

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特 許 公 報(B2)

(11) 特許番号

特許第4777976号

(P4777976)

(45) 発行日 平成23年9月21日(2011.9.21)

(24) 登録日 平成23年7月8日(2011.7.8)

(51) Int.Cl. F I
C O 7 C 7/09 (2006.01) C O 7 C 7/09
C O 7 C 9/06 (2006.01) C O 7 C 9/06
C O 7 C 9/02 (2006.01) C O 7 C 9/02
C O 7 B 63/00 (2006.01) C O 7 B 63/00 A

請求項の数 11 (全 17 頁)

(21) 出願番号	特願2007-508561 (P2007-508561)	(73) 特許権者	503314554
(86) (22) 出願日	平成17年4月14日(2005.4.14)		ラマス テクノロジー、インコーポレイテッド
(65) 公表番号	特表2007-532675 (P2007-532675A)		アメリカ合衆国、テキサス、ヒューストン、 ブライアーパーク 3010
(43) 公表日	平成19年11月15日(2007.11.15)		
(86) 国際出願番号	PCT/US2005/012829	(74) 代理人	100066692
(87) 国際公開番号	W02005/102968		弁理士 浅村 皓
(87) 国際公開日	平成17年11月3日(2005.11.3)	(74) 代理人	100072040
審査請求日	平成20年1月10日(2008.1.10)		弁理士 浅村 肇
(31) 優先権主張番号	60/562, 481	(74) 代理人	100107504
(32) 優先日	平成16年4月15日(2004.4.15)		弁理士 安藤 克則
(33) 優先権主張国	米国 (US)	(74) 代理人	100102897
			弁理士 池田 幸弘

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 富ガス流のための炭化水素ガス処理

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項 1】

メタン及びそれより軽質の成分、C 2 成分、C 3 成分及びそれより重質の炭化水素を含む導入ガス流を、全てのメタン及びそれより軽質の成分を含む揮発性のより高いガス留分、及びC 2 成分、C 3 成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分を含む揮発性のより低い炭化水素留分へ分離する方法であって、

供給ガス流を第一供給流と第二供給流へ分割する工程、

前記第一供給流と前記第二供給流とを冷却して部分的に凝縮し、第一冷却供給流と第二冷却供給流とを生成させる工程、

一つ以上の物質移動領域を含む吸収塔に前記第一冷却供給流及び第二冷却供給流を供給する工程、

前記吸収塔中で前記第一及び第二冷却供給流を分離し、第一蒸気流と第一液体流とを生成させる工程、

前記第一蒸気流を低圧へ膨張させて、前記第一蒸気流が精留塔下方供給流を形成する工程、

精留塔に、精留塔下方供給流、精留塔第一還流流、及び精留塔第二還流流を供給する工程、

前記第一液体流の少なくとも一部分を、一つ以上の物質移動領域を含む少なくとも部分的にリボイルされたストリップング塔へ頂部ストリップング供給流として供給し、それにより前記少なくとも部分的にリボイルされたストリップング塔で前記第一液体流の少なく

10

20

とも一部分を分離してストリッピング塔頂流及びストリッピング塔底流を生成させる工程、

前記ストリッピング塔頂流を冷却し、それにより凝縮し、精留塔へ送られる精留塔第二還流流を生成させる工程、

前記精留塔へ前記ストリッピング塔底流の少なくとも一部分を供給する工程、

前記ストリッピング塔底流の少なくとも一部分を、前記精留塔下方供給流、前記精留塔第一還流流、及び前記精留塔第二還流流と共に前記精留塔中で分離し、塔底流及び塔頂流を生成させる工程、

前記塔頂流を加温して残留ガス流を生成させる工程、

前記残留ガス流を、前記塔頂流を加温する工程の後、残留リサイクル流と揮発性残留ガス流とに分割し、残留ガス流を生成させる工程、

前記残留リサイクル流を冷却し、それにより凝縮し、然る後、前記残留リサイクル流を前記精留塔へ精留塔第一還流流として戻す工程、及び

前記精留塔第一及び第二還流流、精留塔下方供給流、ストリッピング塔底流の量及び温度を制御し、C 2 成分、C 3 成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分を塔底流中に回収する工程；

を含む方法。

【請求項 2】

塔頂流を加温した後に塔頂流を圧縮する工程を更に含む、請求項 1 に記載の方法。

【請求項 3】

塔頂流を圧縮する工程が、高圧段階を有するコンプレッサーを用いて塔頂流を圧縮し、残留リサイクル流の圧力が残留ガス流の圧力よりも高く上昇できるようにすることを含む、請求項 2 に記載の方法。

【請求項 4】

塔底流中への C 2 回収率が 9 5 % である、請求項 1 に記載の方法。

【請求項 5】

塔底流中への C 3 回収率が 9 9 % である。請求項 1 に記載の方法。

【請求項 6】

吸収塔と少なくとも部分的にリボイルされたストリッピング塔とが一つの装置として一緒にされた、請求項 1 に記載の方法。

【請求項 7】

メタン及びそれより軽質の成分、C 2 成分、C 3 成分及びそれより重質の炭化水素を含む導入ガス流を、メタン及びそれより軽質の成分の全てを含有する揮発性のより高いガス留分と、C 2 成分、C 3 成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分を含む揮発性のより低い炭化水素留分へ分離するための装置であって、

供給ガス流を第一供給流と第二供給流へ分割するための手段；

前記第一供給流を冷却し、部分的に凝縮して第一冷却供給流を生成させるための少なくとも一つの第一熱交換器；

前記第二供給流を冷却し、部分的に凝縮して第二冷却供給流を生成させるための少なくとも一つの第二熱交換器；

前記第一及び第二の冷却供給流を分離して第一蒸気流及び第一液体流を生成させるための一つ以上の物質移動領域を含む吸収塔；

前記第一蒸気流を低圧へ膨張させて、前記第一蒸気流が精留塔下方供給流を形成するための膨張機；

少なくとも部分的にリボイルされたストリッピング塔であって、一つ以上の物質移動領域、及び前記第一液体流の少なくとも一部分を含む頂部ストリッピング塔供給流を有し、それにより前記第一液体流の少なくとも一部分を分離してストリッピング塔頂流及びストリッピング塔底流を生成させる塔；

