

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特 許 公 報(B2)

(11) 特許番号

特許第5785539号  
(P5785539)

(45) 発行日 平成27年9月30日(2015.9.30)

(24) 登録日 平成27年7月31日(2015.7.31)

(51) Int.Cl.

F I

F 2 5 J 3/02 (2006.01)

F 2 5 J 3/02 B

F 2 5 J 3/06 (2006.01)

F 2 5 J 3/06

F 2 5 J 5/00 (2006.01)

F 2 5 J 5/00

C 0 7 C 7/04 (2006.01)

C 0 7 C 7/04

C 0 7 C 9/04 (2006.01)

C 0 7 C 9/04

請求項の数 10 (全 20 頁)

(21) 出願番号 特願2012-514996 (P2012-514996)  
 (86) (22) 出願日 平成22年6月2日(2010.6.2)  
 (65) 公表番号 特表2012-529625 (P2012-529625A)  
 (43) 公表日 平成24年11月22日(2012.11.22)  
 (86) 国際出願番号 PCT/US2010/037098  
 (87) 国際公開番号 W02010/144288  
 (87) 国際公開日 平成22年12月16日(2010.12.16)  
 審査請求日 平成25年5月31日(2013.5.31)  
 (31) 優先権主張番号 12/689,616  
 (32) 優先日 平成22年1月19日(2010.1.19)  
 (33) 優先権主張国 米国(US)  
 (31) 優先権主張番号 12/750,862  
 (32) 優先日 平成22年3月31日(2010.3.31)  
 (33) 優先権主張国 米国(US)

(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  
 ゴール 415 スイート 2000  
 (73) 特許権者 511199804  
 エス・エム・イー・ プロダクツ・エルビ  
 ー  
 アメリカ合衆国テキサス州77066, ヒ  
 ユーストン, ザオール 6715  
 (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】 炭化水素ガス処理

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項1】

少なくともメタンおよび二酸化炭素を含有するガス流(31)を、前記メタンの大半部分を含有する揮発性残留ガス画分(33)と前記二酸化炭素の大半部分を含有する比較的低い揮発性画分(37)とに分離するための方法であって、

- (1) 前記ガス流(31)を冷却して冷却流(31a, 31b)を生じさせ；
- (2) 前記冷却流(31a, 31b)を中間圧まで膨張し、それによって、それをさらに冷却し；
- (3) 蒸気部分を含み得る前記膨張させられた冷却流(31c)は、物質移動手段、第1の加熱かつ物質移動手段、第2の加熱かつ物質移動手段及び一つ以上の熱交換手段を収容する処理組立部(113)に収容される物質移動手段へ最上部供給物として供給され；
- (4) 蒸留液流は前記物質移動手段の下方領域から回収され、前記処理組立部(113)に収容される第1の加熱かつ物質移動手段において加熱され、それによって、同時に前記蒸留液流より揮発性の成分をストリップングすると共に、段階(1)の冷却の少なくとも一部を供給し、次いで前記処理組立部(113)から前記加熱されかつストリップングされた蒸留液体を前記比較的低い揮発性画分(37)として排出し；
- (5) 第1蒸留蒸気流は、前記物質移動手段の上方領域から回収され、前記膨張させられた冷却流(31c)の前記蒸気部分と混ぜ合わされて第2蒸留蒸気流を形成し；
- (6) 前記第2蒸留蒸気流は前記処理組立部(113)に収容された第2の加熱かつ物質移動手段において冷却され、それによって前記第2蒸留蒸気流からの低い揮発性成分を凝縮して、凝縮流および第3蒸留蒸気流を形成し；

10

20

( 7 ) 前記凝縮流の少なくとも一部は、前記物質移動手段へ他の最上部供給物として供給され；

( 8 ) 前記比較的低い揮発性画分(37)は、少なくとも第 1 および第 2 の流れ(41, 38)に分割され；

( 9 ) 前記第 2 の流れ(38)は、冷却され、次いで低圧まで膨張し、それによってさらに冷却し；

( 10 ) 前記膨張させられ冷却した第 2 の流れ(38b)は加熱され、それによって段階 ( 1 ) および ( 6 ) の冷却の少なくとも一部を供給し；

( 11 ) 前記第 3 蒸留蒸気流は、前記処理組立部(113)に収容された一つ以上の熱交換手段において加熱され、このことにより段階 ( 1 ) および ( 9 ) の冷却の少なくとも一部を供給し、その後、前記揮発性残留ガス画分(33)として、前記処理組立部(113)から前記第 3 加熱蒸留蒸気流を排出し；

そして、

( 12 ) 前記物質移動手段に対する前記供給流の量および温度は、前記物質移動手段の前記上方領域の温度を前記二酸化炭素の大部分が前記比較的低い揮発性画分(37)において回復される温度に維持するのに効果的である、前記方法。

【請求項 2】

少なくともメタンおよび二酸化炭素を含有するガス流(31)を、前記メタンの大部分を含有する揮発性残留ガス画分(33)と前記二酸化炭素の大部分を含有する比較的低い揮発性画分(37)とに分離するための方法であって、

( 1 ) 前記ガス流(31)は、十分に冷却されて部分的に凝縮され；

( 2 ) 前記部分的に凝縮されたガス流(31b)は、分離手段に供給されて、そこで分離され、蒸気流(43)および少なくとも一つの液体流(44)を提供し；

( 3 ) 前記少なくとも一つの液体流(44)は、中間圧まで膨張し、膨張液流(44a)を形成し；

( 4 ) 前記膨張液流(44a)は、物質移動手段、第 1 の加熱かつ物質移動手段、第 2 の加熱かつ物質移動手段及び一つ以上の熱交換手段を収容する処理組立部(113)に収容される物質移動手段へ最上部供給物として供給され；

( 5 ) 前記蒸気流(43)は、前記中間圧まで膨張させられて蒸気部分を含み得る膨張流(43a)を形成し、前記膨張流(43a)は前記物質移動手段上の前記処理組立部(113)に供給され；

( 6 ) 蒸留液流は前記物質移動手段の下方領域から回収され、前記処理組立部(113)に収容される第 1 の加熱かつ物質移動手段において加熱され、それによって、同時に前記蒸留液流から揮発性成分をストリップングすると共に、段階 ( 1 ) の冷却の少なくとも一部を供給し、次いで前記処理組立部(113)から前記加熱かつストリップングされた蒸留液体を前記比較的低い揮発性画分(37)として排出し；

( 7 ) 第 1 蒸留蒸気流は、前記物質移動手段の上方領域から回収され、前記膨張流(43a)の前記蒸気部分と混ぜ合わされて第 2 蒸留蒸気流を形成し；

( 8 ) 前記第 2 蒸留蒸気流は前記処理組立部(113)に収容された第 2 の加熱かつ物質移動手段において冷却され、それによって前記第 2 蒸留蒸気流からの低い揮発性成分を凝縮して、凝縮流および第 3 蒸留蒸気流を形成し；

( 9 ) 前記凝縮流の少なくとも一部は、前記物質移動手段へ他の最上部供給物として供給され；

( 10 ) 前記比較的低い揮発性画分(37)は、少なくとも第 1 および第 2 の流れ(41, 38)に分割され；

( 11 ) 前記第 2 の流れ(38)を冷却し、その後、低圧まで膨張させて、それによって、それをさらに冷却し；

( 12 ) 前記膨張され冷却された第 2 の流れ(38b)は加熱され、それによって段階 ( 1 ) および ( 8 ) の冷却の少なくとも一部を供給し；

( 13 ) 前記第 3 蒸留蒸気流は、前記処理組立部(113)に収容された一つ以上の熱交換手段において加熱され、このことにより段階 ( 1 ) および ( 11 ) の冷却の少なくとも一部

10

20

30

40

50

を供給し、その後に、前記揮発性の残留ガス画分(33)として、前記処理組立部(113)から前記第3加熱蒸留蒸気流を排出し；

そして、

(14) 前記物質移動手段に対する前記供給流の量および温度は、前記物質移動手段の前記上方領域の温度を前記二酸化炭素の大半部分が前記比較的低い揮発性画分(37)において回復される温度に維持するのに効果的である、前記方法。

【請求項3】

少なくともメタンおよび二酸化炭素を含有するガス流(31)を、前記メタンの大半部分を含有する揮発性残留ガス画分(33)と前記二酸化炭素の大半部分を含有する比較的低い揮発性画分(37)とに分離するための方法であって、

(1) 前記ガス流(31)は、十分に冷却されて部分的に凝縮され；

(2) 前記部分的に凝縮されたガス流(31b)は、分離手段に供給されて、そこで分離され、蒸気流(43)および少なくとも一つの液体流(44)を提供し；

(3) 前記少なくとも一つの液体流(44)は、中間圧まで膨張し、膨張液流(44a)を形成し；

(4) 前記膨張液流(44a)は、物質移動手段、第1の加熱かつ物質移動手段、第2の加熱かつ物質移動手段、前記第2の加熱かつ物質移動手段の下での追加の物質移動手段及び一つ以上の熱交換手段を収容する処理組立部(113)に収容される物質移動手段へ最上部供給物として供給され；

