

(19) 日本国特許庁 (JP)

(12) 特 許 公 報 (B2)

(11) 特許番号

特許第5683277号

(P5683277)

(45) 発行日 平成27年3月11日 (2015. 3. 11)

(24) 登録日 平成27年1月23日 (2015. 1. 23)

(51) Int. Cl.	F 1
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 J 3/02 (2006. 01)	F 2 5 J 3/02 B

請求項の数 13 (全 21 頁)

(21) 出願番号	特願2010-546326 (P2010-546326)	(73) 特許権者	390023685
(86) (22) 出願日	平成21年2月12日 (2009. 2. 12)		シェル・インターナショナル・リサーチ
(65) 公表番号	特表2011-530058 (P2011-530058A)		・マーチヤツビイ・ペー・ウイ
(43) 公表日	平成23年12月15日 (2011. 12. 15)		SHELL INTERNATIONAL
(86) 国際出願番号	PCT/EP2009/051621		E RESEARCH MAATSCHA
(87) 国際公開番号	W02009/101127		PPIJ BESLOTEN VENNO
(87) 国際公開日	平成21年8月20日 (2009. 8. 20)		OTSHAP
審査請求日	平成23年11月28日 (2011. 11. 28)		オランダ国 2596 ハーエル, ザ・ハ
(31) 優先権主張番号	08101627.1		ーグ, カレル・ヴァン・ピラントラーン
(32) 優先日	平成20年2月14日 (2008. 2. 14)		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】 炭化水素流の冷却方法及び装置

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

少なくとも以下の工程：

(a) 初期炭化水素流をスクラブ塔に通して初期塔頂流及び混合炭化水素原料流を得る工程、

(b) 該初期塔頂流を冷却して冷却炭化水素流を得る工程、

(c) 前記混合炭化水素原料流から第一圧力で少なくとも C 1 塔頂流と 1 種以上の C 2、C 3 及び C 4 塔頂流とを分離する工程、ここで少なくとも以下の工程：

(i) 前記混合炭化水素原料流の少なくとも画分を第一蒸留塔に通して C 1 塔頂流及び第一塔底流を得る工程、

(i i) 該第一塔底流の少なくとも画分を、第二、第三及び第四の蒸留塔を含む群の少なくとも 1 つに通して C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流を含む群の少なくとも 1 種を得る工程、

を含み、

(d) 該 C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流を含む群の少なくとも 1 種の少なくとも画分を、前記 C 1 塔頂流との添加混合により冷却して冷却流を得る工程、及び

(e) 該冷却流を前記冷却炭化水素流の少なくとも画分で更に冷却して、第一圧力とほぼ同じ第二圧力で少なくとも一部液化した冷却流を得る工程、

を含む炭化水素流の冷却方法。

【請求項 2】

10

20

工程（b）の冷却工程が液化工程を含み、これにより前記冷却炭化水素流は液化炭化水素流となる請求項 1 に記載の方法。

【請求項 3】

工程（e）の更なる冷却工程が前記冷却流の過冷却工程を含み、これにより前記少なくとも一部液化した冷却流が過冷却液化流となる請求項 1 又は 2 に記載の方法。

【請求項 4】

前記冷却炭化水素流がバルブを通して最終フラッシュ容器の形の最終ガス／液体分離器に入り、塔頂流として最終フラッシュガスおよび液化製品流を提供し、ここで、前記冷却炭化水素流の少なくとも画分が前記最終フラッシュガスであり、工程（e）で前記冷却流が前記冷却炭化水素流の少なくとも画分によりさらに冷却される、請求項 1～3 のいずれか 1 項に記載の方法。

10

【請求項 5】

前記少なくとも一部液化した冷却流が、引続き前記冷却炭化水素流の少なくとも画分と配合される請求項 1～4 のいずれか 1 項に記載の方法。

【請求項 6】

前記少なくとも一部液化した冷却流と、工程（e）における前記冷却炭化水素流の少なくとも画分との温度差が 40°C 以内である請求項 1～5 のいずれか 1 項に記載の方法。

【請求項 7】

少なくとも一部液化した冷却流と、工程（e）における前記冷却炭化水素流の少なくとも画分との温度差が 10°C 以内である、請求項 1～5 のいずれか 1 項に記載の方法。

20

【請求項 8】

それぞれ、前記 C 2 塔頂流、前記 C 3 塔頂流及び前記 C 4 塔頂流を得るため、前記第二蒸留塔、前記第三蒸留塔及び前記第四蒸留塔を準備する工程を更に含む請求項 1～7 のいずれか 1 項に記載の方法。

【請求項 9】

前記 C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流の各々の少なくとも画分が、前記 C 1 塔頂流により冷却される請求項 8 に記載の方法。

【請求項 10】

前記冷却流の温度が 0°C 未満である請求項 1～9 のいずれか 1 項に記載の方法。

【請求項 11】

LNG を得るため、前記炭化水素流が本質的に天然ガスからなる請求項 1～10 のいずれか 1 項に記載の方法。

30

【請求項 12】

前記 C 1 塔頂流が前記冷却流の一部である請求項 1～11 のいずれか 1 項に記載の方法。

【請求項 13】

初期炭化水素流を通して初期塔頂流及び混合炭化水素原料流を得るためのスクラブ塔；
該初期炭化水素流を冷却して冷却炭化水素流を得るための冷却システム；
前記混合炭化水素原料流から少なくとも C 1 塔頂流と 1 種以上の C 2、C 3 及び C 4 塔頂流とを分離するための NGL 回収システム；

40

前記 C 1 塔頂流と添加混合して冷却流を得ることにより、前記 C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流を含む群の少なくとも 1 種の少なくとも画分を冷却するための配合器；

前記冷却流を前記冷却炭化水素流の少なくとも画分で更に冷却して、少なくとも一部液化した冷却流を得るための 1 種以上の熱交換器；

を少なくとも備え、前記 C 1 塔頂流と前記少なくとも一部液化した冷却流との間に膨張器又は圧縮器がない、炭化水素流の冷却装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本発明は炭化水素流を冷却する方法及び装置、並びにこのような装置を備えた液化天然

50

ガスプラント又は設備に関する。

【背景技術】

【0002】

冷却すべき、任意に十分に液化すべき通常の炭化水素流は天然ガスである。

天然ガスは有用な燃料資源であり、また各種炭化水素化合物の資源である。天然ガス流資源又はその近くの液化天然ガス（LNG）プラントでは多くの理由から天然ガスを液化するのが望ましいことが多い。例えば天然ガスは、ガス状よりも液体としての方が容積が小さく、また高圧で貯蔵する必要がないので、一層容易に貯蔵できるし、或いは長距離に亘って輸送できる。

【0003】

10

通常、主としてメタンを含有する天然ガスは、高圧のLNGプラントに入り、極低温で液化するのに好適な精製原料流を製造するため、予備処理される。この精製ガスは、液化が達成されるまでその温度を継続的に下げため、熱交換器を使用し、複数の冷却段階を経て処理される。次いで液体天然ガスは更に冷却され、貯蔵及び輸送に好適な最終の大気圧に膨張される。

