

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特 許 公 報(B2)

(11) 特許番号

特許第4498360号
(P4498360)

(45) 発行日 平成22年7月7日(2010.7.7)

(24) 登録日 平成22年4月23日(2010.4.23)

(51) Int.Cl.

F I

F 2 5 J 3/02 (2006.01)
C 1 0 L 3/06 (2006.01)F 2 5 J 3/02 B
C 1 0 L 3/00 A

請求項の数 47 (全 52 頁)

(21) 出願番号	特願2006-533825 (P2006-533825)	(73) 特許権者	505320850
(86) (22) 出願日	平成16年7月1日(2004.7.1)		オートロフ・エンジニアーズ・リミテッド
(65) 公表番号	特表2007-508516 (P2007-508516A)		アメリカ合衆国 テキサス州 79701
(43) 公表日	平成19年4月5日(2007.4.5)		-4438 ミッドランド ウェスト ウ
(86) 国際出願番号	PCT/US2004/021310		オール 415 スイート 2000
(87) 国際公開番号	W02005/035692	(74) 代理人	100089705
(87) 国際公開日	平成17年4月21日(2005.4.21)		弁理士 社本 一夫
審査請求日	平成19年6月29日(2007.6.29)	(74) 代理人	100140109
(31) 優先権主張番号	10/675,785		弁理士 小野 新次郎
(32) 優先日	平成15年9月30日(2003.9.30)	(74) 代理人	100075270
(33) 優先権主張国	米国 (US)		弁理士 小林 泰
早期審査対象出願		(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】 液化天然ガスの処理

(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液化天然ガスの分離法であって、
該方法が、

(a) 前記液化天然ガス流れを、1つ又はそれより多い供給流れにより精留塔に供給し
；そして

(b) 前記液化天然ガスを、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と、大部分の
メタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別することを含み、

(1) 蒸留流れを前記精留塔の上部領域から取り出し、部分的に凝縮させるのに十分に
冷却し、その後、大部分のメタンを含有する揮発性の高い前記留分と還流流れとを形成す
るように分離し；

(2) 前記還流流れを塔頂部供給位置にて前記精留塔に供給し；

(3) 前記液化天然ガス流れを加熱して、前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補い
、その後、少なくとも第1流れと第2流れとに分離し；

(4) 前記第1流れを塔中部の高位供給位置にて前記精留塔に供給し；

(5) 前記第2流れを、少なくともその一部を蒸発するのに十分に加熱し、その後、塔
中部の低位供給位置にて前記精留塔に供給し；そして

(6) 前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部
分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するために、前記還流流れ

10

20

の量及び温度、並びに、前記精留塔への前記供給流れの温度を制御する、
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液化天然ガスの分離法であって、
該方法が、前記液化天然ガスを、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と、大部分
のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別すること
を含み、

(1) 接触装置を提供して、前記液化天然ガスを分別し；
(2) 蒸留流れを前記接触装置の上部領域から取り出し、部分的に凝縮させるのに十分に
冷却し、その後、大部分のメタンを含有する揮発性の高い前記留分と還流流れとを形成
するように分離し；

(3) 前記還流流れを塔頂部供給位置にて前記接触装置に供給し；
(4) 前記液化天然ガス流れを、少なくともその一部を蒸発するのに十分に加熱し、そ
れにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補い；

(5) 前記加熱された液化天然ガス流れを前記接触装置に送り、そこで前記蒸留流れと
液体流れとを形成して、分離し；

(6) 前記液体流れを、前記接触装置の圧力より低い圧力で働く精留塔に送り、そこで
前記流れを、蒸気流れと、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮
発性の低い留分とに分離することにより更に分別し、；

(7) 前記蒸気流れを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、その後、塔低部供給位
置にて前記接触装置に供給し；そして

(8) 前記接触装置及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭
化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するた
めに、前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触装置及び前記精留塔への前記供給流れ
の温度を制御する、

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液化天然ガスの分離法であって、
該方法が、前記液化天然ガスを、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と、大部分
のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別すること
を含み、

(1) 接触装置を提供して、前記液化天然ガスを更に分別し；
(2) 蒸留流れを前記接触装置の上部領域から取り出し、部分的に凝縮させるのに十分に
冷却し、その後、大部分のメタンを含有する揮発性の高い前記留分と還流流れとを形成
するように分離し；

(3) 前記還流流れを塔頂部供給位置にて前記接触装置に供給し；
(4) 前記液化天然ガス流れを加熱して、前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補い
、その後、少なくとも第 1 流れと第 2 流れとに分離し；

(5) 前記第 1 流れを塔中部供給位置にて前記接触装置に供給し；
(6) 前記第 2 流れを、少なくともその一部を蒸発するのに十分に加熱し、その後、塔
低部供給位置にて前記接触装置に供給し、そこで前記蒸留流れと液体流れとを形成して、
分離し；

(7) 前記液体流れを、前記接触装置の圧力より低い圧力で働く精留塔に送り、そこで
前記流れを、蒸気流れと、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相対的
に揮発性の低い留分とに分離することによりさらに分別し；

(8) 前記蒸気流れを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、その後、塔低部供給位
置にて前記接触装置に供給し；そして

(9) 前記接触装置及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭
化水素成分の大部分が相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するた
めに前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触装置及び前記精留塔への前記供給流れの温度

を制御する

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液化天然ガスの分離法であって、該方法が、前記液化天然ガスを、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別することを含み、

(1) 接触装置を提供して、前記液化天然ガスを分別し；
(2) 蒸留流れを前記接触装置の上部領域から取り出し、部分的に凝縮させるのに十分に冷却し、その後、大部分のメタンを含有する揮発性の高い前記留分と還流流れとを形成するように分離し；

(3) 前記還流流れを塔頂部供給位置にて前記接触装置に供給し；
(4) 前記液化天然ガス流れを、少なくともその一部を蒸発するのに十分に加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補い；

(5) 前記加熱された液化天然ガス流れを前記接触装置に送り、そこで前記蒸留流れと液体流れとを形成して、分離し；

(6) 前記液体流れを、前記接触装置の圧力より低い圧力で働く精留塔に送り、そこで前記流れを、蒸気流れと、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分離することによりさらに分別し；

(7) 前記蒸気流れを実質的に凝縮するまで冷却し；
(8) 前記実質的に凝縮された流れをポンプで前記精留塔の圧力より高い圧力に加圧し、少なくともその一部を蒸発させるのに十分に加熱し、その後、塔低部供給位置にて前記接触装置に供給し；そして

(9) 前記接触装置及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するために、前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触装置及び前記精留塔への前記供給流れの温度を制御する

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液化天然ガスの分離法であって、該方法が、前記液化天然ガスを、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別することを含み、

(1) 接触装置を提供して、前記液化天然ガスを分別し；
(2) 蒸留流れを前記接触装置の上部領域から取り出し、部分的に凝縮させるのに十分に冷却し、その後、大部分のメタンを含有する揮発性の高い前記留分と還流流れとを形成するように分離し；

(3) 前記還流流れを塔頂部供給位置にて前記接触装置に供給し；
(4) 前記液化天然ガス流を加熱して、前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補い、その後、少なくとも第 1 流れと第 2 流れとに分割し；

(5) 前記第 1 流れを塔中部供給位置にて前記接触装置に供給し；
(6) 前記第 2 流れを、少なくともその一部を蒸発するのに十分に加熱し、その後、塔低部供給位置にて前記接触装置に供給し、そこで前記蒸留流れと液体流れとを形成して、分離し；

(7) 前記液体流れを、前記接触装置の圧力より低い圧力で働く精留塔に送り、そこで前記流れを、蒸気流れと、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相対的に揮発性の低い留分とに分離することによりさらに分別し；

(8) 前記蒸気流れを実質的に凝縮するまで冷却し；
(9) 前記実質的に凝縮された流れをポンプで前記精留塔の圧力より高い圧力に加圧し、少なくともその一部を蒸発させるのに十分に加熱し、その後、塔低部供給位置にて前記

接触装置に供給し；そして

(10) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触装置及び前記精留塔への前記供給流れの温度が、前記接触装置及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するために前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触装置及び前記精留塔への前記供給流れの温度を制御する

という改良がなされた前記方法。

【請求項6】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離法であって、
該方法が、

前記液化天然ガスを、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別することを含み、

(1) 接触装置を提供して、前記液化天然ガスを分別し；

(2) 蒸留流れを前記接触装置の上部領域から取り出し、部分的に凝縮させるのに十分に冷却し、その後、大部分のメタンを含有する揮発性の高い前記留分と還流流れとを形成するように分離し；

(3) 前記還流流れを塔頂部供給位置にて前記接触装置に供給し；

(4) 前記液化天然ガス流れを、少なくともその一部を蒸発するのに十分に加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補い；

(5) 前記加熱された液化天然ガス流れを前記接触装置に送り、そこで前記蒸留流れと第1液体流れとを形成して、分離し；

(6) 前記第1液体流れを、前記接触装置の圧力より低い圧力で働く精留塔に送り、そこで前記流れを、第1蒸気流れと、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分離することによりさらに分別し；

(7) 前記第1蒸気流れを、部分的に凝縮するのに十分に冷却し、その後、第2蒸気流れと第2液体流れとを形成するように分離し；

(8) 前記第2蒸気流れを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、その後、塔低部供給位置にて前記接触装置に供給し；

(9) 前記第2液体流れをポンプで前記精留塔の圧力より高い圧力に加圧し、少なくともその一部を蒸発させるのに十分に加熱し、その後、塔低部供給位置にて前記接触装置に供給し；そして

(10) 前記接触装置及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するために、前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触装置及び前記精留塔への前記供給流れの温度を制御する

という改良がなされた前記方法。

【請求項7】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離法であって、
該方法が、

前記液化天然ガスを、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別することを含み、

(1) 接触装置を提供して、前記液化天然ガスを分別し；

(2) 蒸留流れを前記接触装置の上部領域から取り出し、部分的に凝縮させるのに十分に冷却し、その後、大部分のメタンを含有する揮発性の高い前記留分と還流流れとを形成するように分離し；

(3) 前記還流流れを塔頂部供給位置にて前記接触装置に供給し；

(4) 前記液化天然ガス流を加熱して、前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補い、その後、少なくとも第1流れと第2流れとに分割し；

(5) 前記第1流れを塔中部供給位置にて前記接触装置に供給し；

(6) 前記第2流れを、少なくともその一部を蒸発するのに十分に加熱し、その後、塔

10

20

30

40

50

低部供給位置にて前記接触装置に供給し、そこで前記蒸留流れと第1液体流れとを形成して、分離し；

(7) 前記第1液体流れを、前記接触装置の圧力より低い圧力で働く精留塔に送り、そこで前記流れを、第1蒸気流れと、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相対的に揮発性の低い留分とに分離することによりさらに分別し；

(8) 前記第1蒸気流れを部分的に凝縮するのに十分に冷却し、その後、第2蒸気流れと第2液体流れとを形成するように分離し；

(9) 前記第2蒸気流れを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、その後、塔低部供給位置にて前記接触装置に供給し；

(10) 前記第2液体流れをポンプで前記精留塔の圧力より高い圧力に加圧し、少なくともその一部を蒸発させるのに十分に加熱し、その後、塔低部供給位置にて前記接触装置に供給し；そして

(11) 前記接触装置及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するために、前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触装置及び前記精留塔への前記供給流れの温度を制御する

という改良がなされた前記方法。

【請求項8】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離法であって、該方法が、

前記液化天然ガスを、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別することを含み、

(1) 接触装置を提供して、前記液化天然ガスを分別し；

(2) 蒸留流れを前記接触装置の上部領域から取り出し、部分的に凝縮させるのに十分に冷却し、その後、大部分のメタンを含有する揮発性の高い前記留分と還流流れとを形成するように分離し；

(3) 前記還流流れを塔頂部供給位置にて前記接触装置に供給し；

(4) 前記液化天然ガス流れを、少なくともその一部を蒸発するのに十分に加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補い；

(5) 前記加熱された液化天然ガス流れを前記接触装置に送り、そこで前記蒸留流れと第1液体流れとを形成して、分離し；

(6) 前記第1液体流れを、前記接触装置の圧力より低い圧力で働く精留塔に送り、そこで前記流れを、第1蒸気流れと、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分離することによりさらに分別し；

(7) 前記第1蒸気流れを、部分的に凝縮するのに十分に冷却し、その後、第2蒸気流れと第2液体流れとを形成するように分離し；

(8) 前記第2蒸気流れを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し；

(9) 前記第2液体流れをポンプで前記精留塔の圧力より高い圧力に加圧し、少なくともその一部を蒸発させるのに十分に加熱し；

(10) 前記圧縮された第2蒸気流れ及び前記加熱され、ポンプ加圧された第2液体流れを組み合わせ、複合流れを形成し、その後、前記複合流れを塔低部供給位置にて前記接触装置に供給し；そして

(11) 前記接触装置及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するために、前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触装置及び前記精留塔への前記供給流れの温度を制御する

という改良がなされた前記方法。

【請求項9】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離法であって、該方法が、

前記液化天然ガスを、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と、大部分のメタンより重質の炭化水素成分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別することを含み、

(1) 接触装置を提供して、前記液化天然ガスを分別し；

(2) 蒸留流れを前記接触装置の上部領域から取り出し、部分的に凝縮させるのに十分に冷却し、その後、大部分のメタンを含有する揮発性の高い前記留分と還流流れとを形成するように分離し；

(3) 前記還流流れを塔頂部供給位置にて前記接触装置に供給し；

(4) 前記液化天然ガス流を加熱して、前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補い、その後、少なくとも第1流れと第2流れとに分割し；

(5) 前記第1流れを塔中部供給位置にて前記接触装置に供給し；

(6) 前記第2流れを、少なくともその一部を蒸発するのに十分に加熱し、その後、塔低部供給位置にて前記接触装置に供給し、そこで前記蒸留流れと第1液体流れとを形成して、分離し；

(7) 前記第1液体流れを、前記接触装置の圧力より低い圧力で働く精留塔に送り、そこで前記流れを、第1蒸気流れと、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相対的に揮発性の低い留分とに分離することによりさらに分別し；

(8) 前記第1蒸気流れを部分的に凝縮するのに十分に冷却し、その後、第2蒸気流れと第2液体流れとを形成するように分離し；

(9) 前記第2蒸気流れを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し；

(10) 前記第2液体流れをポンプで前記精留塔の圧力より高い圧力に加圧し、少なくともその一部を蒸発させるのに十分に加熱し；

(11) 前記圧縮された第2蒸気流れ及び前記加熱され、ポンプ加圧された第2液体流れを組み合わせ、複合流れを形成し、その後、前記複合流れを塔低部供給位置にて前記接触装置に供給し；そして

(12) 前記接触装置及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するために、前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触装置及び前記精留塔への前記供給流れの温度を制御する

という改良がなされた前記方法。

【請求項10】

圧縮された蒸気流れを冷却し、その後、塔低部供給位置にて接触装置に供給する、請求項2に記載の方法。

【請求項11】

圧縮された蒸気流れを冷却し、その後、塔低部供給位置にて接触装置に供給する、請求項3に記載の方法。

【請求項12】

圧縮された第2蒸気流れを冷却し、その後、塔低部供給位置にて接触装置に供給する、請求項6に記載の方法。

【請求項13】

圧縮された第2蒸気流れを冷却し、その後、塔低部供給位置にて接触装置に供給する、請求項7に記載の方法。

【請求項14】

圧縮された第2蒸気流れを冷却し、その後、加熱され、ポンプ加圧された第2液体流れと組み合わせ、複合流れを形成する、請求項8に記載の方法。

【請求項15】

圧縮された第2蒸気流れを冷却し、その後、加熱され、ポンプ加圧された第2液体流れと組み合わせ、複合流れを形成する、請求項9に記載の方法。

【請求項16】

蒸気流れを加熱し、前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却し、その後、塔低部供給位置にて接触装置に供給する、請求項2に記載の方法。

10

20

30

40

50

【請求項 17】

蒸気流れを加熱し、前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却し、その後、塔低部供給位置にて接触装置に供給する、請求項 3 に記載の方法。

【請求項 18】

第 2 蒸気流れを加熱し、前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却し、その後、塔低部供給位置にて接触装置に供給する、請求項 6 に記載の方法。

【請求項 19】

第 2 蒸気流れを加熱し、前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却し、その後、塔低部供給位置にて接触装置に供給する、請求項 7 に記載の方法。

【請求項 20】

第 2 蒸気流れを加熱し、前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却し、その後、加熱され、ポンプ加圧された第 2 液体流れと組み合わせて、複合流れを形成する、請求項 8 に記載の方法。