前記ストリッピング塔底流、精留塔下方供給流、精留塔第一還流流、及び精留塔第二還流流の少なくとも一部分を分離して塔底流及び塔頂流を生成させ、それにより、精留塔第

10

20

30

40

50

一及び第二還流流、精留塔下方供給流、及びストリップング塔底流の量及び温度を制御し、C 2 成分、C 3 成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分を塔底流として回収するための精留塔；

前記ストリップング塔頂流を冷却して、それにより凝縮し、精留塔第二還流流を生成させ、前記塔頂流を加温して残留ガス流を生成させるための少なくとも一つの第三熱交換器；及び

前記残留ガス流を残留リサイクル流及び揮発性残留ガス流へ分割するための手段；を含む、

それにより前記少なくとも一つの第三熱交換器で前記残留リサイクル流を冷却し、それにより凝縮させ、然る後、前記残留リサイクル流を精留塔第一還流流として前記精留塔へ戻し、それにより、前記塔頂流を加温して前記残留ガス流を生成させた後に、前記残留ガス流を残留リサイクル流と揮発性残留ガス流へ分離する、装置。

【請求項 8】

塔頂流を加温する工程の後に、前記塔頂流を圧縮するためのコンプレッサーを更に含む、請求項 7 に記載の装置。

【請求項 9】

コンプレッサーが高圧段階を有し、残留リサイクル流の圧力が残留ガス流の圧力よりも高く上昇できる、請求項 8 に記載の装置。

【請求項 10】

塔底流中への C 2 回収率が 9 5 % である、請求項 7 に記載の装置。

【請求項 11】

塔底流中への C 3 回収率が 9 9 % である、請求項 7 に記載の装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

関連出願

本願は、2004 年 4 月 15 日に出願された米国特許仮出願番号第 60 / 562、481 号の利益を主張するものである。

【0002】

本発明は、炭化水素ガス流からエタン及びそれより重質の成分を回収することに関する。より具体的には、本発明は、富(rich)炭化水素導入ガス流(inlet gas stream)からエタン及びそれより重質の成分を回収することに関する。

【背景技術】

【0003】

天然ガス流、製油所排出ガス流、炭層(coal seam)ガス流等のような種々のガス流中には、エタン、エチレン、プロパン、プロピレン、及びそれより重質の炭化水素成分のような価値のある炭化水素成分が存在する。これらの成分は、石炭、タールサンド、及び原油のような他の炭化水素源中にも存在することがある。それら価値ある炭化水素の量は、供給源によって変化する。一般に、50 % より多いエタン、二酸化炭素、メタン及びそれより軽質の成分、例えば、窒素、一酸化炭素、水素等を含むガス流から炭化水素又は天然ガス液体(NGL)を回収することが望ましい。プロパン、プロピレン、及びそれより重質の炭化水素成分は、一般に導入ガス供給流の少量を構成する。

【0004】

炭化水素ガス流から NGL を回収するための先行技術方法が幾つか存在しており、幾つか挙げるとすれば、油吸収法、冷凍油吸収法、及び低温法のような方法である。低温法は、一般に一層経済的に操作でき、一層環境に優しいので、現在の技術では一般に油吸収又は冷凍油吸収法よりも低温ガス法が好まれている。特に、図 1 に示すように、キャンベル(Campbell)に交付された米国特許第 4, 278, 457 号明細書に記載されているような低温ガス処理においてターボ膨張機(turboexpander)を使用することが好まれている。

【0005】

残油リサイクル流を用いるターボ膨張機回収法は、C 3 +成分を本質的に100%回収しながら、大きな(95%を越える)エタン回収率を得ることができる。そのような方法は、高い回収率を達成している点で印象的であるが、それらに必要な圧縮条件のため比較的多量のエネルギーを消費する。高い回収率をなお維持しながら、エネルギー消費を減少させるためには、追加の還流源が必要である。

【0006】

多くの低温回収法では、精留塔頂流の品質のため、効率が低下し、かなりの量のC 2 +成分を含有する還流流(reflux stream)を生ずる結果になる。還流流はかなりの量のC 2 +成分を含むため、制御バルブの後で還流流をフラッシュすると、何らかの蒸気を形成することになるであろう。得られた蒸気は幾らかの量のC 2 +成分を含み、それは精留プロセスから逃げ、塔頂流中に入り、その後、残油ガス流(residue gas stream)中に入って失われる。更に、精留塔の頂部段階では平衡に到達し、そのため一層多くのエタンを塔頂流と共に逃がすことになる。

10

【0007】

リー(Lee)らに交付された米国特許第6、244、070号明細書の場合のように、吸収塔を使用して貧(lean)還流流を生成させることが教示されている。リーの特許に記載されているように、入口分離機を出る蒸気は、三つの方向に分割される。第一蒸気流は冷却し、吸収塔の底部から導入する。第二蒸気流は凝縮し、補助冷却し、次に吸収塔の頂部から導入する。吸収塔は塔頂流を生じ、それは主精留塔のための貧還流流として用いられる。第三蒸気流は膨張機へ送り、圧力低下と外部への仕事を行わせる。リーにより提案されている代替態様は、高圧残留ガス流の一部分を吸収塔への頂部供給流として使用することを含んでいる。この場合、低温分離機に存在する蒸気を二つの部分に分け、一つの流れは冷却して吸収塔の底部へ送り、他方の流れは膨張機へ送る。貧残留ガスの一部分は加圧下に凝縮し、頂部供給流として吸収塔へ送る。

20

【0008】

1000 ft³ 当たり4ガロンより多く5ガロンまでの流量を有するエタン及びそれより重質の成分を含有する富ガス流を処理する場合、凝縮される液体のリーンオイル(lean oil)効果のため、多量のメタンを含有する液体の凝縮の初期段階が起きる。このメタンの凝縮は、その方法のターボ膨張機プロセスでの等エントロピー膨張中の仕事を生ずるのに利用できるメタンの量を減少させる。C₂成分を回収するために使用する還流の量は、増大させなければならない。