【0004】

天然ガスはメタンの他、通常、若干の重質炭化水素及び非炭化水素として、限定されるものではないが、二酸化炭素、水銀、硫黄、硫化水素及びその他の硫黄化合物、窒素、ヘリウム、水及びその他の非炭化水素酸ガス、エタン、プロパン、ブタン、C5+炭化水素及び芳香族炭化水素を含有する。これら及びその他、普通の又は既知の重質炭化水素並びに非炭化水素は、通常既知のメタン液化法、特に最も効率的なメタン液化法を妨害又は邪魔する。既知の又は提案された炭化水素液化法、特に天然ガスの液化法が必ずしも全てではないとしても殆どは、液化法を行う前に非炭化水素の量をできるだけ低減し、また少なくとも、液化される主メタン系（main-methane based）流に対し重質炭化水素の量を低減することを基本としている。

20

【0005】

メタン及び通常、エタンより重質の炭化水素は、一般に天然ガス流から天然ガス液（NGL）として凝縮され、回収される。NGLは通常、NGL回収システムで精留され、製品流自体として、或いは液化用、例えば冷媒の成分として使用するか、又は主メタン系液化製品流と共に下流で再導入に使用するのに貴重な炭化水素製品が得られる。

30

【発明の概要】

【発明が解決しようとする課題】

【0006】

しかし、従来のNGL回収法は冷却、凝縮及び精留の工程を含み、冷凍、その他にかなりの量の電力消費を必要とする。

【0007】

天然ガス流からNGLを最も効率的に又は最小量の電力消費で回収することが望ましい。

【0008】

40

EP 1469266 A1には、天然ガスからメタンより重質の成分を回収する方法が記載されている。この方法は、吸収塔からメタンより重質の成分に富む塔底流を取出す工程、これをメタン及びエタンを含有する流れと、エタンより重質の成分に富む1種以上の流れとに分離する工程を含む。しかし、EP 1469266 A1による問題は、メタン及びエタンの含有流を主熱交換器で液化することである。この余分な流れを適応させるため、主熱交換器には余分な冷却管束を必要とし、これにより液化される主メタン流から主熱交換器の冷却能力が奪われる。

【課題を解決するための手段】

【0009】

本発明は少なくとも以下の工程：

（a）初期炭化水素流を第一分離器に通して初期塔頂流及び混合炭化水素原料流を得る（

50

provide) 工程、

(b) 該初期塔頂流を冷却、好ましくは液化して L N G のような冷却、好ましくは液化炭化水素流を得る工程、

(c) 前記混合炭化水素原料流から第一圧力で少なくとも C 1 塔頂流と 1 種以上の C 2、C 3 及び C 4 塔頂流とを分離する工程、

(d) 該 C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流を含む群の少なくとも 1 種の少なくとも画分 (at least a fraction) を、前記 C 1 塔頂流との添加混合により冷却、好ましくは液化して冷却流を得る工程、及び

(e) 更に該冷却流を前記冷却炭化水素流の少なくとも画分で冷却して、第一圧力とほぼ同じ第二圧力で少なくとも一部液化した冷却流を得る工程、
を含む炭化水素流の冷却方法を提供する。

10

【0010】

また本発明は、

初期炭化水素流を通して初期塔頂流及び混合炭化水素原料流を得るための第一分離器；

該初期炭化水素流を冷却、好ましくは液化して、L N G のような冷却、好ましくは液化炭化水素流を得るための冷却システム；

前記混合炭化水素原料流から少なくとも C 1 塔頂流と 1 種以上の C 2、C 3 及び C 4 塔頂流とを分離するための N G L 回収システム；

前記 C 1 塔頂流と添加混合して冷却流を得ることにより、前記 C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流を含む群の少なくとも 1 種の少なくとも画分を冷却するための配合器；

20

前記冷却流を前記冷却、好ましくは液化炭化水素流の少なくとも画分で更に冷却して、少なくとも一部液化した冷却流を得るための 1 種以上の熱交換器；
を少なくとも備え、前記 C 1 塔頂流と前記少なくとも一部液化した冷却流との間に膨張器又は圧縮器がない、炭化水素流の冷却装置も提供する。

【0011】

また本発明は、前記定義したような装置を備えた液化天然ガスパラント又は設備も提供する。

以下に、単なる例示により添付の非限定的図面を参照して本発明の実施態様及び実施例を説明する。

【図面の簡単な説明】

30

【0012】

【図 1】本発明の一実施態様による冷却法の第一の概略図である。

【図 2】他の一実施態様による冷却法の第三の概略図を示す。

【図 3】第二群の実施態様による冷却法の第二の概略図である。

【0013】

この説明の目的で、単一の参照番号は、ライン及び該ラインで運ばれる流れにも割り当てられる。

【0014】

この開示は、多塔天然ガス液 (N G L) 回収システム及び配列の一部として、関連する混合炭化水素原料流から分離された 1 種以上の流れの冷却を示す。

40

【発明を実施するための形態】

【0015】

ここで説明した実施態様は、N G L 回収システムで分離された 1 種以上の流れから少なくとも一部、好ましくは十分に液化した冷却流の製造に極めて効率的な構成 (configuration) を提供する。

【0016】

種々の方法及び装置を開示する。これらの方法は少なくとも以下の工程：

(a) 初期炭化水素流を第一分離器に通して初期塔頂流及び混合炭化水素原料流を得る工程、

(b) 該初期塔頂流を冷却、好ましくは液化して冷却、好ましくは液化炭化水素流を得る

50

工程、

(c) 前記混合炭化水素原料流から少なくとも C 1 塔頂流と 1 種以上の C 2、C 3 及び C 4 塔頂流とを分離する工程、

(d) 該 C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流を含む群の少なくとも 1 種の少なくとも画分を前記 C 1 塔頂流で冷却して冷却流を得る工程、及び

(e) 該冷却流を前記冷却、好ましくは液化炭化水素流の少なくとも画分で更に冷却して、少なくとも一部液化した冷却流を得る工程、を含む。

【0017】

本装置は、

初期炭化水素流を通して初期塔頂流及び混合炭化水素原料流を得るための第一分離器；
該初期炭化水素流を冷却、好ましくは液化して、LNG のような冷却、好ましくは液化炭化水素流を得るための冷却システム；

前記混合炭化水素原料流から少なくとも C 1 塔頂流と 1 種以上の C 2、C 3 及び C 4 塔頂流とを分離するための NGL 回収システム；

前記 C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流を含む群の少なくとも 1 種の少なくとも画分を前記 C 1 塔頂流で冷却して冷却流を得るための手段；及び

前記冷却流を前記冷却、好ましくは液化炭化水素流の少なくとも画分で更に冷却して少なくとも一部液化した冷却流を得るための 1 種以上の熱交換器；
を少なくとも備える。

【0018】

一群の実施態様では前記 C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流を含む群の少なくとも 1 種の少なくとも画分の前記 C 1 塔頂流による冷却は、添加混合により行われる。この目的のため、本装置は前記少なくとも画分を C 1 塔頂流と添加混合するための容器を備えることができる。

