

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 公表特許公報(A)

(11) 特許出願公表番号

特表2020-511558

(P2020-511558A)

(43) 公表日 令和2年4月16日(2020.4.16)

(51) Int.Cl.	F I	テーマコード (参考)
C 1 O G 69/14 (2006.01)	C 1 O G 69/14	4 H 0 0 6
C 1 O G 9/36 (2006.01)	C 1 O G 9/36	4 H 1 2 9
C 1 O G 45/02 (2006.01)	C 1 O G 45/02	
C 1 O G 47/00 (2006.01)	C 1 O G 47/00	
C 1 O G 21/00 (2006.01)	C 1 O G 21/00	
審査請求 未請求 予備審査請求 未請求 (全 67 頁) 最終頁に続く		

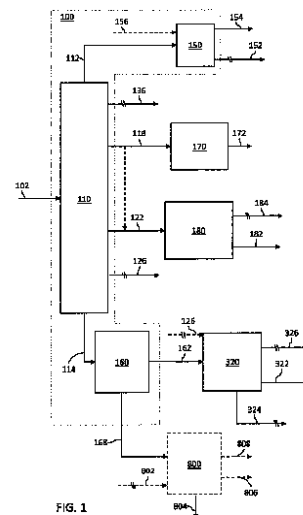
(21) 出願番号	特願2019-527425 (P2019-527425)	(71) 出願人	511304464
(86) (22) 出願日	平成29年11月20日 (2017.11.20)		サウジ アラビアン オイル カンパニー
(85) 翻訳文提出日	令和1年7月3日 (2019.7.3)		サウジアラビア王国 3 1 3 1 1 ダーラ
(86) 国際出願番号	PCT/US2017/062563		ン, ボックス 5 0 0 0
(87) 国際公開番号	W02018/094333	(74) 代理人	100088616
(87) 国際公開日	平成30年5月24日 (2018.5.24)		弁理士 渡邊 一平
(31) 優先権主張番号	62/424, 883	(74) 代理人	100154829
(32) 優先日	平成28年11月21日 (2016.11.21)		弁理士 小池 成
(33) 優先権主張国・地域又は機関	米国 (US)	(74) 代理人	100132403
(31) 優先権主張番号	62/450, 018		弁理士 永岡 儀雄
(32) 優先日	平成29年1月24日 (2017.1.24)	(72) 発明者	アル-ガムディ, モハメッド, サイード
(33) 優先権主張国・地域又は機関	米国 (US)		サウジアラビア国 3 1 3 1 1, ダーラ
			ン, サウジ アラムコ, ピー. オー. ボック
			ス 6 5 1 7
		F ターム (参考)	4H006 AA02 AC41 AD11 FE11
			最終頁に続く

(54) 【発明の名称】 減圧軽油水素化分解及び水蒸気分解を統合した、原油を石油化学製品及び燃料製品に転化するためのプロセス及びシステム

(57) 【要約】

統合された様式で複数の処理ユニットを用いて供給原油を石油化学製品に転化することが可能なプロセススキーム配置が開示される。本設計は、水蒸気分解炉複合設備に適した原料を調製するのに最小限の設備投資しか使用しない。原油を、オレフィン及び芳香族化合物を含む石油化学生成物ならびに燃料製品に転化する統合プロセスは、混合原料水蒸気分解及び軽油水蒸気分解を含む。混合原料水蒸気分解炉への供給原料は、装置の境界内の水素化処理域から出る軽質生成物及びナフサ、C 3 及び C 4 オレフィン回収工程から出る循環使用流、ならびに装置の境界内の熱分解ガソリン芳香族化合物抽出域から出る抽残液を含む。軽油水蒸気分解炉への供給原料は、減圧軽油水素化精製から出る未転化油中間体を含む。

【選択図】 図 1



【特許請求の範囲】

【請求項 1】

供給原油から石油化学製品及び燃料製品を製造する統合プロセスであって、
 常圧蒸留ユニット（A D U）において、前記供給原油から、少なくとも
 直留ナフサを含む第一 A D U 留分、
 前記供給原油から出る中質留分の少なくとも一部を含む第二 A D U 留分、及び
 常圧残油を含む第三 A D U 留分
 を分離すること、
 減圧蒸留ユニット（V D U）において、前記第三 A D U 留分から、少なくとも
 減圧軽油を含む第一 V D U 留分
 を分離すること、
 留分水素化処理（D H P）域において、前記第二 A D U 留分から出る中質留分を水素化
 処理すること、ならびに少なくとも、第一 D H P 留分及び第二 D H P 留分を回収すること
 であって、前記第一 D H P 留分は、ナフサを含み、前記第二 D H P 留分は、ディーゼル燃
 料製造に使用される、前記回収すること、
 軽油水素化分解（G O H C K）域において、前記第一 V D U 留分から出る減圧軽油を水
 素化分解すること、ならびに L P G、ナフサ、及び中質留分範囲の成分を含む常圧残油終
 点以下で沸騰する成分を含有する第一 G O H C K 留分、及び未転化軽油を回収すること、
 混合原料水蒸気分解（M F S C）域において、前記第一 A D U 留分から出るナフサ及び
 芳香族化合物抽出域に由来する抽残液を、ならびに軽油水蒸気分解（G O S C）域におい
 て、未転化油を、水蒸気分解することであって、水蒸気分解は、少なくとも、混合生成物
 流 H₂、メタン、エタン、エチレン、混合 C₃、及び混合 C₄、熱分解ガス、及び熱分解
 油を回収するのに有効な条件下で作動する、前記水蒸気分解すること、
 前記混合生成物流から、H₂、メタン、非オレフィン C₂ - C₄、ならびに石油化学製
 品であるエチレン、プロピレン、及びブチレンを回収すること、
 ナフサ水素化処理域において、水蒸気分解から出た熱分解ガスを水素化処理すること、
 及び水素化精製された熱分解ガスを回収すること、
 芳香族化合物抽出域において、石油化学芳香族化合物製品回収のため、水素化精製熱分
 解ガスから芳香族化合物を、及び芳香族化合物抽出域抽残液を、分離することであって、
 芳香族化合物抽出に由来する前記抽残液は、前記芳香族化合物抽出域抽残液の全部または
 一部である、前記分離すること、
 を含む、前記統合プロセス。

10

20

30

【請求項 2】

前記 G O H C K 域は、水素化分解触媒の存在下で、前記 G O H C K 域への供給原料の 7
 8 ~ 9 9 重量 % を前記第一 G O H C K 留分に転化する、全転化様式の運転で作動する、循
 環使用を伴う二段配置である、請求項 1 に記載のプロセス。

【請求項 3】

前記循環使用を伴う二段配置は、第一段反応器及び第二段反応器を備え、かつ
 前記第一段反応器の作動条件は、
 反応器入口温度（ ）が、約 3 4 0 ~ 5 0 2 の範囲、
 反応器出口温度（ ）が、約 3 5 0 ~ 5 1 6 の範囲、
 初期（S O R）反応温度（ ）が、加重平均床温度（W A B T）として、約 3 1 0 ~ 4
 7 5 の範囲、
 終期（E O R）反応温度（ ）が、W A B T として、約 3 3 8 ~ 5 1 6 の範囲、
 反応入口圧（b a r g）が、約 1 0 0 ~ 1 8 0 の範囲、
 反応出口圧（b a r g）が、約 9 0 ~ 1 7 0 の範囲、
 水素分圧（b a r g）（出口）が、約 9 0 ~ 1 3 7 の範囲、
 水素精製ガス供給速度（S L t / L t）が、最高約 1 0 5 0 まで、
 水素クエンチガス供給速度（S L t / L t）が、最高約 1 1 0 0 まで、
 メイクアップ水素供給速度（S L t / L t）が、最高約 5 6 4 まで、及び

40

50

液空間速度値 (h^{-1}) が、前記水素化精製触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約 0.1 ~ 10.0 の範囲、
を含み、かつ、

前記第二段反応器の作動条件は、

反応器入口温度 () が、約 340 ~ 502 の範囲、
反応器出口温度 () が、約 350 ~ 516 の範囲、
初期 (SOR) 反応温度 () が、加重平均床温度 (WABT) として、約 310 ~ 475 の範囲、