【請求項 21】

第 2 蒸気流れを加熱し、前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却し、その後、加熱され、ポンプ加圧された第 2 液体流れと組み合わせて、複合流れを形成する、請求項 9 に記載の方法。

【請求項 22】

蒸留流れを、デフレグメーター中で部分的に凝縮するのに十分に冷却し、そして同時に、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と還流流れとを形成するように分離し、ここで前記還流流れが該デフレグメーターから精留塔の頂部分別段階へ流れる、請求項 1 に記載の方法。

【請求項 23】

蒸留流れを、デフレグメーター中で部分的に凝縮するのに十分に冷却し、そして同時に、大部分のメタンを含有する揮発性の高い留分と還流流れとを形成するように分離し、ここで前記還流流れが該デフレグメーターから接触装置の頂部分別段階へ流れる、請求項 2、3、4、5、6、7、8、9、10、11、12、13、14、15、16、17、18、19、20 又は 21 に記載の方法。

【請求項 24】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離装置であって、

a) 前記液化天然ガスを 1 つ又はそれより多い供給流れにより精留塔に供給する供給手段；及び

b) 前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを、前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、メタンより重質の炭化水素成分の大部分を含有する相対的に揮発性の低い留分とに分別する、前記供給手段に接続された精留塔を含み、前記装置が、

(1) 前記精留塔の上部領域に接続されて、蒸留流れを取り出す、取り出し手段；

(2) 前記取り出し手段に接続されて、前記蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第 1 熱交換手段；

(3) 前記第 1 熱交換手段に接続されて、前記部分的に凝縮された蒸留流れを受容し、そしてそれを前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、還流流れとに分離する、分離手段、前記分離手段は更に前記精留塔に接続されて、前記還流流れを塔頂部の供給位置にて前記精留塔に供給する；

(4) 更に前記供給手段に接続されて、前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第 1 熱交換手段；

(5) 前記第 1 熱交換手段に接続されて、前記加熱された液化天然ガスを受容し、そしてそれを少なくとも第 1 流れと第 2 流れとに分割する、分割手段、前記分割手段は更に前記精留塔に接続されて、塔中部の高位供給位置にて前記第 1 流れを供給する；

(6) 前記分割手段に接続されて、前記第 2 流れを受容し、そして少なくともその一部

10

20

30

40

50

を蒸発させるのに十分に加熱する、第2熱交換手段、前記第2熱交換手段は更に前記精留塔に接続されて、塔中部の低位供給位置にて前記加熱された第2流れを供給する；及び

(7) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記精留塔への前記供給流れの温度を調節して、前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するように適合された、制御手段

を含む前記装置。

【請求項25】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離装置であって、

(1) 接触後に生じた蒸気及び液体を分離するための分離手段を含む接触及び分離手段に、前記液化天然ガスを供給する供給手段；

(2) 前記接触及び分離手段の上部領域に接続されて、蒸留流れを取り出す、取り出し手段；

(3) 前記取り出し手段に接続されて、前記蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第1熱交換手段；

(4) 前記第1熱交換手段に接続されて、前記部分的に凝縮された蒸留流れを受容し、そしてそれを前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、還流流れとに分離する、分離手段、前記分離手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記還流流れを塔頂部の供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する；

(5) 更に前記供給手段に接続されて、前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第1熱交換手段；

(6) 前記第1熱交換手段に接続されて、前記加熱された液化天然ガスを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させるのに十分にそれを更に加熱する、第2熱交換手段；

(7) 前記更に加熱された液化天然ガスを受容するために接続された、前記接触及び分離手段、ここで前記蒸留流れ及び液体流れが形成されて、分離される；

(8) 前記液体流れを受容し、そしてそれを蒸気流れと、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前記相対的に揮発性の低い留分とに分離するために接続された、前記接触及び分離手段の圧力より低い圧力で働く精留塔；

(9) 前記精留塔に接続されて、前記蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮する、圧縮手段、前記圧縮手段は前記接触及び分離手段に更に接続されて、塔底部供給位置にて前記圧縮された蒸気流れを供給する；及び

(10) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触及び分離手段及び前記精留塔への前記供給流れの温度を調節して、前記接触及び分離手段及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するように適合された、制御手段

を含む前記装置。

【請求項26】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離装置であって、

(1) 接触後に生じた蒸気及び液体を分離するための分離手段を含む接触及び分離手段に、前記液化天然ガスを供給する供給手段；

(2) 前記接触及び分離手段の上部領域に接続されて、蒸留流れを取り出す、取り出し手段；

(3) 前記取り出し手段に接続されて、前記蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第1熱交換手段；

(4) 前記第1熱交換手段に接続されて、前記部分的に凝縮された蒸留流れを受容し、そしてそれを前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、還流流れとに分離する、分離手段、前記分離手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記還流流れを塔頂部の供給位置にて前記前記接触及び分離手段に供給する；

(5) 更に前記供給手段に接続されて、前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第1熱交換手段；

(6) 前記第1熱交換手段に接続されて、前記加熱された液化天然ガスを受容し、そしてそれを少なくとも第1流れと第2流れとに分割する、分割手段；

(7) 前記分割手段に接続されて、前記第2流れを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させるのに十分に加熱する、第2熱交換手段；

(8) 塔中部供給位置にて前記第1流れを、そして塔低部供給位置にて前記加熱された第2流れを受容するために接続された、前記接触及び分離手段、ここで前記蒸留流れ及び液体流れが形成されて、分離される；

(9) 前記液体流れを受容し、そしてそれを蒸気流れと、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前記相対的に揮発性の低い留分とに分離するために接続された、
前記接触及び分離手段の圧力より低い圧力で働く精留塔；

(10) 前記精留塔に接続されて、前記蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮する、圧縮手段、前記圧縮手段は前記接触及び分離手段に更に接続されて、塔低部供給位置にて前記圧縮された蒸気流れを供給する；及び

(11) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触及び分離手段及び前記精留塔への前記供給流れの温度を調節して、前記接触及び分離手段及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するように適合された、制御手段
を含む前記装置。

【請求項27】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離装置であって、

(1) 接触後に生じた蒸気及び液体を分離するための分離手段を含む接触及び分離手段に、前記液化天然ガスを供給する供給手段；

(2) 前記接触及び分離手段の上部領域に接続されて、蒸留流れを取り出す、取り出し手段；

(3) 前記取り出し手段に接続されて、前記蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第1熱交換手段；

(4) 前記第1熱交換手段に接続されて、前記部分的に凝縮された蒸留流れを受容し、そしてそれを前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、還流流れとに分離する、分離手段、前記分離手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記還流流れを塔頂部の供給位置にて前記前記接触及び分離手段に供給する；

(5) 更に前記供給手段に接続されて、前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第1熱交換手段；

(6) 前記加熱された液化天然ガスを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させるのに十分にそれを更に加熱するように接続された、第2熱交換手段；

(7) 前記更に加熱された液化天然ガスを受容するために接続された、前記接触及び分離手段、ここで前記蒸留流れ及び液体流れが形成されて、分離される；

(8) 前記液体流れを受容し、そしてそれを蒸気流れと、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前記相対的に揮発性の低い留分とに分離するために接続された、前記接触及び分離手段の圧力より低い圧力で働く精留塔；

(9) 更に前記精留塔に接続されて、前記蒸気流れを受容し、それを実質的に凝縮するまで冷却する、第2熱交換手段；

(10) 前記第2熱交換手段に接続されて、前記実質的に凝縮された流れを受容し、それを前記精留塔の圧力より高い圧力にポンプ加圧する、ポンプ加圧手段；

(11) 更に前記ポンプ加圧手段に接続されて、前記ポンプ加圧され、実質的に凝縮された流れを受容し、少なくともその一部を蒸発させ、それにより前記蒸気流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第2熱交換手段、前記第2熱交換手段は更に前記接触及び分離

10

20

30

40

50

手段に接続されて、前記少なくとも部分的に蒸発させたポンプ加圧流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する；及び

(12) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触及び分離手段及び前記精留塔への前記供給流れの温度を調節して、前記接触及び分離手段及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するように適合された、制御手段を含む前記装置。

【請求項28】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離装置であって、

(1) 接触後に生じた蒸気及び液体を分離するための分離手段を含む接触及び分離手段に、前記液化天然ガスを供給する供給手段；

(2) 前記接触及び分離手段の上部領域に接続されて、蒸留流れを取り出す、取り出し手段；

(3) 前記取り出し手段に接続されて、記蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第1熱交換手段；

(4) 前記第1熱交換手段に接続されて、前記部分的に凝縮された蒸留流れを受容し、そしてそれを前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、還流流れとに分離する、分離手段、前記分離手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記還流流れを塔頂部の供給位置にて前記前記接触及び分離手段に供給する；

(5) 更に前記供給手段に接続されて、前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第1熱交換手段；

(6) 前記第1加熱手段に接続されて、前記加熱された液化天然ガスを受容し、そしてそれを更に加熱する、第2熱交換手段；

(7) 前記第2熱交換手段に接続されて、前記更に加熱された液化天然ガスを受容し、そしてそれを少なくとも第1流れ及び第2流れに分割する、分割手段；

(8) 前記分割手段に接続されて、前記第2流れを受容し、少なくともその一部を蒸発させるのに十分にそれを加熱する、第3熱交換手段；

(9) 塔中部供給位置にて前記第1流れを、そして塔低部供給位置にて前記加熱された第2流れを受容するように接続された、前記接触及び分離手段、ここで前記蒸留流れ及び液体流れが形成されて、分離される；

(10) 前記液体流れを受容し、そしてそれを蒸気流れと、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相対的に揮発性の低い留分とに分離するように接続された、前記接触及び分離手段の圧力より低い圧力で働く精留塔；

(11) 更に前記精留塔に接続されて、前記蒸気流れを受容し、それを実質的に凝縮するように冷却する、第2熱交換手段；

(12) 前記第2熱交換手段に接続されて、前記実質的に凝縮された流れを受容し、それを前記精留塔の圧力より高い圧力にポンプ加圧する、ポンプ加圧手段；

(13) 更に前記ポンプ加圧手段にさらに接続されて、前記ポンプ加圧され、実質的に凝縮された流れを受容し、少なくともその一部を蒸発させ、それにより前記蒸気流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第2熱交換手段、前記第2熱交換手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記少なくとも部分的に蒸発させたポンプ加圧流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する；及び

(14) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触及び分離手段及び前記精留塔への前記供給流れの温度を調節して、前記接触及び分離手段及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するように適合された、制御手段を含む前記装置。

【請求項29】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離装置であって

、
 (1) 接触後に生じた蒸気及び液体を分離するための分離手段を含む接触及び分離手段に、前記液化天然ガスを供給する供給手段；

(2) 前記接触及び分離手段の上部領域に接続されて、蒸留流れを取り出す、取り出し手段；

(3) 前記取り出し手段に接続されて、前記蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第 1 熱交換手段；

(4) 前記第 1 熱交換手段に接続されて、前記部分的に凝縮された蒸留流れを受容し、そしてそれを前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、還流流れとに分離する、第 1 分離手段、前記第 1 分離手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記還流流れを塔頂部の供給位置にて前記前記接触及び分離手段に供給する；

10

(5) 更に前記供給手段に接続されて、前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第 1 熱交換手段；

(6) 前記加熱された液化天然ガスを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させるのに十分にそれを更に加熱するように接続された、第 2 熱交換手段；

(7) 前記更に加熱された液化天然ガスを受容するように接続された、前記接触及び分離手段、ここで前記蒸留流れ及び第 1 液体流れが形成されて、分離される；

(8) 前記第 1 液体流れを受容し、そしてそれを第 1 蒸気流れと、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前記相対的に揮発性の低い留分とに分離するように接続された、前記接触及び分離手段の圧力より低い圧力で働く精留塔；

20

(9) 更に前記精留塔に接続されて、前記第 1 蒸気流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第 2 熱交換手段；

(10) 前記部分的に凝縮された第 1 蒸気流れを受容し、そしてそれを第 2 蒸気流れと第 2 液体流れとに分離する、第 2 分離手段；

(11) 前記第 2 分離手段に接続されて、前記第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮する、圧縮手段、前記圧縮手段は更に接触及び分離手段に接続されて、前記圧縮された第 2 蒸気流れを塔低部供給位置にて供給する；

(12) 前記第 2 分離手段に接続されて、第 2 液体流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力にポンプ加圧する、ポンプ加圧手段；

(13) 更に前記ポンプ加圧手段に接続されて、前記ポンプ加圧された第 2 液体流れを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させ、それにより前記第 1 蒸気流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第 2 熱交換手段、前記第 2 熱交換手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記少なくとも部分的に蒸発させたポンプ加圧流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する；及び

30

(14) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触及び分離手段及び前記精留塔への前記供給流れの温度を調節して、前記接触及び分離手段及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するように適合された、制御手段を含む前記装置。

【請求項 30】

40

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離装置であって、

、
 (1) 接触後に生じた蒸気及び液体を分離するための分離手段を含む接触及び分離手段に、前記液化天然ガスを供給する供給手段；

(2) 前記接触及び分離手段の上部領域に接続されて、蒸留流れを取り出す、取り出し手段；

(3) 前記取り出し手段に接続されて、前記蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第 1 熱交換手段；

(4) 前記第 1 熱交換手段に接続されて、前記部分的に凝縮された蒸留流れを受容し、そしてそれを前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、還流流れとに分離する

50

、第 1 分離手段、前記第 1 分離手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記還流れを塔頂部の供給位置にて前記前記接触及び分離手段に供給する；

(5) 更に前記供給手段に接続されて、前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第 1 熱交換手段；

(6) 前記第 1 熱交換手段に接続されて、前記加熱された液化天然ガスを受容し、そしてそれを更に加熱する、第 2 熱交換手段；

(7) 前記第 2 熱交換手段に接続されて、前記更に加熱された液化天然ガスを受容し、そしてそれを少なくとも第 1 流れ及び第 2 流れに分割する、分割手段；

(8) 前記分割手段に接続されて、前記第 2 流れを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させるのに十分にそれを加熱する、第 3 熱交換手段；

(9) 塔中部供給位置にて前記第 1 流れを、そして塔低部供給位置にて前記加熱された第 2 流れを受容するように接続された、前記接触及び分離手段、ここで前記蒸留流れ及び第 1 液体流れが形成されて、分離される；

(10) 前記第 1 液体流れを受容し、そしてそれを第 1 蒸気流れと、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前記相対的に揮発性の低い留分とに分離するように接続された、前記接触及び分離手段の圧力より低い圧力で働く精留塔；

(11) 更に前記精留塔に結合されて、前記第 1 蒸気流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分にそれを冷却する、第 2 熱交換手段

(12) 前記部分的に凝縮された第 1 蒸気流れを受容し、そしてそれを第 2 蒸気流れと第 2 液体流れとに分離する、第 2 分離手段；

(13) 前記第 2 分離手段に接続されて、前記第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮する、圧縮手段、前記圧縮手段は更に接触及び分離手段に接続されて、前記圧縮された第 2 蒸気流れを塔低部供給位置にて供給する；

(14) 前記第 2 分離手段に接続されて、第 2 液体流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力にポンプ加圧する、ポンプ加圧手段；

(15) 更に前記ポンプ加圧手段に接続されて、前記ポンプ加圧された第 2 液体流れを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させ、それにより前記第 1 蒸気流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第 2 熱交換手段、前記第 2 熱交換手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記少なくとも部分的に蒸発させたポンプ加圧流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する；及び

(16) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触及び分離手段及び前記精留塔への前記供給流れの温度を調節して、前記接触及び分離手段及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するように適合された、制御手段を含む前記装置。

【請求項 3 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液化天然ガスの分離装置であって、

(1) 接触後に生じた蒸気及び液体を分離するための分離手段を含む接触及び分離手段に、前記液化天然ガスを供給する供給手段；

(2) 前記接触及び分離手段の上部領域に接続されて、蒸留流れを取り出す、取り出し手段；

(3) 前記取り出し手段に接続されて、前記蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第 1 熱交換手段；

(4) 前記第 1 熱交換手段に接続されて、前記部分的に凝縮された蒸留流れを受容し、そしてそれを前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、還流流れとに分離する、第 1 分離手段、前記第 1 分離手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記還流流れを塔頂部の供給位置にて前記前記接触及び分離手段に供給する；

(5) 更に前記供給手段に接続されて、前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第 1 熱交換手段；

(6) 前記加熱された液化天然ガスを受容し、そして少なくともその一部を蒸発するのに十分にそれを更に加熱するように接続された、第 2 熱交換手段；

(7) 前記更に加熱された液化天然ガスを受容するように接続された、前記接触及び分離手段、ここで前記蒸留流れ及び第 1 液体流れが形成されて、分離される；

(8) 前記第 1 液体流れを受容し、そしてそれを第 1 蒸気流れと、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前記相対的に揮発性の低い留分とに分離するように接続された、前記接触及び分離手段の圧力より低い圧力で働く精留塔；

