

(19) 日本国特許庁(JP)

## (12) 特許公報(B2)

(11) 特許番号

特許第5241707号  
(P5241707)

(45) 発行日 平成25年7月17日(2013.7.17)

(24) 登録日 平成25年4月12日(2013.4.12)

(51) Int.Cl.

F 17C 13/00 (2006.01)

F 1

F 17C 13/00 302A

請求項の数 11 (全 10 頁)

(21) 出願番号 特願2009-511608 (P2009-511608)  
 (86) (22) 出願日 平成19年5月23日 (2007.5.23)  
 (65) 公表番号 特表2009-538405 (P2009-538405A)  
 (43) 公表日 平成21年11月5日 (2009.11.5)  
 (86) 國際出願番号 PCT/IB2007/002771  
 (87) 國際公開番号 WO2007/144774  
 (87) 國際公開日 平成19年12月21日 (2007.12.21)  
 審査請求日 平成22年5月7日 (2010.5.7)  
 (31) 優先権主張番号 06352012.6  
 (32) 優先日 平成18年5月23日 (2006.5.23)  
 (33) 優先権主張国 歐州特許庁 (EP)

(73) 特許権者 599067318  
 クライオスター・ソシエテ・パール・アク  
 シオンス・サンプリフィエ  
 フランス国 68220 エズィング, ゾ  
 ーヌ・アンデュストリエル, ブワ・ボスタ  
 ル 48  
 (74) 代理人 100140109  
 弁理士 小野 新次郎  
 (74) 代理人 100089705  
 弁理士 社本 一夫  
 (74) 代理人 100075270  
 弁理士 小林 泰  
 (74) 代理人 100080137  
 弁理士 千葉 昭男

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】蒸気を再液化するための方法と装置

## (57) 【特許請求の範囲】

## 【請求項 1】

少なくとも 1 つの貯蔵タンク内に保持されている少なくとも或る量の液化天然ガスからボイルオフした蒸気を再液化する方法であつて、

蒸気を、直列の第 1 及び第 2 蒸気圧縮ステージで圧縮する段階と、

前記圧縮された蒸気を、凝縮器内で、主無限冷凍サイクル内を流れている作動流体との熱交換によって凝縮する段階と、

得られた凝縮液の少なくとも一部を、前記貯蔵タンクに戻す段階と、を有し、

前記主作動流体サイクルでは、前記作動流体は、順に、少なくとも 1 つの作動流体圧縮器内で圧縮され、第 1 熱交換器内で冷却され、天然ガス蒸気の凝縮を行うために前記凝縮器内に採用されている膨張タービン内で膨張され、前記第 1 熱交換器内で、冷却される作動流との熱交換で加温され、前記作動流体圧縮器に戻される、方法において、

前記主作動流体サイクル内の、前記作動流体が前記凝縮器を通る通路と前記第 1 熱交換器を通る通路の中間で、前記作動流体は、第 2 熱交換器内で、前記第 2 蒸気圧縮ステージの下流で且つ前記凝縮器の上流にある前記圧縮された天然ガス蒸気を予冷却するのに用いられていること、及び、前記作動流体の流れの一部は、前記主作動流体サイクル内の、前記作動流体が前記凝縮器から前記第 2 熱交換器に流れている領域から迂回されて、前記第 1 蒸気圧縮ステージと前記第 2 蒸気圧縮ステージの中間で前記天然ガス蒸気を冷却するよう少なくとも 1 つの第 3 熱交換器を通して、前記迂回された作動流体は、前記作動流体が前記第 2 熱交換器から前記第 1 熱交換器に流れている領域で前記主作動流体サイクルに

10

20

戻されること、を特徴とする方法。

**【請求項 2】**

前記主作動流体サイクルから前記第3熱交換機に迂回される前記作動流体の比率は、前記第2蒸気圧縮ステージへの入口の温度に応じて制御される、請求項1に記載の方法。

**【請求項 3】**

前記貯蔵タンクが液化天然ガスを満載している時、前記凝縮器は、過冷却された液化天然ガスがそこから出て行くように運転される、請求項1又は2に記載の方法。

**【請求項 4】**

前記第1蒸気圧縮ステージの上流の前記蒸気は、前記凝縮器から取られた、凝縮された天然ガス流と混合させることにより予冷卻される、請求項1乃至3の何れか1項に記載の方法。 10

