

(19) 日本国特許庁 (JP)

(12) 特 許 公 報 (B2)

(11) 特許番号

特許第6140713号
(P6140713)

(45) 発行日 平成29年5月31日 (2017.5.31)

(24) 登録日 平成29年5月12日 (2017.5.12)

(51) Int. Cl.

F I

F 2 5 J 1/00 (2006.01)
 F 2 5 B 1/10 (2006.01)
 F 2 5 B 1/053 (2006.01)
 F 2 5 B 9/02 (2006.01)
 F 2 5 B 11/02 (2006.01)

F 2 5 J 1/00 B
 F 2 5 B 1/10 H
 F 2 5 B 1/10 A
 F 2 5 B 1/053 A
 F 2 5 B 9/02 Z

請求項の数 18 (全 15 頁) 最終頁に続く

(21) 出願番号 特願2014-536282 (P2014-536282)
 (86) (22) 出願日 平成24年10月22日 (2012.10.22)
 (65) 公表番号 特表2015-501410 (P2015-501410A)
 (43) 公表日 平成27年1月15日 (2015.1.15)
 (86) 国際出願番号 PCT/EP2012/070887
 (87) 国際公開番号 W02013/057314
 (87) 国際公開日 平成25年4月25日 (2013.4.25)
 審査請求日 平成27年9月17日 (2015.9.17)
 (31) 優先権主張番号 11186241.3
 (32) 優先日 平成23年10月21日 (2011.10.21)
 (33) 優先権主張国 欧州特許庁 (EP)

(73) 特許権者 511131778
 シングル ブイ ムーリングス インコー
 ポレイテッド
 スイス国 シーエイチ - 1723 マ
 ルリー、ルゥトゥ ドゥ フリブール 5
 (74) 代理人 100107456
 弁理士 池田 成人
 (74) 代理人 100162352
 弁理士 酒巻 順一郎
 (74) 代理人 100123995
 弁理士 野田 雅一
 (74) 代理人 100148596
 弁理士 山口 和弘

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 LNG生産のための多室素膨張プロセス

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

少なくとも2つの室素冷媒流を含む天然ガス液化方法であって、前記少なくとも2つの室素冷媒流の各室素冷媒流が、圧縮、冷却、膨張及び加熱のサイクルを経る間に、前記少なくとも2つの室素冷媒流のうちの他の室素冷媒流とは異なる圧力まで膨張され、

前記加熱が1つ以上の熱交換器において起こり、

膨張された前記室素冷媒流が、前記1つ以上の熱交換器(2)のうちの少なくとも1つにおいて、天然ガス流(15)及び1つ以上の圧縮された前記室素冷媒流(CS)と熱交換関係にあり、前記少なくとも2つの膨張された室素冷媒流のうちの少なくとも1つの室素冷媒流が、前記1つ以上の熱交換器における熱交換関係にあった後、少なくとも2つの圧縮器段、即ち、第1の室素圧縮器段(22)及び第2の室素圧縮器段(23)を備える主室素圧縮器の段においてサイドストリームとして圧縮され、

共通駆動シャフト上で連結されている膨張器部分(LE)および圧縮器部分(LC)を備える低圧ターボ膨張器(L)からの圧縮器出口流が、前記第1の室素圧縮器段(22)で圧縮された後に前記第2の室素圧縮器段(23)の入口の前で、共通駆動シャフト上で連結されている膨張器部分(HE)および圧縮器部分(HC)を備える高圧ターボ膨張器(H)からの圧縮器出口流に付加されるように、前記第1の室素圧縮器段(22)の出口が前記第2の室素圧縮器段(23)の入口に連結されており、

前記付加された2つの圧縮器出口流が前記第2の室素圧縮器段(23)を通過した後に、前記付加された2つの圧縮器出口流は、前記第1の室素圧縮器段(22)からの前記圧

10

20

縮された窒素冷媒流と合流され圧縮された前記サイドストリームを備える合流された圧縮窒素冷媒流を形成する、方法。

【請求項 2】

前記主窒素圧縮器が、共通駆動シャフト上で連結されている少なくとも 2 つの圧縮器 (2 2 , 2 3 , 2 4) を備える、請求項 1 に記載の方法。

【請求項 3】

合流され圧縮された前記窒素冷媒流 (C S) が、少なくとも 2 つの平行配置された膨張器 (L E , I E , H E) によって互いに異なる圧力レベルに分割される、請求項 1 又は 2 に記載の方法。

【請求項 4】

各膨張器 (L E , I E , H E) が、共通駆動シャフトによって、窒素冷媒流を圧縮する圧縮器 (L C , I C , H C) に接続されている、請求項 3 に記載の方法。

【請求項 5】

前記主窒素圧縮器が、ガスタービン駆動型又は電気モータ駆動型又は蒸気タービン駆動型である、請求項 1 ~ 4 のいずれか一項に記載の方法。

【請求項 6】

前記膨張が、各膨張器 (H E , I E , L E) における高圧膨張段、中圧膨張段及び低圧膨張段を含む、請求項 1 ~ 5 のいずれか一項に記載の方法。

【請求項 7】

前記主窒素圧縮器が 3 つの圧縮器段 (2 2 , 2 3 , 2 4) を備え、相異なる圧力を有する 2 つのサイドストリームを受け入れる、請求項 1 ~ 6 のいずれか一項に記載の方法。

【請求項 8】

前記 3 つの圧縮器段 (2 2 , 2 3 , 2 4) が共通駆動シャフト上で連結されている、請求項 7 に記載の方法。

【請求項 9】

ジュール - トムソン弁 (J T) である第 3 の膨張器が、前記低圧ターボ膨張器および前記高圧ターボ膨張器と平行配置されている、請求項 1 ~ 8 のいずれか一項に記載の方法。

【請求項 10】

天然ガスを複数の窒素冷媒流との熱交換関係に置く 1 つ以上の熱交換器からなる熱交換器システムと、

前記複数の窒素冷媒流のうちの第 1 の窒素冷媒流及び少なくとも第 2 の窒素冷媒流を圧縮する少なくとも 2 つの圧縮器と、

前記第 1 の窒素冷媒流を第 1 の圧力まで膨張させる第 1 のターボ膨張器 (H)、及び前記少なくとも第 2 の窒素冷媒流を前記第 1 の圧力より低い少なくとも第 2 の圧力まで膨張させる少なくとも第 2 のターボ膨張器 (L) と、