30

【発明の開示】

【発明が解決しようとする課題】

【0009】

少なくとも95%の回収効率を達成し、先行技術プロセスと比較してエネルギー消費が一層低いエタン回収方法に対する必要性が存在する。残留ガス流中に失われるC 2 +成分の量を減少させる方法において、温度プロファイルを利用することができる方法に対する必要性も存在する。

【0010】

40

より具体的には、エタン及びプロパン及びそれより重質の成分について少なくとも95%の回収率を達成することができ、凝縮される液体中の多量のメタンを利用して、エタンを回収するために適切な還流手段を創出すると共に先行技術プロセスと比較してエネルギー消費も一層低くできる、富ガス流からC₂及びそれより重質の成分を回収する方法についての必要性が存在する。

【課題を解決するための手段】

【0011】

本発明は、低温吸収塔及び予備脱メタン化ストリップング塔(pre-demethanizer stripping tower)を利用して炭化水素流からC 2 +成分を回収して、富メタン還流流を生成させる方法及び装置を有利に提供する。その吸収塔及び予備脱メタン化ストリップング塔は、

50

好ましい態様においては別々の容器とすることができる。これらの容器は、別の好ましい態様において一つの装置として一緒にすることができる。更に、残留ガス流から分割されたりサイクル流を精留塔への残留リサイクル又は還流流としてそのプロセスへ戻す。富メタン還流流を使用することにより、その富メタン還流流は、所望の生成物、即ち、C₂ + 成分を極めて僅かな量でしか含まないので、約 96% を越えるエタン回収率、及び約 99.5% を越えるプロパン回収率を与える。

【0012】

本発明の一つの態様によれば、メタン及びそれより軽質の成分、C₂ 成分、C₃ 成分及びそれより重質の炭化水素を含有する導入ガス流を、実質的に全てのメタン及びそれより軽質の成分を含む揮発性のより高いガス留分、及び C₂ 成分、C₃ 成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分を含む揮発性のより低い炭化水素留分へ分離する方法は、供給ガス流を第一供給流と第二供給流へ分割する工程、前記第一供給流と前記第二供給流とを冷却して部分的に凝縮し、第一冷却供給流と第二冷却供給流とを生成させる工程、一つ以上の物質移動段階を含む吸収塔に前記第一冷却供給流及び第二冷却供給流を供給する工程、前記吸収塔中で前記第一と第二の冷却供給流を分離し、第一蒸気流と第一液体流とを生成させる工程、前記第一蒸気流を低圧へ膨張させて、前記第一蒸気流が精留塔下方供給流を形成する工程、精留塔に、精留塔下方供給流、精留塔第一還流流、及び精留塔第二還流流を供給する工程、前記第一液体流の少なくとも一部分を、一つ以上の物質移動段階を含む少なくとも部分的にリボイルされたストリップング塔へ頂部ストリップング供給流として供給し、それにより前記少なくとも部分的にリボイルされたストリップング塔で前記第一液体流の少なくとも一部分を分離してストリップング塔頂流及びストリップング塔底流を生成させる工程、前記ストリップング塔頂流を冷却し、それにより実質的に凝縮し、精留塔へ送られる精留塔第二還流流を生成させる工程、前記精留塔へ前記ストリップング塔底流の少なくとも一部分を供給する工程、前記ストリップング塔底流の少なくとも一部分を、前記精留塔下方供給流、前記精留塔第一還流流、及び前記精留塔第二還流流と共に前記精留塔中で分離し、塔底流及び塔頂流を生成させる工程、前記塔頂流を加温して残留ガス流を生成させる工程、前記残留ガス流を、前記塔頂流を加温する工程の後、残留リサイクル流と揮発性残留ガス流とに分割し、残留ガス流を生成させる工程、前記残留リサイクル流を冷却し、それにより実質的に凝縮し、然る後、前記残留リサイクル流を前記精留塔へ精留塔第一還流流として戻す工程、及び前記精留塔第一及び第二還流流、精留塔下方供給流、ストリップング塔底流の量及び温度を制御し、C₂ 成分、C₃ 成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分を塔底流中に回収する工程を含む。

【0013】

本発明の態様の付加的特徴は、塔頂流の圧縮が、その塔頂流を加温した後に行われることである。本発明の態様の更なる特徴は、塔頂流の圧縮は、リサイクル還流流の圧力が残留ガス流の圧力よりも高く上昇できるように、高圧段階を有するコンプレッサーを用いて塔頂流を圧縮することを含んでいることである。本発明の態様の更なる特徴は、塔底流中への C₂ 回収が約 95% になることである。本発明の態様の更なる特徴は、塔底流中への C₃ 回収が約 99% になることである。本発明の態様のもう一つの特徴は、吸収塔と少なくとも部分的にリボイルされたストリップング塔が一つの装置中に一緒にされていることである。

【0014】

本発明の一つの態様によれば、メタン及びそれより軽質の成分、C₂ 成分、C₃ 成分及びそれより重質の炭化水素を含む導入ガス流を、メタン及びそれより軽質の成分の実質的に全てを含有する揮発性のより高いガス留分と、C₂ 成分、C₃ 成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分を含む揮発性のより低い炭化水素留分へ分離するための装置は、供給ガス流を第一供給流と第二供給流へ分割するための手段、前記第一供給流を冷却し、部分的に凝縮して第一冷却供給流を生成させるための少なくとも一つの第一熱交換器、前記第二供給流を冷却し、部分的に凝縮して第二冷却供給流を生成させるための少なくとも一つの第二熱交換器、前記第一及び第二の冷却供給流を分離して第一蒸気流及び第一液体流を

