(19)日本国特許庁(JP)　(12)特　許　公　報(B2)　(11)特許番号
特許第3688006号
(P3688006)
(45)発行日　平成17年8月24日(2005.8.24)　(24)登録日　平成17年6月17日(2005.6.17)

(51)Int.Cl.[7]	F I
C10G 7/00	C10G 7/00
C07C 7/04	C07C 7/04
C07C 7/09	C07C 7/09
C07C 11/04	C07C 11/04
C07C 11/06	C07C 11/06

請求項の数 9　(全 24 頁)　最終頁に続く

(21)出願番号　特願平7-76355
(22)出願日　平成7年3月31日(1995.3.31)
(65)公開番号　特開平8-311460
(43)公開日　平成8年11月26日(1996.11.26)
審査請求日　平成14年3月29日(2002.3.29)
(31)優先権主張番号　221616
(32)優先日　平成6年4月1日(1994.4.1)
(33)優先権主張国　米国(US)

(73)特許権者　599057216
ケロッグ　ブラウン　アンド　ルート，インコーポレイテッド
アメリカ合衆国テキサス，ヒューストン，ジェファーソン　アベニュー　６０１
(74)代理人　100066692
弁理士　浅村　皓
(74)代理人　100072040
弁理士　浅村　肇
(74)代理人　100090804
弁理士　歌門　章二
(74)代理人　100088926
弁理士　長沼　暉夫

最終頁に続く

(54)【発明の名称】クラッキング炉流出物からオレフィンを分離回収するハイブリッド凝縮・吸収法

(57)【特許請求の範囲】
【請求項１】
クラッキング炉流出物からオレフィンを分離及び回収するためのハイブリッド凝縮・吸収法において、
（ａ）　水素、メタン及びオレフィンを含む混合成分流を冷却し、蒸気及び凝縮流を形成し、
（ｂ）　工程（ａ）からの凝縮流を精留し、水素、メタン及びオレフィンを含む塔頂流、及び水素及びメタンを本質的に含まないオレフィンを含む塔底生成物流を得、
（ｃ）　工程（ａ）からの蒸気流と工程（ｂ）からの塔頂流とを、オレフィン欠乏（lean）溶媒と接触させ、前記溶媒中にオレフィンを吸収し、オレフィンを実質的に含まない水素及びメタンの蒸気流及びオレフィンに富む溶媒流を形成し、
（ｄ）　前記オレフィンに富む溶媒流を再生して、工程（ｃ）へ再循環するためのオレフィン欠乏溶媒流と、本質的に溶媒を含まないオレフィン流とを形成し、そして
（ｅ）　工程（ｂ）及び（ｄ）からのオレフィン流を精留して一つ以上の精製したオレフィン生成物流を得る、
諸工程からなるハイブリッド凝縮・吸収法。
【請求項２】
工程（ａ）での冷却が、主にプロピレン冷却剤によって行われる、請求項１に記載の方法。
【請求項３】

混合成分流の大部分を、工程（ａ）で凝縮させる、請求項１に記載の方法。
【請求項４】
工程（ａ）が２．５ＭＰａより高い圧力で行われる、請求項１に記載の方法。
【請求項５】
溶媒接触工程（ｃ）が、
（１）　工程（ａ）からの蒸気流を工程（ｄ）からのオレフィン欠乏溶媒の第一部分と接触させて本質的にオレフィンを含まない第一メタン蒸気流及びオレフィンに富む第一中間溶媒流を形成し、
（２）　工程（ｂ）からの塔頂流を工程（ｄ）からのオレフィン欠乏溶媒の第二部分と接触させ、本質的にオレフィンを含まない第二メタン蒸気流及びオレフィンに富む第二中間溶媒流を形成し、そして
（３）　前記中間溶媒流からメタンをストリッピングして、工程（ｄ）での加熱再生のためのオレフィンに富む溶媒流を形成する、
諸工程からなる、請求項１に記載の方法。
【請求項６】
工程（ｃ）の工程（２）及び（３）が、
（Ａ）　工程（ｂ）からの塔頂流及び工程（１）からの第一中間溶媒流を、供給領域の上の吸収領域及び該供給領域より下のストリッピング領域を有する溶媒ストリッピング塔の塔中間部の供給領域へ供給し、
（Ｂ）　オレフィン欠乏溶媒の第二部分を前記吸収領域へ供給し、
（Ｃ）　前記ストリッピング領域を加熱し、そして
（Ｄ）　前記ストリッピング領域からオレフィンに富む溶媒流を、工程（ｄ）で再生させるために回収する、
諸工程からなる、請求項５に記載の方法。
【請求項７】
工程（ｂ）が、
（Ａ）　工程（ａ）からの凝縮物をプレストリッピング塔の供給領域へ供給し、然も、該プレストリッピング塔は前記供給領域からの蒸気を受ける溶媒吸収領域と、前記供給領域の下にあって、それと流体が流通する加熱されたストリッピング領域とを有し、そして
（Ｂ）　前記ストリッピング領域からの塔底生成物流を回収する、
諸工程からなり、
工程（２）が、
（Ｃ）　工程（ｄ）からのオレフィン欠乏溶媒の第二部分を前記プレストリッピング塔の溶媒吸収領域の上部へ供給し、
（Ｄ）　前記プレストリッピング塔の前記溶媒吸収領域からの第二メタン蒸気塔頂流を回収し、そして
（Ｅ）　前記プレストリッピング塔の前記吸収領域の下方部分から第二中間溶媒流を回収する、
諸工程からなり、
工程（３）が、
（Ｆ）　工程（１）及び（Ｅ）からの中間溶媒流を、溶媒ストリッピング塔の供給領域へ供給し、然も該溶媒ストリッピング塔は、その前記供給領域より上の吸収領域と、該溶媒ストリッピング塔の前記供給領域より下の加熱されたストリッピング領域とを有し、
（Ｇ）　工程（ｄ）からのオレフィン欠乏溶媒の第三部分を前記溶媒ストリッピング塔の前記吸収領域の上部へ供給し、
（Ｈ）　前記溶媒ストリッピング塔の吸収領域から第三メタン蒸気塔頂流を回収し、そして
（Ｉ）　前記溶媒ストリッピング塔のストリッピング領域の下方部分からオレフィンに富む溶媒流を、工程（ｄ）で再生するために、回収する、
諸工程からなる、請求項５に記載の方法。

【請求項８】
接触工程（１）が、プロピレン冷却吸収領域で行われる、請求項５に記載の方法。
【請求項９】
ストリッピング工程（３）が、プロピレン冷却剤を冷却することにより少なくとも部分的に加熱されたストリッピング領域で行われる、請求項５に記載の方法。
【発明の詳細な説明】
【０００１】
【産業上の利用分野】
本発明は、オレフィンプラントのオレフィン回収に関し、特に凝縮及び溶媒吸収の両方を用いてオレフィンを回収するハイブリッド法に関する。
【０００２】
【従来の技術】
エチレンは極めて多種類の化学的生成物及びプラスチック生成物を製造する時の汎用的製造材料である。エチレンは工業的には水蒸気を存在させた炉中で炭化水素を熱分解することにより製造されているのが典型的である。或る範囲の成分を含む炉流出物流を精製し、乾燥して水を除去し、圧縮してオレフィン回収領域へ送り、エチレン及び他の凝縮可能な重質最終成分（エタン、プロピレン、プロパン等）を凝縮するのが典型的である。次にその凝縮した流れを蒸留して軽質末端成分（メタン及び水素）を除去し、精留して重質最終成分からエチレンを分離する。
【０００３】
炉流出物流の組成範囲は、用いた炭化水素供給原料の種類を含めた幾つかの因子に依存する。３種類の異なった炭化水素供給原料を用い、エチレン形成が最大になるように操作した炉の流出物の代表的組成を、表１に与える。
【０００４】
【表１】

表１

成分	流出物組成（モル%）		
	炉供給原料		
	エタン	プロパン	ナフサ
H_2	35.9	20.5	15.8
CH_4	6.5	27.8	26.5
C_2H_4	34.3	32.0	33.6
C_2H_6+	23.3	19.7	24.1

【０００５】
水素及びメタン成分からエチレンを凝縮するのには、かなりの冷却(refrigeration）を必要とし、その方法で必要なエネルギーのかなりの部分を占める。水素、メタン及びエチレンを凝縮によって回収する場合、冷却剤はエチレンと同様プロピレンを含み、時々メタンが含まれるのが典型的である。エチレン及びメタンによる冷却は、一般にプロピレン冷却よりも温度が低く、一層大きなエネルギーを必要とし、例えば、ニッケル合金又はステンレス鋼の如き一層高価な構造材料を必要とする。
【０００６】
最近、溶媒に基づくオレフィン回収が、凝縮回収に代わる有力な方法として注目を集めてきている。例えば、ラム(Lam）その他には、「最新エチレン法（Advanced Ethylene Process)」（１９９３年３月３１日、第１８回Ａ．Ｉ．Ｃｈ．Ｅ．春季国際会議）で、溶媒を

基にしたオレフィン回収により、エチレン冷却機械、エチレン冷却装置、及びその設備に伴われるステンレス鋼／合金配管を使わなくて済むような利点を含め、必要なエネルギー及び資本投資を減少させることができると主張している。

【０００７】

溶媒中への吸収を用いたオレフィン回収は、上記ラムその他による文献の外、ラムその他による米国特許第５，２２０，０７９号、メールタ(Mehrta)による米国特許第５，０１９，１４３号、及びメーラ(Mehra）による米国特許第４，７４３，２８２号及び第４，８３２，７１８号明細書（これは全て参考のためにここに入れてある）に記載されている。簡単に述べると、オレフィン流を吸収器中でオレフィンを吸収することができる溶媒と接触させることによりそのオレフィン流からメタン及び水素を分離する。次にそれらオレフィンを加熱再生、典型的には再沸騰再生塔で再生し、オレフィンを揮発させ、それを塔頂凝縮して更に処理及び精製することにより溶媒から回収する。水素及びメタンは吸収装置から塔頂蒸気として回収し、低温精留及び（又は）溶媒によるメタン抽出により更に処理して精製した水素及びメタン流を得ることができる。

【０００８】

商業的に提起されている最近報告された吸収法の具体例は、ラムその他による文献に記載されている。簡単に述べると、溶媒吸収装置を、前端のヒートポンプによる脱エタン化器(deethanizer）又は脱プロパン化器(depropanizer)及び選択的アセチレン水素化装置と一緒にし、エチレン生成物を回収する。前端（front end)脱プロパン化器系と共に全範囲ナフサ供給原料を用いて、熱分解炉流出物を間接的に移送導管中の交換器中で急冷し、次に油急冷塔及び慣用的熱回収を伴う水冷塔中で直接急冷する。冷却された水冷塔の塔頂流は、３段階で圧縮して、前端脱プロパン化器の作動圧力によって主に支配されている最適圧力にするのが典型的である。分解したガスのコンプレッサーの第３段階放出では、酸性ガスを苛性洗浄により除去する。次に、酸性ガスを含まない分解ガスを乾燥し、然る後、プラントの精留領域へ導入する。低圧脱ブタン化ストリッパーは、一連の圧縮中に位置し、分解ガスからペンタン及びそれより重質の成分を除去する。