終期 (EOR) 反応温度 () が、WABT として、約 338 ~ 516 の範囲、

反応入口圧 (bar g) が、約 80 ~ 145 の範囲、

反応出口圧 (bar g) が、約 75 ~ 137 の範囲、

水素分圧 (bar g) (出口) が、約 90 ~ 145 の範囲、

水素精製ガス供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 910 まで、

水素クエンチガス供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 980 まで、

メイクアップ水素供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 451 まで、及び

液空間速度値 (h^{-1}) が、前記水素化精製触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約 0.1 ~ 10.0 の範囲、

を含む、請求項 2 に記載のプロセス。

【請求項 4】

前記 GOHCK 域は、水素化分解触媒の存在下で、前記 GOHCK 域への供給原料の 48 ~ 82 重量 % を前記第一 GOHCK 留分に転化する、部分転化様式の運転で作動する、貫流直列配置である、請求項 1 に記載のプロセス。

【請求項 5】

貫流直列配置は、第一反応器及び第二反応器を備え、かつ

前記第一反応器の作動条件は、

反応器入口温度 () が、約 340 ~ 502 の範囲、

反応器出口温度 () が、約 350 ~ 516 の範囲、

初期 (SOR) 反応温度 () が、加重平均床温度 (WABT) として、約 310 ~ 475 の範囲、

終期 (EOR) 反応温度 () が、WABT として、約 338 ~ 516 の範囲、

反応入口圧 (bar g) が、約 100 ~ 165 の範囲、

反応出口圧 (bar g) が、約 92 ~ 150 の範囲、

水素分圧 (bar g) (出口) が、約 80 ~ 120 の範囲、

水素精製ガス供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 668 まで、

水素クエンチガス供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 819 まで、

メイクアップ水素供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 271 まで、及び

液空間速度値 (h^{-1}) が、前記水素化精製触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約 0.1 ~ 10.0 の範囲、

を含み、かつ、

前記第二反応器の作動条件は、

反応器入口温度 () が、約 340 ~ 502 の範囲、

反応器出口温度 () が、約 350 ~ 516 の範囲、

初期 (SOR) 反応温度 () が、加重平均床温度 (WABT) として、約 310 ~ 475 の範囲、

終期 (EOR) 反応温度 () が、WABT として、約 338 ~ 516 の範囲、

反応入口圧 (bar g) が、約 90 ~ 150 の範囲、

反応出口圧 (bar g) が、約 85 ~ 140 の範囲、

水素分圧 (bar g) (出口) が、約 80 ~ 130 の範囲、

水素精製ガス供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 890 まで、

水素クエンチガス供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 850 まで、

メイクアップ水素供給速度 (SLt/Lt) が、最高約 372 まで、及び
液空間速度値 (h^{-1}) が、前記水素化精製触媒に対して新たに供給される原料に基づ
いて、約 0.1 ~ 10.0 の範囲、
を含む、請求項 4 に記載のプロセス。

【請求項 6】

前記 GOHCK 域は、水素化分解触媒の存在下で、前記 GOHCK 域への供給原料の 4
8 ~ 82 重量%を前記第一 GOHCK 留分に転化する、部分転化で作動する、貫流 (循環
使用を伴わない一段) 配置である、請求項 1 に記載のプロセス。

【請求項 7】

前記貫流 (循環使用を伴わない一段) 配置作動条件は、
反応器入口温度 () が、約 340 ~ 502 の範囲、
反応器出口温度 () が、約 350 ~ 516 の範囲、
初期 (SOR) 反応温度 () が、加重平均床温度 (WABT) として、約 310 ~ 4
75 の範囲、
終期 (EOR) 反応温度 () が、WABT として、約 338 ~ 516 の範囲、
反応入口圧 (barg) が、約 100 ~ 165 の範囲、
反応出口圧 (barg) が、約 92 ~ 150 の範囲、
水素分圧 (barg) (出口) が、約 80 ~ 120 の範囲、
水素精製ガス供給速度 (SLt/Lt) が、最高約 677 まで、
水素クエンチガス供給速度 (SLt/Lt) が、最高約 614 まで、
メイクアップ水素供給速度 (SLt/Lt) が、最高約 305 まで、及び
液空間速度値 (h^{-1}) が、前記水素化精製触媒に対して新たに供給される原料に基づ
いて、約 0.1 ~ 10.0 の範囲、
を含む、請求項 6 に記載のプロセス。

【請求項 8】

前記 GOHCK 域は、水素化分解触媒の存在下で、前記 GOHCK 域への供給原料の 2
7 ~ 52 重量%を前記第一 GOHCK 留分に転化する、中度水素化分解様式で作動する、
貫流 (循環使用を伴わない一段) 配置である、請求項 1 に記載のプロセス。

【請求項 9】

前記貫流 (循環使用を伴わない一段) 配置作動条件は、
反応器入口温度 () が、約 329 ~ 502 の範囲、
反応器出口温度 () が、約 338 ~ 516 の範囲、
初期 (SOR) 反応温度 () が、加重平均床温度 (WABT) として、約 310 ~ 4
75 の範囲、
終期 (EOR) 反応温度 () が、WABT として、約 338 ~ 516 の範囲、
反応入口圧 (barg) が、約 108 ~ 161 の範囲、
反応出口圧 (barg) が、約 100 ~ 150 の範囲、
水素分圧 (barg) (出口) が、約 77 ~ 116 の範囲、
水素精製ガス供給速度 (SLt/Lt) が、最高約 530 まで、
水素クエンチガス供給速度 (SLt/Lt) が、最高約 470 まで、
メイクアップ水素供給速度 (SLt/Lt) が、最高約 225 まで、及び
液空間速度値 (h^{-1}) が、前記水素化精製触媒に対して新たに供給される原料に基づ
いて、約 0.1 ~ 10.0 の範囲、
を含む、請求項 8 に記載のプロセス。

【請求項 10】

さらに、前記第二 ADU 留分中の前記中質留分は、前記 GOHCK 域に送られる重質常
圧軽油を含む、請求項 1 から 9 のいずれか 1 項に記載のプロセス。

【請求項 11】

さらに、前記第二 ADU 留分中の前記中質留分は、水素化処理されずに前記 GOSC 域
で処理される重質常圧軽油を含む、請求項 1 から 9 のいずれか 1 項に記載のプロセス。

【請求項 12】

前記第二 A D U 留分中の前記中質留分は、灯油燃料製品を回収するために灯油精製プロセスで処理される灯油、及び前記留分水素化処理域で処理される前記第二 A D U 留分の前記一部である直留ディーゼル留分を含む、請求項 1 から 9 のいずれか 1 項に記載のプロセス。

【請求項 13】

さらに、前記第二 A D U 留分中の前記中質留分は、前記 G O H C K 域または前記 G O S C 域で処理される重質常圧軽油を含む、請求項 12 に記載のプロセス。

【請求項 14】

前記第一 D H P 留分の少なくとも相当部分が、前記 M F S C 域または前記 A D U に送られる、請求項 1 から 13 のいずれか 1 項に記載のプロセス。

10

【請求項 15】

前記第一 G O H C K 留分から出るナフサの少なくとも相当部分が、前記混合原料流分解域または前記常圧蒸留域に送られる、請求項 1 から 13 のいずれか 1 項に記載のプロセス。

【請求項 16】

前記第一 G O H C K 留分の全部または一部が、前記留分水素化処理域に送られる、請求項 15 に記載のプロセス。

【請求項 17】

前記混合生成物流から回収される非オレフィン C 4 は、前記混合原料流分解域に循環使用される、請求項 1 から 16 のいずれか 1 項に記載のプロセス。

20

【請求項 18】

前記混合生成物流から回収される非オレフィン C 4 は、さらなる石油化学製品の製造のため、別個の処理域に循環使用される、請求項 1 から 16 のいずれか 1 項に記載のプロセス。

【請求項 19】

前記水素化精製熱分解ガスから C 5 を回収すること、

さらなる石油化学製品の製造のため、前記回収された C 5 を、前記別個の処理域に送ること、

前記回収されたエチレンの一部を、前記別個の処理域に送ること、

30

をさらに含み、
前記別個の処理域は、メタセシス反応域であり、石油化学プロピレン及び C 4 / C 5 抽残液流を生成し、前記 C 4 / C 5 抽残液流は、前記混合原料流分解域に循環使用される、請求項 18 に記載のプロセス。