**【請求項 5】**

前記凝縮された蒸気流の流量は、前記第1圧縮ステージへの入口の温度に応じて制御される、請求項4に記載の方法。

**【請求項 6】**

天然ガス蒸気を再液化するための装置であって、

少なくとも或る量の液化天然ガスを保持するための少なくとも1つの貯蔵タンクと、

前記貯蔵タンク内の少なくとも1つの蒸気空間と連通していて、ボイルオフした天然ガス蒸気を圧縮するための直列の第1及び第2蒸気圧縮ステージと、 20

前記第2蒸気圧縮ステージと連通している天然ガス入口と前記貯蔵タンクと連通している出口とを有している、圧縮された前記蒸気を凝縮するための凝縮器と、を備えており、

前記凝縮器は、使用中、前記作動流体によって冷却されるように配置されており、前記凝縮器は、順に、(a)前記作動流体の流れを圧縮するための少なくとも1つの作動流体圧縮器と、(b)前記作動流体の流れを冷却するための、第1熱交換器を通る冷却経路と、(c)前記作動流体の流れを膨張させるための膨張タービンと、(d)前記凝縮器と、(e)前記作動流体を加温するための、前記第1熱交換器を通る加温経路と、(f)前記作動流体圧縮器への入口と、を備えている無限の主作動流体サイクルの一部を形成している、装置において、

前記主作動流体サイクルは、前記天然ガスを前記作動流体との熱交換によって冷却するための第2熱交換器であって、前記第2蒸気圧縮ステージと前記凝縮器の中間で、その中を通っている天然ガス蒸気経路と、前記凝縮器からの作動流体出口と前記第1熱交換器を通る前記加温経路への入口の中間で、その中を通っている作動流体経路とを有している、第2熱交換器を備えていることと、 30

前記第1天然ガス蒸気圧縮ステージと前記第2天然ガス蒸気圧縮ステージの中間で前記天然ガス蒸気を、前記主作動流体サイクルから迂回させた作動流体との熱交換によって冷却するための第3熱交換器であって、入口側は、前記作動流体サイクル内の、前記凝縮器からの作動流体出口と前記第2熱交換器への作動流体入口の中間の領域と連通し、出口側は、前記作動流体サイクル内の、前記第2熱交換器からの作動流体出口と前記第1熱交換器を通る加温経路への入口の中間の領域と連通している、その中を通っている作動流体経路を有している第3熱交換器が設けられていること、を特徴とする装置。 40

**【請求項 7】**

前記主作動流体サイクルから前記第3熱交換器へ迂回される前記作動流体の比率を、前記第2蒸気圧縮ステージへの入り口の温度に応じて制御するための弁が設けられている、請求項6に記載の装置。

**【請求項 8】**

前記第1及び第2蒸気圧縮ステージは、単一の多段速モーターで駆動されている、請求項6又は7に記載の装置。

**【請求項 9】**

前記第1蒸気圧縮ステージの上流に、前記天然ガス蒸気を冷却することができる混合器を追加的に含んでおり、前記混合器は、前記凝縮器と連通している、凝縮された天然ガス 50

用の入口を有している、請求項 6 から 8 の何れか 1 項に記載の装置。

**【請求項 10】**

前記混合器への凝縮液の流れを制御するための弁であって、前記第 1 圧縮ステージへの入口の温度を一定に維持する働きをする弁を含んでいる、請求項 9 に記載の装置。

**【請求項 11】**

前記凝縮器からの凝縮液用出口は、液体を前記貯蔵タンクに戻すための出口と蒸気を燃焼ユニットに送るための出口を有する相分離器と連通している膨張弁を経由させて設置することが選択的に可能である、請求項 6 から 10 の何れか 1 項に記載の装置。

