

(19) 日本国特許庁 (JP)

(12) 特 許 公 報 (B2)

(11) 特許番号

特許第5642697号
(P5642697)

(45) 発行日 平成26年12月17日 (2014.12.17)

(24) 登録日 平成26年11月7日 (2014.11.7)

(51) Int. Cl.	F I
F 2 5 J 1/00 (2006.01)	F 2 5 J 1/00 B
C 1 0 L 3/06 (2006.01)	C 1 0 L 3/00 A
F 2 5 B 1/00 (2006.01)	F 2 5 B 1/00 3 9 7 Z

請求項の数 19 (全 36 頁)

(21) 出願番号	特願2011-538024 (P2011-538024)	(73) 特許権者	504191741
(86) (22) 出願日	平成21年11月20日 (2009.11.20)		テクニップ フランス
(65) 公表番号	特表2012-513005 (P2012-513005A)		フランス 9 2 4 0 0 クールブボア フ
(43) 公表日	平成24年6月7日 (2012.6.7)		ァボー デ ラーク, アレー デ ラーク
(86) 国際出願番号	PCT/FR2009/052239		6-8 ゼドアーサー ダントン
(87) 国際公開番号	W02010/061102	(74) 代理人	100078868
(87) 国際公開日	平成22年6月3日 (2010.6.3)		弁理士 河野 登夫
審査請求日	平成24年3月14日 (2012.3.14)	(74) 代理人	100114557
(31) 優先権主張番号	0857996		弁理士 河野 英仁
(32) 優先日	平成20年11月25日 (2008.11.25)	(72) 発明者	パルドウスキ, ヘンリ
(33) 優先権主張国	フランス (FR)		フランス F-5 6 3 3 0 プルヴィナー
			, ル デ ヴェルダン, 6 1
		(72) 発明者	ヴォヴァルド, シルヴァイン
			フランス F-9 2 4 0 0 クールブボア
			, ル デ ライラス エスパニユ, 4
			最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 天然ガス供給流を用いて過冷却された液化天然ガス流を生産するための方法、及び関連した装置

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

天然ガス供給流から過冷却された液化天然ガス流を生産するための方法において、

- 20 未満に予め冷却された供給流を得るために、天然ガス供給流に第 1 の熱交換器を通過させて天然ガス供給流を予め冷却するステップと、
- 80 未満の温度の少なくとも 1 つの液化天然ガス流を得るために、予め冷却された供給流に第 2 の熱交換器を通過させて予め冷却された供給流を液化するステップと、
- 120 未満の温度に過冷却された液化天然ガス流を得るために、少なくとも 1 つの液化天然ガス流に第 3 の熱交換器を通過させて少なくとも 1 つの液化天然ガス流を過冷却するステップと、
- 前記天然ガス供給流を前記第 1 の熱交換器に流し、第 1 の冷凍サイクルで気相循環する第 1 の略ガス状冷媒流として、第 1 の動的膨張タービンから出る第 1 のガス状膨張冷媒流体流を用い、前記第 1 の略ガス状冷媒流と前記天然ガス供給流との熱交換を前記第 1 の熱交換器で行うステップと、
- 第 2 の冷凍サイクルで気相循環する第 2 のガス状冷媒流として、第 1 の動的膨張タービンから離れて設けられた第 2 の動的膨張タービンから出る第 2 のガス状膨張冷媒流体流を用い、前記第 2 のガス状冷媒流と予め冷却された供給流との熱交換を前記第 2 の熱交換器で行うステップと、
- 第 3 の冷凍サイクルで循環する第 3 の冷媒流を、前記第 1 の動的膨張タービン及び前記第 2 の動的膨張タービンから離れて設けられた第 3 の動的膨張タービンから出る第 3

10

20

のガス状膨張冷媒流体流から少なくとも部分的に生成し、前記第3の冷媒流と少なくとも1つの液化天然ガス流との熱交換を前記第3の熱交換器で行うステップと、

- 前記第1の熱交換器の出口で得られた第1の加熱された冷媒流を、前記第2の熱交換器及び前記第3の熱交換器を通過させることなく第1の圧縮装置に搬送するステップと、

- 前記第2の熱交換器から出る第2の加熱された冷媒流を、前記第1の熱交換器及び前記第3の熱交換器を通過させることなく第2の圧縮装置に搬送するステップと、

- 前記第3の熱交換器から出る第3の加熱された冷媒流を、前記第1の熱交換器及び前記第2の熱交換器を通過させることなく第3の圧縮装置に搬送するステップと

を有し、

10

第2の圧縮冷媒流が、前記第2の圧縮装置の出口で形成され、前記第2の圧縮冷媒流を、冷却後に、前記第1の熱交換器又は前記第3の熱交換器のいずれをも通過させることなく前記第2の動的膨張タービンに導入することを特徴とする方法。

【請求項2】

- 第1のガス状膨張冷媒流体流を前記第1の略ガス状冷媒流と第1の補助冷却流とに分離するステップと、

- 第2の冷却された圧縮冷媒流を形成するために、前記第2の圧縮装置から出る第2の圧縮冷媒流と前記第1の補助冷却流との熱交換を第2のサイクル交換器で行うステップと、

- 第2のガス状膨張冷媒流体流を形成するために、第2の冷却された圧縮冷媒流を前記第2の動的膨張タービンに搬送するステップと

20

を更に有することを特徴とする請求項1に係る方法。

【請求項3】

- 第2のガス状膨張冷媒流体流を前記第2のガス状冷媒流と第2の補助冷却流とに分離するステップと、

- 第3の冷却された圧縮冷媒流を形成するために、前記第3の圧縮装置から出る第3の圧縮冷媒流と前記第2の補助冷却流との熱交換を第3のサイクル交換器で行うステップと、

- 第3のガス状膨張冷媒流体流を形成するために、前記第3の冷却された圧縮冷媒流を前記第3の動的膨張タービンに搬送するステップと

30

を更に有することを特徴とする請求項1又は2に記載の方法。

【請求項4】

前記第1の冷凍サイクル、前記第2の冷凍サイクル及び前記第3の冷凍サイクルで循環する冷媒流体は、分離されており、

前記第1の熱交換器から出る第1の加熱された冷媒流、前記第2の熱交換器から出る第2の加熱された冷媒流、及び前記第3の熱交換器から出る第3の加熱された冷媒流は、互いに別々に圧縮されるために、前記第1の圧縮装置、前記第2の圧縮装置及び前記第3の圧縮装置の別個の圧縮器に夫々搬送されることを特徴とする請求項1乃至3のいずれかに記載の方法。

【請求項5】

40

- 前記第1の加熱された冷媒流、前記第2の加熱された冷媒流及び前記第3の加熱された冷媒流の内の少なくとも2つから少なくとも1つの混合流を形成するステップと、

- 前記第1の圧縮装置、前記第2の圧縮装置及び前記第3の圧縮装置の内の少なくとも2つに共通する圧縮器を用いて前記混合流を夫々圧縮するステップと

を更に有することを特徴とする請求項1乃至3のいずれかに記載の方法。

【請求項6】

前記第3の冷媒流は、前記第3の熱交換器に導入される前に略ガス状であることを特徴とする請求項1乃至5のいずれかに記載の方法。

【請求項7】

- 前記第3の圧縮装置から出る第3の圧縮冷媒流を、前記第3の冷媒流を形成するた

50

めの形成流と、該形成流を冷却するためのガス状冷却流とに分離するステップと、

- ガス状冷却流を前記第3の動的膨張タービンに搬送し、形成流を液化するために、前記第3の動的膨張タービンから出る第3のガス状膨張冷媒流体流と形成流との熱交換を行うステップと、

- 前記第3の冷媒流を略液状にするために、液化された形成流を水力膨張タービンに搬送するステップと、

- 略液状の第3の冷媒流と少なくとも1つの液化天然ガス流との熱交換を前記第3の熱交換器で行うステップと

を更に有することを特徴とする請求項1乃至5のいずれかに記載の方法。

【請求項8】

10

- 前記第1の熱交換器から出る予め冷却された供給流を、予め冷却された主供給流と補助膨張流とに分離するステップと、

- 前記補助膨張流を、前記主供給流の圧力より少なくとも5バール低い低圧に膨張するステップと、

- 過冷却された低圧液化天然ガス流を搬送するために、前記補助膨張流からの流れに前記第2の熱交換器及び前記第3の熱交換器を連続して通過させるステップと

を更に有することを特徴とする請求項1乃至7のいずれかに記載の方法。

【請求項9】

前記第1の略ガス状冷媒流、前記第2のガス状冷媒流及び前記第3の冷媒流の夫々の窒素含有量が90mol %より大きいことを特徴とする請求項1乃至8のいずれかに記載の方法。

20

【請求項10】

前記第1の略ガス状冷媒流は、メタン含有量が70mol %より大きい天然ガスに基づき形成されていることを特徴とする請求項1乃至8のいずれかに記載の方法。

【請求項11】

前記第2のガス状冷媒流のメタン含有量は90mol %より大きいことを特徴とする請求項10に記載の方法。

【請求項12】

前記第1の略ガス状冷媒流の二酸化炭素含有量は5mol %より大きいことを特徴とする請求項10又は11に記載の方法。

30

【請求項13】

前記第1の圧縮装置の出口での圧力が、50バールより大きく、

前記第1の圧縮装置の入口での圧力が、10バールより大きいことを特徴とする請求項1乃至12のいずれかに記載の方法。

【請求項14】

前記第1の圧縮装置の出口での圧力は、70バールより大きく、

前記第1の圧縮装置の入口での圧力は、15バールより大きいことを特徴とする請求項13に記載の方法。

【請求項15】

前記第1の熱交換器、前記第2の熱交換器及び前記第3の熱交換器は、2つの流体のみを夫々含んでいることを特徴とする請求項1乃至14のいずれかに記載の方法。

40

【請求項16】

天然ガス供給流から過冷却された液化天然ガス流を生産するための装置において、

- -20 未満の温度に予め冷却された供給流を得るための第1の熱交換器を有しており、天然ガス供給流を予め冷却するための手段と、

- -80 未満の温度の少なくとも1つの液化天然ガス流を得るための第2の熱交換器を有しており、予め冷却された供給流を液化するための手段と、

- -120 未満の温度に過冷却された液化天然ガス流を得るための第3の熱交換器を有しており、少なくとも1つの液化天然ガス流を過冷却するための手段と、

- 第1の動的膨張タービン及び第1の圧縮装置を有する第1の冷凍サイクルとを備え

50

ており、前記第 1 の動的膨張タービンから出る第 1 のガス状膨張冷媒流体流を用いた前記第 1 の冷凍サイクルで気相循環する第 1 の略ガス状冷媒流と前記天然ガス供給流との熱交換を前記第 1 の熱交換器で行い、

- 前記第 1 の動的膨張タービンから離れて設けられた第 2 の動的膨張タービンと第 2 の圧縮装置とを有する第 2 の冷凍サイクルを更に備えており、前記第 2 の動的膨張タービンから出る第 2 のガス状膨張冷媒流体流を用いた前記第 2 の冷凍サイクルで気相循環する第 2 のガス状冷媒流と予め冷却された供給流との熱交換を前記第 2 の熱交換器で行い、