【請求項 20】

前記水素化精製熱分解ガスから C 5 を回収すること、

前記回収された C 5 を、前記 M F S C 域に、さらなる石油化学製品の製造のため前記別個の処理域に、または前記混合原料流分解域及びさらなる石油化学製品の製造のため前記別個の処理域の両方に送ること、

をさらに含む、請求項 1 から 16 のいずれか 1 項に記載のプロセス。

40

【請求項 21】

前記回収された C 5 は、前記混合原料流分解域に送られる、請求項 20 に記載のプロセス。

【請求項 22】

前記回収された C 5 は、さらなる石油化学製品の製造のため前記別個の処理域に送られ、

前記別個の処理域は、ブテン混合物を、混合ブタノールに転化する、
請求項 20 に記載のプロセス。

【請求項 23】

少なくとも約 39 重量 % の原油対化学製品転化比が達成される、先行請求項のいずれか

50

1 項に記載のプロセス。

【発明の詳細な説明】

【技術分野】

【0001】

関連出願

本出願は、2016年11月21日出願の米国特許仮出願番号第62/424,883号、2017年1月24日出願の米国特許仮出願番号第62/450,018号、2017年1月24日出願の米国特許仮出願番号第62/450,031号、2017年1月24日出願の米国特許仮出願番号第62/450,043号、及び2017年1月24日出願の米国特許仮出願番号第62/450,062号の優先権を主張し、これらの内容はすべて、そのまま全体が本明細書により参照により援用される。

10

【0002】

本明細書中開示される本発明は、原油を石油化学製品及び燃料製品に転化するための統合されたプロセス及びシステムに関する。

【背景技術】

【0003】

低級オレフィン（すなわち、エチレン、プロピレン、ブチレン、及びブタジエン）及び芳香族化合物（すなわち、ベンゼン、トルエン、及びキシレン）は、石油化学工業及び化学工業において広く使用される基本的な中間体である。熱分解、または蒸気熱分解は、こうした材料を形成するプロセスの主要なタイプのものであり、典型的には、蒸気の存在下、及び酸素不在下で行われる。蒸気熱分解の典型的な原料として、エタンなどの石油ガス、ならびにナフサ、灯油、及び軽油などの留分を挙げることができる。こうした原料は、入手可能性が通常限られており、原油精製所において、高額の費用及び大量のエネルギーを消費するプロセス工程が必要となる。

20

【0004】

エチレン製造は、非常に多くの部分を、原料としてのナフサに依存する。しかしながら、重質ナフサは、軽質ナフサよりもパラフィン含有量が少なくまた芳香族化合物含有量が多く、そのため、アップグレーディングしないことには、エチレン製造の原料としてあまり適さない。重質ナフサは、その供給源に基づいて、全パラフィン及び芳香族化合物の量が変化し得る。パラフィン含有量は、約27～70%の範囲が可能であり、ナフテン含有量は、約15～60%の範囲が可能であり、芳香族化合物含有量は、約10～36%の範囲が可能である（体積基準）。

30

【0005】

多くの化学製品製造業者は、供給原料として石油精製副産物に依存しているため、近隣の精製業者からの供給及び供給原料の品質により制限を受ける。多くの化学製品製造業者はまた、石油精製及びそれに関連する燃料市場の高額な費用によっても制限を受け、このことは、製油所起源の供給原料の経済価値に負の影響を及ぼす可能性がある。自動車及びトラック用の燃費効率の世界基準が高くなれば、燃料需要が低下して精製のマージンが狭まることになり、そして燃料及び化学製品の供給及び/または市場の経済を悪化させる可能性がある。

40

【0006】

原油を、低級オレフィン及び芳香族化合物などの基本化学中間体に転化するプロセスの改善は、当該分野で依然として必要とされている。また、規模の経済でより大きな影響力を持つより価値の高い化学製品製造機会をもたらす新規アプローチが、当該分野で依然として必要とされている。

【発明の概要】

【0007】

1つまたは複数の実施形態に従って、本発明は、供給原油から石油化学製品及び燃料製品を製造する統合プロセスに関する。統合プロセスは、常圧蒸留域で、供給原油から、少なくとも、直留ナフサ及びそれより軽質の成分を含む留分、1つまたは複数の中質留分、

50

及び常圧残油留分を分離する、最初の分離工程を含む。減圧軽油留分は、減圧蒸留域で、常圧残油留分から分離される。ディーゼル水素化精製装置などの留分水素化处理（「DHP」）域では、中質留分の少なくとも一部が処理されて、ナフサ留分及びディーゼル燃料留分を生成する。減圧軽油留分（及び任意選択で、常圧軽油留分の全部または一部、あるいは重質常圧軽油留分の全部または一部）は、軽油水素化分解域で処理される。未転化油は、軽油水蒸気分解域で処理される。常圧蒸留から直留ナフサ及びそれより軽質の成分とともに出る留分（複数可）、及び芳香族化合物抽出域抽残液は、混合原料水蒸気分解域で処理される。混合原料水蒸気分解域及び軽油水蒸気分解域から出る生成物は、 H_2 、メタン、エタン、エチレン、混合C3、及び混合C4を含む統合されたまたは別個の混合生成物流（複数可）；熱分解ガソリン流（複数可）；及び熱分解油流（複数可）を含む。

10

【0008】

混合生成物流（複数可）から、C3及び混合C4、すなわち石油化学製品であるエチレン、プロピレン、及びブチレンを回収する。エタン及び非オレフィンC3は、混合原料水蒸気分解域に循環使用され、非オレフィンC4は、混合原料水蒸気分解域に循環使用されるか、またはさらなる石油化学製品を製造するための分離処理域に送られる。熱分解ガソリンは、pyガス水素化处理域で精製されて、水素化精製熱分解ガソリンを生成する。水素化精製熱分解ガソリンは、芳香族化合物抽出域に送られ、芳香族生成物及び芳香族化合物抽出域抽残液が回収され、抽残液は、混合原料水蒸気分解域に循環使用される。

【0009】

さらに他の態様、実施形態、ならびにこれらの模範的な態様及び実施形態の利点を、以下で詳細に説明する。さらに、当然のことながら、前述の情報及び後述の詳細な説明はどちらも、様々な態様及び実施形態の模範例にすぎず、特許請求される態様及び実施形態の性質及び特徴を理解するための概要または枠組みを提供することを意図する。添付の図面は、様々な態様及び実施形態の図示及びさらなる理解を提供するために含まれるものであり、この明細書に組み込まれてその一部を構成する。図面は、明細書のその他の部分と合わせて、記載及び特許請求される態様及び実施形態の原則及び運転を説明する役割を果たす。

20

【0010】

本発明を、以下で、添付の図面を参照してさらに詳細に説明するが、図中、同一または同様な要素は同一の数字で示される。

30

【図面の簡単な説明】

【0011】

【図1】石油化学製品及び燃料製品の製造プロセスの実施形態における、水蒸気分解炉複合設備の上流での運転を図示する；

【図2】石油化学製品及び燃料製品の製造プロセスの実施形態における、水蒸気分解炉複合設備の下流での運転をその設備も含めて図示する；

【図3】メタセシスを統合した石油化学製品の製造プロセスの実施形態における、水蒸気分解炉複合設備の下流での運転をその設備も含めて図示する；

【図4】混合ブタノール生成を統合した石油化学製品及び燃料製品の製造プロセスの実施形態における、水蒸気分解炉複合設備の下流での運転をその設備も含めて図示する；

40

【図5】メタセシス及び混合ブタノール生成を統合した石油化学製品及び燃料製品の製造プロセスの実施形態における、水蒸気分解炉複合設備の下流での運転をその設備も含めて図示する。

