
ス (その組成に依存する) を 10 ~ 20 bar abs の低圧で凝縮することができる。そのと
き、2 つのオプションが利用できる。

【0061】

(i) 天然ガスが現場で 40 ~ 60 bar abs の圧力で得られる場合。この天然ガスを大気温度からまたはプロパン前置冷却後 (好ましい解決法)、等エントロピー的に膨張させることができる。この最適化を図 1 および図 2 に適用する場合、LNG 生成はそれぞれ 1.0 Mt/y および 3.1 Mt/y になり、電力消費はそれぞれ 361 MW および 441 MW になる。

【 0062 】

(ii) 現場の天然ガスを送る圧縮機の数及び / 又は電力消費を減少させる。

【 0063 】

図 1 ~ 3 では、流れ 27 を省略することもできる。図 4 では、流れ 19 の一部を流れ 27 に取り替えることができる。

10

【 0064 】

全ての図において、流れ 18 を使用して従来の仕方でアルゴンを生産することができる。また、流れ 11 の一部を低圧塔に送ることができる。さらに、中圧塔から抽出された液体は、それらをバルブ内で膨張させて低圧塔中に導入する前に、流れ 19 との間接的な熱交換によって冷却することができる。また、流れ 11 と LNG にある膨張バルブを液体タービンに取り替えることができる。圧縮機がガスタービンによって駆動される場合には、空気をこのガスタービンから抽出して、少なくとも部分的に空気分離ユニットに供給することもできる。

【 0065 】

図 6 は、先行技術によって公知の天然ガス液化のない空気分離ユニットを示したものである。

20

【 0066 】

空気 1 は、圧縮機 3 (5.8 bar) で中圧まで圧縮され、機械的冷凍ユニットまたは吸収式冷凍ユニットの使用によって温度 12 まで冷却される。空気はその後に典型的にはアルミナおよびモレキュラーシーブを含む吸収器 5 を通して精製され、水および CO₂ のような不純物は取り除かれる。空気 (ベース = 1000 Nm³ / h) はその後 2 つの流れに分かれる。第 1 の空気流 (流量 455 Nm³ / h) は、ブースター 6 において、圧力 66 bar abs までさらに圧縮され、冷却されてその後、典型的にはプレートフィンろう付けアルミニウム型の熱交換器 7 (かわりに渦巻き型熱交換タイプ) に導入され、そして温度 - 98 まで冷却されて 2 つの流れ 9, 11 に分かれる。第 1 の流れ 9 (65 Nm³ / h) は、膨張タービン 13 によって膨張されて、圧力 5.6 bar abs、温度 - 173.4 になり、中圧塔 15 に導入される。第 2 の流れ 11 (390 Nm³ / h) は、さらに冷却、凝縮され、温度 - 168.2 まで過冷却され、中圧塔 15 に導入される。第 2 の空気流 (流量 545 Nm³ / h) は熱交換器 7 で冷却され、また中圧塔に導入される。酸素および窒素に富んだ流れが中圧塔 15 から取り出されて低圧塔 17 に送られる。この蒸留塔 17 から、液体酸素に富んだ流れ 21 (200 Nm³ / h) が取り出され、53.5 bar の圧力で押し出される。2 つのガス状窒素に富んだ流れ 19, 27 もまた取り出され、一方 19 は低圧 1.25 bar および温度 - 175.2 にあり (この流れは蒸留部へ向かう内部の流れを過冷却するために使用された。流量は 720 Nm³ / h)、もう一方 27 は、中圧 5.5 bar および - 177.8 にある (流量 80 Nm³ / h)。これらの 3 つの流れは熱交換器において温められ、酸素が蒸発する。

30

40

【 0067 】

本発明は、いくつの好ましい実施例を参照して詳細に説明しているが、当業者は、請求項の精神および範囲内で本発明の他の実施例があることを認識することができる。特に、天然ガス液化のために既に記載されたあらゆる過冷却サイクルを使用することができ、等エントロピー膨張を伴うあらゆる空気分離ユニットサイクルを使用して、天然ガスを液化するための冷凍を提供することができる。

