

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 特 許 公 報(B2)

(11) 特許番号

特許第4777424号
(P4777424)

(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 1 O G 9/36 (2006.01) C 1 O G 9/36
C 1 O G 9/16 (2006.01) C 1 O G 9/16
C 1 O G 9/18 (2006.01) C 1 O G 9/18

請求項の数 10 (全 17 頁)

(21) 出願番号	特願2008-520271 (P2008-520271)	(73) 特許権者	599134676
(86) (22) 出願日	平成18年6月27日(2006.6.27)		エクソンモービル・ケミカル・パテント・
(65) 公表番号	特表2009-500493 (P2009-500493A)		インク
(43) 公表日	平成21年1月8日(2009.1.8)		アメリカ合衆国、テキサス州 77520
(86) 国際出願番号	PCT/US2006/024999		-5200、ベイタウン、ベイウエイ・ド
(87) 国際公開番号	W02007/008406		ライブ 5200
(87) 国際公開日	平成19年1月18日(2007.1.18)	(74) 代理人	100071010
審査請求日	平成20年3月7日(2008.3.7)		弁理士 山崎 行造
(31) 優先権主張番号	11/178,025	(74) 代理人	100121762
(32) 優先日	平成17年7月8日(2005.7.8)		弁理士 杉山 直人
(33) 優先権主張国	米国 (US)	(74) 代理人	100126767
			弁理士 白銀 博
		(74) 代理人	100118647
			弁理士 赤松 利昭

最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 炭化水素パイロリシス排出物の処理法

(57) 【特許請求の範囲】

【請求項1】

炭化水素パイロリシスからの、タール前駆体を含むガス状排出物を冷却し、エネルギーを回収する方法であり、

(a) ナフサより重質のスチームクラッキングフィード(feed)より得た前記ガス状排出物を少なくとも一つのドライウォール急冷熱交換器に通して、前記タール前駆体が凝縮を始める温度より高温に冷却された排出物を得るステップと、

(b) (a)からの冷却された前記排出物を、プロセス側とシェル側とを有するチューブであり、及び前記プロセス側において、前記急冷熱交換器壁に沿って急冷油を分配するために、前記交換器入口またはその付近に実質的に均一な油洗浄を分配し、前記ガス状排出物から十分な液体を凝縮して、実質的に連続した液膜を提供するチューブ、を含む少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器に通して、タール含量の減じられた287(550°F)より低温かつ前記タール前駆体が凝縮を始める温度より低温のガス状排出物流を得るステップを含み、前記少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器はさらに断熱材を含む入口トランジションピースを含む、ステップを含む前記方法。

【請求項2】

前記ガス状排出物が、(a)において約704(1300°F)より低温に冷却され、(b)において約282(540°F)より低温に冷却される、請求項1に記載の方法。

【請求項 3】

前記少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器が、(a)の前記冷却された排出物からの液体の凝縮を生じさせて自己流動膜(self-fluxing film)を得るように十分に冷却された壁プロセス側表面を利用する、請求項 1 又は 2 に記載の方法。

【請求項 4】

前記少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器が、湿った壁を得るために、実質的に均一に分配される油洗浄を利用する、請求項 1 乃至 3 のいずれか 1 項に記載の方法。

【請求項 5】

前記液膜が、凝縮されたガス状排出物、急冷油、およびパイロリシス燃料油から得られる、請求項 1 乃至 4 のいずれか 1 項に記載の方法。

10

【請求項 6】

(c)(b)からの前記冷却された排出物を、さらなるウェットウォール急冷熱交換器に通して、約 260 (500 °F)より低温の排出物流を得、これにより、前記さらなるウェットウォール交換器によって回収される前記エネルギーの少なくとも一部が 260 (500 °F)より低温で回収されるステップをさらに含む、請求項 1 乃至 5 のいずれか 1 項に記載の方法。

【請求項 7】

炭化水素パイロリシスからのタール前駆体を含むガス状排出物を冷却し、エネルギーを回収するための装置であり、

(a)前記ガス状排出物が通過して、前記タール前駆体が凝縮を始める温度より高温に冷却された排出物が得られる、少なくとも一つのドライウォール急冷熱交換器と、

20

(b)プロセス側とシェル側とを有するチューブを含み、(a)からの前記冷却された排出物を通過させて、タール含量の減じられた 287 (550 °F)より低温かつ前記タール前駆体が凝縮を始める温度より低温のガス状排出物流を得られる、実質的に連続した液膜によって前記プロセス側が覆われている、少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器

を含む前記装置。

【請求項 8】

前記少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器が、実質的にドライスポットのない湿った壁を得るために、実質的に均一に分配される油洗浄手段を利用する、請求項 7 に記載の装置。

30

【請求項 9】

前記少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器が、前記排出ガスから十分な液体を凝縮して流動膜を得られる前記急冷熱交換器の壁に沿って、急冷油を分配するために、前記交換器入口またはその付近に環状油分配器を含む、請求項 7 又は 8 に記載の装置。

【請求項 10】

(c)前記(b)の交換器と比較して、実質的に均一に分配される油洗浄のおよそ三分の一を超えて油洗浄を利用しない、追加のウェットウォール急冷熱交換器であり、(b)からの冷却された排出物を通過させて約 260 (500 °F)より低温の排出物流を得られ、これにより前記追加のウェットウォール急冷熱交換器により回収されるエネルギーの少なくとも一部が 260 (500 °F)より低温で回収される、前記ウェットウォール急冷熱交換器

40

をさらに含む、請求項 7 乃至 9 のいずれか 1 項に記載の装置。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

関連出願の相互参照

本出願は、同時に出版されている代理人整理番号 2005B060 の表題 “METHOD FOR PROCESSING HYDROCARBON PYROLYSIS EFFLUENT” および代理人整理番号 2005B061 の表題 “METHOD FOR

50

PROCESSING HYDROCARBON PYROLYSIS EFFLUENT”、代理人整理番号2005B062の表題“METHOD FOR PROCESSING HYDROCARBON PYROLYSIS EFFLUENT”、代理人整理番号2005B063の表題“METHOD FOR PROCESSING HYDROCARBON PYROLYSIS EFFLUENT”、および代理人整理番号2005B064の表題“METHOD FOR PROCESSING HYDROCARBON PYROLYSIS EFFLUENT”の開示全体を参照によって本明細書に組み込む。

【0002】

本発明は、一次ドライウォール熱交換器および二次ウェットウォール熱交換器を用いて、例えばナフサフィードより重質の、重質フィードを使用しうる炭化水素パイロリシスユニットからのガス状排出物処理する方法を目的とする。

10

【背景技術】

【0003】

様々な炭化水素フィードストックからの軽質オレフィン（エチレン、プロピレンおよびブテン類）の生産は、パイロリシスあるいはスチームクラッキングの技術を利用する。パイロリシスは、フィードストックを十分に加熱して、大きな分子の熱分解を起こすことを伴う。

