

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特 許 公 報(B2)

(11) 特許番号

特許第4551446号  
(P4551446)

(45) 発行日 平成22年9月29日(2010.9.29)

(24) 登録日 平成22年7月16日(2010.7.16)

(51) Int.Cl.

F I

F 2 5 J 1/00 (2006.01)

F 2 5 J 1/00 B

F 2 5 J 3/02 (2006.01)

F 2 5 J 3/02 B

請求項の数 11 (全 18 頁)

(21) 出願番号 特願2007-510667 (P2007-510667)  
 (86) (22) 出願日 平成16年4月26日(2004.4.26)  
 (65) 公表番号 特表2007-534923 (P2007-534923A)  
 (43) 公表日 平成19年11月29日(2007.11.29)  
 (86) 国際出願番号 PCT/US2004/012792  
 (87) 国際公開番号 W02005/114076  
 (87) 国際公開日 平成17年12月1日(2005.12.1)  
 審査請求日 平成19年2月26日(2007.2.26)

(73) 特許権者 505320850  
 オートロフ・エンジニアーズ・リミテッド  
 アメリカ合衆国 テキサス州 79701  
 -4438 ミッドランド ウェスト ウ  
 オール 415 スイート 2000  
 (74) 代理人 100089705  
 弁理士 社本 一夫  
 (74) 代理人 100140109  
 弁理士 小野 新次郎  
 (74) 代理人 100075270  
 弁理士 小林 泰  
 (74) 代理人 100080137  
 弁理士 千葉 昭男  
 (74) 代理人 100096013  
 弁理士 富田 博行

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 天然ガスの液化

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する天然ガス流れを液化するための方法であって、

(a) 前記天然ガス流れを加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、凝縮流れを形成し；そして

(b) 前記凝縮流れを低圧まで膨張させて、液化天然ガス流れを形成する  
 前記方法において、

(1) 前記天然ガス流れを1つ又はそれより多い冷却工程において処理し；

(2) 前記冷却した天然ガス流れを少なくとも第1のガス状流れ及び第2のガス状流れに分割し；

(3) 前記第1のガス状流れを冷却して実質的にそのすべてを凝縮させ、その後、中圧まで膨張させ、ここで、該中圧は蒸留塔の圧力であり；

(4) 前記実質的に凝縮させ膨張させた第1のガス状流れを、前記蒸留塔の分別段階から上昇する揮発性の高い蒸気蒸留流れとの熱交換に送り、それによって温め；

(5) 前記第2のガス状流れを前記中圧まで膨張させ；

(6) 前記膨張させ温めた第1のガス状流れ及び前記膨張させた第2のガス状流れを、前記蒸留塔に送り、そこで、これらの流れを、前記揮発性の高い蒸気蒸留流れと、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分を含有する比較的揮発性の低い留分とに分離し；

(7) 前記揮発性の高い蒸気蒸留流れを、前記実質的に凝縮させ膨張させた第1のガス

10

20

状流れによって十分に冷却して、部分的に凝縮させ、その後、分離して、前記メタンの大部分及び軽質成分を含有する揮発性残留ガス留分と、還流流れとを形成し；

( 8 ) 前記還流流れを頂部供給材料として前記蒸留塔へ送り；そして

( 9 ) 前記揮発性残留ガス留分を加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、それによって前記凝縮流れを形成するという改良がなされた前記方法。

【請求項 2】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する天然ガス流れを液化するための方法であって、

( a ) 前記天然ガス流れを加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、凝縮流れを形成し；そして

( b ) 前記凝縮流れを低圧まで膨張させて、液化天然ガス流れを形成する前記方法において、

( 1 ) 前記天然ガス流れを 1 つ又はそれより多い冷却工程において処理して部分的に凝縮させ；

( 2 ) 前記部分的に凝縮させた天然ガス流れを分離して、それによって蒸気流れと液体流れとを提供し；

( 3 ) 前記蒸気流れを少なくとも第 1 のガス状流れと第 2 のガス状流れとに分割し；

( 4 ) 前記第 1 のガス状流れを冷却して、実質的にそのすべてを凝縮させ、その後、中圧まで膨張させ、ここで、該中圧は蒸留塔の圧力であり；

( 5 ) 前記実質的に凝縮させ膨張させた第 1 のガス状流れを、前記蒸留塔の分別段階から上昇する揮発性の高い蒸気蒸留流れとの熱交換に送り、それによって温め；

( 6 ) 前記第 2 のガス状流れを前記中圧まで膨張させ；

( 7 ) 前記液体流れを前記中圧まで膨張させ；

( 8 ) 前記膨張させ温めた第 1 のガス状流れと、前記膨張させた第 2 のガス状流れと、前記膨張させた液体流れとを前記蒸留塔に送り、そこで、これらの流れを、前記揮発性の高い蒸気蒸留流れと、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分を含有する比較的揮発性の低い留分とに分離し；

( 9 ) 前記揮発性の高い蒸気蒸留流れを、前記実質的に凝縮させ膨張させた第 1 のガス状流れによって十分に冷却して、部分的に凝縮させ、その後、分離して、前記メタンの大部分及び軽質成分を含有する揮発性残留ガス留分と、還流流れとを形成し；

( 10 ) 前記還流流れを頂部供給材料として前記蒸留塔へ送り；そして

( 11 ) 前記揮発性残留ガス留分を加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、それによって前記凝縮流れを形成するという改良がなされた前記方法。

【請求項 3】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する天然ガス流れを液化するための方法であって、

( a ) 前記天然ガス流れを加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、凝縮流れを形成し；そして

( b ) 前記凝縮流れを低圧まで膨張させて、液化天然ガス流れを形成する前記方法において、

( 1 ) 前記天然ガス流れを 1 つ又はそれより多い冷却工程において処理して部分的に凝縮させ；

( 2 ) 前記部分的に凝縮させた天然ガス流れを分離して、それによって蒸気流れと液体流れとを提供し；

( 3 ) 前記蒸気流れを少なくとも第 1 のガス状流れと第 2 のガス状流れとに分割し；

( 4 ) 前記第 1 のガス状流れを前記液体流れの少なくとも一部と組合わせ、それによって複合流れを形成し；

( 5 ) 前記複合流れを冷却して、実質的にそのすべてを凝縮させ、その後、中圧まで膨

10

20

30

40

50

張させ、ここで、該中圧は蒸留塔の圧力であり；

(6) 前記実質的に凝縮させ膨張させた複合流れを、前記蒸留塔の分別段階から上昇する揮発性の高い蒸気蒸留流れとの熱交換に送り、それによって温め；

(7) 前記第2のガス状流れを前記中圧まで膨張させ；

(8) 前記液体流れの残りのすべての部分を前記中圧まで膨張させ；

(9) 前記膨張させ温めた複合流れと、前記膨張させた第2のガス状流れと、前記膨張させた液体流れの残りの部分とを前記蒸留塔に送り、そこで、これらの流れを前記揮発性の高い蒸気蒸留流れと、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分を含有する比較的揮発性の低い留分とに分離し；

(10) 前記揮発性の高い蒸気蒸留流れを、前記実質的に凝縮させ膨張させた複合流れによって十分に冷却し、部分的に凝縮させ、その後、分離して、前記メタンの大部分及び軽質成分を含有する揮発性残留ガス留分と、還流流れとを形成し；

(11) 前記還流流れを頂部供給材料として前記蒸留塔へ送り；そして

(12) 前記揮発性残留ガス留分を加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、それによって前記凝縮流れを形成するという改良がなされた前記方法。