(5) 前記蒸気流(43)は、前記中間圧まで膨張させられて蒸気部分を含み得る膨張流(43a)を形成し、前記膨張流(43a)は、前記追加の物質移動手段への最上部供給物として前記処理組立部(113)に供給され；

(6) 蒸留液流は前記物質移動手段の下方領域から回収され、前記処理組立部(113)に収容される第1の加熱かつ物質移動手段において加熱され、それによって、同時に前記蒸留液流から揮発性成分をストリップングすると共に、段階(1)の冷却の少なくとも一部を供給し、次いで前記処理組立部(113)から前記加熱かつストリップングされた蒸留液体を前記比較的低い揮発性画分(37)として排出し；

(7) 第1蒸留蒸気流は、前記物質移動手段の上方領域から回収され、それに対する下底部供給物として前記追加の物質移動手段へ向けられ；

(8) 第2蒸留蒸気流は、前記追加の物質移動手段の上方領域から回収され、前記膨張流(43a)の前記蒸気部分と混ぜ合わされて第3蒸留蒸気流を形成し；

(9) 前記第3蒸留蒸気流は前記処理組立部(113)に収容された第2の加熱かつ物質移動手段において冷却され、それによって前記第3蒸留蒸気流からの低い揮発性成分を凝縮して、凝縮流および第4蒸留蒸気流を形成し；

(10) 前記凝縮流の少なくとも一部は、前記追加の物質移動手段へ他の最上部供給物として供給され；

(11) 前記比較的低い揮発性画分(37)は、少なくとも第1および第2の流れ(41, 38)に分割され；

(12) 前記第2の流れ(38)を冷却し、その後、低圧まで膨張させて、それによって、それをさらに冷却し；

(13) 前記膨張され冷却された第2の流れ(38b)は加熱され、それによって段階(1)および(9)の冷却の少なくとも一部を供給し；

(14) 前記第4蒸留蒸気流は、前記処理組立部(113)に収容された一つ以上の熱交換手段において加熱され、このことにより段階(1)および(12)の冷却の少なくとも一部を供給し、その後に、前記揮発性の残留ガス画分(33)として、前記処理組立部(113)から前記加熱された第4加熱蒸留蒸気流を排出し；

そして、

(15) 前記物質移動手段に対する前記供給流の量および温度は、前記物質移動手段の前記上方領域の温度を前記二酸化炭素の大半部分が前記比較的低い揮発性画分(37)において回復される温度に維持するのに効果的である、前記方法。

10

20

30

40

50

## 【請求項 4】

前記分離手段は、前記処理組立部(113)に收容される、請求項 2 または 3 に記載の方法。

## 【請求項 5】

請求項 1、2、3 または 4 に記載の方法であって、前記第 1 の加熱かつ物質移動手段は、前記蒸留液体流から前記揮発性成分の前記ストリッピングのための前記ガス流(31)によって供給される加温を補充するために外部加熱媒体用の一つ以上の流路を含む、前記方法。

## 【請求項 6】

少なくともメタンおよび二酸化炭素を含有するガス流(31)を、前記メタンの大半部分を含有する揮発性残留ガス画分(33)と、前記二酸化炭素の大半部分を含有する比較的低い揮発性画分(37)とに分離するための装置であって、

(1) 前記ガス流体(31)を冷却し冷却ガス流(31a)を形成し、第 1 の加熱かつ物質移動手段、第 1 熱交換手段、物質移動手段、液体回収手段、蒸気収集手段、第 2 の加熱かつ物質移動手段及び第 2 熱交換手段を收容する処理組立部(113)に收容される第 1 の加熱かつ物質移動手段；

(2) 前記処理組立部(113)に收容され、前記第 1 の加熱かつ物質移動手段と連結して前記冷却ガス流(31a)を受け取ってさらに冷却し、それによって冷却流(31b)を形成する、第 1 熱交換手段；

(3) 前記第 1 熱交換手段と連結し、前記冷却流(31b)を受け取って中間圧まで膨張させ蒸気部分を含み得る膨張冷却流(31c)を形成する第 1 膨張手段；

(4) 前記処理組立部(113)に收容され、前記第 1 膨張手段に連結し、前記膨張冷却流(31c)を最上部供給物として受け取る物質移動手段；

(5) 前記処理組立部(113)に收容され、前記物質移動手段に連結し、前記物質移動手段の下方領域から蒸留液体流を受け取る液体回収手段；

(6) 前記第 1 の加熱かつ物質移動手段は前記液体回収手段に連結して前記蒸留液流を受け取って加熱し、それによって、同時に前記蒸留液流より揮発性のより高い成分をストリッピングすると共に、段階(1)の冷却の少なくとも一部を供給し、次いで前記処理組立部(113)から前記加熱されかつストリッピングされた蒸留液体を前記比較的低い揮発性画分(37)として排出し；

(7) 前記処理組立部(113)に收容され、前記物質移動手段に連結して前記物質移動手段の上方領域から第 1 蒸留蒸気流を受け取る、蒸気収集手段；

(8) 前記蒸気収集手段に連結して、前記第 1 蒸留蒸気流を受け取り、前記膨張冷却流(31c)の前記蒸気部分と組み合わせ、それによって第 2 蒸留蒸気流を形成する組み合わせ手段；

(9) 前記処理組立部(113)に收容され、前記組み合わせ手段に連結して前記第 2 蒸留蒸気流を受け取って冷却し、それによって凝縮流および第 3 蒸留蒸気流を形成する第 2 の加熱かつ物質移動手段；

(10) 前記物質移動手段は、さらに前記第 2 の加熱かつ物質移動手段に連結し、他の最上部供給物として前記凝縮流の少なくとも一部を受け取り；

(11) 前記処理組立部(113)に連結して前記比較的低い揮発性の画分(37)を受け取り、それを少なくとも第 1 および第 2 の流れ(41, 38)に分割する分割手段；

(12) 前記処理組立部(113)に收容され、前記分割手段に連結して前記第 2 の流れ(38)を受け取って、それを冷却する第 2 熱交換手段；

(13) 前記第 2 熱交換手段に連結し、前記冷却された第 2 の流れ(38a)を受け取って低圧まで膨張させる第 2 膨張手段；

(14) 前記第 2 の加熱かつ物質移動手段は、さらに前記第 2 膨張手段に連結し、前記膨張され冷却された第 2 の流れ(38b)を受け取って加熱し、少なくとも段階(9)の冷却の一部を供給し；

(15) 前記第 1 熱交換手段は、さらに前記第 2 の加熱かつ物質移動手段に連結し、前記加熱され膨張された第 2 の流れ(38c)を受け取って加熱し、少なくとも段階(2)の冷却の一部を供給し；

10

20

30

40

50

(16) 前記第1熱交換手段は、さらに前記第2の加熱かつ物質移動手段に連結し、前記第3蒸留蒸気流を受け取って加熱し、少なくとも段階(2)の冷却の一部を供給し；

(17) 前記第2熱交換手段は、さらに前記第1熱交換手段に連結して前記加熱された第3蒸留蒸気流を受け取って加熱し、このことにより段階(12)の冷却の少なくとも一部を供給し、その後、前記揮発性の残留ガス画分(33)として、前記処理組立部(113)から前記加熱された第3加熱蒸留蒸気流を排出し；

そして、

(18) 前記物質移動手段の上方領域への前記供給流の量および温度を調整し、前記二酸化炭素の大半部分が前記比較的低い揮発性画分(37)において回復される温度に、前記物質移動手段の前記上方領域の温度を維持するために適用する制御手段、を含む前記装置。

10

【請求項7】

少なくともメタンおよび二酸化炭素を含有するガス流(31)を、前記メタンの大半部分を含有する揮発性残留ガス画分(33)と前記二酸化炭素の大半部分を含有する比較的低い揮発性画分(37)とに分離するための装置であって、

(1) 前記ガス流体(31)を冷却し冷却ガス流(31a)を形成し、第1の加熱かつ物質移動手段、第1熱交換手段、物質移動手段、液体回収手段、蒸気収集手段、第2の加熱かつ物質移動手段及び第2熱交換手段を収容する処理組立部(113)に収容される第1の加熱かつ物質移動手段；

(2) 前記処理組立部(113)に収容され、前記第1の加熱かつ物質移動手段と連結し、前記冷却ガス流(31a)を受け取って更に冷却し、それによって部分的に凝縮したガス流(31b)を形成する、第1熱交換手段；

