

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特 許 公 報(B2)

(11) 特許番号

特許第5107896号  
(P5107896)

(45) 発行日 平成24年12月26日 (2012.12.26)

(24) 登録日 平成24年10月12日 (2012.10.12)

(51) Int. Cl.		F I			
<b>F 2 5 J</b>	<b>1/00</b>	<b>(2006.01)</b>	F 2 5 J	1/00	B
<b>C 1 0 L</b>	<b>3/06</b>	<b>(2006.01)</b>	C 1 0 L	3/00	A

請求項の数 11 (全 10 頁)

(21) 出願番号	特願2008-505878 (P2008-505878)	(73) 特許権者	390023685
(86) (22) 出願日	平成18年4月10日 (2006.4.10)		シェル・インターナショナル・リサーチ
(65) 公表番号	特表2008-539282 (P2008-539282A)		・マーチャツピイ・ペー・ウイ
(43) 公表日	平成20年11月13日 (2008.11.13)		SHELL INTERNATIONAL
(86) 国際出願番号	PCT/EP2006/061469		E RESEARCH MAATSCHA
(87) 国際公開番号	W02006/108820		PPIJ BESLOTEN VENNO
(87) 国際公開日	平成18年10月19日 (2006.10.19)		OTSHAP
審査請求日	平成21年4月1日 (2009.4.1)		オランダ国 2596 ハーエル, ザ・ハー
(31) 優先権主張番号	05102884.3		グ, カレル・ヴァン・ピラントラーン
(32) 優先日	平成17年4月12日 (2005.4.12)		30
(33) 優先権主張国	欧州特許庁 (EP)	(74) 代理人	100140109
			弁理士 小野 新次郎
		(74) 代理人	100075270
			弁理士 小林 泰

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 天然ガス流の液化方法及び装置

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

- (a) 圧力 30 ~ 80 パールの天然ガス含有原料流を供給する工程、
- (b) 工程 (a) の原料流を膨張させて、圧力 < 35 パールの膨張原料流を得る工程、
- (c) 膨張原料流を気体 / 液体分離器に供給する工程、
- (d) 膨張原料流を気体 / 液体分離器中で、メタンに富む蒸気流と、原料流に比べてメタンの少ない液体流とに分離する工程、
- (e) 工程 (d) で得られた蒸気流の圧力を 70 パール以上、好ましくは 84 パール以上に上げる工程、
- (f) 工程 (e) で得られた加圧蒸気流を 主極低温熱交換器中で液化して、液化天然ガス流を得る工程、及び
- (g) 工程 (f) で得られた液化天然ガス流の圧力を低下させる工程、

を含み、工程 (a) に供給した原料流の圧力は、工程 (e) での圧力上昇まで上げないことを特徴とする天然ガス流の液化方法。

【請求項 2】

工程 (e) において、圧力が 86 パール以上、好ましくは 90 パール以上に上げられる請求項 1 に記載の方法。

【請求項 3】

工程 (d) で得られた蒸気流の C<sub>5</sub> + 含有量が 0.5 モル% 未満、好ましくは 0.1 モル% 未満である請求項 1 又は 2 に記載の方法。