【0019】

本群の実施態様では混合炭化水素原料流から分離する際の C 1 塔頂流の圧力とほぼ同じ圧力で冷却（及び添加混合）流を更に冷却するのが有利である。ここで使用した用語“ほぼ同じ”は、第一圧力で得られた C 1 塔頂流の圧力と第二圧力で得られた少なくとも一部液化した冷却流の圧力との差が、配管及び熱交換器を通る流れで生じる些細な（de minimis）、前もって考慮されない（indeliberate）圧力損失よりも少ないことを意味する。

【0020】

前もって考慮されずに圧力を低下しないことにより、更なる冷却中の液化効率は犠牲にならない。圧力の上昇は、理論的には更なる冷却を該相図の一層有利な部分に取入れるが、逆に追加の資本投資及び小区画（plot）空間を必要とする。したがって、該提案群の実施態様は、既に C 1 塔頂流で利用できた圧力の利点をできるだけ多く受ける。また C 1 塔頂流と少なくとも一部液化した冷却流との間に膨脹器又は圧縮器を設ける必要がないのは有利である。

【0021】

多の一群の実施態様では、C 2 塔頂流、C 3 塔頂流及び C 4 塔頂流を含む群の少なくとも 1 種の少なくとも画分の冷却は C 1 塔頂流との間接熱交換により達成される。混合が防止されるので、比較的純粋な C 1 塔頂流を専用することができる。間接熱交換前には実質的な圧力低下又は圧力上昇の必要性は負わされない。

【0022】

いずれの場合も、本発明は、まず C 1 塔頂流により NGL 回収からの流れを冷却し、次いで最終フラッシュ（end-flash）ガスのような主冷却、好ましくは液化炭化水素流の画分により更に冷却、好ましくは十分に液化するのに適用してよい。これにより、主炭化水素流の冷却を減少する本発明方法の工程（b）において冷却能力が奪われるのは防止される。こうして、（別の冷媒、冷凍システム及び／又は回路による）主炭化水素流の冷却用冷エネルギーは、NGL 回収に含有させて、LNG プラントのような液化プラントの他の

10

20

30

40

50

プロセス又は区画の効率向上に向ける必要はない。

【0023】

本発明の実施態様は、C 2、C 3 及び C 4 塔頂流のいずれか 1 つ又はいずれかの組合わせの少なくとも画分の冷却に、N G L 回収からの C 1 塔頂流の冷却を用いるための融通性を提供する。

これにより N G L 回収流を適応させるため、主熱交換器中の余分な束の冷却パイプの必要性は回避され、こうして、E P 1 4 6 9 2 6 6 A 1 では統合主熱交換器に必要であった追加の C A P E X 及び O P E X を回避できる。

【0024】

初期炭化水素流は、限定されるものではないが、冷却可能の炭化水素含有ガスのようないかなる好適な炭化水素流であってもよい。一例は天然ガス又は石油層から得られる天然ガス流である。代替品として、天然ガスはフィッシャー・トロプシュ法のような合成源も含む他の供給源からも得られる。

【0025】

通常、このような初期炭化水素流はほぼメタンで構成される。このような初期原料流はメタンを好ましくは 6 0 モル % 以上、更に好ましくは 8 0 モル % 以上含有する。

【0026】

本発明方法は各種の炭化水素流に適用可能であるが、特に液化すべき天然ガス流に好適である。当業者は炭化水素流の液化方法を容易に理解しているので、ここでは詳細に説明しない。

【0027】

C 1、C 2、C 3 及び C 4 塔頂流は、いかなる公知の N G L 回収システムによっても得られる。N G L 回収システムは、通常、1 つ以上の蒸留塔を有する。本発明に使用できる第一、及び第二、第三又は第四のいずれの蒸留塔も、通常、ガス状塔頂流であって、通常、1 種以上の軽質炭化水素に富む少なくとも 1 種の塔頂流、及び通常、液体流であって、通常、1 種以上の重質炭化水素に富む少なくとも 1 種の塔底流を得るのに適合した、いかなる形状の分離器であってもよい。特定の状況では、塔頂流及び／又は塔底流は混合相流であってよい。

【0028】

好適な第一蒸留塔の一例は、メタン富化塔頂流、及び塔底又はその近くで C 2 + 炭化水素に富む 1 種以上の液体流を得るように設計した “脱メタン器” である。同様に、第二蒸留塔は “脱エタン器” であってよく、第三蒸留塔は “脱プロパン器” であってよく、また第四蒸留塔は “脱ブタン器” であってよい。これらの塔は当該技術分野で公知である。

【0029】

こうして、第一蒸留塔が “脱メタン器” である場合、本発明の第一塔底流は C 2 + 炭化水素流として定義できる。第二蒸留塔が “脱エタン器” である場合、本発明の第二塔底液体流は、C 3 + 炭化水素流として定義してよく、第二塔頂ガス状流は、エタンを好ましくは > 6 0 モル %、更に好ましくは > 8 5 モル %、なお更に好ましくは > 9 0 モル % 含む。

【0030】

本発明の各蒸留塔は 1 つ以上の塔を有し、これら塔の 1 つ又はそれぞれは、エタン、プロパン等の特定の重質炭化水素の個々の液体流を提供できる。普通、N G L 回収では C 5 + 炭化水素流が生じる。

【0031】

ここで使用する用語 “混合炭化水素流” は、メタン (C 1) と；エタン (C 2)、プロパン (C 3)、ブタン (C 4) 及び C 5 + 炭化水素を含む群から選択された 1 種以上の炭化水素 5 モル % 以上と；を含有する原料流に関する。

【0032】

用語 “C 5 + 炭化水素” は、“ペンタン” 及びこれより重質の炭化水素 (“軽質凝縮物” と称することも多い) を含有する流れに関する。

用語 “C 2 +”、“C 3 +” 等は、エタン及びこれより重質の炭化水素、プロパン及び

10

20

30

40

50

これより重質の炭化水素等を含有する流れに関する。

【0033】

C2、C3及びC4のいずれの流れも、なお少量の(<10モル%)メタンを含有してよく、各流れの主成分は、好ましくは>80モル%、更に好ましくは>95モル%の、それぞれエタン、プロパン及びブタンである。

【0034】

原料流又は塔頂流のような流れの2つ以上の部分流への分割は、いかなる好適な流れ分裂器又は分割器を用いてもよい。分裂器又は分割器は、区別(distinct)ユニット又はT片のような簡単なライン分割であってよい。

【0035】

図1は混合炭化水素原料流10と、メタン富化流110とに分離される初期炭化水素流8の冷却方法用液化天然ガスプラント2の簡略化した第一概略図を示す。次いで、メタン富化流110は、冷却、好ましくは液化炭化水素流120、好ましくはLNGを得るため、冷却、好ましくは液化される。一方、図1はNGL回収システム1も示す。この回収システムでは混合炭化水素原料流10は、C1流(20)と1種以上のC2、C3及びC4流(それぞれ、40、50、60)とに分離される。