20

(3) 前記第1熱交換手段に連結して前記部分的に凝縮したガス流(31b)を受け取り、それを蒸気流(43)と少なくとも一つの液体流(44)に分離する分離手段；

(4) 前記分離手段に連結し、前記少なくとも一つの液体流(44)を受け取って中間圧まで膨張させ膨張液体流(44a)を形成する第1膨張手段；

(5) 前記処理組立部(113)に収容され、前記第1膨張手段に連結し、前記膨張液体流(44a)を最上部供給物として受け取る物質移動手段；

(6) 前記分離手段に連結し、前記蒸気流(43)を受け取って、前記中間圧までそれを膨張させ蒸気部分を含み得る膨張流(43a)を形成する第2膨張手段であって、さらに前記処理組立部(113)に連結されて前記膨張流(43a)を供給物として前記物質移動手段の上に供給する前記第2膨張手段；

30

(7) 前記処理組立部(113)に収容され、前記物質移動手段に連結し、前記物質移動手段の下方領域から蒸留液体流を受け取る液体回収手段；

(8) 前記第1の加熱かつ物質移動手段は前記液体回収手段に連結し、前記蒸留液流を受け取って加熱し、それによって、同時に前記蒸留液流より揮発性のより高い成分をストリップングすると共に、段階(1)の冷却の少なくとも一部を供給し、次いで前記処理組立部(113)から前記加熱されかつストリップングされた蒸留液体を前記比較的低い揮発性画分(37)として排出し；

(9) 前記処理組立部(113)に収容され、前記物質移動手段に連結して前記物質移動手段の上方領域から第1蒸留蒸気流を受け取る、蒸気収集手段；

40

(10) 前記蒸気収集手段に連結して、前記第1蒸留蒸気流を受け取り、前記膨張流(43a)の前記蒸気部分と組み合わせ、それによって第2蒸留蒸気流を形成する組み合わせ手段；

(11) 前記処理組立部(113)に収容され、前記組み合わせ手段に連結して前記第2蒸留蒸気流を受け取って冷却し、それによって凝縮流および第3蒸留蒸気流を形成する第2の加熱かつ物質移動手段；

(12) 前記物質移動手段は、さらに前記第2の加熱かつ物質移動手段に連結し、他の最上部供給物として前記凝縮流の少なくとも一部を受け取り；

(13) 前記処理組立部(113)に連結して前記比較的低い揮発性画分(37)を受け取り、それを少なくとも第1および第2の流れ(41, 38)に分割する分割手段；

(14) 前記処理組立部(113)に収容され、前記分割手段に連結して前記第2の流れ(38)

50

を受け取って、それを冷却する第2熱交換手段；

(15) 前記第2熱交換手段に連結し、前記冷却された第2の流れ(38a)を受け取って低圧まで膨張させる第3膨張手段；

(16) 前記第2の加熱かつ物質移動手段は、さらに前記第3膨張手段に連結し、前記膨張され冷却された第2の流れ(38b)を受け取って加熱し、少なくとも段階(11)の冷却の一部を供給し；

(17) 前記第1熱交換手段は、さらに前記第2の加熱かつ物質移動手段に連結し、前記加熱され膨張された第2の流れを受け取って加熱し、少なくとも段階(2)の冷却の一部を供給し；

(18) 前記第1熱交換手段は、さらに前記第2の加熱かつ物質移動手段に連結し、前記第3蒸留蒸気流を受け取って加熱し、段階(2)の冷却の少なくとも一部を供給し；

(19) 前記第2熱交換手段は、さらに前記第1熱交換手段に連結して前記加熱された第3蒸留蒸気流を受け取ってさらに加熱し、このことにより段階(14)の冷却の少なくとも一部を供給し、その後、前記揮発性の残留ガス画分(33)として、前記処理組立部(113)から前記さらに加熱された第3加熱蒸留蒸気流を排出し；

そして、

(20) 前記物質移動手段の上方領域への前記供給流の量および温度を調整し、前記物質移動手段の前記上方領域の温度を所定温度に維持し、前記二酸化炭素の大部分が前記比較的低い揮発性画分(37)において回収されるように適用する制御手段、を含む前記装置。

【請求項8】

少なくともメタンおよび二酸化炭素を含有するガス流(31)を、前記メタンの大部分を含有する揮発性残留ガス画分(33)と前記二酸化炭素の大部分を含有する比較的低い揮発性画分(37)とに分離するための装置であって、

(1) 前記ガス流体(31)を冷却し冷却ガス流(31a)を形成し、第1の加熱かつ物質移動手段、第1熱交換手段、物質移動手段、液体回収手段、蒸気収集手段、第2の加熱かつ物質移動手段、前記第2の加熱かつ物質移動手段の下での追加の物質移動手段、追加の蒸気収集手段及び第2熱交換手段を収容する処理組立部(113)に収容される第1の加熱かつ物質移動手段；

(2) 前記処理組立部(113)に収容され、前記第1の加熱かつ物質移動手段と連結し、前記冷却ガス流(31a)を受け取って更に冷却し、それによって部分的に凝縮したガス流(31b)を形成する、第1熱交換手段；

(3) 前記第1熱交換手段に連結して前記部分的に凝縮したガス流(31b)を受け取り、それを蒸気流(43)と少なくとも一つの液体流(44)に分離する分離手段；

(4) 前記分離手段に連結し、前記少なくとも一つの液体流(44)を受け取って中間圧まで膨張させ膨張液体流(44a)を形成する第1膨張手段；

(5) 前記処理組立部(113)に収容され、前記第1膨張手段に連結し、前記膨張液体流(44a)を最上部供給物として受け取る物質移動手段；

(6) 前記分離手段に連結し、前記蒸気流(43)を受け取って、前記中間圧までそれを膨張させ蒸気部分を含み得る膨張流(43a)を形成する第2膨張手段であって、さらに前記処理組立部(113)に連結されて前記膨張流(43a)を最上部供給物として前記追加の物質移動手段に供給する前記第2膨張手段；

(7) 前記処理組立部(113)に収容され、前記物質移動手段に連結し、前記物質移動手段の下方領域から蒸留液体流を受け取る液体回収手段；

(8) 前記第1の加熱かつ物質移動手段は前記液体回収手段に連結し、前記蒸留液流を受け取って加熱し、それによって、同時に前記蒸留液流より揮発性のより高い成分をストリップングすると共に、段階(1)の冷却の少なくとも一部を供給し、次いで前記処理組立部(113)から前記加熱されかつストリップングされた蒸留液体を前記比較的低い揮発性画分(37)として排出し；

(9) 前記処理組立部(113)に収容され、前記物質移動手段に連結して前記物質移動手段の上方領域から第1蒸留蒸気流を受け取る、蒸気収集手段；

10

20

30

40

50

( 1 0 ) 前記追加の物質移動手段は、さらに前記蒸気収集手段に連結して前記第 1 蒸留蒸気流を下底供給物として受け取り；

( 1 1 ) 前記追加の蒸気収集手段は、前記処理組立部(113)に收容され、前記追加の物質移動手段に連結して第 2 蒸留蒸気流を前記追加の物質移動手段の上方領域から受け取り；

( 1 2 ) 組み合わせ手段は前記追加の蒸気収集手段に連結して前記第 2 蒸留蒸気流を受け取り、それを前記膨張流(43a)の前記蒸気部分と組み合わせるよう適合され、それによって前記第 3 蒸留蒸気流を形成し；( 1 3 ) 前記処理組立部(113)に收容され、前記組み合わせ手段に連結して前記第 3 蒸留蒸気流を受け取って冷却し、それによって凝縮流および第 4 蒸留蒸気流を形成する第 2 の加熱かつ物質移動手段；

( 1 4 ) 前記追加の物質移動手段は、さらに前記第 2 の加熱かつ物質移動手段に連結し、他の最上部供給物として前記凝縮流の少なくとも一部を受け取り；( 1 5 ) 前記処理組立部(113)に連結して前記比較的低い揮発性画分(37)を受け取り、それを少なくとも第 1 および第 2 の流れ(41, 38)に分割する分割手段；

( 1 6 ) 前記処理組立部(113)に收容され、前記分割手段に連結して前記第 2 の流れ(38)を受け取って、それを冷却する第 2 熱交換手段；

( 1 7 ) 前記第 2 熱交換手段に連結し、前記冷却された第 2 の流れ(38a)を受け取って低圧まで膨張させる第 3 膨張手段；

( 1 8 ) 前記第 2 の加熱かつ物質移動手段は、さらに前記第 3 膨張手段に連結し、前記膨張され冷却された第 2 の流れ(38b)を受け取って加熱し、少なくとも段階( 1 3 )の冷却の一部を供給し；

( 1 9 ) 前記第 1 熱交換手段は、さらに前記第 2 の加熱かつ物質移動手段に連結し、前記加熱され膨張された第 2 の流れを受け取ってさらに加熱し、少なくとも段階( 2 )の冷却の一部を供給し；

( 2 0 ) 前記第 1 熱交換手段は、さらに前記第 2 の加熱かつ物質移動手段に連結し、前記第 4 蒸留蒸気流を受け取って加熱し、段階( 2 )の冷却の少なくとも一部を供給し；