(9) 更に前記精製塔に接続されて、前記第 1 蒸気流れとを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第 2 熱交換手段；

(10) 前記部分的に凝縮された第 1 蒸気流れを受容し、そしてそれを第 2 蒸気流れと第 2 液体流れに分離するように接続された第 2 分離手段；

(11) 前記第 2 分離手段に接続されて、前記第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮する、圧縮手段；

(12) 前記第 2 分離手段に接続されて、前記第 2 液体流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力にポンプ加圧する、ポンプ加圧手段；

(13) 更に前記ポンプ加圧手段に接続されて、前記ポンプ加圧された第 2 液体流れを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させ、それにより前記第 1 蒸気流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第 2 熱交換手段；

(14) 前記圧縮手段及び前記第 2 熱交換手段に接続されて、前記圧縮された第 2 蒸気流れ及び前記少なくとも部分的に蒸発させ、ポンプ加圧された流れを受容し、それにより複合流れを形成する、複合化手段、前記複合化手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記複合流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する；及び

(15) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触及び分離手段及び前記精留塔への前記供給流れの温度を調節して、前記接触及び分離手段及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するように適合された、制御手段を含む前記装置。

【請求項 32】

メタン及びメタンより重質の炭化水素成分を含有する液化天然ガスの分離装置であって、

(1) 接触後に生じた蒸気及び液体を分離するための分離手段を含む接触及び分離手段に、前記液化天然ガスを供給する供給手段；

(2) 前記接触及び分離手段の上部領域に接続されて、蒸留流れを取り出す、取り出し手段；

(3) 前記取り出し手段に接続されて、前記蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却する、第 1 熱交換手段；

(4) 前記第 1 熱交換手段に接続されて、前記部分的に凝縮された蒸留流れを受容し、そしてそれを前記メタンの大部分を含有する揮発性の高い留分と、還流流れとに分離する、第 1 分離手段、前記第 1 分離手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記還流流れを塔頂部の供給位置にて前記前記接触及び分離手段に供給する；

(5) 更に前記供給手段に接続されて、前記液化天然ガスを受容し、そしてそれを加熱し、それにより前記蒸留流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第 1 熱交換手段；

(6) 前記第 1 熱交換手段に接続されて、前記加熱された液化天然ガスを受容し、そしてそれを更に加熱する、第 2 熱交換手段；

(7) 前記第 2 熱交換手段に接続されて、前記更に加熱された液化天然ガスを受容し、そしてそれを少なくとも第 1 流れ及び第 2 流れに分割する、分割手段；

(8) 前記分割手段に接続されて、前記第 2 流れを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させるのに十分にそれを加熱する、第 3 熱交換手段；

(9) 塔中部供給位置にて前記第 1 流れを、そして塔低部供給位置にて前記加熱された第 2 流れを受容するように接続された、前記接触及び分離手段、ここで前記蒸留流れ及び

第 1 液体流れが形成されて、分離される；

(1 0) 前記第 1 液体流れを受容し、そしてそれを第 1 蒸気流れと、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前記相対的に揮発性の低い留分とに分離するように接続された、前記接触及び分離手段の圧力より低い圧力で働く精留塔；

(1 1) 更に前記精留塔に結合されて、前記第 1 蒸気流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分にそれを冷却する、第 2 熱交換手段

(1 2) 前記部分的に凝縮された第 1 蒸気流れを受容し、そしてそれを第 2 蒸気流れと第 2 液体流れとに分離する、第 2 分離手段；

(1 3) 前記第 2 分離手段に接続されて、前記第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮する、圧縮手段；

(1 4) 前記第 2 分離手段に接続されて、第 2 液体流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力にポンプ加圧する、ポンプ加圧手段；

(1 5) 更に前記ポンプ加圧手段に接続されて、前記ポンプ加圧された第 2 液体流れを受容し、そして少なくともその一部を蒸発させ、それにより前記第 1 蒸気流れの冷却の少なくとも一部を補う、前記第 2 熱交換手段；

(1 6) 前記圧縮手段及び前記第 2 熱交換手段に接続されて、前記圧縮された第 2 蒸気流れ及び前記少なくとも部分的に蒸発させ、ポンプ加圧された流れを受容し、それにより複合流れを形成する、複合化手段、前記複合化手段は更に前記接触及び分離手段に接続されて、前記複合流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する；及び

(1 7) 前記還流流れの量及び温度、並びに、前記接触及び分離手段及び前記精留塔への前記供給流れの温度を調節して、前記接触及び分離手段及び前記精留塔のオーバーヘッド温度を、前記メタンより重質の炭化水素成分の大部分が前記相対的に揮発性の低い留分中に回収される温度に維持するように適合された、制御手段を含む前記装置。

【請求項 3 3】

冷却手段が圧縮手段に接続されて、圧縮された蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が、更に接触及び分離手段に接続されて、冷却された圧縮蒸気流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する、請求項 2 5 に記載の分離装置。

【請求項 3 4】

冷却手段が圧縮手段に接続されて、圧縮された蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が、更に接触及び分離手段に接続されて、冷却された圧縮蒸気流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する、請求項 2 6 に記載の分離装置。

【請求項 3 5】

冷却手段が圧縮手段に接続されて、圧縮された第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が、更に接触及び分離手段に接続されて、冷却された圧縮第 2 蒸気流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する、請求項 2 9 に記載の分離装置。

【請求項 3 6】

冷却手段が圧縮手段に接続されて、圧縮された第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が、更に接触及び分離手段に接続されて、冷却された圧縮第 2 蒸気流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する、請求項 3 0 に記載の分離装置。

【請求項 3 7】

冷却手段が圧縮手段に接続されて、圧縮された第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が更に複合化手段に接続されて、冷却された圧縮第 2 蒸気流れを複合化手段へ供給し、そしてそれにより複合流れを形成する、請求項 3 1 に記載の分離装置。

【請求項 3 8】

冷却手段が圧縮手段に接続されて、圧縮された第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が更に複合化手段に接続されて、冷却された圧縮第 2 蒸気流れを複合化手段へ供給し、そしてそれにより複合流れを形成する、請求項 3 2 に記載の分離装置。

【請求項 3 9】

加熱手段が精留塔に接続されて、蒸気流れを受容し、そしてそれを加熱し、圧縮手段が前記加熱手段に接続されて、加熱された蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却手段が前記圧縮手段に接続されて、圧縮された加熱蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が更に接続及び分離手段に接続されて、冷却された圧縮蒸気流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する、請求項 2 5 に記載の分離装置。

【請求項 4 0】

加熱手段が精留塔に接続されて、蒸気流れを受容し、そしてそれを加熱し、圧縮手段が前記加熱手段に接続されて、加熱された蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却手段が前記圧縮手段に接続されて、圧縮された加熱蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が更に接続及び分離手段に接続されて、冷却された圧縮蒸気流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する、請求項 2 6 に記載の分離装置。

10

【請求項 4 1】

加熱手段が第 2 分離手段に接続されて、第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを加熱し、圧縮手段が前記加熱手段に接続されて、加熱された第 2 蒸気流れを受容し、それを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却手段が前記圧縮手段に接続されて、圧縮された加熱第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が更に接触及び分離手段に接続されて、冷却された圧縮第 2 蒸気流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する、請求項 2 9 に記載の分離装置。

20

【請求項 4 2】

加熱手段が第 2 分離手段に接続されて、第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを加熱し、圧縮手段が前記加熱手段に接続されて、加熱された第 2 蒸気流れを受容し、それを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却手段が前記圧縮手段に接続されて、圧縮された加熱第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が更に接触及び分離手段に接続されて、冷却された圧縮第 2 蒸気流れを塔低部供給位置にて前記接触及び分離手段に供給する、請求項 3 0 に記載の分離装置。

【請求項 4 3】

加熱手段が第 2 分離手段に接続されて、第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを加熱し、圧縮手段が前記加熱手段に接続されて、加熱された第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却手段が前記圧縮手段に接続されて、圧縮された加熱第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が更に複合化手段に接続されて、冷却された圧縮第 2 蒸気流れを前記複合化手段へ供給し、そしてそれにより複合流れを形成する、請求項 3 1 に記載の分離装置。

30

【請求項 4 4】

加熱手段が第 2 分離手段に接続されて、第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを加熱し、圧縮手段が前記加熱手段に接続されて、加熱された第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを前記精留塔の圧力より高い圧力に圧縮し、冷却手段が前記圧縮手段に接続されて、圧縮された加熱第 2 蒸気流れを受容し、そしてそれを冷却し、前記冷却手段が更に複合化手段に接続されて、冷却された圧縮第 2 蒸気流れを前記複合化手段へ供給し、そしてそれにより複合流れを形成する、請求項 3 2 に記載の分離装置。

40

【請求項 4 5】

(1) デフレグメーターが供給手段に接続されて、液化天然ガスを受容し、そして前記液化天然ガスを加熱し、前記デフレグメーターが更に精留塔に接続されて、蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却し、同時にそれを分離して、揮発性残留ガス留分及び還流流れを形成し、前記デフレグメーターが更に精留塔に接続されて、前記還流流れを塔頂供給物としてそれに供給し；そして

(2) 分割手段が前記デフレグメーターに接続されて、前記加熱された液化天然ガスを受容する、

50

請求項 2 4 に記載の分離装置。

【請求項 4 6】

(1) デフレグメーターが供給手段に接続されて、液化天然ガスを受容し、そして前記液化天然ガスを加熱し、前記デフレグメーターが更に接触及び分離手段に接続されて、蒸留流れを受容し、そしてそれを部分的に凝縮するのに十分に冷却し、同時にそれを分離して、揮発性残留ガス留分及び還流流れを形成し、前記デフレグメーターが更に接触及び分離手段に接続されて、前記還流流れを塔頂供給物としてそれに供給し：そして

(2) 第 2 熱交換手段が前記デフレグメーターに接続されて、前記加熱された液化天然ガスを受容する、

請求項 2 5、2 7、2 8、2 9、3 0、3 1、3 2、3 3、3 4、3 5、3 6、3 7、3 8、3 9、4 0、4 1、4 2、4 3 又は 4 4 に記載の分離装置。

10

【請求項 4 7】

(1) デフレグメーターが供給手段に接続されて、液化天然ガスを受容し、そして前記液化天然ガスを加熱し、前記デフレグメーターが更に接触及び分離手段に接続されて、蒸留流れ、揮発性残留ガス留分及び還流流れを受容し、前記デフレグメーターが更に接触及び分離手段に接続されて、前記還流流れを塔頂供給物としてそれに供給し：そして

(2) 分割手段が前記デフレグメーターに接続されて、前記加熱された液化天然ガスを受容する、

請求項 2 6 に記載の分離装置。

【発明の詳細な説明】

20

【発明の開示】

【0001】

発明の背景

本発明は、エタン及びより重質の炭化水素又はプロパン及びより重質の炭化水素を液化天然ガス（以下、LNG と呼ぶ）から分離して、揮発性のメタンに富む残留ガス流れと、相対的に揮発性の低い天然ガス液（NGL）又は液化石油ガス（LPG）流れを提供する方法に関する。

【0002】

パイプラインでの輸送に代わるものとして、遠隔地の天然ガスを液化し、そして特殊な LNG タンカーで適切な LNG 受け入れ及び貯蔵ターミナルに輸送することがある。LNG はその後再蒸発させ、天然ガスと同様に気体燃料として用いることができる。LNG は通常、主要な割合のメタンを含む、すなわち、メタンは LNG の少なくとも 50 モル% を構成するが、相対的に少ない量のより重質の炭化水素、例えばエタン、プロパン、ブタン等、並びに窒素を含有する。LNG の蒸発から生じる気体燃料が 発熱量 (heating value) に対するパイプライン規格に従うように、一部又は全ての重質炭化水素を LNG 中のメタンから分離する必要がしばしばある。さらに、重質炭化水素をメタンから分離することは、これらの炭化水素が燃料としての価値よりも液体製品としての（例えば、石油化学供給原料として用いるための）価値が高いので望ましい。

30

【0003】

LNG からエタン及び重質炭化水素を分離するために用いる多くのプロセスがあるが、これらの方法は、高い回収率、低い利用コスト及び処理の平易さ（並びに、従って少ない資本投資）の間でしばしば妥協しなければならない。米国特許第 2, 952, 984 号において、Marshall は、還流蒸留塔の使用により非常に高いエタン回収率が可能な LNG プロセスを説明している。Markbreiter は米国特許第 3, 837, 172 号において、より低いエタン又はプロパン回収率に限定した非還流精留塔を用いるより簡単なプロセスを説明している。Rombo 等は米国特許第 5, 114, 451 号において、還流を蒸留塔へ提供する圧縮機を用いて、非常に高いエタン回収率又は非常に高いプロパン回収率が可能な LNG プロセスを説明している。

40

【0004】

本発明は一般に、LNG 流れから、エチレン、エタン、プロピレン、プロパン、及びよ

50

り重質の炭化水素を回収することに関する。本発明は、高いエタン又は高いプロパンの回収率を可能にし、同時に処理装置を簡単にし、かつ資本投資を低く維持する、新規なプロセス配置を用いる。更に本発明は、LNGの処理に必要なユーティリティ（動力及び熱）を減じて、従来法よりも操作コストを低減する。本発明により処理されるLNG流れの典型的な分析は、おおよそそのモル%で、メタンが86.7%、エタン及び他のC₂成分が8.9%、プロパン及び他のC₃成分が2.9%、並びにブタンが1.0%、そして残部が窒素である。

【0005】

本発明の更なる理解のために、実施例及び図面を参照する。

以下の図の説明において、表は代表的なプロセス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（モル/時）の値は、便宜上、最も近い整数にまとめた。表に示す合計流量には、全ての非炭化水素成分が含まれ、従って、炭化水素成分に対する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、図に示されたプロセスの比較の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品質により、これは非常に妥当な仮定となり、かつ当業者によって典型的に行われるものとなる。

【0006】

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機構（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/時のいずれかで解釈することができる。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/時での規定（stated）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/時の規定モル流量に相当する。

従来技術の説明

ここで図1を参照する。比較のために、供給流れ中に存在するC₂成分及びより重質の炭化水素成分の大部分を含有するNGL生成物を生成するように適合された、米国特許第3,837,172号によるLNG処理プラントの例から説明する。LNGタンク10からの処理されるLNG（流れ41）はポンプ11へ-255°F[-159℃]で入る。ポンプ11は、LNGが熱交換器を通り、そこから精留塔16へ流れることができるように十分にLNGの圧力を上げる。ポンプを出る流れ41aは2つの部分、流れ42及び43に別れる。第1の部分である流れ42は、バルブ12によって精留塔16の操作圧（おおよそ395 psia[2,723 kPa(a)]）に膨張され、塔へ塔頂供給物として供給される。

【0007】

第2の部分である流れ43は、その全て又は一部が蒸発され、精留塔16を流れ下る液体の量を減じ、そしてより小さい直径の塔の使用が可能になるように、精留塔16に入る前に加熱される。図1に示す例では、流れ43は、塔からの液体生成物（流れ47）を冷却することによって、まず熱交換器中で-229°F[-145℃]に加熱される。部分的に加熱された流れ43aは、次に、この例で用いられる海水のような低レベルのユーティリティ熱源を用いて、熱交換器14中で30°F[-1℃]に更に加熱される（流れ43b）。バルブ15によって精留塔16の操作圧に膨張した後、得られる流れ43cは塔中部供給位置へ27°F[-3℃]で流れる。

【0008】

一般に脱メタン塔と呼ばれる精留塔16は、垂直に間隔を置いて配置された複数のトレー、1つ又はそれより多い充填床、又はトレーと充填物との組合せを含む慣用的な蒸留塔である。トレー及び/又は充填物は、塔を下方に流れる液体と上方に上昇する蒸気との間の必要な接触を提供する。図1に示すように、精留塔は2つの区分からなる。上部の吸収（精留）区分16aは、上昇する蒸気と下方に流れる冷液との間の必要な接触を提供して、エタン及び重質成分を凝縮・吸収する、トレー及び/又は充填物を含む。一方、下部の