を備える天然ガス液化装置であって、

前記第 1 のターボ膨張器 (H) は、共通駆動シャフト上で連結されている膨張器部分 (H E) および圧縮器部分 (H C) を備える高圧ターボ膨張器 (H) であり、前記第 2 のターボ膨張器 (L) は、共通駆動シャフト上で連結されている膨張器部分 (L E) および圧縮器部分 (L C) を備える低圧ターボ膨張器 (L) であり、

前記天然ガス液化装置は、

少なくとも第 1 の窒素圧縮器段 (2 2) および第 2 の窒素圧縮器段 (2 3) を備える主窒素圧縮器を更に含み、各圧縮器段は関連する窒素冷媒流を受け入れるように配置されており、前記低圧ターボ膨張器 (L) からの圧縮器出口流が、前記第 1 の窒素圧縮器段 (2 2) で圧縮された後に前記第 2 の窒素圧縮器段 (2 3) の入口の前で、高圧ターボ膨張器 (H) からの圧縮器出口流に付加されるように、前記第 1 の窒素圧縮器段 (2 2) の出口が前記第 2 の窒素圧縮器段 (2 3) の入口に連結されており、付加された前記窒素冷媒流の各窒素冷媒流は、付加される前記少なくとも 2 つの窒素冷媒流のうちの他の窒素冷媒流とは異なる圧力を有し、1 つの窒素冷媒流は前記他の窒素冷媒流と合流するサイドストリームである、天然ガス液化装置。

10

20

30

40

50

【請求項 1 1】

前記高圧ターボ膨張器（H）からの前記圧縮器出口流である前記 1 つの窒素冷媒流が、前記 1 つの窒素冷媒流に関連する前記第 1 の圧縮器段（2 2）を通過した後に、前記低圧ターボ膨張器（L）からの前記圧縮器出口流である前記他の窒素冷媒流が前記他の窒素冷媒流に関連する前記第 2 の圧縮器段（2 3）へ進入する前に、前記他の窒素冷媒流と合流する、請求項 1 0 に記載の装置。

【請求項 1 2】

前記主窒素圧縮器が、共通駆動シャフト上で連結されている少なくとも 2 つの圧縮器段を備える、請求項 1 0 又は 1 1 に記載の装置。

【請求項 1 3】

前記主窒素圧縮器からの前記圧縮された窒素冷媒流（C S）が、少なくとも前記 2 つの平行配置された膨張器（L E , H E）によって互いに異なる圧力レベルに分割される、請求項 1 0 ~ 1 2 のいずれか一項に記載の装置。

【請求項 1 4】

各膨張器（L E , H E）が、共通駆動シャフトによって、窒素冷媒流を圧縮するために配置されている圧縮器（L C , H C）に接続されている、請求項 1 2 に記載の装置。

【請求項 1 5】

少なくとも 1 つの圧縮器（L C , H C）が、前記熱交換器システムを通過した前記窒素冷媒流が前記主窒素圧縮器まで流動する前に、前記窒素冷媒流の少なくとも一部を受け入れて圧縮する、請求項 1 4 に記載の装置。

【請求項 1 6】

前記主窒素圧縮器が、ガスタービン駆動型又は電気モータ駆動型又は蒸気タービン駆動型である、請求項 1 1 ~ 1 5 のいずれか一項に記載の装置。

【請求項 1 7】

前記主窒素圧縮器が 3 つの圧縮器段（2 2 , 2 3 , 2 4）を備え、相異なる圧力を有する 2 つのサイドストリームを受け入れる、請求項 1 1 ~ 1 6 のいずれか一項に記載の装置。

【請求項 1 8】

前記第 1 のターボ膨張器および第 2 のターボ膨張器の前記膨張器部分と平行配置された第 3 の膨張器を更に備え、前記第 3 の膨張器がジュールトムソン弁（J T）である、請求項 1 7 に記載の装置。

【発明の詳細な説明】

【背景技術】

【0 0 0 1】

ガス液化プロセスには、L N G（液化天然ガス）生産のために世界的に用いられている 5 つの分類がある。

【0 0 0 2】

これらは、より低いレベルの効率性（生産される L N G の単位数量当たりのエネルギー需要が高い）を有する基本的なシステム及び高い効率性を有するより複雑なシステムのように、複雑性及び効率性の点で異なる。（設備投資及び営業経費の観点からの）複雑性と効率性との間で妥協がなされることになる。

【0 0 0 3】

5 つの分類は、単純なガス膨張、強化された膨張、単段サイクル冷却、2 段サイクル冷却、3 段サイクル冷却、として分類することができる。

【0 0 0 4】

L N G プラントの効率性は、生産される L N G 1 トン当たりの特定電力需要（s p e c i f i c p o w e r d e m a n d）の観点から測ることができ、当該電力需要は、最も効率的な大規模近代プラントでは 2 5 0 k W h / t（1 トン当たりのキロワット時）から、小規模の単純な再液化プラント及びピークシェーピングプラントでは最大 6 0 0 ~ 7

10

20

30

40

50

0 0 k W h / t までの範囲である可能性がある。

【 0 0 0 5 】

また、これら 5 つの分類の範囲内で利用可能な多くのプロセスは、固有の安全性リスク、世界規模で操業しているプラントの数、海上作業に対する適合性などのいくつかの重要な点によって異なる。

【 0 0 0 6 】

強化された膨張器プラントという第 2 の分類の範囲内で、様々な方法で単段膨張器プロセスの効率性を高めることを目標としている種々の特許取得済のプロセスが存在する。これらのプロセスは、通常、更なる冷却を生み出すために、「圧縮膨張器」（ガス圧縮器に直接連結されているガスターボ膨張器）を活用する。殆どのプロセスは、2 段即ち 2 つのレベルのガス膨張、及び従ってガス冷却を使用し、プロセスの効率性を最適化する。冷却流体は、供給ガス（Mustang 設計）、窒素（BHP、Kanfa Aragon、APCI 及び Statoil 設計）、又は 1 つの窒素ループ及び 1 つのメタンループ（CB&I Niche 設計）のいずれかであり得る。