( 2 1 ) 前記第 2 熱交換手段は、さらに前記第 1 熱交換手段に連結して前記加熱された第 4 蒸留蒸気流を受け取ってさらに加熱し、このことにより段階( 1 6 )の冷却の少なくとも一部を供給し、その後、前記揮発性の残留ガス画分(33)として、前記処理組立部(113)から前記さらに加熱された第 3 加熱蒸留蒸気流を排出し；

そして、

( 2 2 ) 前記物質移動手段の上方領域への前記供給流の量および温度を調整し、前記物質移動手段の前記上方領域の温度を所定温度に維持し、前記二酸化炭素の大部分が前記比較的低い揮発性画分(37)において回収されるように適用する制御手段、を含む前記装置。

【請求項 9】

前記分離手段は、前記処理組立部(113)に收容される、請求項 7 または 8 に記載の装置。

【請求項 10】

請求項 6、7、8 または 9 に記載の装置であって、前記第 1 の加熱かつ物質移動手段は、前記蒸留液体流から前記揮発性のより高い成分の前記ストリップングのための前記ガス流(31)によって供給される加温を補充するために外部加熱媒体用の一つ以上の流路を含む、前記装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

本発明は炭化水素および二酸化炭素を含有するガスの分離のための方法および装置に関する。

【背景技術】

【0002】

本出願人は、2009年6月11日に出願した先の米国仮出願番号第61/186,361号の米国特許法セクション119(e)に基づく権利を主張する。出願人はまた、2

10

20

30

40

50

010年5月17日に出願した米国特許出願番号第12/781,259号の一部継続出願として、2010年5月3日に出願した米国特許出願番号第12/772,472号の一部継続出願として、2010年3月31日に出願した米国特許出願番号第12/750,862号の一部継続出願として、2010年3月4日に出願した米国特許出願番号第12/717,394号の一部継続出願として、2010年1月19日に出願した米国特許出願番号第12/689,616号の一部継続出願として、および2009年2月17日に出願した米国特許出願番号第12/372,604号の一部継続出願として米国特許法セクション120に基づく権利を主張する。譲受人S.M.E. Products LP、および、Ortloff Engineers社は、本出願の発明がなされる前に効力を持っている共同研究協定の参加団体であった。

10

#### 【0003】

炭化水素類は、種々のガス類、例えば、天然ガス、精油所ガスおよび石炭、原油、ナフサ、オイルシェール、タールサンドおよび亜炭のようなその他の炭化水素材料から得られる合成ガス流から見つけ出される。天然ガスの炭化水素成分は、通常、主要な比率のメタンおよびエタンを有する、すなわち、メタンおよびエタンは合わせて全炭化水素成分の少なくとも50モルパーセントを占める。前記ガスは、また、通常比較的少ない量の重質炭化水素類、例えばプロパン、ブタン、ペンタン等、および二酸化炭素、水素、窒素およびその他のガスを含有する。

#### 【0004】

多くの場合、これらの原料からのガス流は高濃度二酸化炭素によって汚染され、燃料、化学プラント供給原料または他の目的としての使用に対してガス流が不適当となる。化学的、物理的および混成溶剤を使用して二酸化炭素を除去するために開発された様々な方法がある。重質（代表的に $C_4 \sim C_{10}$ ）炭化水素から成る冷凍吸収剤流を使用する他の方法が開発され、例えば米国特許番号第4,318,723号に記載されている工程の蒸留塔における二酸化炭素を除去する。これらの工程の全ては、ガス流の二酸化炭素濃度が増加するに伴い、ますます高い資本費用と運転費用を要し、この種のガス流の処理はしばしば不経済となる。

20

#### 【0005】

高濃度の二酸化炭素を含む処理ガス流の経済性を改良するための1つの方法は、溶剤または吸収剤で処理する前にガス流から二酸化炭素のバルク分離を提供することであり、二酸化炭素の僅かな留分だけをガス流から除去すべきである。たとえば、二酸化炭素のバルク除去のために準浸透膜がしばしば使われた。しかしながら、この型式のバルク除去工程によって分離される二酸化炭素の流れにおいて、ガス流のより軽い炭化水素の大部分はしばしば「消失する」。

30

#### 【0006】

二酸化炭素のバルク除去のためのより良い代替法は軽質炭化水素流および二酸化炭素流にガス流を分別するために蒸留を使用することであり、そのため、軽質炭化水素流からの残存性の二酸化炭素の除去が全て燃料、化学プラント供給原料等としての使用のための配管路品質ガスの生産に必要となる。除去される二酸化炭素の大部分は蒸気よりむしろ液体として回収され、二酸化炭素が三次石油回収動作または他の目的のための次の用途用に（圧縮されるよりはむしろ）汲み上げられ、資本費用および運転費用の実質的な削減に帰結する。

40

#### 【0007】

本発明は一般的に、このようなガス流からの二酸化炭素の大部分の除去に関係している。本発明に従って処理されるガス流の代表的な分析は、近似モルパーセントで、31.0%のメタン、0.4%のエタンおよび他の $C_2$ 成分、0.1%のプロパンおよび他の $C_3$ 成分、0.1%のブタン、および67.7%の二酸化炭素で、窒素で平衡が保たれる。硫黄含有ガスもまた、時々存在する。

#### 【0008】

二酸化炭素を除去するための代表的な蒸留工程において、圧力下の供給ガス流は、プロ

50



セスの他の流れおよび/またはフレオン圧縮冷凍システムのような冷凍の外部源を用いた熱交換によって冷却される。ガスは冷却されるに従って凝縮され、高圧液体は中間圧まで膨張し、液体の膨張の間に起こる蒸発が原因で、流れの更なる冷却に帰結する。液体と蒸気との混合物を含む膨張流は蒸留塔において分別され、二酸化炭素からの頭上蒸気としての残存性のメタン、窒素および他の揮発性ガスおよび下底液生成物としての重質炭化水素成分に分離される。一部の液体二酸化炭素は、フラッシュ膨張して低圧力にさせ、次いで必要に応じてプロセス流れへの低次冷凍の提供に使用し得る。

【先行技術文献】

【特許文献】

【0009】

【特許文献1】米国特許第4,318,723号

【発明の概要】

【0010】

本発明は、上述のさまざまな段階をより効率的に実施して設備の使用を控える新規な手段を採用する。これは今までの個々の設備であった品目を結合して共通の屋内に収めて成し遂げられ、それによって処理プラントのために必要な計画空間を減らして、設備の資本費用を減らすことになる。驚くべきことに、出願人はよりコンパクトな配置もまた二酸化炭素除去の与えられた水準を成し遂げるのに必要な電力消費を減少し、それによって処理効率を増加し、設備の運転費用を縮減することを発見した。そのうえ、よりコンパクトな配置はまた伝統的なプラント設計の個々の設備品目を内部接続するために用いる配管の多くを削減し、さらに資本費用を減らして、更に関連フランジ管接続を削減する。配管フランジは二酸化炭素（温室効果ガス）および炭化水素（それは、温室効果ガスに貢献して、また、大気のおゾン形成に対する先駆体であり得る揮発性物質有機化合物（VOCs）である）にとって潜在的な漏洩源であるので、これらのフランジを削減することによって環境を破壊し得る大気放出のための潜在的要因を減らす。

【0011】

本発明によれば、残留ガス流におけるメタンの99%超を残すと共に、二酸化炭素の87%超を除去できることが分かっている。低圧および温暖温度で適用できるものの、本発明は蒸留塔の頭上温度 - 50 ° F [ - 46 ] 以下を必要としている条件の下で、供給ガスを 400 ~ 1500 psia [ 2,758 ~ 10,342 kPa (a) ] 以上の範囲で処理するときに特に有益である。

本発明のより良い理解のために、以下の実施例および図面を参照する。

【図面の簡単な説明】

【0012】

【図1】従来技術である天然ガス処理プラントの工程系統図である。

【図2】本発明による天然ガス処理プラントの工程系統図である。

【図3】天然ガス流に本発明を適用する代替的手段を図示している工程系統図である。

【図4】天然ガス流に本発明を適用する代替的手段を図示している工程系統図である。

【発明を実施するための形態】

【0013】

上記図面についての以下の説明において、典型的な方法条件について計算した流速をまとめて表に示す。本明細書で示す表にて、流速についての値（モル/時間）は、便宜上、最も近い整数に丸めた。表に示した合計流速は、全ての非炭化水素成分を包含し、したがって、炭化水素成分についての流れ流速の合計より概して大きい。示す温度は、最も近い度数に丸めたおよその値である。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、プロセスから周囲への、または周囲からプロセスへの熱の漏洩がないという仮説に基づくことに注意する必要がある。市販入手可能な絶縁材料の特性は、これを正に妥当な仮定とし、当業者であれば、典型的に為し得るであろう。

【0014】

便宜上、方法パラメータは、慣用的な英国単位および System Internat

10

20

30

40

50

ional d'Unités (SI) の両方で報告する。表に示すモル流速は、ポンドモル/時間またはキログラムモル/時間のいずれとしても理解され得る。馬力 (HP) および/または千英国熱単位/時間 (MBTU/時間) として報告するエネルギー消費は、ポンドモル/時間での前述したモル流速に対応する。キロワット (kW) として報告するエネルギー消費はキログラムモル/時間で前述したモル流速に対応する。