【０００９】

ラムその他による方法では、前端ヒートポンプ脱プロパン化器によって、低圧で精留を行い、高圧で凝縮を行うことができる。その脱プロパン化器を低圧で作動させると、汚染が最も少なくなると言われている。脱プロパン化器のヒートポンプを行うためのエネルギーは、分解ガスコンプレッサーの第４段階により与えられる。コンプレッサーから排出されたアセチレンは、前端反応装置で選択的に水素化してエチレンにする。更に、メチルアセチレンの約８０％及びプロパジエンの約２０％が選択的にプロピレンに転化されると言われている。

【００１０】

ラムその他による溶媒吸収系中の分解したガスのアセチレンを含まないプロパン及びそれより軽い部分は、反応器を出て、第二乾燥器中で乾燥して微量の水分を除去し、脱プロパン化器還流ドラムを出て、再沸騰吸収塔へ送られる。エチレン及びそれより重質の成分は溶媒により吸収し、一方幾らかのエチレンと一緒になったメタン及びそれより軽い成分はその吸収器の頂部を出る。この塔頂流を次に小さな脱メタン化器領域へ送り、そこで本質的に全てのエチレン及びそれより重質の成分を回収する。脱メタン化器領域は膨張器によって自動的に冷却し、外部からの冷却は不必要であると言われている。オレフィンに富む溶媒を溶媒再生器へ送り、そこで脱メタン化されたC_2 ′及びC_3 ′を塔頂生成物として回収する。オレフィン欠乏溶媒を、熱回収後、吸収器へ戻す。

【００１１】

C_2 ′及びC_3 ′は、更に慣用的脱エタン化器で分離し、C_2 部分とC_3 部分とを生成させる。これら二つの留分を次に夫々の超精留器中で処理し、重合体級のエチレン及びプロピレン生成物を生成させる。エタン及びプロパン塔底生成物は、熱分解炉中で再循環し、分解して無くなると言われている。全エチレン回収工程のための冷却は、プロピレン冷却コンプレッサーだけによって供給され、エチレン又はメタン冷却は不必要であると言われ

ている。水素回収領域は、液体メタン流からメタンより重質の成分を分離し、膨張領域で膨張させるためのメタン蒸気流を形成するための脱メタン化器を含んでいてもよい。現時点での慣用的脱メタン化器を最初にした凝縮式オレフィン回収法に比較して、上記メーラ法は、依然として大きな圧縮動力を用い、多量の低圧水蒸気を必要とする。メーラ法も大きな溶媒循環量を用いている。エチレン冷却を用いずに、約９９．８％のエチレン回収を行うためには、水素生成物の７５～８０％を燃料ガス圧力まで膨張させ、脱メタン化器領域中で冷却しなければならない。

【００１２】

【発明が解決しようとする課題】

従って、必要なエネルギーを減少し、エチレン冷却の必要性を無くし、吸収のための溶媒循環量を減少した、吸収を基にしたオレフィン回収方法が必要である。

【００１３】

【課題を解決するための手段】

本発明は、凝縮及び溶媒吸収の両方を用いたハイブリッド化オレフィン回収法に関する。前端脱エタン化器及び（又は）脱プロパン化器ヒートポンプ回路からのオレフィン回収装置への供給物は、例えば、プロピレン冷却剤、エタン再循環等によって更に冷却し、供給物流を部分的に凝縮する。次に凝縮していない蒸気を溶媒吸収装置へ送る。凝縮した液体から、その一部分を脱エタン化器及び（又は）脱プロパン化器へ還流物として戻し、一方残留する液体を前方の脱メタン化器プレストリッパーへ送り、メタン及びそれより軽いガスを除去する。プレストリッパーの塔底物である本質的にC_2 ′及び（又は）C_3 ′の混合物を、次に第二供給物としてオレフィン精留装置（例えば、脱エタン化器）へ、吸収装置のための溶媒の加熱再生から得られたオレフィンと共に送る。凝縮工程からの凝縮しなかった蒸気及びプレストリッピング工程からの蒸気を、吸収装置で処理域し、残留するC_2 ′及び（又は）C_3 ′の殆どを回収する。しかし、C_2 及び（又は）C_3 物質の遥かに多くのものが既に凝縮してプレストリッパーへ送られているので、これは、吸収装置中の溶媒循環量を著しく減少し、それに伴って溶媒再生装置中でのC_2 ′及び（又は）C_3 ′の回収に必要なエネルギーを著しく減少する。

【００１４】

従って、本発明は、クラッキング炉流出物からオレフィンを分離及び回収するためのハイブリッド凝縮・吸収法を与える。その方法は、

（ａ）　オレフィン、メタン及び水素を含む混合成分流を冷却し、混合成分凝縮物及び蒸気流を形成し、

（ｂ）　工程（ａ）からの凝縮流を精留し、水素、メタン及びオレフィンを含む塔頂流、及び水素及びメタンを本質的に含まないオレフィンを含む塔底生成物流を得、

（ｃ）　工程（ａ）からの蒸気流と工程（ｂ）からの塔頂流とをオレフィン欠乏溶媒と接触させ、前記溶媒中にオレフィンを吸収し、オレフィンを実質的に含まない水素及びメタンの蒸気流及びオレフィンに富む溶媒流を形成し、

（ｄ）　オレフィンに富む溶媒流を再生して、工程（ｃ）へ再循環するためのオレフィン欠乏溶媒流及び本質的に溶媒を含まないオレフィン流を形成し、そして

（ｅ）　工程（ｂ）及び（ｄ）からのオレフィン流を精留して一つ以上の精製したオレフィン生成物流を得る、

諸工程を含む。

【００１５】

この方法では、工程（ａ）での冷却剤は主にプロピレン冷却剤で、混合成分流の大部分を、工程（ａ）で凝縮するのに充分なものであるのが好ましい。冷却工程（ａ）は上昇させた圧力、例えば２．５ＭＰａより高く、一層好ましくは３．５ＭＰａより高い圧力で行われ、工程（ａ）で形成された凝縮物流を最大にするように行われるのが好ましい。

【００１６】

一つの好ましい態様として、溶媒接触／吸収工程（ｃ）は、次の工程：

（１）　工程（ａ）からの蒸気流を工程（ｄ）からのオレフィン欠乏溶媒の第一部分と接

触させて本質的にオレフィンを含まない第一メタン蒸気流及びオレフィンに富む第一中間溶媒流を形成し、
（２）　工程（ｂ）からの塔頂流を工程（ｄ）からのオレフィン欠乏溶媒の第二部分と接触させ、本質的にオレフィンを含まない第二メタン蒸気流及びオレフィンに富む第二中間溶媒流を形成し、そして
（３）　前記工程（１）及び（２）からの中間溶媒流からメタンをストリッピングして、工程（ｄ）での加熱再生のためのオレフィンに富む溶媒流を形成する、
諸工程を含む。
【００１７】
工程（ｃ）の工程（２）及び（３）は、
（Ａ）　工程（ｂ）からの塔頂流及び工程（１）からの第一中間溶媒流を、溶媒ストリッピング塔の塔中間部の供給領域へ供給し、然も、該溶媒ストリッピング塔は前記供給領域より上のオレフィン吸収領域及び前記供給領域より下のメタンストリッピング領域を有し、
（Ｂ）　オレフィン欠乏溶媒の第二部分を前記吸収領域へ供給し、
（Ｃ）　前記ストリッピング領域を加熱し、そして
（Ｄ）　前記ストリッピング領域からのオレフィンに富む溶媒流を、工程（ｄ）で再生させるために回収する、
諸工程を含むのが好ましい。
【００１８】
別の態様として、凝縮物流精留工程（ｂ）は、
（Ａ）　工程（ａ）からの凝縮物流を、プレストリッピング塔の供給領域へ供給し、然も、該プレストリッピング塔は前記供給領域からの蒸気を受ける溶媒吸収領域と、前記供給領域の下にあって、それと流体が流通する加熱されたメタンストリッピング領域とを有し、そして
（Ｂ）　前記ストリッピング領域からの本質的に炭化水素及びメタンを含まないオレフィンからなる塔底生成物流を回収する、
諸工程を含み、
溶媒接触／吸収工程（２）が、
（Ｃ）　工程（ｄ）からのオレフィン欠乏溶媒の第二部分を前記プレストリッピング塔の溶媒吸収領域の上部へ供給し、
（Ｄ）　前記プレストリッピング塔の前記溶媒吸収領域からの第二メタン蒸気塔頂流を回収し、そして
（Ｅ）　前記プレストリッピング塔の前記吸収領域の下方部分から第二中間溶媒流を回収する、
諸工程を含み、
メタンストリッピング工程（３）が、
（Ｆ）　工程（１）及び（Ｅ）からの中間溶媒流を、溶媒ストリッピング塔の供給領域へ供給し、然も、該溶媒ストリッピング塔は、その前記供給領域より上のオレフィン吸収領域と、該溶媒ストリッピング塔の前記供給領域より下の加熱されたメタンストリッピング領域とを有し、
（Ｇ）　工程（ｄ）からのオレフィン欠乏溶媒の第三部分を前記溶媒ストリッピング塔の吸収領域の上部へ供給し、
（Ｈ）　前記溶媒ストリッピング塔の吸収領域から第三メタン蒸気塔頂流を回収し、そして
（Ｉ）　前記溶媒ストリッピング塔のストリッピング領域の下方部分からオレフィンに富む溶媒流を、工程（ｄ）で再生するために、回収する、
諸工程を含む。
【００１９】
本方法は、もし必要な場合、プロパン又はプロピレン冷却剤を用い、エチレン冷却剤を用

いないのが好ましい。例えば、接触／吸収工程（１）を、プロピレンにより冷却された吸収領域で行い、ストリッピング工程（３）を、プロピレン冷却剤を準冷却することにより部分的に加熱することができるストリッピング領域で行うのが好ましい。