【0004】

スチームクラッキングのプロセスでは、分解炉を出るプロセス排出物流からの有用な熱の回収を最大限にすることが望ましい。この熱を有効に回収することが、スチームクラッカのエネルギー効率の重要な要素の一つである。

20

【0005】

しかし、スチームクラッキングのプロセスでは、結合してタールとして知られる高分子量の物質を形成する傾向のある分子も生産される。タールは、一定の条件下で熱交換設備に付着して熱交換器の効果を失わせうる、高沸点、粘着性の反応物質である。ファウリング傾向は、三つの温度条件を特徴とする。

【0006】

炭化水素露点（液体の最初の一滴が凝縮する温度）より高温では、ファウリング傾向は相対的に弱い。気相のファウリングは通常多くなく、ファウリングをおこしうる液体が存在しない。したがって、適切に設計された移送ライン熱交換器は、この条件下でファウリングを最小限にしながらか熱を回収できる。

30

【0007】

炭化水素露点と水蒸気分解タールが完全に凝縮する温度との間では、ファウリング傾向が強い。この条件では、流れのうち最も重質な成分が凝縮する。これらの成分は、粘着性および/または粘稠性であるため表面に粘着すると考えられる。さらに、この物質は表面に一度粘着すると熱劣化を受けて硬化し、除去が一層困難となる。

【0008】

水蒸気分解タールが完全に凝縮される温度又はそれより低温では、ファウリング傾向は相対的に弱い。この条件下では、凝縮した物質はプロセスの状態において容易に流れるほど十分流動的であるため、ファウリングは通常あまり問題とならない。

40

【0009】

パイロリシスユニット排出物を冷却し、結果として生じたタールを除去するために使用される一技術は、熱交換器及びそれに続いて水急冷塔を利用して凝縮物を除去する。ガスクラッカと総称される軽質フィードを処理する分解炉によって生成されるタルの量は相対的に少ないため、この技術は軽質ガス、主にエタン、プロパンおよびブタンを分解する際に効果的であることが分かっている。その結果として、熱交換器はファウリングをおこさずに有用な熱の大部分を効率的に回収でき、多少の困難はあるが水急冷から相対的に少量のタールを分離できる。

【0010】

50

しかしこの技術は、リキッドクラッカと総称される、ナフサまたはナフサより重質のフィードストックを分解するスチームクラッカに使用するには不十分である。リキッドクラッカはガスクラッカよりはるかに大量のタールを生成するからである。熱交換器を用いてリキッドクラッキングから熱の一部を除去できるが、タールが凝縮を始める温度より高温でに限られる。この温度より低温では、熱交換器表面上のタールの蓄積および熱分解によりすぐにファウリングするため、従来の熱交換器は使用できない。加えて、これらのフィードストックからのパイロリシス排出物が急冷される際に、生産された重質油およびタールの一部は水とほぼ同じ密度を有し、安定した油/水エマルジョンを形成しうる。さらに、リキッドクラッキングによって生産される、より多量の重質油およびタールによって水急冷工程の効果が失われるため、凝縮水から蒸気を発生させ、過剰な急冷水および重質油ならびにタールを環境的に許容できる方法で処分することが困難となる。

10

【0011】

したがってほとんどの工業用リキッドクラッカにおいては、分解炉からの排出物の冷却は通常、移送ライン熱交換器、主分留塔、および水急冷塔または間接コンデンサのシステムを使用して行われる。典型的なナフサより重質のフィードストックの場合、移送ライン熱交換器によってプロセス流が約593 (1100 °F) に冷却され、プロセスの他所で利用できる超高压蒸気が効率的に生成される。主分留塔は通常、パイロリシスガソリンとして知られる軽質の液体留分からタールを凝縮、分離し、約93 ° ~ 約316 (200 °F ~ 600 °F) の熱を回収するために使用される。水急冷塔または間接コンデンサは、主分留塔から出るガス流を約40 (100 °F) までさらに冷却してガス中の大半の希釈蒸気を凝縮し、ガス状オレフィン生成物からパイロリシスガソリンを分離して、圧縮機に送る。

20

【0012】

一般に、高温のパイロリシス排出物を冷却するための現代の急冷システムは、高压ボイラ給水が蒸発して高压蒸気が生産される熱交換器内で炉排出物が冷却される、間接熱交換を少なくとも一部利用する。高压ボイラ給水は脱気器から得られ、通常は約4240 ~ 約13900 kPa (600 ~ 2000 psig) の圧力および約100 ~ 約260 (212 ~ 500 °F) の温度で供給される。標準的に利用される蒸気圧のレベルは約4240 ~ 約13893 kPa (600 ~ 2000 psig) である。急冷熱交換器内で発生した蒸気は通常、付随するスチームクラッキング炉の対流部において過熱され、過熱蒸気は、主要な圧縮機やポンプ等を駆動できる大型の蒸気タービンを動かすために、エチレンプラント内で利用される。

30

【0013】

現在利用されている急冷システムにおいては、加熱されたプロセスガスから回収されるエネルギーは限られる。炉排出物流が冷却されると、いずれは最も重質の分解副産物成分が凝縮し始める温度である露点に到達し、炉流出物流中に存在する前駆体からタール、ピッチまたは不揮発性物質として知られる物質が形成される。かかる物質は、凝縮を開始する温度においても高反応性である。これらの物質が急冷熱交換器管壁などの相対的に高温の表面に堆積した場合には、架橋、重合、および/または脱水素を続けて、それらの表面上に好ましくない断熱性の高い付着物またはコークス層を形成する。分解炉内で発生するタール、ピッチまたは不揮発分の生成量は、分解炉へのフィードの分子量が増加すると増加するが、重質フィードの分子構造もタール生成量に影響しうる。たとえば、重質で高パラフィン性のフィードは、パラフィン分は少ないがナフテンおよび/または芳香族成分の多い軽質フィードよりも少ないタールを生成しうる。

40

【0014】

パイロリシスからのガス状排出物の露点、すなわち凝縮液が最初に形成される温度は、重質タール成分の生成量が増加するにしたがい高くなるのが通常である。したがって排出物の露点は、フィードの分子量が大きくなると通常高くなる。典型的な排出物の露点は、以下の通りである。エタン分解では約149 (300 °F)、軽質直留ナフサ分解では約287 ° ~ 約343 (550 ~ 650 °F)、軽油分解では約399 ° ~ 約510

50

(750° ~ 950° F)、および減圧軽油(VGO)分解では約566 (1050° F)以下である。

【0015】

従来の急冷熱交換器系統は、プロセス側壁温、すなわちプロセスガス排出物と接触する交換器表面を、排出物の露点以上に維持するようにできている。

【0016】

したがって、エタン急冷システムは通常、約4240 kPa ~ 約10445 kPa (600 ~ 1500 psig)で稼動し、対応するプロセス側壁面温度が約253° ~ 約316 (488° ~ 600° F)である、蒸気発生熱交換器を利用する。これらの蒸気発生急冷熱交換器は、炉排出物の温度を約288° ~ 約343 (550° ~ 650° F)に冷却する。蒸気発生システムへのボイラ給水を予熱することにより、炉排出物からのさらなるエネルギー回収を達成でき、全体のサイクル効率をさらに高めることができる。高圧ボイラ給水(HPBFW)予熱器のプロセス側壁面温度が露点より高温に維持される限り、ファウリングは無視できる。こうして、ファウリングの問題を伴わずに、エタン分解炉排出物を約204 (400° F)まで効率的に急冷および冷却できる。