#### 【請求項4】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する天然ガス流れを液化するための方法であって、

(a) 前記天然ガス流れを加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、凝縮流れを形成し；そして

(b) 前記凝縮流れを低圧まで膨張させて、液化天然ガス流れを形成する前記方法において、

(1) 前記天然ガス流れを1つ又はそれより多いの冷却工程において処理して、部分的に凝縮させ；

(2) 前記部分的に凝縮させた天然ガス流れを分離して、それによって蒸気流れと液体流れとを提供し；

(3) 前記蒸気流れを少なくとも第1のガス状流れと第2のガス状流れとに分割し；

(4) 前記第1のガス状流れを冷却して、実質的にそのすべてを凝縮させ、その後、中圧まで膨張させ、ここで、該中圧は蒸留塔の圧力であり；

(5) 前記実質的に凝縮させ膨張させた第1のガス状流れを、前記蒸留塔の分別段階から上昇する揮発性の高い蒸気蒸留流れとの熱交換に送り、それによって温め；

(6) 前記第2のガス状流れを前記中圧まで膨張させ；

(7) 前記液体流れを冷却して、その後、少なくとも第1の部分と第2の部分とに分割し；

(8) 前記第1の部分を前記中圧まで膨張させ、その後、温め；

(9) 前記第2の部分を前記中圧まで膨張させ；

(10) 前記膨張させ温めた第1のガス状流れと、前記膨張させた第2のガス状流れと、前記膨張させ温めた第1の部分と、前記膨張させた第2の部分とを前記蒸留塔に送り、そこで、これらの流れを前記揮発性の高い蒸気蒸留流れと、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分を含有する比較的揮発性の低い留分とに分離し；

(11) 前記揮発性の高い蒸気蒸留流れを、前記実質的に凝縮させ膨張させた第1のガス状流れによって十分に冷却し、部分的に凝縮させ、その後、分離して、前記メタンの大部分及び軽質成分を含有する揮発性残留ガス留分と、還流流れとを形成し；

(12) 前記還流流れを頂部供給材料として前記蒸留塔へ送り；そして

(13) 前記揮発性残留ガス留分を加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、それによって前記凝縮流れを形成するという改良がなされた前記方法。

#### 【請求項5】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する天然ガス流れを液化するための方

10

20

30

40

50

法であって、

(a) 前記天然ガス流れを加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、凝縮流れを形成し；そして

(b) 前記凝縮流れを低圧まで膨張させて、液化天然ガス流れを形成する  
前記方法において、

(1) 前記天然ガス流れを1つ又はそれより多い冷却工程において処理して、部分的に凝縮させ；

(2) 前記部分的に凝縮させた天然ガス流れを分離して、それによって蒸気流れと液体流れとを提供し；

(3) 前記蒸気流れを少なくとも第1のガス状流れと第2のガス状流れとに分割し；

(4) 前記第1のガス状流れを冷却して、実質的にそのすべてを凝縮させ；

(5) 前記液体流れを冷却し、その後、少なくとも第1の部分と第2の部分とに分割し；

(6) 前記第1の部分の中圧まで膨張させ、その後、温め、ここで、該中圧は蒸留塔の圧力であり；

(7) 前記第2の部分の前記実質的に凝縮させた第1のガス状流れと組み合わせ、それによって複合流れを形成し、その後、前記複合流れを前記中圧まで膨張させ；

(8) 前記膨張させた複合流れを、前記蒸留塔の分別段階から上昇する揮発性の高い蒸気蒸留流れとの熱交換に送り、それによって温め；

(9) 前記第2のガス状流れを前記中圧まで膨張させ；

(10) 前記膨張させ温めた複合流れと、前記膨張させた第2のガス状流れと、前記膨張させ温めた第1の部分とを蒸留塔に送り、そこで、これらの流れを前記揮発性の高い蒸気蒸留流れと、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分を含有する比較的揮発性の低い留分とに分離し；

(11) 前記揮発性の高い蒸気蒸留流れを、前記膨張させた複合流れによって十分に冷却して、部分的に凝縮させ、その後、分離して、前記メタンの大部分と軽質成分とを含有する揮発性残留ガス留分と、還流流れとを形成し；

(12) 前記還流流れを頂部供給材料として前記蒸留塔へ送り；そして

(13) 前記揮発性残留ガス留分を加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、それによって前記凝縮流れを形成する  
という改良がなされた前記方法。

#### 【請求項6】

蒸留塔が精留塔の下部区分にあり、揮発性の高い蒸気蒸留流れを、前記精留塔の前記蒸留塔より上の部分で十分に冷却して、部分的に凝縮させ、そして同時に分離して、揮発性残留ガス留分と、還流流れとを形成し、その後、前記還流流れが前記蒸留塔の頂部分別段階へ流れる、請求項1～5のいずれか1項に記載の方法。

#### 【請求項7】

揮発性の高い蒸気蒸留流れを、デフレグメーター中で十分に冷却して、部分的に凝縮させ、そして同時に分離して、揮発性残留ガス留分と還流流れとを形成し、その後、前記還流流れが該デフレグメーターから蒸留塔の頂部分別段階へ流れる、請求項1～5のいずれか1項に記載の方法。

#### 【請求項8】

揮発性残留ガス留分を圧縮し、その後、加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、それによって凝縮流れを形成する、請求項1～7のいずれか1項に記載の方法。

#### 【請求項9】

揮発性残留ガス留分を加熱し、圧縮し、その後、加圧下で冷却して、少なくともその一部を凝縮させ、それによって凝縮流れを形成する、請求項1～7のいずれか1項に記載の方法。

#### 【請求項10】

揮発性残留ガス留分が、メタンの大部分、軽質成分、及びC<sub>2</sub>成分を含有する、請求項

10

20

30

40

50

1 ~ 9 のいずれか 1 項に記載の方法。

【請求項 11】

揮発性残留ガス留分が、メタンの大部分、軽質成分、 $C_2$  成分及び  $C_3$  成分を含有する、請求項 1 ~ 9 のいずれか 1 項に記載の方法。

【発明の詳細な説明】

【発明の背景】

【0001】

本発明は、天然ガス又は他のメタンに富むガス流れを処理して、高いメタン純度を有する液化天然ガス (LNG) 流れと、メタンよりも重い炭化水素を主として含有する液体流れとを生成するための方法に関する。

10

【0002】

天然ガスは、典型的には、地下貯留層へ貫いた油井から回収される。それは大部分がメタンである。すなわち、メタンはガスの少なくとも 50 モル%を構成する。特定の地下貯留層に依れば、天然ガスは比較的少ない量の重質炭化水素、例えばエタン、プロパン、ブタン、ペンタン等、並びに水、水素、窒素、二酸化炭素、及び他のガスも含有する。

【0003】

ほとんどの天然ガスはガス状の形態で取り扱われる。天然ガスを油井ヘッドからガス処理プラントに輸送するため、そしてそこから天然ガス消費者に輸送するための最も一般的な手段は、高圧ガス輸送パイプラインである。しかしながら、多くの状況において、輸送又は使用のいずれかのために天然ガスを液化することが必要であり、及び/又は、望ましいことが分かっている。例えば、遠隔地では、天然ガスの市場への便利な輸送を可能にするパイプラインインフラがないことがしばしばである。そのような場合、気体状態の天然ガスに対して LNG の比体積がはるかに小さいことは、運搬船及び輸送トラックを用いる LNG の配送が可能となり、輸送コストを大きく減じることができる。