【００２０】

別の態様として、本発明は、クラッキング炉流出物からオレフィンを分離及び回収するためのハイブリッド凝縮・吸収装置を与える。その装置は、水素、メタン、オレフィン及び他の炭化水素の混合物からなる混合オレフィン流を冷却して部分的に凝縮するための凝縮器を有する。混合オレフィン凝縮器からの冷却された流れを受け、それを凝縮しなかった蒸気流と液体流とに分離するための分離器が与えられている。この装置は、分離器からの液体流を、水素、メタン及びオレフィンからなる塔頂流と、本質的にメタンを含まないオレフィンからなる塔底生成物流とに精留するためのプレストリッパー塔を有する。混合オレフィン分離器からの蒸気流及びプレストリッパー塔からの塔頂流を、溶媒と接触させ、オレフィンを吸収し、本質的にオレフィンを含まない水素・メタン蒸気流とオレフィンに富む溶媒流とを形成するための吸収装置が与えられている。本ハイブリッド装置は、吸収装置からのオレフィンに富む溶媒流を再生するための再生器を含み、それは、塔頂物として回収することができるメタン及び溶媒を本質的に含まないオレフィン流、及び塔底生成物として回収することができるオレフィン欠乏溶媒流を生ずる。ハイブリッド装置は、再生器塔からのオレフィン欠乏溶媒流を前記吸収装置へ再循環するための導管を有する。再生器塔からのオレフィン流及びプレストリッパー塔からの塔底生成物流を、一つ以上の精製されたオレフィン生成物へ分離するための精留装置が与えられていてもよい。

【００２１】

ハイブリッド装置は、プロピレン冷却剤を用いて、例えば、混合オレフィン凝縮器を冷却するための冷却装置を用いるのが好ましい。溶媒吸収領域を冷却するために、プロピレン冷却剤を、吸収装置と熱交換させて適当な導管を通って送ることもできる。混合オレフィン凝縮器及び分離器は、比較的高い圧力、例えば約２．０ＭＰａより高く、一層好ましくは約３．５ＭＰａより高い圧力で操作できるのが好ましい。

【００２２】

一つの好ましい態様として、ハイブリッド凝縮・吸収装置は、混合オレフィン分離器からの少なくとも蒸気流を溶媒と接触させるための吸収器を有する。吸収器からのオレフィンに富む溶媒を、溶媒ストリッパーの供給領域で、該供給領域の上及び下に夫々ある吸収領域及び加熱されたストリッピング領域を有する溶媒ストリッパーの供給領域へ送るための導管が配備されている。溶媒ストリッパーの吸収領域へオレフィン欠乏溶媒を導入するための別の導管を配備し、プレストリッパー塔からのメタン塔頂流を溶媒ストリッパーの供給領域へ送るための別の導管を、好ましくは吸収器からのオレフィンに富む溶媒を移動する導管より下に配備する。この装置は、溶媒ストリッパーのストリッピング領域から再生器塔の供給領域への導管も含んでいる。

【００２３】

更に別の好ましい態様として、ハイブリッド凝縮・吸収装置は、混合オレフィン分離器からの蒸気流を溶媒と接触させるための吸収器、吸収器からのオレフィンに富む溶媒を、溶媒ストリッパーの供給領域で、該供給領域の上及び下に夫々ある吸収領域及び加熱されたストリッピング領域を有する溶媒ストリッパーの供給領域へ送るための導管を有する。溶媒ストリッパーの吸収領域へオレフィン欠乏溶媒を導入するための導管が配備されている。プレストリッパー塔の供給領域の上に、その供給領域からのメタン塔頂流を受け、その流れと溶媒とを接触させ、本質的にオレフィンを含まないメタン流を形成するための溶媒吸収領域を配置する。プレストリッパー塔の溶媒吸収領域へのオレフィン欠乏溶媒のための導管を配備する。プレストリッパー塔の溶媒吸収領域の溶媒回収段階から、溶媒ストリッパーの供給領域へのオレフィンに富む溶媒のための戻り導管を配備する。溶媒ストリッパーのストリッピング領域から再生器塔の供給領域へ、本質的にメタンを含まないオレフィンに富む溶媒を導入するための別の導管を配備する。

【００２４】

精留装置は、一般に脱エタン化器及び（又は）エチレン・エタンスプリッターを有し、更にプロピレン・プロパンスプリッターを含んでいてもよい。

【００２５】

ハイブリッド装置で脱プロパン化器を最初とする方式を用いる場合、混合オレフィン流として塔頂蒸気留分を混合オレフィン凝縮器へ供給するための脱プロパン化器が与えられており、この場合混合オレフィン流は本質的にブタン及びそれより重質の炭化水素を含まないものとする。混合オレフィン分離器からの液体流の一部分を脱プロパン化器へ還流させるための導管を配備する。この場合、精留装置への供給物は、脱エタン化器へ行くのが好ましく、その脱エタン化器からの塔頂流はエチレン・エタンスプリッターへ行き、脱エタン化器からの塔底流はプロピレン・プロパンスプリッターへ行くのが好ましい。

【００２６】

一般に、プレストリッパー塔からの塔底生成物流及び再生器塔からの塔頂流を、脱エタン化器の供給領域へ導入するための導管をハイブリッド凝縮・吸収装置内に配備する。

【００２７】

ハイブリッド装置で脱エタン化器を最初とする方式を用いる場合、その脱エタン化器はC_2及びそれより軽い成分で、一般にC_3及びそれより重い成分を含まないものを凝縮器へ供給する。凝縮物の一部分を脱エタン化器へ還流するのに用い、残りを脱プロパン化器を最初とする方式の場合と同様にプレストリッパーへ送る。プレストリッパー塔からの塔底物を、溶媒再生器塔から回収されたオレフィンと共にエチレン・エタンスプリッターへ送る。

【００２８】

ハイブリッド凝縮・吸収オレフィン回収装置は、水素回収領域を含んでいてもよい。水素回収領域は、比較的高い圧力で、即ち水素生成物の膨張を行わずに、非常に小さなオレフィン分離ドラムを用いて、例えば、何等再沸騰又は塔頂物凝縮を必要とすることのない二平衡段階容器を用いて水素蒸気流を生成するように操作することができる。水素回収領域は、吸収装置からの水素・メタン蒸気流を含む水素・メタン蒸気流を低温冷却するための熱交換領域を含む。熱交換領域は、一般に一つ以上のクロス交換器を含んでいてもよい。水素回収領域は、熱交換領域から一つ以上の冷却された流れを受け、水素含有量の低下した一つ以上の液体メタン流を回収し、水素含有量の増大した一つ以上の蒸気流を回収するための凝縮物分離領域も有する。水素回収領域は、液体メタン流の一つの少なくとも一部分を膨張して、熱交換領域のための冷却を与えるための膨張領域も有する。このようにして、凝縮物分離領域からの粗製水素蒸気流（約８０体積％の水素）は膨張せず、本質的に吸収装置からのメタン蒸気流と同じ圧力のままになっている。

【００２９】

〔図面の説明〕

図１は、従来法のラムその他により記載されているやり方と同様なやり方での典型的なオレフィン吸収を例示する概略的工程図である。供給原料流Ａをクラッキング炉Ｂ中で熱分解し、流出物流Ｃを形成し、それを急冷装置Ｄで急冷する。急冷塔の塔頂流Ｅ（０．１３ＭＰａ；３５０℃）を、三段階法ガス圧縮装置Ｆへ送る。コンプレッサー排出流を冷却することにより凝縮した液体を、流れＧとして低圧ストリッパー装置Ｈへ送る。重質末端凝縮物が低圧ストリッパー装置Ｈから導管Ｉを通して得られ、一層軽い成分は導管Ｊを通って流れＥへ再循環する。第三段階コンプレッサー排出物からの流れＬを、苛性洗浄装置Ｍを通過させて酸性ガスを除去し、次に冷却分離装置Ｎへ送り、液体流Ｐを生成させ、それをコンプレッサー領域Ｆへ再循環し、また生成した蒸気流Ｒは乾燥器Ｓに通す。乾燥器Ｓからの供給物流１００（１３１，６５０ｋｇ／時；０．９４ＭＰａ；１２℃）を冷却器(cooler)１０２（１．５５×10^6 Ｋｃａｌ／時）を通って脱プロパン化器１０４へ送る。脱プロパン化器１０４からの塔底生成物流１０６（２０，９３５ｋｇ／時；０．９７ＭＰａ；８０℃）は、ブタン及びそれより重質の成分を含む。脱プロパン化器１０４を熱交換器１０８（３．０２×10^6 ｋｃａｌ／時）によって再沸騰し、中間凝縮器１１０（１．０×10^6 ｋｃａｌ／時）により冷却する。脱プロパン化器塔頂流１１２を四段階コンプ

レッサー１１４（６１９１ｋＷ）中で圧縮する。コンプレッサー排出流１１６（３．３２ＭＰａ；４２℃）を、慣用的アセチレン転化装置１１８を通って送り，本質的にアセチレン及びプロパジエンを含まないプロパン及びそれより軽質の成分流１２０を生成させる。生成したままの油を導管１２２を通って取り出すことができる。流れ１２０を冷却器(chiller）１２４（３．０３×10^6 ｋｃａｌ／時）及び１２６（１．５０×10^6 ｋｃａｌ／時）中で冷却し、分離器１２８へ送る。分離器１２８からの凝縮物（３３，２４５ｋｇ／時）を導管１３０を経て脱プロパン化器１０４へ還流させる。冷却器１２４及び１２６による流れ１２０の冷却量は、脱プロパン化器１０４で必要な還流量により支配される。分離器１２８からの蒸気流１３２（１１１，０５４ｋｇ／時；３．０７ＭＰａ；－１０℃）を、吸収器１３４へ送り、その吸収器はリボイラー１３６（５．４６×10^6 ｋｃａｌ／時）及び中間リボイラー１３８（５．０×10^6 ｋｃａｌ／時）により供給物皿の下で加熱されており、中間凝縮器１４０（２．５×10^6 ｋｃａｌ／時及び１４２（２．７５×10^6 ｋｃａｌ／時）により供給物皿より上では冷却されている。オレフィン欠乏溶媒流１４４（１９６，３５１ｋｇ／時；－３７℃）を、吸収器１３４の頂部へ導入する。溶媒が吸収器１３４中を降下するに従って、メタンより重質の成分は溶媒に吸収され、メタン及びハロゲンの如き軽い成分は吸収されずに塔頂流として流れ１４６（３０，５５９ｋｇ／時；３．０３ＭＰａ；－２６℃）中へ入る。オレフィンに富む溶媒が、塔底流１４８（２７６，６３８ｋｇ／時；３．０６ＭＰａ；４９℃）として得られる。