【図6】石油化学製品及び燃料製品の製造プロセスのさらなる実施形態における、水蒸気分解炉複合設備の上流での運転を図示する；

【図7】単一反応器水素化分解域を図示する；

【図8】循環使用を伴う直列流水素化分解域を図示する；

【図9】循環使用を伴う二段水素化分解域を図示する；

【図10】石油化学製品及び燃料製品の製造プロセスのさらなる実施形態における、水蒸気分解炉複合設備の下流での運転をその設備も含めて図示する；

50

【図 1 1】メタセシスを統合した石油化学製品及び燃料製品の製造プロセスのさらなる実施形態における、運転を図示する；

【図 1 2】石油化学製品及び燃料製品の製造プロセスのなおさらなる実施形態における、水蒸気分解炉複合設備の上流での運転を図示する；ならびに

【図 1 3】石油化学製品及び燃料製品の製造プロセスのなおさらなる実施形態における、水蒸気分解炉複合設備の上流での運転を図示する。

【発明を実施するための形態】

【0012】

統合された様式の複数の処理ユニットを用いて供給原油を石油化学製品に転化することが可能なプロセススキーム配置が開示される。この設計は、水蒸気分解炉複合設備に適した原料を調製するのに最小限の設備投資しか利用しない。原油を、オレフィン及び芳香族化合物をはじめとする石油化学生成物、ならびに燃料製品へと転化する統合プロセスは、混合原料水蒸気分解及び軽油水蒸気分解を含む。混合原料水蒸気分解炉への供給原料は、装置の境界内にある水素化処理域から出る軽質生成物及びナフサ、C3及びC4オレフィン回収工程から出る循環使用流、ならびに装置の境界内にある熱分解ガソリン芳香族化合物抽出域から出る抽残液を含む。軽油水蒸気分解炉への供給原料は、減圧軽油水素化精製から出る未転化油中間体を含む。

10

【0013】

「主要部分」という語句は、特定の1つまたは複数の流に関して、少なくとも約50重量%～最高100重量%、または別の指定単位での同じ値を意味する。

20

【0014】

「相当部分」という語句は、特定の1つまたは複数の流に関して、少なくとも約75重量%～最高100重量%、または別の指定単位での同じ値を意味する。

【0015】

「実質的部分」という語句は、特定の1つまたは複数の流に関して、少なくとも約90、95、98、または99重量%、及び最高100重量%まで、または別の指定単位での同じ値を意味する。

【0016】

「少量部分」という語句は、特定の1つまたは複数の流に関して、約1、2、4、または10重量%から、最高約20、30、40、または50重量%まで、または別の指定単位での同じ値を意味する。

30

【0017】

「原油」という用語は、本明細書中使用される場合、地層から抽出された、その未精製形状にある石油を示す。本明細書中のプロセスの原料に適した原油として、アラビアン・ヘビー、アラビアン・ライト、アラビアン・エクストラ・ライト、他のガルフ原油、ブレント、北海原油、ノース及びウェストアフリカン原油、インドネシアン、チャイニーズ原油、またはそれらの混合物が挙げられる。粗石油混合物として、全原油または抜頭原油が可能である。本明細書中使用される場合、「原油」は、水油分離；及び/またはガス油分離；及び/または脱塩；及び/または安定化などある種の前処理を施された混合物も示す。ある特定の実施形態において、原油は、API比重（ASTM D287標準）が約20°、30°、32°、34°、36°、38°、40°、42°、または44°以上であるそのような混合物のいずれかを示す。

40

【0018】

「AXL」という頭字語は、本明細書中使用される場合、API比重が約38°、40°、42°、または44°以上であること、及びある特定の実施形態において約38°～46°、38°～44°、38°～42°、38°～40.5°、39°～46°、39°～44°、39°～42°、または39°～40.5°の範囲にあることを特徴とするアラブ・エクストラ・ライト原油を示す。

【0019】

「AL」という頭字語は、本明細書中使用される場合、API比重が約30°、32°

50

、 34° 、 36° 、または 38° 以上であること、及びある特定の実施形態において $30^{\circ} \sim 38^{\circ}$ 、 $30^{\circ} \sim 36^{\circ}$ 、 $30^{\circ} \sim 35^{\circ}$ 、 $32^{\circ} \sim 38^{\circ}$ 、 $32^{\circ} \sim 36^{\circ}$ 、 $32^{\circ} \sim 35^{\circ}$ 、 $33^{\circ} \sim 38^{\circ}$ 、 $33^{\circ} \sim 36^{\circ}$ 、または $33^{\circ} \sim 35^{\circ}$ の範囲にあることを特徴とするアラブ・ライト原油を示す。

【0020】

「LPG」という頭字語は、本明細書中使用される場合、「液化石油ガス」という用語について周知の頭字語を示し、一般的に、 $C3 - C4$ 炭化水素混合物である。ある特定の実施形態において、これらは「軽留分」とも示される。

【0021】

「ナフサ」という用語は、本明細書中使用される場合、約 $20 \sim 205$ 、 $20 \sim 193$ 、 $20 \sim 190$ 、 $20 \sim 180$ 、 $20 \sim 170$ 、 $32 \sim 205$ 、 $32 \sim 193$ 、 $32 \sim 190$ 、 $32 \sim 180$ 、 $32 \sim 170$ 、 $36 \sim 205$ 、 $36 \sim 193$ 、 $36 \sim 190$ 、 $36 \sim 180$ 、または $36 \sim 170$ の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

10

【0022】

「軽質ナフサ」という用語は、本明細書中使用される場合、約 $20 \sim 110$ 、 $20 \sim 100$ 、 $20 \sim 90$ 、 $20 \sim 88$ 、 $32 \sim 110$ 、 $32 \sim 100$ 、 $32 \sim 90$ 、 $32 \sim 88$ 、 $36 \sim 110$ 、 $36 \sim 100$ 、 $36 \sim 90$ 、または $36 \sim 88$ の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

【0023】

「重質ナフサ」という用語は、本明細書中使用される場合、約 $90 \sim 205$ 、 $90 \sim 193$ 、 $90 \sim 190$ 、 $90 \sim 180$ 、 $90 \sim 170$ 、 $93 \sim 205$ 、 $93 \sim 193$ 、 $93 \sim 190$ 、 $93 \sim 180$ 、 $93 \sim 170$ 、 $100 \sim 205$ 、 $100 \sim 193$ 、 $100 \sim 190$ 、 $100 \sim 180$ 、 $100 \sim 170$ 、 $110 \sim 205$ 、 $110 \sim 193$ 、 $110 \sim 190$ 、 $110 \sim 180$ 、または $110 \sim 170$ の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

20

【0024】

ある特定の実施形態において、ナフサ、軽質ナフサ、及び/または重質ナフサは、原油蒸留、または本明細書中記載されるとおりの中間体精製プロセスの蒸留により得られる、そのような石油留分を示す。

【0025】

「直留」という修飾用語は、本明細書中、その周知の意味を有するものとして使用される、すなわち、常圧蒸留ユニットから直接得られる、任意選択でスチームストリッピングに供されているが、水素化处理、流動接触分解、または水蒸気分解など他の精製処理は施されていない留分を記載する。この例として、「直留ナフサ」及びその頭字語「SRN」があり、したがってこの例は、周知のとおり、常圧蒸留ユニットから直接得られる、任意選択でスチームストリッピングに供された、上記で定義される「ナフサ」を示す。

30

【0026】

「灯油」という用語は、本明細書中使用される場合、約 $170 \sim 280$ 、 $170 \sim 270$ 、 $170 \sim 260$ 、 $180 \sim 280$ 、 $180 \sim 270$ 、 $180 \sim 260$ 、 $190 \sim 280$ 、 $190 \sim 270$ 、 $190 \sim 260$ 、 $193 \sim 280$ 、 $193 \sim 270$ 、または $193 \sim 260$ の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

40

【0027】

「灯軽油」という用語は、本明細書中使用される場合、約 $170 \sim 250$ 、 $170 \sim 235$ 、 $170 \sim 230$ 、 $170 \sim 225$ 、 $180 \sim 250$ 、 $180 \sim 235$ 、 $180 \sim 230$ 、 $180 \sim 225$ 、 $190 \sim 250$ 、 $190 \sim 235$ 、 $190 \sim 230$ 、または $190 \sim 225$ の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

【0028】

「灯重油」という用語は、本明細書中使用される場合、約 $225 \sim 280$ 、 $225 \sim 270$ 、 $225 \sim 260$ 、 $230 \sim 280$ 、 $230 \sim 270$ 、 $230 \sim 260$ 、 $235 \sim 280$ 、 $235 \sim 270$ 、 $235 \sim 260$ 、または $250 \sim 280$ の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