#### 【0015】

##### 従来技術の説明

図1は、従来方法を使用する天然ガスから二酸化炭素を除去する処理プラントの設計を示す工程系統図である。方法のこのシミュレーションにて、導入口ガスは、 $81^{\circ}\text{F}$  [  $27$  ] および  $1110\text{psia}$  [  $7, 653\text{kPa (a)}$  ] で流れ31としてプラントへ入る。供給流は、通常、極低温条件下での水和物 (氷) の形成を予防するために脱水される。この目的に対しては、固体のおよび液体の乾燥剤が両方とも使用されてきた。

10

#### 【0016】

供給流31は、 $43^{\circ}\text{F}$  [  $6$  ] での塔再沸騰器液体 (流れ36) と、 $30^{\circ}\text{F}$  [  $-1$  ] での塔側再沸騰器液体 (流れ35) およびフロン R134a 冷媒との熱交換によって熱交換器10内で  $1^{\circ}\text{F}$  [  $-17$  ] に冷却される。流れ31aは、 $-49^{\circ}\text{F}$  [  $-45$  ] での冷却二酸化炭素蒸気 (流れ39)、 $-60^{\circ}\text{F}$  [  $-51$  ] での冷却残留ガス (流れ33)、および  $-60^{\circ}\text{F}$  [  $-51$  ] でのポンプ送液された液体 (流れ34a) との熱交換によって熱交換器11において更に冷却される。さらに冷却された流れ31bは  $-14^{\circ}\text{F}$  [  $-25$  ] および  $1060\text{psia}$  [  $7, 308\text{kPa (a)}$  ] にて膨張弁12によって分別塔13の運転圧力 (ほぼ  $617\text{psia}$  [  $4, 254\text{kPa (a)}$  ] ) に膨張させられ、流れ31cを一番上の塔供給点で、分別塔13に供給される前に、 $-35^{\circ}\text{F}$  [  $-37$  ] まで冷却される。

20

#### 【0017】

頭上蒸気流32は、 $-35^{\circ}\text{F}$  [  $-37$  ] にて分別塔13から出て冷却され、熱交換器14において部分的に凝縮される。部分的に凝縮された流れ32aは  $-60^{\circ}\text{F}$  [  $-51$  ] および  $610\text{psia}$  [  $4, 206\text{kPa (a)}$  ] で分離器15に入り、そこで蒸気 (低温残留ガス流33) は凝縮液体 (流れ34) から分離される。流れ34aが熱交換器11に入って  $-6^{\circ}\text{F}$  [  $-21$  ] まで加熱され、上記したとおり供給ガスとの熱交換によって部分的に蒸発する前に、液体流34はポンプ19によって分別塔13の運転圧力より僅か上に汲み上げられる。部分的に蒸発させられた流れ34bは、その後に塔半ばの供給点で、分別塔13に供給物として供給される。

30

#### 【0018】

分別塔13は、垂直に間隔を置かれた複数のトレーと、一つ以上の充填床または幾つかのトレーおよび充填物の組み合わせを含む慣用的な蒸留塔である。分別塔にはまた、再沸騰器 (例えば先に記載した再沸騰器および側再沸騰器) を含み、再沸騰器は塔を流下する一部の液体流を加熱および蒸発させて、塔を流上し、メタンおよび軽質成分の液体生成物 (流れ37) を ストリップング するストリップング蒸気を提供する。トレーおよび/または充填物は上方へ上昇しているストリップング蒸気と下方へ下降する冷温液体との間の必要な接触を提供し、その結果、下底生成物中モル基準でメタン濃度を  $0.50\%$  まで減らすことに基づいて、下底生成物の流れ37は  $45^{\circ}\text{F}$  [  $7$  ] にて塔の底部から出る。

40

#### 【0019】

塔の下底生成物流37は主に液体二酸化炭素である。小部分 (流れ38) は、低温残留ガス流33aによって熱交換器16において垂冷却される。 $0^{\circ}\text{F}$  [  $-18$  ] での垂冷却液体 (流れ38a) は膨張弁20により低圧まで膨張させられて部分的に蒸発し、冷却流38bは熱交換器14に流入する前に、さらに  $-63^{\circ}\text{F}$  [  $-53$  ] まで冷却した。流れ38bの残留液体は、熱交換器14における冷媒として機能し、先に記載したとおり流れ32の冷却を提供し、その結果生成される二酸化炭素蒸気を流れ39として  $-49^{\circ}\text{F}$  [  $-45$  ] とする。流れ38bは少量の重質炭化水素を含むので、小液体パージ (流れ40) が熱交換器14から引き出され、沸点を上げ得る冷媒液の重質炭化水素の蓄積を

50

防いで、熱交換器 14 の冷却効率を減らす。

【0020】

熱交換器 14 からの冷温二酸化炭素蒸気（流れ 39）は、先述の供給ガスとの熱交換によって熱交換器 11 にて  $-6^{\circ}\text{F}$  [  $-21$  ] まで加熱される。76 psia [ 524 kPa (a) ] での温暖二酸化炭素蒸気（流れ 39a）は、次いで圧縮機 21、23、25 及び 27 によって、高圧まで 4 段階に圧縮され、発射冷却器 22、24、26 及び 28 によって圧縮の各段階の後、120 度 F [ 49 ] に冷却される。塔下底生成物流 37 の残留部分（流れ 41）はポンプ 29 によって高圧まで汲み上げられ、流れ 41a は濃厚な相流体（流れ 39i）と混ぜ合わさり、発射冷却器 28 から出て、高圧二酸化炭素流 42 を形成し、二酸化炭素流 42 は次いで  $79^{\circ}\text{F}$  [ 26 ] および 2015 psia [ 13 , 893 kPa (a) ] での再注入に流れる。

10

【0021】

冷温残留ガス（流れ 33a）は、先述の供給ガスとの  $-6^{\circ}\text{F}$  [  $-21$  ] における熱交換の後、熱交換器 11 から出て、先述の液体二酸化炭素流 38 との熱交換によって熱交換器 16 にて  $-27^{\circ}\text{F}$  [  $-3$  ] までさらに加熱される。温暖残留ガス流 33b は、次いで圧縮機 17 によって再圧縮され、1215 psia [ 8 , 377 kPa (a) ] での処理へ流れる前に発射冷却器 18 にて  $120^{\circ}\text{F}$  [ 49 ] まで冷却される。

【0022】

図 1 に示したプロセスについての流れ流速およびエネルギー消費の要約を以下の表に記載する：

20

【表 1】

表 I (図 1)

流れの流量のまとめ—ポンド モル/時間 [k g モル/時間]						
流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	二酸化炭素	合計
31	14,993	176	61	70	32,714	48,306
32	15,902	86	13	3	8,171	24,476
34	1,053	23	7	2	4,038	5,133
37	144	113	55	69	28,581	28,963
38	27	21	10	13	5,378	5,450
40	0	0	0	5	2	8
39	27	21	10	8	5,376	5,442
41	117	92	45	56	23,203	23,513
33	14,849	63	6	1	4,133	19,343
42	144	113	55	64	28,579	28,955

回収率/除去率\*

メタン 99.04% (残留ガスにおいて回収した)

二酸化炭素 87.37% (残留ガスから除去した)

二酸化炭素濃度\*

残留ガス 21.37%

二酸化炭素生成物 98.70%

電力

二酸化炭素圧縮 9,344 HP [ 15,361 kW]

残留ガス圧縮 6,563 HP [ 10,789 kW]

冷媒圧縮 10,319 HP [ 16,964 kW]

二酸化炭素ポンプ 2,563 HP [ 4,214 kW]

液体ポンプ 12 HP [ 20 kW]

合計 28,801 HP [ 47,348 kW]

\* (丸めない流速に基づく)

(本発明の説明)

図2は、本発明による方法の工程系統図である。図2にて示すプロセスで考察する供給ガス組成および条件は、図1におけるそれらと同等である。したがって、本発明の有益性を示すために、図2のプロセスは図1のプロセスのそれと比較することができる。

【0024】

図2のプロセスのシミュレーションにて、導入口ガスは、流れ31として81°F [ 27 ]および1110 psia [ 7 , 653 kPa ( a ) ]でプラントに入り、処理組立部113内部のストリッピングセクション113dの下方領域における加熱かつ物質移動手段に進む。この加熱かつ物質移動手段はフィンおよび管式熱交換器、板形熱交換器、鋲接アルミニウム式熱交換器、または複数流路および/または多サービス熱交換器を含む他の形式の伝熱装置で構成される。加熱かつ物質移動手段は、加熱かつ物質移動手段の1流路を経て流れる流れ31と処理組立部113内側のストリッピングセクション113dの上方領域における物質移動手段から流下する蒸留液体流との間の熱交換を提供するために構成され、その結果、流れ31は蒸留液流を加熱すると共に冷却され、加熱かつ物質移動手段を出る前に流れ31aを34°F [ 1 ]まで冷却する。蒸留液体流が加熱されるにつれてその一部は蒸発して、加熱かつ物質移動手段を経て流下し続けるにつれて上方へ上昇するストリッピング蒸気を形成する。加熱かつ物質移動手段はストリッピング蒸気と蒸留液流との間の持続的な接触を提供するので、蒸気と液相との間の物質移動を提供するようにも機能し、液体生成物流37からメタンおよび軽質成分をストリッピングする。