【 0 0 0 7 】

窒素ベースの膨張器プロセスは多くの魅力、特に始動及び停止の容易さの観点からより高い有用性をもたらすこと、及び当該プロセスは可燃性冷媒の膨大な在庫を含まないのでより優良な固有の安全性を有する。しかし、それらの効率性はより一般的な 2 段冷却サイクルプロセスより低い。既存の 2 段膨張器プロセスは、通常、約 4 2 0 ~ 約 5 0 0 k W h / t の範囲内の特定電力需要を有するのに対して、この新規の着想の目的は、特定電力需要を 4 0 0 k W h / t 未満に低減することができるようにすることである。

【 0 0 0 8 】

自然に発生するガス田及び油田から気体の形態で得られる天然ガスが、発生源から放出されて、商業的に使用され得る前に処理を必要とする天然ガス供給原料を形成する。天然ガス供給原料は処理設備に進入し、様々な設備における種々の作業により処理され、最終的に使用に適した形の液化天然ガス（LNG）として出現する。液化ガスはその後に保存され、再蒸発及びその後の使用のために別の適切な場所に移送される。天然ガス供給原料の処理では、自然に発生する田から出現するガスは、存在する処理において使用される機器の閉塞の可能性を低減するか又は無くすために、且つ他の処理課題を克服するために、冷却されて LNG を形成する前に、例えば二酸化炭素及び水分等の不純物又は汚染物質を除去してそれらの濃度を低下させるように、最初に前処理されなければならない。不純物及び / 又は汚染物質の一例が、二酸化炭素及び硫化水素などの酸性ガスである。酸性ガス除去設備で酸性ガスが除去された後、供給ガス流を乾燥させて水分を残らず除去する。また、冷却の前に天然供給ガスから水銀が除去される。汚染物質又は無用の若しくは望ましくない物質の全てが供給ガス流から除去されると、当該供給ガス流は、LNG を生産するために冷却などの後続の処理を経る。

【 0 0 0 9 】

通常、天然ガス成分は、大気圧で、- 1 6 5 ~ - 1 5 5 の温度範囲で液化する。天然ガスの臨界温度は、約 - 9 0 ~ - 8 0 であり、それは、天然ガスは実際には単に圧力をかけることだけでは液化させることはできず、さらに臨界温度未満に冷却されなければならないことを意味する。

【 0 0 1 0 】

天然ガス供給原料の冷却は、複数の異なる冷却プロセスサイクルにより達成されてもよく、そのうちの 1 つは窒素膨張器サイクルの使用を含み、当該窒素膨張器サイクルの最も簡単な形態では閉ループが使用され、当該閉ループでは、窒素ガスが最初に圧縮され、空冷又は水冷で周囲条件まで冷却され、次いで低温低压窒素ガスとの対向流交換により更に冷却される。冷却された窒素流は、次いで、ターボ膨張器により膨張され、低温低压流を作り出す。低温窒素ガスは、熱交換デバイス内の天然ガス供給原料及び高压窒素流を冷却するのに使用される。膨張する窒素により膨張器内で生じる仕事は、膨張器のシャフトに接続されている窒素ブースタ圧縮器内で取り戻される。このように、本プロセスでは、低

10

20

30

40

50

温室素が天然ガスを冷却することにより当該天然ガスを液化するのに使用されるばかりでなく、低温室素が同熱交換器内で室素ガスを事前冷却するか又は冷却するのにとも使用される。事前冷却又は冷却された室素は、次いで、その後、膨張により更に冷却されて低温室素冷媒を形成する。

【0011】

米国特許第6,412,302号は、2段膨張器ニッチLNGプロセス(dual expander niche LNG process)を開示している。LNG生産のための本プロセスでは、2段独立膨張器冷却サイクルが使用されている。

【0012】

Kanfara Aragonの名における国際公開第2009017414号パンフレットが、BHPプロセスと類似した、LNGを生産するための室素2段膨張器プロセスを開示している。

10

【0013】

どちらもStatOilの名における国際公開第2009130466号パンフレット及び米国特許第7,386,996号明細書は、室素2段膨張器プロセスを開示しており、それはBHPプロセスの改善版であるが、依然として2つの膨張器に基づいている。

【0014】

米国特許第6,250,244号明細書が、冷媒の温度上昇曲線の勾配が熱交換器を通る冷媒の流量を変更することにより修正され得ること、特に勾配は冷媒の流量を減少させることにより増大され得ることを開示している。また、当該文献は、室素流が2つの流れに分割された場合に室素温度上昇曲線を単一直線から異なる勾配の2つの交差する直線に変更させることが可能であることを開示している。そのようなプロセスの例が、米国特許第3,677,019号に開示されている。この明細書は、圧縮された冷媒が少なくとも2つの部分に分割され、各部分は仕事膨張(work expansion)により冷却されるプロセスを開示している。各仕事膨張した部分は、ガスが液化されるように冷却するために別個の熱交換器に供給される。これにより、冷媒温度上昇曲線は、異なる勾配の少なくとも2つの直線を含むことになる。このことは、温度上昇曲線と冷却曲線との照合において助けとなり、プロセスの効率性を向上させる。この明細書は20年以上前に公開され、そこに開示されているプロセスは、現在の基準によると不十分である。

20

【0015】

米国特許第6,250,244号明細書では、永久ガス流を液化するプロセスが開示されており、また、当該プロセスは、液化されるガスの冷却曲線を冷媒の温度上昇曲線と照合するために、冷媒流を少なくとも2つの部分に分割するステップを含む。本プロセスにおける全膨張器の出口は、約1MPaより高い圧力にある。当該明細書は、そのような高圧が冷媒の比熱を高め、それにより冷媒サイクルの効率性を向上させることを示唆している。効率性の向上を実現するために、冷媒が、膨張器の1つの出口においてその飽和点に又は飽和点付近にある必要がある。何故なら、比熱は飽和点付近でより高いからである。冷媒が飽和点にある場合、これらの条件下で、熱交換器に供給される冷媒中に何らかの液体が存在する。2相冷媒を取り扱うために熱交換器が修正される必要があるか、又は熱交換器に供給される前に冷媒が液相と気相とに分離される必要があるかのどちらかの理由で、これは追加経費をもたらす。

30

40

【0016】

BHPの名における米国特許第6,250,244号明細書は、室素2段膨張器プロセスを開示している。LNGを生産するこのプロセスでは、本方法の作業過程に關与する熱力学的非効率及び従って所要電力を最小限にするために、冷媒の温度上昇曲線が、液化される生成物の冷却曲線により厳密に一致するように、単相室素冷媒が、別個の熱交換器に入れられる前に、別個のターボ膨張器を通過させられる少なくとも2つの別個の部分に冷媒流が分割されるように使用される。