【 図面の簡単な説明 】

【 0068 】

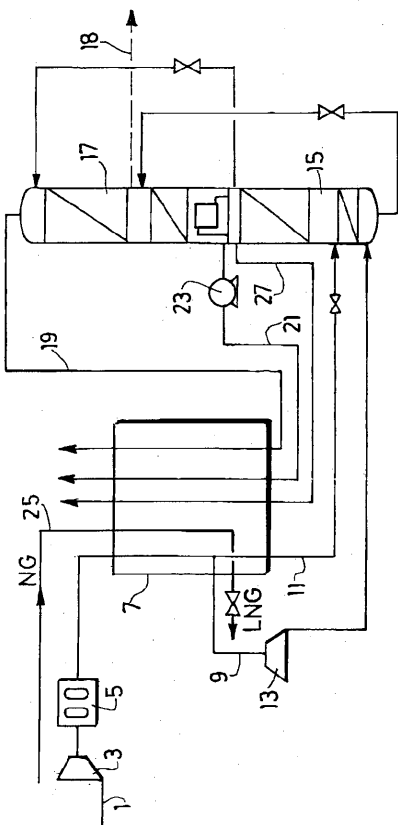
【 図 1 】 本発明による設備の概略図である。

【 図 2 】 本発明による設備の概略図である。

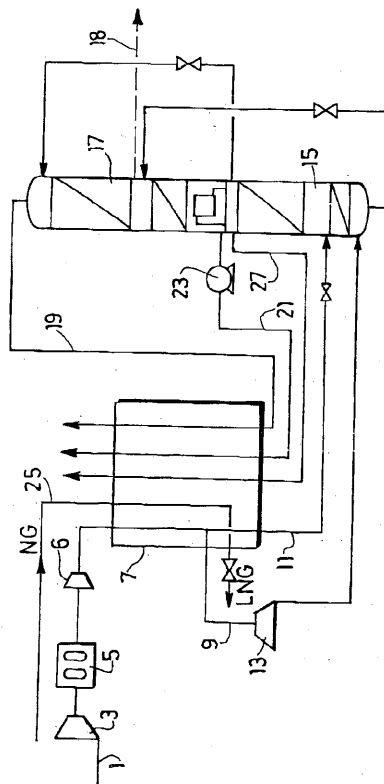
50

- 【図3】本発明による設備の概略図である。
- 【図4】本発明による設備の概略図である。
- 【図5】本発明による設備の概略図である。
- 【図6】先行技術を示す。