生成させるための一つ以上の物質移動段階を含む吸収塔、前記第一蒸気流を低圧へ膨張させて、前記第一蒸気流が精留塔下方供給流を形成するための膨張機、少なくとも部分的にリボイルされたストリップング塔であって、一つ以上の物質移動段階、及び前記第一液体流の少なくとも一部分を含む頂部ストリップング塔供給流を有し、それにより前記第一液体流の少なくとも一部分を分離してストリップング塔頂流及びストリップング塔底流を生成させる塔、前記ストリップング塔底流、精留塔下方供給流、精留塔第一還流流、及び精留塔第二還流流の少なくとも一部分を分離して塔底流及び塔頂流を生成させ、それにより、精留塔第一及び第二還流流、精留塔下方供給流、及びストリップング塔底流の量及び温度を制御し、C2成分、C3成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分を塔底流として回収するための精留塔、前記ストリップング塔頂流を冷却して、それにより実質的に凝縮し、精留塔第二還流流を生成させ、前記塔頂流を加温して残留ガス流を生成させるための少なくとも一つの第三熱交換器、及び前記残留ガス流を残留リサイクル流及び揮発性残留ガス流へ分割するための手段、を含み、それにより前記少なくとも一つの第三熱交換器で前記残留リサイクル流を冷却し、それにより実質的に凝縮させ、然る後、前記残留リサイクル流を精留塔第一還流流として前記精留塔へ戻し、それにより、前記塔頂流を加温して前記残留ガス流を生成させた後に、前記残留ガス流を残留リサイクル流と揮発性残留ガス流へ分離する。

10

【0015】

本発明の一つの態様によれば、富炭化水素ガス供給流を第一ガス及び第二ガス供給流に分割する。第一ガス流及び第二ガス流は、冷却して炭化水素供給流を少なくとも部分的に凝縮させるのが好ましい。第一ガス流は導入ガス熱交換器で冷却し、第二ガス流は副リボイラー熱交換器又は他の冷却器で冷却し、炭化水素供給流を少なくとも部分的に凝縮し、それにより第一及び第二冷却供給流を形成することができる。ガス流を冷却するための他の手段を用いることができる。冷却した供給流を両方とも低温吸収塔へ送り、そこでそれら二つの流れのうちの冷たい方を低温吸収塔の頂部領域へ送り、二つの流れの暖かい方を低温吸収塔の塔底領域へ送る。低温吸収塔中での分離は、実質的に同じ化学組成を有するが、異なった温度を有する両方の流れによって促進される。夫々の流れの化学的ポテンシャルが異なると、それにより分離を促進する駆動力が与えられる。低温吸収塔は、少なくとも一つの充填床、又は他の物質移動領域をその吸収塔容器内に含む。物質移動領域は、その物質移動領域中での接触により液体とガスとの間で分子を移動させることができる任意の型の装置を含むことができる。将来、他の型の物質移動領域が当業者に知られることになるが、それらも本発明の範囲内に入ると考えるべきである。

20

30

【0016】

低温吸収塔は二つの流れ、第一蒸気流及び第一液体流を生ずる。第一蒸気流の少なくとも一部分は好ましくは膨張機へ送られ、そこでその圧力を下げられる。この断熱過程により、膨張機排出流、即ち、実質的に冷間膨張した流れの温度は実質的に下げられる。実質的に冷間膨張した流れは、精留塔又は蒸留塔へ下方塔供給流として送られる。精留塔は脱メタン化塔とすることができる。精留塔は、塔底において明細書記載のエタン及びそれより重質の成分を産し、塔頂において揮発性メタン及びそれより軽質の成分流を産する、リボイルされた塔であることが好ましい。精留塔に副リボイラーを設けてプロセス効率を改善することが好ましい。

40

【0017】

第一液体流の少なくとも一部分は、予備脱メタン化ストリップング塔へ、好ましくは頂部供給位置へ送られる。予備脱メタン化ストリップング塔は、好ましくはリボイルされたストリップング塔である。予備脱メタン化ストリップング塔では、リボイラーの作用により第一液体流から含有されるメタンが除去されるか又はストリップされる。本来、予備脱メタン化ストリップング塔は、好ましくは少なくとも一つの充填床、又は他の物質移動領域をその予備脱メタン化ストリップング塔内に含むストリップング塔である。物質移動領域は、その物質移動領域中での接触により、液体とガスとの間で分子を移動させることができる任意の型の装置を含むことができる。将来、他の型の物質移動領域が当業者に知ら

50

れることになろうが、それらも本発明の範囲内に入ると考えるべきである。

【0018】

予備脱メタン化ストリッピング塔は、メタンに富むストリッピング塔頂流及びストリッピング塔底流という二つの流れを生ずる。ストリッピング塔底流の少なくとも一部分は、塔第二供給流として精留塔へ、好ましくは塔第一供給流より下に送られる。

【0019】

ストリッピング塔頂流を補助冷却し、精留塔へ下方塔供給流として、塔第一還流供給物より下に送る。液体中に含まれるメタンは低温貧油として働き、精留塔内で上昇する蒸気からC2+成分を吸収する。

【0020】

精留塔は、塔頂流と塔底流を生ずる。塔頂流は、好ましくは加温し、次にコンプレッサーで所定の圧力へ圧縮し、残留ガス流を生成させる。残留ガス流の少なくとも一部分を還流物としてとり、塔第一還流流として精留塔へ再循環する。

【0021】

本発明のこの態様は、99+%のC2+回収率を提供することができる。塔第一還流流は、残留ガス流の側流(side stream)をとり、その側流を凝縮及び補助冷却し、然る後、その流れを精留塔へ塔頂還流流として送ることにより生成する。残留ガス側流は、本質的にC2+成分を含まず、それにより、その付加的還流流をして、塔頂流として逃げる可能性があるC2+成分を全て回収せしめることができる。

【0022】

本発明の特徴、利点、及び目的、並びに、明らかになるであろうその他の事項が一層詳細に理解できるやり方で、本願の一部分をなすところの添付の図面に例示したそれらの態様を参照して、上に簡単に要約した本発明のより具体的な記載を行う。しかし、それら図面は単に本発明の好ましい態様を例示しているだけであり、従って、本発明の範囲を限定するものと考えるべきではなく、本発明の範囲は他の均等に有効な態様についても認めることができることに注意すべきである。