20

【0004】

天然ガスの液化が好都合である別の状況は、自動車燃料として使用する場合である。大都市圏では、利用できる経済的な LNG 源があるならば、LNG で動くことができるバス、タクシー及びトラック群がある。そのような LNG を燃料とする輸送手段は、より高分子量の炭化水素を燃焼するガソリン及びディーゼルエンジンで動く類似の輸送手段と比較したとき、天然ガスの燃焼はクリーンであるため、大気汚染が著しく少ない。さらに、LNG が高純度 (すなわち、95 モル%以上のメタン純度) のものであるならば、生成される二酸化炭素 (温室効果ガス) の量は、他のすべての炭化水素燃料と比較してメタンの炭素：水素比が低いためかなり少ない。

30

【0005】

本発明は一般に、例えば、エタン、プロパン、ブタン、及び重質炭化水素成分からなる天然ガス液 (NGL)、プロパン、ブタン、及び重質炭化水素成分からなる液化石油ガス (LPG)、又は、ブタン及び重質炭化水素成分からなる縮合生成物といった、主として、メタンよりも重い炭化水素からなる液体流れを同時生成物として生成しながら、天然ガスを液化することに関する。同時生成物である液体流れを生成することには 2 つの重要な利点がある：生成される LNG は高いメタン純度を有し、同時生成物である液体は、多くの他の目的に用いる有用な生成物である。本発明にしたがって処理すべき天然ガス流れの典型的な分析は、およそそのモル%で、メタンが 84.2%、エタン及び他の  $C_2$  成分が 7.9%、プロパン及び他の  $C_3$  成分が 4.9%、イソ-ブタンが 1.0%、n-ブタンが 1.1%、ペンタンが 0.8%、残りは窒素と二酸化炭素である。硫黄含有ガスも時々存在する。

40

【0006】

天然ガスを液化するための多くの方法が知られている。例えば、そのような数多くの方法を概観するために、Finn, Adrian J., Grant L. Johnson, and Terry R. Tomlinson, "LNG Technology for Offshore and Mid-Scale Plants", Proceedings of the Seventy-Ninth Annual Convention of the Gas Processors Association, pp. 429-450, Atlanta, G

50

erogia, March 13-15, 2000 及び Kikkawa, Yoshitsugi, Masaaki Ohishi, and Noriyoshi Nozawa, "Optimize the Power System of Baseload LNG Plant", Proceedings of the Eightieth Annual Convention of the Gas Processors Association, San Antonio, Texas, March 12-14を参照のこと。米国特許第4,445,917号；第4,525,185号；第4,545,795号；第4,755,200号；第5,291,736号；第5,363,655号；第5,365,740号；第5,600,969号；第5,615,561号；第5,651,269号；第5,755,114号；第5,893,274号；第6,014,869号；第6,062,041号；第6,119,479号；第6,125,653号；第6,250,105 B1号；第6,269,655 B1号；第6,272,882 B1号；第6,308,531 B1号；第6,324,867 B1号；第6,347,532 B1号；及び、2002年6月4日付で出願された本出願人の同時係属する米国特許出願第10/161,780号にも関連の方法が記載されている。これらの方法には一般に、天然ガスを精製（水や、二酸化炭素及び硫黄化合物のような問題となる化合物の除去による）、冷却、凝縮及び膨張する工程が含まれる。天然ガスの冷却及び凝縮は、多くの様々な方法で行うことができる。「カスケード冷却」は、連続的に低下する沸点を有する幾つかの冷媒、例えばプロパン、エタン及びメタンと、天然ガスとの熱交換を用いる。別の方法として、この熱交換は、幾つかの異なる圧力レベルで冷媒を蒸発することにより単一の冷媒を用いて行うことができる。「多成分冷却」は、多数の単一成分冷媒の代わりに、幾つかの冷媒成分からなる１種又はそれより多い冷媒流体と、天然ガスとの熱交換を用いる。天然ガスの膨張は等エンタルピー的（例えば、ジュール - トムソン膨張を用いる）及び等エントロピー的（例えば、仕事 - 膨張タービンを用いる）のいずれでも行うことができる。

10

【 0 0 0 7 】

20

天然ガス流れを液化するために用いられる方法に関係なく、メタンに富む流れを液化する前に、メタンよりも重い炭化水素のかなりの部分を除去する必要があるのが一般的である。この炭化水素除去工程の理由には、LNG流れの発熱量及びこれらの重質炭化水素成分の生成物としての価値を調節する必要性を含めた多くの理由がある。あいにく、これまで炭化水素除去工程の効率についてはほとんど注目されてこなかった。

【 0 0 0 8 】

本発明によれば、炭化水素除去工程をLNG液化プロセスに注意深く組み込むと、従来技術の方法よりもかなり少ない使用エネルギーで、LNG及び個々の重質炭化水素液体生成物の両方を生成できることを見出した。本発明は、より低圧で適用することができるが、供給材料ガスを400～1500 psia [ 2 , 7 5 8 ~ 1 0 , 3 4 2 k P a ( a ) ]

30

以上で処理するとき特に有利である。

【 0 0 0 9 】

本発明のよりよい理解のために、以下の実施例及び図面を参照する。

図に関する以下の説明において、表は代表的な方法条件について計算した流量の概要を示す。本明細書中に示す表において、流量の値（モル／時）は便宜上最も近い整数で表す。表に示す全体の流れの流量はすべての非炭化水素成分を含み、従って、炭化水素成分に対する流れの流量の合計よりも一般に大きい。表示温度は最も近い温度にまとめたおおよその値である。また、図に示したプロセスを比較するために行ったプロセス設計計算は、周囲からプロセスへの（又はプロセスから周囲への）熱漏れがないという仮定に基づくことに留意すべきである。商業的に入手しうる絶縁材料の質により、これは非常に妥当な仮定であり、かつ当業者によって典型的に行われるものである。

40

【 0 0 1 0 】

便宜上、プロセスパラメーターは伝統的な英国単位及び国際単位系（S I）の単位の両方で示す。表にあるモル流量はポンドモル／時又はkgモル／時のいずれかとして示す。馬力（HP）及び／又は1000英国熱単位／時（MBTU / Hr）として示されるエネルギー消費は、ポンドモル／時での記載のモル流量に相当する。キロワット（kW）として示されるエネルギー消費は、kgモル／時の記載のモル流量に相当する。ポンド／時（lb / Hr）として示される生産量は、ポンドモル／時での記載のモル流量に相当する。kg／時（kg / Hr）として示される生産量は、kgモル／時での記載のモル流量に相当する。

50

## 【0011】

## 本発明の説明

図1を参照する。天然ガス供給流れ中において大部分のプロパン及び重質成分を含有するLPG同時生成物を生産することが望ましい場合の本発明による方法をまず説明する。本発明のこのシミュレーションでは、入口ガスはプラントに90°F [32 ]及び1285 psia [8, 860 kPa (a)]で流れ31として入る。入口ガスが、生成物流れが規格を満たす妨げとなるような濃度の二酸化炭素及び/又は硫黄化合物を含有する場合、これらの化合物は供給ガスの適切な前処理(図示せず)によって除去される。さらに、供給流れは、通常、極低温条件下での水和物(氷)形成を妨げるために脱水される。固体乾燥剤がこの目的に典型的に用いられている。