【００３０】

図２は、図１に関連したラムその他による方法と同様な典型的な溶媒再生及びオレフィン精留を例示する概略的工程図である。導管１４８中のオレフィンに富む溶媒を流れ１５６と１５７に分ける。流れ１５６は溶媒再生器１５８の上方中間供給物皿の所に導入し、流れ１５７は、交換器１６０（５．０×10^6 ｋｃａｌ／時）で加熱し、再生器１５８の塔中間供給物皿へ導入する。再生器１５８はリボイラー１６２（１３．２７×10^6 ｋｃａｌ／時）により加熱し、一層揮発性のオレフィンを除去し、それらオレフィンを塔頂流１６４として収集し、凝縮器１６６及び１６８（１０．３×10^6 ｋｃａｌ／時）で凝縮し、凝縮物ドラム１７０中に集める。凝縮物は導管１７２（－３７℃；１．２ＭＰａ）を通って再生器１５８の頂部へ還流させる。オレフィン欠乏溶媒を再生器１５８から取り出し、ポンプ１７６によって導管１７４を通って送り、熱交換器１７８（５．０×10^6 ｋｃａｌ／時）、１６０及び１８０（夫々１２．０×10^6 ｋｃａｌ／時）で冷却し、導管１４４を通って吸収器１３４（図１参照）へ再循環する。交換器１７８は再生器１５８に対する中間リボイラーであり、熱交換器１６０は供給物流１５７を加熱する。熱交換器１８０ａ－ｅは、種々の工程流及び（又は）プロピレン冷却流を含む。凝縮物ドラム１７０からの回収オレフィンを、流れ１８４中の脱エタン化器塔底物（４，７２８ｋｇ／時）（図３参照）と共に導管１８２（８０，２８７ｋｇ／時）を通り、供給物プレヒーター１８６（４．９×10^6 ｋｃａｌ／時）を通って脱エタン化器１８８の供給物皿へ送る。脱エタン化器１８８はリボイラー１９０（４．５５×10^6 ｋｃａｌ／時）により加熱し、塔底生成物としてC_3 流１９２（２３，１８８ｋｇ／時）を生成させる。塔頂流１９４を部分的凝縮器１９６（３．５５×10^6 ｋｃａｌ／時）で冷却し、凝縮物ドラム１９８へ送る。凝縮物流２００を脱エタン化器１８８の頂部へ還流し、蒸気流２０２をエチレン・エタンスプリッター２０４へ送る。スプリッター２０４はリボイラー２０６（５．６４×10^6 ｋｃａｌ／時）及び中間リボイラー２０８（６．０×10^6 ｋｃａｌ／時）により加熱する。エタン生成物流２１０（９，１４１ｋｇ／時）をスプリッター２０４から塔底生成物として回収し、熱交換器２１２（０．９９×10^6 ｋｃａｌ／時）での冷却回復によって加熱される。エチレンは、塔頂導管２１４中に得られ、凝縮器２１６（１６．７×10^6 ｋｃａｌ／時）で凝縮し、ドラム２１８中に回収する。エチレンを導管２２０を通ってスプリッター２０４へ還流し、導管２２２中の生成物（５２，６２６ｋｇ／時）として取り出す。

【００３１】

図３は、従来法による図１及び図２のオレフィン回収法と関連して用いることができる水

素／テイルガス（tailgas)回収領域の概略的工程図である。吸収器１３４（図１参照）からのメタン及び水素流１４６を、コンプレッサー２２４（任意）で圧縮し、導管２２６を通って送り、クロス交換器２２８で冷却し、ドラム２３０へ送り、そこでそれを気相と液相に分離する。蒸気流２３２は、クロス交換器２３４で冷却し、ドラム２３６へ送り、そこで気相と液相に分離する。蒸気流２３８はクロス交換器２３４及び２２８を通過させ、前に述べたように流れ２２６及び２３２を冷却する。ドラム２３６からの液体流２４０は、弁２４２を通って膨張させ、クロス交換器２３４を通過させて流れ２３２の冷却を助け、塔上方中間供給物として脱メタン化器２４４へ導入する。ドラム２３０からの液体流２４６を塔中間供給物として脱メタン化器２４４へ供給する。脱メタン化器２４４はリボイラー２５０によって加熱されて冷凍を回復させ、塔底生成物１８４は、前に述べたように脱エタン化器１８８（図２に参照）へ再循環する。脱メタン化器２４４からの塔頂流２５２は交換器２５４（０．４４×10^6 ｋｃａｌ／時）中で冷却し、凝縮物をドラム２５６中に収集する。ドラム２５６からの液体は、導管２５８を通り脱メタン化器２４４の頂部へ還流する。ドラム２５６からの蒸気は導管２６０を通り、部分的に暖められた水素生成物流２３８からの流れ２６３の全て又は一部分と共にタービン膨張器２６２へ供給する。タービン２６２からの膨張した蒸気を前に述べたように、熱交換器２５４を通り、クロス交換器２３４を通過させる。部分的に加熱された流れ２６４をタービン膨張器２６６で膨張させ、得られた膨張流２６８をクロス交換器２３４及びクロス交換器２２８を通って、燃料ガスとして用いるのに適した流れ２７０として送る。

【００３２】

図４は、本発明によるハイブリッド凝縮・吸収オレフィン回収法及び装置の部分的凝縮及び溶媒吸収の一つの態様を例示する概略的工程図である。一般に図１の場合と同じ組成、性質及び流量を有する原料オレフィン流１００を、熱交換器３００で冷却し、脱プロパン化器３０２へ送る。脱プロパン化器３０２は、脱プロパン化器１０４の場合と同様なやり方で操作され、リボイラー３０４によって加熱し、中間凝縮器３０６によって冷却し、導管３０８を通って還流する。塔頂蒸気流３１０（１４３，１９０ｋｇ／時）をコンプレッサー３１２により圧縮し、図１と同様に、アセチレン転化器３１４で処理する。本質的にアセチレン及びプロパジエンを含まない流れ３１６を熱交換器３１８（１０．６６×10^6 ｋｃａｌ／時）で冷却し、オレフィンを部分的に凝縮する。熱交換器３１８には一般に冷却剤としてのプロピレン冷却剤及び（又は）熱蓄積のための種々の工程流が供給される。部分的に凝縮した流れ３１６は、気・液体分離器ドラム３２２へ送る。ドラム３２２は塔頂蒸気流３２４（５０，３４４ｋｇ／時；３．５６ＭＰａ；－４０℃）及び塔底物としての液体流３２６を生ずる。液体の一部分は、前に述べたように、導管３０８を通って脱プロパン化器３０２へ還流し、残り（６４，６９９ｋｇ／時）をプレストリッピング塔３２８へ送る。プレストリッピング塔３２８は、リボイラー３３２（２．８８×10^6 ｋｃａｌ／時）によって加熱し、メタン及び一層揮発性の化合物を塔頂からストリッピングし、本質的にメタン及び水素を含まない塔底流３３４（５０，４６８ｋｇ／時）を得る。プレストリッピング塔３２８からの塔頂蒸気流３３６（１４，２３１ｋｇ／時）は、ストリッピング塔３２８でストリッピングされたメタンを含むが通常少量のオレフィン及び一層重質の成分を含む。メタンプレストリッピング塔３２８からの液体流３３４は、精留装置３３８（図５参照）へ送る。蒸気流３２４及び３３６は吸収装置３３０へ送る。流れ３２４は吸収器３４０の下方部分へ供給する。オレフィン欠乏溶媒（１０５，０２８ｋｇ／時）を導管３４２を通って吸収器３４０の上方部分へ導入する。溶媒が吸収器３４０中を下方へ行くに従って、上昇する蒸気と接触し、選択的にC_2 ′及びC_3 ′を吸収する。塔頂から得られた流れ３４４（１５，８０２ｋｇ／時）は、本質的にC_2 ′及びC_3 ′を含まず、 水素、燃料ガス、等を回収するため処理してもよい。（図６参照）。吸収器３４０は中間凝縮器３４６及び３４８（合計０．９×10^6 ｋｃａｌ／時）により冷却する。吸収器３４０からの塔底流３５０はオレフィンに富む溶媒を含み、それを、プレストリッピング塔３２８からの蒸気流３３６と共に溶媒ストリッパー塔３５２の供給領域へ送る。導管３５４を通ってオレフィン欠乏溶媒（６８，７６３ｋｇ／時）を、溶媒ストリッパー塔

３５２の供給領域の上にある吸収領域の上端へ供給する。溶媒ストリッパー塔３５２は、リボイラー３５８及び中間リボイラー３６０により加熱する。塔頂蒸気流３６２（９，７８３ｋｇ／時）は、本質的にエチレン及びそれより重質の成分を含まず、水素／テイルガス回収領域（図６参照）中で更に処理してもよい。オレフィンに富む溶媒流３６４（２０７，９２２ｋｇ／時）を、溶媒ストリッパー３５２から塔底生成物として取り出す。

【００３３】

図５は、本発明による図４の方法で用いられる溶媒再生及びオレフィン精留を例示する概略的工程図である。溶媒ストリッパー（図４参照）からの流れ３６４は流れ３６６と３６８に分割し、熱交換器３７０及び３７２で冷却し、溶媒再生器塔３７４の塔中間供給領域へ導入する。再生器塔３７４はリボイラー３７６（６．８７×10^6 ｋｃａｌ／時）及び中間リボイラー３７８によって加熱し、溶媒からオレフィンをストリッピングして再生された、即ち、オレフィン欠乏溶媒を含む塔底生成物（１７３，３７６ｋｇ／時）を導管３８０を通って得る。オレフィン蒸気流３８２は塔頂から得られ、それは本質的にメタン及びそれより軽い成分及び溶媒を含まない。蒸気流３８２を熱交換器３８４（４．２１×10^6 ｋｃａｌ／時）で凝縮し、その凝縮物をドラム３８６に収集する。ドラム３８６からの液体の一部を、溶媒再生器塔３７４の供給領域より上にある吸収領域の上端へ導管３８８を経て還流し、流れ３８２の純度を向上させる。オレフィン欠乏溶媒をポンプ３９０により送り、前に述べたように中間リボイラー３７８及び熱交換器３９２（１３．２×10^6 ｋｃａｌ／時）で冷却し、テイルガス回収領域（図６参照）からの再循環流３９４（８３４ｋｇ／時）と一緒にし、前に述べたように（図４参照）吸収器塔３４０及び溶媒ストリッパー塔３５２へ供給する。精留装置３３８は、夫々ストリッピング塔３２８及びドラム３８６からの液体流３３４及び３９６を受ける。流れ３９６及び３３４は、熱交換器３９８及び４００（合計４．９×10^6 ｋｃａｌ／時）で加熱し、脱エタン化器塔４０２の供給領域へ導入する。脱エタン化器４０２はリボイラー４０４（２．３２×10^6 ｋｃａｌ／時）により加熱し、導管４０６を通って導入された還流物（３１，５００ｋｇ／時）により冷却する。C_2 ′を導管４０８を通って（９３，３２６ｋｇ／時）塔頂から回収し、エチレン・エタンスプリッター３２０の供給領域へ導入する。脱エタン化器４０２からのC_3 生成物は、導管４１０を通って塔底生成物（２３，１８８ｋｇ／時）として得られる。還流４０６は、エチレン・エタンスプリッター３２０の供給領域に隣接した所から側流として得られるのが好ましい。スプリッター塔３２０、前に述べたように、リボイラー４１２（４．８９×10^6 ｋｃａｌ／時）及び中間リボイラー３１８ｂによって加熱する。塔頂蒸気流４１４は凝縮器４１６（１７．２×10^6 ｋｃａｌ／時）で冷却し、凝縮物をドラム４１８に収集する。ドラム４１８からのエチレンを、スプリッター３２０の供給領域上の吸収領域の上端へ導管４２０を経て還流する。エチレン生成物をポンプ４２２によりドラム４１８から送り、任意に熱交換器４２４（２．３２×10^6 ｋｃａｌ／時）で加熱し、冷却を回復させ、エチレン生成物導管４２６中へ送る（５２，６９３ｋｇ／時）。