**【発明の詳細な説明】**

**【技術分野】**

10

**【0001】**

本発明は、蒸気を再液化するための方法と装置に関し、詳しくは、船舶に搭載されて、天然ガスの蒸気を再液化するよう機能する方法と装置に関する。

**【背景技術】**

**【0002】**

天然ガスは、従来より、液化状態で長距離を輸送されている。例えば、液化天然ガスを、天然ガスが液化される第 1 の場所から、天然ガスが気化されてガス配給システムに送られる第 2 の場所まで運搬するのに、外洋航行タンカーが使用されている。天然ガスは、低温、即ち - 100 より低い温度で液化するため、どの様な実用的な貯蔵システムでも、液化天然ガスの継続的なボイルオフが生じる。従って、ボイルオフ蒸気を液化するために装置を用意する必要がある。その様な装置では、複数の圧縮器内で作動流体を圧縮する段階と、圧縮された作動流体を間接的な熱交換によって冷却する段階と、作動流体を膨張させる段階と、膨張した作動流体を圧縮された作動流体との間接的な熱交換で加温する段階と、加温された作動流体を圧縮器の内の 1 つに戻す段階と、から成る冷凍サイクルが行われる。天然ガス蒸気は、圧縮ステージの下流で、加温される作動流体との間接的な熱交換によって、少なくとも部分的には凝縮される。その様な冷凍方法を行うための装置の一例が、米国特許第 3,857,245 号に開示されている。

20

**【0003】**

米国特許第 3,857,245 号によれば、作動流体は、天然ガス自体に由来し、従つて、開いた冷凍サイクルが作動する。作動流体の膨張は、弁によって行われる。部分的に凝縮した天然ガスが得られる。部分的に凝縮した天然ガスは、貯蔵部に戻される液相と、バーナーに送られ燃焼される天然ガスと混合させる気相とに分離される。作動流体は、同じ熱交換器内で加温と冷却の両方が行われるので、熱交換器は 1 台しか必要ない。熱交換器は、第 1 の滑動搭載式プラットフォーム上に設置されており、作動流体圧縮器は、第 2 の滑動搭載式プラットフォーム上に設置されている。

30

**【0004】**

昨今は、作動流体として非燃焼性ガスを採用するのが好まれている。更に、外部から供給する必要がある圧縮の仕事を減少させるためには、作動流体を膨張させるのに弁ではなくて膨張タービンを採用するのが好ましい。

**【0005】**

40

上記の改良と共に具現化した装置の一例が、WO-A-98/43029 号に記載されている。この装置では、2 台の熱交換器が使用されており、1 台は、作動流体を圧縮された天然ガス蒸気との熱交換で加温して蒸気を部分的に凝縮させるため、そしてもう 1 台は、圧縮された作動流体を冷却するためである。

**【0006】**

WO-A-98/43029 号では、天然ガス蒸気の凝縮が不完全だと、冷凍サイクルで消費される電力が（完全凝縮と比較して）減少することが指摘されており、窒素含有量が相対的に高い残留蒸気は大気中に放出すべきであると提案されている。実際、WO-A-98/43029 号に開示されている分縮は、凝縮液発生量は、純粋に、凝縮が起きる圧力と温度の関数である、ということを規定している周知の熱力学原理に従っている。

50

## 【0007】

通常、液化天然ガスは、大気圧より僅かに高い圧力で貯蔵され、ボイルオフ蒸気は4バルの圧力で部分的に凝縮される。得られた、部分的に凝縮された混合気は、通常、膨張弁を経由して相分離器に流し込まれ、蒸気を大気圧で放出できるようににする。膨張弁に進入しようとしている液相が、4バルで、多くて10モルパーセント程度しか窒素を含有していないなくても、得られた気相は、1バルで、依然、50体積%程度のメタンを含有している。その結果、通常運転では、毎日、3000乃至5000kgの数倍の量のメタンを相分離器から放出する必要が出てくる。メタンは、温室効果ガスとして認識されていることから、実用化は環境面から容認されえない。

## 【0008】

10

WO-A-98/43029号による装置の運転に伴う別の問題は、一方の圧縮された天然ガスの温度とエンタルピー、そして他方の作動流体の温度とエンタルピー、それら両者の間の不一致により相当な熱力学的非効率が生じるということである。