【0017】

米国特許第5768912号明細書が、2つの平行配置されたターボ膨張器を用いた、

50

先行技術の窒素膨張器プロセスを開示している。

【発明の概要】

【課題を解決するための手段】

【0018】

本願は、異なる膨張器圧力レベルと、複数の圧縮器を備える窒素圧縮ユニットと、圧縮される窒素の1つ以上のサイドストリームとを用いる窒素膨張プロセスを開示している。

【0019】

本発明は、少なくとも2つの窒素冷媒流を含む天然ガス液化方法に関し、各窒素冷媒流は圧縮、冷却、膨張及び加熱のサイクルを経る間に、少なくとも2つの窒素冷媒流のうちの他の窒素冷媒流とは異なる圧力まで膨張され、1つ以上の熱交換器内で加熱が起こり、膨張された窒素冷媒流は、1つ以上の熱交換器の少なくとも1つにおいて、天然ガス流及び1つ以上の圧縮された窒素冷媒流と熱交換関係にあり、少なくとも1つの膨張された窒素冷媒流は、主窒素圧縮器の段においてサイドストリーム (side stream) として圧縮され、圧縮されたサイドストリームは、主窒素圧縮器の段を通過した後に、別の圧縮された窒素冷媒流と合流する。

10

【0020】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、主窒素圧縮器は少なくとも2つの圧縮器段を備える。

【0021】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、主窒素圧縮器のユニットは、共通駆動シャフト上で連結されている少なくとも2つの圧縮器を備える。

20

【0022】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、圧縮された窒素冷媒流は、少なくとも2つの平行配置された膨張器によって互いに異なる圧力レベルに分割される。

【0023】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、各膨張器が、共通駆動シャフトによって、窒素冷媒流を圧縮する圧縮器に接続されている。

【0024】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、各膨張器に接続されている各圧縮器が、主窒素圧縮器により圧縮される窒素冷媒流の一部を受け入れて圧縮する。

30

【0025】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、各膨張器に接続されている少なくとも1つの圧縮器が、熱交換器を通過した窒素冷媒流の少なくとも一部を受け入れて圧縮する。

【0026】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、主窒素圧縮器はガスタービン駆動型又は電気モータ駆動型又は蒸気タービン駆動型である。

【0027】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、膨張は、各膨張器における高压膨張段、中圧膨張段及び低压膨張段を含む。

40

【0028】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、主窒素圧縮器は3つの圧縮器段を備え、相異なる圧力を有する2つのサイドストリームを受け入れる。

【0029】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、3つの圧縮器は共通駆動シャフト上で連結されている。

【0030】

本発明の態様によれば、前述の方法が提供されており、平行配置された3つの膨張器うちの2つがターボ膨張器であり、第3の膨張器がジュール・トムソン (Joule-Thomson) 弁である。

50

【 0 0 3 1 】

複数の窒素圧力レベル（高圧（HP：温かい）、中間圧（IP）、低圧（LP：低温）レベル）と組み合わせられた複数の平行配置された膨張器を用いた、且つ窒素圧縮器ユニット用の少なくとも1つの窒素サイドストリームを用いた、LNG生産のための窒素ベースの3段膨張プロセスに関して、あるプロセスが特許請求されている。

【 0 0 3 2 】

本発明はまた、天然ガスを複数の窒素冷媒流との熱交換関係に置く1つ以上の熱交換器からなる熱交換器システムと、第1の窒素冷媒流及び少なくとも第2の窒素冷媒流を圧縮する少なくとも2つの圧縮器と、第1の窒素冷媒流を第1の圧力まで膨張させる第1の膨張器、及び少なくとも第2の窒素冷媒流を第1の圧力より低い少なくとも第2の圧力まで膨張させる少なくとも第2の膨張器とを備える、天然ガス液化装置に関し、当該装置は、少なくとも2つの圧縮器段を有する主窒素圧縮器を更に備え、各圧縮器段は関連する窒素冷媒流を受け入れるように配置されており、各窒素冷媒流は、少なくとも2つの窒素冷媒流のうちの他の窒素冷媒流とは異なる圧力を有し、1つの窒素冷媒流は他の窒素冷媒流と合流するサイドストリームである。

10

【 0 0 3 3 】

並行して動作する3つの窒素ターボ膨張器を使用する構成が好適である。

【 0 0 3 4 】

本発明は、第3の膨張器段を付加して効率性を向上させることによる、既知の窒素2段膨張器プロセスの更なる改善形態である。

20

【 0 0 3 5 】

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、1つの窒素冷媒流は、1つの窒素冷媒流に関連する圧縮器段を通過した後に、他の窒素冷媒流が他の窒素冷媒流に関連する圧縮器段へ進入する前に、他の窒素冷媒流と合流する。

【 0 0 3 6 】

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、主窒素圧縮器は、共通駆動シャフト上で連結されている少なくとも2つの圧縮器を備える。

【 0 0 3 7 】

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、圧縮された窒素冷媒流は、少なくとも2つの平行配置された膨張器によって互いに異なる圧力レベルに分割される。

30

【 0 0 3 8 】

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、各膨張器は、共通駆動シャフトによって、窒素冷媒流を圧縮するために配置されている圧縮器に接続されている。

【 0 0 3 9 】

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、各圧縮器は、主窒素圧縮器により圧縮される窒素冷媒流の一部を受け入れて圧縮する。

【 0 0 4 0 】

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、少なくとも1つの圧縮器が、熱交換器システムを通過した窒素冷媒流が主窒素圧縮器に流動する前に、熱交換器システムを通過した窒素冷媒流の少なくとも一部を受け入れて圧縮する。

40

【 0 0 4 1 】

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、主窒素圧縮器は、ガスタービン駆動型又は電気モータ駆動型又は蒸気タービン駆動型である。

【 0 0 4 2 】

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、第1の膨張器及び少なくとも第2の膨張器は、各膨張器における高圧膨張段、中圧膨張段及び低圧膨張段を備える。

【 0 0 4 3 】

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、主窒素圧縮器が3つの圧縮器を備え、相異なる圧力を有する2つのサイドストリームを受け入れる。