ストリッピング（脱メタン）区分 16 b は、下方に流れる液体と上昇する蒸気との間の必要な接触を提供するトレイ及び／又は充填物を含む。脱メタン区分はまた、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ピング蒸気を提供する、1つ又はそれより多いリボイラー（例えばリボイラー 22）を含む。これらの蒸気はメタンを液体からストリップし、その結果、底部液体生成物（流れ 47）は、メタンを実質的に含まず、LNG 供給流れ中に含有される大部分の C_2 成分及び重質炭化水素から構成される。（塔リボイラーで必要とされる温度レベルのため、リボイラーへの入熱の提供には、典型的に、この例で用いられる加熱媒体のような高いレベルのユーティリティ熱源が必要である。）底部生成物において、典型的な規格である体積基準で 0.005 : 1 のメタン対エタン比に基づいて、液体生成物流れ 47 は塔の底部を 71°F [22] で出る。これまでに説明したように熱交換器 13 中で 19°F [- 7] に冷却された後、液体生成物（流れ 47 a）は貯蔵又は更なる処理へ流れる。

10

【 0009 】

脱メタン塔オーバーヘッド蒸気である流れ 46 は、メタンに富む残留ガスであり、塔を -141°F [- 96] で離れる。圧縮機 28 において慣用的な組成の材料を用いることができるように、交差熱交換器 29 中で -40°F [- 40] に加熱された後、流れ 46 a は圧縮機 28（追加電源によって動かす）に入り、販売ライン圧に圧縮される（流れ 46 b）。交差熱交換器 29 中で 50°F [10] に冷却された後、残留ガス生成物（流れ 46 c）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ 1315 psia [9, 067 kPa (a)] で流れる。

20

【 0010 】

LNG の流れ 42 及び 43 への相対的分離は、典型的には、底部液体生成物（流れ 47）において、望ましい C_2 成分及び重質炭化水素成分の望ましい回収レベルを維持するように調節される。脱メタン塔オーバーヘッド蒸気（流れ 46）の組成が LNG の組成（すなわち、流れ 42 a 中の液体の組成）と平衡になる時点に達するまで、精留塔 16 の頂部へ供給する流れ 42 への分離を増加させると回収レベルが高まる。この時点に達したら、流れ 42 への分離を更に増加させても回収率はそれ以上高くないが、より少ない LNG が流れ 43 へ分離され、そして熱交換器 14 において低レベルユーティリティ熱で加熱されるので、リボイラー 22 で必要とされる高レベルユーティリティ熱量は単に高められる（高レベルユーティリティ熱は、通常、低レベルユーティリティ熱より経費がかかり、そのため、低レベル熱をできるだけ多くし、高レベル熱をできるだけ少なくすると、操作コストはより少なくなる）。図 1 に示すプロセス条件では、流れ 42 への LNG 分離量は、この最大量よりわずかに少なく設定した。その結果、従来技術のプロセスにより、リボイラー 22 における熱負荷を過度に高めることなく、最大回収率を達成することができる。

30

【 0011 】

図 1 に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【 0012 】

【表 1】

表 I

(図 1)

流量の概要—ポンドモル/時 [k g モル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9,524	977	322	109	10,979
42	4,286	440	145	49	4,941
43	5,238	537	177	60	6,038
46	9,513	54	4	0	9,618
47	11	923	318	109	1,361

10

回収率

エタン	94.43%
プロパン	99.03%
ブタン+	99.78%

20

動力

LNG供給ポンプ	276 HP	[454 kW]
残留ガス圧縮機	5,267 HP	[8,659 kW]
合計	5,543 HP	[9,113 kW]

30

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター	34,900 MBTU/時	[22,546 kW]
---------	---------------	-------------

高レベルユーティリティ熱

脱メタン塔リボイラー	8,280 MBTU/時	[5,349 kW]
------------	--------------	-------------

* (非循環流量に基づく)

【0013】

この従来技術のプロセスは、図 2 に示すように、供給流れ中に存在する大部分の C₃ 成分及び重質炭化水素成分を含有する LPG 生成物を生成するように適合させることもできる。図 2 のプロセスの処理スキームは、これまでに説明した図 1 のプロセスに用いたものと本質的に同じである。唯一の有意な違いは、リボイラー 22 の入熱を高めて、C₂ 成分を液体生成物（流れ 47）から分離し、精留塔 16 の操作圧を少し高めたことである。

40

【0014】

底部生成物において、一般的な規格であるモル基準で 0.020 : 1 のエタン対プロパン比に基づいて、液体生成物流れ 47 は、精留塔 16（LPG 生成物を生成するとき是一般に脱エタン塔と呼ばれる）の底部を 189 °F [87] で出る。熱交換器 13 中で 125 °F [52] に冷却された後、液体生成物（流れ 47a）は貯蔵又は更なる処理へ流れる。

50

【 0 0 1 5 】

脱エタン塔オーバーヘッド蒸気（流れ 4 6）は、塔を - 9 0 ° F [- 6 8] で離れ、交差熱交換器 2 9 中で - 4 0 ° F [- 4 0] に加熱され（流れ 4 6 a）、圧縮機 2 8 によって販売ライン圧に圧縮される（流れ 4 6 b）。交差熱交換器 2 9 中で 8 3 ° F [2 8] に冷却された後、残留ガス生成物（流れ 4 6 c）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ 1 3 1 5 p s i a [9 , 0 6 7 k P a (a)] で流れる。

【 0 0 1 6 】

図 2 に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【 0 0 1 7 】

【表 2】

10

表II

(図 2)

流量の概要—ポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9, 524	977	322	109	10, 979
42	4, 286	440	145	49	4, 941
43	5, 238	537	177	60	6, 038
46	9, 524	971	14	1	10, 557
47	0	6	308	108	422

20

回収率

プロパン	95. 78%
ブタン+	99. 09%

30

動力

LNG供給ポンプ	298 HP	[490 kW]
残留ガス圧縮機	<u>5, 107 HP</u>	<u>[8, 396 kW]</u>
合計	5, 405 HP	[8, 886 kW]

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター	35, 536 MBTU/時	[22, 956 kW]
---------	----------------	--------------

40

高レベルユーティリティ熱

脱エタン塔リボイラー	16, 525 MBTU/時	[10, 675 kW]
------------	----------------	--------------

*（非循環流量に基づく）

【 0 0 1 8 】

わずかに低い回収レベルが許容されるならば、この従来技術のプロセスは、図 3 に示すように、より少ない動力及び高レベルユーティリティ熱を用いて L P G 生成物を生成することができる。図 3 のプロセスの処理スキームは、これまでに説明した図 2 のプロセスに

50

用いたものと本質的に同じである。唯一の有意な違いは、流れ 4 2 と流れ 4 3 との間の相対的分離を調節して、リボイラー 2 2 の負荷を最小限にし、同時に C₃ 成分及び重質炭化水素成分の望ましい回収率をもたらしたことである。

【 0 0 1 9 】

図 3 に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【 0 0 2 0 】

【表 3】

表III

(図 3)

10

流量の概要—ポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9, 524	977	322	109	10, 979
42	3, 604	370	122	41	4, 155
43	5, 920	607	200	68	6, 824
46	9, 524	971	16	1	10, 559
47	0	6	306	108	420

20

回収率

プロパン 95. 00%

ブタン+ 99. 04%

動力

30

LNG供給ポンプ 302 HP [496 kW]

残留ガス圧縮機 5, 034 HP [8, 276 kW]

合計 5, 336 HP [8, 772 kW]

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター 40, 247 MBTU/時 [26, 000 kW]

高レベルユーティリティ熱

脱エタン塔リボイラー 11, 827 MBTU/時 [7, 640 kW]

40

* (非循環流量に基づく)

【 0 0 2 1 】

図 4 は、図 1 で用いた従来技術のプロセスよりも高い回収レベルを達成することができる、米国特許第 2 , 9 5 2 , 9 8 4 号による代替的な従来技術のプロセスを示す。図 4 の方法は、供給流れ中に存在する C₂ 成分及び重質炭化水素成分の大部分を含有する NGL 生成物を生成するように適合され、図 1 についてこれまでに説明したのと同じ LNG 組成及び条件を用いた。

【 0 0 2 2 】

50

図4のプロセスのシミュレーションでは、LNGタンク10からの処理されるLNG（流れ41）は、ポンプ11へ -255°F [-159]で入る。ポンプ11は、LNGが熱交換器を通して精留塔16へ流れることができるように十分にLNGの圧力を高める。ポンプを出る流れ41aは、精留塔16からのオーバーヘッド蒸気（流れ46）を冷却しながら、まず還流冷却器17中で -213°F [-136]に加熱される。部分的に加熱された流れ41bは、塔からの液体生成物（流れ47）を冷却することによって熱交換器13中で -200°F [-129]に加熱され（流れ41c）、そして低レベルユーティリティ熱を用いて熱交換器14中で更に -137°F [-94]に加熱される（流れ41d）。バルブ15によって精留塔16の操作圧（約 400 psia [$2,758\text{ kPa}$ (a)]）に膨張した後、流れ41eは、泡立ち点であるおよそ -137°F [-94]にて塔中部供給位置へ流れる。

10

【0023】

オーバーヘッド流れ46は、精留塔の上部を -146°F [-99]で離れ、還流凝縮器17に流れ、そこで上記のように熱交換器により冷LNG（流れ41a）で -147°F [-99]に冷却され、部分的に凝縮される。部分的に凝縮された流れ46aは還流分離器18に入り、そこで凝縮液（流れ49）は非凝縮蒸気（流れ48）から分離される。還流分離器18からの液体流れ49は、還流ポンプ19によって脱メタン塔16の操作圧より少し高い圧力に加圧され、流れ49aは次に冷たい塔頂供給物（還流）として脱メタン16に供給される。この冷液体還流は、脱メタン塔16の上部精留区分を上昇する蒸気から、 C_2 成分及び重質炭化水素成分を吸収し、凝縮させる。

20

【0024】

底部生成物中、体積基準で $0.005:1$ のメタン対エタン比に基づいて、液体生成物流れ47は精留塔16の底部を 71°F [22]で出る。これまでに説明したように熱交換器13中で 18°F [-8]に冷却された後、液体生成物（47a）は貯蔵又は更なる処理へ流れる。残留ガス（流れ48）は還流分離器を -147°F [-99]で離れ、交差熱交換器29中で -40°F [-40]に加熱され（流れ48a）、圧縮機28によって販売ライン圧に圧縮される（流れ48b）。交差熱交換器29中で 43°F [6]に冷却された後、残留ガス生成物（流れ48c）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ 1315 psia [$9,067\text{ kPa}$ (a)]で流れる。

【0025】

30

図4に示す方法の流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【0026】

【表 4】

表IV

(図4)

流量の概要ーポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9,524	977	322	109	10,979
46	12,476	3	0	0	12,531
49	2,963	2	0	0	2,970
48	9,513	1	0	0	9,561
47	11	976	322	109	1,418

10

回収率

エタン	99.90%
プロパン	100.00%
ブタン+	100.00%

20

動力

LNG供給ポンプ	287 HP	[472 kW]
還流ポンプ	9 HP	[15 kW]
残留ガス圧縮機	5,248 HP	[8,627 kW]
合計	5,544 HP	[9,114 kW]

30

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター	11,265 MBTU/時	[7,277 kW]
---------	---------------	-------------

高レベルユーティリティ熱

脱メタン塔リボイラー	30,968 MBTU/時	[20,005 kW]
------------	---------------	-------------

* (非循環流量に基づく)

40

【0027】

図4の従来技術のプロセスについて上記表IVに示した回収レベルを図1の従来技術のプロセスについての表Iのそれらと比較すると、図4のプロセスは実質的により高いエタン、プロパン及びブタン+回収率を達成できることを示している。しかしながら、表IVのユーティリティ消費を表Iのそれらと比較すると、図4のプロセスでは低レベルユーティリティ熱の最適利用ができないので、図4のプロセスで必要とされる高レベルユーティリティ熱は図1の方法の場合よりもはるかに高いことを示している。

【0028】

この従来技術のプロセスは、図5に示すように、供給流れ中に存在するC₃成分及び重質炭化水素成分の大部分を含有するLPG生成物を生成するように適合させることもでき

50

る。図5のプロセスの処理スキームは、これまでに説明した図4のプロセスに用いたものと本質的に同じである。唯一の有意な違いは、リボイラー22の入熱を高めて、 C_2 成分を液体生成物（流れ47）から分離し、精留塔16の操作圧を少し高めたことである。LNG組成及び条件は図2について前に説明したものと同じである。

【0029】

底部生成物中におけるモル基準で0.020:1のエタン対プロパン比に基づいて、液体生成物流れ47は脱エタン塔16の底を190°F [88]で出る。熱交換器13中で125°F [52]に冷却された後、液体生成物（流れ47a）は貯蔵又は更なる処理へ流れる。残留ガス（流れ48）は還流冷却器18を-94°F [-70]で離れ、交差熱交換器29中で-40°F [-40]に加熱され（流れ48a）、圧縮機28によって販売ライン圧に圧縮される（流れ48b）。交差熱交換器29中で79°F [26]に冷却された後、残留ガス生成物（流れ48c）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ1315 psia [9,067 kPa (a)]で流れる。

10

【0030】

図5に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【0031】

【表 5】

表V

(図5)

流量の概要—ポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9,524	977	322	109	10,979
46	11,401	2,783	3	0	14,238
49	1,877	1,812	3	0	3,696
48	9,524	971	0	0	10,542
47	0	6	322	109	437

10

回収率

プロパン	99.90%
ブタン+	100.00%

20

動力

LNG供給ポンプ	309 HP	[508 kW]
還流ポンプ	12 HP	[20 kW]
残留ガス圧縮機	5,106 HP	[8,394 kW]
合計	5,427 HP	[8,922 kW]

30

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター	1,689 MBTU/時	[1,091 kW]
---------	--------------	-------------

高レベルユーティリティ熱

脱エタン塔リボイラー	49,883 MBTU/時	[32,225 kW]
------------	---------------	-------------

* (非循環流量に基づく)

【0032】

少しより低い回収レベルが容認されるならば、この従来技術のプロセスは、図6に示すようにより少ない動力及び高レベルユーティリティ熱を用いてLPG生成物を生成することができる。図6のプロセスの処理スキームは、これまでに説明した図5のプロセスに用いたものと本質的に同じである。唯一の有意な違いは、還流冷却器17からの流れ46aの出口温度を調整して、リボイラー22の負荷を最小限にし、同時にC₃成分及び重質炭化水素成分の望ましい回収率をもたらしたことである。LNG組成及び条件は図3で前に説明したものと同一である。

40

【0033】

図6に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【0034】

【表 6】

表VI

(図6)

流量の概要—ポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9,524	977	322	109	10,979
46	10,485	1,910	97	0	12,541
49	961	939	81	0	1,983
48	9,524	971	16	0	10,558
47	0	6	306	109	421

10

回収率

プロパン	95.00%
ブタン+	100.00%

20

動力

LNG供給ポンプ	309 HP	[508 kW]
還流ポンプ	7 HP	[12 kW]
残留ガス圧縮機	5,108 HP	[8,397 kW]
合計	5,424 HP	[8,917 kW]

30

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター	8,230 MBTU/時	[5,317 kW]
---------	--------------	-------------

高レベルユーティリティ熱

脱エタン塔リボイラー	43,768 MBTU/時	[28,274 kW]
------------	---------------	-------------

* (非循環流量に基づく)

【0035】

図7は、図1で用いた従来技術のプロセスよりも高い回収レベルを達成することができる、米国特許第5,114,451号による別の代替的な従来技術のプロセスを示す。供給流れ中に存在するC₂成分及び重質炭化水素成分の大部分を含有するNGL生成物を生成するように適合させた図7のプロセスは、図1及び4に記載のものと同一LNG組成及び条件を用いた。

40

【0036】

図7のプロセスのシミュレーションでは、LNGタンク10からの処理されるLNG(流れ41)は、ポンプ11へ-255°F[-159℃]で入る。ポンプ11は、LNGが熱交換器を通して精留塔16へ流れることができるように十分にLNGの圧力を高める。ポンプ11からの流れ41aは、流れ42及び43の2つの部分に分けられる。第2の部分である流れ43は、その全て又は一部が蒸発され、精留塔16を流れ下る液体の量を減じ、

50

そしてより小さい直径の塔の使用が可能になるように、精留塔 16 に入る前に加熱される。図 7 に示す例では、流れ 43 は、塔からの液体生成物（流れ 47）を冷却することによって、 -226°F [-143] に熱交換器中でまず加熱される。部分的に加熱された流れ 43a は、次に、低レベルユーティリティ熱を用いて熱交換器 14 中で 30°F [-1] に更に加熱される（流れ 43b）。バルブ 15 によって精留塔 16 の操作圧（約 395 psia [$2,723\text{ kPa (a)}$]) に膨張した後、流れ 43c は塔中部の低位供給位置へ 27°F [-3] で流れる。