- 前記第 1 の動的膨張タービン及び前記第 2 の動的膨張タービンから離れて設けられた第 3 の動的膨張タービンと、第 3 の圧縮装置とを有する第 3 の冷凍サイクルを更に備えており、前記第 3 の動的膨張タービンから出る第 3 のガス状膨張冷媒流体流から少なくとも部分的に生成されて、前記第 3 の冷凍サイクルで循環する第 3 の冷媒流と少なくとも 1 つの液化天然ガス流との熱交換を前記第 3 の熱交換器で行い、

10

前記第 1 の冷凍サイクルは、前記第 1 の熱交換器の出口で得られた第 1 の加熱された冷媒流を、前記第 2 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器を通過させることなく前記第 1 の圧縮装置に搬送するための手段を更に有しており、

前記第 2 の冷凍サイクルは、前記第 2 の熱交換器の出口で得られた第 2 の加熱された冷媒流を、前記第 1 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器を通過させることなく前記第 2 の圧縮装置に搬送するための手段を更に有しており、

前記第 3 の冷凍サイクルは、前記第 3 の熱交換器から出る第 3 の加熱された冷媒流を、前記第 1 の熱交換器及び前記第 2 の熱交換器を通過させることなく前記第 3 の圧縮装置に搬送するための手段を更に有しており、

20

前記第 2 の圧縮装置の出口で、第 2 の圧縮冷媒流が形成され、

該第 2 の圧縮冷媒流を、冷却後に、前記第 1 の熱交換器又は前記第 3 の熱交換器のいずれをも通過させることなく前記第 2 の動的膨張タービンに導入する手段を更に有していることを特徴とする装置。

【請求項 17】

前記第 1 の熱交換器、前記第 2 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器は、シェルアンドチューブ式交換器であることを特徴とする請求項 16 に記載の装置。

【請求項 18】

前記第 1 の熱交換器、前記第 2 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器は、オーステナイト系ステンレス鋼から形成されていることを特徴とする請求項 17 に記載の装置。

30

【請求項 19】

前記第 1 の熱交換器、前記第 2 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器は、2 つの流体のみを夫々含むことを特徴とする請求項 16 乃至 18 のいずれかに記載の装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本発明は、天然ガス供給流から過冷却された液化天然ガス流を生産するための方法に関し、該方法は、 -120°C 未満の温度に過冷却された液化天然ガス(LNG)を生産すべく意図されている。

40

【背景技術】

【0002】

このような方法は、大量の天然ガス供給原料を量が減らされた液化天然ガスに変えるために、特に天然ガス生産現場の近くで行われる。LNG は特に、消費センタに海上で輸送されるためにメタンタンカに積み込まれ得る。

【0003】

前記方法は、新しい天然ガス液化ユニット又は既存のユニットのいずれかで行われ得る。

【0004】

天然ガス供給原料を液化するために、 C_2^{+} 炭化水素によって形成された冷媒流体を用い

50

た複数の冷凍サイクルを有する方法が使用されることが多い。

【 0 0 0 5 】

頭字語「C3/MR」によって表されるこのような方法の一例は、2つの冷凍サイクル、つまり、プロパンを用いる第1のサイクルと、窒素、メタン、エタン及びプロパンから構成された冷媒の混合物を用いる第2のサイクルとを使用する。

【 0 0 0 6 】

これらの冷凍サイクルで循環する冷媒は、ガス状での圧縮後に、例えば、膨張バルブの静的な膨張により少なくとも部分的に液化される。

【 0 0 0 7 】

このようにして得られた液体は、異なる温度レベルの供給原料と熱交換される。液状冷媒は供給原料との熱交換によって蒸発し、従って、供給原料の冷却、液化及び過冷却のためのフリゴリーを供給する。これらの冷凍サイクルは、非常に高い効率を得るために供給原料に熱力学的に適合され得る。

【先行技術文献】

【特許文献】

【 0 0 0 8 】

【特許文献1】米国特許第5768912号明細書

【発明の概要】

【発明が解決しようとする課題】

【 0 0 0 9 】

しかしながら、このような方法は、冷媒が液化ユニットの内外の両方で液状で使用され貯蔵されることを必要とする。従って、プロパン及びエタンのような炭化水素は、液状で生成されるか又は供給されて、少なくとも一時的に貯蔵される必要がある。これは、事故を回避すべく適合された安全性と構造基盤との点で特別な予防措置を必要とする。

【 0 0 1 0 】

それ故、このような方法は、特に、頭字語「FPSO」で表される炭化水素の回収、貯蔵及び処理のための浮体式ユニット、又は海中の天然ガス田の真上の海上に置かれたプラットフォームのような小さな利用可能空間及び/又は安全制約を有する環境には適切ではない。

【 0 0 1 1 】

従って、浮体式ユニット及びプラットフォームの場合には、天然ガスを陸地に設けられた液化ユニットに搬送することが必要であり、これは、あまり経済的ではなく海底パイプラインの敷設を必要とする。

【 0 0 1 2 】

この問題に対応するために、米国特許第5768912号明細書から上述のタイプの方法が知られており、該方法では、天然ガスを予め冷却して液化するために、従来の混合冷媒を用いた第1のサイクルと、第1のサイクルに続く3つの動的なガス膨張タービンを備えた第2の複合サイクルとが用いられている。

【 0 0 1 3 】

第2の複合サイクルでは、冷媒流体が略窒素から形成されており、冷媒流体が第2の複合サイクルで循環する全時間ガス状態のままである。

【 0 0 1 4 】

従って、このような方法により、 C_2^+ 炭化水素によって形成された危険な液状冷媒流体の輸送、貯蔵及び使用に関連した問題点の一部を克服することが可能になる。更に、このような方法は、特に液化ユニットが浮体式システムに搭載されているとき、このような方法が行われる液化ユニットの移動に対して比較的無反応である。

【 0 0 1 5 】

しかしながら、このような方法の熱力学的効率は低く、エネルギーの点で使用コストがかかる。

【 0 0 1 6 】

10

20

30

40

50

従って、本発明は、非常に経済的である一方、確実な方法で且つ水域上に浮かぶことが可能な限られた空間で、天然ガス供給原料を予め冷却し、液化して過冷却することを目的とする。

【課題を解決するための手段】

【0017】

このために、本発明は、上述したタイプの方法に関しており、該方法は、

- - 20 未満に予め冷却された供給流を得るために、天然ガス供給流に第1の熱交換器を通過させて天然ガス供給流を予め冷却するステップと、

- - 80 未満の温度の少なくとも1つの液化天然ガス流を得るために、予め冷却された供給流に第2の熱交換器を通過させて予め冷却された供給流を液化するステップと、

- - 120 未満の温度に過冷却された液化天然ガス流を得るために、液化天然ガス流に第3の熱交換器を通過させて液化天然ガス流を過冷却するステップと、

- 第1の動的膨張タービンから出る第1のガス状膨張冷媒流体流から第1の冷凍サイクルで生成される第1の略ガス状冷媒流と前記天然ガス供給流との熱交換を前記第1の熱交換器で行うステップと、

- 第2の冷凍サイクルで循環する第2のガス状冷媒流を第1の動的膨張タービンから離れた第2の動的膨張タービンから出る第2のガス状膨張冷媒流体流から生成し、前記第2のガス状冷媒流と予め冷却された供給流との熱交換を前記第2の熱交換器で行うステップと、

- 第3の冷凍サイクルで循環する第3の冷媒流を、前記第1の動的膨張タービン及び前記第2の動的膨張タービンから離れた第3の動的膨張タービンから出る第3のガス状膨張冷媒流体流から少なくとも部分的に生成し、前記第3の冷媒流と液化天然ガス流との熱交換を前記第3の熱交換器で行うステップと、

- 前記第1の熱交換器の出口で得られた第1の加熱された冷媒流を、前記第2の熱交換器及び前記第3の熱交換器を通過させることなく第1の圧縮装置に搬送するステップと、

- 前記第2の熱交換器から出る第2の加熱された冷媒流を、前記第1の熱交換器及び前記第3の熱交換器を通過させることなく第2の圧縮装置に搬送するステップと、

- 前記第3の熱交換器から出る第3の加熱された冷媒流を、前記第1の熱交換器及び前記第2の熱交換器を通過させることなく第3の圧縮装置に搬送するステップと

を有する。

【0018】

本発明に係る方法は、単独で又は技術的に可能な組み合わせに応じて、以下の1又は複数の特徴を備えることができる。

前記方法は、

- 第1のガス状膨張冷媒流体流を前記第1の略ガス状冷媒流と第1の補助冷却流とに分離するステップと、

- 第2の冷却された圧縮冷媒流を形成するために、前記第2の圧縮装置から出る第2の圧縮冷媒流と前記第1の補助冷却流との熱交換を第2のサイクル交換器で行うステップと、

- 第2のガス状膨張冷媒流体流を形成するために、第2の冷却された圧縮冷媒流を前記第2の動的膨張タービンに搬送するステップとを更に有しており、

前記方法は、

- 第2のガス状膨張冷媒流体流を前記第2のガス状冷媒流と第2の補助冷却流とに分離するステップと、

- 第3の冷却された圧縮冷媒流を形成するために、前記第3の圧縮装置から出る第3の圧縮冷媒流と前記第2の補助冷却流との熱交換を第3のサイクル交換器で行うステップと、

- 第3のガス状膨張冷媒流体流を形成するために、前記第3の冷却された圧縮冷媒流を前記第3の動的膨張タービンに搬送するステップとを更に有しており、

前記第 1 の冷凍サイクル、前記第 2 の冷凍サイクル及び前記第 3 の冷凍サイクルで循環する冷媒流体は、完全に分離されており、

前記第 1 の熱交換器から出る第 1 の加熱された冷媒流、前記第 2 の熱交換器から出る第 2 の加熱された冷媒流、及び前記第 3 の熱交換器から出る第 3 の加熱された冷媒流は、互いに別々に圧縮されるために、前記第 1 の圧縮装置、前記第 2 の圧縮装置及び前記第 3 の圧縮装置の別個の圧縮器に夫々搬送されており、

前記方法は、

- 前記第 1 の加熱された冷媒流、前記第 2 の加熱された冷媒流及び前記第 3 の加熱された冷媒流の内の少なくとも 2 つから少なくとも 1 つの混合流を形成するステップと、

- 前記第 1 の圧縮装置、前記第 2 の圧縮装置及び前記第 3 の圧縮装置の内の少なくとも 2 つに共通する圧縮器を用いて前記混合流を夫々圧縮するステップとを更に有しており、

10

- 前記第 3 の冷媒流は、前記第 3 の熱交換器に導入される前に略ガス状であり、

前記方法は、

- 前記第 3 の圧縮装置から出る第 3 の圧縮冷媒流を、前記第 3 の冷媒流を形成するための形成流と、該形成流を冷却するためのガス状冷却流とに分離するステップと、

- ガス状冷却流を前記第 3 の動的膨張タービンに搬送し、形成流を液化するために、前記第 3 の動的膨張タービンから出る第 3 のガス状膨張冷媒流体流と形成流との熱交換を行うステップと、