## 【0009】

EP-A-1, 132, 698号には、蒸気が、凝縮された天然ガスと共に液化天然ガス(LNG)貯蔵タンクに戻されるときに生じる問題を軽減する方法が開示されている。

EP-A-1, 132, 698号による方法では、ボイルオフ蒸気及び/又は天然ガス凝縮液は、貯蔵部から取られた液化天然ガスと混合される。

## 【0010】

20

液化天然ガス内の窒素のモル分率は、ボイルオフ蒸気内の窒素のモル分率より小さく、更には、凝縮されたボイルオフ蒸気を、弁を介して膨張させたときに形成されるフラッシュガス内の分率よりも低いことから、ボイルオフ蒸気を、凝縮器の上流又は下流の何れか又は両方の液化天然ガスで希釈すると、ボイルオフ蒸気又は天然ガス凝縮液が貯蔵部からの液化天然ガスと混合されなかった場合に生じるであろう貯蔵タンク内の気相の組成の変動が弱まる傾向がある。

## 【0011】

とはいえ、EP-A-1, 132, 698号による方法では、全体的な熱力学的効率は大幅に向上しない。

【特許文献1】米国特許第3, 857, 245号明細書

30

【特許文献2】国際公開第98/43029号パンフレット

【特許文献3】欧州特許出願公開第1, 132, 698号明細書

## 【発明の開示】

## 【課題を解決するための手段】

## 【0012】

本発明によれば、少なくとも1つの貯蔵タンク内に保持されている少なくとも或る量の液化天然ガスからボイルオフした蒸気を再液化する方法が提供されており、同方法は、蒸気を、直列の第1及び第2蒸気圧縮ステージで圧縮する段階と、圧縮された蒸気を、凝縮器内で、主無限作動流体サイクル内を流れている作動流体との熱交換によって凝縮する段階と、得られた凝縮液の少なくとも一部を前記貯蔵タンクに戻す段階と、を含んでおり、主作動流体サイクルでは、作動流体は、順に、少なくとも1つの作動流体圧縮器内で圧縮され、第1熱交換器内で冷却され、天然ガス蒸気の凝縮を行うために凝縮器内に採用されている膨張タービン内で膨張され、前記第1熱交換器内で、冷却される作動流体との熱交換で加温され、前記作動流体圧縮器に戻される、方法において、主作動流体サイクル内の、作動流体が凝縮器を通る通路と第1熱交換器を通る通路の中間で、作動流体は、第2熱交換器内で、第2蒸気圧縮ステージの下流で且つ凝縮器の上流にある圧縮された天然ガス蒸気を予冷却するのに用いられていること、及び、作動流体の流れの一部は、主作動流体サイクル内の、作動流体が凝縮器から第2熱交換器に流れている領域から迂回されて、第1蒸気圧縮ステージと第2蒸気圧縮ステージの中間で天然ガス蒸気を冷却するように少なくとも1つの第3熱交換器を通して、迂回された作動流体は、作動流体が第2熱交換器から第1熱交換器に流れている領域で主作動流体サイクルに戻されること、を特徴とする方