10

## 【0012】

供給流れ31は、14°F [-26 ]にて冷媒流れ及びフラッシュされた分離器液(流れ40a)との熱交換によって熱交換器10で冷却される。すべての場合において、熱交換器10は、多数の個々の熱交換器、又は単一のマルチパス熱交換器、あるいはそれらの組み合わせのいずれかに相当することに留意すべきである。(表示された冷却に1つ又はそれより多いの熱交換器を使用するかどうかの決定は、限定されないが、入口ガス流量、熱交換器サイズ、流れの温度等を含む多くの要因による。)冷却された流れ31aは分離器11へ23°F [-5 ]及び1278 psia [8, 812 kPa (a)]で入り、そこで、蒸気(流れ32)は凝縮液(流れ33)から分離される。

20

## 【0013】

分離器11からの蒸気(流れ32)は2つの流れ、34及び36に分割され、流れ34は蒸気全体の約42%を含む。状況によっては、流れ34と凝縮液のいくらかの部分を組合わせて流れ35を形成するのが好都合であるかもしれないが、このシミュレーションでは流れ39の流れはない。複合流れ35は、冷媒流れ71eとの熱交換関係にある熱交換器13を通過して、流れ35aは冷却されそして実質的に凝縮される。-90°F [-68 ]の実質的に凝縮された流れ35aは精留塔19の操作圧(約450 psia [3, 103 kPa (a)])より少し上の圧力に適切な膨張装置、例えば膨張バルブ14によりフラッシュ膨張される。膨張の間、流れの一部は蒸発して、流れ全体を冷却する。図1に示す方法では、膨張バルブ14を出る膨張させた流れ35bは-123°F [-86 ]の温度に達する。膨張させた流れ35bは、精留塔19の分別段階から上昇する蒸気蒸留流37を冷却及び部分凝縮しながら、熱交換器21中で-78°F [-61 ]に温められ、さらに蒸発する。温めた流れ35cは次に、精留塔19の脱エタン区分19bの上部中央供給位置で供給される。

30

## 【0014】

分離器11からの蒸気の子の58%(流れ36)はワークエキスパンションマシン15に入り、そこで、機械的エネルギーがこの部分の高圧供給流れから抽出される。マシン15は蒸気を約1278 psia [8, 812 kPa (a)]の圧力から塔操作圧に実質的に等エントロピー的に膨張させ、ワークエキスパンションは膨張させた流れ36aを約-57°F [-49 ]の温度に冷却する。一般に商業的に入手しうるエキスパンダーは、理想的等エントロピー膨張で理論的に利用可能な仕事の80~85%程度を取り戻すことが可能である。回収された仕事は、例えば、塔オーバーヘッドガス(流れ49)の再圧縮に用いることができる遠心圧縮機(例えば部品16)を動かすのにしばしば用いられる。膨張されそして部分的に凝縮された流れ36aは、供給流れとして蒸留塔19へ下部中央塔供給ポイントで供給される。分離器液(流れ33)の子の部分である流れ40は、膨張バルブ12によって脱エタン塔19の操作圧より少し上の圧力にフラッシュ膨張され、-14°F [-26 ]に冷却され(流れ40a)、上記のように入ってくる供給ガスを冷却する。原状では75°F [24 ]の流れ40bはその後、脱エタン塔19へ第2下部中央塔供給位置で入る。

40

## 【0015】

精留塔19中の脱エタン塔は、間隔を置いて垂直に配置された多数のトレイ、1つ又は

50

それより多いの充填床、又はトレイと充填物とのいくつかの組み合わせを含む一般的な蒸留塔である。天然ガス処理プラントの場合しばしばそうであるように、精留塔は2つの区分からなりうる。上部区分19aは分離器であり、そこで、頂部供給材料はそれぞれの蒸気及び液体部分に分けられ、そして下部蒸留又は脱エタン区分19bから上昇する蒸気は頂部供給材料の蒸気部分（もしあるならば）と一緒に塔の頂部から出る脱エタン塔オーバーヘッド蒸気（流れ37）を形成する。下部の脱エタン区分19bはトレイ及び／又は充填物を含み、流れ下る冷液と上昇する蒸気との間の必要な接触を提供する。脱エタン区分はまた、塔を流れ下る液体部分を加熱及び蒸発させて塔の上方に流れるストリップング蒸気を提供する1つ又はそれより多いのリボイラー（例えばリボイラー20）を含む。液体生成物流れ41は、底部生成物のモル基準で0.020:1のエタン対プロパンの一般的な規格に基づいて、塔の底部を213°F [101]で出る。

10

#### 【0016】

オーバーヘッド蒸留流れ37は脱エタン塔19を-73°F [-59]で出て、前記のように還流冷却器21中で冷却され、部分的に凝縮される。部分的に凝縮された流れ37aは還流ドラム22を-94°F [-70]で入り、そこで、凝縮液（流れ44）は非凝縮蒸気（流れ43）から分離される。凝縮液（流れ44）はポンプ23によって脱エタン塔19の頂部供給位置へ還流流れ44aとして送られる。

#### 【0017】

脱エタン区分が精留塔の下部を形成するとき、還流冷却器21は図2に示すように塔19の上の塔内部に位置しうる。蒸留流れはその後、塔の分別段階より上の塔で冷却及び分離されるので、これによって還流ドラム22及び還流ポンプ23は必要なくなる。あるいは、図1の還流冷却器21の代わりにデフレグメーター（例えば、図3におけるデフレグメーター21）を用いると、還流ドラム及び還流ポンプは必要なくなり、これは脱エタン塔の上部区分におけるこれらに代わる同時分別段階も提供する。デフレグメーターをプラントにグレードレベルで置くなれば、それは蒸気／液体分離器に接続され、分離器中で集められた液体は蒸留塔の頂部へ送られる。還流冷却器を塔の内部に含めるか、デフレグメーターを用いるかの決定は、プラントの大きさ及び必要とされる熱交換器表面による。

20

#### 【0018】

還流ドラム22からの非凝縮蒸気（流れ43）は熱交換器24中で93°F [34]に温められ、一部（流れ48）はその後、取り出されて、プラント用の燃料ガスとして働く。（取り出さなければならない燃料ガスの量は、プラントのガス圧縮機、例えばこの例では冷媒圧縮機64、66及び68を動かすエンジン及び／又はタービンに必要な燃料によって決まる。）温められた蒸気（流れ49）はエキスパンションマシーン15、61及び63により動く圧縮機16によって圧縮される。放出冷却器25で100°F [38]に冷却された後、流れ49bは冷たい蒸気、流れ43との相互交換により熱交換器24中で-83°F [-64]にさらに冷却される。

30

#### 【0019】

流れ49cはその後、熱交換器60へ入り、冷媒流71dにより-255°F [-160]にさらに冷却されて、凝縮され、二次冷却され、その後、ワークエキスパンションマシーン61に入り、そこで、機械的エネルギーが流れから抽出される。マシーン61は液体流49dを約593 psia [4,085 kPa (a)]から大気圧の少し上のLNG貯蔵圧(15.5 psia [107 kPa (a)])へ実質的に等エントロピー的に膨張させる。ワークエキスパンションは膨張された流れ49eを約-256°F [-160]の温度に冷却し、その後、流れはLNG生成物（流れ50）を収容するLNG貯蔵タンク62へ送られる。

40

#### 【0020】

流れ35及び49cの冷却のすべては閉鎖サイクル冷却回路によって行われる。このサイクルのための作動流体は炭化水素と窒素の混合物であり、混合物の組成は必要に応じて調整されて、利用可能な冷却媒質を用い妥当な圧力で凝縮すると同時に、必要な冷媒温度を提供する。この場合、冷却水での凝縮とし、窒素、メタン、エタン、プロパン、及び重

50

質炭化水素からなる冷媒混合物が図1の方法のシミュレーション用でいられる。おおよそのモル%での流れの組成は、8.7%窒素、31.7%メタン、47.0%エタン及び8.6%プロパン、そして残余の重質炭化水素である。