【0037】

流れ 42 のように塔へ流れる流れ 41a 中の全体供給物の割合はバルブ 12 によって制御され、一般に全体供給物の 50% 以下である。流れ 42a はバルブ 12 から熱交換器 17 へ流れ、そこで冷却しながら加熱され、十分に凝縮し、そして流れ 49a をいくらか冷却する。加熱された流れ 42b は次に、脱メタン塔 16 へ塔中部の高位供給位置で約 -160°F [-107] にて流れる。

【0038】

塔オーバーヘッド流れ 46 は脱メタン塔 16 を約 -147°F [-99] で離れ、2 つの部分に分けられる。大部分の流れ 48 はメタンに富む残留ガスである。それは交差熱交換器 29 中で -40°F [-40] に加熱され（流れ 48a）、圧縮機 28 によって販売ライン圧に圧縮される（流れ 48b）。 43°F [6] に交差熱交換器 29 中で冷却された後、残留ガス生成物（流れ 48c）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ 1315 psia [$9,067\text{ kPa (a)}$] で流れる。

【0039】

塔オーバーヘッドの少量部である流れ 49 は、圧縮機 26 に入り、圧縮機は圧力を適度に上げて、熱交換器 17 及びコントロールバルブ 27 における圧力低下、ならびに脱メタン塔 16 の高さによる定常水頭に打ち勝つ。圧縮された流れ 49a は、これまでに説明したように熱交換器 17 中で LNG 供給流れ（流れ 42a）の一部によって -247°F [-155] に冷却されて十分に凝縮し、それをいくらか冷却する（流れ 49b）。流れ 49b は、バルブ 27 を通って流れてその圧力を精留塔 16 の圧力より低い圧力にする。得られた流れ 49c は脱メタン塔 16 の頂部供給位置へ流れて、塔の還流として働く。

【0040】

底部生成物中において、体積基準で 0.005 : 1 のメタン対エタン比に基づいて、液体生成物流れ 47 は精留塔 16 の底を 70°F [21] で出る。上記のように熱交換器 13 中で 18°F [-8] に冷却された後、液体生成物（47a）は貯蔵又は更なる処理へ流れる。

【0041】

図 7 に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【0042】

10

20

30

【表 7】

表VII

(図 7)

流量の概要—ポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9,524	977	322	109	10,979
42	4,762	488	161	54	5,489
43	4,762	489	161	55	5,490
46	11,503	1	0	0	11,561
49	1,990	0	0	0	2,000
48	9,513	1	0	0	9,561
47	11	976	322	109	1,418

10

20

回収率

エタン	99.88%
プロパン	100.00%
ブタン+	100.00%

動力

LNG供給ポンプ	276 HP	[454 kW]
再循環圧縮機	48 HP	[79 kW]
残留ガス圧縮機	5,249 HP	[8,629 kW]
合計	5,573 HP	[9,162 kW]

30

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター	31,498 MBTU/時	[20,342 kW]
---------	---------------	-------------

高レベルユーティリティ熱

脱メタン塔リボイラー	10,654 MBTU/時	[6,883 kW]
------------	---------------	-------------

40

* (非循環流量に基づく)

【 0 0 4 3 】

図 7 の従来技術のプロセスについて上記表 V I I に示した回収レベルを図 1 の従来技術のプロセスについての表 I のそれらと比較すると、図 7 のプロセスは、実質的により高いエタン、プロパン及びブタン+回収率を達成することができ、表 I V に示したような図 4 の従来技術のプロセスによって達成されたものと本質的に同じであることを示している。更に、表 V I I のユーティリティ消費を表 I V のそれらと比較すると、図 7 のプロセスで必要とされる高レベルユーティリティ熱は図 4 の方法の場合よりもはるかに低いことを示

50

している。実のところ、図 7 のプロセスで必要とされる高レベルユーティリティ熱は、図 1 のプロセスよりもわずかに 29% 高いだけである。

【0044】

この従来技術のプロセスは、図 8 に示すような供給流れ中に存在する C_3 成分及び重質炭化水素成分の大部分を含有する LPG 生成物を生成するように適合させることもできる。図 8 のプロセスの処理スキームは、前記の図 7 のプロセスに用いたものと本質的に同じである。唯一の有意な違いは、リボイラー 22 の入熱を高めて、 C_2 成分を液体生成物（流れ 47）からストリップし、流れ 42 と 43 との間の相対的分離を調節して、リボイラー 22 の負荷を最小限にし、同時に C_3 成分及び重質炭化水素成分の望ましい回収率をもたらし、そして精留塔 16 の操作圧を少し高めたことである。LNG 組成及び条件は図 2 及び 5 についてこれまでに説明したものと同じである。

10

【0045】

底部生成物中において、モル基準で 0.020 : 1 のエタン対プロパン比に基づいて、液体生成物流れ 47 は脱エタン塔 16 の底部を 189°F [87°C] で出る。熱交換器 13 中で 124°F [51°C] に冷却された後、液体生成物（流れ 47a）は貯蔵又は更なる処理へ流れる。 -93°F [-70°C] の残留ガス（流れ 48）は交差熱交換器 29 中で -40°F [-40°C] に加熱され（流れ 48a）、圧縮機 28 によって販売ライン圧に圧縮される（流れ 48b）。 78°F [25°C] に交差熱交換器 29 中で冷却された後、残留ガス生成物（流れ 48c）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ 1315 psia [$9,067\text{ kPa (a)}$] で流れる。

20

【0046】

図 8 に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【0047】

【表 8】

表VIII

(図 8)

流量の概要—ポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9,524	977	322	109	10,979
42	5,714	586	193	65	6,587
43	3,810	391	129	44	4,392
46	12,676	1,292	0	0	14,032
49	3,152	321	0	0	3,490
48	9,524	971	0	0	10,542
47	0	6	322	109	437

10

20

回収率

プロパン 99.90%

ブタン+ 100.00%

動力

LNG供給ポンプ 302 HP [496 kW]

再循環圧縮機 104 HP [171 kW]

残留ガス圧縮機 5,033 HP [8,274 kW]

合計 5,439 HP [8,941 kW]

30

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター 25,468 MBTU/時 [16,452 kW]

高レベルユーティリティ熱

脱メタン塔リボイラー 25,808 MBTU/時 [16,672 kW]

40

* (非循環流量に基づく)

【 0 0 4 8 】

少しより低い回収レベルが容認されるならば、この従来技術のプロセスは、図 9 に示すようにより少ない動力及び高レベルユーティリティ熱を用いて L P G 生成物を生成することができる。図 9 のプロセスの処理スキームは、前記の図 8 のプロセスに用いたものと本質的に同じである。唯一の有意な違いは、流れ 4 2 と 4 3 との間の相対的分離及び再循環流れ 4 9 の流量を調節して、リボイラー 2 2 の負荷を最小限にし、同時に C₃ 成分及び重質炭化水素成分の望ましい回収率をもたらしたことである。L N G 組成及び条件は図 3 及び 6 についてこれまでに説明したものと同じである。

50

【 0 0 4 9 】

図 9 に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【 0 0 5 0 】

【表 9】

表IX

(図 9)

流量の概要ーポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計	
41	9, 524	977	322	109	10, 979	10
42	4, 374	449	148	50	5, 042	
43	5, 150	528	174	59	5, 937	
46	11, 327	1, 155	19	0	12, 558	
49	1, 803	184	3	0	2, 000	
48	9, 524	971	16	0	10, 558	20
47	0	6	306	109	421	

回収率

プロパン 95. 00%

ブタン+ 100. 00%

動力

LNG供給ポンプ 302 HP [496 kW]

再循環圧縮機 61 HP [100 kW]

残留ガス圧縮機 5, 034 HP [8, 276 kW]

合計 5, 397 HP [8, 872 kW]

低レベルユーティリティー熱

LNGヒーター 34, 868 MBTU/時 [22, 525 kW]

高レベルユーティリティー熱

脱メタン塔リボイラー 16, 939 MBTU/時 [10, 943 kW]

* (非循環流量に基づく)

【 0 0 5 1 】

発明の説明

実施例 1

図 10 は、本発明によるプロセスの流れ図である。図 10 に示されるプロセスの LNG 組成及び条件は図 1、4 及び 7 と同じである。従って、図 10 のプロセスを図 1、4 及び

7のプロセスと比較して、本発明の利点を説明することができる。

【0052】

図10のプロセスのシミュレーションでは、LNGタンク10からの処理されるLNG（流れ41）はポンプ11へ -255°F [-159]で入る。ポンプ11は、熱交換器を通して精留塔16へ流れることができるように十分にLNGの圧力を高める。ポンプを出る流れ41aは、精留塔16からのオーバーヘッド蒸気（流れ46）を冷却しながら、 -152°F [-102]に還流冷却器17中で加熱される。還流冷却器17中を出る流れ41bは、2つの部分、流れ42及び43に分離される。第1の部分である流れ42は、バルブ12によって精留塔16の操作圧（約 400 psia [$2,758\text{ kPa}$ (a)]）に膨張され、塔中部の高位供給位置で塔へ供給される。

10

【0053】

第2の部分である流れ43は、その全て又は一部が蒸発され、精留塔16を流れ下る液体の量を減じ、そしてより小さい直径の塔の使用が可能になるように、精留塔16に入る前に加熱される。図10に示す例では、流れ43は、塔からの液体生成物（流れ47）を冷却することによって、 -137°F [-94]に熱交換器中でまず加熱される。部分的に加熱された流れ43aは、次に、低レベルのユーティリティ熱を用いて熱交換器14中で 30°F [-1]に更に加熱される（流れ43b）。バルブ15によって精留塔16の操作圧に膨張した後、流れ43cは塔中部の低位供給位置へ 27°F [-3]で流れる。

【0054】

20

精留塔16中の脱メタン塔は、間隔を置いて垂直に配置された複数のトレイ、1つ又はそれより多い充填床、又はトレイと充填物との組合せを含む慣用的な蒸留塔である。図10に示すように、精留塔は2つの区分からなる。上方の吸収（精留）区分16aは、上昇する蒸気と流れ下る冷液との間の必要な接触を提供して、エタン及び重質成分を凝縮及び吸収するトレイ及び/又は充填物を含む；下方のストリッピング（脱メタン）区分16bは、流れ下る液体と上昇する蒸気との間の必要な接触を提供するトレイ及び/又は充填物を含む。脱メタン区分はまた、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ピング蒸気を提供する1つ又はそれより多いリボイラー（例えばリボイラー22）を含む。底部生成物中において、体積基準で $0.005:1$ のメタン対エタン比に基づいて、液体生成物流れ47は塔の底を 71°F [22]で出る。これまでに説明したように熱交換器13中で 18°F [-8]に冷却された後、液体生成物（流れ47a）は貯蔵又は更なる処理へ流れる。

30

【0055】

オーバーヘッド蒸気流れ46は精留塔16の上部区分から -146°F [-99]で取り出され、還流冷却器17に流れ、そこで上記のように冷LNG（流れ41a）で熱交換器によって -147°F [-99]に冷却され、部分的に凝縮される。部分的に凝縮された流れ46aは還流分離器18に入り、そこで凝縮液（流れ49）は非凝縮蒸気（流れ48）から分離される。還流分離器18からの液体流れ49は、還流ポンプ19によって脱メタン塔16の操作圧より少し高い圧力に加圧され、流れ49aは次に冷たい塔頂供給物（還流）として脱メタン16に供給される。この冷液体還流は、脱メタン塔16の上部精留区分を上昇する蒸気から C_2 成分及び重質炭化水素成分を吸収し、凝縮させる。

40

【0056】

残留ガス（流れ48）は還流冷却器18を -147°F [-99]で離れ、交差熱交換器29中で -40°F [-40]に加熱され（流れ48a）、圧縮機28によって販売ライン圧に圧縮される（流れ48b）。 43°F [6]に交差熱交換器29中で冷却された後、残留ガス生成物（流れ48c）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ 1315 psia [$9,067\text{ kPa}$ (a)]で流れる。

【0057】

図10に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【0058】

50

【表 10】

表X

(図10)

流量の概要—ポンドモル/時 [kgモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9,524	977	322	109	10,979
42	3,048	313	103	35	3,513
43	6,476	664	219	74	7,466
46	17,648	8	0	0	17,717
49	8,135	7	0	0	8,156
48	9,513	1	0	0	9,561
47	11	976	322	109	1,418

10

20

回収率

エタン	99.90%
プロパン	100.00%
ブタン+	100.00%

動力

LNG供給ポンプ	287 HP	[472 kW]
還流ポンプ	25 HP	[41 kW]
残留ガス圧縮機	5,248 HP	[8,628 kW]
合計	5,560 HP	[9,141 kW]

30

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター	32,493 MBTU/時	[20,991 kW]
---------	---------------	-------------

高レベルユーティリティ熱

脱メタン塔リボイラー	9,741 MBTU/時	[6,293 kW]
------------	--------------	-------------

40

* (非循環流量に基づく)

【0059】

図10について上記表Xに示した回収レベルを図1に関する表Iの回収レベルと比較すると、本発明は図1のプロセスによるよりもはるかに高い液体回収効率を達成できることを示している。表Xのユーティリティ消費を表Iと比較すると、本発明で必要とされる動力は図1の動力と実質的に同じであり、本発明で必要とされる高レベルユーティリティ熱は図1のプロセスよりもほんのわずかな高い(約18%)だけであることを示している。

【0060】

50

表 X に示した回収レベルを図 4 及び 7 の従来技術のプロセスについての表 I V 及び V I I の回収レベルと比較すると、本発明は図 4 及び 7 の方法の液体回収効率に匹敵することを示している。表 X のユーティリティ消費を表 I V 及び V I I と比較すると、本発明で必要とされる動力は、図 4 及び 7 のプロセスの場合と実質的に同じであるが、本発明で必要とされる高レベルユーティリティ熱は図 4 及び 7 の方法の場合よりもかなり低い（それぞれ約 69% より低い及び 9% より低い）ことを示している。

【0061】

本発明の改善された効率を説明する 3 つの主要要素がある。第 1 に、図 1 の従来技術のプロセスと比較して、本発明は、LNG 供給流れ自体が精留塔 16 の還流として直接働くことによるものではない。むしろ、冷 LNG に内在する冷却は、還流冷却器 17 中で間接的に用いられて、非常に少量の回収すべき C_2 成分及び重質炭化水素成分を含有する液体還流流れ（流れ 49）を生じ、精留塔 16 の上部吸収区分 16a 中で効率的な精留を行い、（図 4 の従来技術のプロセスに示す工程と同様の）図 1 の従来技術のプロセスの平衡制限を回避する。第 2 に、図 4 の従来技術のプロセスと比較して、精留塔 16 への供給前に LNG 供給流れが 2 つの部分に分かれることで、低レベルユーティリティ熱のより効果的な利用が可能となり、それによって、リボイラー 22 によって消費される高レベルユーティリティ熱の量が減じる。LNG 供給流れの相対的に冷たい部分（図 10 の流れ 42a）は、精留塔 16 の第 2 還流流れとして働いて、加熱された部分（図 10 の流れ 43c）の蒸気を部分的に精留して、LNG 供給流れのこの部分の加熱及び蒸発が還流冷却器 17 の負荷を過度に高めないようにする。第 3 に、図 7 の従来技術のプロセスと比較して、表 X の流れ 49 を表 V I I の流れ 49 と比較することによって分かるように、LNG 供給流れの一部（図 7 の流れ 42a）ではなく全体（図 10 の流れ 42a）を還流冷却器 17 で用いることにより、精留塔 16 のためにより多くの還流を生じることが可能となる。還流の流れがより多いことによって、より多くの LNG 供給流れを熱交換器 14 において低レベルユーティリティ熱を用いて加熱することができ（表 X の流れ 43 を表 V I I の流れ 43 と比較する）、リボイラー 22 で必要とされる働きを減じ、脱メタン塔からの底部液体生成物に対する規格を満たすのに必要な高レベルユーティリティ熱の量をできるだけ少なくする。

実施例 2

本発明は、図 11 に示すような供給流れ中に存在する C_3 成分及び重質炭化水素成分の大部分を含有する LPG 生成物を生成するように適合させることもできる。図 11 に示すプロセスで考えられる LNG 組成及び条件は、前に図 2、5 及び 8 で説明したものと同一である。従って、本発明の図 11 のプロセスは図 2、5 及び 8 で示す従来技術のプロセスと比較することができる。

【0062】

図 11 のプロセスの処理スキームは、これまでに説明した図 10 のプロセスに用いたものと本質的に同じである。唯一の有意な違いは、リボイラー 22 の入熱を上げて C_2 成分を液体生成物（流れ 47）から分離し、そして精留塔 16 の操作圧を少し上げたことである。