【 0 0 4 4 】

50

本発明の態様によれば、前述の装置が提供されており、平行配置された３つの膨張器のうちの２つがターボ膨張器であり、第３の膨張器がジュール・トムソン弁である。

【００４５】

本発明による方法及びプロセスは、実際、海上用途に特定の利点を有する最適化されたＮ２膨張器プロセスとして非常に適しており、当該方法及びプロセスは、Ｎ２冷却プロセスの固有の安全性の便益を生かし、いくらか複雑性を増大させるが、比較的小さいプロセス占有スペースと組み合わせられてシステム効率を最大限にする。

【００４６】

本発明は、添付図面を参照して、例示的实施形態に関連して以下に更に記載される。

【図面の簡単な説明】

10

【００４７】

【図１】StatOilの先行技術の２段窒素膨張器プロセスの図である。

【図２】本発明の実施形態による２段膨張プロセスの図である。

【図３】本発明の実施形態による別の２段膨張プロセスの図である。

【図４】本発明の実施形態による第１の３段膨張プロセススキームの図である。

【図５】本発明の実施形態による代替的３段膨張プロセススキームの図である。

【図６】ＨＰ膨張段用のジュール・トムソン（ＪＴ）弁を備えた、本発明の実施形態による２段膨張プロセスの図である。

【図７】ＨＰ膨張段用のＪＴ弁を備えた、本発明の実施形態による代替的２段膨張プロセスの図である。

20

【発明を実施するための形態】

【００４８】

図１は、天然ガス液化のための、StatOilの２段窒素膨張器プロセス用の先行技術のシステムを示す。

【００４９】

先行技術によるプロセスシステム１００は、熱交換器システム２、即ち１つ以上の熱交換器又はヒートシンク又は「コールドボックス」と、第１の（ターボ）膨張器ユニット３と、第２のターボ膨張器ユニット４と、サイクル圧縮器（複数可）５、６とを備える。更に、プロセス設備は中間冷却器と後段冷却器７、８、９とを備える。

【００５０】

30

プロセスシステム１００は天然供給ガス１０用の入口を備える。天然供給ガスは、天然ガス流１５として、残留ガス（フラッシュガス：FLASH）から液化天然ガス（LNG）を分離するフラッシュデバイス１１の方へと熱交換器システム２を通過する。

【００５１】

熱交換器システム２の内部では、天然供給ガス流は、低温窒素ガスの向流１７、１９により冷却される。低温窒素向流は、第１の膨張器３ｂ及び第２の膨張器４ｂ内で生成される。熱交換器システムの出口において、温かい窒素は、高圧窒素流１８を生み出す主サイクル圧縮器５、６へ送られる。高圧流が第１のターボ膨張器３の圧縮器部分３ａ、第２のターボ膨張器４の圧縮器部分４ａを通過した後、窒素流は高圧窒素流１６として存続する。高圧流１６は、熱交換器２に進入し、ターボ膨張器３の膨張器部分３ｂ、ターボ膨張器４の膨張器部分４ｂの方へ、天然供給ガス流１５に平行に流動する。膨張器部分を通過した後、窒素流は更に冷却され、熱交換器２内で向流１７として存続する。

40

【００５２】

図１を参照すると、窒素膨張器のコンセプトは、１つの膨張器を用いた単一圧力レベルサイクルから２つの膨張器を用いた二重圧力レベルへ移行することにより、効率性の観点から既に強化されている。

【００５３】

図２は、本発明の実施形態による代替的プロセススキーム５４を示す。本実施形態では、窒素ガスサイクルの膨張は、２つのターボ膨張器Ｈ、Ｌにより処理される。

50

【 0 0 5 4 】

一方のターボ膨張器 L が、窒素ガスの比較的低下の膨張のために配置されており、他方のターボ膨張器 H が、比較的高圧の膨張のために配置されている。

【 0 0 5 5 】

本実施形態における主窒素圧縮器は、2つの連結された圧縮器段又はユニット 2 2、2 3を備える。第1の圧縮器段 2 2は、低下ターボ膨張器 L の圧縮器部分 L C の出口に連結されている入口を有する。第1の圧縮器 2 2に供給される流れは圧縮器部分 L C から来ている。

【 0 0 5 6 】

第2の圧縮器段 2 3は、高圧ターボ膨張器 H の圧縮器部分 H C の出口から来る流入流を有する。

10

【 0 0 5 7 】

第1の圧縮器段の出口は、第1の圧縮器段内で加圧された後の低下ターボ膨張器 L からの圧縮器排出流が、第2の圧縮器段の入口の前で高圧ターボ膨張器からの圧縮器排出流に付加されるように、第2の圧縮器段の入口に連結されている。

【 0 0 5 8 】

この方法では、高圧圧縮流 C S が、天然供給ガス 1 5 に平行な流動で熱交換器 2 に進入するように形成されている。

【 0 0 5 9 】

熱交換器システムの内部で、高圧圧縮流 C S は、高圧膨張器 H E のための第1の進入流と低下膨張器 L のための第2の進入流とに分割される。

20

【 0 0 6 0 】

高圧および低下ターボ膨張器 H、L の膨張器部分 H E、L E では、各進入流は冷却された窒素流 H S、L S として膨張し、天然供給ガス流及び高圧圧縮窒素流 C S に対する向流として熱交換器システム 2 を通して移送される。冷却された窒素流 H S、L S の各々は、熱交換器システム 2 を通過した後、ターボ膨張器 H、L の圧縮器 H C、L C の入口に導かれる。このように、低下ターボ膨張器 L の膨張器部分 L E からの冷却された窒素流 L S は、熱交換器 2 を通して移送され、次いで低下ターボ膨張器 L の圧縮器部分 L C の入口に導かれる。高圧ターボ膨張器 H の膨張器部分 H E からの冷却された窒素流 H S は、熱交換器システム 2 を通して移送され、次いで高圧ターボ膨張器 H の圧縮器部分 H C の入口に導かれる。

30

【 0 0 6 1 】

中間冷却器 / 後段冷却器が設置されている。即ち、中間冷却器 3 6 が、高圧ターボ膨張器 H の圧縮器出口と第2の圧縮器段 2 3 の入口との間に設置されている。第2の中間冷却器 3 2 が、第1の圧縮器段 2 2 の出口と第2の圧縮器段 2 3 の入口との間に設置されている。第3の中間冷却器 3 5 が、第2の圧縮器段の出口に設置されている。