【0023】

図面を簡明にするため、各図面において、流れ又は設備に関して、機能が同じか又は同様な場合、種々の流れ及び装置に対する図中の数字は同じにしてある。

【0024】

ここで用いる用語「導入ガス」とは、炭化水素ガスを意味し、そのようなガスは典型的には高圧ガス導管から導入され、実質的にメタンから構成され、残余はC2成分、C3成分及びそれより重質の成分、並びに二酸化炭素、窒素、及び他の痕跡量ガスである。用語「C2成分」とは、アルカン、オレフィン、及びアルキン、特にエタン、エチレン、アセチレン等のような脂肪族物質を含む、二つの炭素原子を有するあらゆる有機成分を意味する。用語「C2+成分」とは、C2成分及びそれより重質の成分全てを意味する。

【0025】

表1は、本発明の全ての態様に従い炭化水素を回収するのに本発明がよく適しているような炭化水素ガス供給流の組成を例示している。窒素及び二酸化炭素は、それらの存在が場所特異的であるので、一定の比較基準を確立するため、組成物から考慮して除かれている。

【0026】

表 I

成分	モル%
メタン	67.43
エタン	23.63
プロパン	6.86
n-ブタン	0.43
i-ブタン	1.12
n-ペンタン	0.23

10

20

30

40

50

i-ペンタン	0.23
ヘキサン	0.05
ヘプタン+	0.05

【0027】

先行技術についての詳細な説明

表1は、キャンベルに対して交付された米国特許第4,278,457号明細書に記載されている方法の一つの態様であるターボ膨張機低温処理を用いた典型的なガス処理方式を例示している。キャンベルは、その処理を行う前に、原料供給ガスを、CO₂及びH₂Sが多量に存在する場合にはそれらを除くように、処理することを教示している。次にそのガスを乾燥し、濾過し、然る後、低温領域へ送ってNGLを回収する。典型的には、約100°F及び800psiaで供給される炭化水素供給ガス流1を、一つ以上の入口熱交換器10において低温プロセス流に対し、約-30°Fへ冷却する。供給ガス流1の富化度(richness)及び供給物温度及び圧力に依り、付加的冷却のための外部からの冷却が必要になることもある。

10

【0028】

-30°Fの温度にて部分的に凝縮した供給ガス流2を、気・液又は相分離のための中間的分離器20へ送る。供給ガス流の組成によっては、冷却プロセスの間に気・液分離を挟んだ一つ以上の冷却プロセスが必要になることがある。冷却した供給ガス流2を第一液体流21及び第一蒸気流22へ分離する。第一液体流21は、導入供給ガス流1よりも、メタン、エタン、エチレン、プロパン、プロピレン、及びそれより重質の炭化水素成分に富んでいる。第一液体流21は精留塔50へ送られ、価値あるC₂+成分が回収される。精留塔50へ送る前に、第一液体流21を、制御バルブを通して、本質的に精留塔の圧力へと膨張させる。この液体の膨張により、幾らかの液体が気化し、それにより全流れ34を冷却し、約-75°Fの二相流を生成し、それは精留塔50へ送られる。

20

【0029】

第一蒸気流22は熱交換器30へ送られ、そこで-60°Fへ冷却され、部分的に凝縮されて流れ31を生成し、低温分離器40へ送られる。分離器40中での相分離後、第二蒸気流41及び第二液体流42という二つの流れが生成する。第二蒸気流41は、第一ガス流43及び第二ガス流44という二つの流れに分割される。第一ガス流43は、ターボ膨張機のような仕事膨張機械70へ送られ、そこで第一ガス流43の圧力は約295psiaまで下げられる。第一ガス流43の断熱膨張により、第一ガス流43の圧力及び温度が低下する。この圧力低下及び仕事遂行により、第一ガス流43の温度は約-121°Fへ低下し、それにより液体の生成がもたらされる。この二相流71は中間供給流として精留塔へ送られる。ターボ膨張機70により発生した仕事を用いて、貧塔底流52を昇圧し、残留ガス流86を生成させる。

30

【0030】

第二ガス流44は還流熱交換器60へ送られ、そこで第二ガス流44が凝縮され、約-128°Fまで補助冷却され、塔第一供給流61を生成させる。次に塔第一供給流61は、制御バルブのような膨張装置を通して、本質的に精留塔の圧力へフラッシュされる。塔第一供給流61の圧力のこの低下は蒸気の形成及び約-152°Fへの温度低下をもたらす。この二相流62は、精留塔50へ頂部供給流として送られる。

40

【0031】

第二液体流42は精留塔50へ送られ、価値あるC₂+成分が回収される。精留塔50へ送る前に、第二液体流42を制御バルブを通して本質的に精留塔の圧力に膨張させ、その結果約-112°Fへ冷却することができる。液体のこの膨張により、幾らかの液体が蒸発し、それにより全流れ46が冷却され、二相流を生じ、それは精留塔50へ送られる。

【0032】

精留塔50は、好ましくは、リボイルされた吸収塔であり、それは、導入供給ガス流1中のC₂+成分又はNGLの過半部分を含む塔底流54、及び残余のエタン、メタン及び

50

それより軽質の成分を含む塔頂流 52 を生ずる。精留塔 50 は、好ましくは、塔底流 54 中の NGL と共に塔 50 を出るメタンの量を調節するため、側流 501 及び 503 が供給されるリボイラー 55 を含む。更にプロセスの効率を向上させるため、導入供給ガス流 1 を冷却する一つ以上の副リボイラーを設けることができる。供給物の富化度及び送る条件により、精留塔 50 のための何らかの外部からの加熱が必要になることがあり、同様に冷却プロセスを補助するための冷却が必要になることがある。そのような冷却は、例えば、プロパン冷却装置により供給することができるであろう。

【0033】

典型的には、約 290 psia の圧力及び約 -139°F の温度を有する塔頂流 52 は、還流熱交換器 60 で約 -60°F へ加温され、次に入口熱交換器 10 で 95°F へ加温され、加温された塔頂流 78 を生ずる。加温された塔頂流 78 は、ブースターコンプレッサー 75 へ送られ、そこで膨張機 70 により発生した仕事を用いて約 297 psia へその圧力を上昇させ、圧縮塔頂ガス流 76 を生ずる。圧縮塔頂ガス流 76 は、次に空気冷却器 79 で約 100°F へ冷却され、再コンプレッサー 80 中に約 810 psia へと更に圧縮するために送り、暖かい残留ガス流 82 を生ずる。暖かい残留ガス流 82 は、次に空気冷却器 84 中で約 100°F へ冷却され、次に残留ガス流 86 として更なる処理へと送る。