40

50

法である。

#### 【0013】

本発明は、更に、天然ガス蒸気を再液化するための装置を提供しており、同装置は、少なくとも或る量の液化天然ガスを保持するための少なくとも1つの貯蔵タンクと、前記貯蔵タンク内の少なくとも1つの蒸気空間と連通していて、ボイルオフした天然ガス蒸気を圧縮するための直列の第1及び第2蒸気圧縮ステージと、第2蒸気圧縮ステージと連通している天然ガス入口と前記貯蔵タンクと連通している出口とを有している、圧縮された蒸気を凝縮するための凝縮器と、を備えており、凝縮器は、使用中、作動流体によって冷却されるように配置されており、凝縮器は、順に、(a)作動流体の流れを圧縮するための少なくとも1つの作動流体圧縮器と、(b)作動流体の流れを冷却するための、第1熱交換器を通る冷却経路と、(c)作動流体の流れを膨張させるための膨張ターピンと、(d)凝縮器と、(e)作動流体を加温するための、第1熱交換器を通る加温経路と、(f)前記作動流体圧縮器への入口と、を備えている無限主作動流体サイクルの一部を形成している、装置において、主作動流体サイクルは、天然ガスを作動流体との熱交換によって冷却するための第2熱交換器であって、第2蒸気圧縮ステージと凝縮器の中間で、その中を通っている天然ガス蒸気経路と、凝縮器からの作動流体出口と第1熱交換器を通る加温経路への入口の中間で、その中を通っている作動流体経路とを有している、第2熱交換器を備えていることと、第1天然ガス蒸気圧縮ステージと第2天然ガス蒸気圧縮ステージの中間で天然ガス蒸気を、主作動流体サイクルから迂回させた作動流体との熱交換によって冷却するための第3熱交換器であって、入口側は、作動流体サイクル内の、凝縮器からの作動流体出口と第2熱交換器への作動流体入口の中間の領域と連通し、出口側は、作動流体サイクル内の、第2熱交換器からの作動流体出口と第1熱交換器を通る加温経路への入口の中間の領域と連通している、その中を通っている作動流体経路を有している第3熱交換器が設けられていることを特徴とする、装置である。  
10

#### 【0014】

本発明による方法と装置は、上で言及した先行文献に開示されている対応する方法と装置に比べ、運転の熱力学的効率の改善を実現することができる。我々は、この熱力学的効率の改善は、凝縮器内のみならず第2及び第3熱交換器内においても、作動流体サイクルと天然ガス凝縮を一体化させたことに帰するものと考えている。熱力学的効率の改善は、より少ない電力消費量を用いても、十分にその効果が発揮される。  
20

#### 【0015】

主作動流体サイクルから第3熱交換器へ迂回させる作動流体の比率は、第2蒸気圧縮ステージへの入口の温度に応じて制御されるのが望ましい。

前記貯蔵タンクが液化天然ガスを満積している時は、凝縮器は、過冷却された液化天然ガスがそこから出していくように運転されるのが望ましい。但し、時として、前記貯蔵タンクに比較的小ない量の液化天然ガスしか入っていない時に、凝縮液を貯蔵タンクへ戻すことには、ボイルオフ蒸気の窒素含有率を上昇させる効果がある。その結果、凝縮させるために凝縮器に提供された蒸気は、過剰に窒素を含有することになるので、必然的に、凝縮液は過冷却されないのみならず、完全に凝縮されることすら危ぶまれる。その様な状況では、或いは、貯蔵タンクに、高窒素濃度を有する液化天然ガス、例えば、20乃至40体積%の窒素を含有するボイルオフガスを出す濃度の液化天然ガス、が入っている場合は、未凝縮蒸気を含んでいる凝縮液は相分離器に流し込まれ、得られた液相は貯蔵タンクに戻され、また、得られた気相は船舶のエンジンに送られる（エンジンが天然ガスによって駆動されている場合の船上使用の事例）か、又は燃焼されて大気中に放出される。  
40

#### 【0016】

第1及び第2蒸気圧縮ステージは、単一の多段速モーターで駆動されるのが望ましい。

第1蒸気圧縮ステージの上流の蒸気は、凝縮器から取られた、凝縮された天然ガス流と混合させることによって予冷却されるのが望ましい。凝縮された天然ガス蒸気流の流量は、第1圧縮ステージへの入口の温度に応じて制御されるのが望ましい。

#### 【発明を実施するための最良の形態】

## 【0017】

本発明による方法と装置を、以下、添付図面を参照しながら例を挙げて説明してゆく。図は縮尺を合わせていない。

図を参照すると、5基の断熱貯蔵タンク2、4、6、8、10が、船舶又は他の外洋航行船の船体(図示せず)に設けられている。貯蔵タンク2、4、6、8、10の内の2基又はそれ以上には、その底領域に位置して没液オリフィス管12が設けられており、この管を通して、LNGが導入される。例示説明を分かり易くするために、タンク2、4、6のオリフィス管は、図に示していない。貯蔵タンクの内、数基にしか没液オリフィス管が設けられていない場合、設けられていないタンクに戻されるLNGの再配給は、液体ポンプ(図示せず)の運転によって行われる。オリフィス管12は、通常運転時には、或る量のLNG16中に没液している。タンク2、4、6、8、10のそれぞれには、その中の上記量のLNG16の上方に蒸気空間18が存在している。10