【0036】

初期原料流7は天然ガスを含有してよい。この原料流は、冷却された部分凝縮初期炭化水素流8を得るため、予備冷却用熱交換器14により冷却される。予備冷却用熱交換器14は、並列、直列又はその両者の1つ以上の熱交換器を当該技術分野で公知の方法で有してよい。冷却用熱交換器14での冷却は、第一冷媒流100により付与され、この冷媒流は加温第一冷媒流100aを得るため、予備冷却用熱交換器14中で加温される。

【0037】

初期原料流7の冷却は、図2について後述するプロパン冷媒回路を含む予備冷却段階のような液化プロセス又は別個のプロセスの一部であってよい。

初期原料流7の冷却は、初期原料流7の温度を-0℃未満、例えば-10℃~-70℃の範囲に低下させる工程を含んでよい。

【0038】

冷却された初期炭化水素流8は、スクラブ(scrub)塔16のような第一分離器16に通され、当該技術分野に公知の方法に従って周囲圧力より高い圧力で操作する。スクラブ塔16は、好ましくは-0℃未満の温度を有する凝縮混合炭化水素原料流10と、本発明ではメタン富化流110とも言う初期塔頂流とを供給する(provide)。この初期ガス状塔頂流110は、メタンが通常、80モル%より多く、冷却初期炭化水素流8に比べてメタンが富化された流れである。

【0039】

混合炭化水素原料流10は、メタンとC2、C3、C4及びC5+炭化水素の1種以上とを含有する。通常、混合炭化水素原料流10中のメタンの割合は、30~50モル%であり、またエタン及びプロパンは、各々5~10モル%のように、かなりの割合(fraction)である。

【0040】

NGL回収では、混合炭化水素流(燃料として使用するか、或いはLNGプラント2で液化され、追加のLNGとして供給される)中のいずれのメタンも回収し、C2流、C3流、C4流及びC5+流として供給することが望ましい。

【0041】

図1において、混合炭化水素原料流10の少なくとも画分、通常、全ては、バルブ18経由でNGL回収システム1に入り、減圧混合炭化水素原料流10aを得た後、頂部又はその近くから第一蒸留塔12に入る。減圧混合炭化水素原料流10aは、通常、混合相流であり、第一蒸留塔12はガス状相及び蒸気相を分離して、C1塔頂流20及び第一塔底流30を得るように適合されている。

【0042】

第一蒸留塔 1 2 により供給された流れの性質は、蒸留塔の大きさ及び種類並びにその操作条件及びパラメーターに従って当該技術分野で公知の方法で変化できる。図 1 に示す配列では、C 1 塔頂流はメタンに富み、好ましくはメタンが > 90 モル%であることが望ましい。

第一蒸留塔 1 2 は、第一再沸器 1 3 及び第一再沸器蒸気戻り流 1 3 a も当該技術分野で公知の方法で有する。

【0043】

第一塔底流 3 0 は、エタン及びこれより重質の炭化水素が > 90 又は > 95 モル%のように大部分 C 2 + 炭化水素流である。第一塔底流 3 0 は、1 つ以上の周囲冷却器、例えば水及び／又は空気冷却器 2 1 により冷却され、冷却第一塔底流 3 1 を得た後、バルブ 1 9 經由で第二蒸留塔 2 2 に入る。第二蒸留塔 2 2 の種類、大きさ、処理能力並びにその操作条件及びパラメーターも第二蒸留塔 2 2 により供給される流れの性質を制御する。

【0044】

図 1 に示す配列では第二蒸留塔 2 2 は、大部分エタン、好ましくはエタンが > 85 モル%又は > 90 モル%である C 2 塔頂流 4 0 と、一般にプロパン及びこれより重質の炭化水素を > 98 モル%含む C 3 + 流である第二塔底流 4 7 とを供給する (provide)。第二蒸留塔 2 2 も第二再沸器 2 3 及び第二再沸器蒸気戻り流 2 3 a を有する。

【0045】

混合炭化水素原料流 1 0 は、任意に副流 1 0 b として供給される。副流 1 0 b は、バルブ 2 4 經由で減圧流 2 5 を供給できる。この減圧流の温度は、第一熱交換器 2 6 中の C 2 塔頂流 4 0 を冷却するのに十分低く、例えば 0℃～-50℃である。第一熱交換器 2 6 は、並列、直列又はその両者の 1 つ以上の熱交換器であってよい。

【0046】

減圧流 2 5 の冷エネルギーは、C 2 塔頂流 4 0 から暖かさを取り出して熱交換器 2 6 中の C 2 塔頂流 4 0 を少なくとも一部、好ましくは完全に凝縮させ、少なくとも一部凝縮した C 2 流 4 0 a を供給する。

【0047】

少なくとも一部凝縮した C 2 流 4 0 a は、分離器 2 7 により分割して分離器塔底流 4 1 を供給する。この塔底流は、ポンプ 2 8 に入って、第二蒸留塔 2 2 に戻るための C 2 還流 4 3 と、C 2 生成物流 4 4 とに分割できた。次いで、C 2 生成物流 4 4 自体は分割器 2 9 により、液化プラント外で、或いは液化プラント中で冷媒成分、例えば当該技術分野で公知の混合冷媒として使用される第一 C 2 画分 4 6 と、後述するように本発明で使用される第二 C 2 画分 4 5 とに分割できる。

【0048】

前述のような分離器塔底流 4 1 及び／又は C 2 生成物流 4 4 の分割の % 割合 (ratio) は、0～100% の範囲のいかなる好適な割合であってもよい。この割合に影響を与える要因としては、第二蒸留塔 2 2 の操作条件及びパラメーター、冷媒として使用するため、或いは冷媒を補給又は補充するための C 2 の外的又は内的要件等が含まれる。

【0049】

C 2 塔頂流 4 0 と減圧流 2 5 との熱交換も温かい減圧流 1 0 c を供給できる。温かい減圧流は第一蒸留塔 1 2 に入ることができる。

【0050】

第二塔底流 4 7 は、プロパン > 90 又は > 95 モル%及びこれより重質の炭化水素のような主として C 3 + 炭化水素流である。第二塔底流 4 7 はバルブ 3 1 を通って減圧第二塔底流 4 8 を供給し、この第二塔底流は第三蒸留塔 3 2 に入る。第三蒸留塔 3 2 の種類、大きさ及び処理能力、並びにその操作条件及びパラメーターは、第三蒸留塔 3 2 により供給される流れの性質を制御する。

【0051】

図 1 に示す配列では第三蒸留塔 3 2 は、プロパンが好ましくは > 85 モル%又は > 90 モル%の主としてプロパンである C 3 塔頂流 5 0 と、一般にブタンを > 90 モル%及びこ

10

20

30

40

50

れより重質の炭化水素を含むC 4 +流である第三塔底流5 7とを供給する。第三蒸留塔3 2は、第三再沸器3 3及び第三再沸器蒸気戻り流3 3 aも有する。

【0 0 5 2】

C 3塔頂流5 0は、水及び／又は空気冷却器3 4のような1つ以上の周囲冷却器を通して冷却C 3塔頂流5 1を供給する。この冷却C 3塔頂流は、分離器3 5により分割され、分離器塔底流5 2を供給する。この分離器塔底流はポンプ3 6に入り、第三蒸留塔3 2に戻すためのC 3還流流5 3とC 3生成物流5 4とに分割される。次いで、C 3生成物流5 4自体は、分割器5 9により、液化プラント外で、或いは液化プラント中で冷媒成分として、例えば当該技術分野で公知の混合冷媒に使用される第一C 3画分5 6と、後述するように本発明で使用される第二C 3画分5 5とに分割できる。