50

【 0 0 2 9 】

「常圧軽油」という用語及びその頭字語「A G O」は、本明細書中使用される場合、約 2 5 0 ~ 3 7 0、2 5 0 ~ 3 6 0、2 5 0 ~ 3 4 0、2 5 0 ~ 3 2 0、2 6 0 ~ 3 7 0、2 6 0 ~ 3 6 0、2 6 0 ~ 3 4 0、2 6 0 ~ 3 2 0、2 7 0 ~ 3 7 0、2 7 0 ~ 3 6 0、2 7 0 ~ 3 4 0、または 2 7 0 ~ 3 2 0 の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

【 0 0 3 0 】

「重質常圧軽油」という用語及びその頭字語「H - A G O」は、本明細書中使用される場合、ある特定の実施形態において、高温側 3 ~ 3 0 の範囲を含む A G O の沸騰範囲にある炭化水素の最も重質なカットを示す（例えば、約 2 5 0 ~ 3 6 0 の範囲を有する A G O の場合、H - A G O の範囲は、約 3 3 0 ~ 3 5 7 の初留点及び約 3 6 0 の終点を含む）。

10

【 0 0 3 1 】

「中質常圧軽油」という用語及びその頭字語「M - A G O」は、本明細書中使用される場合、ある特定の実施形態において、H - A G O と合わせて、H - A G O が取り出された後の残存 A G O、すなわち、高温側約 3 ~ 3 0 の範囲を除く A G O 沸騰範囲の炭化水素を示す（例えば、約 2 5 0 ~ 3 6 0 の範囲を有する A G O の場合、M - A G O の範囲は、約 2 5 0 の初留点及び約 3 3 0 ~ 3 5 7 の終点を含む）。

【 0 0 3 2 】

ある特定の実施形態において、「ディーゼル」という用語は、常圧蒸留ユニットから出る直留留分に関して使用される。この用語が使用される実施形態において、ディーゼル留分は、中質 A G O 範囲の炭化水素を示し、ある特定の実施形態において、灯重油範囲の炭化水素と合わせたものでもある。

20

【 0 0 3 3 】

「常圧残油」という用語及びその頭字語「A R」は、本明細書中使用される場合、A G O 範囲の炭化水素の終点に相当する初留点を有するとともに、供給原油の特質に基づく終点を有する、塔底炭化水素を示す。

【 0 0 3 4 】

「減圧軽油」という用語及びその頭字語「V G O」は、本明細書中使用される場合、約 3 7 0 ~ 5 5 0、3 7 0 ~ 5 4 0、3 7 0 ~ 5 3 0、3 7 0 ~ 5 1 0、4 0 0 ~ 5 5 0、4 0 0 ~ 5 4 0、4 0 0 ~ 5 3 0、4 0 0 ~ 5 1 0、4 2 0 ~ 5 5 0、4 2 0 ~ 5 4 0、4 2 0 ~ 5 3 0、または 4 2 0 ~ 5 1 0 の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

30

【 0 0 3 5 】

「減圧軽質軽油」という用語及びその頭字語「L V G O」は、本明細書中使用される場合、約 3 7 0 ~ 4 2 5、3 7 0 ~ 4 1 5、3 7 0 ~ 4 0 5、3 7 0 ~ 3 9 5、3 8 0 ~ 4 2 5、3 9 0 ~ 4 2 5、または 4 0 0 ~ 4 2 5 の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

【 0 0 3 6 】

「減圧重質軽油」という用語及びその頭字語「H V G O」は、本明細書中使用される場合、約 4 2 5 ~ 5 5 0、4 2 5 ~ 5 4 0、4 2 5 ~ 5 3 0、4 2 5 ~ 5 1 0、4 5 0 ~ 5 5 0、4 5 0 ~ 5 4 0、4 5 0 ~ 5 3 0、または 4 5 0 ~ 5 1 0 の範囲で沸騰する炭化水素を示す。

40

【 0 0 3 7 】

「減圧残油」という用語及びその頭字語「V R」は、本明細書中使用される場合、V G O 範囲の炭化水素の終点に相当する初留点を有するとともに、供給原油の特質に基づく終点を有する、塔底炭化水素を示す。

【 0 0 3 8 】

「燃料」という用語は、エネルギー担体として使用される原油由来製品を示す。石油精製所により一般に製造される燃料として、ガソリン、ジェット燃料、ディーゼル燃料、燃料油、及び石油コークスが挙げられるが、これらに限定されない。明確な化合物の集合である石油化学製品とは異なり、燃料は、典型的には様々な炭化水素化合物の複雑な混合物である。

50

【 0 0 3 9 】

「灯油燃料」または「灯油燃料製品」という用語は、エネルギー担体として使用される燃料製品、例えば、ジェット燃料、または他の灯油範囲の燃料製品（及びそのようなジェット燃料または他の灯油範囲の燃料製品を製造するための前駆体）を示す。灯油燃料として、Jet AまたはJet A - 1ジェット燃料仕様を満たす灯油燃料製品が挙げられるが、これらに限定されない。

【 0 0 4 0 】

「ディーゼル燃料」及び「ディーゼル燃料製品」という用語は、圧縮点火エンジンに適したエネルギー担体として使用される燃料製品（及びそのような燃料製品を製造するための前駆体）を示す。ディーゼル燃料として、ユーロVディーゼル基準（Euro V diesel standards）に準拠した超低硫黄ディーゼルが挙げられるが、これに限定されない。

10

【 0 0 4 1 】

「芳香族炭化水素」または「芳香族化合物」という用語は、当該分野で非常に周知である。したがって、「芳香族炭化水素」という用語は、仮想局在構造（例えば、ケクレ構造）の安定性よりも顕著に高い安定性を持つ環状に結合した炭化水素（非局在化による）を示す。所定の炭化水素の芳香属性を判定する最も一般的な方法は、その炭化水素の¹H NMRスペクトル中にジアトロピシティ（diatropicity）が観察されるかどうか、例えば、7.2 ~ 7.3 ppmの範囲にベンゼン環プロトンの化学シフトが存在するかどうかである。

20

【 0 0 4 2 】

「ナフテン炭化水素」または「ナフテン」または「シクロアルカン」という用語は、本明細書中、それらの用語の確立された意味を有するものとして使用され、したがって、それら分子の化学構造中に1つまたは複数の炭素原子環を有する種類のアルカンを示す。

【 0 0 4 3 】

「ワイルドナフサ」という用語は、本明細書中、水素化处理ユニット、例えば、留分水素化处理ユニット、ディーゼル水素化处理ユニット、及び/または軽油水素化处理ユニットに由来するナフサ製品を示すのに使用される。

【 0 0 4 4 】

「未転化油」という用語及びその頭字語「UCO」は、本明細書中、その既知の意味を有するものとして使用され、水素化分解装置から出る、窒素、硫黄、及びニッケル含有量が低く、AGO範囲の炭化水素の終点に相当する初留点、及びある特定の実施形態において約340 ~ 370 の範囲、例えば、約340、360、または370 の初留点、ならびに約510 ~ 560 の範囲の終点、例えば、約540、550、または560 の終点を有する炭化水素を含むパラフィン濃度の高い留分を示す。UCOは、当該産業において、「ハイドロワックス」を含む他の同義語でも知られている。

30

【 0 0 4 5 】

「C#炭化水素」または「C#」は、本明細書中、その用語の周知の意味を有するものとして使用される、すなわち、「#」が整数値である場合に、その値の個数の炭素原子を有する炭化水素を意味する。「C#+炭化水素」または「C#+」という用語は、その値以上の個数の炭素原子を有する炭化水素を示す。「C#-炭化水素」または「C#-」という用語は、その値以下の個数の炭素原子を有する炭化水素を示す。同様に、範囲も指定され、例えばC1 - C3は、C1、C2、及びC3を含む混合物を意味する。

40

【 0 0 4 6 】

「石油化学製品」または「石油化学生成物」という用語は、燃料として使用されない、原油由来の化学生成物を示す。石油化学生成物として、化学製品及びポリマーを製造する基本原料として使用されるオレフィン及び芳香族化合物が挙げられる。典型的なオレフィン石油化学生成物として、エチレン、プロピレン、ブタジエン、ブチレン-1、イソブチレン、イソプレン、シクロペンタジエン、及びスチレンが挙げられるが、これらに限定されない。典型的な芳香族石油化学生成物として、ベンゼン、トルエン、キシレン、及びエ