【0025】

部分的に冷却された流れ31aは、処理組立部113内部の供給物冷却セクション113b内熱交換手段に入る。この熱交換手段はまた、フィンおよび管式熱交換器、板形熱交換器、鋲接アルミニウム式熱交換器、または複数流路および/または多重サービス熱交換器を含む他の形式の熱伝達装置を含む。熱交換手段は、熱交換手段の1流路を経て流れる流れ31aと、処理組立部113内部で凝縮セクション113cから生ずる残留ガス流であるフロンR134a冷媒流、および冷温二酸化炭素流38c (それは、下記段落 [ 0028 ] に更に記載されている) 間の熱交換を提供するために構成されている。流れ31aは他の流れを加熱すると共にさらに冷却され、そこで - 14°F [ - 25 ] および1076 psia [ 7 , 419 kPa ( a ) ] にて冷却された流れ31bは膨張弁12によってストリッピングセクション113dの運転圧力 ( ほぼ618 psia [ 4 , 264 kPa ( a ) ] ) まで膨張させられ、流れ31cを、ストリッピングセクション113d上方領域の物質移動手段上の処理組立部113へ供給する前に - 35°F [ - 37 ] まで冷却する。

【0026】

処理組立部113内部のストリッピングセクション113dは、垂直に間隔を置かれた複数のトレーと、一つ以上の充填床またはトレーおよび充填物の幾つかの組み合わせからなる物質移動手段を含む。トレーおよび/または充填物は、上方へ上昇する蒸気と下方へ下降する冷温液体との間の必要な接触を提供する。膨張させられた流れ31cの液体部分は精留セクション113cから流下する液体と混ざり合い、混ざり合った液体はストリッピングセクション113d上方領域の物質移動手段へ向けて下降を継続する。ストリッピングセクション113d下方領域における加熱かつ物質移動手段から生ずるストリッピング蒸気は、ストリッピングセクション113d上方領域の物質移動手段を経て上方へ上昇し、メタンと軽質成分との混合液体を部分的にストリッピングし、残留するストリッピング蒸気は物質移動手段から出て、膨張流31cの蒸気部分と組み合わせさせて精留セクション113cへ上昇を続ける蒸留蒸気流を形成する。ストリッピングセクション113d上方領域の物質移動手段から出る部分的にストリッピングされた蒸留液体は、ストリッピングセクション113d下側領域の加熱かつ物質移動手段へ向けた下降を持続し、液体からメタンおよび軽質成分のストリッピングを持続する。得られる液体生成物 ( 流れ37 ) は、ストリッピングセクション113dの下方領域を出て、下底生成物のメタン濃度をモル基準で0.50%まで減らすことに基づいて45°F [ 7 ] にて処理組立部113から

去る。

#### 【 0 0 2 7 】

塔の下底生成物流 3 7 は主に液体二酸化炭素である。小部分（流れ 3 8）は、処理組立部 1 1 3 内部の冷媒垂冷却セクション 1 1 3 a における熱交換手段へ入る。この熱交換手段は同様に、フィンおよび管式熱交換器、板形熱交換器、鋲接アルミニウム式熱交換器、または複数流路および / または多重サービス熱交換器を含む他の形式の熱伝達装置を含む。熱交換手段は、熱交換手段の 1 流路を経て流れる流れ 3 8 と、処理組立部 1 1 3 内部で精留セクション 1 1 3 c から生じ、供給物冷却セクション 1 1 3 c における熱交換手段で加熱された残留ガス流との間の熱交換を提供するために構成され、流れ 3 8 は残留ガス流を更に加熱すると共に垂冷却される。0 ° F [ - 1 8 ] にて結果として生じる垂冷却液体（流れ 3 8 a）は、膨張弁 2 0 によって低圧まで膨張させられて部分的に蒸発し、流れ 3 8 b を、処理組立部 1 1 3 内部の精留セクション 1 1 3 c における加熱かつ物質移動手段へ入る前に、- 6 4 ° F [ - 5 4 ] まで更に冷却する。この加熱かつ物質移動手段は同様にフィンおよび管式熱交換器、板形熱交換器、鋲接アルミニウム式熱交換器、または多重流路および / または多重サービス熱交換器を含む他の形式の伝熱装置で構成される。加熱かつ物質移動手段は、ストリップングセクション 1 1 3 d から生じて加熱かつ物質移動手段の 1 流路を経て上方へ流れる蒸留蒸気流と下方へ流れる膨張流 3 8 b との間の熱交換を提供するために構成されるので、蒸留蒸気は、膨張流を加熱すると共に冷却される。蒸留蒸気流が冷却されるにつれてその一部は凝縮されて下方へ降下し、一方残留蒸留蒸気は加熱かつ物質移動手段を経て上方へ流れ続ける。加熱かつ物質移動手段は凝縮液体と蒸留蒸気との間の持続的接触を提供して、蒸気および液相間の物質移動を提供するように機能し、それによって蒸留蒸気の精留を提供する。凝縮液体は加熱かつ物質移動手段の下底から回収され、膨張流 3 1 c の液体部分と混ぜられて先述のようにストリップングセクション 1 1 3 d 上方領域の物質移動手段へ向けて送られる。流れ 3 8 b の残液は加熱かつ物質移動手段における冷媒として機能して、蒸留蒸気流れの冷却と精留を提供し、結果として生じる大部分の蒸発させられた二酸化炭素が精留セクション 1 1 3 c 内の加熱かつ物質移動手段から - 4 8 ° F [ - 4 4 ] にて流れ 3 8 c として出ていく。

#### 【 0 0 2 8 】

処理組立部 1 1 3 内部の精留セクション 1 1 3 c における加熱かつ物質移動手段からの冷えた二酸化炭素（流れ 3 8 c）は、先述のように供給ガスとの熱交換によって処理組立部 1 1 3 内部で供給物冷却セクション 1 1 3 b における熱交換手段で - 1 0 ° F [ - 2 3 ] まで加熱される。7 6 p s i a [ 5 2 7 k P a ( a ) ] での温暖二酸化炭素蒸気（流れ 3 8 d）は、次いで圧縮機 2 1、2 3、2 5 及び 2 7 によって、高圧まで 4 段階に圧縮され、発射冷却器 2 2、2 4、2 6 及び 2 8 によって圧縮の各段階の後、1 2 0 ° F [ 4 9 ] に冷却される。塔下底生成物流 3 7 の残留部分（流れ 4 1）はポンプ 2 9 によって高圧まで汲みあげられ、流れ 4 1 a は濃厚な相流体（流れ 3 8 I）と混ぜ合わせられ、発射冷却器 2 8 から出て高圧二酸化炭素流 4 2 を形成し、二酸化炭素流 4 2 は次いで 7 8 ° F [ 2 6 ] および 2 0 1 5 p s i a [ 1 3 , 8 9 3 k P a ( a ) ] での再注入まで流れる。

#### 【 0 0 2 9 】

精留セクション 1 1 3 c から生ずる蒸気は、残留ガスである。残留ガスは供給物冷却セクション 1 1 3 b において暖められ、先述のとおり、供給ガスに冷却を提供する。残留ガス流は上述のとおり流れ 3 8 に冷却を提供するので冷媒垂冷却セクション 1 1 3 a においてさらに加熱され、そこにおいて、残留ガス流 3 3 は 2 0 ° F [ - 7 ] にて処理組立部 1 1 3 から出る。残留ガス流は、次いで圧縮機 1 7 によって再圧縮され、1 2 1 5 p s i a [ 8 , 3 7 7 k P a ( a ) ] での処理まで流れる前に発射冷却器 1 8 にて 1 2 0 ° F [ 4 9 ] まで冷却される。

#### 【 0 0 3 0 】

図 2 に示したプロセスについての流れ流速およびエネルギー消費の要約を以下の表に記載する：

【表 2】

表 I I (図 2)

流れの流量のまとめ—ポンド モル/時間 [k g モル/時間]						
流れ	メタン	エタン	プロパン	ブタン+	二酸化炭素	合計
31	14,993	176	61	70	32,714	48,306
37	144	109	55	70	28,580	28,959
38	24	19	9	12	4,887	4,951
41	120	90	46	58	23,693	24,008
33	14,849	67	6	0	4,134	19,347
42	144	109	55	70	28,580	28,959

10

回収率/除去率\*

メタン 99.03% (残留ガスにおいて回収した)

20

二酸化炭素 87.36% (残留ガスから除去した)