【0021】

冷媒流71は放出冷却器69を100°F[38]及び607psia[4,185kPa(a)]で出る。それは熱交換器10へ入り、部分的に温められた膨張冷媒流れ71fによって及び他の冷媒流れによって-34°F[-37]に冷却され、部分的に凝縮される。図1のシミュレーションでは、これら他の冷媒流れは3つの異なる温度及び圧力レベルにおける商業的品質のプロパン冷媒であるとした。部分的に凝縮された冷媒流れ71aは、部分的に温められ膨張された冷媒流れ71eによってさらに-90°F[-68]に冷却され、さらに凝縮されるために(流れ71b)熱交換器13に入る。冷媒は凝縮され、そして膨張された冷媒流れ71dによって熱交換器60で-255°F[-160]に二次冷却される。二次冷却された液体流れ71cはワークエクスパンションマシーン63に入り、そこで、約586psia[4,040kPa(a)]の圧力から約34psia[234kPa(a)]の圧力に実質的に等エントロピー的に膨張されるにつれて、機械的エネルギーがこの流れから抽出される。膨張の間、流れの一部は蒸発して、全体の流れを-264°F[-164]に冷却する(流れ71d)。膨張された流れ71dは次に熱交換器60、13及び10に入り、そこで、蒸発及び過熱されながら流れ49c、流れ35及び冷媒(流れ71、71a及び71b)を冷却する。

10

【0022】

過熱された冷媒蒸気(流れ71g)は熱交換器10を90°F[32]で離れ、3段階で617psia[4,254kPa(a)]に圧縮される。3つの各圧縮段階(冷媒圧縮機64、66及び68)は補充電源で動き、圧縮熱を除く冷却器(放出冷却器65、67及び69)が後に続く。放出冷却器69からの圧縮された流れ71は熱交換器10へ戻ってサイクルが完了する。

20

【0023】

図1に示す方法の流れの流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【0024】

【表 1】

表 I

(図 1)

流れの概要—Lb. モル/Hr [kgモル/Hr]

| <u>流れ</u> | <u>メタン</u> | <u>エタン</u> | <u>プロパン</u> | <u>ブタン+</u> | <u>合計</u> |    |
|-----------|------------|------------|-------------|-------------|-----------|----|
| 31        | 40,977     | 3,861      | 2,408       | 1,404       | 48,656    |    |
| 32        | 40,193     | 3,667      | 2,171       | 1,087       | 47,123    | 10 |
| 33        | 784        | 194        | 237         | 317         | 1,533     |    |
| 34        | 16,680     | 1,522      | 901         | 451         | 19,556    |    |
| 36        | 23,513     | 2,145      | 1,270       | 636         | 27,567    |    |
| 37        | 44,843     | 7,065      | 120         | 0           | 52,035    |    |
| 40        | 784        | 194        | 237         | 317         | 1,533     |    |
| 41        | 0          | 48         | 2,385       | 1,404       | 3,837     |    |
| 43        | 40,977     | 3,813      | 23          | 0           | 44,819    | 20 |
| 44        | 3,866      | 3,252      | 97          | 0           | 7,216     |    |
| 48        | 2,527      | 235        | 1           | 0           | 2,765     |    |
| 50        | 38,450     | 3,578      | 22          | 0           | 42,054    |    |

【 0 0 2 5 】

【表 2】

LPGでの回収率\*

|      |               |                 |  |
|------|---------------|-----------------|--|
| プロパン | 99.05%        |                 |  |
| ブタン+ | 100.00%       |                 |  |
| 生成速度 | 197,031 Lb/Hr | [197,031 kg/Hr] |  |

LNG生成物

|      |               |                            |    |
|------|---------------|----------------------------|----|
| 生成速度 | 725,522 Lb/Hr | [725,522 kg/Hr]            | 10 |
| 純度*  | 91.43%        |                            |    |
| 低発熱量 | 970.4 BTU/SCF | [36.16 MJ/m <sup>3</sup> ] |    |

動力（電力）

|        |            |              |    |
|--------|------------|--------------|----|
| 冷媒圧縮   | 90,714 HP  | [149,132 kW] |    |
| プロパン圧縮 | 36,493 HP  | [59,994 kW]  |    |
| 全体圧縮   | 127,207 HP | [209,126 kW] | 20 |

ユーティリティ熱

|            |                |             |  |
|------------|----------------|-------------|--|
| 脱メタン塔リボイラー | 58,003 MBTU/Hr | [37,470 kW] |  |
|------------|----------------|-------------|--|

\*（概数ではない流量に基づく）

## 【0026】

LNG生産法の効率が必要とされる「比動力（電力）消費」を用いて一般に比較され、これは全冷却圧縮動力対全液体生成量の比率である。LNG生産の従来法の比動力（電力）消費について公表された情報は0.168 HP-Hr/Lb [0.276 kW-Hr/kg] ~ 0.182 HP-Hr/Lb [0.300 kW-Hr/kg]であり、これはLNG生産プラントの340日/年の循環時ファクターに基づくと考えられる。同じ基準で、本発明の図1態様の比動力（電力）消費は0.148 HP-Hr/Lb [0.243 kW-Hr/kg]であり、これは従来法を14~23%越える効率の改善である。

## 【0027】

本発明の効率の改善理由を説明する要因は主に2つある。第1の要因は、この実施例で考えられるような高圧ガス流を適用したときの液化プロセスの熱力学を調べることによって理解することができる。この流れの主成分はメタンであるため、メタンの熱力学的性質を用いて、従来法で用いられる液化サイクル対本発明で用いられるサイクルを比較することができる。図4はメタンの圧力-エンタルピー状態図である。たいていの従来法の液化サイクルでは、ガス流のすべての冷却は、流れが高圧にある（相A-B）間に行われ、その後、流れはLNG貯蔵容器の圧力（大気圧より少し上）に膨張される（相B-C）。この膨張工程はワークエキスパンションマシンを用いてもよく、これは理想的等エントロピー膨張で理論的に利用できる75~80%程度の仕事を回収することが一般的に可能である。簡略化のために、完全等エントロピー膨張を経路B-Cについて図4に示す。それでも、定エントロピーのラインが状態図の液体領域でほぼ垂直であるので、このワークエキスパンションによるエンタルピー減少は極めて小さい。

## 【0028】

これを本発明の液化サイクルと対照する。高圧での部分冷却後（経路A-A'）、ガス流は中間圧にワークエキスパンドされる（経路A'-A''）。（さらにまた、完全等エン

10

20

30

40

50

トロピー膨張を簡略化のために示す。) 残りの冷却は中間圧で行われ(経路 A'' - B')、流れは次に LNG 貯蔵容器の圧力に膨張される(経路 B' - C)。定エントロピー勾配のラインは状態図の蒸気領域ではそれほど急ではないので、本発明の第 1 ワークエクスパンジョン工程(経路 A' - A'')によってかなりより大きなエンタルピー減少が生じる。従って、本発明に必要な冷却の総量(経路 A - A' 及び経路 A'' - A' の合計)は従来法に必要な冷却(経路 A - B)より少なく、ガス流の液化に必要な冷却(及び従って冷却圧縮)が少なくなる。