10

【0017】

一般に、現代のナフサ分解炉は、圧力約10445 ~ 約13890 kPa (1500 ~ 2000 psig)の蒸気を生成する急冷熱交換器を利用する。排出物は通常、約343° ~ 約399 (650° ~ 750° F)の温度に冷却され、プロセス側の熱交換器表面上の膜温度が排出物の露点以上に維持されるため、ファウリングは無視できる程度である。しかし、露点を下回るとファウリングが生じるため、高圧ボイラ給水(HPBFW)予熱器内においてさらなる冷却は行われない。さらに冷却が必要な場合には、ファウリングを伴わずに所望の温度を達成するために、急冷油または急冷水などの冷却液急冷媒体が直接注入される。

20

【0018】

炭化水素パイロリシスを伴う現代の軽油分解炉では、約10445 ~ 約13890 kPa (1500 ~ 2000 psig)の圧力の蒸気を生成する、急冷熱交換器が利用される。クリーンな熱交換器の出口温度は、通常約427° ~ 約482 (800° ~ 約900° F)であるが、付着物/プロセスガス界面温度が排出物の露点に到達するまでに交換器は急速にファウリングし、露点に到達した段階でファウリング速度は急激に下がる。典型的な軽油分解の終了時には、熱交換器の排出物の出口温度は約538° ~ 約677 (1000° ~ 約1250° F)に達している。

30

【0019】

軽油分解炉からの排出物は約287° ~ 約316 (550° ~ 約600° F)の温度に冷却されなければならないため、通常は液体の急冷油流を熱交換器排出物と混合して、このような冷却が行われる。急冷油によって吸収された熱は、蒸留塔のポンプア라운드系統内で回収できる。しかし、約287 (550° F)より低温のポンプア라운드流の相対的に低い温度では、典型的には約790 ~ 1830 kPa (100 ~ 250 psig)の中圧蒸気、または約790 kPa (100 psig)より低い低圧蒸気しか得られない。これは、エタンまたは他のガス状フィードストックを用いた分解炉によりもたらされる約10445 kPa (1500 psig)等の高圧蒸気の生成と比較して、大幅な効率低下を意味する。

40

【0020】

本発明は、パイロリシスユニットの排出物、特にナフサより重質の炭化水素系フィードのスチームクラッキングからの排出物进行处理する、簡易化された方法を提供するものである。重質フィードのクラッキングは、ナフサクラッキングよりも経済的に有利であることが多いが、エネルギー効率の悪さと投資面のハードルの高さが従来の障壁であった。本発明は、冷却設備のファウリングを伴わずに、重質フィードのスチームクラッキングから生じる有用な熱エネルギーの回収を最適化する。本発明によって、従来の主分留塔およびその補助設備も必要がなくなる。

50

【 0 0 2 1 】

重質フィードスチームクラッキング排出物は、高圧蒸気を生成する一次熱交換器、典型的には移送ライン交換器を用いて、分解炉排出物をまず冷却することにより処理できる。熱交換器チューブの表面は、急速なファウリングを回避するために炭化水素露点より高温で稼働しなければならず、重質軽油フィードストックの場合、一般に平均的なバルクの出口温度は約593（約1100°F）である。タールまたは留出液などの急冷液を直接注入して液体を即時に冷却することにより、ファウリングを伴わずにさらに冷却を提供できる。あるいは、パイロリシス炉排出物を留出液等により直接急冷してもよく、この方法でもファウリングを回避できる。しかし、前者の冷却方式には、一次移送ライン交換器において一部の熱しか回収されないという欠点がある。その上、いずれの方法でも直接急冷によって除去される余熱は低い温度で回収されるため、価値が低い。さらに、低レベルの熱が最終的に除去される下流の主分留塔、およびスチームクラッキングプラントに必要な残りの高圧蒸気を生成すべきオフサイトのボイラへの追加投資も必要である。

10

【 0 0 2 2 】

関連する背景技術を以下に記載する。

【 0 0 2 3 】

1994年4月アトランタでの、米国化学工学会スプリング・ナショナル・ミーティングにおける発表のために準備された、レポート#23c、シュミツェハイスダンブゲゼルシャフト(Schmidt'sche Heissdampf-Gesellschaft)、H.ヘルマン(H. Herrmann)およびW.ブルガルド(W. Burghardt)著、「エチレンプラントの移送ライン交換器設計の最新開発状況」(Latest Developments in Transfer Line Exchanger Design for Ethylene Plants)、ならびに米国特許第4,107,226号は、エチレン分解炉急冷システムにおける露点ファウリングメカニズム、および高圧蒸気を生成する熱交換器の使用を開示する。

20

【 0 0 2 4 】

米国特許第4,279,733号および第4,279,734号は、スチームクラッキングから生じる排出物を冷却するために急冷器、間接熱交換器および蒸留塔を使用するクラッキング方法を提案する。後者の参考文献は、第一ステージ「ドライウォール」急冷熱交換器を利用して高温のプロセス排出物を少なくとも540（1000°F）まで冷却し、液体洗浄された急冷熱交換器が、排出ガス流の露点以下の温度で高圧蒸気にエネルギーを回収する方法を教示する。

30

【 0 0 2 5 】

米国特許第4,150,716号および第4,233,137号は、スチームクラッキングから生じた排出物が、噴霧された急冷油と接触せられる予冷ゾーン、熱回収ゾーンおよび分離ゾーンを含む熱回収装置を提案する。後者の参考文献は、液体洗浄された急冷熱交換器を利用して排出物ガス流の露点より低温で高圧蒸気にエネルギーを回収する方法を教示するが、当該方法においては、高温の排出物の、300°~400（572°~752°F）への十分な予冷により、高圧蒸気へのエネルギー回収が250°~300（482°~572°F）で達成可能であり、急冷油対炭化水素フィード最大21:1の高い急冷油循環率が要求され、循環ポンプおよび配管、ならびにこれに伴うエネルギー消費の面で相当の投資が必要となる。

40

【 0 0 2 6 】

米国特許第4,614,229号は、一次移送ライン交換器と、チューブ内に注入された洗液を用いて550°Fに冷却されたプロセスガスを提供する二次移送ライン交換器とを使用した、高温の排出物からの熱回収を開示する。より低温でのエネルギー回収が蒸留塔ポンプア라운드システム内で行われ、中圧での蒸気の回収に有利となる。洗液としての用途のために二次移送ライン交換器から集められる液体は、好ましくない重質、粘稠性分子の濃度を高め、排出物の露点とファウリング傾向を高める。交換器チューブの液体洗浄は、交換器入口管板/バッフル全体の均一のフローパターンに依存するが、これは時間がた