10

【0034】

本明細書に記載し図 1 に例示した先行技術プロセスを用いてシミュレーションを行なった。比較の目的で、幾つかのプロセス流のモル組成を表 II に与える。

20

【0035】

【表 1】

表II 図1の方法について 先行技術プロセス				
成分	モル%			
	供給物(1)	還流(62)	塔頂流(52)	N G L (54)
メタン	67.41	88.64	97.45	0.95
エタン	23.63	10.49	2.54	70.29
プロパン	6.86	0.82	0.01	22.01
n-ブタン	0.43	0.02	0.00	1.38
i-ブタン	1.12	0.03	0.00	3.58
n-ペンタン	0.23	0.00	0.00	0.74
i-ペンタン	0.23	0.00	0.00	0.74
ヘキサン	0.05	0.00	0.00	0.16
ヘプタン+	0.05	0.00	0.00	0.16
モル/時	54902	11958	37813	17089
温度 (° F)	100.0	-151.2	-139.0	40.8
圧力 (p s i a)	800	295	290	295
C 2回収率 (%)	92.6			
C 3回収率 (%)	99.85			
回収された液体(gpm)	2907			
残留物圧縮(hp)	23,230			
冷却圧縮(hp)	15,920			
比エネルギー(hp/gpm)	13.48			

【0036】

本発明についての説明

本発明は、富ガス流からのメタン及びそれより軽質の成分、C 2成分、C 3成分及びそれより重質の炭化水素を含有する導入供給ガス流を、実質的に全てのメタン及びそれより軽質の成分を含有する揮発性のより高いガス留分、及びC 2成分、C 3成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分を含有する揮発性のより低い炭化水素留分へ、図2に示したように、分離する方法を有利に提供する。

【0037】

より具体的には、供給ガス流1は、好ましくは濾過され、乾燥された後に、このエタン回収プロセス100へ供給される。供給ガス流1は、水、一酸化炭素、及び硫化水素のような一定の不純物を含み得るが、それらはエタン回収プロセス100へ送る前に除去される。供給ガス流1は、好ましくは、約100°Fの温度及び約800 p s i aの圧力を有

する。プロセス 100 へ供給された後、供給ガス流 1 は、好ましくは、供給ガス流 1 の約 62% を含む第一供給流 11 と、供給ガス流 1 の残りの部分を含む第二供給流 12 へ分割される。第一供給流 11 は、入口熱交換器 10 中で、少なくとも塔頂流 52 又は他の適当な流れとの熱交換接触により冷却され、部分的に凝縮し、約 -53°F の温度を有する冷却された第一供給流 2 を生ずることができる。第二供給流 12 は、リボイラー 55 中で、少なくとも塔第一側流 501、塔第二側流 503、又はそれらの組合せとの熱交換接触により冷却され、約 -50°F の温度を有する冷却された第二供給流 13 を生ずることができる。第二冷却供給流 13 及び第一冷却流 2 は低温吸収塔 20 へ送られ、これら二つの流れのうち冷たい方は吸収塔 20 の頂部へ送られ、二つの流れの暖かい方は吸収塔 20 の底部へ送られる。低温吸収塔 20 での分離は、同じ組成を有するが、異なった温度を有する両方の流れによって促進される。それらの化学的ポテンシャルは異なっており、そのことが分離を促進する駆動力を与える。低温吸収塔 20 は、吸収容器 20 内に、少なくとも一つの充填床、又は他の物質移動領域を含む。物質移動領域は、分子を、その物質移動領域を含む容器を流下する液体から、その容器を通して上昇するガスへ移動させ、容器を通して上昇するガスから容器を流下する液体へ移動させることができる任意の型の装置を含むことができる。将来、物質移動領域の別の型が当業者に知られるようになるであろうが、それらも本発明の範囲内に入ると考えるべきである。

10

【0038】

第一蒸気流 43 及び第一液体流 21 の二つの流れが低温吸収塔を出る。第一蒸気流 43 は有利には膨張機 70 へ送られ、そこでその流れは約 405 psia のより低い圧力へ膨張され、塔下方供給流 71 を生成する。第一蒸気流 43 の圧力の低下及び外部への仕事により、下方供給流 71 の温度もまた約 -97°F へ低下する。温度の低下は液体の形成を起こし、それは塔供給流 71 を二相にする。塔供給流 71 は、好ましくは塔下方供給流として精留塔 50 へ送られる。

20

【0039】

第一塔供給流 46 と共に、塔下方供給流 71 は精留塔 50 へ送られ、そこでそれらの流れは塔底流 54 及び塔頂流 52 へ分離される。塔頂流 52 を加温し、圧縮して残留ガス流 86 を生成させる。

【0040】

第一液体流 21 の少なくとも一部分は、頂部ストリッピング塔供給流として予備脱メタン化ストリッピング塔 40 へ送られる。予備脱メタン化ストリッピング塔 40 は、一つ以上の物質移動段階を含むのが好ましい。予備脱メタン化ストリッピング塔 40 中で、高メタン含量液体を少なくとも部分的にリボイルしてメタンを除去する。一つの態様においては、ストリッピング塔からの液体 500 をリボイラー 55 中で第二供給流 12 と接触させ、流れ 505 をストリッピング塔へ戻すことによりリボイル作用を達成することができた。ストリッピング塔 40 の頂部へ上昇する暖かい蒸気は、ストリッピング塔 40 を流下する冷たい一層重質の液体と密に接触する。その暖かい蒸気は液体流から一層軽質の液体をストリップする。ストリッピング塔 40 は、ストリッピング塔頂流 44 及びストリッピング塔底流 45 を生ずるのが好ましい。他の熱源又はストリッピング蒸気源は本発明に包含される。