- 前記第 3 の冷媒流を略液状にするために、液化された形成流を水力膨張タービンに搬送するステップと、

20

- 略液状の第 3 の冷媒流と液化天然ガス流との熱交換を前記第 3 の熱交換器で行うステップとを更に有しており、

前記方法は、

- 前記第 1 の熱交換器から出る予め冷却された供給流を、予め冷却された主供給流と補助膨張流とに分離するステップと、

- 前記補助膨張流を、前記主供給流の圧力より少なくとも 5 パール低い低圧に膨張するステップと、

- 過冷却された低圧液化天然ガス流を搬送するために、前記補助膨張流からの流れに前記第 2 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器を連続して通過させるステップとを更に有しており、

30

- 前記第 1 の略ガス状冷媒流、前記第 2 のガス状冷媒流及び前記第 3 の冷媒流の夫々の窒素含有量が 90mol % より大きく、

- 前記第 1 の略ガス状冷媒流は、メタン含有量が 70mol % より大きい天然ガスに基づき形成されており、

- 前記第 2 のガス状冷媒流のメタン含有量は 90mol % より大きく、

- 前記第 1 の略ガス状冷媒流の二酸化炭素含有量は 5 mol % より大きく、

- 前記第 1 の圧縮装置の出口での圧力が、50 パールより大きく、好ましくは 70 パールより大きく、前記第 1 の圧縮装置の入口での圧力が、10 パールより大きく、好ましくは 15 パールより大きい。

40

【 0 0 1 9 】

本発明は、更に、天然ガス供給流から過冷却された液化天然ガス流を生産するための装置に関しており、該装置は、

- - 20 未満の温度に予め冷却された供給流を得るための第 1 の熱交換器を有しており、天然ガス供給流を予め冷却するための手段と、

- - 80 未満の温度の少なくとも 1 つの液化天然ガス流を得るための第 2 の熱交換器を有しており、予め冷却された供給流を液化するための手段と、

- - 120 未満の温度に過冷却された液化天然ガス流を得るための第 3 の熱交換器を有しており、液化天然ガス流を過冷却するための手段と、

- 第 1 の動的膨張タービン及び第 1 の圧縮装置を有する第 1 の冷凍サイクルとを備え

50

ており、前記第 1 の動的膨張タービンから出る第 1 のガス状膨張冷媒流体流から前記第 1 の冷凍サイクルで生成された第 1 の略ガス状冷媒流と前記天然ガス供給流との熱交換を前記第 1 の熱交換器で行い、

- 前記第 1 の動的膨張タービンから離れた第 2 の動的膨張タービンと第 2 の圧縮装置とを有する第 2 の冷凍サイクルを更に備えており、前記第 2 の動的膨張タービンから出る第 2 のガス状膨張冷媒流体流から生成された第 2 のガス状冷媒流と予め冷却された供給流との熱交換を前記第 2 の熱交換器で行い、

- 前記第 1 の動的膨張タービン及び前記第 2 の動的膨張タービンから離れた第 3 の動的膨張タービンと、第 3 の圧縮装置とを有する第 3 の冷凍サイクルを更に備えており、前記第 3 の動的膨張タービンから出る第 3 のガス状膨張冷媒流体流から少なくとも部分的に生成されて、前記第 3 の冷凍サイクルで循環する第 3 の冷媒流と液化天然ガス流との熱交換を前記第 3 の熱交換器で行い、

10

前記第 1 の冷凍サイクルは、前記第 1 の熱交換器の出口で得られた第 1 の加熱された冷媒流を、前記第 2 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器を通過させることなく前記第 1 の圧縮装置に搬送するための手段を更に有しており、

前記第 2 の冷凍サイクルは、前記第 2 の熱交換器の出口で得られた第 2 の加熱された冷媒流を、前記第 1 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器を通過させることなく前記第 2 の圧縮装置に搬送するための手段を更に有しており、

前記第 3 の冷凍サイクルは、前記第 3 の熱交換器から出る第 3 の加熱された冷媒流を、前記第 1 の熱交換器及び前記第 2 の熱交換器を通過させることなく前記第 3 の圧縮装置に搬送するための手段を更に有しており、

20

前記第 1 の熱交換器、前記第 2 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器は、シェルアンドチューブ式交換器であり、

前記第 1 の熱交換器、前記第 2 の熱交換器及び前記第 3 の熱交換器は、オーステナイト系ステンレス鋼から形成されている。

【 0 0 2 0 】

本発明は、添付図面を参照して、単に一例として挙げられた以下の説明を読むと更に理解される。

【図面の簡単な説明】

【 0 0 2 1 】

30

【図 1】本発明に係る第 1 の生産方法を行うための第 1 の装置を示す概略図である。

【図 2】本発明に係る第 2 の生産方法を行うための第 2 の装置を示す、図 1 と同様の概略図である。

【図 3】本発明に係る第 3 の生産方法を行うための第 3 の装置を示す、図 1 と同様の概略図である。

【図 4】本発明に係る第 4 の生産方法を行うための第 4 の装置を示す、図 1 と同様の概略図である。

【図 5】本発明に係る第 5 の生産方法を行うための第 5 の装置を示す、図 1 と同様の概略図である。

【図 6】本発明に係る第 6 の生産方法を行うための第 6 の装置を示す、図 1 と同様の概略図である。

40

【図 7】本発明に係る第 7 の生産方法を行うための第 7 の装置を示す、図 1 と同様の概略図である。

【図 8】本発明に係る第 8 の生産方法を行うための第 8 の装置を示す、図 1 と同様の概略図である。

【図 9】本発明に係る第 9 の生産方法を行うための第 9 の装置を示す、図 1 と同様の概略図である。

【発明を実施するための形態】

【 0 0 2 2 】

図 1 は、過冷却された液化天然ガス(LNG)の流れ14を形成するために、ガス状で得られ

50

た天然ガスの供給流12を液化し過冷却するための本発明に係る第1の装置10を示している。

【0023】

第1の装置10は、供給流12を予め冷却して予め冷却された供給流18を形成するための第1の熱交換器16と、予め冷却された供給流18を液化して液化天然ガス流22を形成するための第2の熱交換器20と、液化天然ガス流22を過冷却して過冷却されたLNG流14を形成するための第3の熱交換器24とを備えている。

【0024】

第1の装置10は、第1の熱交換器16に供給するための第1の冷凍サイクル26、第2の熱交換器20に供給するための第2の冷凍サイクル28、及び第3の熱交換器24に供給するための第3の冷凍サイクル30を更に備えている。

10

【0025】

第1、第2及び第3の冷凍サイクル26,28,30は「逆ブレイトン(Brayton)」タイプのサイクルであり、第1、第2及び第3の冷凍サイクル26,28,30は、動的に膨張した略ガス状の冷媒流体を用いて夫々作動する。

【0026】

従って、第1の冷凍サイクル26は第1の圧縮装置32及び第1の動的膨張タービン34を備えている。

【0027】

第1の圧縮装置32は、本例では複数の圧縮段階を備えており、複数の圧縮段階は、圧縮器36A,36B,36Cと圧縮器36A,36B,36Cの出口に直列に取り付けられた冷却器38A,38B,38Cとを備えている。

20

【0028】

第1の圧縮装置32の最後の圧縮器36Cは、好ましくは主に第1の動的膨張タービン34によって回転駆動されるように第1の動的膨張タービン34と共に回転すべく連結されている。圧縮器36A,36Bは、好ましくは共通のモータによって回転駆動される。

【0029】

第2の冷凍サイクル28は、第2の圧縮装置40と、第1の動的膨張タービン34とは別個の第2の動的膨張タービン42とを備えている。第2の冷凍サイクル28は、第2のサイクル交換器44を更に備えている。

30

【0030】

第2の圧縮装置40は、第1の圧縮装置32の構造と同様の構造を有している。従って、本例では第2の圧縮装置40は複数の圧縮段階を備えており、複数の圧縮段階は、圧縮器46A,46B,46Cと圧縮器46A,46B,46Cの出口に直列に取り付けられた冷却器48A,48B,48Cとを備えている。

【0031】

第2の圧縮装置40の最後の圧縮器46Cは、好ましくは主に第2の動的膨張タービン42によって回転駆動されるように第2の動的膨張タービン42と共に回転すべく連結されている。圧縮器46A,46Bは、好ましくは共通のモータによって回転駆動される。

【0032】

40

第3の冷凍サイクル30は、第3の圧縮装置50、第3の膨張タービン52及び第3のサイクル交換器54を備えている。

【0033】

第3の圧縮装置50は、第1の圧縮装置32の構造と同様の構造を有している。従って、本例では第3の圧縮装置50は複数の圧縮段階を備えており、複数の圧縮段階は、圧縮器56A,56B,56Cと圧縮器56A,56B,56Cの出口に直列に取り付けられた冷却器58A,58B,58Cとを備えている。

【0034】

第3の圧縮装置50の最後の圧縮器56Cは、好ましくは主に第3の膨張タービン52によって回転駆動されるように第3の膨張タービン52と共に回転すべく連結されている。圧縮器

50

56A,56B は、好ましくは共通のモータによって回転駆動される。

【 0 0 3 5 】

図 1 に示された例では、第 1、第 2 及び第 3 の冷凍サイクル26,28,30は完全に離れている。第 1、第 2 及び第 3 の冷凍サイクル26,28,30は、第 1 の冷媒流体、第 2 の冷媒流体及び第 3 の冷媒流体を混合せず又は夫々の冷媒流体間で熱交換せずに、夫々の冷媒流体を用いて夫々作動する。

【 0 0 3 6 】

第 1 の圧縮装置32、第 2 の圧縮装置40及び第 3 の圧縮装置50の夫々の圧縮器は全て離れている。

【 0 0 3 7 】

本発明に係る第 1 の液化及び過冷却方法を説明する。

【 0 0 3 8 】

以下では、流体の流れと流体を運ぶパイプとは同一の参照番号で表されている。同様に、圧力は絶対圧力であり、特に示されていない場合、パーセントはモルパーセントである。

【 0 0 3 9 】

本例における各圧縮器の効率は82%のポリトロプ効率であり、各タービンの効率は86%の断熱効率である。

【 0 0 4 0 】

本例では、供給流12は、4.00mol %の窒素、87.50mol %のメタン、5.50mol %のエタン、2.10mol %のプロパン、0.30mol %の*i*-C₄炭化水素、0.50mol %の*n*-C₄炭化水素及び0.10mol %の*i*-C₅炭化水素を含有する天然ガスの流れである。従って、供給流12の炭化水素含有量は、80mol %を超えており、窒素含有量は0 mol %乃至20mol %である。

【 0 0 4 1 】

供給流12の温度は、50 未満であり、例えば0 乃至50 であり、本例では35 である。供給流12の圧力は、30バールを超えており、特に30乃至90バールであり、好ましくは66.5バールである。

【 0 0 4 2 】

本例では、供給流12は完全にガス状である。供給流12は、0.1 質量%未満の液体留分を有する。

【 0 0 4 3 】

処理されるべき供給原料のモル流量は、本例では20kmol/hを超えており、好ましくは40,000kmol/hである。

【 0 0 4 4 】

供給流12は第 1 の熱交換器16に導入されて、第 1 の熱交換器16では、供給流12が、第 1 の冷凍サイクル26で循環する第 1 の冷媒流体によって形成された第 1 の冷媒流60との熱交換により - 20 未満、特に - 40 の温度に予め冷却される。