二酸化炭素濃度\*

残留ガス 21.37%

二酸化炭素生成物 98.69%

電力

30

二酸化炭素圧縮 8,449 HP [ 13,890 kW]

残留ガス圧縮 6,119 HP [ 10,060 kW]

冷媒圧縮 11,498 HP [ 18,902 kW]

二酸化炭素ポンプ 2,617 HP [ 4,302 kW]

合計 28,683 HP [ 47,154 kW]

40

\* (丸めない流速に基づく)

## 【0031】

表 I および表 I I を比較すると、従来技術と比較して、本発明は、本質的にメタン回収率 (99.03% 対従来技術 99.04%)、二酸化炭素除去率 (87.36% 対従来技術 87.37%)、残留ガス中の二酸化炭素濃度 (21.37% 対従来技術 21.37%) および二酸化炭素純度 (98.69% 対従来技術 98.70%) を同一に維持することを示している。しかしながら、表 I および表 I I をさらに比較すると、従来技術より少ない電力を使用してプロセス性能が達成されたことを示す。全体の電力消費に関して、本発

50

明は図 1 の従来技術方法に勝る 0 . 4 % の改善を表している。

【 0 0 3 2 】

図 1 の従来技術に勝る本発明によって提供されるエネルギー効率の改善は、主に三つの要因による。第 1 に、冷媒垂冷却セクション 1 1 3 a の熱交換手段と処理組立部 1 1 3 内部の供給物冷却セクション 1 1 3 b とのコンパクトな配置は、慣用的な処理プラントで見つけられる配管を内部接続することによって課される圧力低下を消滅させる。その結果、圧縮機 1 7 へ流れる残留ガス流が従来技術と比較して本発明ではより高圧であるということであり、このことにより、残留ガスを次の処理のために必要とされる圧力に戻すために本発明によって求められる電力を縮減する。

【 0 0 3 3 】

第 2 に、ストリップングセクション 1 1 3 d の下方領域における加熱かつ物質移動手段を、ストリップングセクション 1 1 3 d の上方領域の物質移動手段から出る蒸留液体を同時に加熱するために使用し、結果として生じる蒸気を液体と接触せしめ、その揮発性成分をストリップングすることは外部再沸騰器で慣用的な蒸留塔を使用することよりも有効である。揮発性成分は持続的に液体からストリップングされ、ストリップング蒸気内の揮発性成分の濃度をより急速に減らし、本発明のストリップング効率を改良する。

【 0 0 3 4 】

第 3 に、蒸留蒸気からの二酸化炭素および重質炭化水素成分を凝縮すると共に、精留セクション 1 1 3 c における加熱かつ物質移動手段を用いてストリップングセクション 1 1 3 d から生じる蒸留蒸気流を同時に冷却することは、慣用的な蒸留塔の還流を使用することよりも有効な精留を提供する。その結果、図 1 の従来技術方法と比較して、工程に低水準の冷凍を提供するためには下底生成物流 3 7 の液体二酸化炭素は殆ど必要でない。これによって、二酸化炭素のより多くが圧縮されることによりむしろ高圧まで汲み上げられ、二酸化炭素を再注入するために必要な電力を縮減する（ガスを圧縮することと比較したポンプ送液の固有の電力的利点による）。

【 0 0 3 5 】

本発明は、処理効率の増加に加えて従来技術に勝る 2 つの他の利点を提供する。第 1 に、本発明の処理組立部 1 1 3 のコンパクトな配置は、従来技術（図 1 における熱交換器 1 0、1 1、1 4 及び 1 6、分離器 1 5、ポンプ 1 9 および分別塔 1 3）における 7 つの別々の設備品目を、単一の設備品目（図 2 の処理組立部 1 1 3）と置き換える。これは計画空間所要量を減らして、内部接続している配管を削除し、還流ポンプによって消費される電力を削除し、従来技術を越えて本発明を利用するプロセスプラントの資本費用および運転費用を減らす。第 2 に、内部接続配管の削除は本発明を利用している処理プラントが従来技術と比較して極めて僅かなフランジ接続を有することを意味し、プラントの潜在的な漏洩源の数を減らす。炭化水素は揮発性有機化合物（VOCs）であり、その幾つかは温室効果ガスとして分類され、また幾つかは大気のおゾン形成に対する先駆体であり得る。二酸化炭素はまた温室効果ガスでもあるので、本発明は環境を破壊し得る大気放出の潜在性を大幅に減らす。

【 0 0 3 6 】

（他の実施形態）

図 2 に示される本発明の実施形態について、先に記載されているように、供給流 3 1 はストリップングセクション 1 1 3 d の加熱かつ物質移動手段および供給物冷却セクション 1 1 3 b の熱交換手段で冷却されるに従い全体的に凝縮され、そして、結果として生じる液体流 3 1 b は、次いで膨張弁 1 2 によって処理組立部 1 1 8 内部のストリップングセクション 1 1 3 d の運転圧力まで膨張させられる。但し、本発明はこの実施形態に限定されるものではない。供給ガスおよび供給ガス圧の重質炭化水素の量によって、図 2 の膨張弁 1 2 によって膨張させられた冷却供給流 3 1 b は、いかなる液体も含み得ない（その露点を超えているか、または、クリコンデンバールを超えているので）。幾つかの状況においては、供給ガスを分縮すること、供給ガスをそれぞれの蒸気および液相に分離すること、次いで、蒸気相および液相を別々に膨張させることが好ましい。この種の実施形態を図 3

10

20

30

40

50



に示すが、ここで、処理組立部 1 1 3 は部分的に凝縮された供給ガス（流れ 3 1 b）を蒸気流 4 3 および液体流 4 4 に分けるための分離器セクション 1 1 3 e を含む。（分離器セクション 1 1 3 e は、処理組立部 1 1 3 内部の 2 つのセクションが異なった圧力で作動できるように、それをストリッピングセクション 1 1 3 d から分割する内部ヘッドまたは他の手段を有する。）蒸気流 4 3 は作業膨張機械 5 0 へ入り、そこで蒸気が精留セクション 1 1 3 c の運転圧力に実質的に共起的に膨張させられるにつれて機械的エネルギーが高压供給のこの部分から抽出され、そこにおいて、膨張流 4 3 a は、精留セクション 1 1 3 c の加熱かつ物質移動手段の下で処理組立部 1 1 3 へ供給される。回復される作業は、たとえば、残留ガス流（流れ 3 3）を再圧縮するため使われることができる遠心式ガス圧縮機（例えば品目 5 1）を駆動するためにしばしば用いられる。液体流 4 4 は、ストリッピングセクション 1 1 3 d 上方領域の物質移動手段より上で膨張させられた流れ 4 4 a が処理組立部 1 1 3 に供給される前に、膨張弁 1 2 によってストリッピングセクション 1 1 3 d の運転圧力まで膨張させられる。幾つの場合では、膨張流 4 3 a が精留セクション 1 1 3 c に入る地点の下に、精留セクション 1 1 3 c において物質移動手段を含むことは有益であるかもしれない。

10

#### 【0037】

幾つかの状況では、分離器セクション 1 1 3 e を処理組立部 1 1 3 に含めることよりむしろ、外部分離器容器を使用して冷却供給流 3 1 b を分離することは有益であるかもしれない。図 4 に示すように、分離器 5 2 を使用して冷却供給流 3 1 b を蒸気流 4 3 および液体流 4 4 に分離できる。

20

#### 【0038】

供給ガス条件、プラント寸法、入手可能な設備、または他の要因は、作業膨張機械 5 0 の削減または代替的な膨張器具（例えば膨張弁）との置換を示唆し得て、図 3 および 4 の実施形態において実行可能である。個々の流れ膨張が特定の膨張器具において示されるものの、代替的な膨張手段は妥当性に応じて使われてもよい。たとえば、条件によっては図 2 の冷却供給流 3 1 b または図 3 および 4 の液体流 4 4 の作業拡張を正当化できる。

#### 【0039】

本発明によると、蒸留蒸気および液体流から導入口ガスまでに利用可能な冷却を補充する外部冷凍の使用は採用可能である。このような場合に、供給物冷却セクション 1 1 3 b の熱交換手段は、図 2 ~ 4 の破線で示すように、冷媒のための一つ以上の流路を含んでもよい。代替的に、冷媒を有する流れ 3 1 a が供給物冷却セクション 1 1 3 b における熱交換手段へ入る前に、および / または冷媒を有する冷たい流れ 3 1 b が膨張弁 1 2（図 2）、分離器セクション 1 1 3 e（図 3）または分離器 5 2（図 4）へ入る前に、慣用的なガス冷却器は冷媒を有する流れ 3 1 a を冷却するために用いることがあり得た。