## 【請求項 4】

工程 ( e ) での圧力が、蒸気流を圧縮して、圧縮流を得ることにより上げられる請求項 1 ~ 3 のいずれか 1 項以上に記載の方法。

## 【請求項 5】

工程 ( e ) で得られた蒸気流が冷却される請求項 1 ~ 4 のいずれか 1 項以上に記載の方法。

## 【請求項 6】

工程 ( f ) で液化する前の圧縮流が、工程 ( d ) で得られた蒸気流により熱交換される請求項 4 又は 5 に記載の方法。

## 【請求項 7】

工程 ( b ) で原料流を膨張するための膨張器が、蒸気流を圧縮するための圧縮機に機能的に連結される請求項 1 ~ 6 のいずれか 1 項以上に記載の方法。

## 【請求項 8】

少なくとも

- ・圧力 30 ~ 80 パールの天然ガス含有原料流を供給するための手段 ( 10 )、
- ・原料流 ( 10 ) を膨張させて、圧力 < 35 パールの膨張原料流 ( 25 ) を得るための膨張器 ( 12 )、
- ・膨張原料流 ( 25 ) を、原料流に比べてメタンに富む蒸気流 ( 40 ) と、原料流に比べてメタンの少ない液体流 ( 30 ) とに分離するための気体 / 液体分離器 ( 31 )、
- ・気体 / 液体分離器 ( 31 ) で得られた蒸気流の圧力を 70 パール以上、好ましくは 84 20  
パール以上に上げるための加圧ユニット ( 52 )、
- ・少なくとも 1 つの極低温熱交換器 ( 91 ) を有する液化ユニット ( 5 ) であって、70  
パール以上、好ましくは 84 パール以上の圧力を有する蒸気流を液化するための該液化  
ユニット ( 5 )、及び
- ・前記極低温熱交換器 ( 91 ) を出る液化流 ( 100 ) の圧力を低下させるバルブ又は液  
体膨張器 ( 101 )、

を備えた天然ガス流の液化装置 ( 1 ) であって、原料流を 30 ~ 80 パールの圧力で供給するための前記手段 ( 10 ) と前記加圧ユニット ( 52 ) との間には更なる加圧ユニットは存在しない該液化装置 ( 1 )。

## 【請求項 9】

加圧ユニット ( 52 ) が、圧縮機を有する請求項 8 に記載の装置 ( 1 )。

## 【請求項 10】

圧縮機 ( 52 ) からの流出流を、気体 / 液体分離器 ( 31 ) で得られた蒸気流と熱交換するための熱交換器 ( 41 ) を更に備える請求項 8 に記載の装置 ( 1 )。

## 【請求項 11】

圧縮機 ( 52 ) と膨張器 ( 12 ) とが機能的に連結される請求項 9 又は 10 に記載の装置 ( 1 )。

## 【発明の詳細な説明】

## 【技術分野】

## 【0001】

本発明は天然ガス流の液化方法に関する。

## 【背景技術】

## 【0002】

天然ガス流を液化して液化天然ガス ( LNG ) を得る方法は幾つか知れている。多くの理由から、天然ガス流は液化することが好ましい。例えば天然ガスは、液体ならば占有容積が小さくなること及び高圧で貯蔵する必要がないことから、ガス状態よりも一層容易に液体として貯蔵できる上、長距離に亘る輸送も可能である。

## 【0003】

ガスの既知液化方法の例が、例えば US 6272882 及び DE 10226597 A1 に開示されている。DE 10226597 A1 の図 1 では、圧力 70 ~ 100 パー 50

10

20

30

40

50

ルの天然ガス流を40～70バールの圧力に膨張させ（膨張器X）、冷却し（熱交換器）E1）、更に重質炭化水素（HHC）塔（T1）に供給している。HHC塔の塔頂から取出したC<sub>2</sub>-の豊富なフラクションは、更に冷却した（E2）後、別の塔（D）に供給される。別の塔（D）の塔頂流は、50～100バールの範囲の圧力に加圧され、引続き液化される。

【0004】

DE 10226597の方法の問題は、不必要に複雑なことである。この方法の更なる問題は、メタンより重質の化合物（特にプロパン及びブタン）の回収率が不十分なことである。