【 0 0 4 5 】

第 1 の熱交換器16の出口で、供給流12は予め冷却された供給流18に変わる。供給流18は、液体の体積分率が5 %未満であるように略ガス状である。

【 0 0 4 6 】

その後、予め冷却された供給流18は第 2 の熱交換器20に導入されて、第 2 の熱交換器20では、供給流18は、第 2 の冷凍サイクル28で循環する第 2 の冷媒流体によって形成された第 2 のガス状冷媒流62により対向流で凝縮される。

【 0 0 4 7 】

第 2 の熱交換器20の出口で、供給流18は、温度が - 80 未満であり、特に - 90 に略等しいLNG 流22に変わる。

【 0 0 4 8 】

その後、LNG 流22は第 3 の熱交換器24に導入されて、第 3 の熱交換器24では、LNG 流22は、第 3 の冷凍サイクル30で循環する第 3 の冷媒流体によって形成されたガス状の第 3 の

10

20

30

40

50

冷媒流64と対向流で熱交換される。

【 0 0 4 9 】

第 3 の熱交換器24の出口で、LNG 流22は、 - 120 未満の温度で、特に - 148.1 に等しい温度で生成されて過冷却されたLNG 流14に変わる。

【 0 0 5 0 】

過冷却されたLNG 流14の圧力は、供給流12の圧力より僅かに低く、例えば、供給流12の圧力より10%低く、本例では62バールである。

【 0 0 5 1 】

図 1 に示された例では、第 1 の冷凍サイクル26は逆ブレイトンタイプの閉サイクルである。

10

【 0 0 5 2 】

この閉サイクルでは、第 1 の熱交換器16から出る第 1 の加熱された冷媒流66は、低圧の加熱された冷媒流体である第 1 の低圧流68全体を形成し、第 1 の低圧流68は、第 1 の圧縮装置32の第 1 の圧縮器36A の入口に注入される。

【 0 0 5 3 】

第 1 の加熱された冷媒流66は、第 2 の熱交換器20又は第 3 の熱交換器24のどちらも通過せずに第 1 の圧縮装置32に搬送される。第 1 の加熱された冷媒流66は、第 1 の熱交換器16の出口と第 1 の圧縮装置32の入口との間で天然ガス供給原料と再度熱交換されることはない。

【 0 0 5 4 】

20

第 1 の低圧流68は、各圧縮器36A, 36B, 36C で連続して圧縮されて、各圧縮器36A, 36B, 36C の出口で冷却器38A, 38B, 38C により冷却される。

【 0 0 5 5 】

冷媒は、第 1 の装置10で利用可能な水又は空気に基づき形成されている。従って、冷媒の温度は、例えば 0 乃至40 である。

【 0 0 5 6 】

第 1 の圧縮装置32の出口で、第 1 の低圧流68は、圧力が60バールを超えており、特に75バールに略等しい第 1 の圧縮冷媒流70に変わる。第 1 の圧縮冷媒流70の温度は、冷却器38A, 38B, 38C の温度と略等しく、すなわち本例では約36 である。

【 0 0 5 7 】

30

その後、第 1 の圧縮冷媒流70は第 1 の動的膨張タービン34に注入されて、第 1 の動的膨張タービン34では、第 1 の圧縮冷媒流70は動的に膨張し、25バール未満の圧力、特に17バールに略等しい圧力を有する。第 1 の動的膨張タービン34の出口で、第 1 の圧縮冷媒流70は、第 1 の冷媒流60全体を構成する第 1 の膨張冷媒流72に変わる。第 1 の冷媒流60の温度は、 - 22 未満であり、特に - 60 に略等しい。

【 0 0 5 8 】

本例では、第 1 の冷媒流の流量が、59,960kmol es/hと略等しい。

【 0 0 5 9 】

第 1 の冷凍サイクル26で循環する第 1 の冷媒流体は、完全にガス状である。従って、第 1 の冷媒流体の液体含量は1体積%未満である。

40

【 0 0 6 0 】

第 1 の実施形態（事例 1 ）では、第 1 の冷媒流体は、90mol %を超える窒素、好ましくは100mol %の窒素から構成されている。

【 0 0 6 1 】

別の変形例（事例1a）では、第 1 の冷媒流体は、70%を超えるメタン、特に85%を超えるメタンと、5%を超える C_2^+ 炭化水素とを好ましくは含有する天然ガスから構成されている。冷媒は、好ましくは天然ガスの供給流12によって形成されている。

【 0 0 6 2 】

二酸化炭素が、例えば、未精製天然ガスの除炭酸によって第 1 の装置10で生成されることにより第 1 の装置10で利用可能なとき、少なくとも10%、好ましくは少なくとも18%の

50

二酸化炭素を第1の冷媒流体に導入することが好ましい。変形例（事例1b）では、第1の冷媒流体は約20%の二酸化炭素を含有している。

【0063】

第2の熱交換器20の出口で、第2のガス状冷媒流62は第2の加熱された冷媒流76に変わり、第2の加熱された冷媒流76は、第2の低圧冷媒流78を形成するために第2のサイクル交換器44に導入されて、第2の低圧冷媒流78は第2の圧縮装置40に導入される。

【0064】

第2の加熱された冷媒流76は、第1の熱交換器16又は第3の熱交換器24のどちらも通過せずに第2の圧縮装置40に搬送される。第2の加熱された冷媒流76は、第2の熱交換器20の出口と第2の圧縮装置40の入口との間で天然ガス供給原料と再度熱交換されることはない。

10

【0065】

その後、第2の低圧冷媒流78は、圧縮器46Bを通過した後に40バールを超える圧力、例えば50バールに略等しい圧力に圧縮されて、その後、好ましくは第2の動的膨張タービン42に接続された圧縮器46Cを通過した後に好ましくは60バールを超える圧力、例えば75バールに略等しい圧力に圧縮されるために、各圧縮器46A,46B,46Cと各冷却器48A,48B,48Cとを連続して通過する。

【0066】

冷却器48Cの出口で、第2の圧縮冷媒流80が形成される。

【0067】

20

第2の圧縮冷媒流80は、-20未満の温度、特に-37に略等しい温度に冷却された第2の圧縮流81を形成するために、第2の加熱された冷媒流76と対向した流れで第2のサイクル交換器44で冷却される。

【0068】

その後、第2の圧縮流81は、第2の膨張冷媒流82を形成するために第2の膨張タービン42に導入されて、第2の膨張冷媒流82は全体として、第2の熱交換器20に導入される第2のガス状冷媒流62を構成する。

【0069】

第2の熱交換器20の入口での第2のガス状冷媒流62の圧力は、32バール未満であり、特に約27バールである。

30

【0070】

第2の熱交換器20の入口での第2のガス状冷媒流62の温度は、-80未満であり、特に-92である。本例では、第2のガス状冷媒流62の流量は、略164,850 kmol/hである。

【0071】

第2の冷凍サイクル28で循環する第2の冷媒流体も、完全にガス状である。従って、第2の冷媒流体の液体含量は1体積%未満である。

【0072】

第1の実施形態では、第2の冷凍サイクル28で循環する第2の冷媒流体は、90%を超える窒素、好ましくは約100%の窒素から形成されている。

40

【0073】

変形例では、第2の冷媒流体は、70%を超えるメタン及び10%未満の窒素を含有する天然ガスから形成されている。

【0074】

第3の冷媒流64は、第3の熱交換器24を通過した後、第3の加熱された冷媒流86を形成し、第3の加熱された冷媒流86は、周囲温度に近い温度、特に34に略等しい温度の第3の加熱された低圧冷媒流88を形成するために、第3のサイクル交換器54に導入される。

【0075】

第3の加熱された冷媒流86は、第1の熱交換器16又は第2の熱交換器20のどちらも通過せずに第3の圧縮装置50に搬送される。第3の加熱された冷媒流86は、第3の熱交換器24

50

の出口と第3の圧縮装置50の入口との間で天然ガス供給原料と再度熱交換されることはない。

【0076】

その後、第3の低圧冷媒流88は、第3の圧縮装置50の出口で第3の高圧冷媒流90を形成するために、各圧縮器56A, 56B, 56C と各冷却器58A, 58B, 58C とに連続して導入される。

【0077】

圧縮器56B の出口での第3の高圧冷媒流90の圧力は、40バールを超えていることが好ましい。第3の高圧冷媒流90の圧力は、好ましくは第3の膨張タービン52に接続された圧縮器56C を通過した後、好ましくは50バールを超えており、特に70バールを超えている。

【0078】

その後、第3の加熱された冷媒流86と対向した流で冷却されて、-60 未満の温度、特に-75 に略等しい温度に冷却された第3の圧縮流91を形成するために、第3の高圧冷媒流90は第3のサイクル交換器54に導入される。

【0079】

その後、第3の熱交換器24に導入される第3の冷媒流64を全体として構成する第3の膨張冷媒流92を形成するために、第3の圧縮流91は第3の膨張タービン52に導入される。

【0080】

第3の熱交換器24の入口での第3の冷媒流64の圧力は、20バール未満であり、特に約13バールである。

【0081】

第3の熱交換器24の入口での第3の冷媒流64の温度は、-120 未満であり、特に-150 である。本例では、第3の冷媒流64の流量は、略79,818kmol/hである。

【0082】

図1に示された例では、第3の冷凍サイクル30で循環する第3の冷却流体は略ガス状であり、つまり、1体積%の未満の液体を含有している。

【0083】

第3の冷媒流体の窒素含有量は90mol %を超えており、好ましくは100 mol %である。

【0084】

図1の方法で示された様々な流れの温度、圧力及び質量流量の例が、以下の表に要約されている。

【0085】

10

20

30

【表 1】

		流れ	事例1	事例1a
天然ガス				
予冷却温度	℃	18	− 40.00	− 40.00
液化温度	℃	22	− 90.00	− 90.00
過冷却温度	℃	14	− 148.10	− 148.10
冷凍サイクル26				
膨張後の温度	℃	60	− 59.70	− 42.30
低圧	バール	68	16.60	18.80
高圧	バール	70	75.00	75.00
流量	kmoles/h	70	59,960	66,091
タービン	kW		43,196	41,005
圧縮器	kW		46,288	40,610
メタン含有量	mol%	70	0.00	87.50
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	70	0.00	8.50
窒素含有量	mol%	70	100.00	4.00
冷凍サイクル28				
予冷却温度	℃	81	− 36.85	− 27.75
膨張後の温度	℃	62	− 92.00	− 92.00
低圧	バール	78	26.75	22.40
高圧	バール	80	75.00	75.00
流量	kmoles/h	80	164,853	124,200
タービン	kW		61,445	45,448
圧縮器	kW		100,891	90,299
メタン含有量	mol%	80	0.00	93.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	80	0.00	0.50
窒素含有量	mol%	80	100.00	6.50
冷凍サイクル30				
予冷却温度	℃	91	− 74.95	− 74.95
膨張後の温度	℃	64	− 150.10	− 150.10
低圧	バール	88	12.55	12.55
高圧	バール	90	75.00	75.00
流量	kmoles/h	90	79,818	79,818
タービン	kW		34,839	34,839
圧縮器	kW		107,177	107,177
メタン含有量	mol%	90	0.00	0.00
窒素含有量	mol%	90	100.00	100.00