#### 【0029】

本発明の効率改善理由を説明する第 2 の要因は、より低い操作圧での炭化水素蒸留システムのすぐれた性能である。たいていの従来法における炭化水素除去工程は、冷炭化水素液を吸収剤流れとして用いて重質炭化水素を入口ガス流れから除去するスクラブ塔を一般に用い、高圧で行われる。高圧でのスクラブ塔の操作は、ガス流からのメタン及びエタンのかかなりの部分を同時吸収することになり、吸収剤液からその後ストリップし、冷却して LNG 生成物の一部にしなければならないので非常に非効率的である。本発明では炭化水素除去工程は中圧で行われ、そこでは、気液平衡がずっと有利であり、その結果、同時生成物液体流中の望ましい重質炭化水素が非常に効率的に回収される。

#### 【0030】

その他の態様

本発明があらゆる種類の LNG 液化プラントに適合させて、NGL 流れ、LPG 流れ又は凝縮流れの同時生成を一定のプラント配置での求めにできるだけ合うようにすることが可能なことは当業者にとって明らかなことであろう。さらに、様々なプロセス形態を液体同時生成物流れの回収に用いすることも明らかであろう。本発明は、LPG 同時生成物を前記のように生成するのではなく、供給ガス中に存在する C<sub>2</sub> 成分のかかなりの部分を含む NGL 流れを回収する、あるいは供給ガス中に存在する C<sub>4</sub> 成分及び重質成分のみを含有する凝縮流れを回収するのに適合させることができる。

#### 【0031】

図 1 は、表示処理条件に対する本発明の好ましい態様を示す。図 5 ~ 10 は、個々の適用について考えられる本発明の代替的な態様を示す。供給ガス中の重質炭化水素の量及び供給ガス圧により、熱交換器 10 を出る冷却された供給流れ 31a はいかなる液体も含まず(それはその露点より上であるため、あるいはそのクリコンデンバール(cricondenbar)より上であるため)、その結果、図 1 及び 6 ~ 10 に示す分離器 11 は必要なく、そして冷却された供給流れは適切な膨張装置、例えばワークエクスパンションマシーン 15 に直接流れることができる。入口ガスがこれまで記載のものより豊富である場合、図 5 に示すような本発明の態様を用いる。凝縮液流れ 33 は熱交換器 18 を通過し、2つの部分に分かれる。第 1 の部分(流れ 40)は膨張バルブ 12 を通過し、そこで、圧力がほぼ蒸留塔 19 の圧力に減少しながら、フラッシュ蒸発のための膨張を行う。膨張バルブ 12 からの冷たい流れ 40a は熱交換器 18 を通過し、そこで、前記のように流れ 33 の二次冷却に用いられながら、部分的に温められる。部分的に温められた流れ 40b は熱交換器 10 でさらに温められ、精留塔 19 の下部中央供給位置へ流れる。依然として高圧の第 2 の液体部分(流れ 39)は(1)分離器 11 からの蒸気流れの一部 34 と組み合わせられるか、あるいは(2)実質的に縮合された流れ 35a と組み合わせられるか、あるいは(3)膨張バルブ 17 で膨張され、そしてその後、精留塔 19 へ上部中央供給位置で供給されるか、又は膨張された流れ 35b と一緒になる。あるいは、流れ 39 の部分はこれまで記載された及び図 5 に示された流路のいずれか又はすべてをたどってもよい。

#### 【0032】

凝縮及び二次冷却のために熱交換器 60 へ供給される前、液体同時生成物流れ(図 1 及び 6 ~ 10 の流れ 43)の回収後に残ったガス流れの処置は多くの方法で行うことができる。図 1 の方法では、流れは加熱され、1つ又はそれより多いのワークエクスパンションマシーンから得られるエネルギーを用いてより高圧に圧縮され、放出冷却器で部分的に冷却され、そして源流との相互交換によってさらに冷却される。図 6 に示すように、いくつ

かの適用では、例えば外部電源によって動く補充圧縮機 59 を用いて、より高圧に流れを圧縮するのが適しているかもしれない。図 1 の点線の装置（熱交換器 24 及び放出冷却器 25）で示すように、状況によっては熱交換器 60 に入る前に圧縮された流れ 60 の予備冷却を減じるか又はなくすことによって設備の資本コストを少なくするのが好ましいかもしれない（熱交換器 60 の冷却負荷の増加及び冷媒圧縮機 64、66 及び 68 の電力消費の増加を犠牲にして）。そのような場合、圧縮機を出る流れ 49a は図 7 に示すように熱交換器 24 へ直接流れるか、あるいは図 8 に示すように熱交換器 60 へ直接流れる。ワークエクスパンションマシーンが高圧供給ガスのどの部分の膨張にも使用されないならば、外部電源で動く圧縮機、例えば図 9 に示す圧縮機 59 が圧縮機 16 の代わりに用いられてもよい。他の状況は流れのどのような圧縮もまったく正当化せず、そのため流れは図 10 に示すように、そして図 1 の点線の装置（熱交換器 24、圧縮機 16 及び放出冷却器 25）によって熱交換器 60 へ直接流れる。プラント燃料ガス（流れ 48）が取り出される前に、流れを加熱する熱交換器 24 が含まれないならば、図 8 ~ 10 に示すように必要な熱を供給するユーティリティ流又は他のプロセス流れを用いて消費前に燃料ガスを温める補充ヒーター 58 が必要であるかもしれない。ガス組成、プラントサイズ、望ましい同時生成物流回収レベル、及び利用可能な装置のような要件はすべて考慮しなければならないので、これらのような選択は適用ごとに一般に評価しなければならない。

#### 【0033】

本発明では、LNG 生成区分への入口ガス流及び供給流は多くの方法で行いうる。図 1 及び 5 ~ 10 の方法では、入口ガス流れ 31 は外部冷媒流及びフラッシュされた分離器液によって冷却及び凝縮される。しかしながら、冷たいプロセス流れを用いて高圧冷媒（流れ 71a）への冷却のいくらかを供給することもできる。さらに、冷却される流れよりも冷たい温度のどのような流れも用いうる。例えば、精留塔 19 からの蒸気のサイドドローを引き出し、そして冷却に用いることができる。特定の熱交換用のプロセス流れ選択と同様に、プロセス熱交換用の塔液体及び / 又は蒸気の使用及び分配、並びに入口ガス及び供給ガス冷却用熱交換器の個々の配置は、個々の適用ごとに評価しなければならない。冷却源の選択は、限定されないが、供給ガス組成及び状態、プラントサイズ、熱交換器サイズ、潜在的な冷却源温度等を含む多くの要素に基づく。上記の冷却源又は冷却法のどのような組み合わせも望ましい供給流れ温度を得るのに用いうることは、当業者にとって明らかであろう。

#### 【0034】

さらに、入口ガス流れ及び LNG 生成区分への供給流れへ供給される補充外部冷却も多くの様々な方法で行われる。図 1 及び 6 ~ 10 では、高レベル外部冷却に沸騰単一成分冷媒が考えられ、低レベル外部冷却に気化多成分冷媒が考えられ、単一成分冷媒は多成分冷媒流の予備冷却に用いられる。あるいは、高レベル冷却及び低レベル冷却のいずれも、連続的に低くなる沸点を有する単一成分冷媒を用いて（すなわち、「カスケード冷却」）、あるいは連続的に低くなる蒸発圧で単一成分冷媒を用いて行うことができる。別の方法として、高レベル冷却及び低レベル冷却のいずれも、必要な冷却温度をもたらしように調整したそれぞれの組成を有する多成分冷媒流を用いて行うことができる。外部冷却法の選択は、限定されないが、供給ガス組成及び状態、プラントサイズ、圧縮機ドライバーサイズ、熱交換器サイズ、周囲冷却用放熱器温度等を含む多くの要素に基づく。上記の外部冷却法のどのような組み合わせも望ましい供給流れ温度を得るのに用いうることは、当業者にとって明らかであろう。