50

つと均一の洗液分布が損なわれやすい技術である。

【0027】

ロー (Loehr) 等著、「冷却と蒸気分解装置の経済」(Steam-cracker Economy Keyed to Quenching)、オイルアンドガスジャーナル (Oil Gas J.), 第76巻 (No. 20), 1978年, 63-68ページは、移送ライン熱交換器により高圧蒸気を生成する間接急冷とともに、急冷油により中圧蒸気を生成する直接急冷を伴う、二段階急冷を提案する。

【0028】

米国特許第5,092,981号および第5,324,486号は、分解炉排出物を急速に冷却し、高温蒸気を生成する機能をする一次移送ライン交換器と、主分留塔または急冷塔の効率的な運転にあわせながら分解炉排出物を可能な限り低温に冷却し、中圧から低圧の蒸気を生成する機能をする二次移送ライン交換器とを含む、スチームクラッキングからの排出物の二段階急冷プロセスを提案する。

10

【0029】

米国特許第5,107,921号は、異なる管径の複数の管路を有する移送ライン交換器を提案する。米国特許第4,457,364号は、緊密に連結された移送ライン熱交換器ユニットを提案する。

【0030】

米国特許第3,923,921号は、排出物を冷却するために移送ライン交換器に通し、その後急冷塔内に通すことを含む、ナフサスチームクラッキングプロセスを提案する。

20

【0031】

国際公開第93/12200号パンフレットは、排出物を移送ライン交換器に通し、その後、排出物が一次分離容器に入る際に重質油およびタールが凝縮するように105 ~ 130 (221 °F ~ 266 °F) の温度に冷却されるように、液体水で排出物を急冷することによる、炭化水素パイロリシスユニットからのガス状排出物を急冷する方法を提案する。凝縮油およびタールは、一次分離容器内でガス状排出物から分離され、残りのガス状排出物は急冷塔に送られ、排出物が化学的に安定的になるレベルまで排出物の温度が下げられる。

【0032】

欧州特許第205205号は、熱分解反応生成物などの流体を、二つ以上の別々の熱交換セクションを有する移送ライン交換器を用いて冷却する方法を提案する。

30

【0033】

特開2001-040366号は、横型熱交換器、次いで熱交換面が垂直方向に取り付けられている縦型熱交換器による、高い温度域での混合ガスの冷却を提案する。縦型交換器において凝縮された重質成分は、その後下流の精製ステップで蒸留により分離される。

【0034】

国際公開第00/56841号パンフレット、英国特許第1,390,382号、英国特許第1,309,309号、米国特許第4,444,697号、第4,446,003号、第4,121,908号、第4,150,716号、第4,233,137号、第3,923,921号、第3,907,661号、および第3,959,420号は、高温のガス流が、冷却液 (急冷油) が注入される急冷パイプまたは急冷チューブに通される、高温の熱分解ガス流を急冷するための様々な装置を提案する。

40

【0035】

米国特許第4,107,226号、第3,593,968号、第3,907,661号、第3,647,907号、第4,444,697号、第3,959,420号、第4,121,908号および第6,626,424号、および英国特許第1,233,795号は、環状直接急冷フィッティング等の急冷フィッティング内に洗液を分配する方法を開示する。

【0036】

以上を考慮すると、軽質オレフィンを製造するために用いられるスチームクラッキング

50

プロセスにおける全体のエネルギー消費を最小限にするためには、急速なファウリングを避けながら、また直接急冷を伴わずに、スチームクラッキング炉排出物から有用な熱を回収することが望ましいといえる。

【発明の開示】

【課題を解決するための手段】

【0037】

一態様においては、本発明は、炭化水素パイロリシスからのタールの前駆体を含むガス状排出物を冷却し、エネルギーを回収するための方法に関するものであり、その方法には、(a)ガス状排出物を少なくとも一つの一次熱交換器(またはドライウォール急冷熱交換器)に通して、タール前駆体が凝縮を始める温度より高温に冷却された排出物を得るステップと、(b)(a)からの冷却された排出物を、プロセス側とシェル側とを有し、プロセス側が実質的に連続した液膜によって覆われているチューブを含む、少なくとも一つの二次熱交換器(またはウェットウォール急冷熱交換器)に通して、タール含量の減じられた287(550°F)より低温かつタール前駆体が凝縮を始める温度より低温のガス状排出物流を得るステップが含まれる。

10

【0038】

本発明の本態様の一つの構成においては、ウェットウォール急冷熱交換器によって回収されるエネルギーの少なくとも一部は、約282(540°F)より低温、たとえば約277(530°F)より低温の、大体約260(500°F)より低温の温度で回収される。

20

【0039】

本発明の本態様の別の構成においては、ウェットウォール急冷熱交換器によって回収されるエネルギーのうち少なくとも約10%、たとえば少なくとも約20%の、少なくとも約50%程度が、287(550°F)より低温で回収される。

【0040】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、ガス状排出物は、(a)で約704(1300°F)より低温、通常約343°~約649(650°~1200°F)に冷却され、(b)で約282(540°F)より低温、通常約177°~約277(350°~530°F)に冷却される。

【0041】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、少なくとも一つのドライウォール急冷熱交換器が、高圧蒸気過熱器および高圧蒸気発生器からなる群より選択される。

30

【0042】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器は、(a)の冷却された排出物からの液体の凝縮をそこで生じさせて自己流動膜(self-fluxing film)を得るために、十分に冷却された壁プロセス側表面を利用する。

【0043】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器は、(a)の冷却された排出物からの液体の凝縮をそこで生じさせて自己流動膜を得るために、十分に冷却された壁プロセス側表面を利用する。一実施形態においては、自己流動膜は芳香族を多く含み、たとえば自己流動膜は最低約40重量%の芳香族、たとえば最低約60重量%の芳香族を含む。別の実施形態においては、ウェットウォール急冷熱交換器はシェルアンドチューブ(shell-and-tube)式熱交換器である。

40

【0044】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器は、実質的にドライスポットがない湿った壁を得るために、実質的に均一に分配される油洗浄を利用する。一実施形態においては、少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器は、前記排出物ガスから十分な液体を凝縮して流動膜を得るために、前記交換器入口またはその付近の環状油分配器を利用して、前記急冷熱交換器壁に沿って急冷油を分配する。流動膜は、芳香族を多く含み、たとえば流動膜には最低約40重量%の芳香族

50

、たとえば最低約60重量%の芳香族が含まれる。

【0045】

本発明の本態様の他の構成においては、前記ウェットウォール急冷熱交換器によって287 (550 °F)より低温で回収されるエネルギーは、約1480 kPa (200 psig)より高圧の蒸気、通常約4240 kPa (600 psig)より高圧の、約4240 kPa ~ 約7000 kPa (600 psig ~ 1000 psig)の圧力の蒸気を供給する。