50

チルベンゼンが挙げられるが、これらに限定されない。

【0047】

「オレフィン」という用語は、本明細書中、その周知の意味を有するものとして使用される、すなわち、少なくとも1つの炭素炭素二重結合を有する不飽和炭化水素である。複数形の場合、「olefins (オレフィン)」という用語は、少なくとも1つの炭素炭素二重結合を有する不飽和炭化水素が2種以上含まれる混合物を意味する。ある特定の実施形態において、「オレフィン」という用語は、エチレン、プロピレン、ブタジエン、ブチレン-1、イソブチレン、イソプレン、及びシクロペンタジエンのうち2種以上を含む混合物に関する。

【0048】

「BTX」という用語は、本明細書中使用される場合、ベンゼン、トルエン、及びキシレンに関する周知の頭字語を示す。

【0049】

「メイクアップ水素」という用語は、本明細書中、水素化処理域に関連して、従来式に統合された分離容器から出る循環使用量を超えた、その域で必要とされる水素を示すのに使用される。ある特定の実施形態において、本明細書中使用される場合、水素化処理域またはある域内の反応器のどれであっても、その中のメイクアップ水素の全部または一部は、統合プロセス及びシステムの水蒸気分解域（複数可）に由来するガスによるものである。

【0050】

「原料から化学製品への転化」という用語は、本明細書中使用される場合、原油を石油化学製品に転化することを示し、石油化学製品として、低級オレフィン、例えば、エチレン、プロピレン、ブチレン（イソブチレンを含む）、ブタジエン、MTBE、ブタノール、ベンゼン、エチルベンゼン、トルエン、キシレン、及びこれらの誘導体が挙げられるが、これらに限定されない。

【0051】

「原料から化学製品への転化比」という用語は、本明細書中使用される場合、質量基準での、脱塩前の流入原油対石油化学製品の比を示す。

【0052】

「粗C4」という用語は、水蒸気分解域から出る混合C4流出油を示す。

【0053】

「C4抽残液1」または「C4 Raff-1」という用語は、ブタジエン抽出ユニットに残る混合C4流、すなわち、ブタジエンを除く粗C4由来の混合C4を示す。

【0054】

「C4抽残液2」または「C4 Raff-2」という用語は、MTBEユニットに残る混合C4流、すなわち、ブタジエン及びイソブテンを除く粗C4由来の混合C4を示す。

【0055】

「C4抽残液3」または「C4 Raff-3」という用語は、C4蒸留ユニットに残る混合C4流、すなわち、ブタジエン、イソブテン、及びブタン-1を除く粗C4由来の混合C4を示す。

【0056】

「熱分解ガソリン」という用語及びその略語「pyガス」は、本明細書中、それらの周知の意味を有するものとして使用される、すなわち、C5～C9の範囲の熱分解生成物であり、例えば、約204.4（400°F）、ある特定の実施形態において、最高約148.9（300°F）の終点を有する。

【0057】

「熱分解油」という用語及びその略語「py油」は、本明細書中、それらの周知の意味を有するものとして使用される、すなわち、水蒸気分解に由来する重質油留分、C10+である。

【0058】

10

20

30

40

50

「軽質熱分解油」という用語及びその頭字語「LPO」は、本明細書中使用される場合、ある特定の実施形態において、約440、450、460、または470の終点を有する熱分解油を示す。

【0059】

「重質熱分解油」という用語及びその頭字語「HPO」は、本明細書中使用される場合、ある特定の実施形態において、約440、450、460、または470の初留点を有する熱分解油を示す。

【0060】

一般に、供給原油から石油化学製品及び燃料製品を製造する統合プロセスは、常圧蒸留域で、供給原油から、少なくとも、直留ナフサを含む第一常圧蒸留域留分；中質留分の少なくとも一部を含む第二常圧蒸留域留分、及び常圧残油を含む第三常圧蒸留域留分を分離する、最初の分離工程を含む。減圧軽油を含む第一減圧蒸留域留分は、減圧蒸留域で、第三常圧蒸留域留分から分離される。ディーゼル水素化精製装置などの留分水素化处理（「DHP」）域において、第二常圧蒸留域留分の少なくとも一部が処理されて、少なくとも、第一DHP留分及び第二DHP留分が生成され、この第一DHP留分は、ナフサを含み、第二DHP留分は、ディーゼル燃料製造に使用される。第一減圧蒸留域留分（及び任意選択で、常圧軽油留分の全部または一部、あるいは重質常圧軽油留分の全部または一部）は、軽油水素化分解域で処理されて、ナフサ、中質留分、及び未転化油を生成する。未転化油は、軽油水蒸気分解域で処理される。

10

【0061】

少なくとも第一常圧蒸留域留分及び芳香族化合物抽出域から出る熱分解ガソリン抽残液は、混合原料水蒸気分解域で処理される。混合原料水蒸気分解域及び軽油水蒸気分解域から出る生成物は、 H_2 、メタン、エタン、エチレン、混合C3、及び混合C4を含む統合されたまたは別個の混合生成物流（複数可）；熱分解ガソリン流（複数可）；ならびに熱分解油流（複数可）を含む。

20

【0062】

混合生成物流（複数可）C3及び混合C4から、石油化学製品であるエチレン、プロピレン、及びブチレンが、回収される。エタン及び非オレフィンC3は、混合原料水蒸気分解域へと循環使用され、非オレフィンC4は、混合原料水蒸気分解域へと循環使用されるか、さらなる石油化学製品を製造するために別個の処理域に送られる。熱分解ガソリンは、pyガス水素化处理域で精製されて、水素化精製熱分解ガソリンを生成する。水素化精製熱分解ガソリンは、芳香族化合物抽出域に送られて、芳香族化合物製品及び芳香族化合物抽出域抽残液が回収され、抽残液は混合原料水蒸気分解域へと循環使用される。

30

【0063】

エタンならびに非オレフィンC3及びC4は回収されて、エタン及び非オレフィンC3は水蒸気分解複合装置へと循環使用され、非オレフィンC4は水蒸気分解複合装置へと循環使用されるか、プロピレン及び/または混合ブタノール液などさらなる石油化学製品を製造するために別個の処理域に送られる。熱分解ガソリンは、pyガス水素化处理域で精製されて、水素化精製熱分解ガソリンが生成し、水素化精製熱分解ガソリンは芳香族化合物抽出複合装置に送られて、芳香族石油化学製品及び熱分解ガソリン抽残液を含む抽残液が回収され、熱分解ガソリン抽残液は水蒸気分解複合装置へと循環使用される。

40

【0064】

図1及び図2は、原油を石油化学製品及び燃料製品に転化するプロセス及びシステムの実施形態を図示し、これには、混合原料水蒸気分解域及び軽油水蒸気分解域が含まれる。概して、図1は、混合原料水蒸気分解域（「MFSC」）230及び軽油水蒸気分解域250の上流の運転を示し、一方、図2は、原油転化域の下流の運転を、混合原料水蒸気分解域230及び軽油水蒸気分解域250も含めて示す。

【0065】

混合原料水蒸気分解域及び軽油水蒸気分解域は、簡潔にするため、図2、図3、図4、及び図5において、単一の模式的ブロック230/250で示される。

50

【 0 0 6 6 】

本明細書中の説明において、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 は両方とも、ある特定の場合において、まとめて「水蒸気分解炉複合設備」2 3 0 / 2 5 0 と称するが、当業者ならお分かりのとおり、水蒸気分解域が異なれば、含まれる炉及び関連する交換機も異なり、それぞれから出る特定の生成物は、下流でのさらなる運転のためまとめられる。ある特定の実施形態において、クエンチシステム及び分留ユニットを組み合わせたことが可能である。さらなる実施形態において、別個のクエンチシステム及び分留ユニットを、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 のそれぞれ用に使用することが可能である。