【0063】

底部生成物中において、モル基準で 0.020 : 1 のエタン対プロパン比に基づいて、液体生成物流れ 47 は脱エタン塔 16 の底を 189°F [87°C] で出る。熱交換器 13 中で 124°F [51°C] に冷却された後、液体生成物（流れ 47a）は貯蔵又は更なる処理へ流れる。残留ガス（流れ 48）は還流冷却器 18 を -94°F [-70°C] で離れ、交差熱交換器 29 中で -40°F [-40°C] に加熱され（流れ 48a）、圧縮機 28 によって販売ライン圧に圧縮される（流れ 48b）。 79°F [26°C] に交差熱交換器 29 中で冷却された後、残留ガス生成物（流れ 48c）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ 1315 psia [$9,067\text{ kPa (a)}$] で流れる。

【0064】

図 11 に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【 0 0 6 5 】

【表 1 1】

表XI

(図 1 1)

流量の概要—ポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計	
41	9, 524	977	322	109	10, 979	10
42	3, 048	313	103	35	3, 513	
43	6, 476	664	219	74	7, 466	
46	12, 067	3, 425	4	0	15, 547	
49	2, 543	2, 454	4	0	5, 005	20
48	9, 524	971	0	0	10, 542	
47	0	6	322	109	437	

回収率

プロパン	99. 90%
ブタン+	100. 00%

動力

LNG供給ポンプ	309 HP	[508 kW]	30
還流ポンプ	16 HP	[26 kW]	
残留ガス圧縮機	5, 106 HP	[8, 394 kW]	
合計	5, 431 HP	[8, 928 kW]	

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター	28, 486 MBTU/時	[18, 402 kW]
---------	----------------	--------------

高レベルユーティリティ熱

脱エタン塔リボイラー	23, 077 MBTU/時	[14, 908 kW]	40
------------	----------------	--------------	----

* (非循環流量に基づく)

【 0 0 6 6 】

図 1 1 について上記表 X I に示した回収レベルを図 2 の従来技術のプロセスについての表 I I の回収レベルと比較すると、本発明は図 2 のプロセスよりもずっと高い液体回収効率を達成することができることを示している。表 X I のユーティリティ消費を表 I I と比較すると、本発明で必要とされる高レベルユーティリティ熱は図 2 のプロセスよりも有意に高い (約 4 0 %) が、本発明で必要とされる動力は図 2 のプロセスの場合と本質的に同じであることを示している。

【 0 0 6 7 】

表 X I に示した回収レベルを図 5 及び 8 の従来技術のプロセスについての表 V 及び V I I の回収レベルと比較すると、本発明は図 5 及び 8 のプロセスの液体回収効率と同等であることを示している。表 X I のユーティリティ消費を表 V 及び V I I I と比較すると、本発明で必要とされる動力は図 5 及び 8 のプロセスの場合と本質的に同じであるが、本発明で必要とされる高レベルユーティリティ熱は図 5 及び 8 のプロセスの場合よりも本質的に低い（それぞれ約 5 4 % 及び 1 1 % 低い）ことを示している。

実施例 3

少し低い回収レベルが容認されるならば、本発明の別の態様を用いて、ずっと少ない動力及び高レベルユーティリティ熱を用いて L P G 生成物を生成することができる。図 1 2 はそのような別の態様を説明するものである。図 1 2 に示すプロセスで考えられる L N G 組成及び条件は、図 1 1、ならびに、前に図 3、6 及び 9 で説明したものと同じである。従って、本発明の図 1 2 のプロセスは、図 1 1 に示す態様、ならびに、図 3、6 及び 9 に示す従来技術のプロセスと比較することができる。

【 0 0 6 8 】

図 1 2 のプロセスのシミュレーションでは、L N G タンク 1 0 からの処理される L N G （流れ 4 1）はポンプ 1 1 へ -255°F [-159] で入る。ポンプ 1 1 は、L N G が熱交換器を通して吸収塔 1 6 へ流れることができるように十分に L N G の圧力を高める。ポンプを出る流れ 4 1 a は、接触装置吸収塔 1 6 から取り出されたオーバーヘッド蒸気（蒸留流 4 6）を冷却しながら、まず -91°F [-69] に還流冷却器 1 7 中で加熱される。部分的に加熱された流れ 4 1 b は、次に、精留ストリッパータ 2 1 からの液体生成物（流れ 4 7）を冷却することによって、熱交換器 1 3 中で -88°F [-67] に加熱され（流れ 4 1 c）、そして低レベルユーティリティ熱を用いて熱交換器 1 4 中で更に -30°F [-1] に加熱される（流れ 4 1 d）。バルブ 1 5 によって吸収塔 1 6 の操作圧（約 855 psia [$5, 895\text{ kPa}$ (a)]）に膨張した後、流れ 4 1 e は塔底部供給位置へ約 28°F [-2] で流れる。膨張した流れ 4 1 e の液体部分（もしあれば）は吸収塔 1 6 の上部区分から流れ下る液体と混じり合い、組合わされた液体流れ 4 4 は接触装置吸収塔 1 6 から 17°F [-8] で出る。膨張した流れ 4 1 e の蒸気部分は吸収塔 1 6 を通って上方へ上がり、流れ下る冷液体と接触して凝縮し、 C_3 成分及び重質炭化水素成分を吸収する。

【 0 0 6 9 】

吸収塔 1 6 の底部からの複合液体流れ 4 4 は、膨張バルブ 2 0 によってストリッパータ 2 1 の操作圧（ 430 psia [$2, 965\text{ kPa}$ (a)]）より少し高い圧力にフラッシュ膨張され、流れ 4 4 は -11°F [-24] に冷却され（流れ 4 4 a）、その後、精留ストリッパータ 2 1 へ塔頂供給位置で入る。ストリッパータ 2 1 では、モル基準で 0 . 0 2 0 : 1 のエタン対プロパン比の規格を満たすように、流れ 4 4 a は、リボイラー 2 2 中で生じた蒸気により、そのメタン及び C_2 成分がストリップされる。得られた液体生成物流れ 4 7 はストリッパータ 2 1 の底部を 191°F [88] で出て、熱交換器 1 3 中で 126°F [52] に冷却され、その後、貯蔵又は更なる処理へ流れる。

【 0 0 7 0 】

ストリッパータ 2 1 からのオーバーヘッド蒸気（蒸留流 4 5）は塔を 52°F [11] で出て、オーバーヘッド圧縮機 2 3（補充動力源により動く）に入る。オーバーヘッド圧縮機 2 3 は、流れ 4 5 a が吸収塔 1 6 へ塔底部供給位置にて供給されるように、流れ 4 5 a の圧力を吸収塔 1 6 の操作圧よりも少し高くする。流れ 4 5 a は吸収塔 1 6 に 144°F [62] で入り、そこで吸収塔 1 6 を通って上方へ上がり、流れ下る冷液体と接触して凝縮し、 C_3 成分及び重質炭化水素成分を吸収する。

【 0 0 7 1 】

オーバーヘッド蒸留流れ 4 6 は接触装置吸収塔 1 6 から -63°F [-53] で取り出され、還流冷却器 1 7 に流れ、そこで -78°F [-61] に冷却され、これまでに説明したように冷 L N G（流れ 4 1 a）との熱交換によって部分的に凝縮される。部分的

に凝縮された流れ 46 a は還流分離器 18 に入り、そこで凝縮された液体（流れ 49）は非凝縮蒸気（流れ 48）から分離される。還流分離器 18 からの液体流れ 49 は、還流ポンプ 19 によって吸収塔 16 の操作圧より少し高い圧力に上げられ、次に、流れ 49 a は塔頂部冷供給流れ（還流）として吸収塔 16 へ供給される。この冷液体還流は、吸収塔 16 を上昇する蒸気から C_3 成分及び重質炭化水素成分を吸収し、凝縮する。

【0072】

残留ガス（流れ 48）は還流冷却器 18 を -78°F [-61] で離れ、交差熱交換器 29 中で -40°F [-40] に加熱され（流れ 48 a）、圧縮機 28 によって販売ライン圧に圧縮される（流れ 48 b）。 -37°F [-38] に交差熱交換器 29 中で冷却された後、流れ 48 c は低レベルユーティリティ熱を用いて熱交換器 30 中で 30°F [-1] に加熱され、残留ガス生成物（流れ 48 d）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ 1315 psia [$9,067\text{ kPa (a)}$] で流れる。

【0073】

図 12 に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【0074】

【表 1 2】

表XII

(図 1 2)

流量の概要—ポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9, 524	977	322	109	10, 979
44	705	447	552	129	1, 835
45	705	441	246	20	1, 414
46	31, 114	4, 347	93	0	35, 687
49	21, 590	3, 376	77	0	25, 129
48	9, 524	971	16	0	10, 558
47	0	6	306	109	421

10

20

回収率

プロパン	95. 01%
ブタン+	99. 98%

動力

LNG供給ポンプ	616 HP	[1, 013 kW]
還流ポンプ	117 HP	[192 kW]
オーバーヘッド圧縮機	422 HP	[694 kW]
残留ガス圧縮機	1, 424 HP	[2, 341 kW]
合計	2, 579 HP	[4, 240 kW]

30

低レベルユーティリティ熱

LNGヒーター	32, 436 MBTU/時	[20, 954 kW]
残留ガスヒーター	12, 541 MBTU/時	[8, 101 kW]
合計	44, 977 MBTU/時	[29, 055 kW]

40

高レベルユーティリティ熱

脱エタン塔リボイラー	7, 336 MBTU/時	[4, 739 kW]
------------	---------------	--------------

* (非循環流量に基づく)

【 0 0 7 5】

図 1 2 の本発明の態様についての上記表 X I I を図 1 1 の本発明の態様についての表 X I と比較すると、図 1 2 の態様の場合、液体回収率が減少している（プロパン回収率 9 9 . 9 0 % 及びブタン + 回収率 1 0 0 . 0 % からプロパン回収率 9 5 . 0 1 % 及びブタン +

50

回収率 99.98% へ)。しかしながら、図 12 の態様に必要な動力及び熱は、図 11 の 1/2 以下である。個々の用途に用いられる態様の選択は、LPG 生成物中の重質炭化水素の金銭的価値対残留ガス生成物中の気体燃料としての相当する価値、ならびに、動力及び高レベルユーティリティ熱のコストによって一般に決定される。

【0076】

表 X I I に示した回収レベルを図 3、6 及び 9 の従来技術のプロセスについての表 I I I、V I 及び I X の回収レベルと比較すると、本発明は図 3、6 及び 9 のプロセスの液体回収効率に匹敵することを示している。表 X I I のユーティリティ消費を表 I I I、V I 及び I X と比較すると、本発明のこの態様で必要とされる動力は、必要とされる高レベルユーティリティ熱と同様に（図 3、6 及び 9 の方法の場合よりそれぞれ約 38%、83% 及び 57% 低い）、図 3、6 及び 9 のプロセスの場合よりかなり低い（約 52% より低い）ことを示している。

10

【0077】

本発明の態様を図 3、6 及び 9 に示した従来技術のプロセスと比較するとき、精留ストリッパ塔 21 の操作圧は 3 つの従来技術のプロセスにおける精留塔 16 の操作圧と同じであるが、接触装置吸収塔 16 の操作圧はかなり高く、855 psia [5, 895 kPa (a)] 対 430 psia [2, 965 kPa (a)] であることに注目すべきである。従って、残留ガスは本発明の図 12 の態様よりも高い圧力で圧縮機 28 に入り、従って、残留ガスをパイプライン圧にするのに必要な圧縮馬力はより小さい。

【0078】

20

従来技術のプロセスは精留及びストリッピングを同じ塔で行う（すなわち、図 1 の精留塔 16 に含まれる吸収区分 16a 及びストリッピング区分 16b）ので、従来技術のプロセスでは 2 つの操作は必ず本質的に同じ圧力で行わなければならない。従来技術のプロセスの動力消費は、脱エタン塔 16 の操作圧を上げることによって減じることができる。都合の悪いことに、より高い操作圧の結果、脱エタン塔 16 の蒸留性能に悪影響が生じるので、これはこの場合には勧められない。この影響は、脱エタン塔 16 における物質移動がその蒸気流れと液体流れの相挙動により乏しいことから現れる。特に関係するものは、気-液分離効率に影響を及ぼす物理的性質、すなわち、液体表面張力と 2 つの相の密度差である。その結果、脱エタン塔 16 の操作圧は図 3、6 及び 9 に示す値より高くすべきではなく、従来技術のプロセスを用いて圧縮機 28 の動力消費を減じるのに用いる手段はない。

30

【0079】

ストリッパ塔 21 からのオーバーヘッド（図 12 の流れ 45）を吸収塔 16 へ流す起動力を供給するオーバーヘッド圧縮機 23 に関して、精留操作（吸収塔 16）の操作圧とストリッピング操作（ストリッパ塔 21）の操作圧は、従来技術のプロセスにおけるようにはもはや結び付けられない。その代わりに、2 つの塔の操作圧は独立して最適化することができる。ストリッパ塔 21 の場合、圧力は良好な蒸留特性を保証するように選択することができる。一方、吸収塔 16 の場合、圧力は必要とされる液体回収レベル対残留ガス圧縮力を最適化するように選択することができる。

【0080】

40

本発明の図 12 の態様に関して、リボイラー 22 の負荷の劇的な低下は、2 つの要素の結果である。第 1 に、吸収塔 16 の底部からの液体流れ 44 はストリッパ塔 21 の操作圧にフラッシュ膨張されるので、この流れのメタン及び C₂ 成分の有意な部分が蒸発する。これらの蒸気は吸収塔 16 へ流れ 45a で戻り、吸収塔を流れ下る液体のためのストリッピング蒸気として働き、そのため、ストリッパ塔 21 中の液体からストリップされるメタン及び C₂ 成分はより少ない。第 2 に、圧縮の熱は吸収塔 16 の底へ直接供給されるので、オーバーヘッド圧縮機 23 は本質的に、吸収塔 16 に対するサイドリボイラーとして働くヒートポンプである。このことは、ストリッパ塔 21 の液体からストリップすべき流れ 44 に含まれるメタン及び C₂ 成分の量をさらに減少させる。

より少ない動力消費で同じC₃成分回収率を維持するわずかにより複雑な設計は、図13の方法に示すような本発明の別の態様を用いて達成することができる。図13に示すプロセスで考えられるLNG組成及び条件は、図12におけるものと同じである。従って、図13の態様は図12に示す態様と比較することができる。

【0081】

図13のプロセスのシミュレーションでは、LNGタンク10からの処理されるLNG（流れ41）はポンプ11へ-255°F[-159]で入る。ポンプ11は、LNGが熱交換器を通して吸収塔16へ流れることができるように十分にLNGの圧力を高める。ポンプを出る流れ41aは、接触装置吸収塔16から取り出されるオーバーヘッド蒸気（流れ46）を冷却しながら、まず還流冷却器17中で-104°F[-76]に加熱される。部分的に加熱された流れ41bは、分別ストリッパータ21からのオーバーヘッド流れ（流れ45a）及び液体生成物（流れ47）を冷却することによって、次に熱交換器13中で-88°F[-67]に加熱され（流れ41c）、そして低レベルユーティリティ熱を用いて熱交換器14中で更に-30°F[-1]に加熱される（流れ41d）。バルブ15によって吸収塔16の操作圧（約855psia[5,895kPa(a)]）に膨張した後、流れ41eは吸収塔16の塔低部供給位置へ約28°F[-2]で流れる。膨張した流れ41eの液体部分（もしあれば）は吸収塔16の上部区分から流れ下る液体と混じり合い、組合された液体流れ44は吸収塔16の底部を5°F[-15]で出る。膨張した流れ41eの蒸気部分は吸収塔16を上昇し、落下する冷液体と接触して凝縮し、C₃成分及び重質炭化水素成分を吸収する。

【0082】

接触装置吸収塔16の底部からの組合された液体流れ44は、膨張バルブ20によってストリッパータ21の操作圧（430psia[2,965kPa(a)]）より少し高い圧力にフラッシュ膨張され、流れ44は-24°F[-31]に冷却され、その後、精留ストリッパータ21へ塔頂供給位置で入る。ストリッパータ21では、モル基準で0.020:1のエタン対プロパン比の規格を満たすように、流れ44aはリボイラー22中で生じた蒸気によってそのメタン及びC₂成分をストリップされる。得られた液体生成物流れ47はストリッパータ21の底部を191°F[88]で出て、熱交換器13中で126°F[52]に冷却され、その後、貯蔵又は更なる処理へ流れる。