【0046】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、液膜は、凝縮ガス状排出物、急冷油およびパイロリシス燃料油から得られる。急冷油は、約10重量%未満のタール、たとえば約5重量%未満のタールを含みうる。一実施形態においては、急冷油は、炭化水素パイロリシスからのガス状排出物から急冷精製された留分を含む。別の実施形態においては、急冷油は、水蒸気分解タールおよびアスファルテン類を実質的に含まない重質芳香族溶媒である。

10

【0047】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、前記ドライウォール急冷熱交換器は、前記ガス状排出物の露点より高温のプロセスガス/壁プロセス側表面の界面を提供するために、十分に加熱された壁プロセス側表面を提供する。

【0048】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、ウェットウォール急冷熱交換器は、高圧蒸気発生器および高圧ボイラ給水予熱器からなる群から選択される。一実施形態においては、ウェットウォール急冷熱交換器は、プロセスガスおよび熱伝達媒体の並流を利用する。別の実施形態においては、ウェットウォール急冷熱交換器は、プロセスガスおよび熱伝達媒体の向流を利用する。さらに他の実施形態では、ウェットウォール急冷熱交換器は垂直に置かれ、プロセスガスが下方へ流れる。さらに別の実施形態では、ウェットウォール急冷熱交換器は、二重管式熱交換器である。さらに別の実施形態において、ウェットウォール急冷熱交換器は、シェルアンドチューブ式熱交換器である。

20

【0049】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、炭化水素パイロリシスからのガス状排出物は、ナフサ、灯油、コンデンセート、大気軽油、減圧軽油、水素化分解生成物および重質残油の除去処理をした原油から選択されるフィードのパイロリシスにより得られる。

30

【0050】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、前記タール前駆体が凝縮を始める温度は、約316 ° ~ 約650 (600 ° ~ 1200 °F)であり、典型的には約371 ° ~ 約621 (700 ° ~ 1150 °F)、たとえば約454 (850 °F)である。

【0051】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、方法には、(c)前記(b)からの冷却された排出物を、さらなるウェットウォール急冷熱交換器に通し、約260 (500 °F)より低温の排出物流を得、これにより、前記さらなるウェットウォール交換器によって回収されるエネルギーの少なくとも一部が260 (500 °F)より低温で回収されるステップがさらに含まれる。(c)においては、高圧ボイラ給水を予熱して最低約4240 kPa (600 psig)の圧力を有する蒸気を生成することにより、エネルギーを回収できる。

40

【0052】

別の態様においては、本発明は、炭化水素パイロリシスからのタール前駆体を含むガス状排出物を冷却し、エネルギーを回収するための装置に関し、(a)前記ガス状排出物が通過して、前記タール前駆体が凝縮を始める温度より高温に冷却された排出物が得られる、少なくとも一つのドライウォール急冷熱交換器と、(b)プロセス側とシェル側とを有するチューブを含み、(a)からの前記冷却された排出物を通過させて、タール含量の減じられた287 (550 °F)より低温かつ前記タール前駆体が凝縮を始める温度より

50

低温のガス状排出物流が得られる実質的に連続した液膜によって前記プロセス側が覆われている、少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器を含む装置に関する。

【0053】

本発明の本態様の一つの構成においては、少なくとも一つのドライウォール急冷熱交換器は、高圧蒸気過熱器および高圧蒸気発生器からなる群より選択される。一実施形態においては、前記少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器は、(a)の冷却された排出物からの液体の凝縮を生じさせて自己流動膜を得るために、十分に冷却された壁プロセス側表面を利用する。あるいは、前記少なくとも一つのウェットウォール急冷熱交換器は、実質的にドライスポットのない湿り壁を得るために、実質的に均一に分配される油洗浄手段を利用する。このようなウェットウォール急冷熱交換器は、排出ガスから十分な液体を凝縮して流動膜を得られる急冷熱交換器壁に沿って、急冷油を分配するために、前記交換器入口またはその付近に環状油分配器を含みうる。

10

【0054】

本発明の本態様の別の構成においては、前記ドライウォール急冷熱交換器は、前記ガス状排出物の露点より高温のプロセスガス/壁プロセス側表面の界面を得るために、十分に加熱されうる壁プロセス側表面を供給する。

【0055】

本発明の本態様のさらに別の構成において、ウェットウォール急冷熱交換器は、高圧蒸気発生器および高圧ボイラ給水予熱器からなる群より選択される。

【0056】

本発明の本態様のさらに別の構成においては、装置は、(b)からの冷却された排出物を通過させて約260 (500 °F)より低温の排出物流を得、前記さらなるウェットウォール急冷熱交換器により回収されるエネルギーの少なくとも一部が260 (500 °F)より低温で回収される、さらなるウェットウォール急冷熱交換器をさらに含む。一実施形態においては、装置には、高圧ボイラ給水を予熱して最低約4240 kPa (600 psig)の圧力を有する蒸気を生成することにより、(c)からエネルギーが回収される予熱器がさらに含まれる。

20

【発明を実施するための最良の形態】

【0057】

本発明は、ファウリングを最小限にしながら炭化水素パイロリシス反応器からのガス状排出物流から熱を除去、回収し、排出物中の所望のC₂~C₄オレフィンからC₅+炭化水素を分離するための低コストの処理法を提供する。

30

【0058】

典型的には、本発明の方法で使用される排出物は、約180 (356 °F)より高い温度域を終点として沸騰する炭化水素フィード、たとえばナフサより重質のフィードのパイロリシスによって生産される。このようなフィードには、約93°~約649 (約200°~1200 °F)の範囲、たとえば約204°~約510 (約400°~950 °F)の範囲で沸騰するものが含まれる。ナフサより重質のフィードには、典型的には重質凝縮液、軽油、灯油、水素化分解生成物、原油および/または原油留分が含まれうる。パイロリシス反応器からのガス状排出物の出口温度は、通常約760 ~ 約930 (約1400°~約1706 °F)であり、本発明は、所望のC₂~C₄オレフィンが効率的に圧縮されうる温度、一般に約100 (212 °F)より低温、たとえば約75 (167 °F)より低温の、約60 (140 °F)より低温等、典型的には約20°~約50 (68°~約122 °F)に、排出物を冷却する方法を提供する。

40

【0059】

特に本発明は、ファウリングが開始する温度になるまで排出物から熱を回収できる少なくとも一つの一次移送ライン熱交換器に、排出物を通すことを含む、重質フィードのクラッキングユニットからのガス状排出物の処理法に関する。この熱交換器は、必要に応じて蒸気デコーキング、蒸気/空気デコーキングまたはメカニカルクリーニングによって、周期的に掃除されうる。チューブインチューブ式交換器またはシェルアンドチューブ式熱交

50

換器等、従来の間接熱交換器をこの業務において使用してもよい。一次熱交換器は、飽和蒸気を冷媒として用いて、約340 ~ 約650 (644 ° ~ 1202 ° F)の温度、たとえば約370 (700 ° F)にプロセス流を冷却し、通常約4240 kPa (600 psig)の過熱蒸気を生成する。