## 【0018】

貯蔵タンク2、4、6、8、10は断熱されているが、LNGは、沸点が、通常の圧力では大気温度より実質的に低いので、貯蔵タンク2、4、6、8、10のそれぞれでは、LNGの継続的蒸発が起こっている。タンクのそれぞれは、ボイルオフガス用管寄せ24と連通している、蒸気用の頂部出口22を有している。管寄せ24からは、ボイルオフガスのための主パイプライン26が伸びている。パイプライン26には、混合器28が設けられており、そこで、運転時、蒸気が、設備の下流部分からの凝縮されたLNGと混合される。運転時、凝縮されたLNGは、ボイルオフガスとなって蒸発し、これにより、このガスの温度が下がる。混合器の下流にはセンサー27が設けられており、第1圧縮ステージ40への入口の温度を表す信号を生成し、この信号が弁制御部30に中継され、この制御部によって、混合器28内の噴霧ノズル36で終わっているLNG凝縮液パイプライン34の流量制御弁32の設定が制御される。混合器28は、このように運転され、天然ガスを、例えば、マイナス100より低い、選定された基本的に一定の低温で、第1圧縮ステージ40に提供する。20

## 【0019】

ボイルオフガスは、混合器28から第1圧縮ステージに流入する。第1圧縮ステージ40の出口は、第2圧縮ステージ42の入口と、間接的に連通している。圧縮ステージ40と42は、通常、単一の電気モーター44によって、必要に応じて一体型のギヤボックス45を介して駆動される。30

## 【0020】

モーター44は、通常、2つの異なる速度で運転することができる。

得られた、圧縮されたガスは、第2圧縮ステージ42から、一般的には板状フィン又は渦巻き型の熱交換器の形態をした凝縮器46に供給され、そこで凝縮され、一旦凝縮された後に過冷却を受ける。得られた、過冷却された凝縮液は、凝縮器46からパイプライン48に沿って凝縮液戻り用管寄せ50に流れ、そこからタンク8と10の底領域のオリフィス管12に給送され、又は各タンクにオリフィス管12が装備されている場合は、タンク2、4、6、8、10に送給される。40

## 【0021】

凝縮器46の冷却は、ブレイトンサイクルの様な基本的に閉じた冷凍サイクル60内を第1圧力で流れている窒素の様な作動流体又は熱交換流体によって行われる。

ブレイトンサイクル60内では、凝縮器46を通って出てきた窒素は、気体対気体熱交換器62内で、第1圧力よりも高い第2圧力の戻って来た圧縮窒素との熱交換で加温される。得られた、加温された窒素は、圧縮器64に流れるが、この圧縮器64は、通常、3つの圧縮ステージ66、68、70を備えていて、それら全てのステージが、ギヤボックス75を介してモーター74によって駆動される一体型ギヤボックス(図示せず)又は同じシャフト72上に搭載されたローター(図示せず)を有している。第1圧縮ステージ66からの出口の下流で、第2圧縮ステージ68への入口の上流に、第1中間冷却器78が設置されている。第2圧縮ステージ68からの出口の下流で、第3圧縮ステージ70への50

入口の上流に、第2中間冷却器80が設置されている。第3圧縮ステージ70からの出口の下流に、後段冷却器82が設置されている。中間冷却器78と80並びに後段冷却器82は、通常、全て水によって冷却され、ブレイトンサイクルの運転中に循環している窒素から圧縮熱を奪う働きをする。得られた、後段冷却された圧縮窒素の流れは、先に説明した戻りの冷窒素流として、熱交換器63を通過して流れる。圧縮された窒素流は、こうして、熱交換器62内で、より低い温度に冷却される。圧縮され冷却された窒素の流れは、膨張タービン84に通され、ここで、膨張して、追加の仕事を行う。膨張タービン84は、通常は、圧縮ステージ66、68、70と同じ一体型ギヤボックス（図示せず）又は同じシャフト上に搭載されている。膨張タービン84は、この様に、圧縮ステージ66、68、70の駆動を支援している。タービン84内の窒素の膨張により、凝縮器46内の天然ガス蒸気の凝縮に必要な冷凍作用が生まれる。窒素は、こうして、継続的に無限回路を通る。