【 0 0 6 2 】

単一熱交換器 2 は、例えばプレートフィン型熱交換器、シェルアンドチューブ型熱交換器の渦巻き型熱交換器など、複数の熱交換器ユニットとして具体化されてもよいことが知られている。

40

【 0 0 6 3 】

図 3 は、本発明の実施形態による別の代替的処理スキーム 5 5 を示す。図 2 に示されている実施形態と同様に、当該プロセススキームは、2つのターボ膨張器 H、L 及び2段主窒素圧縮器により処理される窒素ガスサイクルの膨張を応用する。

【 0 0 6 4 】

しかし、本実施形態では、主窒素圧縮器により生成される高圧流 C S が熱交換器に直接移送されず、最初に高圧ターボ膨張器の圧縮器部分 H C 及び低下ターボ膨張器の圧縮器部分 L C それぞれを通して移送される。主窒素圧縮器からの高圧流 C S は、高圧ターボ膨張器の圧縮器部分 H C への流れと低下ターボ膨張器の圧縮器部分 L C への流れとに分割される。各圧縮器部分を通過した後、流れは、天然供給ガス流に平行な流動で熱交換器を通過

50

する単一流として合流する。

【 0 0 6 5 】

熱交換器 2 内で又はその場所で、圧縮された流れ C S は、高圧膨張器 H E の入口への流れと低圧膨張器 L E の入口への流れとに分割される。各膨張器部分 H E、L E 内での膨張冷却後の流れの各々は、熱交換器 2 を通して移送され、次いで、主窒素圧縮器の対応する圧縮器段 2 2、2 3 に移送される。即ち、低圧ターボ膨張器 L から第 1 の圧縮器段 2 2 の入口への流れ、高圧ターボ膨張器 H から第 2 の圧縮器段 2 3 の入口への流れである。第 1 の圧縮器段からの加圧された流れは、第 2 の圧縮器段の入口に進入する流れと一緒になる。

【 0 0 6 6 】

中間冷却器 3 2、3 3 は、圧縮後の流れを冷却するように配置されている。

【 0 0 6 7 】

図 4 は、本発明の実施形態による第 1 の 3 段膨張プロセススキーム 5 0 を示す。

【 0 0 6 8 】

液化プロセスは、第 3 の圧力レベル及び第 3 の膨張ステップを追加することにより更に向上させることができる。この構成では、窒素流の循環のために 4 つの圧力レベル、即ち圧縮器の吐出しからの高圧、2 つの中圧、及び低圧、が存在することになる。

【 0 0 6 9 】

H P (高圧) 窒素がコールドボックス内で冷却されることになり、第 1 の抽出流は H P 膨張器 H E に供給され、熱交換器システムに供給し戻される低温 N 2 流を生成し、主窒素圧縮器 2 2、2 3、2 4 の第 3 段の吸込みに戻ることになる。

【 0 0 7 0 】

より冷却された H P 窒素が、第 2 の抽出流に取り込まれて、I P (中圧) 膨張器 I E に供給され、熱交換器システムに供給し戻される第 2 の低温 N 2 流を生成し、主窒素圧縮器の第 2 段の吸込みに戻る。

【 0 0 7 1 】

残留しているサブクール H P 窒素は、第 3 の抽出流に取り込まれて、L P (低圧) 膨張器 L E に供給され、熱交換器システムに供給し戻される第 3 の低温 N 2 流を生成し、主窒素圧縮器の第 1 段の吸込みに戻る。

【 0 0 7 2 】

第 3 段圧縮器の吐出しからの圧縮された窒素は、3 つの膨張器 H E、I E、L E それぞれに連結されている圧縮器 H C、I C、L C を使用して圧力を更に高められる。各圧縮器は、共通駆動シャフトによって各膨張器に連結されている。

【 0 0 7 3 】

このようにして、3 つのレベルの冷却が生み出され、同時に、熱交換器システムからの全ての戻り流が主窒素圧縮器と一緒にされるので、主窒素ガス圧縮器の電力は最小化され、従って、L N G 生産プロセスの全体的な効率性を向上させる。

【 0 0 7 4 】

更に、各膨張器により作り出される 3 つの温度レベルは、向上した効率性を有する熱交換器システムの冷却曲線をもたらす。

【 0 0 7 5 】

このことは、図 4 を参照してより詳細に例示されている。

【 0 0 7 6 】

図 4 に示されている通り、ターボ膨張器内に 3 つの圧力レベルが存在し、当該圧力レベルは、高圧レベルターボ膨張器 H と、中圧ターボ膨張器 I と、低圧ターボ膨張器 L とを含む。各ターボ膨張器は、膨張器部分 H E、I E、L E と圧縮器部分 H C、I C、L C とを備え、膨張器部分の駆動シャフトは圧縮器部分の駆動シャフトと連結されている。各膨張器 H E、I E、L E の膨張した窒素の出口は、熱交換器システムを通した、高圧流 H S、中圧流 I S、及び低圧流 L S それぞれの低温の膨張した窒素の移送のために、熱交換器システム 2 に連結されている。

10

20

30

40

50

【 0 0 7 7 】

更に、サイクル圧縮器装置は、膨張した窒素流 H S、I S、L S の各々からの各膨張した窒素ガス流を単一の圧縮された流れ C S に圧縮するために配置されている 3 つの窒素圧縮器段 2 2、2 3、2 4 で作製されている。各圧縮器段の出口に、圧縮された窒素流を冷却するために中間冷却器 3 2、3 3、3 4 が配置されている。

【 0 0 7 8 】

圧縮された流れ C S は、高圧ターボ膨張器 H、中圧ターボ膨張器 I、及び低圧ターボ膨張器 L の各 1 つを駆動するために、圧縮器側 H C、I C、L C を通過するように配置されている。ターボ膨張器への運動エネルギーの送達後、圧縮された流れ C S は中間冷却器 3 5 により冷却され、次いで、天然供給ガス流に平行な流れで熱交換器 2 を通して移送される。圧縮された流れ C S は、熱交換器を通過中に冷却される。

10

【 0 0 7 9 】

熱交換器システムの内部で又はその進入口で、圧縮された流れは、高圧レベル、中圧レベル、及び低圧レベルそれぞれの各それぞれの膨張器 H E、I E、L E 内で膨張する窒素ガスのための供給として、別個の流れにより高圧ターボ膨張器 H E、中圧膨張器 I E、及び低圧膨張器 L E の各々へ分配される。