【0083】

ストリッパータ21からのオーバーヘッド蒸気（流れ45）は塔を43°F[6]で出て、交差熱交換器24に流れ、そこで-47°F[-44]に冷却され、部分的に凝縮される。部分的に凝縮された流れ45aは、これまでに説明したように熱交換器13中で-99°F[-73]に更に冷却され、流れの残りは凝縮される。次に、凝縮液体流れ45bはオーバーヘッドポンプ25に入る。このポンプは、流れ45cの圧力を吸収塔16の操作圧より少し高い圧力に上げる。流れ45cは交差熱交換器24に戻り、流れ45を冷却しながら、38°F[3]に加熱され、部分的に蒸発される。次に、部分的に蒸発された流れ45dは吸収塔16へ塔低部供給位置で供給され、そこでその蒸気部分は吸収塔16を通して上方へ上がり、流れ下る冷液体と接触して凝縮し、C₃成分及び重質炭化水素成分を吸収する。流れ45dの液体部分は吸収塔16の上部区分から流れ下る液体と混じり合い、吸収塔16の底部を離れる複合液体流れ44の一部になる。

【0084】

オーバーヘッド蒸留流れ46は接触装置吸収塔16から-64°F[-53]で取り出され、還流冷却器17に流れ、そこで-78°F[-61]に冷却され、これまでに説明したように冷LNG（流れ41a）との熱交換によって部分的に凝縮される。部分的に凝縮された流れ46aは還流分離器18に入り、そこで凝縮された液体（流れ49）は非凝縮蒸気（流れ48）から分離される。還流分離器18からの液体流れ49は、還流ポンプ19によって吸収塔16の操作圧より少し高い圧力に上げられ、次に、流れ49aは塔頂部冷供給流れ（還流）として吸収塔16へ供給される。この冷液体還流は、吸収塔16中の上昇蒸気からのC₃成分及び重質炭化水素成分を吸収し、凝縮する。

【 0 0 8 5 】

残留ガス（流れ 4 8 ）は還流冷却器 1 8 を -78°F [-61] で離れ、交差熱交換器 2 9 中で -40°F [-40] に加熱され（流れ 4 8 a ）、圧縮機 2 8 によって販売ライン圧に圧縮される（流れ 4 8 b ）。 -37°F [-38] に交差熱交換器 2 9 中で冷却された後、流れ 4 8 c は低レベルユーティリティ熱を用いて熱交換器 3 0 中で 30°F [-1] に加熱され、残留ガス生成物（流れ 4 8 d ）はその後の分配のために販売ガスパイプラインへ 1315psia [$9,067\text{kPa(a)}$] で流れる。

【 0 0 8 6 】

図 1 3 に示すプロセスの流れ流量とエネルギー消費の概要は次表に示す：

【 0 0 8 7 】

【表 1 3】

表XIII

(図 1 3)

流量の概要—ポンドモル/時 [k gモル/時]

流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	合計
41	9, 524	977	322	109	10, 979
44	850	534	545	127	2, 058
45	850	528	239	18	1, 637
46	28, 574	3, 952	83	0	32, 732
49	19, 050	2, 981	67	0	22, 174
48	9, 524	971	16	0	10, 558
47	0	6	306	109	421

10

20

回収率

プロパン 95. 05%

ブタン+ 99. 98%

動力

LNG供給ポンプ 616 HP [1, 013 kW]

還流ポンプ 103 HP [169 kW]

オーバーヘッド圧縮機 74 HP [122 kW]

残留ガス圧縮機 1, 424 HP [2, 341 kW]

合計 2, 217 HP [3, 645 kW]

30

低レベルユーティリティー熱

LNGヒーター 32, 453 MBTU/時 [20, 965 kW]

残留ガスヒーター 12, 535 MBTU/時 [8, 098 kW]

合計 44, 988 MBTU/時 [29, 063 kW]

40

高レベルユーティリティー熱

脱エタン塔リボイラー 8, 218 MBTU/時 [5, 309 kW]

* (非循環流量に基づく)

【 0 0 8 8 】

図 1 3 の本発明の態様に関する上記表 X I I I を図 1 2 の本発明の態様に関する表 X I I と比較すると、液体回収率は図 1 3 の態様の場合と同じであることを示している。図 1 3 の態様は、圧縮機 (図 1 2 のオーバーヘッド圧縮機 2 3) ではなくポンプ (図 1 3 のオー

50

バーヘッドポンプ 25) を用いて、オーバーヘッド蒸気を精留ストリッパータ 21 から接触装置吸収塔 16 へ送るので、必要とされる動力は図 13 の態様の方が少ない。しかしながら、吸収塔 16 へ供給される得られた流れ 45 d は十分に蒸発されていないので、より多くの液体が吸収塔 16 を低部流れ 44 で離れ、ストリッパータ 21 中でそのメタン及び C_2 成分をストリップしなければならず、図 12 の態様と比較して、図 13 の本発明の態様によって必要とされるリボイラー 22 の負荷は増し、高レベルユーティリティ熱の量は増加する。個々の用途に用いられる態様の選択は、動力対高レベルユーティリティ熱の相対コスト、ならびに、ポンプ及び熱交換器対圧縮機の相対資本コストによって一般に決定される。

他の態様

図 13 の本発明の態様では、還流冷却器 17 を離れる部分的に加熱された LNG (流れ 41 b) は分別ストリッパータ 21 からのオーバーヘッド蒸気 (流れ 45 a) を最終的に冷却する。場合によっては、流れ 41 b で得られる冷却では、オーバーヘッド蒸気を全て凝縮するのに不十分かもしれない。この場合には、図 14 に示すような本発明の別の態様を用いることができる。加熱された液化天然ガス流れ 41 e は接触装置吸収塔 16 に送られ、そこで蒸留流れ 46 及び液体流れ 44 が形成され、分離される。液体流れ 44 は分別ストリッパータ 21 に送られ、そこで流れは蒸気流れ 45 と液体生成物流れ 47 とに分けられる。蒸気流れ 45 は交差熱交換器 24 及び熱交換器 13 中で部分的に凝縮するのに十分に冷却される。オーバーヘッド分離器 26 は、部分的に凝縮されたオーバーヘッド流れ 45 b をその各蒸気留分 (流れ 50) 及び液体留分 (流れ 51) に分離するのに用いることができる。液体流れ 51 はオーバーヘッドポンプ 25 に入り、交差熱交換器 24 に送られて、加熱されそして部分的に蒸発する (流れ 51 b)。蒸気流れ 50 は、交差熱交換器 24 からの流れと一緒に becoming 複合流れ 45 c を形成することができるよう、オーバーヘッド圧縮機 23 によって圧縮されて (熱交換器 31 及び / 又は 32 による圧縮前の加熱及び / 又は圧縮後の冷却があってもよい) 圧力を上げ、その後、吸収塔 16 へ塔低部吸収位置にて供給される。あるいは、点線で示すように、圧縮された蒸気 (流れ 50 c) のいくらか又は全てが吸収塔 16 へ第 2 塔低部供給位置にて別に供給されてもよい。いくつかの用途では、圧縮機 23 においてあまり費用のかからない組成の材料の使用を可能にするため、あるいは他の理由で、圧縮前に蒸気を加熱する (点線の熱交換器 31 で示すように) のが好都合かもしれない。また、オーバーヘッド圧縮機 23 から出る流れ (流れ 50 b) を、例えば点線の熱交換器 32 中で冷却することは、ある場合には好都合かもしれない。

【0089】

場合によっては、オーバーヘッド圧縮機 23 を離れる高圧流れを、例えば図 15 の点線の熱交換器 24 で冷却することが好都合かもしれない。オーバーヘッド蒸気を、圧縮機に入る前に、例えば図 16 の点線の交差熱交換器 24 で加熱すること (例えば、圧縮機 23 においてあまり費用のかからない組成の材料の使用を可能とするために) が望ましいかもしれない。オーバーヘッド圧縮機への流入流れを加熱する及び / 又はオーバーヘッド圧縮機への流出流れを冷却するかどうかの選択は、LNG の組成、望ましい液体回収レベル、吸収塔 16 及びストリッパータ 21 の操作圧、生じる処理温度、ならびに他のファクターによる。

【0090】

本発明の 2 塔態様を用いるとき、LNG 供給に分離供給形態 (図 10 及び 11 で前に説明したような) を用いることが好都合な場合がある。図 15 ~ 18 に示すように、部分的に加熱された LNG (図 15 及び 16 の流れ 41 b、ならびに図 17 及び 18 の流れ 41 c) は 2 つの部分、流れ 42 及び 43 に分けることができ、流れ 42 の第 1 の部分は接触装置吸収塔 16 へ塔中部の高位供給位置で更なる加熱を行うことなく供給される。更に加熱された後、流れ 43 の第 2 の部分は吸収塔 16 へ塔中部の低位供給位置で供給される。そのため、第 1 の部分に存在する冷液体は第 2 の部分の蒸気を部分的に精留することができる。本発明の 2 塔態様に分離供給形態を用いるかどうかの選択は、一般に、LNG の組成及び望ましい液体回収レベルによる。

10

20

30

40

50

【 0 0 9 1 】

L N G 供給に分離供給形態を用いる図 1 7 の態様では、液体流れ 4 4 を精留ストリッパータ 2 1 へ送り、そこで流れは蒸気流れ 4 5 と液体生成物流れ 4 7 に分離される。蒸気流れは交差熱交換器 2 4 及び熱交換器 3 3 中で冷却されて十分に凝縮される。十分に凝縮された流れ 4 5 b はポンプ 2 5 によってより高い圧力にされ、交差熱交換器 2 4 中で加熱され、少なくともその一部を蒸発し、その後、塔低部供給位置で流れ 4 5 d として接触装置吸収塔 1 6 へ供給される。

【 0 0 9 2 】

L N G 供給に分離供給形態を用いる図 1 8 では、蒸気流れ 4 5 は交差熱交換器 2 4 及び熱交換器 3 3 中で部分的に凝縮するのに十分に冷却され、その後、オーバーヘッド 2 6 中でそれぞれ蒸気留分（流れ 5 0）及び液体留分（流れ 5 1）に分離される。液体流れ 5 1 はオーバーヘッドポンプ 2 5 に入り、交差熱交換器 2 4 を通って加熱され、そして部分的に蒸発する（流れ 5 1 b）。蒸気流れ 5 0 は、交差熱交換器 2 4 から出る流れと組合されて複合流 4 5 c を形成することができるよう、オーバーヘッド圧縮機 2 3 によって圧縮され（熱交換器 3 1 及び / 又は 3 2 による圧縮前の加熱及び / 又は圧縮後の冷却があってもよい）圧力を上げ、その後、吸収塔 1 6 へ塔低部吸収位置にて供給される。あるいは、点線で示すように、圧縮された蒸気（流れ 5 0 c）のいくらか又は全てが吸収塔 1 6 へ第 2 塔低部供給位置にて別に供給されてもよい。いくつかの用途では、オーバーヘッド圧縮機 2 3 においてあまり費用のかからない冶金を可能にするため、あるいは他の理由で、圧縮前に蒸気を加熱する（点線の熱交換器 3 1 で示すように）のが好都合かもしれない。オーバーヘッド圧縮機 2 3 から出る流れ（流れ 5 0 b）を、例えば点線の熱交換器 3 2 中で冷却することは、またある場合には好都合かもしれない。

【 0 0 9 3 】

還流冷却器 1 7 は、図 1 9 に示すように精留塔 1 6 又は吸収塔 1 6 の精留区分より上の塔内部に配置してもよい。これによって、蒸留流れは後に塔の分別段階より上の塔で冷却及び加熱されるので、図 1 0 ~ 1 8 に示す還流分離器 1 8 及び還流ポンプ 1 9 は不必要になる。あるいは、デフレグメーター（図 2 0 におけるデフレグメーター 2 7 のような）を図 1 0 ~ 1 8 に示す還流冷却器 1 7 の代わりに用いると、還流分離器 1 8 及び還流ポンプ 1 9 は不必要になり、そしてまた同時分別段階を提供して塔の上部区分においてこれらを補充することにもなる。デフレグメーターがグレードレベルでプラントに配置されるならば、それは蒸気 / 液体分離器に接続することができ、分離器中で集められた液体は蒸留塔（精留塔 1 6 又は接触装置吸収塔 1 6 のいずれか）の頂部へポンプで送られる。還流冷却器を塔内部に含めるかあるいはデフレグメーターを用いるかについての決定は、通常は、必要とされるプラントの大きさ及び熱交換器表面による。

【 0 0 9 4 】

バルブ 1 2 及び / 又は 1 5 は膨張エンジン（ターボ膨張機）に代えることができ、それによって、図 1 0、1 1 及び 1 5 ~ 1 8 の流れ 4 2、図 1 0、1 1 及び 1 5 ~ 1 8 の流れ 4 3 b、及び / 又は図 1 2 ~ 1 4 の流れ 4 1 d の減圧から仕事を引き出すことができることに留意すべきである。この場合、仕事を引き出すことができるように、L N G（流れ 4 1）はポンプでより高い圧力にしなければならない。この仕事は L N G 流れのポンプでの送り、残留ガス又はストリッパータオーバーヘッド蒸気の圧縮、あるいは発電のための動力を提供することに用いることができる。バルブ又は膨張エンジンの使用についての選択は各 L N G 処理プロジェクトの個々の状況による。

【 0 0 9 5 】

図 1 0 ~ 2 0 では、個々の熱交換器を最も多い使用の場合に示した。しかしながら、2 つ以上の熱交換器を共通の熱交換器にまとめること、例えば図 1 4 の熱交換器 1 3、1 4 及び 2 4 を共通の熱交換器にまとめることも可能である。いくつかの場合では、熱交換器の使用を多数の熱交換器に分けるのが好都合かもしれない。熱交換器使用をまとめるかあるいは示された使用に対して 1 つ以上の熱交換器を用いるかについての決定は、限定されないが、L N G 流量、熱交換器の大きさ、流れの温度等を含む多くのファクターによる。

【 0 0 9 6 】

精留塔 1 6 又は吸収塔 1 6 への分離された L N G 供給流れの各枝に見られる相対供給量が、L N G 組成、供給流から経済的に取り出すことができる熱量、残留ガス送出圧、利用可能な馬力量を含むいくつかのファクターによることは明らかであろう。塔頂部へのより多くの供給は回収率を高めるかもしれないが、リボイラー 2 2 の負荷を増加し、それによって、必要とされる高レベルユーティリティ熱を高める。塔低部における供給の増加は、高レベルユーティリティ熱を減じるが、生成物の回収率も減じうる。塔中央部供給の相対的位置は、L N G 組成又は他のファクター、例えば望ましい回収レベル及び供給流の加熱中に形成される蒸気量により変化する。さらに、2 つ以上の供給流れ、又はそれらの一部は、個々の流れの相対的な温度及び量により合流させてもよく、複合流れは塔中部供給位置へ供給される。

10

【 0 0 9 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、特許請求の範囲において規定したような本発明の精神から逸脱することなく、他のあるいは更なる変形、例えば本発明を様々な条件、供給のタイプ、又は他の要件に適應させることが可能であることは、本技術分野における当業者にとって明らかなことであろう。