【特許文献1】US 6272882

10

【特許文献2】DE 10226597A1

【発明の開示】

【発明が解決しようとする課題】

【0005】

本発明の目的は前記問題を最小化することである。

本発明の更なる目的は、メタンより重質の化合物（特にプロパン）の回収率を向上することである。

本発明のなお更なる目的は、天然ガス流を液化するための代替の方法を提供することである。

【課題を解決するための手段】

20

【0006】

前記又は他の目的の1つ以上は、本発明に従って、天然ガス流の液化方法を提供することにより達成される。この方法は、

(a) 圧力30～80バールの天然ガス含有原料流を供給する工程、

(b) 工程(a)の原料流を膨張させて、圧力<35バールの膨張原料流を得る工程、

(c) 膨張原料流を気体/液体分離器に供給する工程、

(d) 膨張原料流を気体/液体分離器中で、メタンに富む蒸気流と、原料流に比べてメタンの少ない液体流とに分離する工程、

(e) 工程(d)で得られた蒸気流の圧力を70バール以上、好ましくは84バール以上に上げる工程、

30

(f) 工程(e)で得られた加圧蒸気流を液化して、液化天然ガス流を得る工程、を含み、工程(a)に供給した原料流の圧力は、工程(e)での圧力上昇まで上げないことを特徴とする天然ガス流の液化方法である。

【発明の効果】

【0007】

本発明方法を用いると、メタンより重質の化合物の回収率を顕著に向上できることが見出された。本発明方法の重要な利点は、この回収率の向上が驚くほど簡単な方法で達成できることである。

【0008】

本発明の更なる利点は、液化天然ガスの製造量が、所定の冷凍力を用いて増大できることである。したがって、所定の冷凍力（例えば1つ以上の極低温熱交換器、圧縮機等を含む所定の構成）では、本発明方法は、公知の方法よりも多くのLNGを与える。本発明によれば、冷凍力を一定に保持しながら、LNG生成物が20%ほど多く得られることが見出された。

40

【発明を実施するための最良の形態】

【0009】

天然ガス流は、液化に好適ないかなるガス流であってもよいが、通常は天然ガス又は石油の貯蔵タンク（reservoir）から得られる。代替法として、天然ガス流は、フィッシャー・トロプシュ法のような合成供給源も含む他の供給源からも得られる。

【0010】

50

通常、天然ガス流は、実質的にメタンからなる。この原料流は、メタンを好ましくは60モル%以上、更に好ましくは80モル%以上、最も好ましくは90モル%以上含有する。

【0011】

供給源により、天然ガスは、メタンより重質の炭化水素、例えばエタン、プロパン、ブタン及びペンタンの他、或る種の芳香族炭化水素を変化量で含有してよい。天然ガス流は、非炭化水素、例えば $H_2O$ 、 $N_2$ 、 $CO_2$ 、 $H_2S$ 及びその他の硫黄化合物等も含有してよい。

【0012】

所望ならば、天然ガス含有原料流は、膨張させ、次いで気体/液体分離器に供給する前に、予備処理してよい。このような予備処理は、 $CO_2$ 及び $H_2S$ のような望ましくない成分の除去工程、又は予備冷却、予備加圧等、他の工程を含んでよい。これらの工程は当業者には周知なので、ここでは更に説明しない。

10

【0013】

気体/液体分離器は、スクラバー、蒸留塔等、蒸気流及び液体流を得るのに好適ないかなる手段であってもよい。所望ならば、2つ以上の気体/液体分離器が存在してよい。

当業者ならば、蒸気流の圧力増加は、70バール以上、好ましくは84バール以上の圧力が得られるならば、種々の方法で行なえることを容易に理解する。

【0014】

また当業者ならば、加圧蒸気流の液化は、例えば1つ以上の極低温熱交換器を用いるなど、種々の方法で行なえることを理解している。

20

更に当業者ならば、液化後の液化天然ガスは、所望ならば、更に処理してよいことを容易に理解する。一例として、得られたLNGは、Joule-Thomsonバルブ又は極低温ターボ膨張器で減圧してよい。また、気体/液体分離工程及び液化工程の間で更に中間処理工程を行なってよい。

【0015】

工程(e)では圧力は86バール以上、好ましくは90バール以上に上げることが好ましい。これにより、得られるLNG生成物を増量できる。比較的高圧を使用した結果、蒸気流は一般的な圧力及び各蒸気流の組成により、超臨界圧になるかも知れない。液化工程で相変化を避ける意味から、蒸気流は超臨界圧が好ましい。