30

#### 【0040】

液体生成物流れ 3 7 において許容される供給ガスの温度および豊富さおよびメタンの量によっては、供給流 3 1 から入手可能でストリッピングセクション 1 1 3 d を出る液体が製品仕様を満たすための十分な加温がないかもしれない。このような場合に、ストリッピングセクション 1 1 3 d の加熱かつ物質移動手段は、図 2 ~ 4 の破線で示すように、追加の加温に加熱媒体を供給するための供給を含んでもよい。代替的に、他の加熱かつ物質移動手段は追加の加温を提供するためのストリッピングセクション 1 1 3 d の下方領域に含まれることができ、または、それがストリッピングセクション 1 1 3 d の加熱かつ物質移動手段に供給される前に、流れ 3 1 は加熱媒体によって加熱されることができる。

40

#### 【0041】

冷媒垂冷却セクション 1 1 3 a および供給物冷却セクション 1 1 3 b の熱交換手段のために選ばれる伝熱装置の型式によっては、単一の多重流路および / または多重サービス伝熱装置にこれらの熱交換手段を組み合わせることが可能であってもよい。このような場合に、多重流路および / または多重サービス伝熱装置は、所望の冷却および加温を達成するために流れ 3 1 a、流れ 3 8、流れ 3 8 c 及び流れ 3 3 を分配して、分離して、回収するための妥当な手段を含む。同様に、精留セクション 1 1 3 c の加熱かつ物質移動手段のた

50

めに選ばれる加熱かつ物質移動装置の型式は、それを単一の多重流路および／または多重サービス加熱かつ物質移動装置における供給物冷却セクション 1 1 3 b (そして、おそらく冷媒垂冷却セクション 1 1 3 a の熱交換手段も有する) の熱交換手段と組み合わせることを許容できる。このような場合に、多重流路および／または多重サービス加熱かつ物質移動装置は、所望の冷却および加温を達成するために流れ 3 1 a、流れ 3 8、流れ 3 8 b、流れ 3 8 c 及び流れ 3 3 を分配して、分離して、回収するための妥当な手段を含む。

#### 【 0 0 4 2 】

幾つかの状況では、図 2 ~ 4 の冷凍を提供するために用いる塔下底流 3 7 の部分 (流れ 3 8) はそれが加熱されたあと (流れ 3 8 d)、高压に戻される必要はないかもしれない。このような場合に、示される圧縮および冷却 (圧縮機 2 1、2 3、2 5 及び 2 7、並びに発射冷却器 2 2、2 4、2 6 及び 2 8) は必要とされなくてもよく、流れ 4 1 a だけが流れ 4 2 へ流れる。

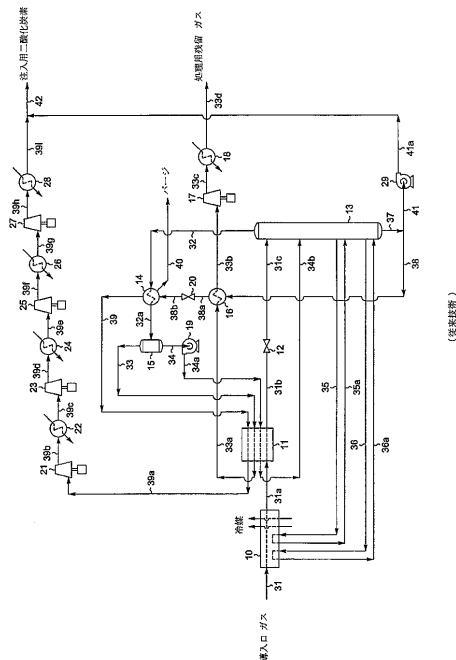
#### 【 0 0 4 3 】

本発明は、プロセスを運転するために必要とされる有益消費量当たりの炭化水素ガス流からの二酸化炭素の分別の改善を提供する。プロセスを運転するために必要な有益消費における改善は、圧縮または再圧縮のための電力所要量の低下、ポンプ送液のための電力所要量の低下、外部冷凍のための電力所要量の低下、追加の加温のためのエネルギー所要量の低下、塔再沸騰のためのエネルギー所要量の低下またはこれらの組み合わせの形で現れ得る。

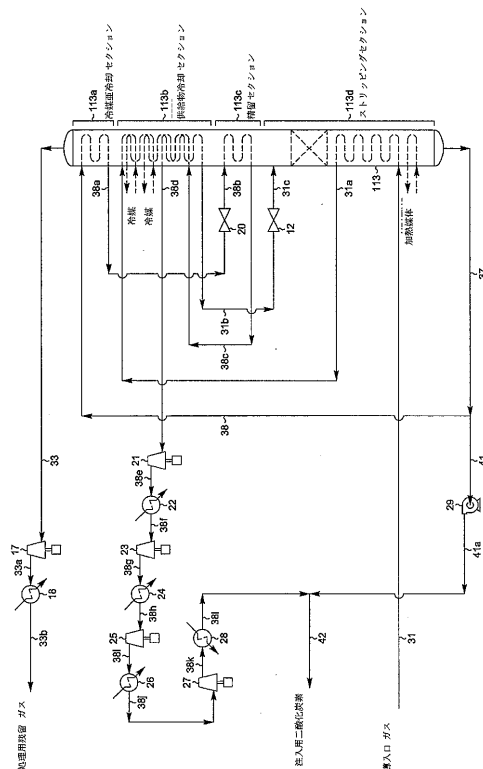
#### 【 0 0 4 4 】

本発明の好ましい実施態様と考えられる事柄を説明したが、当業者であれば、その他またはさらなる変更をなしえ、特許請求の範囲の請求項にて定義した本発明の精神から逸脱することなく、例えば、本発明を種々の条件、供給のタイプまたはその他の要件に適合させることができるであろう。

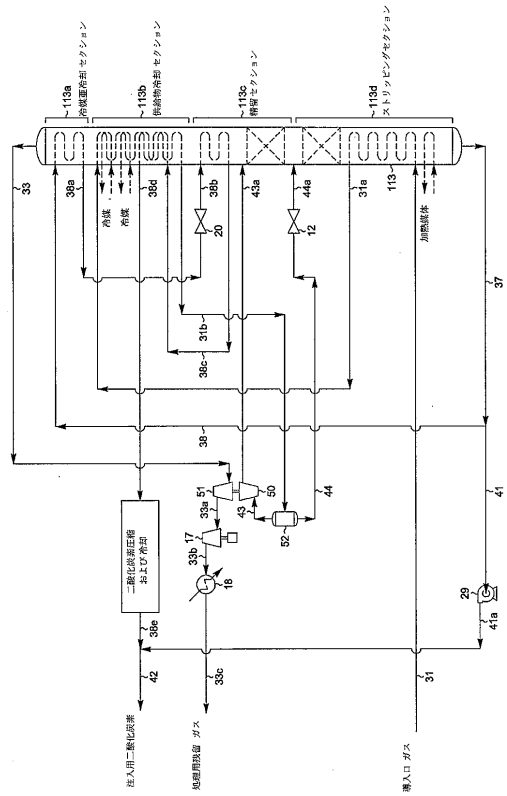
【 図 1 】



【 図 2 】



【圖 4】



## フロントページの続き

- (31)優先権主張番号 12/781,259  
 (32)優先日 平成22年5月17日(2010.5.17)  
 (33)優先権主張国 米国(US)  
 (31)優先権主張番号 61/186,361  
 (32)優先日 平成21年6月11日(2009.6.11)  
 (33)優先権主張国 米国(US)  
 (31)優先権主張番号 12/792,136  
 (32)優先日 平成22年6月2日(2010.6.2)  
 (33)優先権主張国 米国(US)  
 (31)優先権主張番号 12/772,472  
 (32)優先日 平成22年5月3日(2010.5.3)  
 (33)優先権主張国 米国(US)  
 (31)優先権主張番号 12/717,394  
 (32)優先日 平成22年3月4日(2010.3.4)  
 (33)優先権主張国 米国(US)
- (74)代理人 100080137  
 弁理士 千葉 昭男  
 (74)代理人 100096013  
 弁理士 富田 博行  
 (74)代理人 100161595  
 弁理士 森下 梓  
 (72)発明者 クエリアル, カイル・ティー  
 アメリカ合衆国テキサス州77494, ケイティー, コテージ・ポイント・ドライブ 1611  
 (72)発明者 ヨンキー, アンドリュー・エフ  
 アメリカ合衆国サウス・ダコタ州57004, ベレスフォード, ウェスト・メイン・ストリート  
 907  
 (72)発明者 ルイス, ダブリュー・ラリー  
 アメリカ合衆国テキサス州77069, ヒューストン, コート・オブ・ライオンズ 5602  
 (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79707, ミッドランド, タンフォラン・アベニュー 4113  
 (72)発明者 リンチ, ジョー・ティー  
 アメリカ合衆国テキサス州79707, ミッドランド, アッシュウッド・コート 5510  
 (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79705, ミッドランド, ウェスト・シンクレア・アベニュー 25  
 08

審査官 神田 和輝

- (56)参考文献 特表昭56-501690(JP, A)  
 特開昭62-217090(JP, A)  
 特表2004-534116(JP, A)  
 特表2007-534923(JP, A)

## (58)調査した分野(Int.Cl., DB名)

F25J 1/00-5/00  
 C07C 7/04  
 C07C 9/04