【 0 0 8 6 】

様々なタイプの冷媒に関する方法のエネルギー消費が以下の表に示されている。

【 0 0 8 7 】

【表 2】

		事例 1	事例 1a	事例 1b
サイクル 1 の冷媒	—	N2	GN2	GN2+CO2
サイクル 2 の冷媒	—	N2	GN1	GN1
サイクル 3 の冷媒	—	N2	N2	N2
サイクル 1 の電力	kW	46,288	40,610	35,895
サイクル 2 の電力	kW	100,891	90,299	90,299
サイクル 3 の電力	kW	107,177	107,177	107,177
合計電力	kW	254,356	238,086	233,371

10

【0088】

これらの表から分かるように、ガス膨張を有する冷凍サイクルの理論的なエネルギー効率が低いにも関わらず、直列に配置された動的なガス膨張を有する少なくとも3つの冷凍サイクル26,28,30を用いることにより、非常に良好な全体効率を得ることが可能になる。

【0089】

各冷凍サイクル26,28,30に存在する冷媒流体の特質の最適化は、処理される流体の流量を考慮すると相当量の選択された冷媒含有量に応じて、15MW又は20MWをも超えるサイクル効率での更なる改良を可能にする。

20

【0090】

本発明に係る第2の装置100が図2に示されている。第2の装置100は本発明に係る第2の生産方法を行う。

【0091】

本発明に係る第2の方法は、第1の動的膨張タービン34から出る第1の膨張冷媒流72が、第1の熱交換器16に搬送される第1の冷媒流60と第2の冷凍サイクル28の第1の補助冷却流102とに分離される点において第1の方法とは異なる。

【0092】

第1の補助冷媒流102のモル流量は、第1の膨張冷媒流72のモル流量の0%乃至30%である。

30

【0093】

第1の補助冷媒流102は、第2の高圧冷媒流80が第2の膨張タービン42を通過する前に第2の高圧冷媒流80を対向流で冷却するために、第2の冷凍サイクル28の第2のサイクル交換器44に導入される。

【0094】

第2のサイクル交換器44の出口で、第1の補助冷媒流102は、第1の加熱された低圧流68を形成するために第1の加熱された冷媒流66と混合される。

【0095】

本例では、第1の冷媒流体及び第2の冷媒流体は完全に分離されたままであり、特に第2のサイクル交換器44で互いと混合されない。

40

【0096】

図2の方法で示された様々な流れの温度、圧力及び質量流量の例が、以下の表に要約されている。

【0097】

【表 3】

		流れ	事例2
天然ガス			
予冷却温度	℃	18	− 40.00
液化温度	℃	22	− 90.00
過冷却温度	℃	14	− 148.10
冷凍サイクル26			
膨張後の温度	℃	72, 60, 102	− 42.30
低圧	バール	68	18.80
高圧	バール	70	75.00
流量	kmoles/h	70	81,091
タービン	kW		50,312
圧縮器	kW		50,232
メタン含有量	mol%	70	87.50
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	70	8.50
窒素含有量	mol%	70	4.00
冷凍サイクル28			
予冷却温度	℃	81	− 33.90
膨張後の温度	℃	62	− 92.00
低圧	バール	78	25.15
高圧	バール	80	75.00
流量	kmoles/h	80	118,107
タービン	kW		37,040
圧縮器	kW		78,811
メタン含有量	mol%	80	93.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	80	0.50
窒素含有量	mol%	80	6.50
冷凍サイクル30			
予冷却温度	℃	91	− 74.00
膨張後の温度	℃	64	− 150.30
低圧	バール	88	12.20
高圧	バール	90	75.00
流量	kmoles/h	90	78,441
タービン	kW		34,640
圧縮器	kW		107,121
メタン含有量	mol%	90	3.00
窒素含有量	mol%	90	97.00

【 0 0 9 8 】

以下の表に示されているように、冷媒流体の組成を一定にすることで、1.8 MWの利得が図 1 の方法に対して得られる。

【 0 0 9 9 】

【表 4】

		図 1 に示された方法	図 2 に示された方法
冷凍サイクル 26 の電力	kW	40,610	50,232
冷凍サイクル 28 の電力	kW	90,299	78,811
2 つのサイクルの合計	kW	130,909	129,043

【 0 1 0 0 】

本発明に係る第 3 の装置 110 が図 3 に示されている。第 3 の装置 110 は、本発明に係る第 3 の生産方法を行う。

10

【 0 1 0 1 】

本発明に係る第 3 の方法は、第 2 の膨張冷媒流 82 が、第 2 の熱交換器 20 に導入される第 2 のガス状冷媒流 62 と、第 3 の冷凍サイクル 30 にフリゴリーを与える第 2 の補助冷媒流 112 とに分離される点において図 1 に示された第 1 の方法とは異なる。

【 0 1 0 2 】

第 2 の補助冷媒流 112 のモル流量が、第 2 の膨張タービン 42 から出る第 2 の膨張冷媒流 82 のモル流量より 25% 少ない。

【 0 1 0 3 】

第 2 の補助冷媒流 112 は、第 3 の高圧冷媒流 90 が第 3 の膨張タービン 52 に導入される前に第 3 の高圧冷媒流 90 を対向流で冷却するために、第 3 のサイクル交換器 54 に導入される。

20

【 0 1 0 4 】

第 2 のサイクル交換器 44 の出口で第 2 の低圧冷媒流 78 を形成するために、第 2 の補助冷媒流 112 は、第 3 のサイクル交換器 54 を通過した後であって第 2 のサイクル交換器 44 に導入される前に第 2 の加熱された冷媒流 76 と混合される。

【 0 1 0 5 】

図 3 の方法で示されている様々な流れの温度、圧力及びモル流量の例が以下の表に要約されている。

【 0 1 0 6 】

30

【表 5】

		流れ	事例3
天然ガス			
予冷却温度	℃	18	− 40.00
液化温度	℃	22	− 90.00
過冷却温度	℃	14	− 148.10
冷凍サイクル26			
膨張後の温度	℃	60	− 43.00
低圧	バール	68	18.50
高圧	バール	70	75.00
流量	kmoles/h	70	63,288
タービン	kW		39,657
圧縮器	kW		39,951
メタン含有量	mol%	70	87.50
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	70	8.50
窒素含有量	mol%	70	4.00
冷凍サイクル28			
予冷却温度	℃	81	− 27.65
膨張後の温度	℃	62, 82, 112	− 92.00
低圧	バール	78	22.35
高圧	バール	80	75.00
流量	kmoles/h	80	139,232
タービン	kW		51,081
圧縮器	kW		101,456
メタン含有量	mol%	80	93.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	80	0.50
窒素含有量	mol%	80	6.50
冷凍サイクル30			
予冷却温度	℃	91	− 83.75
膨張後の温度	℃	64	− 150.10
低圧	バール	88	15.25
高圧	バール	90	75.00
流量	kmoles/h	90	74,474
タービン	kW		26,942
圧縮器	kW		89,667
メタン含有量	mol%	90	3.00
窒素含有量	mol%	90	97.00

10

20

30

40

【 0 1 0 7 】

エネルギー消費が、以下の表に示されている。約6.5 MWの効率の向上がこの構成によって得られる。

【 0 1 0 8 】

【表 6】

		図 1 に示された方法	図 3 に示された方法
冷凍サイクル 28 の電力	kW	90,299	101,456
冷凍サイクル 30 の電力	kW	107,121	89,667
2 つのサイクルの合計	kW	197,420	191,123

【 0 1 0 9 】

本発明に係る第 4 の装置120 が図 4 に示されている。第 2 の装置100 とは異なり、第 2 の膨張冷媒流82が、図 3 に示された実施形態のように、第 2 のガス状冷媒流62と第 3 の冷凍サイクル30の第 2 の補助冷媒流112 とに分離される。

10

【 0 1 1 0 】

図 4 の方法で使用される様々な流れの温度、圧力及び質量流量の例が、以下の表に要約されている。

【 0 1 1 1 】

【表 7】

		流れ	事例4
天然ガス			
予冷却温度	℃	18	− 40.00
液化温度	℃	22	− 90.00
過冷却温度	℃	14	− 148.10
冷凍サイクル26			
膨張後の温度	℃	60, 72, 102	− 42.30
低圧	バール	68	18.80
高圧	バール	70	75.00
流量	kmoles/h	70	81,091
タービン	kW		50,312
圧縮器	kW		50,237
メタン含有量	mol%	70	87.50
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	70	8.50
窒素含有量	mol%	70	4.00
冷凍サイクル28			
予冷却温度	℃	81	− 33.05
膨張後の温度	℃	62, 82, 112	− 92.00
低圧	バール	78	24.75
高圧	バール	80	75.00
流量	kmoles/h	80	133,974
タービン	kW		42,973
圧縮器	kW		90,525
メタン含有量	mol%	80	93.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	80	0.50
窒素含有量	mol%	80	6.50
冷凍サイクル30			
予冷却温度	℃	91	− 84.10
膨張後の温度	℃	64	− 150.10
低圧	バール	88	15.35
高圧	バール	90	75.00
流量	kmoles/h	90	74,147
タービン	kW		26,633
圧縮器	kW		88,877
メタン含有量	mol%	90	3.00
窒素含有量	mol%	90	97.00

【 0 1 1 2 】

この方法のエネルギー消費は、図 1 の方法に比べて約 8.5 MW 少ない。

【 0 1 1 3 】

本発明に係る第 5 の装置 130 が図 5 に示されている。

【 0 1 1 4 】

本発明に係る第 5 の装置 130 は、予め冷却された供給流 18 の一部を分離するための分離
 フラスコ 132 と、分離フラスコ 132 の上方部分に接続されたガス膨張タービン 134 と、分

10

20

30

40

50

離フラスコ132 の下方部分に接続され静的膨張バルブ136 とを備えている点が第1の装置10とは異なる。

【0115】

本発明に係る第5の方法は、予め冷却された供給流18が、予め冷却された主供給流138と予め冷却された補助供給流140 とに第1の熱交換器16の出口で分離される点において本発明に係る第1の方法とは異なる。

【0116】

高圧のLNG 流22 を形成して、その後、第3の熱交換器24を通過した後に30バールを超えた圧力、特に62バールと略等しい圧力の高圧の過冷却されたLNG 流14を形成するために、予め冷却された主供給流138 は第2の熱交換器20に搬送される。

10

【0117】

予め冷却された補助供給流140 は、分離フラスコ132 に導入される。分離フラスコ132 から出る蒸気留分142 が、始動圧力未満の少なくとも5バール、特に40バールに略等しい圧力に膨張されるためにガス膨張タービン134 に導入される。

【0118】

液体留分144 が、ガス膨張タービン134 の出口の圧力と略同一の圧力、特に40バールに略等しい圧力に膨張されるために静的膨張バルブ136 に導入される。

【0119】

蒸気留分142 及び液体留分144 は、膨張された後に組み合わせられて、その後、第2の熱交換器20に導入される。第2の熱交換器20の出口で、蒸気留分142 及び液体留分144 は補助低圧LNG 流146 に変わり、補助低圧LNG 流146 は、過冷却された補助LNG 流148 を形成するために第3の熱交換器24で冷却される。過冷却された補助LNG 流148 の温度は、主流である高圧の過冷却されたLNG 流14の温度と略等しい。