30

【0016】

工程(b)で得られた蒸気流は、 $C_5+$ 含有量が0.5モル%未満、好ましくは0.1モル%未満である。これにより、下流の液化ユニットでの操作上の問題は最小化する。“ $C_5+$ 含有量”とは、炭素原子数が5以上の炭化水素成分の含有量を意味する。

【0017】

好ましい実施態様では、工程(e)での圧力は、蒸気流を圧縮して、圧縮流を得ることにより上げられる。この目的のため、1つ以上の圧縮機を使用してよい。

更に、工程(e)で得られた蒸気流は、例えば周囲(ambient)熱交換器中で冷却することが好ましい。圧縮流は、工程(d)で得られた蒸気流と熱交換することが好ましい。

【0018】

40

本発明法の特に好ましい実施態様では、工程(b)で原料流を膨張するための膨張器は、蒸気流を圧縮するための圧縮機に機能的に連結することが好ましい。その結果、膨張器により発生したエネルギーは、膨張器と機能的に連結した圧縮機の駆動に少なくとも一部使用される。これにより、膨張器及び圧縮機は、いわゆる“膨張器?圧縮機体系”を形成し、その結果、全プロセスのエネルギー消費は最小化する。当業者ならば、“膨張器-圧縮機体系”とは何を意味するかを容易に理解しているので、ここでは更に説明しない。

別の局面では本発明は、本発明方法で得られるLNG生成物、特に液化メタンに関する。

【0019】

更に別の局面では本発明は、本発明方法を実施するのに好適な装置に関する。この装置

50

は、少なくとも

- ・圧力 30 ~ 80 パールの天然ガス含有原料流を供給するための手段、
  - ・原料流を膨張させて、圧力 < 35 パールの膨張原料流を得るための膨張器 ( 12 )、
  - ・膨張原料流を、原料流に比べてメタンに富む蒸気流と、原料流に比べてメタンの少ない液体流とに分離するための気体 / 液体分離器、
  - ・気体 / 液体分離器で得られた蒸気流の圧力を 70 パール以上、好ましくは 84 パール以上に上げるための加圧ユニット、及び
  - ・少なくとも 1 つの極低温熱交換器を有する液化ユニットであって、70 パール以上、好ましくは 84 パール以上の圧力を有する蒸気流を液化するための該液化ユニット、
- を備えた天然ガス流の液化装置である。

10

【 0020 】

加圧ユニットは圧縮機を有することが好ましい。

更に本装置は、圧縮機からの流出流を、気体 / 液体分離器で得られた蒸気流と熱交換するための熱交換器を更に備えることが好ましい。

【 0021 】

また装置は、原料流を膨張させるための膨張器を更に備えることが好ましい。

特に好ましい実施態様では、圧縮機と膨張器 ( 12 ) とは機能的に連結し、これによりいわゆる “ 膨張器 - 圧縮機体系 ” を形成する。

【 0022 】

以下に本発明を非限定的図面により更に説明する。

20

ここで図 1 は、本発明の一実施態様による概略工程図である。

図 2 は、本発明の他の一実施態様による概略工程図である。

【 0023 】

この説明目的のため、単一符号は、ライン及び該ライン中の流れに割り当てる。同一符号は同様の部品を言う。

【 0024 】

図 1 は、基底負荷液化天然ガス ( LNG ) の移行 ( export ) 方法及びこの方法を実施するための装置 ( 一般に符号 1 で示す ) の概略図である。天然ガス含有原料流 10 は、膨張器 12 で膨張させた後、特定の入口圧力及び入口温度で気体 / 液体分離器 31 に供給される。原料流 10 の圧力は、通常、30 ~ 80 パール ( 好ましくは > 60 ~ < 70 パール ) であり、温度は周囲温度に近く、通常、5 ~ 50 である。

30

【 0025 】

所望ならば、原料流 10 は、膨張器 12 に供給する前に、予備処理しておいてよい。一例として、原料流 10 は、熱交換器 ( 図示せず ) 又は熱交換器列、例えば異なる冷媒圧力レベルで操作する 2 つ以上の熱交換器を有する熱交換器列中の冷媒で予備冷却してよい。