【 0 0 6 7 】

図 1 を参照すると、供給原油 1 0 2 は、ある特定の実施形態において A X L または A L であるが、これは、原油処理複合装置 1 0 0 で複数の留分に分離され、複合装置 1 0 0 は、典型的には、常圧蒸留域（「A D U」）1 1 0、飽和ガスプラント 1 5 0、及び減圧蒸留域（「V D U」）1 6 0 を備える。供給原油 1 0 2 は、ある特定の実施形態において L P G 及び軽質ナフサが除去されたものであるが、これは、常圧蒸留域 1 1 0 で複数の留分に分離される。図 1 に示すとおり、軽質生成物、例えば、炭素数が 6 未満の軽質炭化水素などは、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。詳細には、エタン、プロパン、及びブタンを含む C 2 - C 4 炭化水素 1 5 2 は、飽和ガスプラント 1 5 0 を介して、常圧蒸留域 1 1 0 から出る軽留分及び L P G 1 1 2 から分離される。任意選択で、他の軽質生成物、例えば統合システム内の精製ユニットから出る軽質ガス及びある特定の実施形態において装置の境界の外側からくる軽質ガスなどは、破線で示される流 1 5 6 として、飽和ガスプラント 1 5 0 に送られる。分離された C 2 - C 4 炭化水素 1 5 2 は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。飽和ガスプラント 1 5 0 から出る排出ガス 1 5 4 ならびに混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 から出る排出ガス 2 0 8 は、典型的に知られているとおりに、取り出し及び回収され、例えば、燃料ガス（「F G」）システムに抛出される。

【 0 0 6 8 】

常圧蒸留域 1 1 0 から出る直留ナフサ 1 3 6 は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。ある特定の実施形態において、直留ナフサ 1 3 6 の全部、実施的部分、または相当部分が、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。残存ナフサ（もしあれば）は、ガソリンプールに加えることが可能である。また、ある特定の実施形態において、直留ナフサ流 1 3 6 は、本明細書中記載されるとおり他の供給源からのナフサを含有し、場合によっては、ワイルドナフサ、例えば、統合された留分、軽油、及び / または残油水素化处理ユニットの 1 つまたは複数由来のナフサ範囲炭化水素を示す。

【 0 0 6 9 】

中質留分は、ディーゼル及び / または灯油の製造に、ならびに混合原料水蒸気分解域 2 3 0 への追加供給に使用される。図 1 に示す実施形態において、少なくとも 3 種の異なる中質留分カットが、燃料製品及び石油化学製品の製造用に（水蒸気分解炉を介して）処理される。図 1 に示す配置を用いた 1 つの例において、第一常圧蒸留域中質留分 1 1 6 は、ある特定の実施形態において灯油留分と称するが、これは、灯軽油範囲の炭化水素を含有し、第二常圧蒸留域中質留分 1 2 2 は、ある特定の実施形態においてディーゼル留分と称するが、これは、灯重油範囲の炭化水素及び中質 A G O 範囲の炭化水素を含有し、第三常圧蒸留域中質留分 1 2 6 は、ある特定の実施形態において常圧軽油留分と称するが、これは、重質 A G O 範囲の炭化水素を含有する。図 1 に示す配置を用いた別の例において、第一中質留分 1 1 6 は、灯油範囲の炭化水素を含有し、第二中質留分 1 2 2 は、中質 A G O 範囲の炭化水素を含有し、第三中質留分 1 2 6 は、重質 A G O 範囲の炭化水素を含有する。図 1 に示す配置を用いた別の例において、第一中質留分 1 1 6 は、灯軽油範囲の炭化水素及び灯重油範囲の炭化水素の一部を含有し、第二中質留分 1 2 2 は、灯重油範囲の炭化水素の一部及び中質 A G O 範囲の炭化水素の一部を含有し、第三中質留分 1 2 6 は、中質 A G O 範囲の炭化水素の一部及び重質 A G O 範囲の炭化水素を含有する。

10

20

30

40

50

【 0 0 7 0 】

例えば、第一中質留分 1 1 6 は、灯油精製 (s w e e t e n i n g) プロセス 1 7 0 で処理して、灯油燃料製品 1 7 2、例えば、J e t A または J e t A - 1 仕様を満たすジェット燃料、及び任意選択で他の燃料製品 (示さず) を生成することが可能である。本明細書中ある特定の実施形態において、第一中質留分 1 1 6 の全部または一部は、燃料製造に使用されず、その代わりに混合原料水蒸気分解域 2 3 0 への追加供給原料を製造するために、留分水素化処理の供給原料として使用される。

【 0 0 7 1 】

第二中質留分 1 2 2 は、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 などの留分水素化処理域で処理されて、ワイルドナフサ 1 8 4 及びディーゼル燃料留分 1 8 2、例えば、ユーロ V ディーゼル基準を満たすものを生成する。さらなる実施形態において、第一中質留分 1 1 6 の全部または一部を、破線で示すとおり、第二中質留分 1 2 2 と合わせて精製することが可能である。

10

【 0 0 7 2 】

ワイルドナフサ 1 8 4 の全部または一部は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られ；混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られない任意部分は、ガソリンプールに送ることが可能である。ある特定の実施形態において、ワイルドナフサ 1 8 4 は、単独で、または統合プロセス内由来の他のワイルドナフサ留分と組み合わせて、原油処理複合装置 1 0 0 に送られる。ワイルドナフサ 1 8 4 が原油処理複合装置 1 0 0 を通過する実施形態において、減圧軽油水素化処理域で生成した液化石油ガスの全部または一部は、ワイルドナフサと共に送ることが可能である。ある特定の実施形態において、ワイルドナフサ 1 8 4 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる (直接または原油処理複合装置 1 0 0 を通じて) 。

20

【 0 0 7 3 】

ある特定の実施形態において (破線で示されるとおり)、第三中質留分 1 2 6 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、減圧軽油流 1 6 2 と組み合わせて、減圧軽油水素化処理域に送られ；減圧軽油水素化処理域に送られない任意部分は、水素化処理せずに軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送ることが可能である。さらなる実施形態において (破線で示されるとおり)、第三中質留分 1 2 6 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、水素化処理域せずに軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送られ；軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送られない任意部分は、減圧軽油水素化処理域に送ることが可能である。

30

【 0 0 7 4 】

常圧蒸留域 1 1 0 から出る常圧残油留分 1 1 4 は、減圧蒸留域 1 6 0 でさらに分離される。減圧蒸留域 1 6 0 から出る減圧軽油 1 6 2 は、減圧軽油水素化分解域 3 2 0 に送られる。ある特定の実施形態において、減圧軽油 1 6 2 は、減圧軽油水素化分解域 3 2 0 を迂回して、軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送ることが可能である (図示せず)。減圧蒸留域 1 6 0 から出る最重質留分 1 6 8、すなわち減圧残油は、燃料油 (「 F O 」) プールに送る、及び / または任意選択で、破線で示される残油精製域 8 0 0 で処理することが可能である。ある特定の実施形態において、常圧残油留分 1 1 4 の少量部分は、減圧蒸留域 1 6 0 を迂回することが可能であり (図示せず)、任意選択の残油精製域 8 0 0 及び / または軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送られる (図示せず) 。

40

【 0 0 7 5 】

減圧軽油水素化分解域 3 2 0 は、穏やかな、中度の、または厳しい水素化分解条件下で作動可能であり、一般に、水素化分解ナフサ留分 3 2 6、ディーゼル燃料留分 3 2 2、及び未転化油留分 3 2 4 を生成させる。ディーゼル燃料留分 3 2 2 は、燃料として、例えば、ユーロ V ディーゼル基準を満たす燃料として回収され、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 から出るディーゼル燃料留分 1 8 2 とまとめることが可能である。ある特定の実施形態において、合計減圧軽油 1 6 2 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、減圧軽油水素化分解域 3 2 0 に送られる。残部 (もしあれば) は、減圧軽油水素化分解域を迂回して、軽油水蒸気分解域 2 5 0 に直接送ることが可能である。ある特定の実施形態におい

50

て、減圧軽油及び任意選択の常圧軽油に加えて、水素化分解域 3 2 0 は、任意選択の減圧残油精製域 8 0 0 から出る常圧及び / または減圧軽油範囲の生成物も処理することが可能である。

【 0 0 7 6 】

減圧軽油水素化分解域 3 2 0 から出る水素化分解ナフサ留分 3 2 6 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。ワイルドナフサの残部（もしあれば）は、ガソリンプールに加えることが可能である。ある特定の実施形態において、ナフサ留分 3 2 6 は、原油処理複合装置 1 0 0 を通過する。水素化分解ナフサ留分 3 2 6 が原油処理複合装置 1 0 0 を通過する実施形態において、軽油水素化分解域 3 2 0 で生成した液化石油ガスの全部または一部は、水素化分解ナフサ留分 3 2 6 とともに送ることが可能である。