10

【0 0 5 3】

前述のような分離器塔底流5 2及び／又はC 3生成物流5 4の分割の%割合は、0～1 0 0 %の範囲のいかなる好適な割合であってもよい。この割合に影響を与える要因としては、第二蒸留塔3 2の操作条件及びパラメーター、冷媒として使用するため、或いは冷媒を補給又は補充するためのC 3の外的又は内的要件等が含まれる。

【0 0 5 4】

第三塔底流5 7はバルブ3 8を通して減圧第二塔底流5 8を供給し、この第三塔底流は第四蒸留塔4 2に入る。第四蒸留塔4 2の種類、大きさ及び処理能力、並びにその操作条件及びパラメーターは、第四蒸留塔4 2により供給される流れの性質を制御する。

【0 0 5 5】

20

図1に示す配列では第四蒸留塔4 2は、ブタン及び／又はi-ブタンが好ましくは> 8 5モル%又は> 9 0モル%の主としてブタン類であるC 4塔頂流6 0と、C 5 +塔底流6 7とを供給する。C 5 +塔底流6 7は、当該技術分野に公知の方法に従って水及び／又は空気冷却器9 1のような1つ以上の周囲冷却器を通してC 5 +生成物流6 8を供給できる。第四蒸留塔4 2は、第四再沸器9 2及び第四再沸器蒸気戻り流9 2 aも有する。

【0 0 5 6】

C 4塔頂流6 0は、水及び／又は空気冷却器9 3のような1つ以上の周囲冷却器を通して冷却C 4塔頂流6 1を供給できる。この冷却C 4塔頂流は分離器9 4に入って分離器塔底流6 2を供給する。この分離器塔底流はポンプ9 5に入り、第四蒸留塔4 2に戻すためのC 4還流流6 3とC 4生成物流6 4とに分割できた。次いで、C 4生成物流6 4自体は、分割器9 6により、液化プラント外で、或いは液化プラント中で冷媒成分として、例えば当該技術分野で公知の混合冷媒に使用される第一C 4画分6 6と、後述するように本発明で使用される第二C 4画分6 5とに分割できる。

30

【0 0 5 7】

前述のような分離器塔底流6 2及び／又はC 4生成物流6 4の分割の%割合は、0～1 0 0 %の範囲のいかなる好適な割合であってもよい。この割合に影響を与える要因としては、第四蒸留塔3 2の操作条件及びパラメーター、冷媒として使用するため、或いは冷媒を補給又は補充するためのC 4の外的又は内的要件等が含まれる。

【0 0 5 8】

図1に示す配列では第二C 4画分6 5は配合器(combiner) 9 7により、第二C 3画分5 5と配合され、配合C 3・C 4生成物流8 1を供給する。

40

【0 0 5 9】

C 1塔頂流2 0は、配合器8 2により、第二C 2画分4 5と配合され、配合C 1・C 2流8 4を供給し、次いで、このC 1・C 2生成物流も配合器8 6により、配合C 3・C 4流8 1と配合され、冷却流7 0を供給する。

【0 0 6 0】

C 1塔頂流2 0の温度は、一般に0℃未満、例えば- 1 0℃～- 1 0 0℃、更に通常、- 3 0℃～- 7 0℃の範囲である。

第二C 2画分4 5の温度は、一般に1 0℃未満、例えば1 0℃～- 2 0℃、更に通常、5℃～- 1 0℃の範囲である。

50

第二C3画分55及び第二C4画分65の温度は、一般に0℃より高く、通常、0℃～60℃の範囲である。

【0061】

したがって、C1塔頂流20を、C2塔頂流40、C3塔頂流50及びC4塔頂流60を含む群の少なくとも1種の少なくとも画分と併用すれば、C1塔頂流20は前記流れ及び画分のうち最も冷却されているので、前記少なくとも画分はC1塔頂流20によって冷却される。C1塔頂流20を前記少なくとも画分と配合する(combine)配管は前記画分の冷却手段を供給する。

【0062】

図1は、C2塔頂流40、C3塔頂流50及びC4塔頂流60の各第二画分45、55、65がC1塔頂流20と配合され、したがって、添加混合されると、このC1塔頂流により冷却されることを示す。この方法でC1塔頂流20は第二画分45、55、65を直接冷却する。図1の配列ではC1塔頂流20と第二C2画分45と配合C3・C4流81との配合物又は混合物は、冷却流70を単独流として供給する。

【0063】

冷却流70の温度は0℃未満である。冷却流70は混合相流、即ち、一部液体であってよい。

【0064】

図1は、スクラブ塔16からの初期塔頂流110が主熱交換器112に入って、更に冷却された一部凝縮した、好ましくは十分に凝縮又は液化した炭化水素流120を供給することも示す。主熱交換器112での冷却は、第二冷媒流114により得られる。この第二冷媒流は主熱交換器112中で加温され、加温第二冷媒流114aを供給する。冷却、好ましくは液化した炭化水素流120はバルブ116経由で最終フラッシュ(end-flash)容器118のような最終ガス/液体分離器に入る。最終フラッシュ容器118の作用は、当該技術分野で公知で、最終フラッシュガス130と称してよい塔頂流及び液化製品流140、好ましくはLNGを供給する。

【0065】

図1に示す配列では冷却流70は、次に第二熱交換器122に通して更に冷却、好ましくは過冷却できる。これにより、少なくとも一部液化した冷却(又は過冷却)流71が得られる。この冷却流はバルブ124を通った後、減圧冷却流72を供給する。次いで、この減圧冷却流は最終フラッシュ容器118に入る。したがって、少なくとも一部液化した冷却流71は、最終フラッシュ容器118の上流で(例えば当該技術分野で公知のいずれかの種類の接続部品(junction)又は配合器を用いて)、或いは図1に示すように最終フラッシュ容器118中で直接、冷却炭化水素流120と配合される。

【0066】

第二熱交換器122に対する冷却は、最終フラッシュガス130により付与できる。その後、加温最終フラッシュガス流132は、最終圧縮器134により圧縮されて、圧縮最終流136を供給できる。この圧縮最終流は1つ以上の周囲冷却器138で冷却されて、当該技術分野で公知の方法で使用される燃料流139を供給できる。

【0067】

好ましくは減圧冷却流72の圧力は、バルブ116の後の膨張冷却炭化水素流の圧力と同じか、又は同様なので、最終フラッシュ容器118の場合のように、両流は容易に配合できる。