【００３４】

図６は、本発明による図４～図５の凝縮・吸収法で用いることができる水素／テイルガス回収領域の概略的工程図である。第一クロス交換器４２８は夫々吸収器３４０及び溶媒ストリッパー３５２からの流れ３４４及び３６２を冷却する（図４参照）。流れ３４４を冷却し、気・液分離器ドラム４３０へ送り、蒸気流４３２と液体流４３４に分ける。蒸気流４３２は第二クロス交換器４３６で冷却し、気・液分離器ドラム４３８中で蒸気流４４０と液体流４４２に分割する。液体流４４２を弁４４６を通って膨張させ、冷却用媒体として交換器４３６及び熱交換器３１８ｄを通って導管４５０中へ送り、そこで液体流４３４と一緒にし、比較的小さなトレイ(tray)塔４５２へ送る。冷却した流れ３６２も分離ドラム４５２へ下方供給物として供給する。分離ドラム４５２からの液体塔底生成物を導管４５４を経て回収し、冷却用媒体としてクロス交換器４２８を通って導管３９４へ送り、前に述べたように（図５参照）溶媒再循環導管３４２へ送る。分離ドラム４５２からの塔頂蒸気流４５６は、タービン膨張器４５８中で膨張させ、ドラム４６４を経て蒸気導管４６

０と液体導管４６２とへ分離し、冷却用媒体としてクロス交換器４３６及び４２８を通過させ、次にクロス交換器４６６を通って導管４６８へ送り、高圧燃料ガス生成物として回収する。ドラム４３８からの蒸気流４４０をクロス交換器４６８で冷却し、ドラム４７０中で塔頂蒸気流４７２（３，２３４ｋｇ／時）と液体流４７４（７，２７６ｋｇ／時）とに分割する。液体流４７４を弁４７６を通ってフラッシュし、導管４７８へ入れる。蒸気流４７２及び４７８は冷却用媒体としてクロス交換器４６８、４３６、４２８及び４６６を通過させ、粗製水素生成物（水素約８０～９０モル％）及び低圧燃料ガス生成物として夫々導管４７２ａ及び４７８ａを通って回収する。クロス交換器４６６を用いて、導管４８０によってそこを通って循環するプロピレン冷却剤を冷却することにより、冷却を回復させる。

【００３５】

図７は、本発明による図４～図６に例示した方法に関連して用いることができるプロピレン冷却装置の概略的工程図である。吸引導管５００からのプロピレン冷却剤を直列のコンプレッサー５０２、５０４、５０６及び５０８で、導管５００中の約０．１３４ＭＰａの圧力から排出導管５１０中の約１．６２ＭＰａの圧力まで圧縮する。導管５１０中のプロピレンを熱交換器５１２に通し、そこで、例えば冷却用水との熱交換で冷却する。導管５１０中のプロピレンは、更に工程熱交換領域５１４で冷却し弁５１６を通って約０．８５４ＭＰａへ膨張させ、工程熱交換領域５１８で部分的に気化し、ドラム５２０へ送る。ドラム５２０からの蒸気を導管５２２を通って第四段階コンプレッサー５０８の吸引導管５２４へ送る。ドラム５２０からの液体流５２６は、工程熱交換領域５２８で冷却し、弁５２９を通って約０．４３ＭＰａへ膨張させ、工程熱交換領域５３０で部分的に気化してドラム５３２へ送る。ドラム５３２からの蒸気を導管５３４を通って第三段階コンプレッサー５０６の吸引導管５３６へ送る。ドラム５３２からの液体を、導管５３８を通って送り、工程熱交換領域５４０中で冷却し、弁５４２を通って約０．２４ＭＰａへフラッシュし、工程熱交換領域５４４で部分的に気化し、ドラム５４６へ送る。ドラム５４６からの蒸気を導管５４８を通って第二段階コンプレッサー５０４の吸引導管５５０へ送る。ドラム５４６からの液体を工程熱交換領域５５２に通し、弁５５４を通って約０．１３４ＭＰａへ膨張させ、工程熱交換領域５５６で加熱し、ノックアウトドラム５５８を通って第一段階コンプレッサー５０２の吸引導管５００へ送る。ドラム５５８で収集された材料は、吹きおろし導管５６０を通って周期的に取り出すことができる。

【００３６】

〔本発明の説明〕

本発明によれば、オレフィン／メタン流を冷却し、部分的に凝縮する。凝縮物を揮発性物質からストリッピングし、精留装置へ送る。混合成分流からの凝縮しなかった蒸気及び凝縮物からストリッピングされた揮発性物は、溶媒吸収装置に通す。このやり方で吸収装置は、全混合成分流を吸収装置へ送った場合よりも小さくなり、必要な溶媒循環流は少なくなる。また、凝縮を基礎にしたオレフィン回収方式と比較して、必要な冷却は少なくてよい。

【００３７】

本発明は、一般に熱分解又はクラッキング炉からの調整された流出物を処理するオレフィンプラントの場合のような、メタン及び水素の如き一層揮発性の成分からオレフィンを分離するのに適用することができる。しかし、本発明は、一般にエタン、エチレン、プロパン及びプロピレンの如き炭化水素を、それらとメタン及び（又は）水素の如き揮発性成分との混合物から分離回収するのに適用することができる。慣用的調整には、急冷、熱回収、圧縮、重質成分（C_4 及び（又は）C_5 及び一層重質の成分）除去、酸性ガス除去、脱水又は水の除去、アセチレン及びジエン転化及び（又は）除去等が含まれる。

【００３８】

混合成分流を冷却し、部分的に凝縮する。本発明の技術は、エチレン再循環、供給物／流出物熱交換等の如き工程流から冷却を回復させることによっては満足することができないあらゆる冷却条件に対してプロピレン冷却剤を用いる場合に特に魅力的なものになる。プ

ロピレン冷却剤は低温冷却のためには約－４０℃まで数段階で冷却されるのが典型的であるが、本発明はそれに限定されるものではない。本発明では、混合成分流のプロピレン（又はプロパン）冷却剤による冷却が、そこからオレフィンを凝縮するように最大になるようにするのが好ましい。一般に、最初の冷却で凝縮するオレフィンが多くなる程、吸収装置で処理する必要がある蒸気は少なくなり、吸収装置及び溶媒循環量は小さくなるであろう。通常、プロピレン冷却剤で実現できる最も低い温度（典型的には約－３５～約－４０℃）まで混合オレフィン流を冷却すれば充分である。

【００３９】

混合成分供給物流の冷却は、慣用的熱交換装置（冷却器）で行う。次に冷却された流れを慣用的気・液分離器、例えば、液体を塔底生成物流として取り出し、蒸気を塔頂生成物流として取り出すことができる一段階容器又はドラムで分離する。冷却及び気・液分離器は、比較的高い圧力で操作し、有効な冷却水準で最大の凝縮物形成を促進するようにするのが好ましい。勿論、圧力は気・液平衡を可能にするように臨界未満でなければならないが、約２．５ＭＰａより高い圧力が好ましく、特に約３．５ＭＰａが好ましい。

【００４０】

もし望むならば、気・液分離器からの凝縮物の一部を、脱プロパン化器（又は脱エタン化器）の頂部へ還流させてもよく、それが好ましい。残留する凝縮物は、ストリッピング装置で処理し、メタン及び水素の如き揮発物を除去する。ストリッピング装置又はプレストリッパーは、一般に慣用的内部、即ち皿（tray）、充填部材、流れ分配器等を有する分別蒸留塔である。プレストリッパーは、例えば、リボイラーにより加熱し、供給領域と塔底生成物回収領域との間のストリッピング領域での揮発性成分のストリッピングを促進するのが好ましい。プレストリッパーは、供給領域より上の精留領域を含んでいてもよいが、一つの態様として、還流する必要性がなくなるように、供給領域に隣接して塔頂蒸気流を得るようにするのが好ましい.

【００４１】

混合成分気・液分離器からの蒸気及びプレストリッパーからの塔頂蒸気流を、溶媒吸収／再生装置で処理し、揮発性生成物（水素、メタン、一酸化炭素及び（又は）それらの混合物）及び揮発性物質を含まないオレフィン生成物を得るようにする。吸収装置は、蒸気流と溶媒とを接触させて溶媒中にオレフィンを吸収し、本質的にオレフィンを含まない蒸気を与えることができるようなどのような適当な装置でもよい。吸収装置の代表的な例は、この分野でよく知られた皿を配備した充填塔である。一般に溶媒と蒸気との接触によりその蒸気からオレフィンの殆どを除去し、その結果蒸気生成物は水素、メタン、及び少量のオレフィン、一般には微量のオレフィンを含み、溶媒生成物はオレフィンに富む。吸収装置は、オレフィンに富む溶媒生成物からメタン及び水素を除去するようにオレフィンに富む溶媒のストリッピング領域を含むのが好ましい。

【００４２】

吸収装置への蒸気供給物は、任意に水素排除膜分離装置に先ず通してもよい。膜分離器は、吸収装置へ送られる蒸気流中の水素の実質的部分を排除することができる。膜分離器装置は、工程の早い段階で設置するのが好ましく、例えば初期冷却（プロピレン冷却剤を用い、それによって非凝縮蒸気中の水素分圧を増大する）の後の導管３２４（図４）上に設置し、吸収装置を通って処理される水素の量を減少させる。膜分離器は、本発明のオレフィン回収法で他の位置に設置してもよいが、凝縮物分離ドラム３２２に続く位置が好ましい。なぜなら、C_2 ′及び一層重質の成分の大部分が既に凝縮され、除去されているので、水素分圧が一層高く全流量が一層低いからである。水素排除によって水素欠乏流を生じ、それは溶媒吸収によりオレフィンを除去するように一層容易に処理することができる。膜分離器に供給される蒸気は、一般に適当な膜操作条件まで加熱され、最初に水素欠乏不透過物流に対して先ず熱交換することによるクロス交換器中で、次に例えば、水蒸気の如き適当な加熱用媒体に対する熱交換により加熱器中で加熱されるのが好ましい。水素に富む透過物流は一つの生成物として得られる。膜分離器を透過しないガスは出て、吸収装置中でオレフィンを回収するために更に処理される。膜水素分離装置に関する一層の情報は