30

40

【0041】

ストリッピング塔頂流 44 は、好ましくは、約 -62°F の温度を有し、図 1 に示した先行技術プロセスにおける還流流 44 よりも遥かに貧である。ストリッピング塔頂流 44 は、次に約 -128°F へ冷却され、それによって還流熱交換器 60 中で、少なくとも塔頂流 52 との熱交換接触により実質的に凝縮され、塔第二還流流 62 を生ずる。

【0042】

精留塔 50 すなわち予備脱メタン化器は、好ましくは、リボイルされた吸収塔型のもので、塔底流 54 及び塔頂流 52 を生ずる。塔底流 54 は、導入供給ガス流 1 中の C_2 + 成分すなわち NGL の過半部分を含有する。塔頂流 52 は、残余のエタン、メタン及びそれより軽質の成分を含有する。精留塔 50 は、好ましくは、塔底流 54 中の NGL と共に出

50

てくるメタンの量を制御するように操作することができるリボイラー５５を含む。このプロセスの効率を更に増大するため、一つ以上の副リボイラーを設け、導入ガス流１２を冷却し、高圧供給ガス流１３の凝縮を助けつつ、このプロセスの効率を増大することができる。供給物の富化度及び送る条件によっては、精留塔５０に対する何らかの外部からの加熱が望ましく、同様に冷却プロセスを助ける冷却が望ましいことがあるであろう。そのような冷却は、例えば、プロパン冷却装置によって供給することができるであろう。

【００４３】

好ましい態様においては、複数の還流流５０１、５０３は、精留塔５０の下方部分から取り出され、リボイラー５５中で第二供給流１２との熱交換接触により加熱され、精留塔５０のそれらが取り出された場所の直下へ戻される。

10

【００４４】

塔頂流５２は、典型的には、約４００ｐｓｉａの圧力及び約－１３４°Fの温度を有するのであるが、還流熱交換器６０で約－６２°Fへ加温され、次に入口熱交換器１０で９５°Fへ加温され、加温された塔頂流５９を生成する。加温された塔頂流５９は、ブースターコンプレッサー７５へ送られ、そこで膨張機７０により発生した仕事を用いて約４２０ｐｓｉａへその圧力を上昇させ、加圧された塔頂ガス流７６を生ずる。加圧塔頂ガス流７６は、次に空気冷却器７９で約１００°Fへ冷却され、再コンプレッサー８０中で更に約８００ｐｓｉａへ圧縮するために送られ、暖かい残留ガス流８２を生ずる。暖かい残留ガス流８２は、次に空気冷却器８４中で約１００°Fへ冷却され、次に残留ガス流８６として更なる処理に送られる。

20

【００４５】

本明細書中に記載したように、図１に示した先行技術プロセスは、精留塔５０の頂部での平衡条件のため、最大エタン回収に限界がある。この限界を克服するため、本発明は、精留塔５０へ戻る還流流中のＣ２＋成分の量を減少させ、塔頂流５２中にＣ２＋成分が一層少なくなることから、一層高い回収率を可能とする。

【００４６】

本発明は、残留ガス流８６の一部を取り除いて残留リサイクル流８７を生じさせることによりこの限界を克服している。残留リサイクル流８７は約－１２８°Fへ冷却され、それにより実質的に凝縮され、然る後、精留塔５０へ、好ましくは頂部供給場所へ戻す。残留リサイクル流８９は、本質的にＣ２＋成分を含まないので、残留リサイクル流８９は、精留塔５０への良好な頂部還流源になる。第一及び第二塔供給流８９及び６２の量及び温度は、塔頂流５２の塔頂温度が維持され、Ｃ２成分、Ｃ３成分及びそれより重質の炭化水素の過半部分が塔底流５４において回収されるように、夫々維持される。

30

【００４７】

本発明の第一の態様に従う方法を用いてシミュレーションを行なった。表IIの先行技術プロセスに関する結果と比較する目的で、幾つかのプロセス流のモル組成を表IIIに与える。

【００４８】

【表 2】

表III 図2の方法 本発明				
成分	モル%			
	供給物(1')	還流(89)	残留物(86)	N G L (54)
メタン	67.41	97.36	97.35	1.11
エタン	23.63	1.68	1.70	70.67
プロパン	6.86	0.01	0.01	21.60
n-ブタン	0.43	0.00	0.00	1.35
i-ブタン	1.12	0.00	0.00	3.51
n-ペンタン	0.23	0.00	0.00	0.72
i-ペンタン	0.23	0.00	0.00	0.72
ヘキサン	0.05	0.00	0.00	0.16
ヘプタン+	0.05	0.00	0.00	0.16
モル/時	54902	10495	37440	17462
温度 (° F)	100.0	-145.0	-133.8	67
圧力 (p s i a)	800	405	400	405
C 2回収率 (%)	95.1			
C 3回収率 (%)	99.9			
回収された液体(gpm)	3008			
残留物/リサイクル圧縮 (hp)	19054			
冷却圧縮 (hp)	16670			
比エネルギー (hp/gpm)	11.87			

【0049】

表IIとIIIとを比較することにより、本発明の方法が遥かに貧な還流流を生じ、それによって図1に示した先行技術プロセスよりも一層高いC 2+成分の回収率を与える結果になっていることは明らかである。

【0050】

表IVは、図1及び2に示した工程図の経済的比較を表すものである。生成物及び天然ガスの現在の推定価格に基づき、本発明の態様による図2の工程図は、所望の成分を一層多量に回収している。

【0051】

【表 3】

表IV					
	図 1	図 2	差	価格 (\$/BBL) (\$/MMBTU)	\$ / 日
C 2 (BPD)	69536	71786	2250	18.9	42、525
C 3 (BPD)	22413	22528	115	24.7	2、840
残留物(MMSCFD)	344.4	340.9	-3.5	5	-17、500
圧縮 (hp)	39300	35724	-3576	5	3、442
収益の増加					31、307
タービンコスト (MM\$) 節減					1、788、000
真の収益増加 (MM\$/年)					11.427
タービンコスト : \$500/hp					
タービン加熱速度 : 8000BTU/hp時					