また好ましくは少なくとも一部液化した冷却流71は、冷却、好ましくは液化炭化水素流120の40℃以内、好ましくは10℃以内である。

【0068】

少なくとも一部液化した冷却流71と冷却炭化水素流120との配合には外部冷凍を必要としないことは本発明の他の利点である。こうして、本発明は蒸留塔12、22、32、42の1つ以上からの塔頂流の少なくとも画分を、図1に示す最終フラッシュ容器118のような、液化方法の最終工程又は段階に再噴射を行うことができる。

【0069】

冷却流70を過冷却する利点は、圧力低下中、バルブ124を通過しながら、少量のフラッシュ蒸気が生じ、したがって、冷却流70の大きい画分が最終フラッシュ容器118から液体製品流140中で完結する。

【0070】

C1塔頂流20は、C2塔頂流40、C3塔頂流50及びC4塔頂流60を含む群の少なくとも1つの少なくとも画分を冷却できる点で特に有用である。さもないとC1塔頂流20は液化及び冷却炭化水素流120との配合において、過剰に温めることになる。

【0071】

以上のことから、C1塔頂流20又はこれと配合した流れを、少なくとも一部液化した冷却流71の発生後まで再圧縮又は減圧(decompress)する必要がないことは明らかである。こうして、少なくとも一部液化した冷却流71の圧力はC1塔頂流とほぼ同じで、介入する工程のいずれも圧力の上昇はない。

【0072】

本発明では、C2、C3又はC4塔頂流の少なくとも1種の少なくとも画分45、55、65をC1塔頂流20で冷却して冷却流70を供給する前に、混合炭化水素原料流10から発生する塔頂流20の再圧縮を必要としない。同様に、熱交換器122中で更に冷却して少なくとも一部液化した冷却流71を供給する前に、冷却流70の再圧縮を必要としない。したがって、これら一群の実施態様の方法及び装置は、少なくとも一部液化した冷却流71を膨張させて減圧冷却流72を供給し、最終フラッシュ容器118に通した後までC1塔頂流20又はこれを含む流れを再圧縮する必要がないので有利である。この方法で減圧冷却流72を冷却炭化水素流120と配合する時点は、減圧冷却流72の加圧が必要ないように選択される。

【0073】

これにより、NGL回収システム1において圧縮器の必要がないので、CAPEXが著しく節約される上、このような再圧縮がなくて済むので、操作動力としてOPEXも節約される。

【0074】

また少なくとも一部液化した冷却炭化水素流71の発生後までC1塔頂流20又はこれを含む流れを膨張させる必要もない。こうして、第六の気圧であり得る冷却流70は、C1塔頂流20とほぼ同じ圧力で冷却炭化水素流120の少なくとも画分により更に冷却できる。この更なる冷却工程は、少なくとも一部液化した冷却炭化水素流71を供給する。低压流は低温で液化するので、低压流を減圧する必要性をなくすと、熱交換器122での少なくとも一部の液化は、少なくとも一部液化工程の前に1つ以上の低压流を膨張させるシステムに比べて改善される。

【0075】

例えば前述のような冷却流70は、該冷却流が誘導されるC1塔頂流とほぼ同じ圧力である約35バールの圧力であり得る。第二熱交換器122中でこのような減圧(depressurize)していない冷却流70を最終フラッシュガス130により冷却して少なくとも一部液化した流れ71を供給し、続いてバルブ124中で減圧冷却流72としてほぼ周囲圧力まで膨張させ、次いで最終フラッシュ容器118中でフラッシングすると、第二熱交換器122中で冷却し、ほぼ周囲圧力まで膨張させ、次いで、前述のような最終フラッシュ工程を行う前に、膨張装置を用いて約10バールの圧力に下げた冷却流70に比べて、22%より多く液化した炭化水素を減圧冷却流72から供給できる。この比較は、同一流量の流れ70及び同じ大きさの熱交換器122を基準としたものである。

【0076】

図2は、図1に示す方法及び配列の更に詳細な図である。図2は、図1に示すNGL回収システム1を取入れたLNGプラント2を示す。

【0077】

図2は、スクラップ塔16に入る冷却初期炭化水素流を得るため、3つの予備冷却用熱交

10

20

30

40

50

換器 14 a、14 b 及び 14 c（図 1 に示す予備冷却用熱交換器 14 と同等物）により冷却される初期原料流 7 を示す。スクラップ塔 16 は、凝縮混合炭化水素原料流 10 を供給する。この炭化水素原料流は前述の NGL 回収システム 1 に入り、冷却流 70 と、第一 C2、C3、C4 画分 46、56、66 及び C5 + 生成物流 68 とを供給する。

【0078】

スクラップ塔 16 は初期塔頂流 110 も供給する。この初期塔頂流は、主熱交換器 112 に入り、これにより部分冷却されて側流 200 を供給する。この側流は、分離器 202 に入って、スクラップ塔 16 に戻すための塔底還流流 204 及び塔頂流 206 を供給する。塔頂流 206 の、通常 < 5 容量 % の第一画分は、側流 206 a として供給できる。一方、塔頂流 206 の大部分は、冷却、好ましくは液化流 120 を供給するため、第二画分流 206 b として液化用種熱交換器 112 に戻される。

10

【0079】

また図 2 は、主熱交換器 112 に冷却源 (cooling) を供給するための主冷媒回路 210 も示す。主冷媒回路は当該技術分野に公知で、通常、1 つ以上の冷媒圧縮器、周囲冷却器、冷媒冷却器、及び当該技術分野で公知の方法に従って主熱交換器中で別々に使用できる軽質及び重質冷媒画分への分割工程を含む。

【0080】

冷却炭化水素流 120 は、第三熱交換器 212、膨張器 214 及びバルブ 216 を通って、最終フラッシュ容器 118 に入る。最終フラッシュ容器 118 から、最終フラッシュガス 30 は、冷却流 70 を圧縮し冷却して燃料流 139 を供給する前に、第二熱交換器 122 を通って冷却流 70 を冷却する。

20

【0081】

また図 2 は、最終フラッシュガス 130 により第二熱交換器 122 中で側流 206 a を冷却する工程も示す。次に、冷却された側流 206 c はバルブ 125 により減圧され、続いてバルブ 124 の前又はバルブ 124 の下流で、少なくとも一部液化した冷却流 71 と配合できる。

【0082】

図 1 及び 2 において、C1 塔頂流 20 は冷却流 70 の一部である。続いて、冷却流 70 は冷却炭化水素流 120、特に最終フラッシュガス 130 の画分で液化される。これにより創られた少なくとも一部液化した冷却流 71 は、引続き、冷却炭化水素流 120 と配合される。

30

【0083】

図 1 及び 2 の実施態様において、特に少なくとも一部液化した冷却流 71 の圧力は、C1 塔頂流 20 の圧力とほぼ同じである。したがって、冷却流 70 の圧力は C1 塔頂流 20 と少なくとも一部液化した冷却流 71 との中間であり、またこれら他の流れとほぼ同じ圧力である。これは、C1 塔頂流 20 と少なくとも一部液化した冷却流 71 との間に圧縮又は膨張工程を必要としないことを意味する。