【 0026 】

膨張器 12 での膨張は、部分的に凝縮、膨張した原料流 25 を形成するように選ばれる。更に、膨張器 12 での膨張は、次の分離器 31 での分離工程を最適化するように選ばれる。

膨張流 25 は、気体 / 液体分離器 31 に供給される。ここでライン 25 内の原料流は、蒸気状頂部流 40 と液体底部流 30 とに分離される。頂部流 40 は、膨張原料流 25 に比べてメタン ( 及び、通常、エタンも ) に富んでいる。

40

【 0027 】

底部流 30 は一般に液体で、通常、メタンの液化温度にすると、凍結可能となる幾つかの成分を含有する。分離器 31 は、原料流から凍結可能成分を除去するのに必要な分離により、分離容器、又はスクラップ塔のような蒸留塔であり得る。通常、凍結可能成分は、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>S 及びペンタンの分子量以上の炭化水素成分である。これらの凍結可能成分は、分離器 31 に入れる前に原料流から少なくとも部分的に除去しておいてよい。

【 0028 】

底部流 30 も石油ガス ( LPG ) 生成物を形成するため、別々に処理可能な炭化水素を

50

含有してよい。

通常、底部流 30 は、種々の天然ガス液体生成物を収集するため、1 つ以上の分別工程を受ける。頂部流 40 は、圧縮機 52 で圧縮し、これにより圧縮流が得られる。

【0029】

圧縮流は、70 パールを超え、好ましくは 84 パールを超える圧力でライン 65 中に排出される。この圧縮工程での圧力増加は、それぞれ分離圧及び液化圧により、30 ~ 150 パールの範囲で選ばれる。

【0030】

この圧縮工程中に加える熱の一部は、例えば空気冷却器 61 又は水冷却器を用いた周囲により、圧縮流 65 から除去される。次いで、得られた周囲冷却流 75 は、1 つ以上の外部冷却段階で更に冷却される。この外部冷却段階は、ここでは熱交換器 81 として示す予備冷却段階を含んでよい。引続く熱交換器列で代用してもよい。

10

【0031】

次いで、予備冷却流 90 は、少なくとも主極低温熱交換器 91 を有する液化ユニット 5 で更に冷却される。熱交換器は、いずれの好適な種類の熱交換器でもよい。ここでは、混合冷凍剤で操作される極低温熱交換器 91 を示す。まず予備冷却流（図示せず）と並列する管中で自動冷却され、次いで、混合冷凍剤の軽質及び重質フラクションは、それぞれ入口手段 95、96 を通って外殻側まで膨張させる。使用済み軽質及び重質フラクションは、出口 97 経由で主極低温熱交換器 91 の外殻側から抜き出される。ライン 97 内の冷凍剤は再圧縮、冷却されて、液体を形成するか、或いは混合冷凍剤の場合は、蒸気状軽質フラクションと液体重質フラクションとの混合物を形成する。

20

【0032】

再び圧縮流 65 について述べると、液化圧力は、少なくとも 84 パールを超え、更に好ましくは 86 パールを超える圧力を超えるように選ばれる。その結果、圧縮流 65 中の蒸気は、超臨界状態になり得る。

【0033】

次の工程として、ライン 100 経由で主極低温熱交換器 91 を出た液化流は、圧力をバルブ又は液体膨張器 101 で低下させるフラッシュ工程で更に冷却される。膨張後の圧力は、ほぼ大気圧が好適である。膨張熱は、液化流から抽出され、その結果、温度は、液化生成物が大気圧で液体のまま残る温度まで更に低下される。通常、窒素及び若干のメタンを含むフラッシュガス 130 は、フラッシュタンク 111 中の流れ 110 から分離される。フラッシュガス 130 の一部は、液化プロセスにエネルギーを供給するための燃料ガスとして使用できる。流れ 110 の液体部分は、ライン 120 内のフラッシュタンク 111 の底部から排出される。この液体部分は LNG として貯蔵及び輸送できる。