【 0 0 8 0 】

主窒素圧縮器組立体（連結された窒素圧縮器段）は、駆動シャフトにより主窒素圧縮器に連結されている、ある実施形態ではガスタービンである、圧縮器ドライバ G T により駆動される。代替的实施形態では、当該圧縮器ドライバ G T は、電気モータなどのモータ又は蒸気タービンであってもよい。

20

【 0 0 8 1 】

図 5 は、本発明の実施形態による代替的 3 段膨張プロセススキーム 5 1 を示す。

【 0 0 8 2 】

図 5 では、例示的圧力レベル（パール）及び流量（総流量の %）が表示されている。ここに示されている値は単なる表示に過ぎず、本発明を限定することを目的としていない。

【 0 0 8 3 】

本代替的实施形態（図 5）では、各 H P 膨張器 H E、I P 膨張器 I E、及び L P 膨張器 L E に連結されている圧縮器 H C、I C、L C は、流れが主窒素圧縮器の第 3 段 2 4、第 2 段 2 3、第 1 段 2 2 それぞれに送られる前に、H P ガス、I P ガス及び L P ガスそれぞれの圧力を上昇させるために使用されている。主窒素圧縮器 2 2、2 3、2 4 の圧縮器部分の出口における各流れには、圧縮された各流れを中間冷却器 3 2、3 3、3 4 によって冷却するために配置されている。

30

【 0 0 8 4 】

ある例示的実施形態では、熱交換器に進入する前の圧縮された流れ C S は、約 6 5 パール（1 パール 1 気圧）の圧力の全流量（1 0 0 %）の窒素である。熱交換器内では、圧縮された流れが、高圧流 H S（3 3 % 流量、2 9 . 8 パール）、中圧流 I S（4 0 %、1 7 . 1 パール）、及び低圧流 L S（2 7 %、1 2 パール）に分割される。

【 0 0 8 5 】

高圧膨張器部分 H E、中圧膨張器部分 I E、及び低圧膨張器部分 L E それぞれにおいて各流れを膨張させた後、各流れは熱交換器 2 に供給され、熱交換器を通過した後、各圧縮器部分 H C、I C、L C に供給される。

40

【 0 0 8 6 】

本例では、低圧流 L S は 1 6 . 5 パールまで上昇し、主窒素圧縮器の第 1 の窒素圧縮器段 2 2 に進入し、中圧流 I S は 2 8 パールまで上昇し、第 2 の窒素圧縮器段 2 3 に進入し、高圧流は約 4 3 . 4 パールまで上昇し、第 3 の窒素圧縮器段 2 4 に進入する。

【 0 0 8 7 】

図 6 は、H P 膨張段用のジュール - トムソン（J T）弁を用いた、本発明の実施形態による 2 段膨張プロセススキーム 5 2 を示す。

【 0 0 8 8 】

50

図４を参照して記載されている実施形態と同様の窒素供給スキームで配置されている、本代替的实施形態（図６）では、ＨＰターボ膨張器の代わりに、ジュールトムソン（ＪＴ）弁が高圧流中に配置されている。ＨＰターボ膨張器は、ジュール・トムソン（ＪＴ）膨張弁と交換されており、ＨＰ圧縮器は取り除かれている。熱交換器２を通過した後、ここで、高圧流は主窒素圧縮器の第３の窒素圧縮器段２４に直接供給される。

【００８９】

本実施形態は、冷却の３つの圧力レベルを生成するより簡単な方法を可能にし得るが、図４及び図５に示されているプロセスより効率的でないであろう。

【００９０】

図７には、更に別の代替的实施形態５３が示されており、図６からのより簡単なＪＴ弁プロセスは、図５の代替的圧縮器構成と組み合わせられて、３段膨張プロセスのための代替的スキームをもたらす。

【００９１】

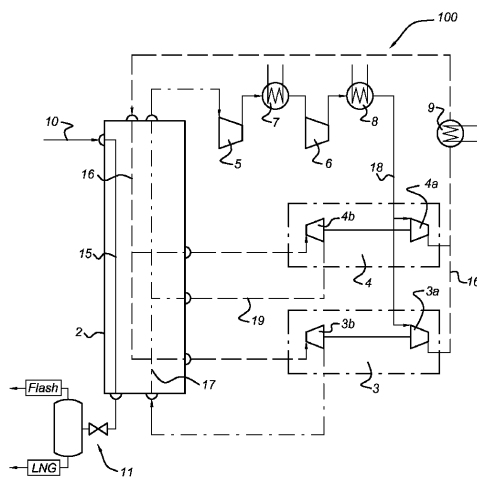
全体的なプロセススキームの効率性は、「コールドボックス」に進入する前にプロセスガスの入口温度を低下させるために、冷媒ループ又は任意の他の冷却手段を使用する事前冷却段の追加により、又は追加冷却サイクルを追加して圧縮器の中間冷却器及び／又は後段冷却器を冷やすことにより、更に向上する可能性がある。

【００９２】

本明細書において本発明の特定の实施形態を記載して例示したが、修正形態及び変形形態が当業者に容易に思い付く可能性があり、その結果として、特許請求の範囲はそのような修正形態及び同等物を含むことが意図されていることが分かる。