【0084】

ここで使用した用語“ほぼ同じ”は、第一圧力で得られた C1 塔頂流 20 の圧力と第二圧力で得られた少なくとも一部液化した冷却流 71 の圧力との差が、配管及び熱交換器を通る流れで生じる些細な、前もって考慮されない圧力損失よりも少ないことを意味する。この圧力差は、10 バール未満、更に好ましくは 5 バール未満、なお更に好ましくは 1 バール未満であってよい。

40

【0085】

一方では、C1 塔頂流 20 とほぼ同じ圧力で少なくとも一部液化した冷却流 71 を製造すると、C1 塔頂流 20 又はこの塔頂流から形成される冷却流 84、70 の圧縮は不要である。したがって、C1 塔頂流 20 と少なくとも一部液化した冷却流 71 との間には、いかなる圧縮器も必要としない。この陣容は、NGL 回収システム 1 において冷却流用の圧縮器を必要としないので、CAPEX が著しく節約される。またこれら流れの 1 つ以上を圧縮するための圧縮器を駆動する必要がなくて済むので、操作動力として OPEX も節約

50

される。

【0086】

他方では、更に、本構成のいずれでもC1、C2、C3及びC4塔頂流並びに冷却流71の圧力を低下させる必要がない。したがって、C1塔頂流20と少なくとも一部液化した冷却流71との間には、いかなる膨張器も必要としない。これら流れの減圧の必要性をなくすと、冷却流は、1つ以上の減圧を行った他のシステムに比べて、高圧の冷却炭化水素流の少なくとも画分で更に冷却される。このような高圧では、少なくとも一部液化した冷却流を供給するのに必要な潜熱は低下し、更なる冷却操作を一層効率的に行えるものと考えられる。こうして、C1塔頂流が得られる第一圧力も冷却流を更に冷却するのに有益な圧力である。

10

【0087】

図3は、本発明の他の実施態様による代替図4を示す。ここで、工程(d)で定義した群、即ち、C2塔頂流、C3塔頂流及びC4塔頂流を含む群の少なくとも1種の少なくとも画分の冷却は、C1塔頂流20との間接熱交換により行われ、C1塔頂流20との添加混合は必要としない。この間接熱交換により加温した後、C1塔頂流20aは、例えば燃料ガスとして使用してよい。

【0088】

図3に示す配列では、天然ガスを含有する初期原料流7は、3つの予備冷却用熱交換器14a、14b、14cにより冷却されて、一部凝縮した冷却初期炭化水素流8を供給する。この冷却初期炭化水素流は主熱交換器112に直接入って、更に冷却された初期炭化水素流18aを供給する。

20

【0089】

更に冷却された炭化水素流18aは分離器240に入って、塔底流として混合炭化水素原料流10を供給する。次いで、この混合炭化水素原料流は、前述のようなNGL回収システム1に入り、前述のようなC1塔頂流20、第二C2画分45、第二C3画分55及び第二C4画分65を供給する。

【0090】

第二C2、C3及びC4画分45、55、65は配合されて、第四熱交換器244に入る配合流242を形成する。第四熱交換器244には、冷却体(cooler)であるC1塔頂流20も入り、配合流242に冷却を供給して、加温C1塔頂流20a及び冷却流70aを供給する。第四熱交換器244は、前記画分を冷却するための一手段である。

30

【0091】

加温C1塔頂流20aは燃料流139aとして使用するため、圧縮最終フラッシュガス流136のような1種以上の他の、メタンを主とする流れと配合できる。

【0092】

一方、冷却流70aは熱交換器122aを通過して、少なくとも一部液化した冷却流71aを供給する。この一部液化冷却流は、バルブ124を経由し、任意に前述のような液化側流206cと配合されて、減圧配合流72aを供給できる。次いで、この減圧配合流は最終フラッシュ容器118に入ることができる。

【0093】

分離器240からの主塔頂画分206bは、主熱交換器112中で少なくとも一部、好ましくは全て凝縮され、冷却、好ましくは液化炭化水素流120を供給する。冷却炭化水素流120は、第三熱交換器212、膨張器214及びバルブ216を通過して、最終フラッシュ容器118に入る最終原料流222を供給する。

40

【0094】

下記表1は、図2に示す配列の例示方法における種々の部分での幾つかの流れについて評価した組成、相、圧力及び温度の一覧表である。

【0095】

【表 1】

流れ	相	温度 °C	圧力 バール	質量流量 kg/s	N2	C1	C2	C3	IC4	C4	C5+
								モル %			
10	V/L	-50.8	62.0	11.0	0.53	59.91	11.49	8.27	2.69	4.44	12.65
10a	V/L	-66.2	35.0	6.6	0.53	59.91	11.49	8.27	2.69	4.44	12.65
10b	V/L	-50.8	62.0	4.4	0.53	59.91	11.49	8.27	2.69	4.44	12.65
10c	V/L	2.6	39.5	4.4	0.53	59.91	11.49	8.27	2.69	4.44	12.65
20	V	-65.4	35.0	3.5	0.86	96.06	2.66	0.34	0.03	0.03	0.00
30	V/L	93.8	35.1	7.5	0.00	1.00	25.88	21.20	7.03	11.62	33.26
31	L	43.0	34.6	7.5	0.00	1.00	25.88	21.20	7.03	11.62	33.26
40	V	9.9	27.4	3.1	0.00	3.54	91.46	4.95	0.00	0.00	0.00
45	L	3.3	40.0	1.1	0.00	3.54	91.46	4.95	0.00	0.00	0.00
47	L	141.4	27.7	6.4	0.00	0.00	0.08	27.59	9.79	16.20	46.34
48	V/L	119.1	15.5	6.4	0.00	0.00	0.08	27.59	9.79	16.20	46.34
55	L	46.9	40.0	1.1	0.00	0.00	0.29	99.41	0.29	0.01	0.00
65	L	50.1	40.0	1.2	0.00	0.00	0.00	1.02	45.04	53.93	0.00
70	V/L	-27.4	35.0	6.9	0.62	69.61	13.35	9.61	3.10	3.68	0.00

V= 蒸気 , L= 液体

表 1

【0096】

当業者ならば、本発明は、付属する特許請求の範囲から逸脱することなく、多数の各種方法に従って実施できることを理解している。

【符号の説明】

【0097】

- 1 NGL回収システム
- 2 液化天然ガスパラント
- 7 (天然ガス含有) 初期原料流
- 8 (冷却) 初期炭化水素流
- 10 混合炭化水素原料流
- 12 第一蒸留塔
- 13 第一再沸器