【0060】

一次熱交換器を出る際の冷却されたガス状排出物の温度は、排出物の炭化水素露点(液体の最初の一滴が凝縮する温度)よりなお高い。一定の分解条件下における典型的な重質フィードでは、排出物流の炭化水素露点は約343 ° ~ 約649 (650 ° ~ 1200 ° F)であり、約399 ° ~ 約593 (750 ° ~ 1100 ° F)程度である。炭化水素露点より上では、ファウリング傾向が相対的に低い。すなわち、気相のファウリングは通常多くなく、ファウリングを生じうる液体は存在しない。タールはこのような重質フィードから、約204 ° ~ 約343 (400 ° ~ 650 ° F)の温度、たとえば約232 ° ~ 約316 (450 ° ~ 600 ° F)程度の、約288 (550 ° F)等の温度で凝縮する。一次熱交換器(ドライウォール急冷熱交換器)は高圧蒸気過熱器でよく、たとえば米国特許第4,279,734号に記載のタイプのものでもよい。あるいは一次熱交換器は、高圧蒸気発生器でありうる。

【0061】

排出物は一次熱交換器を出た後、排出物の一部が凝縮されて熱交換表面上に液化炭化水素の膜が生成されるだけ低温の熱交換表面を含むように設計および操作される、少なくとも一つの二次熱交換器(またはウェットウォール急冷熱交換器)に送られる。一実施形態においては、液膜は*in situ*において生成され、好ましくはタールが完全に凝縮される温度以下、通常約204 ~ 約287 (400 ° ~ 550 ° F)の、約260 (500 ° F)等である。これは冷媒および交換器の設計を適切に選択することにより確保される。あるいは、環状油分配器等の適切な分配装置を使用して、別のラインを通じて限られた量の急冷油を導入することにより、二次移送ライン熱交換器を急冷アシストして、炉排出物のうち最も重質の成分が凝縮した時にタールを流動させる、芳香族を多く含む炭化水素油膜を生成してもよい。主な熱伝達抵抗がバルクプロセス流と膜の間にあるため、膜はバルク流よりもかなり低温となりうる。バルク流が冷却される間に、熱交換表面が膜により効果的に液体物質で湿った状態に保たれ、ファウリングが防止される。このようなウェットウォール急冷熱交換器は、タールが生産される温度まで連続的にプロセス流を冷却しなければならない。この段階前に冷却をやめてしまうと、プロセス流はまだファウリング条件下にあるため、ファウリングが生じる可能性がある。ウェットウォール急冷熱交換器は、上記の通り高圧蒸気発生器であるか、または高圧ボイラ給水予熱器でありうる。いずれの場合も、連続的な液膜の存在により、炉排出物の重質成分が交換器に付着するのが防止される。急冷システムにおける高圧ボイラ給水予熱器の使用は、高圧蒸気の生成になお役立ちながら、287 (550 ° F)より低温でのエネルギー回収を可能とする。

【0062】

次に、添付図面に照らして本発明をより具体的に記載する。

【0063】

図1および図2を参照すると、最低二段階で炉排出物から熱を回収し、高圧蒸気を供給する図の方法において、パラフィン基原油から得た重質軽油と希釈蒸気102とを含む炭化水素フィード100が、66000 kg/時間(145000ポンド/時間)の速度で、希釈蒸気比率を0.5 kg/kg (1b/1b)として、スチームクラッキング反応器104に供給され、そこで炭化水素フィードおよび希釈流102が加熱されてフィードの熱分解を起こし、C₂ ~ C₄オレフィン等、より低分子量の炭化水素が生産される。スチームクラッキング反応器104におけるパイロリシスプロセスでは、タールも生成される。

【0064】

スチームクラッキング炉104から出るガス状パイロリシス排出物106は、まず最初に少なくとも一つの一次移送ライン熱交換器107を通過し、一次移送ライン熱交換器1

10

20

30

40

50

07により、排出物は約704 ~ 約927 (1300 °F ~ 1700 °F)の入口温度、たとえば約760 ~ 約871 (1400 °F ~ 1600 °F)程度の、約816 (約1500 °F)等の入口温度から、約316 ~ 約704 (約600 °F ~ 約1300 °F)の出口温度、たとえば約371 ~ 約649 (700 °F ~ 1200 °F)程度の、約538 (1000 °F)等の出口温度まで冷却される。この交換器の出口温度は、約443 °Cから約527 (830 °Fから980 °F)に急上昇し、その後はより緩やかに約549 (1020 °F)まで上昇する。炉排出物106の露点は、約454 (850 °F)である。分解炉104からの排出物106の圧力は、通常約210 kPa (15 psig)である。一次熱交換器107は、約4240 kPa ~ 約13893 kPa (600 ~ 2000 psig)、たとえば約10450 kPa (1500 psig)で、温度が約121 ~ 約336 (250 °F ~ 636 °F)の、約316 (600 °F)等である高圧ボイラ給水を導入するための、ボイラ給水入口108を含む。入口のボイラ給水とほぼ同じ圧力の高圧蒸気が、蒸気出口109から出る。冷却された排出物流110は、一次熱交換器107を出た後、少なくとも一つの二次移送ライン熱交換器112に供給され、熱交換器112のチューブ側で排出物110が冷却される一方、ライン113通じて導入されたボイラ給水が予熱され、熱交換器112のシェル側で蒸発する。一実施形態においては、交換器112の熱交換表面は十分に低温であるため、チューブ表面上にin situで、ガス状排出物の凝縮による液膜が生成される。あるいは、環状油分配器等の適切な分配装置を用いて、ライン111を通じて20500 kg/時間(45000 lb/時間)等の限られた量の急冷油を導入して、二次移送ライン熱交換器を急冷アシストし、炉排出物のうち最も重質の成分が凝縮する時にタールを流動させる、芳香族を多く含む炭化水素油膜を生成しうる。炉排出物と急冷油の混合物は、約343 (650 °F)の出口温度に冷却され、ライン114から出される10450 kPa (1500 psig)の蒸気をさらに生成する。

【0065】

図2は、膜219の温度をプロセス側入口で最も低くする、並流の排出物210(図1等の排出物110にあたる)とボイラ給水213とを示す。向流を含む他の流れの設定も可能である。ボイラ給水とチューブ金属の間の熱伝達は急速であるため、熱交換器212のいずれの地点においても、チューブ金属はボイラ給水213よりやや高温であるにとどまる。プロセス側のチューブ金属と液膜219の間の熱伝達も急速であるため、熱交換器212のいずれの地点においても、膜温度はチューブ金属の温度よりやや高温であるにとどまる。熱交換器212の全長に沿って、膜温度はタールが完全に凝縮される温度より低い。これにより、完全に流動的な膜が確保され、したがってファウリングが回避される。