30

【0034】

圧縮機列 52 は、少なくとも膨張器 12 からの膨張エネルギーを使用することが好ましい。この目的のため、圧縮機列 52 の少なくとも 1 つの圧縮機は、膨張器 12 に機能的に連結し、これによりいわゆる“圧縮機?膨張器体系”を形成する。しかし、84 パールを超える圧力を得るため、追加の圧縮力を供給してもよい。圧縮機 52 で消費される追加の圧縮機モーター電力は、同じ駆動装置を両方の目的に使用でき、これによりコスト及びメンテナンス上の利点が得られるように、冷凍圧縮機（図示せず）で必要な電力に近いか又は同じに選ばれる。

40

【0035】

図 1 の実施態様では、図 2 の実施態様とは異なり、（図 2 の熱交換器 41 の場合のような）熱の統合（integration）は、頂部流 40 に与えられる冷却（cold）には適用されない。ライン 65 の圧縮頂部流は、ほぼ周囲（環境）で冷却（冷却器 61 中）後、ライン 75 経由で直接、熱交換器 81 の外部冷却工程を受ける。

【0036】

図 1 に例示の方法において、流れの各所での圧力及び温度の外観を第 I 表に示す。メタンのモル%も示した。図 1 のライン 10 における原料流は、ほぼ以下の組成：メタン 80

50

％、エタン 8 ％、プロパン 5 ％、ブタン 4 ％、 $C_5 +$  1 ％、及び  $N_2$  2 ％含む。 $H_2S$ 、 $CO_2$  及び  $H_2O$  のような凍結可能な成分は予め除去した。

【 0 0 3 7 】

【表 1】

第 1 表

ライン	圧力(バール)	温度(℃)	流量(モル%)
10	67	32	80
25	32.8	-30	80
40	30.4	50.6	90
65	93	160.8	90
75	92.6	51	90
90	89	-41.5	90
100	81.5	-151.3	90
110	5.4	-157.8	90

10

【 0 0 3 8 】

図 2 は、本発明方法の代替の一実施態様の概略図である。

この実施態様では、頂部流 40 は流出流熱交換器 41 に導入され、ここでほぼ周囲温度の流れ(流れ 70)により間接的に加熱される。流出流熱交換器 41 から排出された流れ 50 は、次に圧縮機 52 又は 2 つ以上の圧縮機の列により圧縮される。この圧縮流は、84 バールを超える圧力でライン 60 に排出され、例えば空気冷却器 61 で冷却されて、流れ 70 が得られる。こうして周囲冷却された流れ 70 は、次いで流出流熱交換器 41 に導入され、ここで冷頂部流 40 と間接熱交換され、こうして流れ 80 が得られ、流れ 80 は、更に熱交換器 81 中で冷却される。

【 0 0 3 9 】

第 I I 表は、図 1 で説明した本発明方法によるプロパン及びブタンの増加を示す。比較として、本発明とは対照的に膨張器 12 で約 45 バールへの膨張を行なった他は、図 1 と同じ体制を用いた。第 I I 表に示すように、本発明は流れ 30 においてプロパン及びブタンの回収率が増大した(それぞれ 16% 及び 36% 対 9% 及び 20%)。

20

【 0 0 4 0 】

【表 2】

第 I I 表

ライン	10	30 (ライン 25 の 32.8 バールへの 膨張)	30 (ライン 25 の 約 45 バールへの 膨張)
流量 [kモル/秒]	1	0.041	0.025
プロパン [モル、フラクション]	0.05	0.194	0.173
ブタン [モル、フラクション]	0.02	0.155	0.137
プロパン [モル、フラクション]	0.02	0.196	0.176
回収率	プロパン	16%	9%
	ブタン	36%	20%

30

【 0 0 4 1 】

第 I I I 表は、図 1 で説明した本発明方法による LNG 生成物の増加を示す。比較として、本発明とは対照的に圧縮機列 52 で圧縮を行なわなかった他は、図 1 と同じ冷凍電力及び体制を用いた。その結果、ライン 65 での比較例の圧力はライン 40 での圧力と同じ、即ち、約 30.4 バールであった。第 I I I 表から判るように、LNG 生成物の増加は、約 19% であった。