#### 【0035】

熱交換器 60 を出る凝縮された液体流れ（図 1 の流れ 49d、図 6 の流れ 49e、図 7 の流れ 49c、図 8 及び 9 の流れ 49b、並びに図 10 の流れ 49a）の二次冷却は、LNG 貯蔵タンク 62 の操作圧へ流れを膨張させる間に生じるフラッシュ蒸気の量を減じるかあるいはなくす。これによって、フラッシュガス圧縮を不必要にすることによって、LNG 生成のための比出力消費が一般に減少する。しかしながら、状況によっては熱交換器 60 の大きさを小さくすることによって、及びフラッシュガス圧縮又は生じるフラッ

シュガスを処理する他の手段を用いることによって、設備の資本コストを減じることが好ましいかもしれない。

【 0 0 3 6 】

個々の流れの膨張は具体的な膨張装置で示されているが、適切ならば別の膨張手段を用いてもよい。例えば、条件が実質的に凝縮された供給流れ（図 1 及び 5 ~ 1 0 の流れ 3 5 a）のワークエクスパンジョンを保証してもよい。さらに、等エンタルピー的フラッシュ膨張を、熱交換器 6 0 を出る二次冷却された液体流れ（図 1 の流れ 4 9 d、図 6 の流れ 4 9 e、図 7 の流れ 4 9 c、図 8 及び 9 の流れ 4 9 b、並びに図 1 0 の流れ 4 9 a）のワークエクスパンジョンの代わりに用いてもよいが、膨張時にフラッシュ蒸気が形成されるのを避けるために熱交換器 6 0 でさらに二次冷却するか、あるいはフラッシュ蒸気圧縮機又は生じるフラッシュ蒸気を処理する他の手段を加える必要がある。同様に、等エンタルピー的フラッシュ膨張を、熱交換器 6 0 を出る二次冷却された高圧冷媒流れ（図 1 及び 6 ~ 1 0 の流れ 7 1 c）のワークエクスパンジョンの代わりに用いてもよく、冷媒を圧縮するための電力消費は増加する。

10

【 0 0 3 7 】

本発明の好ましい態様と考えられるものについて説明してきたが、請求項に定めるような本発明の精神から逸脱することなく別に及びさらに変更しうることは、例えば、本発明を様々な条件、供給流れの種類、又は他の要件に適合させることは、当業者にとって明らかであろう。

【図面の簡単な説明】

20

【 0 0 3 8 】

【図 1】図 1 は、本発明にしたがった L P G の同時生産に適合させた天然ガス液化プラントの流れ図である。

【図 2】図 2 は、本発明の方法で用いる代替的な分別系の流れ図である。

【図 3】図 3 は、本発明の方法で用いる代替的な分別系の流れ図である。

【図 4】図 4 は、従来技術の方法を超える本発明の利点を説明するために用いるメタンの圧力 - エンタルピー状態図である。

【図 5】図 5 は、本発明にしたがった液体流れの同時生産に適合させた代替的な天然ガス液化プラントの流れ図である。

【図 6】図 6 は、本発明にしたがった液体流れの同時生産に適合させた代替的な天然ガス液化プラントの流れ図である。

30

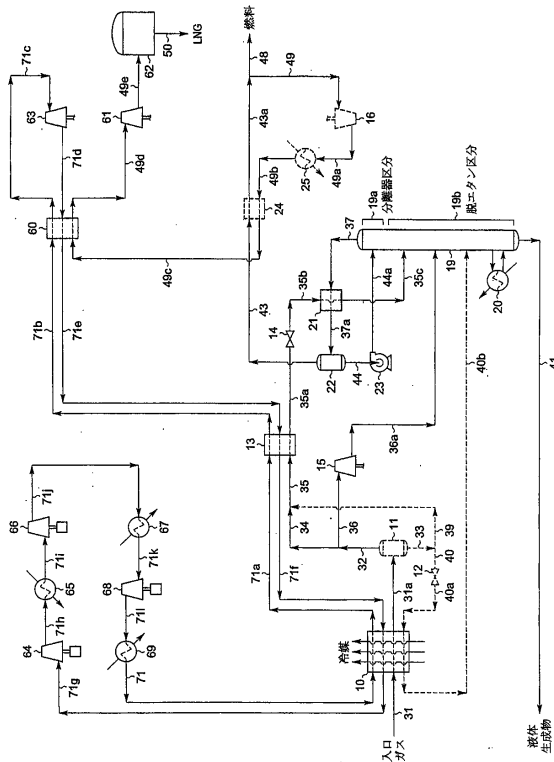
【図 7】図 7 は、本発明にしたがった液体流れの同時生産に適合させた代替的な天然ガス液化プラントの流れ図である。

【図 8】図 8 は、本発明にしたがった液体流れの同時生産に適合させた代替的な天然ガス液化プラントの流れ図である。

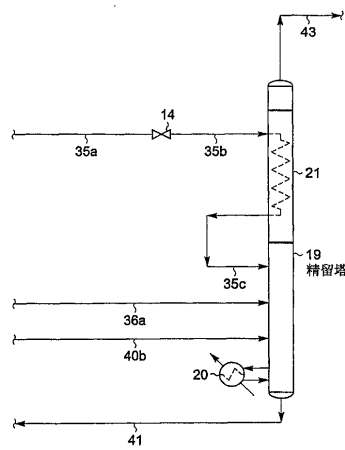
【図 9】図 9 は、本発明にしたがった液体流れの同時生産に適合させた代替的な天然ガス液化プラントの流れ図である。