【0066】

図1にもどると、冷却されたガス状排出物115は、熱交換器112を出た後、さらなる二次急冷熱交換器(または第三期急冷熱交換器)116を通過しうる。環状油分配器等の適切な分配装置を使用して、ライン121を通じて6800 kg/時間(15000 lb/時間)等の非常に限られた量の急冷油を導入することにより、さらなる二次急冷熱交換器116を急冷アシストして、炉排出物のうち最も重質の成分が凝縮する時にタールを流動させる、芳香族を多く含む炭化水素油膜を生成しうる。排出物がすでに露点以下に冷却されていることを前提に、限定量の急冷油は壁面に連続した油膜を確保するために使用される。炉排出物と急冷油の混合物は、ライン117を通じて導入されライン118を通じて出される高圧ボイラ給水を予熱することにより、約260 (500 °F)の出口温度に冷却される。

【0067】

熱交換器116内の高圧ボイラ給水の予熱は、パイロリシスユニットで発生した熱の最も有効な利用法の一つである。脱気後のボイラ給水は、通常約104 ~ 約149 (220 °F ~ 300 °F)の温度、たとえば約116 ~ 約138 (240 °F ~ 280 °F)の、約132 (270 °F)等で得られる。したがって脱気器からのボイラ給水を、ウェット移送ライン熱交換器112において予熱しうる。ボイラ給水の予熱に使用さ

10

20

30

40

50

れるすべての熱により、高圧蒸気の生産が増加する。急冷システムは、約 950 °F (510) まで過熱できる、約 43200 kg / 時間 (95000 lb / 時間) の 10450 kPa (1500 psig) の蒸気を生成する。

【 0068 】

熱交換器 116 を出る際の冷却されたガス状排出物 120 は、タールが凝縮する温度であり、その後少なくとも一つのタールノックアウトドラム 122 に通され、タールおよびコークス留分 124 と、ガス状留分 126 に分離される。

【 0069 】

熱交換器 112 および 116 のハードウェアは、ガスクラッキング作業によく使用される二次移送ライン交換器のものと同様でよい。シェルアンドチューブ式熱交換器を使用し 10
うる。プロセス流は、シングルパスで、管板が固定される設定において、チューブ側で冷却されればよい。相対的に大きな直径のチューブにより、上流で生成されたコークスがプラグイングせずに交換器を通過できる。交換器 112 および 116 の設計は、たとえば熱交換器チューブの外側表面にフィンを追加することによって、温度をできるだけ低く、膜 219 の厚みをできるだけ厚くするように調整されうる。ボイラ給水は、シングルパスの設定において、シェル側で予熱されうる。あるいは、シェル側とチューブ側の作業を交換してもよい。膜温度が交換器に沿って十分に低く保たれることを条件として、並流でも向流でも使用できる。

【 0070 】

たとえば、適当なシェルアンドチューブ式ウェット移送ライン熱交換器の入口トランジ 20
ションピースが、図 3 に示される。熱交換器チューブ 341 は、管板 342 の開口 340 において固定される。管板 342 と偽管板 344 の間およびチューブ 341 とフェルール 345 の間に断熱材 343 が配置され、かつフェルール 345 がチューブ 341 内へ伸びるように管板 342 に隣接して配置された偽管板 344 の、開口 346 において、チューブインサートまたはフェルール 345 が固定される。この設定では、偽管板 344 およびフェルール 345 は、プロセス入口温度に極めて近い温度で機能し、他方でチューブ 341 は、冷媒に極めて近い温度で機能する。したがって、管板 344 とフェルール 345 はパイロリシス排出物の露点より上で機能するために、ほとんどファウリングが生じない。同様にチューブ 341 の表面も、タールが完全に凝縮する温度より低温で機能するため、ファウリングがほとんど生じない。この設定により、表面温度の急転換が提供され、炭化 30
水素露点とタールが完全に凝縮する温度との間のファウリングの温度条件が回避される。

【 0071 】

あるいは、二次移送ライン交換器のハードウェアは、緊密連結型の一次移送ライン交換器のものと同様でよい。チューブインチューブ式交換器を使用できる。プロセス流は、内管で冷却されうる。相対的に大きな内管の直径により、上流で生成されたコークスがプラグイングせずに交換器を通過できる。ボイラ給水は、外管と内管の間の環状構造において予熱されうる。膜温度が交換器に沿って十分に低く保たれることを条件として、並流でも向流でも使用できる。

【 0072 】

たとえば、適切なチューブインチューブ式ウェット移送ライン交換器の入口トランジ 40
ションピースが、図 4 に示される。交換器入口ライン 451 は、ボイラ給水入口チャンバ 455 に取り付けられた、スエージ 452 に取り付けられている。絶縁材 453 が、交換器入口ライン 451、スエージ 452、およびボイラ給水入口チャンバ 455 の間の環状スペースを満たす。入口ライン 451 の終わり と熱交換器チューブ 454 の始まりとの間に熱膨張を可能にするための小さなギャップ 456 ができるように、熱交換器チューブ 454 が、ボイラ給水 458 を受け入れるボイラ給水入口チャンバ 455 に取り付けられる。プロセスガスパローパイプラインに Y 字管のピースが含まれてはいるが同様の配置が、参照により全体が本明細書に組み込まれる米国特許第 4, 457, 364 号に記載されている。交換器入口ライン 451 全体がプロセス温度に極めて近い温度で機能し、他方で交換器チューブ 454 は、冷媒の温度に極めて近い温度で機能する。したがって、交換器入口 50

ライン451はパイロリシス排出物の露点より上で機能するために、表面にほとんどファウリングが生じない。同様に熱交換器チューブ454も、タールが完全に凝縮する温度より低温で機能するため、ファウリングがほとんど生じない。ここでもこの設定によって表面温度の急転換が提供され、炭化水素露点とタールが完全に凝縮する温度との間のファウリングの温度条件が回避される。

【0073】

二次移送ライン交換器は、プロセスフローが実質的に水平、実質的に垂直の上昇流、または好ましくは実質的に垂直の下降流になるように向けられてもよい。実質的に垂直の下降流システムは、*in situ*の液膜が熱交換器チューブの内面全体にわたり極めて均一に保たれるようにするのを助けるため、ファウリングが最小限になる。これに対して水平の向きでは、液膜が重力の影響で熱交換器チューブの底で厚くなり、最上部で薄くなる傾向がある。垂直の上昇流の設定においては、液膜は重力により下方へ引っぱられてチューブ壁から離れる傾向にある。垂直の下降流の配向が好ましいもう一つの実理的な理由は、一次移送ライン交換器から出てくる入口流が、分解炉建造物の高い所にあることが多く、他方で出口流はより低高度が望ましいことである。下降流の二次移送ライン交換器なら当然に、流れのこのような高度による転換が提供される。

【0074】

二次移送ライン交換器は、分解炉デコーキングシステムとあわせて、蒸気または蒸気と空気の混合物を用いた交換器のデコーキングが可能ないように設計されればよい。蒸気または蒸気と空気の混合物を用いて分解炉がデコーキングされたら、炉排出物は、デコーク排出物システムに送られる前に一次熱交換器をまず通過し、次いで二次熱交換器を通過する。この特徴があるため、二次移送ライン交換器のチューブ内径が、一次移送ライン交換器のチューブ内径以上であることが有益である。これによって、一次移送ライン交換器の排出物に含まれるコークスが、一切詰まりを起こさずに二次移送ライン交換器のチューブを容易に通過することが確実となる。