1 3 a	第一再沸器蒸気戻り流	
1 4	予備冷却用熱交換器	
1 4 a	予備冷却用熱交換器	
1 4 b	予備冷却用熱交換器	
1 4 c	予備冷却用熱交換器	
1 6	第一分離器又はスクラブ塔	
1 8	バルブ	
1 8 a	更に冷却された（初期）炭化水素流	
2 0	C 1 塔頂流	
2 0 a	（加温）C 1 塔頂流	10
2 1	水及び／又は空気冷却器	
2 2	第二蒸留塔	
2 5	減圧流	
2 6	第一熱交換器	
2 7	分離器	
2 8	ポンプ	
2 9	分割器	
3 0	第一塔底流	
3 1	冷却第一塔底流	
3 2	第三蒸留塔	20
3 3	第三再沸器	
3 3 a	第三再沸器蒸気戻り流	
3 4	水及び／又は空気冷却器のような周囲冷却器	
3 5	分離器	
3 6	ポンプ	
3 8	バルブ	
4 0	C 2 塔頂流	
4 0 a	少なくとも一部凝縮した C 2 流	
4 2	第四蒸留塔	
4 3	C 2 還流流	30
4 4	C 2 生成物流	
4 5	第二 C 2 画分	
4 6	第一 C 2 画分	
4 7	第二塔底流	
4 8	減圧第二塔底流	
5 0	C 3 塔頂流	
5 1	冷却 C 3 塔頂流	
5 2	分離器塔底流	
5 3	C 3 還流流	
5 4	C 3 生成物流	40
5 5	第二 C 3 画分	
5 6	第一 C 3 画分	
5 7	第三塔底流	
5 8	減圧第二塔底流	
5 9	分割器	
6 0	C 4 塔頂流	
6 1	冷却 C 4 塔頂流	
6 2	分離器塔底流	
6 3	C 4 還流流	
6 4	C 4 生成物流	50

6 5	第二 C 4 画分	
6 6	第一 C 4 画分	
6 7	C 5 + 塔底流	
6 8	C 5 + 生成物流	
7 0	冷却流	
7 0 a	冷却流	
7 1	少なくとも一部液化した冷却（又は過冷却）流	
7 1 a	少なくとも一部液化した冷却流	
7 2	減圧冷却流	
7 2 a	減圧配合流	10
8 1	配合 C 3 ・ C 4 生成物流	
8 2	配合器	
8 4	配合 C 1 ・ C 2 流	
8 6	配合器	
9 1	水及び／又は空気冷却器	
9 2	第四再沸器	
9 2 a	第四再沸器蒸気戻り流	
9 3	水及び／又は空気冷却器	
9 4	分離器	
9 5	ポンプ	20
9 6	分割器	
9 7	配合器	
1 0 0	第一冷媒流	
1 0 0 a	加温第一冷媒流	
1 1 0	メタン富化流又は初期塔頂流	
1 1 2	主熱交換器	
1 1 4	第二冷媒流	
1 1 4 a	加温第二冷媒流	
1 1 6	バルブ	
1 1 8	最終フラッシュ容器	30
1 2 0	冷却又は液化炭化水素流	
1 2 2	第二熱交換器	
1 2 2 a	熱交換器	
1 2 4	バルブ	
1 2 5	バルブ	
1 3 0	最終フラッシュガス	
1 3 2	加温最終フラッシュガス流	
1 3 6	圧縮最終（フラッシュガス）流	
1 3 8	周囲冷却器	
1 3 9	燃料流	40
1 3 9 a	燃料流	
1 4 0	液化製品流	
2 0 0	側流	
2 0 2	分離器	
2 0 4	塔底還流流	
2 0 6	塔頂流	
2 0 6 a	側流	
2 0 6 b	第二画分流、冷却側流又は主塔頂画分	
2 0 6 c	冷却（又は液化）側流	
2 1 0	主冷媒回路	50

2 1 2 第三熱交換器
2 1 4 膨張器
2 1 6 バルブ
2 2 2 最終原料流
2 4 0 分離器
2 4 2 配合流
2 4 4 第四熱交換器

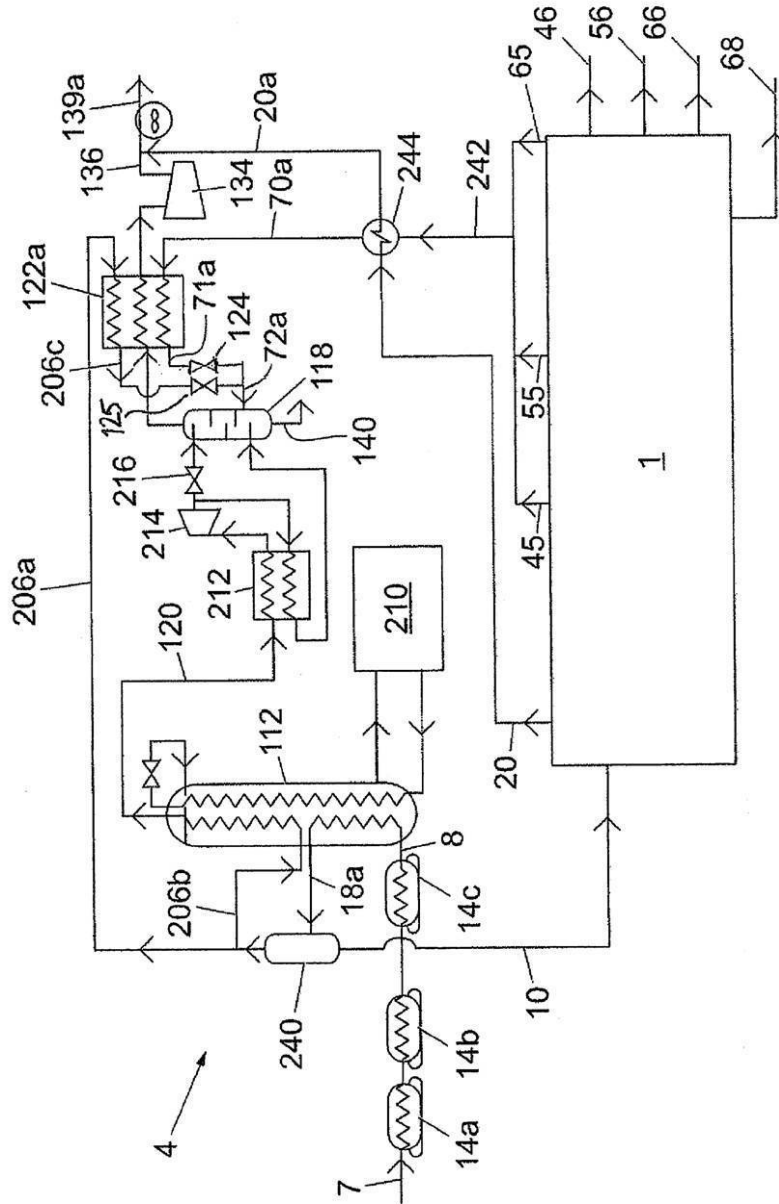
【先行技術文献】

【特許文献】

【0098】

【特許文献1】 E P 1 4 6 9 2 6 6 A 1

【図 3】



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
- (72)発明者 マルコ・ディック・ヤゲル
オランダ国 2596 エイチアール ザ ハーグ カレル ウァン ビラントラーン 16
- (72)発明者 ウーター・ヤン・メイリング
マレーシア国 50088 クアラルンプール ペトロナス ツイン タワー レベル 19 タ
ワー 2

審査官 神田 和輝

- (56)参考文献 特開平10-053779 (JP, A)
特開2005-042093 (JP, A)
特表2007-536404 (JP, A)

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)

C10G 5/06
C10L 3/00-3/12
F25J 1/00-5/00