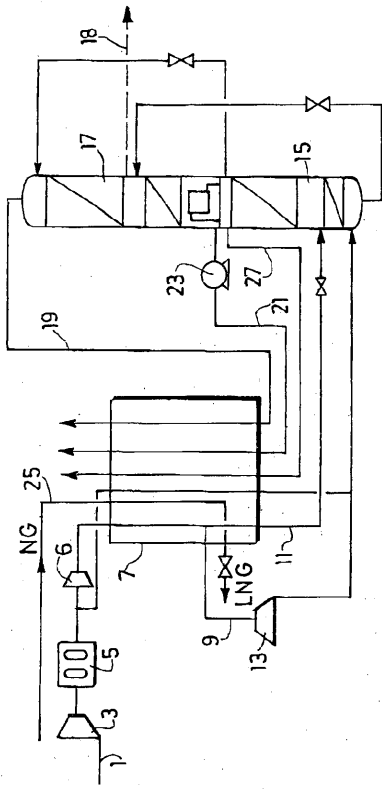
【図1】



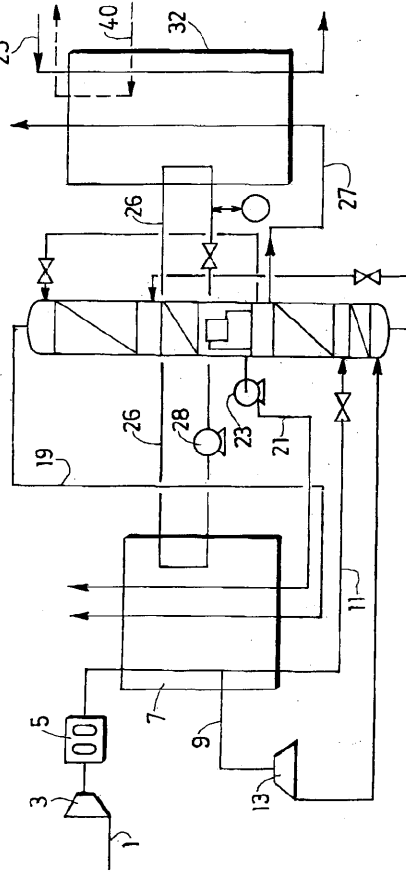
【図2】



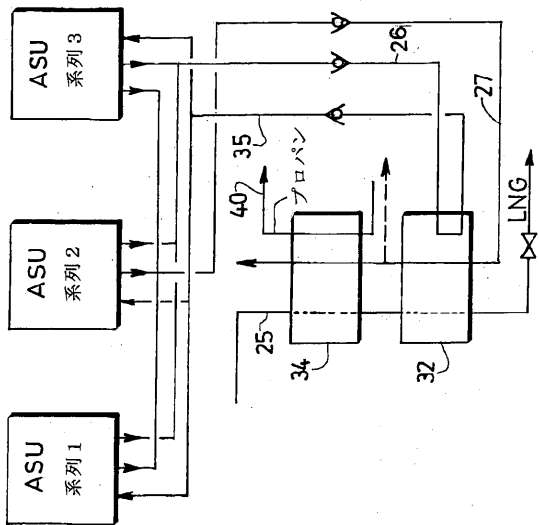
【 図 3 】



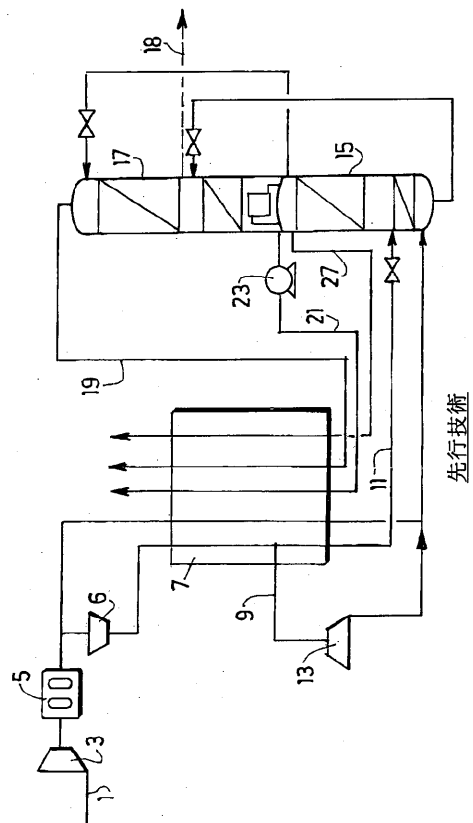
【 図 4 】



【 図 5 】



【 図 6 】



フロントページの続き

(74)代理人 100088683

弁理士 中村 誠

(74)代理人 100084618

弁理士 村松 貞男

(74)代理人 100092196

弁理士 橋本 良郎

(72)発明者 ジャン - ピエール・トラニエール

フランス国、9 4 2 4 0 ライ - レ - ロセ、アブニュ・デュ・ジェネラル・ドゥ・ゴル 2

Fターム(参考) 4D047 AA08 AA10 AB01 AB02 AB04 BA08 CA04 CA06 CA09 CA15

CA17 DA06 DA17 EA04