20

【0120】

従って、この方法は、2つの過冷却されたLNG 流14,148を少なくとも5バール異なる別個の圧力で送る。

【0121】

図5の方法で示されている様々な流れの温度、圧力及び質量流量の例が、以下の表に要約されている。

【0122】

30

【表 8】

		流れ	図5
天然ガス			
予冷却温度	℃	18	− 40.00
液化温度	℃	22	− 94.00
過冷却温度	℃	14	− 148.10
冷凍サイクル26			
膨張後の温度	℃	60	− 42.30
低圧	バール	68	18.80
高圧	バール	70	75.00
流量	kmoles/h	70	83,141
タービン	kW		51,584
圧縮器	kW		51,499
メタン含有量	mol%	70	87.50
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	70	8.50
窒素含有量	mol%	70	4.00
冷凍サイクル28			
予冷却温度	℃	81	− 34.10
膨張後の温度	℃	62	− 96.00
低圧	バール	78	23.15
高圧	バール	80	75.00
流量	kmoles/h	80	137,986
タービン	kW		46,005
圧縮器	kW		100,381
メタン含有量	mol%	80	93.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	80	0.50
窒素含有量	mol%	80	6.50
冷凍サイクル30			
予冷却温度	℃	91	− 92.85
膨張後の温度	℃	64	− 150.10
低圧	バール	88	18.50
高圧	バール	90	75.00
流量	kmoles/h	90	69,200
タービン	kW		20,207
圧縮器	kW		74,057
メタン含有量	mol%	90	3.00
窒素含有量	mol%	90	97.00

【 0 1 2 3 】

この方法のエネルギー消費が、以下の表に示されている。1 MWを超える増加が、ガス膨張タービン134 によって生み出される600kW の電気を含まない図 4 の方法に対して得られる。

【 0 1 2 4 】

【表 9】

		図 4 に示された方法	図 5 に示された方法
冷凍サイクル 26 の電力	kW	50,237	46,470
冷凍サイクル 28 の電力	kW	90,525	92,740
冷凍サイクル 30 の電力	kW	88,877	89,310
合計	kW	229,639	228,520

【 0 1 2 5 】

10

本発明に係る第 6 の装置 150 が図 6 に示されている。第 6 の装置 150 は本発明に係る第 6 の方法を行う。

【 0 1 2 6 】

第 6 の装置 150 は、第 3 の冷凍サイクル 30 が、水力膨張タービン 152 を備えた「間接的な逆ブレイトン」タイプのサイクルである点において第 2 の装置 100 とは異なる。

【 0 1 2 7 】

本発明に係る第 6 の方法は、第 3 の圧縮冷媒流 90 が、第 3 のサイクル交換器 54 を通過する前に、第 3 の冷媒流 64 を形成するための形成流 154 と形成流 154 を冷却するためのガス状冷却流 156 とに分離される点において本発明に係る第 2 の方法とは異なる。

【 0 1 2 8 】

20

形成流 154 は、第 3 の圧縮冷媒流 90 の 50 % 未満のモル分率を構成している。

【 0 1 2 9 】

形成流 154 は、略全体を液化して高圧の液状冷媒流 158 を生成するために、第 3 のサイクル交換器 54 に導入されて、その後第 3 の熱交換器 24 に導入される。

【 0 1 3 0 】

液状冷媒流 158 中の液体の体積分率は 99 % を超えている。液状冷媒流 158 は、50 パールを超えて 73 パールと略等しい圧力で且つ過冷却された LNG の温度と略等しい温度で水力膨張タービン 152 に導入される。

【 0 1 3 1 】

液状冷媒流 158 は、水力膨張タービン 152 を通過した後第 3 の冷媒流 64 に変わり、第 3 の冷媒流 64 の蒸気留分は 10 質量 % を超えない。

30

【 0 1 3 2 】

第 3 の冷媒流 64 は、LNG 流 22 と、第 3 の熱交換器 24 の第 3 のサイクル交換器 54 から出る形成流 154 と熱交換される。

【 0 1 3 3 】

大部分が液体である第 3 の冷媒流 64 は、第 3 のガス状の加熱された冷媒流 86 を形成すべく第 3 の熱交換器 24 で略完全に蒸発されて、それにより、第 3 の熱交換器 24 の出口での第 3 の冷媒流 64 の体積の液体留分が 1 % 未満になる。

【 0 1 3 4 】

ガス状冷却流 156 は、第 3 の冷却された圧縮流 91 を形成するために第 3 のサイクル交換器 54 に導入されて、その後、第 3 のガス状の冷却された膨張冷媒流 92 を形成するために第 3 の動的膨張タービン 52 で動的に膨張される。

40

【 0 1 3 5 】

第 3 のガス状膨張冷媒流 92 の温度は、好ましくは - 100 未満であり、特に - 118 である。第 3 のガス状膨張冷媒流 92 の圧力は、好ましくは 20 パール未満であり、特に約 14 パールである。

【 0 1 3 6 】

第 3 の冷媒流 64 及び第 3 のガス状膨張冷媒流 92 は、液化されるべき形成流 154 とガス状冷却流 156 とを対向流で冷却するために第 3 のサイクル交換器 54 に導入される前に混合される。

50

【 0 1 3 7 】

第 3 のサイクル交換器54の出口で、第 3 の冷媒流64及び第 3 のガス状膨張冷媒流92の混合流161 が第 3 の低圧冷媒流88に変わる。

【 0 1 3 8 】

従って、形成流154 、ひいては第 3 の冷媒流64は、第 3 の膨張タービン52での動的膨張から出る第 3 のガス状膨張冷媒流92から少なくとも部分的に得られる。

【 0 1 3 9 】

更に、形成流154 の液化に必要なフリゴリーの大部分は、第 3 のガス状膨張冷媒流92によって与えられる。ガス状冷媒を用いた逆ブレイトンタイプの冷凍サイクルが、第 3 の膨張タービン52、第 3 のガス状膨張冷媒流92、混合流161 、第 3 の低圧冷媒流88、第 3 の圧縮装置50、第 3 の圧縮冷媒流90、ガス状冷却流156 及び第 3 の圧縮流91間に形成されている。

10

【 0 1 4 0 】

図 6 の方法で示された様々な流れの温度、圧力及び質量流量の例が、以下の表に要約されている。

【 0 1 4 1 】

【表 10】

		流れ	事例6
天然ガス			
予冷却温度	℃	18	− 40.00
液化温度	℃	22	− 110.00
過冷却温度	℃	14	− 148.10
冷凍サイクル26			
膨張後の温度	℃	60	− 45.30
低圧	バール	68	17.40
高圧	バール	70	75.00
流量	kmoles/h	70	96,500
タービン	kW		62,735
圧縮器	kW		62,366
メタン含有量	mol%	70	87.50
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	70	8.50
窒素含有量	mol%	70	4.00
冷凍サイクル28			
予冷却温度	℃	81	− 40.00
膨張後の温度	℃	62	− 113.10
低圧	バール	78	17.60
高圧	バール	80	75.00
流量	kmoles/h	80	102,000
タービン	kW		38,693
圧縮器	kW		95,067
メタン含有量	mol%	80	90.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	80	0.00
窒素含有量	mol%	80	10.00
冷凍サイクル30			
予冷却温度	℃	91	− 110.00
膨張後の温度	℃	92	− 150.20
液化後の温度	℃	158	− 148.1
液体膨張後の温度	℃	64	− 150.2
低圧	バール	88	13.50
高圧	バール	90	75.00
流量	kmoles/h	90	52,000
タービン	kW		16,696
圧縮器	kW		68,771
メタン含有量	mol%	90	60.00
窒素含有量	mol%	90	40.00

【 0 1 4 2 】

この方法のエネルギー消費は226 MWである。

【 0 1 4 3 】

本発明に係る第7の装置170 が図7に示されている。第7の装置170 は本発明に係る第7の方法を行う。

10

20

30

40

50

【 0 1 4 4 】

第 7 の装置 170 は、第 1 の動的膨張タービン 34 及び第 2 の動的膨張タービン 42 に夫々接続された圧縮器 36C 及び圧縮器 46C が、同一の電力の 2 つの圧縮段階によって形成されており、2 つの圧縮段階が、好ましくは 40 未満であり、例えば 36 に略等しい温度にガスを冷却する中間冷却器 172 によって分離されている点において図 3 に示された第 3 の装置 110 とは異なる。

【 0 1 4 5 】

更に、本発明に係る第 7 の方法は、第 3 のサイクル交換器 54 を通過した後の第 2 の補助冷媒流 112 が、第 2 のサイクル交換器 44 を通過した後の第 2 の加熱された冷媒流 76 と混合される点において本発明に係る第 3 の方法とは異なる。従って、第 2 の補助冷媒流 112 は第 2 のサイクル交換器 44 を通過しない。

10

【 0 1 4 6 】

第 1、第 2 及び第 3 の熱交換器 16, 20, 24 の出口での様々な温度に関する図 7 の方法に示された様々な流れの温度、圧力及び質量流量の例が、以下の表に要約されている。

【 0 1 4 7 】

【表 1 1】

		流れ	事例7-1	事例7-2	事例7-3
天然ガス					
予冷却温度	℃	18	− 40.00	− 35.50	− 31.00
液化温度	℃	22	− 90.00	− 98.50	− 107.00
過冷却温度	℃	14	− 148.10	− 148.10	− 148.10
冷凍サイクル26					
膨張後の温度	℃	60	− 45.60	− 42.30	− 36.15
低圧	バール	68	17.30	18.80	21.90
高圧	バール	70	75.00	75.00	75.00
流量	kmoles/h	70	111,100	81,940	98,260
タービン	kW		72,490	50,840	55,100
圧縮器	kW		71,900	49,510	50,830
メタン含有量	mol%	70	87.50	87.50	87.50
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	70	8.50	8.50	8.50
窒素含有量	mol%	70	4.00	4.00	4.00
冷凍サイクル28					
予冷却温度	℃	81	− 40.00	− 31.00	− 31.00
膨張後の温度	℃	62	− 93.10	− 101.00	− 108.00
低圧	バール	78	27.50	19.50	16.50
高圧	バール	80	75.00	75.00	75.00
流量	kmoles/h	80	123,700	124,400	120,200
タービン	kW		33,320	48,260	51,410
圧縮器	kW		75,900	103,200	113,700
メタン含有量	mol%	80	93.00	93.00	93.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	80	0.50	0.50	0.50
窒素含有量	mol%	80	6.50	6.50	6.50
冷凍サイクル30					
予冷却温度	℃	91	− 90.00	− 96.00	− 100.00
膨張後の温度	℃	64	− 150.20	− 149.7	− 151.60
低圧	バール	88	17.40	20.00	20.50
高圧	バール	90	75.00	75.00	75.00
流量	kmoles/h	90	70,370	67,200	57,300
タービン	kW		22,080	17,920	14,120
圧縮器	kW		76,390	67,020	57,020
メタン含有量	mol%	90	3.00	3.00	3.00
窒素含有量	mol%	90	97.00	97.00	97.00