、ベルマ（Verma)その他による同じ日に出願された、同じ譲受け人に譲渡されている「オレフィン回収法」(Olefin Recovery Method)米国特許出願Ｓｅｒｉａｌ　Ｎｏ．＿＿＿＿＿（これは参考のためここに入れてある）に記載されている。

【００４３】

吸収装置に用いられる溶媒は、例えば上で言及したメーラ及びメルタの特許（これは参考のためここに入れてある）に記載されている溶媒の如き、メタン及び一層軽質の成分からエチレン及びそれより一層重質の成分を吸収させるのに既知のどのような適切な溶媒でもよい。典型的には、適当な溶媒にはベンゼン、及びペンタンとベンゼンとの混合物が含まれる。

【００４４】

吸収装置には、一つ又は複数の溶媒／蒸気接触装置又は塔が含まれる。分離器及びプレストリッパーからの蒸気流を同じ溶媒吸収塔へ送ってもよいが、夫々の塔へ送るのが好ましい。第一吸収塔は、気・液分離器からの蒸気を供給領域中へ受け、オレフィン欠乏溶媒をその供給領域より上の吸収領域で受ける。第一吸収塔の吸収領域は、プロピレン冷却剤で冷却し、オレフィンの溶媒中への吸収を促進し、溶媒循環量を最少にし、オレフィン塔頂漏洩を最少にするようにするのが好ましい。殆どの場合、－３７℃の温度が適しているが、もし一層大きな溶媒循環量及び一層大きなリボイラー負荷を許容出来るならば、一層高い温度を用いてもよい。

【００４５】

第一吸収塔は、粗製水素生成物を送るのに望ましい圧力により主に支配される圧力で操作する。一般に最も高い可能な圧力が望ましい。なぜなら、これによって低温コアー（core）均衡のための膨張器操作への依存性を少なくし、プレストリッパーへの供給を最大にし、必要な溶媒循環量を最少にすることができるからである。

【００４６】

プレストリッパーからの蒸気は、オレフィン欠乏溶媒と接触させるために別の吸収領域へ送り、そこから残留オレフィンを吸収し、水素／テイルガス回収領域へのメタンに富む第二供給物流を与えるのが好ましい。第二吸収領域は、第一吸収塔と同じ圧力及び温度条件で操作するのが好ましい。第二吸収塔は、全オレフィン欠乏溶媒循環量を減少させ、且つ又は水素／テイルガス回収領域へのオレフィンへの漏洩を減少する。更に、第二吸収塔を使用することにより、水素／テイルガス回収装置の冷却要件を均衡させるために水素を膨張させる必要性を実質的に回避することができる。

【００４７】

好ましい態様として、第二吸収領域は溶媒ストリッピング塔中の供給領域より上に配置する。好ましい態様では、第一吸収塔からのオレフィンに富む溶媒を、溶媒ストリッピング塔の供給領域中、好ましくはプレストリッパー塔からの蒸気のための供給点より上に導入する。溶媒ストリッピング塔は、供給領域より下にストリッピング領域を有する。ストリッピング領域は加熱して、溶媒ストリッピング塔からの塔底生成物として得られるオレフィンに富む溶媒の揮発性物含有量を減少させる。

【００４８】

別の態様として第二吸収領域はプレストリッパー塔中、その供給領域より上に配置してもよい。好ましい態様では、プレストリッパーからの蒸気は供給領域の直ぐ上の吸収領域を通過する。オレフィン欠乏溶媒を第二吸収領域の頂部から導入し、上昇する蒸気と接触させながら下方へ送る。オレフィンに富む溶媒をこの第二吸収領域から取り出し、上で述べたように、溶媒ストリッピング塔中のストリッピング領域を通過させる。この態様では、第一吸収塔からのオレフィンに富む溶媒もその溶媒ストリッピング塔の供給領域へ導入する。第三のオレフィン欠乏溶媒流を溶媒ストリッピング塔の頂部へ供給する。ストリッピング塔から塔頂蒸気生成物が得られ、ストリッピング塔を、上で述べたように再沸騰させるが、この態様のストリッピング塔は、一層エネルギー効率を良くするために、吸収塔及びストリッピング塔よりも比較的低い圧力及び温度で操作することができる。

【００４９】

再生器塔では、オレフィンに富む溶媒を処理し、例えば加熱及び（又は）減圧し、オレフィンを蒸発させ、そのオレフィンを塔頂凝縮器で凝縮し、吸収装置へ再循環させるためのオレフィン欠乏溶媒を再生させる。再生器の圧力は一般にできるだけ低いのが望ましいが、冷却剤好ましくは－４０℃のプロピレン冷却剤に対してオレフィン凝縮を可能にすべきである。再生器塔の温度及び圧力は、再沸騰のために低圧水蒸気を使用できるようにすべきである。一般に、低い圧力及び温度がリボイラーの汚染を最小にする傾向がある。

【００５０】

再生器塔から得られたオレフィン及びプレストリッピング塔からの塔底液体は、精留して一種類以上のオレフィン生成物、例えばエチレン及び（又は）プロピレンにすることができる。一般に、前端脱プロパン化器を用いた場合、オレフィン流はエチレン及びプロピレンを、幾らかのエタン及びプロパン副生成物と共に含むであろう。しかし、前端脱エタン化器を用いた場合、オレフィン生成物は、プロピレン及びプロパンが脱エタン化器の塔底物中に得られるので、主にエチレン及びエタンを含むであろう。前端脱プロパン化器を用いた場合、精留装置は脱エタン化器及びエチレン・エタンスプリッターを有する。プレストリッパー塔及び再生器塔からの二つのオレフィン供給物は、一般に当業者によく知られている慣用的やり方で操作される脱エタン化器の供給領域へ供給する。脱エタン化器への二種類の供給物が利用できることにより、脱エタン化器の凝縮器及びリボイラーの負担を実質的に減少し、脱エタン化器供給物による冷却回復を一層よく行うことができる。脱エタン化器の塔頂から得られるエチレン・エタン混合物を、今度はエチレン・エタンスプリッターの供給領域へ導入する。

【００５１】

一般に、エチレン・エタンスプリッターはできるだけ低い圧力であるが、依然として低い水準のプロピレン冷却剤によって塔頂物の凝縮を行うことができる圧力で操作する。一つの好ましい態様として、エチレン・エタンスプリッターからの側流を脱エタン化器への還流物として用い、脱エタン化器の凝縮器のためのプロピレン冷却剤装填量を減少する。ある場合には、通常の操作中、脱エタン化器凝縮器の操作を省略し、エチレン・エタンスプリッター再沸騰負荷を減少させることができるが、始動凝縮器、還流ドラム及び還流ポンプは、通常始動及び工程異常の時に用いられる。

【００５２】

本発明の水素／テイルガス回収領域は、水素生成物を比較的高い圧力、好ましくは約２．５ＭＰａより高く、特に約３ＭＰａより高い圧力で、比較的高純度で、好ましくは約７０モル％より高い水素、特に約８５モル％より高い水素として与える。更に、この高い圧力、高い純度の水素生成物を得るための低温水素回収領域設計をバランスさせるのに水素膨張を行う必要がなく、脱メタン化器を著しく簡単化し、その大きさを減少し、或は脱メタン化器を全て省略することができる。更に、一層多くの水素を生成物として輸出することができる。溶媒ストリッピング塔からの蒸気流をクロス交換器で冷却し、小さなオレフィン分離ドラムへ送り、好ましくは還流或は再沸騰を行うことなく送る。吸収塔からの蒸気を冷却し、カスケード状クロス交換器中で凝縮し、そこから凝縮した液体を分離ドラムへ供給する。もし望むならば、吸収塔及び溶媒ストリッピング塔からの供給物流中へ溶媒を注入し、低温コアー中でのC_2及びC_3損失の減少に役立たせることができる。クロス交換器中での冷却は、吸収塔供給物からの凝縮液体及び分離ドラムからの燃料ガス生成物を膨張させることにより得られる。このやり方で、水素回収／テイルガス処理領域で高圧水素生成物が得られ、慣用的燃料ガス系に適した比較的低い圧力の燃料ガス（メタン）生成物が得られる。

【００５３】

冷却系はプロピレン冷却剤で操作するのが好ましいが、他の慣用的冷却剤、例えば水素化炭化水素、プロパン、エタン等の如き冷却剤を用いることもできる。オレフィンプラントでは、プロピレンが容易に入手できるので一般に用いられているが、これは本発明を限定するものではない。本発明で用いられるプロピレン冷却系は慣用的なものであり、当業者によく知られている。また、プロピレン冷却剤コンプレッサーの数を変化させることがで

き、基本的工学的原理に従い特定のプラントで最適の数を決定する工程因子により、４個の他、例えば３又は５個用いることができる。

【００５４】

本発明を次の実施例により例示する。

【００５５】

【実施例】

本発明の一つの態様を図４～７を参照して例示し、図１～３の吸収方式と比較するが、それらの図で同じ番号は同じ部品を示すために用いられている。得られたデーターは、プロピレン／エチレン生成物重量比が０．４０；米国ガルフ・コースト(Gulf Coast)条件（３２℃冷却用水供給）で操作；４０℃及び３ＭＰａのエチレン生成物；同様な排出温度（８０～８５℃）を与えるように選択した中間段階圧力を有する三段階工程ガスコンプレッサー（装置Ｆ）を使用；１２℃及び０．９６ＭＰａに設定した蒸気乾燥器Ｒの供給物；－４℃に冷却した脱プロパン化器供給物１００；塔底物１０６及び３０９が約８０℃の温度となるように設定した脱プロパン化器１０４及び３０２の圧力；入ってくるアセチレンの１５％が未処理油（ブテンとして）に転化し、入ってくるメチルアセチレン及びプロパジエンの５０％がプロピレンに転化すると仮定して、エチレンの損失又は増加がないようにシミュレートしたアセチレン転化器；供給物／流出物交換、工程対工程熱交換及びプロピレン冷却剤により－３７℃に冷却したオレフィン欠乏溶媒を用い低水準プロピレン冷却剤（－４０℃）により塔頂蒸気を凝縮するように設定した溶媒再生器１５８及び３７４における圧力；冷却を回復するように再加熱した脱エタン化器１８８及び４０２の供給物；及び－４０℃プロピレン冷却剤により凝縮することができるように１．６５ＭＰａに設定したエチレン・エタンスプリッター２０４及び３２０における圧力；でナフサ供給原料からエチレンを５２．７メトリックトン／年生ずるプラントに基づいている。更に、図１～３の従来法による方法の場合、次の仮定を行った：脱プロパン化器１０４塔頂蒸気圧縮を、吸収器１３４で約３．０３ＭＰａを与えるように設定し、それによって導管２３８で水素生成物が約３ＭＰａで得られるようにし；テイルガス回収装置冷却に必要な条件が、水素の８０％（ラムその他で述べられている７５％に対する）の膨張により満足され；吸収器１３４塔頂蒸気が５モル％のC_2'及びC_3'を含むものと仮定し；脱エタン化器１８８の圧力を、１．９２ＭＰａに設定し、C_2スプリッター２０４中間リボイラー２０８の負荷を6×10^6ｋｃａｌ／時（C_2スプリッター２０４の全リボイル負荷の約５２％）に設定した。