40

【 0 0 4 2 】

【表 3】

第 I I I 表

特性(単位)	図 1 (本発明)	比較例(図 1 の 圧縮機列 52 で 圧縮せず)
熱交換器 81 の冷凍 サイクルに供給した電力 (MW)	80	80
熱交換器 91 の冷凍 サイクルに供給した電力 (MW)	80	80
極低温熱交換器 81 と 91 とを組合わせた 大きさ (kW/k)	61,500	61,500
LNG 製造量 (tpd)	13,169	11,080

50

## 【図面の簡単な説明】

【0043】

【図1】本発明の一実施態様による概略工程図である。

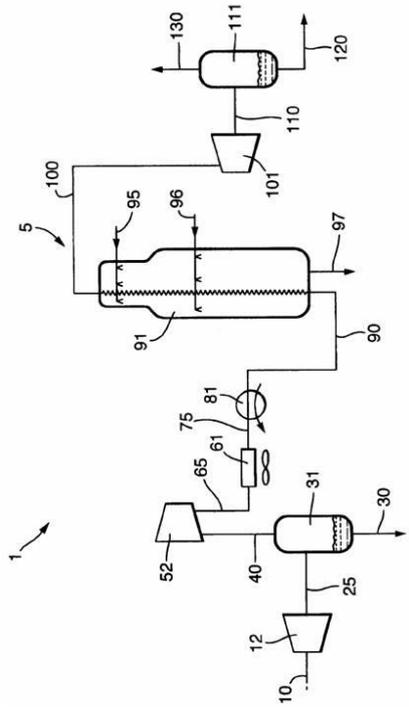
【図2】本発明の他の一実施態様による概略工程図である。

【符号の説明】

【0044】

1	本発明装置	
5	液化ユニット	
10	天然ガス含有原料流	
12	膨張器	10
25	膨張原料流又は膨張流	
30	液体底部流又は液体流	
31	気体/液体分離器	
40	蒸気状頂部流又は蒸気流	
52	圧縮機又は圧縮機列	
61	空気冷却器	
65	圧縮流又は圧縮頂部流	
75	周囲冷却流	
81	熱交換器	
90	予備冷却流又は加圧蒸気流	20
91	主極低温熱交換器	
95	入口手段	
96	入口手段	
97	出口	
100	液化流	
101	液体膨張器	
111	フラッシュタンク	
130	フラッシュガス	

【 図 1 】



【 図 2 】

NOT FURNISHED UPON FILING

## 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 100092967  
弁理士 星野 修
- (74)代理人 100094008  
弁理士 沖本 一暁
- (74)代理人 100122644  
弁理士 寺地 拓己
- (74)代理人 100137039  
弁理士 田上 靖子
- (74)代理人 100182394  
弁理士 野口 勝彦
- (74)代理人 100093919  
弁理士 奥村 義道
- (72)発明者 コーネリス・バイヤス  
オランダ国 エヌエル - 2 5 9 6 エイチアール ザ ハーグ カレル ウァン ビラントラーン  
3 0
- (72)発明者 ウィレム・ダム  
オランダ国 エヌエル - 2 5 9 6 エイチアール ザ ハーグ カレル ウァン ビラントラーン  
2 3
- (72)発明者 エミリアス・カロラス・ヨアネス・ニコラス・デ・ヨング  
オランダ国 エヌエル - 2 5 9 6 エイチアール ザ ハーグ カレル ウァン ビラントラーン  
3 0

審査官 森 健一

- (56)参考文献 特表2002-508054(JP,A)  
特表2004-534116(JP,A)  
国際公開第2004/108865(WO,A1)  
特公昭61-016908(JP,B2)  
特開平11-248346(JP,A)

- (58)調査した分野(Int.Cl., DB名)  
F25J 1/00