【0075】

液体急冷を加えない場合には、特に小型の反応器においては、交換器壁面温度の過熱を回避するよう注意しなければならない。内径約0.25インチ(0.64cm)の小規模試験反応器を使用して、液体急冷を加えずに本発明を行った際には、500~800°F(260~427)の壁面温度の使用では、液体アシストなしで分解軽油を急冷した際に急速なコーキングとこれに付随する圧力降下が生じ、運転時間はわずか10分であった。約275°F(135)および130°F(54)の壁面温度では、運転時間がそれぞれ5倍および6~7倍増加し、運転の大部分において昇圧はみられなかった。

【0076】

本発明の急冷システムは、従来技術により生産される量の約1.5倍の高圧蒸気を生成できる。これは、従来必要とされた量の半分以下の急冷油を使用して達成できるため、急冷油のポンプ輸送に要するエネルギーも減少する。したがって本発明は、効率的に熱が除去、回収されるように炭化水素パイロリシス反応器からのガス状排出物流を処理するための、低コストな方法を提供する。

【0077】

本発明の態様がより完全に理解および認識されるように、本発明を一定の好ましい実施形態と関連して記載したが、本発明をこれらの具体的実施形態に制限することを意図するものではない。むしろ、添付の請求の範囲に記載されるとおり本発明の範囲内に含まれるところの、一切の選択肢、変更および等価物を包含することが意図される。

【図面の簡単な説明】

【0078】

【図1】本発明の一例による、ナフサより重質のフィードのクラッキングからのガス状排出物を処理する方法の系統図である。

【図2】図1に示された方法において利用されるウェット移送ライン熱交換器の、一つのチューブの断面図である。

10

20

30

40

50

【図3】図1に示された方法において利用されるシェルアンドチューブ式ウェット移送ライン熱交換器の、入口トランジションピースの断面図である。

【図4】図1に示された方法において利用されるチューブインチューブ式ウェット移送ライン熱交換器の、入口トランジションピースの断面図である。

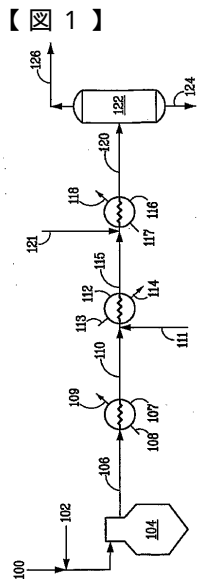


FIG. 1

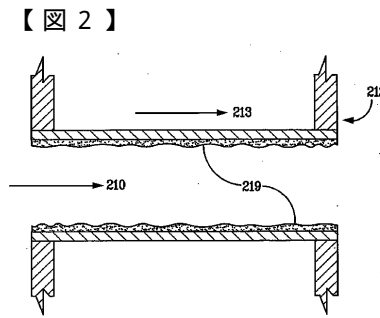


FIG. 2

【 図 3 】

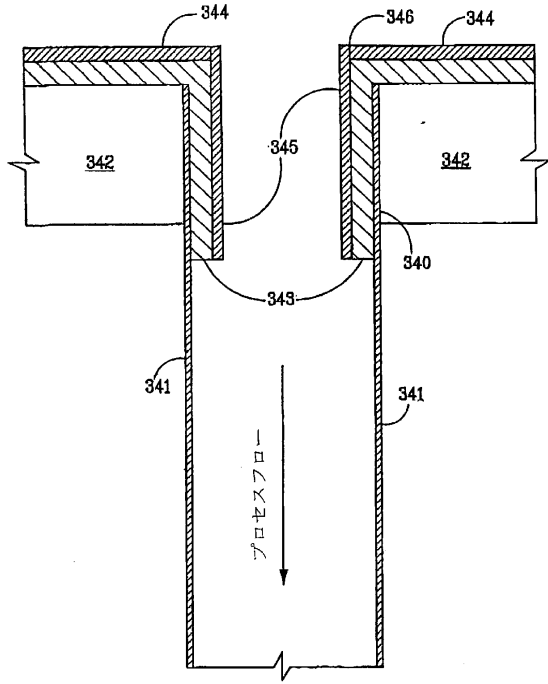


FIG. 3

【 図 4 】

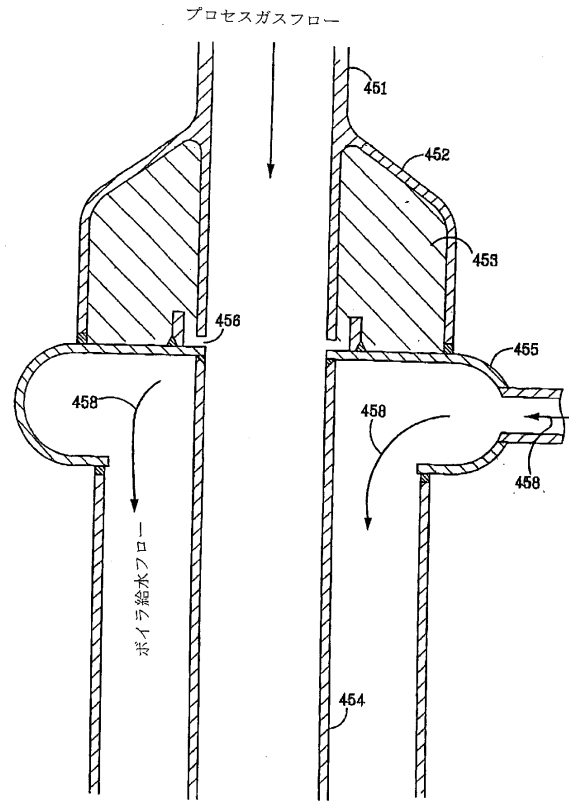


FIG. 4

フロントページの続き

- (74)代理人 100138519
弁理士 奥谷 雅子
- (74)代理人 100120145
弁理士 田坂 一朗
- (74)代理人 100138438
弁理士 尾首 亘聰
- (74)代理人 100147740
弁理士 保坂 俊
- (74)代理人 100123892
弁理士 内藤 忠雄
- (72)発明者 ストラック、ロバート・ディー
アメリカ合衆国、テキサス州 77062、ヒューストン、パーク・ロッジ・コート 1906
- (72)発明者 スパイサー、デイビッド・ビー
アメリカ合衆国、テキサス州 77056、ヒューストン、デル・モンテ・ドライブ 5319
- (72)発明者 ステファンズ、ジョージ
アメリカ合衆国、テキサス州 77346、ハンブル、ティンバー・ウェイ・ドライブ 18930
- (72)発明者 フライ、ジェームス・エム
アメリカ合衆国、テキサス州 77044、ヒューストン、ストーン・ゲブルズ・レイン 15411

審査官 澤村 茂実

- (56)参考文献 特表2000-512680(JP, A)
特開昭56-097789(JP, A)
欧州特許出願公開第00205205(EP, A1)

- (58)調査した分野(Int.Cl., DB名)
C10G 1/00-99/00