【0052】

図 3 は、本発明のもう一つの好ましい態様を描いている。図 3 はエタン回収プロセス 101 を示しており、ここでコンプレッサー 80 は、リサイクル還流流 87 の圧力を残留ガス流 86 の圧力よりも高く上昇させるための付加的高圧段階すなわち別の高圧段階を有する。もし残留リサイクル流が、精留塔 50 へ戻される前に冷却された場合、完全に又は実質的に凝縮するのに十分な圧力を持たないならば、この態様を用いて、リサイクル還流流 87 を少なくとも実質的に凝縮させることができる。

【0053】

本発明の方法の態様に加えて、本明細書に記載の方法を遂行するために用いられる装置が有利には設けられる。本明細書に記載した方法を遂行するのに用いられる装置は、図 2 及び 3 に示されている。

【0054】

本発明の一つの利点として、本発明は、高いエタン回収率及び高いプロパン回収率を達成すると同時に、操作コストに関して有意なコスト節減を実現することができる。精留塔へ戻される還流流内のメタンの高い凝縮は、高い回収率を達成するのを助けると同時に、圧縮要件を低減し、それが実質的なコスト節減を与える結果になる。

【0055】

本発明を、その形態の幾つかだけについて記載してきたが、本発明はそれらに限定されるものではなく、本発明の範囲から離れる事なく、種々の変化を行えることは当業者には明らかであるはずである。

【0056】

例えば、膨張行程、好ましくは等エントルピー膨張による膨張行程を、ターボ膨張機、ジュール・トンプソン膨張バルブ、液体膨張機、ガス又は蒸気膨張機等を用いて行なうことができる。もう一つの例として、物質移動領域は、トレイ又は同様な平衡分離段階、フラッシュ容器等とすることができる。

【図面の簡単な説明】

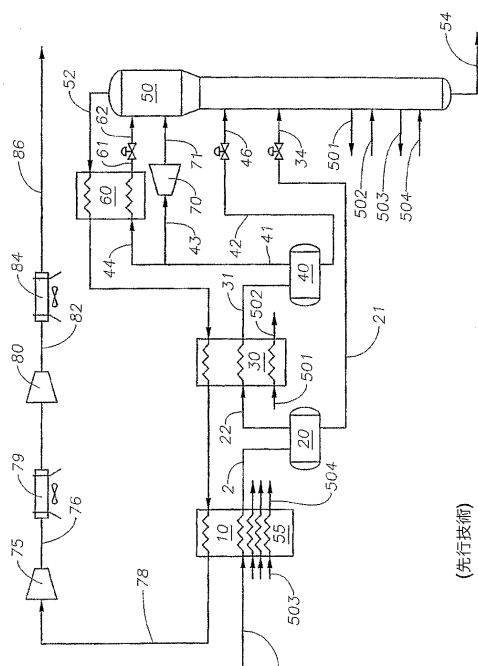
【0057】

【図 1】図 1 は、キャンベルに対して交付された米国特許第 4, 278, 457 号明細書に記載されているような先行技術プロセスによる、典型的なエタン及びそれより重質の成分を回収する方法の簡便化された工程図である。

【図 2】図 2 は、本発明の態様による、低温吸収塔及び予備脱メタン化ストリッピング塔を用いたエタン及びそれより重質の成分を回収する方法の簡便化された工程図である。

【図 3】図 3 は、本発明の態様による、残留リサイクル流の圧力を上昇させるための高段階コンプレッサーと共に、低温吸収塔及び予備脱メタン化ストリッピング塔を用いたエタン及びそれより重質の成分を回収する方法の簡便化された工程図である。

【図 1】



【図 2】

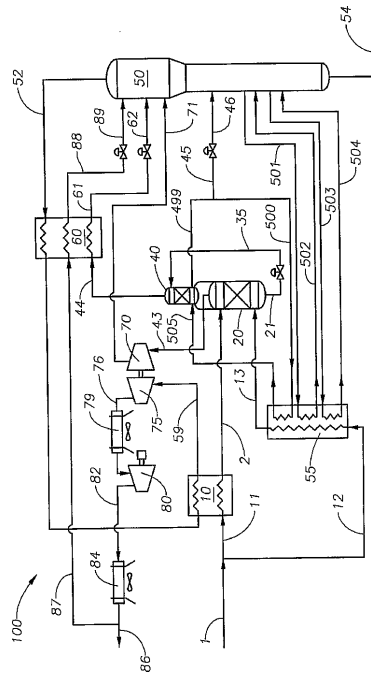


Fig. 2

【図 3】

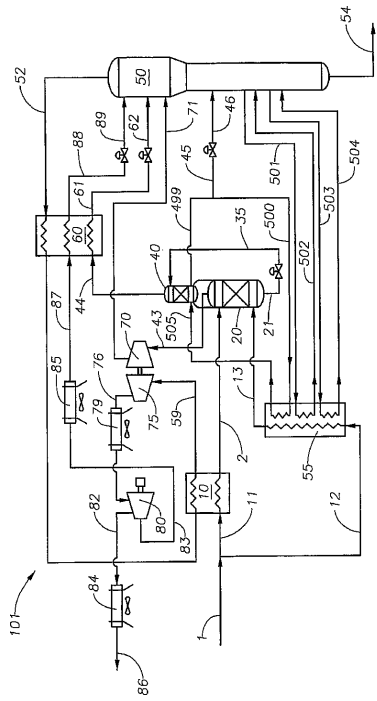


Fig. 3

フロントページの続き

- (72)発明者 ヒューベル、ロバート、アール。
アメリカ合衆国、テキサス、シュガー ランド、 シュガー クリーク ブールバード 1226
- (72)発明者 フォグリエッタ、ジョルジェ、エイチ。
アメリカ合衆国、テキサス、ミズーリ - シティ、 ウィンター レイクス 2811
- (72)発明者 パテル、サンジヴ、エヌ。
アメリカ合衆国、テキサス、シュガー ランド、 コービン ブリッジ レーン 14910

審査官 野口 勝彦

- (56)参考文献 国際公開第02/079706 (WO, A1)
米国特許第05890377 (US, A)
米国特許第06244070 (US, B1)
石油精製プロセス, 1998年 5月20日, 31-32頁

(58)調査した分野(Int.Cl., DB名)

C07C 7/09

C07C 9/02