【 0 1 4 8 】

これらの方法のエネルギー消費が以下の表に示されている。

【 0 1 4 9 】

【表 1 2】

		事例 7-1	事例 7-2	事例 7-3
全圧縮	kW	224,190	219,730	221,550

【0150】

変形例（事例 7 - 4）では、二酸化炭素が、例えば未精製天然ガスの除炭酸によって第 1 の装置 10 で生成されることにより第 1 の装置 10 で利用可能であるとき、少なくとも 10 %、好ましくは少なくとも 18 % の二酸化炭素を第 1 の冷媒流体に導入することが好ましい。

10

事例 7 - 2 の変形例では、第 1 の冷媒流体が約 20 % の二酸化炭素を含有している。CO₂ 含有量は、膨張タービンでの CO₂ の結晶化を回避するために 50 mol % 未満に制限される必要がある。

【0151】

事例 7 - 4 の変形例の第 1 の冷凍サイクル 26 のエネルギー消費が、上記の事例 7 - 2 と比較して以下の表に示されている。二酸化炭素の存在は効率を非常に改善している。

【0152】

【表 1 3】

冷凍サイクル 26		事例 7-2	事例 7-4
冷媒 1 の N ₂ 含有量	mol%	4.0	3.2
冷媒 1 の C ₁ 含有量	mol%	87.5	70
冷媒 1 の C ₂ ⁺ 含有量	mol%	8.5	6.8
冷媒 1 の CO ₂ 含有量	mol%	0.0	20
圧縮器 K1,K2 の電力	kW	50,840	46,610

20

【0153】

本発明に係る第 8 の装置 180 が図 8 に示されている。第 8 の装置 180 は、本発明に係る第 8 の方法を行う。

30

【0154】

第 8 の装置 180 は、少なくとも 1 つの第 1 の共通圧縮器 182 が、第 1 の冷凍サイクル 26 で循環する第 1 の冷媒流体と第 2 の冷凍サイクル 28 で循環する第 2 の冷媒流体とを同時に圧縮するために第 1 の圧縮装置 32 と第 2 の圧縮装置 40 とに共通であり、第 1 及び第 2 の冷媒流体が第 1 の共通圧縮器 182 を通過する前に混合される点において第 3 の装置 110 とは異なる。

【0155】

第 8 の装置 180 は、第 1 の共通圧縮器 182 の出口に設けられた共通冷却器 184 を更に備えている。

40

【0156】

第 1 の圧縮装置 32 は、従って第 1 及び第 2 の圧縮装置 32, 40 に共通する第 1 の共通圧縮器 182 と第 1 の膨張タービン 34 に接続された圧縮器 36C とを備えている。

【0157】

第 2 の圧縮装置 40 は、第 1 の共通圧縮器 182 の上流側に圧縮器 46A を備えており、第 1 の共通圧縮器 182 の下流側に、好ましくは第 2 の膨張タービン 42 に接続された圧縮器 46C を備えている。

【0158】

第 8 の方法では、第 2 のサイクル交換器 44 から出る第 2 の低压冷媒流 78 が、第 2 の圧縮装置 40 の圧縮器 46A に導入される。

50

【 0 1 5 9 】

圧縮器46A の出口で、第 2 の低圧冷媒流78は、20バールを超えて30バール未満の中間圧力を有する混合流186 を形成するために、第 1 の低圧流68と混合される。

【 0 1 6 0 】

その後、中間圧力の混合流186 は、共通冷却器184 を通過した後に中間圧力の混合流188 を形成するために、第 1 の共通圧縮器182 に導入される。

【 0 1 6 1 】

中間圧力の混合流188 の圧力は、35バールより大きく50バールより小さい。

【 0 1 6 2 】

その後、中間圧力の混合流188 は、第 1 の圧縮冷媒流70を形成すべく好ましくは第 1 の膨張タービン34に接続された圧縮器36C に搬送される第 1 の中間冷媒流189Aと、第 2 の膨張冷媒流82を形成すべく好ましくは第 2 の膨張タービン42に接続された第 2 の圧縮装置40の圧縮器46C に導入される第 2 の中間冷媒流189Bとに分離される。

10

【 0 1 6 3 】

図 8 の方法で示された様々な流れの温度、圧力及びモル流量の例が、以下の表に要約されている。

【 0 1 6 4 】

【表 1 4】

		流れ	事例8
天然ガス			
予冷却温度	℃	18	− 30.00
液化温度	℃	22	− 120.00
過冷却温度	℃	14	− 148.10
冷凍サイクル26			
膨張後の温度	℃	60	− 35.00
低圧	バー	68	24.00
高圧	バー	70	76.50
流量	Kmoles/h	70	98,000
タービン	kW		53,726
メタン含有量	mol%	70	90.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	70	0.00
窒素含有量	mol%	70	10.00
冷凍サイクル28			
予冷却温度	℃	81	− 30.50
膨張後の温度	℃	62	− 123.20
低圧	バー	78	11.00
高圧	バー	80	75.00
流量	Kmoles/h	80	108,000
タービン	kW		57,275
冷凍サイクル26+28の圧縮	kW		183,545
メタン含有量	mol%	80	90.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	80	0.00
窒素含有量	mol%	80	10.00
冷凍サイクル30			
予冷却温度	℃	91	− 98.60
膨張後の温度	℃	64	− 163.10
低圧	バー	88	14.00
高圧	バー	90	75.00
流量	kmoles/h	90	42,000
タービン	kW		13,198
圧縮器	kW		56,818
メタン含有量	mol%	90	0.00
窒素含有量	mol%	90	100.00

【 0 1 6 5 】

この方法及び対応する第 8 の装置180 は特に簡素である。

【 0 1 6 6 】

本発明に係る第 9 の装置190 が図 9 に示されている。第 9 の装置190 は本発明に係る第 9 の方法を行う。

【 0 1 6 7 】

第 8 の装置180 とは異なり、第 1 の圧縮装置32と第 2 の圧縮装置40とに共通する第 1 の

10

20

30

40

50

共通圧縮器182 が、第3の圧縮装置50にも共通である。

【0168】

更に、第2の圧縮装置40の低圧圧縮器192 が、第3の圧縮装置50に共通である。低圧圧縮器192 の出口に設けられた低圧冷却器194 が、第2の圧縮装置40と第3の圧縮装置50とに共通である。

【0169】

従って、第3の圧縮装置50は、第2の圧縮装置40と第3の圧縮装置50とに共通する低圧圧縮器192 と、第1、第2及び第3の圧縮装置32,40,50に共通する第1の共通圧縮器182 と、好ましくは第3の膨張タービン52に接続された圧縮器56C とを連続して備えている。

【0170】

本発明に係る第9の方法では、第2のサイクル交換器44及び第3のサイクル交換器54から夫々出る第2の低圧冷媒流78及び第3の低圧冷媒流88が、低圧混合流196 を形成するために共に混合される。

【0171】

低圧混合流196 は、第2の圧縮装置40と第3の圧縮装置50とに共通である低圧圧縮器192 に導入されて、その後共通の低圧冷却器194 に導入される。

【0172】

その後、低圧混合流196 は、第1の共通圧縮器182 に導入される混合流186 を形成するために第1の低圧流68と混合される。

【0173】

共通冷却器184 から出る中間圧力の混合流188 は、第1の中間流189A、第2の中間流189B及び第3の中間流198 に分離されて、第3の中間流198 は、第3の圧縮冷媒流90を形成するために、好ましくは第3の膨張タービン52に接続された圧縮器56C に導入される。

【0174】

図9の方法で示された様々な流れの温度、圧力及びモル流量の例が、以下の表に要約されている。

【0175】

10

20

【表 15】

		流れ	事例9
天然ガス			
予冷却温度	℃	18	− 31.00
液化温度	℃	22	− 107.00
過冷却温度	℃	14	− 148.10
冷凍サイクル26			
膨張後の温度	℃	60	− 36.60
低圧	バー	68	25.20
高圧	バー	70	74.10
流量	kmoles/h	70	96,000
タービン	kW		52,750
圧縮器	kW		−
メタン含有量	mol%	70	000
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	70	0.00
窒素含有量	mol%	70	100.00
冷凍サイクル28			
予冷却温度	℃	81	− 30.00
膨張後の温度	℃	62	− 109.50
低圧	バー	78	15.60
高圧	バー	80	73.70
流量	kmoles/h	80	155,500
タービン	kW		84,538
圧縮器	kW		−
メタン含有量	mol%	80	0.00
C ₂ ⁺ 含有量	mol%	80	0.00
窒素含有量	mol%	80	100.00
冷凍サイクル30			
予冷却温度	℃	91	− 105.00
膨張後の温度	℃	64	− 153.40
低圧	バー	88	15.60
高圧	バー	90	54.20
流量	kmoles/h	90	61,500
タービン	kW		15,615
冷凍サイクル26+28+30の圧縮	kW		252,952
メタン含有量	mol%	90	0.00
窒素含有量	mol%	90	100.00

【0176】

同様に、予め冷却された供給流18が分離フラスコ132 に部分的に導入されるために分離される第5の装置130 に述べられている構造は、上述された装置10,100,110,120,150,170,180,190のいずれにも配置され得る。

【0177】

上述された本発明に係る装置は、陸地に配置されているか、或いは好ましくは、ブラッ

10

20

30

40

50

トフォーム若しくは頭字語「FPS0」で表される炭化水素の回収、貯蔵及び処理のための浮体式ユニットのような浮体式構造又は水域の表面上の固定構造に配置される。

【0178】

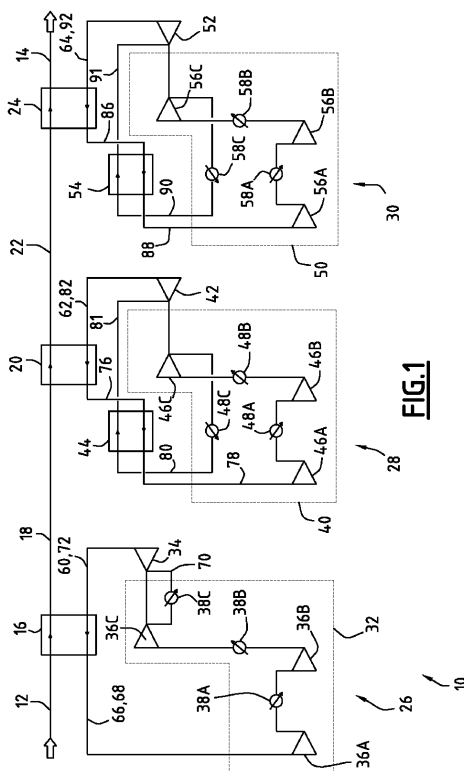
装置10,100,110,120,130,150,170,180,190内で供給流12、予め冷却された供給流18、液化天然ガス流22及び過冷却されたLNG流14を循環させる熱交換器16,20,22は、好ましくは（従来のタイプの）直管部分又は（コイルタイプの）螺旋状に曲げられた部分を有するシェルアンドチューブ式交換器である。交換器の正常動作又は機械的完全性に影響を及ぼし得る不純物を含有している場合がある天然ガス流が交換器を通過する。シェルアンドチューブ式交換器は、プレート式交換器より堅牢であり、このような交換器を製造するための装置及び安全性の信頼度を高める。このような交換器を製造するために、例えばASTM 304