【００５６】

図４～７のハイブリッド凝縮／吸収工程は、慣用的ソフトウェーアーに類似させ、図１～３の吸収を基にした方法のシミュレーションと比較した。選択した流れの組成及び性質を、図４～７のハイブリッド法について表２に与える。実施例の工程（図４～７）と、溶媒法（図１～３）との溶媒及びエネルギー要件についての比較を表３に与えてある。

【００５７】

図４～７のハイブリッド回収方式についてのシミュレーション結果と、図１～３の溶媒だけに基づいた回収方式の結果との比較は、溶媒だけに基づいた方法よりもハイブリッド法の方が必要なエネルギーが少ないことを示している。表３参照。実施例の方法は一層多くの工程ガス圧縮エネルギーを必要としているが、溶媒法よりもプロピレン冷却に必要なエネルギーが低いことにより相殺されて余りあるものであることに注意されたい。また、溶媒法は粗製水素生成物の８０％を膨張させる必要があり、実施例の方法のエネルギーが節約されていることは、典型的な凝縮回収法で、脱プロパン化器及び脱メタン化器還流ポンプ、エチレン冷却潤滑／密封オイルポンプ又は同様な設備を除くことができることに原因があることを反映しているのではない。

【００５８】

【表２】

表２

流れ(図４～７の導管番号)	脱プロパン化器供給物(100)	脱プロパン化器塔底物(309)	吸収器供給物(324)	吸収器塔頂物(344)	溶媒ストリッパー塔頂物(362)	再生器塔頂物(396)	プレストリッパー供給物(326)	プレストリッパー塔底物(334)
相	混合	液体	蒸気	蒸気	蒸気	液体	液体	液体
温度(℃)	-4	80	-40	-34	-31	-38	-40	16
圧力(MPa)	0.93	0.97	3.58	3.5	3.50	1.40	3.5	3.58
主たる成分	流量(kg/hr)							
H_2	1963	0	1646	1607	93	0	53	0
CO	76	0	68	63	13	0	8	0
CH_4	22945	<0.001	17504	13553	9388	3	5441	1
C_2H_2	1406	<0.001	0	0	0	0	0	0
C_2H_4	52892	<0.001	21165	80	18	27928	31728	24868
C_2H_6	7669	<0.001	2766	17	8	3670	6284	5356
C_3H_4	2202	167	57	9	4	73	766	732
C_3H_6	20654	0.1	2228	199	95	2821	19708	18811
C_3H_8	482	0.01	41	4	2	52	440	423
C_4H_6	8394	8367	<1	<0.1	<0.1	0	10	10
C_4H_8	5415	5458	5	1	1	<0.01	196	194
C_4H_{10}以上重質分	7547	7471	2	277	161	<0.1	74	73
合計	131650	21463	45482	15802	9783	34546	64699	50468

【００５９】

【表３】

表２（続き）

流れ(図４～７の導管番号)	脱エタン化器供給物(410)	脱エタン化器塔底物(405)	C_2スプリッター塔頂物(426)	C_2スプリッター塔底物(413)	H_2生成物流(472a)	低圧燃料ガス生成物(478a)	高圧燃料ガス生成物(468)
相	液体	蒸気	液体	液体	蒸気	蒸気	蒸気
温度（℃）	45	-30	30	30	30	30	30
圧力(MPa)	1.82	1.78	10.34	0.793	3.34	0.345	0.52
主たる成分	流量(kg/hr)						
H_2	0	0	0	0	1554	33	113
CO	0	0	0	0	36	19	20
CH_4	<0.001	4	4	<0.001	1643	7213	13891
C_2H_2	0	0	0	0	0	0	0
C_2H_4	<0.001	76450	52668	128	<0.1	9	75
C_2H_6	4	16865	21	9001	<0.01	1	21
C_3H_4	805	<0.01	0	<0.01	<0.001	<0.1	3
C_3H_6	21627	7	0	5	<0.001	1	11
C_3H_8	475	<0.1	0	<0.1	<0.001	<0.1	2
C_4H_6	10	<0.001	0	0	0	<0.001	<0.01
C_4H_8	194	<0.001	0	0	0	<0.001	<1
C_4H_{10}以上重質分	73	<0.001	0	0	<0.001	<0.001	4
合計	23188	93326	52693	9134	3234	7276	14241

【００６０】

【表４】

表３

エネルギー及び溶媒要件の比較

項目	本方法（図４～７）	溶媒法（図１～３）
工程ガス　コンプレッサー（ＢＫＷ）		
段階１	3582	3582
段階２	4485	4485
段階３	3934	3934
段階４	6661	4157
ＰＧＣ合計（ＢＫＷ）	18662	16158
プロピレン冷却（ＢＫＷ）	14315	18284
溶媒ポンプ（ＢＫＷ））	289	316
膨張器クレジット(Credit)（ＢＫＷ）	-342	0
合計（ＢＫＷ）	32914	34758
低圧水蒸気（10^6Kcal／時）		
脱プロパン化器	2.4	2.3
溶媒ストリッパー	2.3	N/A
溶媒再生器	6.9	9.5
全ＬＰ水蒸気（10^6Kcal／時）	11.6	11.8
溶媒流量（kg／時）	173376	427286

【００６１】

実施例の方法は、冷却機械及びそれに伴われるステンレス鋼配管及び設備を含めたエチレン冷却を除き、水素の膨張を除き、脱メタン化器を除いている。溶媒ストリッパー３５２は水素／テイルガス回収領域への付加的供給物（流れ３６２）を与え、コアー均衡に必要な水素の膨張を行なうことなく、水素の精製を可能にしている。

【００６２】

溶媒は６６重量％のペンタンと、３４重量％のベンゼンとの混合物である。この比較的軽い溶媒を使用することにより、吸収器から水素／テイルガス流４５６、４７２及び４７８へのオレフィン漏洩を０．５重量％、或は僅か０．２％の全エチレン損失まで減少することができる。これは、今度は低温水素精製装置とは無関係なエチレン回収率を与えるが、リボイラー３６０からの冷却回復が少なくなる結果を与える。一層低い再生器３７４温度（従って、再生された溶媒中のオレフィンが一層多い）又は僅かに一層重質の溶媒が冷却の回収にとって一層良いかも知れないが、これは吸収器３４０及び溶媒ストリッパー３５２塔頂物中のオレフィンを増加し、同じエチレン損失で一層よい低温回収を必要とするであろう。

【００６３】

吸収器供給物／溶媒混合器冷却装置及び吸収器３４０への複数の供給物を用いても、必要なエネルギー条件に殆ど明確な影響を与えないことが判明している。工程ガスコンプレッサーの第三段階排出圧力が高くなっても、この圧力は脱プロパン化器３０２の塔底温度を８５℃より高く上昇させなければ、実質的に増大させることができないので、その影響は無視できる。脱プロパン化器ヒートポンプコンプレッサーのための供給物／流出物交換器も研究されたが、１００ｋＷしか節約できず、従ってコスト的に効果的ではない。

【００６４】

エチレン・エタンスプリッター３２０塔底物から３３，０００ｋｇ／時のエタンを脱プロパン化器１０４へ還流させる再循環も評価した。この再循環量は、再循環させる液体がない場合に比較して、主に脱エタン化器供給物予熱の損失によりプロピレン冷却負荷を約６００ｋＷ増加させるので、高すぎるかも知れない。約１０，０００～１５，０００ｋｇ／時の一層小さな再循環量が一層魅力的であるかも知れない。

【００６５】

付加的節約をもたらす本発明の目的にあった付加的任意事項には、吸収器３４０及び溶媒ストリッパー３５２からの塔頂オレフィン損失；吸収器３４０及び溶媒ストリッパー３５２中の付属凝縮器負荷及び位置；溶媒組成；水蒸気リボイラー形状；段階の数（３に対する４）及び低い水準の温度（例えば、－３０℃に対する－４０℃）に関するプロピレン冷却系；等を最適にすることが含まれる。他の可能な別法は低温コアー導入流中へ溶媒を注入してオレフィン損失を減少させること；吸収のため一層暖かい溶媒を用いること；高圧及び低圧の２塔脱プロパン化器を、四段階コンプレッサー及びそれに続くヒートポンプの後に用いること（約３００ｋＷ節約するが、一つの塔及び液体乾燥器が付加される）；及びプレストリッパー３２８の頂部へ溶媒洗浄領域を付加し、溶媒ストリッパー３５２が一層低い圧力及び一層高い温度で作動できるようにすること；がある。

【００６６】

本発明の上記記述は、その例示及び説明のためである。用いられる材料、装置、及び特定の部品の種々の変更が当業者には思いつくであろう。そのような全ての変更は特許請求の範囲及びその本質内に入るものである。

【図面の簡単な説明】

【図１】従来法のラムその他により記載されているやり方と同様なやり方での典型的なオレフィン吸収を例示する概略的工程図である。

【図２】図１に関連したラムその他による方法と同様な典型的な溶媒再生及びオレフィン精留を例示する概略的工程図である。

【図３】従来法による図１及び図２のオレフィン回収法と関連して用いることができる水素／テイルガス（tailgas)回収領域の概略的工程図である。

【図４】本発明によるハイブリッド凝縮・吸収オレフィン回収法及び装置の部分的凝縮及び溶媒吸収の一つの態様を例示する概略的工程図である。

【図５】本質的による図４の方法で用いられる溶媒再生及びオレフィン精留を例示する概略的工程図である。

【図６】本発明による図４～図５の凝縮・吸収法で用いることができる水素／テイルガス回収領域の概略的工程図である。

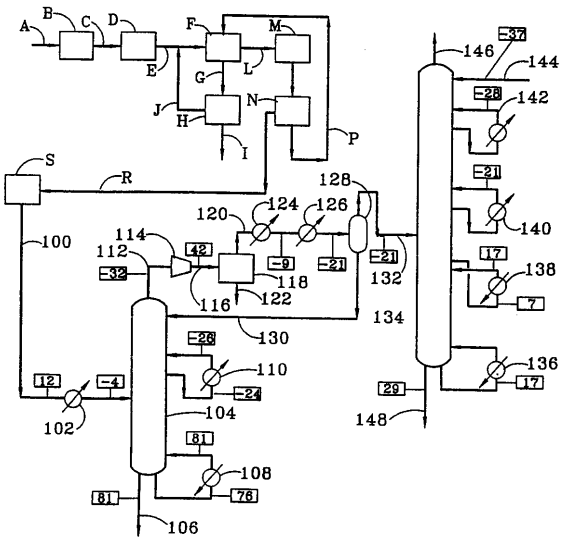
【図７】本発明による図４～図６に例示した方法に関連して用いることができるプロピレン冷却装置の概略的工程図である。