#### 【0022】

図に示しているブレイトンサイクル60の特別な特徴は、窒素が、凝縮器46から直接熱交換器62に送られるわけではない、ということである。そうではなく、窒素は、第2の気体対気体逆流熱交換器86を通過する。この熱交換器の目的は、天然ガスを、凝縮器46に進入する上流で、その凝縮温度に近い温度まで予冷却することである。通常運転条件時、タンク2、4、6、8、10にLNGが満積されている場合、天然ガスは、必然的に、凝縮器46内で液化されるのみならず過冷却される。液化天然ガスの過冷却は、LNGが各タンクに戻されるときのフラッシュガスの形成を抑制する。

#### 【0023】

図に示しているブレイトンサイクル6の特別な形態の更なる特徴は、窒素の一部が、ブレイトンサイクル内の、凝縮器46からの出口の下流で且つ第2熱交換器86への入口の上流の領域で引き出され、第1天然ガス圧縮ステージ40の下流で且つ第2天然ガス圧縮ステージ42の上流に設置されていて、而して第1圧縮ステージ40の働きによって天然ガス中に発生する圧縮熱を奪う役目を果たす第3熱交換器88を通って流れる、ということである。その結果、第3熱交換器88を通過する窒素は加温される。加温された窒素の流れは、第2熱交換器86からの出口の下流で且つ第1熱交換器62を通っている加温通路への入口の上流の領域で、ブレイトンサイクル60に戻される。通常、制御弁90が、第2天然ガス圧縮ステージ42への入口の温度センサー（図示せず）に応えて、第3熱交換器を通る窒素作動流体の流量を制御する。代表的な配置では、制御弁90は、第2天然ガス圧縮ステージ42への入口で一定温度を維持するように働く。

#### 【0024】

凝縮器46内で液化された天然ガスの全てが、パイプライン50を経由してタンク2、4、6、8、10に戻されるわけではない。凝縮液の一部は、パイプライン34を経由して混合器28に送られ、第1圧縮ステージ40の上流で天然ガスを予冷却する。

#### 【0025】

運転時、図に示している装置の運転には、タンク2、4、6、8、10にLNGがどれほど積まれているかによって、様々な運転方法がある。それらタンクが満載であるとき、第1天然ガス圧縮ステージ40への入口の温度は、通常、マイナス100程度又はそれ以下になっている。入口の圧力は、通常、1バールより僅かに高い。天然ガスは、通常、第1圧縮ステージを、マイナス65程度の温度、2バール程度の圧力で出て行く。ガスは、通常、熱交換器内でマイナス130程度まで冷却され、この温度で第2天然ガス圧縮ステージに入って行く。天然ガスは、通常、第2圧縮ステージ42を、5バール程度の圧力、約マイナス75の温度で出て行く。天然ガスは、第2熱交換器内で、凝縮を開始する温度にまで冷却される。この温度の厳密な値は、天然ガスの組成によって異なる。天然ガス中の窒素のモル分率が大きいほど、凝縮を開始する温度は低くなる。凝縮器46は、通常運転時には、天然ガスを過熱戻しする必要がないので、対応する凝縮器が天然ガスの過熱戻しと凝縮の両方を行う必要があるこれまでの既知のサイクルの場合より、効率的な熱交換が可能になる。中間冷却と、過熱戻しと、過冷却による分離凝縮の成果として、

10

20

30

40

50

冷凍サイクルの電力消費量は減少する。

**【0026】**

先に説明したように、天然ガスは、過冷却された液体として凝縮器46を出て行く。通常、その出口温度は、天然ガスの組成にもよるが、マイナス165度である。その様な低い出口温度の利点の一つは、LNGがオリフィス管12を通してタンク2、4、6、8、10に再導入される際に、仮にフラッシュガスが形成されたとしても比較的少量しか形成されない、ということである。更に、各タンクが満載である場合、仮にフラッシュガスが形成されても、フラッシュガスは表面に達する前に液体中に溶けるか凝縮される。