10

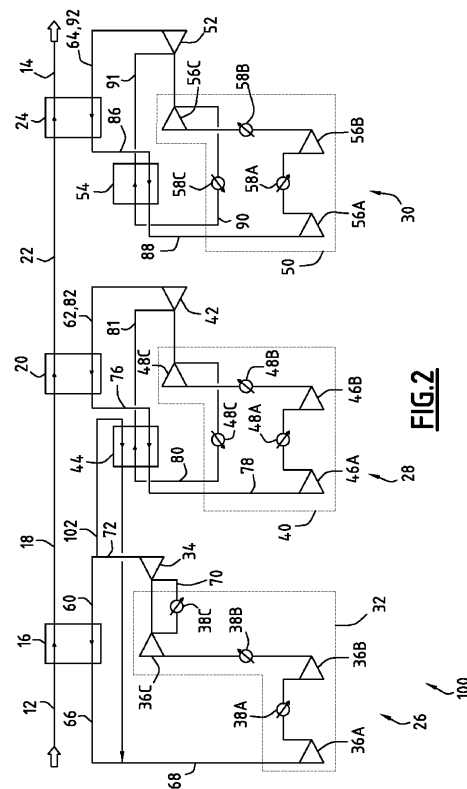
【0179】

上述された交換器が2つの流体のみを含んでいる装置10,100,110,120,170,180,190では、交換器は、組織体である熱交換器工業会（Thermal Exchanger Manufacturing Association）、すなわち「TEMA」により公表されている基準に従って製造されたASTM 304タイプのオーステナイト系ステンレス鋼から形成された、従来のタイプのシェルアンドチューブ式交換器である。

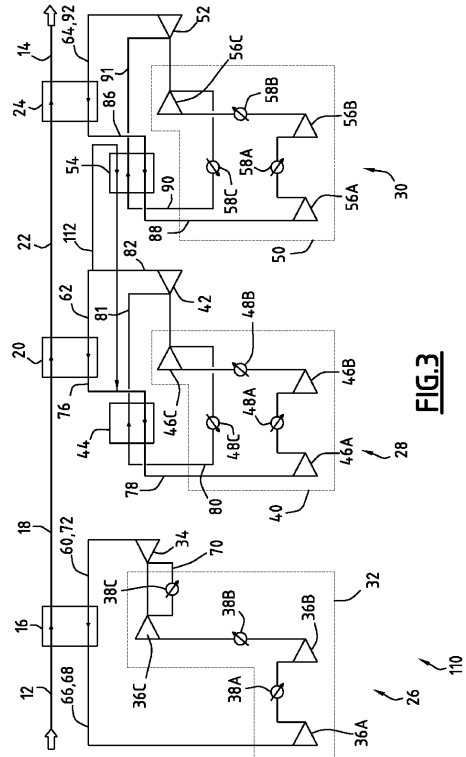
【図1】



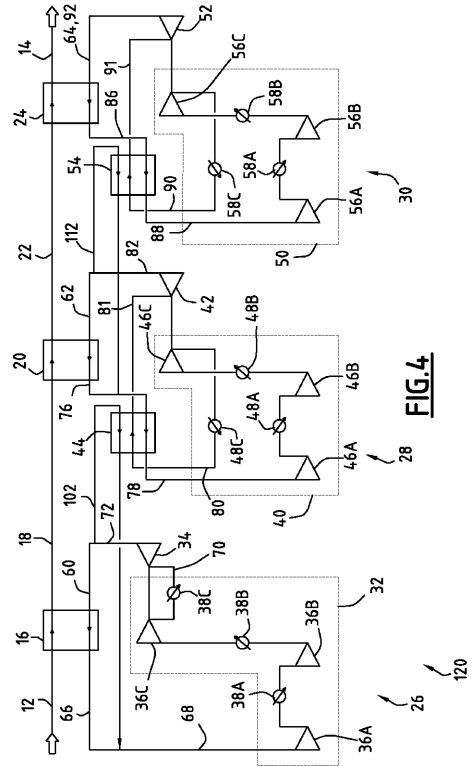
【図2】



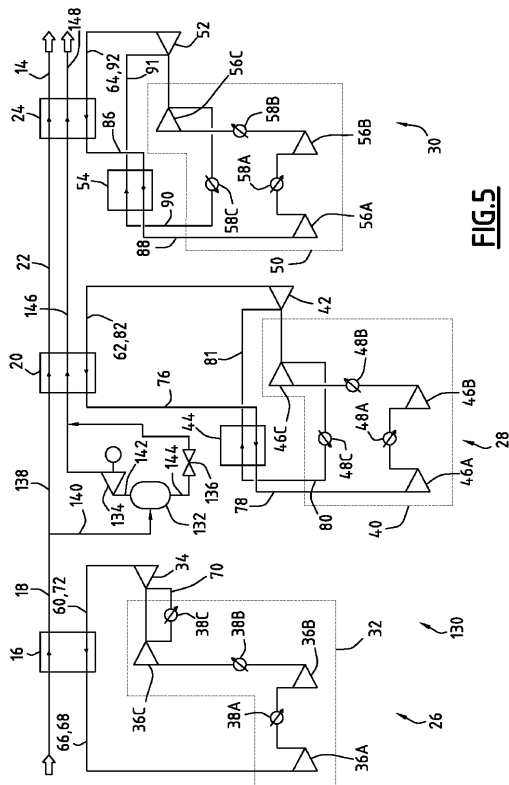
【 図 3 】



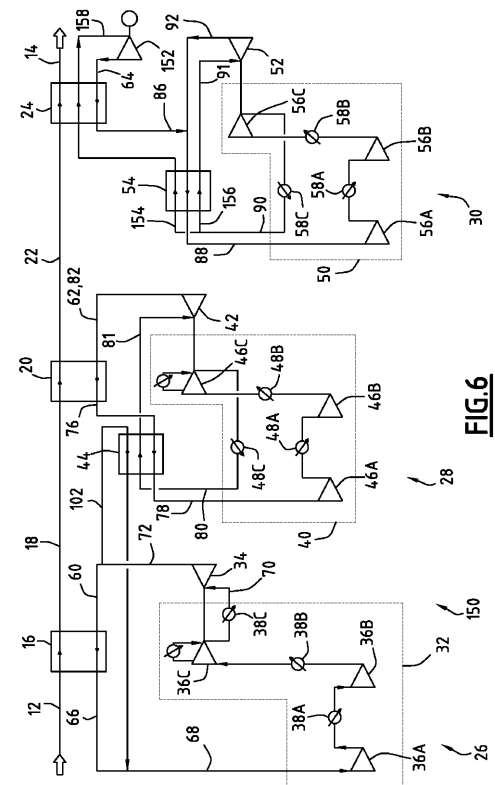
【 図 4 】



【 図 5 】



【 図 6 】



【図 7】

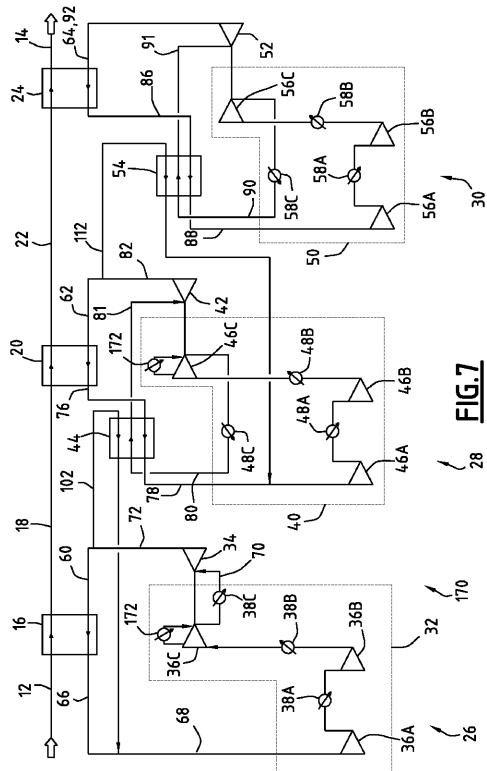


FIG. 7

【図 8】

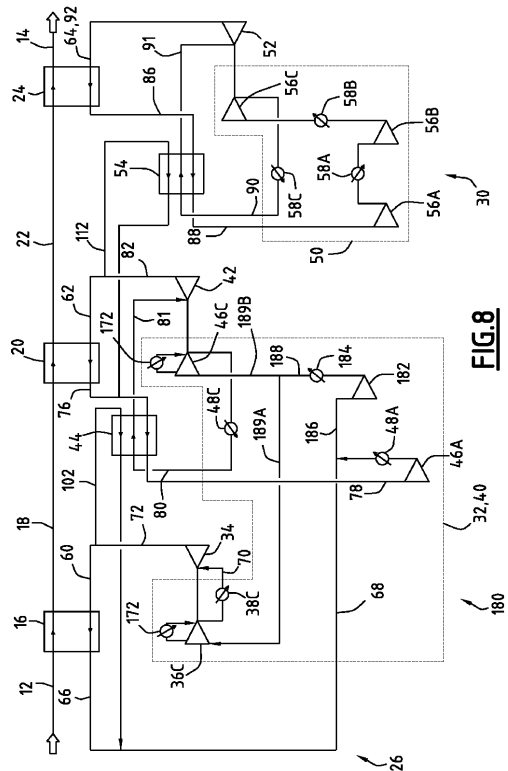


FIG. 8

【図 9】

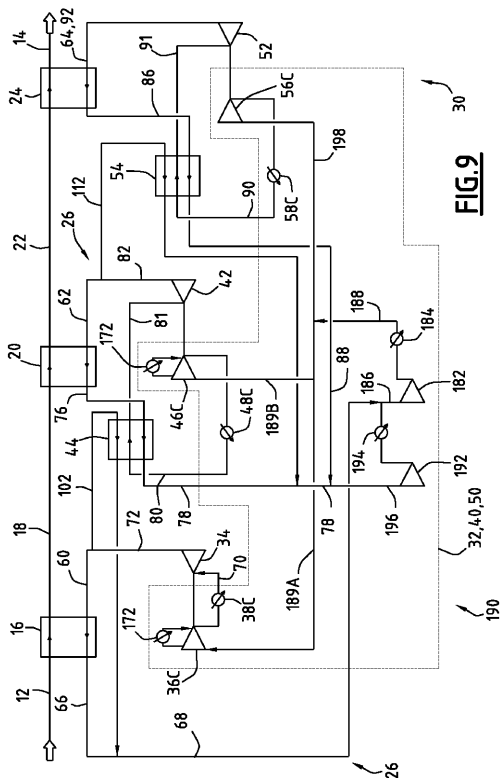


FIG. 9

フロントページの続き

審査官 神田 和輝

- (56)参考文献 特開昭61-003985(JP,A)
特表平10-501053(JP,A)
特表2004-532295(JP,A)
特表2008-536078(JP,A)
特開2001-165562(JP,A)
特表2006-520886(JP,A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)

C10L	3/06
F25B	1/00
F25J	1/00-5/00