【符号の説明】

Ａ　供給原料流
Ｂ　クラッキング炉
Ｄ　急冷装置
Ｆ　ガス圧縮装置
Ｈ　ストリッパー装置
Ｍ　洗浄装置
Ｎ　分離装置

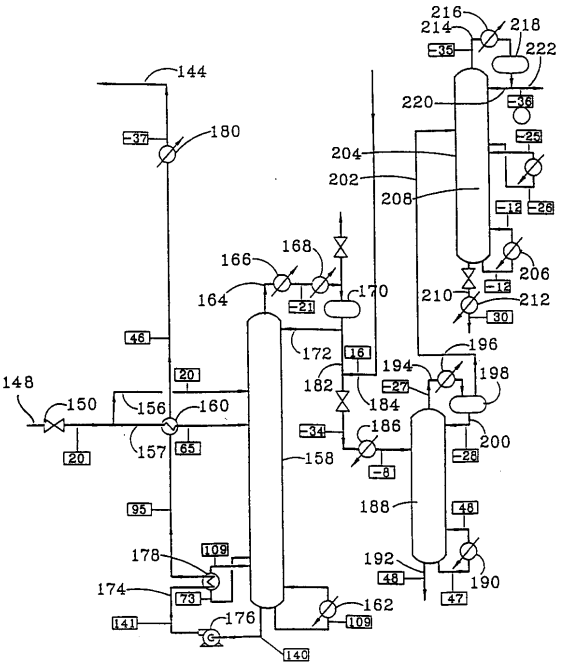
Ｓ　乾燥器
１０４　脱プロパン化器
１１８　アセチレン転化装置
１２８　分離器
１３４　吸収器
１５８　溶媒再生器
１７０　凝縮物ドラム
１８８　脱エタン化器
１９８　凝縮物ドラム
２０８　エチレン・エタンスプリッター
２１８　凝縮物ドラム
２２８　クロス交換器
２３０　凝縮物ドラム
２３４　クロス交換器
２３６　凝縮物ドラム
２４４　脱メタン化器
２５６　凝縮物ドラム
３０２　脱プロパン化器
３２０　エチレン・エタンスプリッター
３２２　気・液分離器ドラム
３２８　プレストリッピング塔
３４０　吸収器塔
３５２　溶媒ストリッパー塔
３７４　溶媒再生器塔
３８６　凝縮物ドラム
４０２　脱エタン化器
４１８　凝縮物ドラム
４２８　クロス交換器
４３０　気・液分離器ドラム
４３６　クロス交換器
４３８　気・液分離器ドラム
４５２　分離ドラム
４６４　気・液分離器ドラム
４６６　クロス交換器
４６８　クロス交換器
４７０　気・液分離器ドラム
５１４　熱交換領域
５０２　コンプレッサー
５０４　コンプレッサー
５０６　コンプレッサー
５０８　コンプレッサー
５１４　熱交換領域
５１８　熱交換領域
５２０　ドラム
５３０　熱交換領域
５３２　ドラム
５４４　熱交換領域
５４６　ドラム
５５６　熱交換領域
５５８　ドラム

【図１】



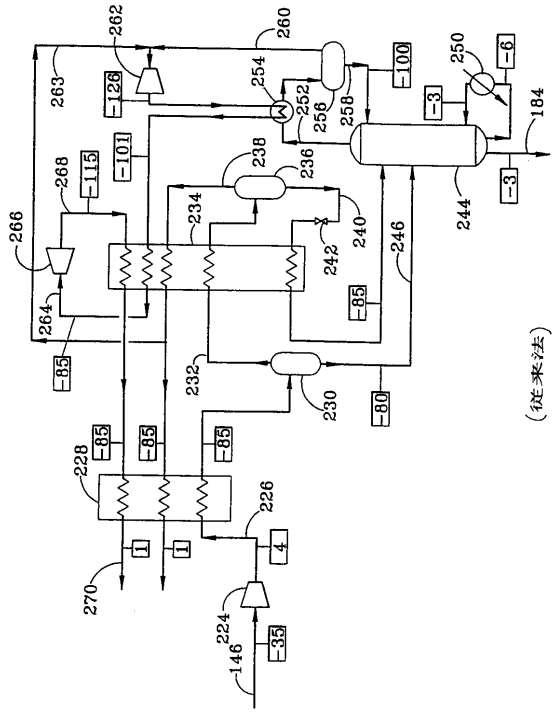
（従来法）

【図２】



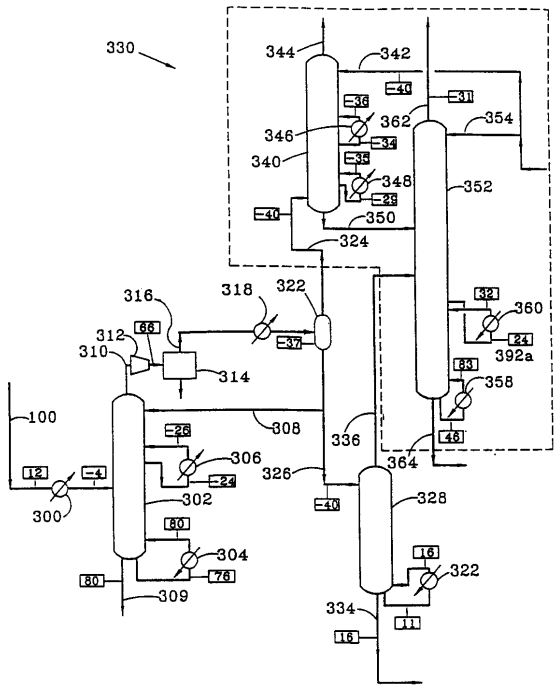
（従来法）

【図３】

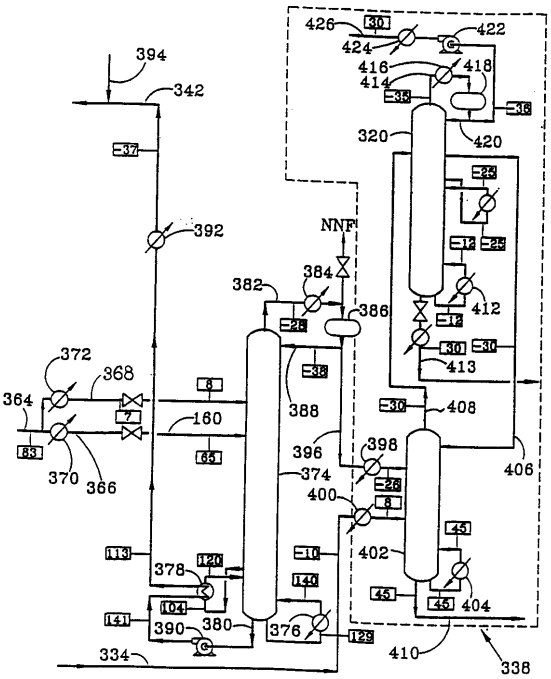


（従来法）

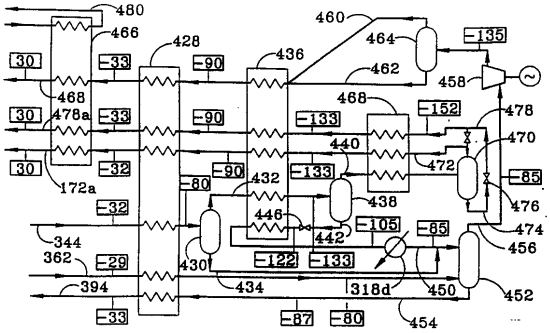
【図４】



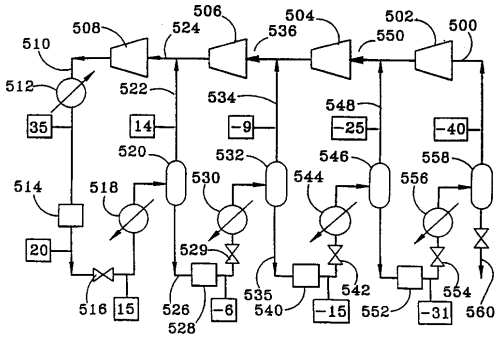
【図５】


394
342
-37
392
372
368
364
7
83
370
366
160
65
8
113
378
120
104
141
390
380
376
129
334
NNF
382
384
386
-28
-38
388
396
374
400
-10
140
426
30
424
422
416
418
414
-35
-36
320
420
-25
-12
412
413
-30
408
398
-26
8
402
45
404
410
338
406

【図６】


480
466
428
436
460
464
-135
462
458
30
-33
-90
468
478a
-133
-152
478
470
440
472
-85
-32
172a
-80
432
438
476
446
442
-105
474
456
344
362
-29
430
-122
-133
394
434
318d
450
452
-87
-80
454

【図７】


506
504
502
500
508
524
536
550
510
512
522
534
548
35
14
-9
-25
-40
520
532
546
558
514
518
530
544
556
20
529
516
15
526
528
-6
535
540
-15
542
552
-31
554
560

フロントページの続き

(51)Int.Cl.[7] F I
C１０G 5/06 C１０G 5/06

(72)発明者 クリストファー リー フィリップス
アメリカ合衆国テキサス州ヒューストン，フェアー パーク ドライブ １３８３４
(72)発明者 ビジェンダー クマー バーマ
アメリカ合衆国テキサス州シュガーランド，ロング リーチ ドライブ ２４２４

審査官 渡辺 陽子

(56)参考文献 特表平０７－５０７０７８（ＪＰ，Ａ）
特表平０３－５０１３５２（ＪＰ，Ａ）
特表昭６３－５０２５８４（ＪＰ，Ａ）
特開昭５１－０７４９８１（ＪＰ，Ａ）
特公昭５１－０１６３８５（ＪＰ，Ｂ１）
特開昭６３－１５６７３２（ＪＰ，Ａ）
特公昭４６－０１４２４６（ＪＰ，Ｂ１）

(58)調査した分野(Int.Cl.[7]，ＤＢ名)
C07C 7/00-7/20
C10G 5/04-5/06
C07C 11/04-11/06
C10G 7/00-7/12