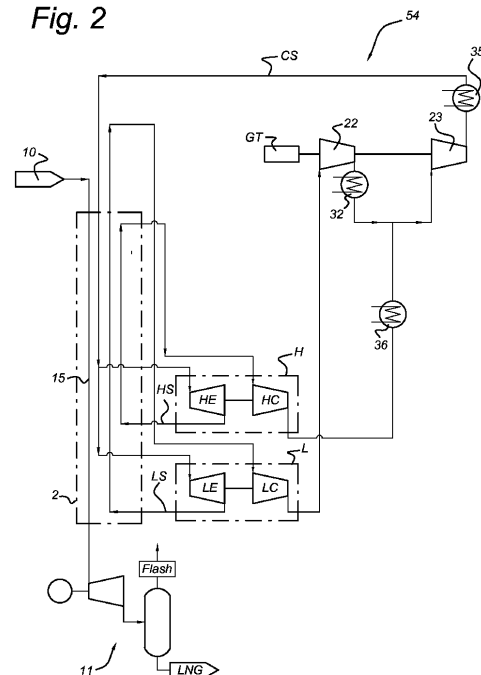
【図１】

Fig. 1 Prior art



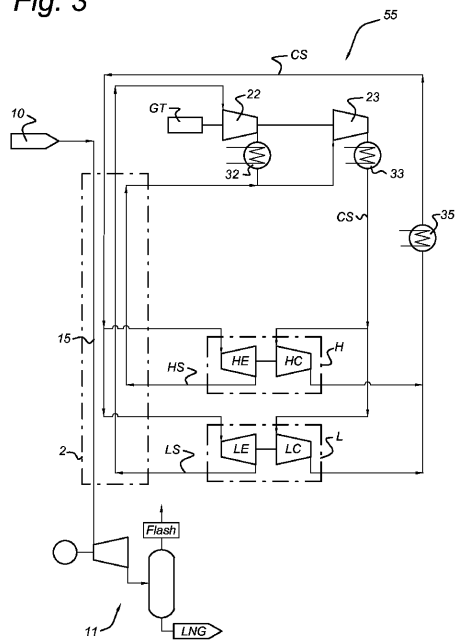
【図２】

Fig. 2



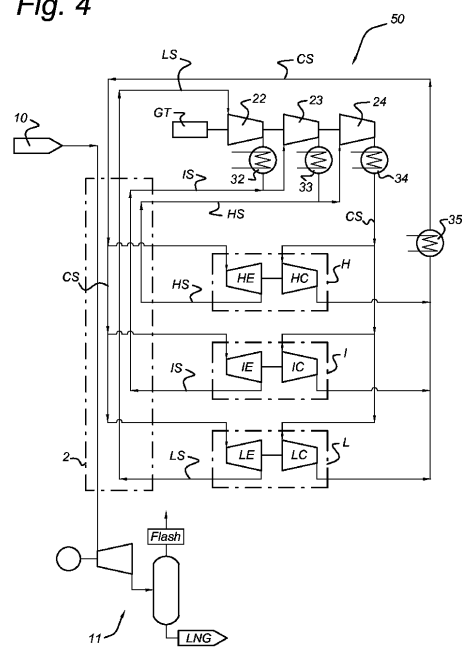
【図 3】

Fig. 3



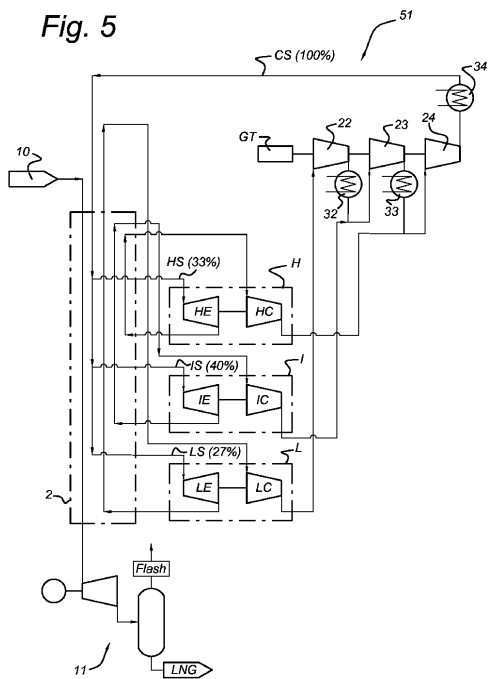
【図 4】

Fig. 4



【図 5】

Fig. 5



【図 6】

Fig. 6

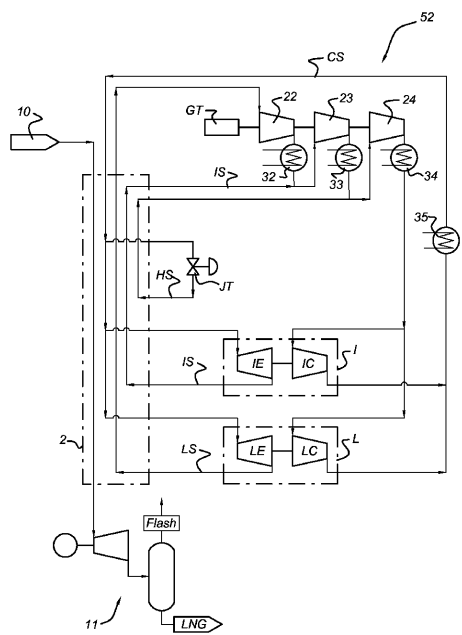
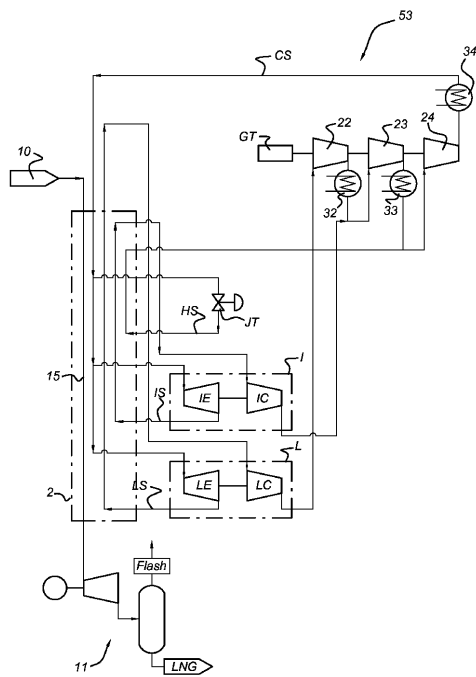


Fig. 7



フロントページの続き

(51)Int.Cl. F I
F 2 5 B 11/02 B

(72)発明者 ワイリー, マイケル
モナコ公国, エムシー - 9 8 0 0 0 モナコ, アヴニユ プランセス グラス 3 1
(72)発明者 クリミニシ, フランチェスコ
イタリア, アイティー - 1 8 0 3 9 ヴェンティミーリア インペリア, ヴィア カヴール
5 1

審査官 神田 和輝

(56)参考文献 特表2011-506894(JP,A)
国際公開第2008/022689(WO,A1)
特表2000-506591(JP,A)
仏国特許出願公開第02957140(FR,A1)
特表2010-537151(JP,A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)
F 2 5 J 1 / 0 0 - 5 / 0 0
F 2 5 B 1 / 0 5 3
F 2 5 B 1 / 1 0
F 2 5 B 9 / 0 2
F 2 5 B 1 1 / 0 2