**【0027】**

各タンクが満載である場合の正常運転時、膨張タービン84は、通常、マイナス104度の入口温度と、マイナス168度の出口温度と、10バール程度の出口圧力を有している。天然ガスの組成が、例えば、窒素8.5体積%、メタン91.5体積%である場合、上記温度は、凝縮器46内で作り出される凝縮液を所望の過冷却度にすることができるほど十分に低い。但し、時には、タンク2、4、6、8、10が設置されている船舶は、タンク内の液頭として、オリフィス管12を通して戻される凝縮液のフラッシングを防ぐためには、或いは当該量のLNG16内に形成されるフラッシュガスの微小気泡を確実に完全に溶かすためには不十分な、最大LNG量より相当に少ない量のLNGを輸送することを求められることもある。その結果、タンク2、4、6、8、10から第1圧縮ステージ40に流れる蒸気は、窒素含有量が高くなる。必然的に、第2天然ガス蒸気圧縮ステージ42の出口圧力での当該蒸気の凝縮温度は低下する。実際に、各タンクが比較的少量のLNGを積んでいる場合は、窒素含有率の度合いは非常に高くなるので、凝縮器46はもはや蒸気を完全に凝縮することはできなくなる。この場合、導管50に通される代わりに、凝縮液と未凝縮蒸気の混合気は、選択的に、弁100を通して相分離器102に向けられる。液体は、相分離器102の底部から引き出され、導管50に送られる。蒸気は、相分離器102から、放出ライン104に送られ、このラインは、ヒーター106を経由してガス燃焼ユニット108に続いているので、蒸気の天然ガス成分は燃焼され、生じた燃焼ガスは大気中に放出される。

**【0028】**

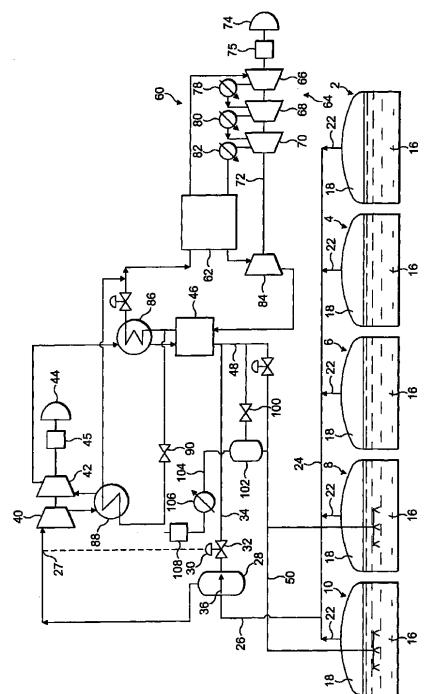
図に示した装置の運転時の天然ガス蒸気の最小及び最大の流れは、広範囲に変化する。従って、通常は、二組の第1及び第2天然ガス圧縮ステージ40と42を互いに並列に配置して採用するのが好ましい。その場合、通常は、2台の第3熱交換器88が互いに並列に配置される。一組を使用するか両方の組を使用するかは、タンク2、4、6、8、10内の天然ガスの気化速度によって変わる。同様に、二組又はそれ以上の窒素圧縮ステージ66、68、70を並列に設け、2つ又はそれ以上の膨張タービン84を並列に設けてよい。

**【図面の簡単な説明】**

**【0029】**

【図1】液化天然ガス(LNG)を貯蔵するための船上設備の概略フロー線図である。

【図1】



---

フロントページの続き

(74)代理人 100096013  
弁理士 富田 博行

(74)代理人 100147511  
弁理士 北来 亘

(72)発明者 フュク , ヴィンセン  
フランス国 68870 バルテンアイム , リュ・ドゥ・ユニング 12

審査官 長谷川 一郎

(56)参考文献 特開2005-265170 (JP, A)  
特開2001-304497 (JP, A)  
特開2001-132899 (JP, A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)  
F17C 13/00