【図 1 0】図 1 0 は、本発明にしたがった液体流れの同時生産に適合させた代替的な天然ガス液化プラントの流れ図である。

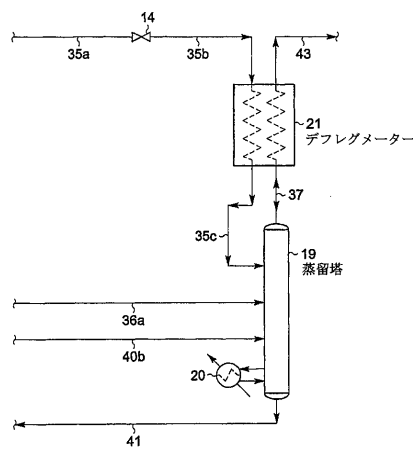
【図 1】



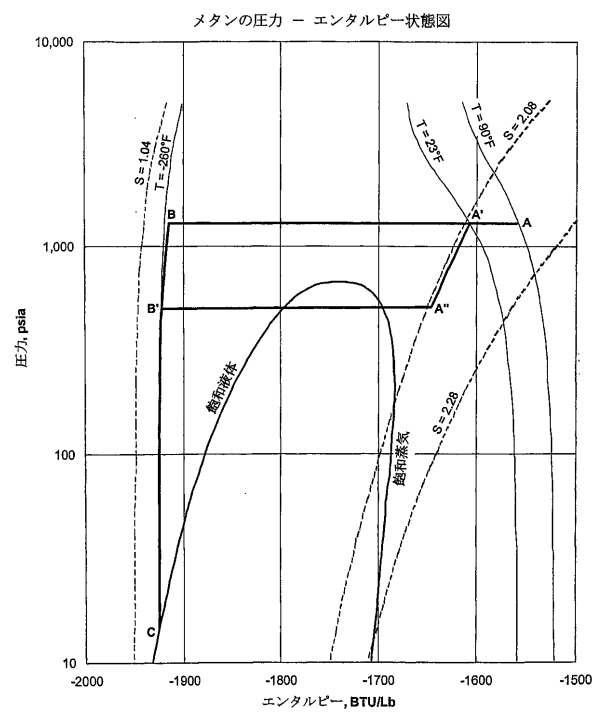
【図 2】



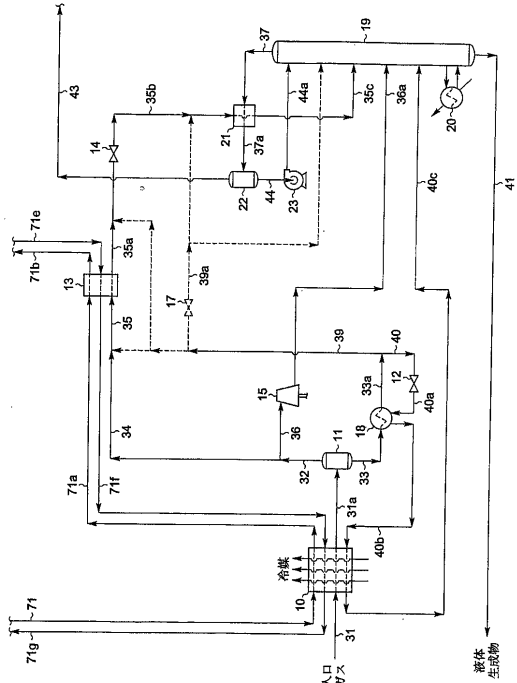
【図 3】



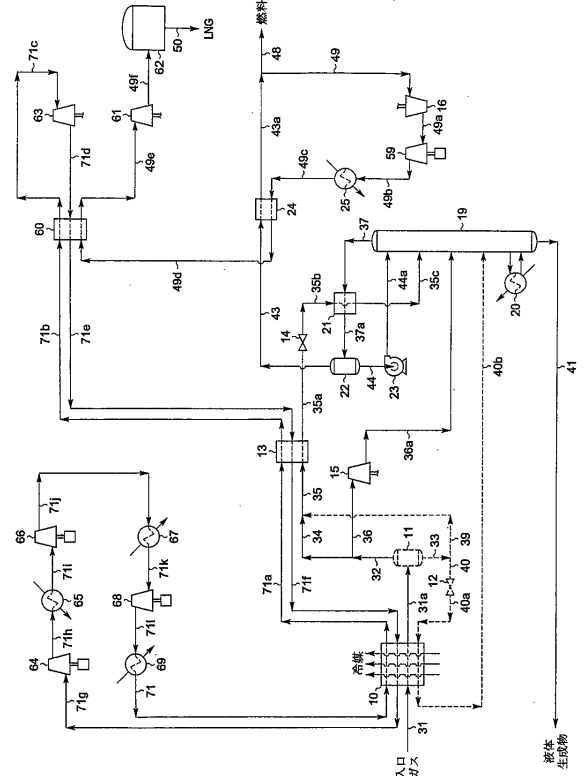
【図 4】



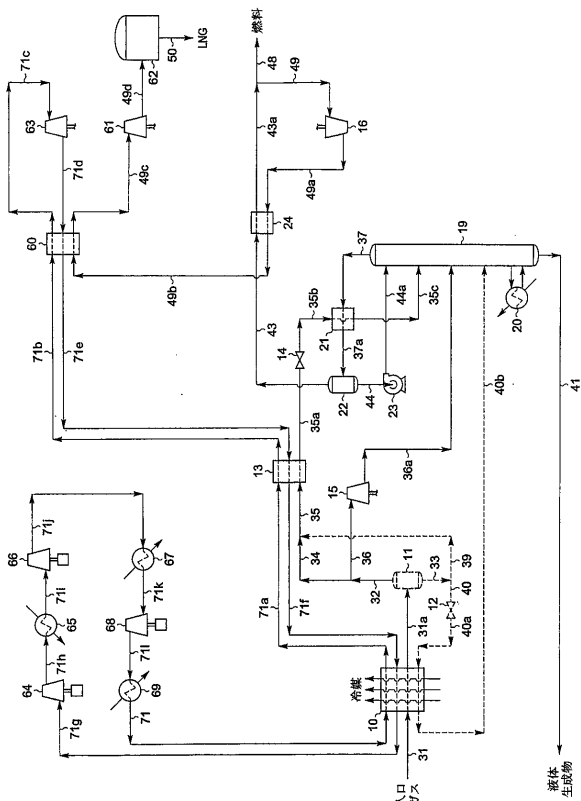
【図 5】



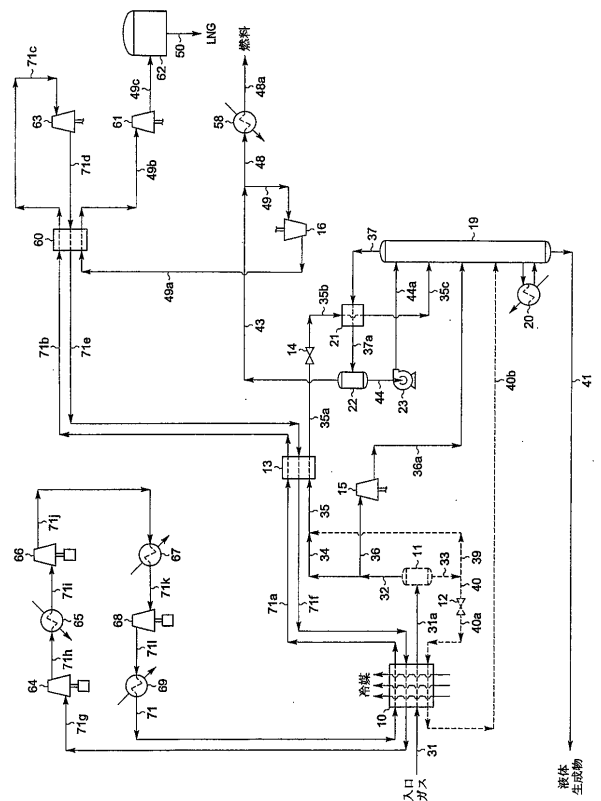
【図 6】



【図 7】



【図 8】





---

フロントページの続き

(74)代理人 100123548

弁理士 平山 晃二

(72)発明者 ウィルキンソン, ジョン・ディー

アメリカ合衆国テキサス州 7 9 7 0 7 , ミッドランド, タンフォーラン・アベニュー 4 1 1 3

(72)発明者 ハドソン, ハンク・エム

アメリカ合衆国テキサス州 7 9 7 0 5 , ミッドランド, ウェスト・シンクレア 2 5 0 8

(72)発明者 クエラー, カイル・ティー

アメリカ合衆国テキサス州 7 7 4 9 4 , ケイティー, コテッジ・ポイント 1 6 1 1

審査官 山本 吾一

(56)参考文献 国際公開第 0 2 / 1 0 1 3 0 7 ( W O , A 1 )

米国特許第 0 4 8 6 9 7 4 0 ( U S , A )

特表 2 0 0 4 - 5 3 4 1 1 6 ( J P , A )

特開平 0 6 - 1 5 9 9 2 8 ( J P , A )

特表 2 0 0 4 - 5 3 0 0 9 4 ( J P , A )

特開平 0 1 - 1 4 2 3 8 2 ( J P , A )

特開平 0 9 - 1 1 3 1 2 9 ( J P , A )

(58)調査した分野(Int.Cl. , D B 名)

F25J 1/00 - 5/00

C10L 3/00