【図面の簡単な説明】

【 0 0 9 8 】

【図 1】図 1 は、米国特許第 3 , 8 3 7 , 1 7 2 号による従来技術の L N G 処理プラントの流れ図である。

20

【図 2】図 2 は、米国特許第 3 , 8 3 7 , 1 7 2 号による従来技術の L N G 処理プラントの流れ図である。

【図 3】図 3 は、米国特許第 3 , 8 3 7 , 1 7 2 号による従来技術の L N G 処理プラントの流れ図である。

【図 4】図 4 は、米国特許第 2 , 9 5 2 , 9 8 4 号による従来技術の L N G 処理プラントの流れ図である。

【図 5】図 5 は、米国特許第 2 , 9 5 2 , 9 8 4 号による従来技術の L N G 処理プラントの流れ図である。

【図 6】図 6 は、米国特許第 2 , 9 5 2 , 9 8 4 号による従来技術の L N G 処理プラントの流れ図である。

30

【図 7】図 7 は、米国特許第 5 , 1 1 4 , 4 5 1 号による従来技術の L N G 処理プラントの流れ図である。

【図 8】図 8 は、米国特許第 5 , 1 1 4 , 4 5 1 号による従来技術の L N G 処理プラントの流れ図である。

【図 9】図 9 は、米国特許第 5 , 1 1 4 , 4 5 1 号による従来技術の L N G 処理プラントの流れ図である。

【図 1 0】図 1 0 は、本発明による L N G 処理プラントの流れ図である。

【図 1 1】図 1 1 は、L N G 処理プラントへの本発明の適用に関する代替的手段を示す流れ図である。

【図 1 2】図 1 2 は、L N G 処理プラントへの本発明の適用に関する代替的手段を示す流れ図である。

40

【図 1 3】図 1 3 は、L N G 処理プラントへの本発明の適用に関する代替的手段を示す流れ図である。

【図 1 4】図 1 4 は、L N G 処理プラントへの本発明の適用に関する代替的手段を示す流れ図である。

【図 1 5】図 1 5 は、L N G 処理プラントへの本発明の適用に関する代替的手段を示す流れ図である。

【図 1 6】図 1 6 は、L N G 処理プラントへの本発明の適用に関する代替的手段を示す流れ図である。

【図 1 7】図 1 7 は、L N G 処理プラントへの本発明の適用に関する代替的手段を示す流

50

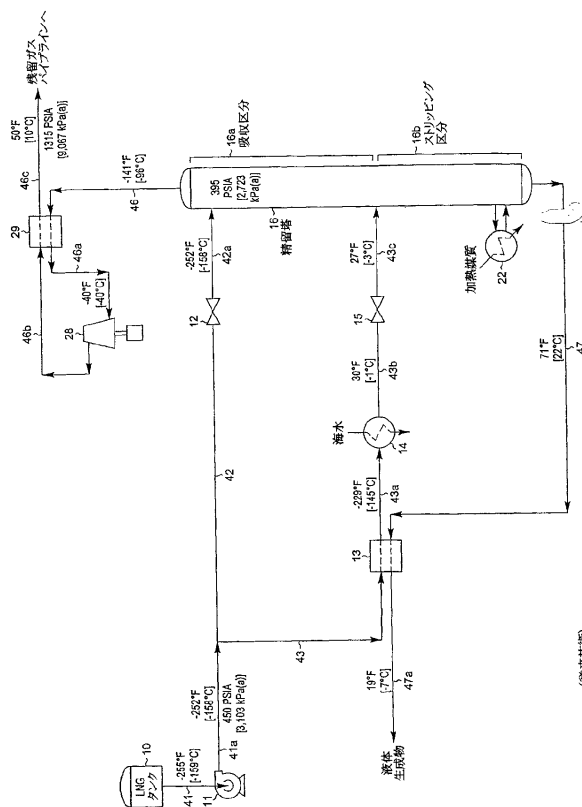
れ図である。

【図 18】図 18 は、LNG 処理プラントへの本発明の適用に関する代替的手段を示す流れ図である。

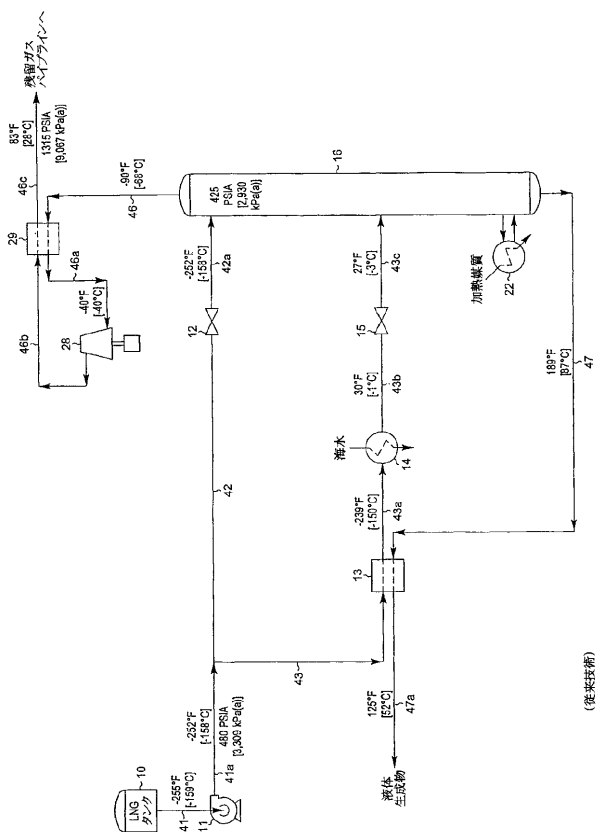
【図 19】図 19 は、本発明の方法で用いる代替的な分別系の図である。

【図 20】図 20 は、本発明の方法で用いる代替的な分別系の図である。

【 図 1 】



【圖 2】



【 図 4 】



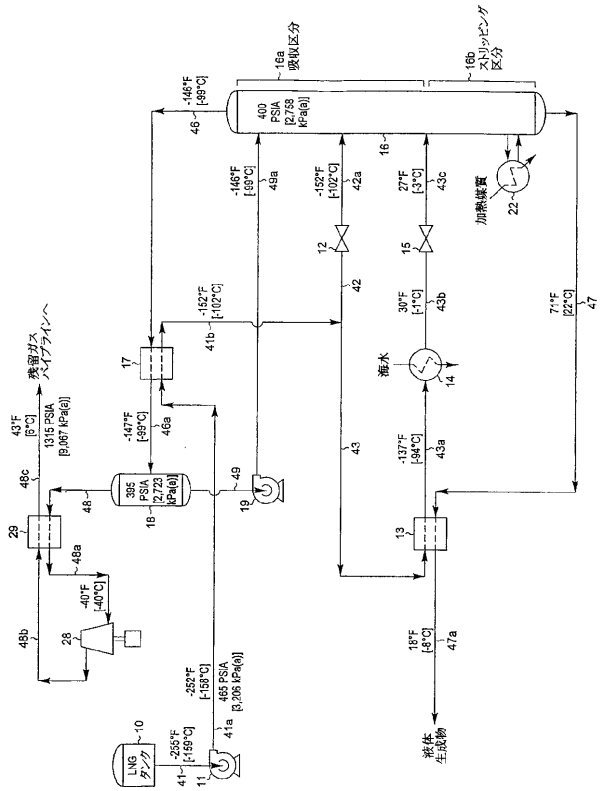
【 図 6 】



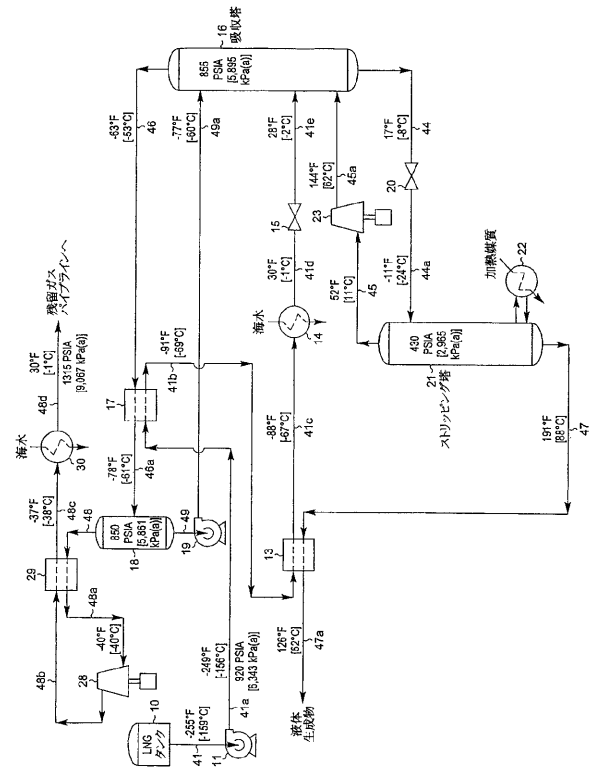
【 図 8 】



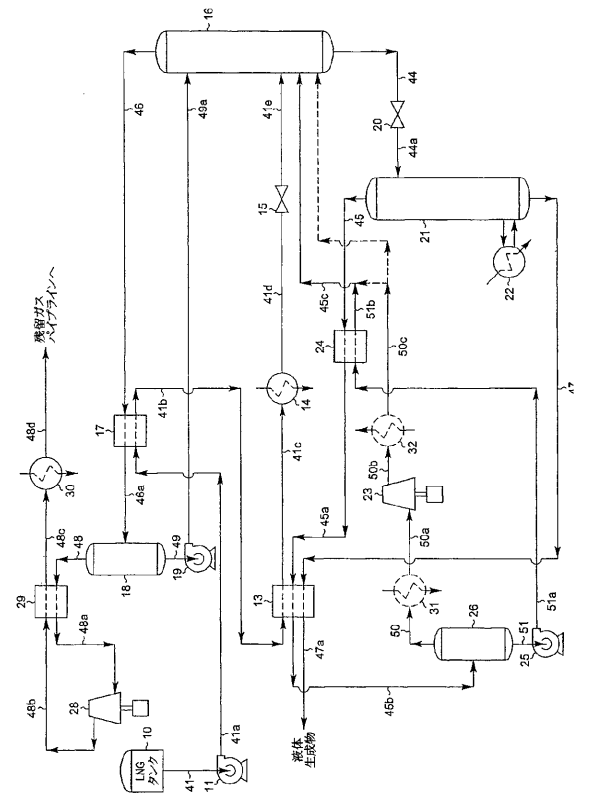
【 図 1 0 】



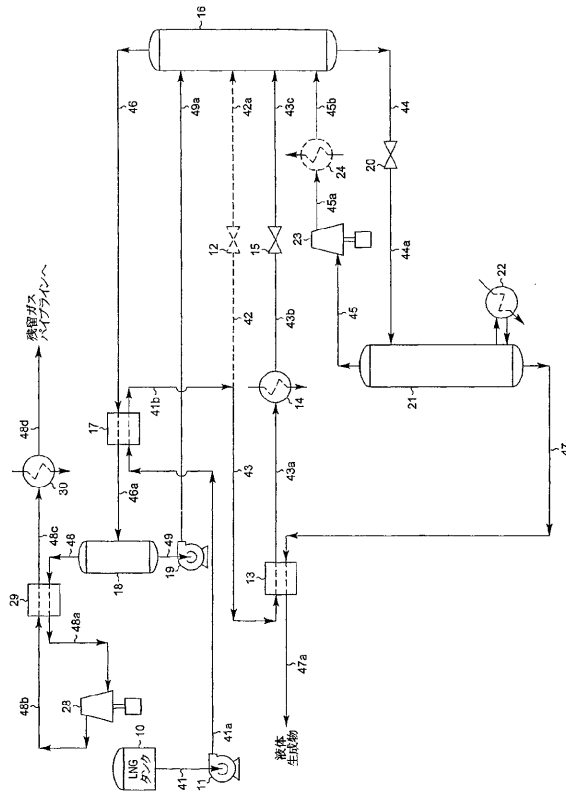
【 図 1 2 】



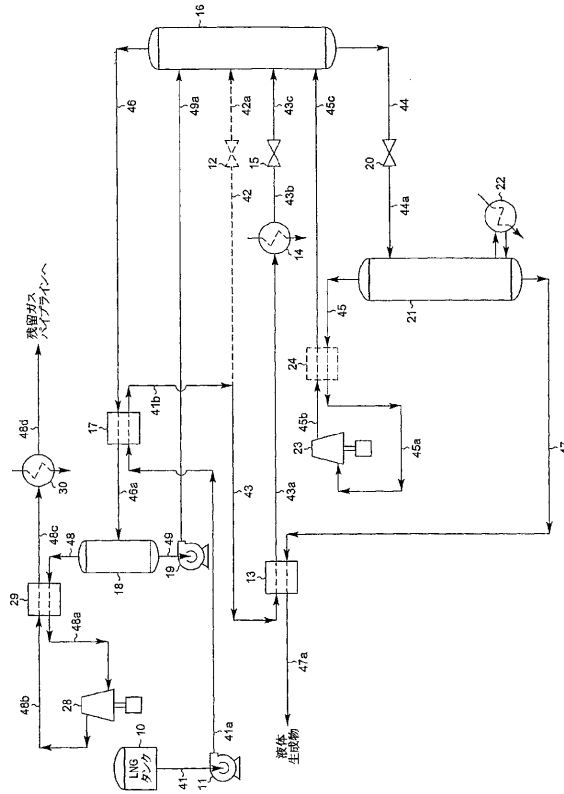
【 図 1 4 】



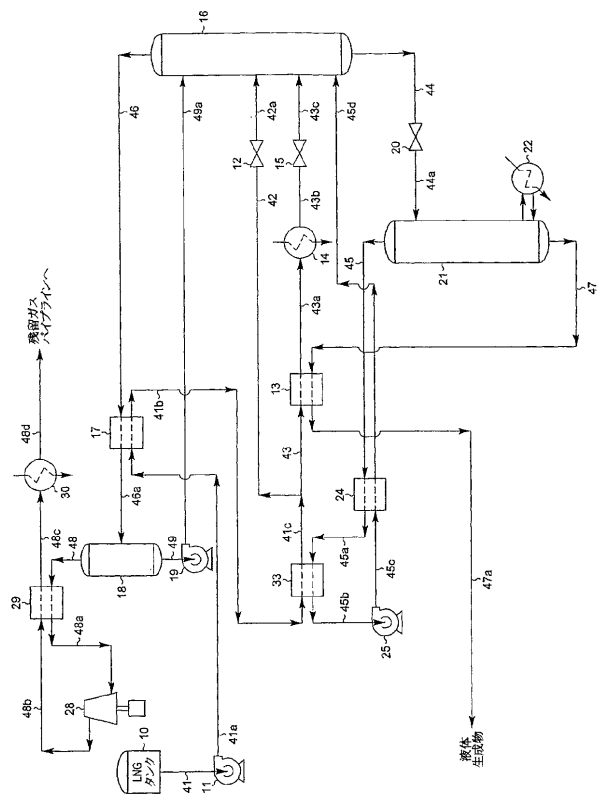
【図 15】



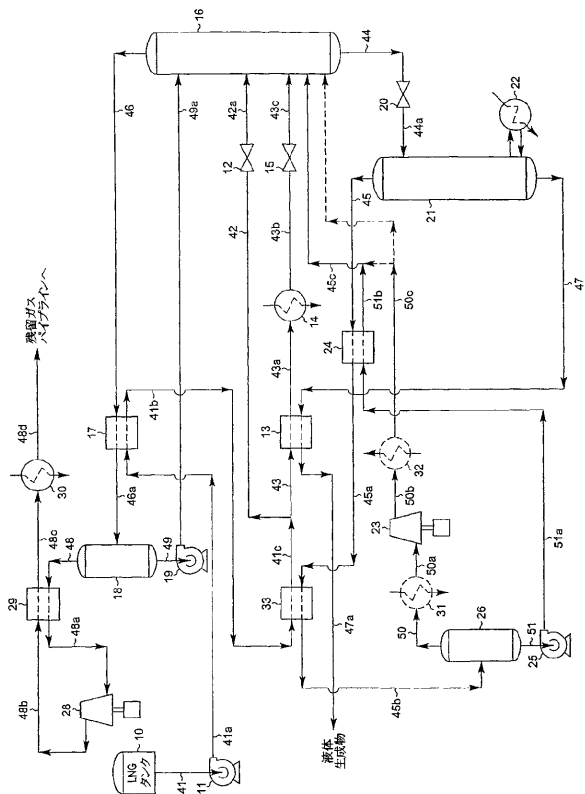
【図 16】



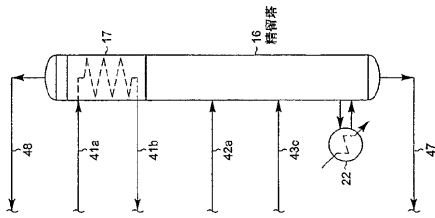
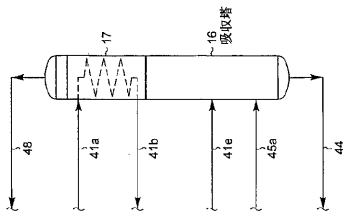
【図 17】



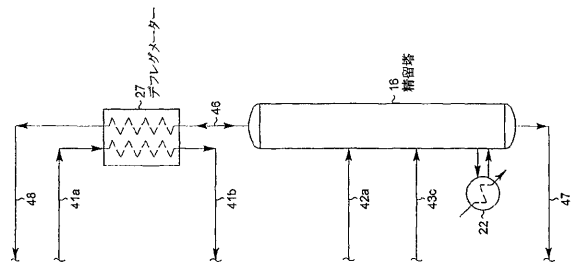
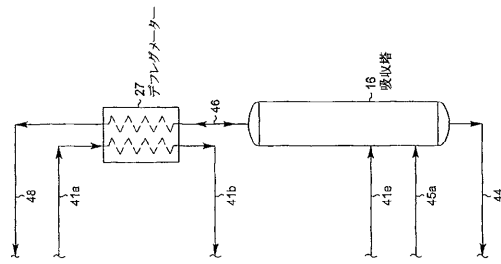
【図 18】



【図 19】



【図 20】



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

審査官 増田 健司

(56)参考文献 特開平 0 5 - 2 4 0 5 7 6 (J P , A)

特開昭 5 8 - 0 2 2 8 7 2 (J P , A)

特開平 0 3 - 2 5 5 8 7 6 (J P , A)

(58)調査した分野(Int.Cl. , D B 名)

F25J 3/02

C10L 3/06