10

【 0 0 7 7 】

減圧軽油水素化分解域 3 2 0 から出る未転化油留分 3 2 4 の全部、実質的部分、または相当部分は、軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送られる。残部（もしあれば）は、消滅するまで循環使用及び分解すること、及び / またはシステムから排出させること、及び / または任意選択の減圧残油精製域に送ることが可能である。

【 0 0 7 8 】

ある特定の実施形態において、減圧蒸留域 1 6 0 から出る減圧残油留分 1 6 8 の少なくとも主要部分が、任意選択の減圧残油精製域 8 0 0 に送られる。ある特定の実施形態において、合計減圧残油 1 6 8 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、任意選択の減圧残油精製域 8 0 0 に送られる。残部（もしあれば）は、燃料油プールに送られる（図示せず）。また、ある特定の実施形態において、常圧残油留分 1 1 4 の少量部分は、減圧蒸留域 1 6 0 を迂回して（図示せず）任意選択の減圧残油精製域 8 0 0 に送ることが可能である。ある特定の実施形態において、水蒸気分解炉複合設備から出る熱分解油流 2 1 8 の全部または一部、例えば、流 9 0 2 として示されるものは、任意選択の減圧残油精製域 8 0 0 において処理することが可能である。

20

【 0 0 7 9 】

図 2 を参照すると、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 は、それぞれの供給原料を、エチレン 2 0 2、プロピレン 2 0 4、混合 C 4 2 0 6、熱分解ガソリン 2 1 2、熱分解油 2 1 8、及び統合燃料ガスシステムに送ることが可能な排出ガス 2 0 8 に転化するように作動する。さらに、水素 2 1 0 が、分解生成物から回収されて、複合装置の境界内の水素利用部に循環使用することが可能である。エタン及びプロパン循環使用は図示していないが、水蒸気分解運転において典型的なものである。なお、当然のことながら、ある特定の実施形態において、エタン及びプロパンの全部または一部を、流用することが可能である。ある特定の実施形態において、エタンの全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用され、プロパンの全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用される。ある特定の実施形態において、統合プロセス及びシステムの全ての水素利用部用の水素は、分解生成物から回収された水素 2 1 0 に由来し、いったんプロセスが完全に起動して平衡に到達したら、外部からの水素をまったく必要としない。さらなる実施形態において、過剰な水素は、回収することが可能である。

30

40

【 0 0 8 0 】

簡潔にするため、オレフィン回収トレインでの運転は示さないが、それらは周知であり、図 2、図 3、図 4、及び図 5 に関して本明細書中記載されるとおり、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 の一部とみなされる。

【 0 0 8 1 】

水蒸気分解炉複合設備 2 3 0 / 2 5 0 から出る混合 C 4 を含有する混合 C 4 流 2 0 6 は、粗 C 4 としても知られ、ブタジエン抽出ユニット 5 0 0 に送られて、高純度 1, 3 - ブタジエン生成物 5 0 2 が回収される。ブタン及びブテンを含有する第一抽残液 5 0 4（「C 4 - R a f f - 1」）は、選択的水素化ユニット（「S H U」）及びメチル t - ブチル

50

エーテル（「MTBE」）ユニット、すなわちSHU及びMTBE域510に送られ、ここで、第一抽残液504は、装置の境界外側からの高純度フレッシュメタノール512と混合されて、メチルト-ブチルエーテル514を生成する。

【0082】

SHU及びMTBE域510から出る第二抽残液516（「C4 Raff-2」）は、分離させて1-ブテン生成物流522及び残存C4を含有するアルカン流524（第三抽残液「C4-Raff-3」）にするためにC4蒸留ユニット520に送られ、アルカン流524の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、混合原料水蒸気分解域230に循環使用されるが、当然のことながら、ある特定の実施形態において、残存C4の全部または一部は、流用することが可能である。エチレン202、プロピレン204、及び混合C4流206の分離は、水蒸気分解域流出油を分離するのに適した既知の分離工程の配置で行われ、その配置は、圧縮段（複数可）、脱プロパン塔、脱ブタン塔、脱メタン塔、及び脱エタン塔を含む。

10

【0083】

水蒸気分解炉複合設備230/250から出る熱分解ガソリン212の全部、実質的部分、または相当部分は、pyガス水素化精製及び回収センター600/620に供給される。ある特定の実施形態において、炭素数5~12の選抜炭化水素が、未精製熱分解ガソリンから回収され、残部は、芳香族化合物回収のため引き続き水素化精製される。pyガス水素化精製ユニットにおいて、熱分解ガソリンのジオレフィン及びオレフィンは、飽和させられる。

20

【0084】

pyガス水素化精製ユニットから出る水素化精製熱分解ガソリン（ある特定の実施形態において、C5が除去されており、芳香族化合物抽出域620から出るC5の代わりにまたはそのC5と併せて、混合原料水蒸気分解域230に循環使用されている）は、芳香族化合物抽出域620に送られる。pyガス水素化精製域600及び芳香族化合物抽出域620は、簡潔にするため、図2、図3、図4、及び図5において、単一の模式的ブロック600/620で示される。

【0085】

芳香族化合物抽出域620は、例えば、1つまたは複数の抽出蒸留ユニットを備え、水素化精製熱分解ガソリンを分離して、高純度ベンゼン、トルエン、キシレン、及びC9芳香族化合物を含有する芳香族流622にするように作動する。芳香族流622は、化学製品市場用に回収される。C5抽残液606及び非芳香族化合物646（例えば、C6-C9）は、混合原料水蒸気分解域230に循環使用される。ある特定の実施形態において、C5抽残液606及び非芳香族化合物646の全部、実質的部分、または相当部分は、混合原料水蒸気分解域230に送られる。重質芳香族化合物流642（例えば、C10-C12）は、芳香族溶媒、オクタン上昇剤、または燃料油プールに加えるカッター原液として使用することが可能である。ある特定の実施形態においてエチルベンゼン628は、回収することが可能である。

30

【0086】

ある特定の実施形態において、熱分解油218は、燃料油プールにブレンドすることが可能である。さらなる実施形態において、熱分解油218は、軽質熱分解油及び重質熱分解油に分留することが可能である（図示せず）。例えば、軽質熱分解油は、処理してディーゼル燃料製品を製造するため、及び/または混合原料水蒸気分解域230への追加原料とするため、第一中質留分流116及び/または第二中質留分流122とブレンドすることが可能である。さらなる実施形態において、熱分解油218に由来する軽質熱分解油は、減圧軽油水素化分解域320で処理することが可能である。さらなる実施形態において、熱分解油218に由来する軽質熱分解油は、燃料油プールにブレンドすることが可能である。さらなる実施形態において、熱分解油218に由来する軽質熱分解油は、残油精製域800で処理することが可能である。ある特定の実施形態において、熱分解油218に由来する軽質熱分解油の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、ディーゼル水

40

50

素化精製域 180 及び / または減圧軽油水素化分解域 320 の一方または両方に送ることが可能であり ; 任意残部は、燃料油プールにブレンドすることが可能である。重質熱分解油は、燃料油プールにブレンドする、カーボンブラック原料として使用する、及び / または任意選択の残油精製域 800 で処理することが可能である。ある特定の実施形態において、熱分解油 218 (軽質及び重質) の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、任意選択の残油精製域 800 で処理することが可能である。

【0087】

図 3 は、原油を石油化学製品及び燃料製品に転化するプロセス及びシステムのさらなる実施形態を図示し、この実施形態は、さらなるプロピレンを製造する C4 オレフィン及び C5 オレフィンのメタセシス転化を伴う。このプロセスは、図 1 の水蒸気分解運転の上流に関して記載されるとおりに作動する。

10

【0088】

水蒸気分解運転の下流で、ブタジエン抽出トレインは、図 1 において C4 蒸留ユニット 520 から出てダイバータ (破線による) から直接、混合原料水蒸気分解域 230 に送られる第三 C4 抽残液流 524 として示されるものと同様な様式で、任意選択で作動することが可能である。

【0089】

メタセシス様式の運転において、C4 蒸留ユニット 520 から出る混合 C4 抽残液流 532 (「C4 Raff 3」) ならびに py ガス水素化精製及び回収センター 600 / 620 から出る C5 抽残液 540 は、メタセシス転化によりさらなるプロピレン 534 にするため、メタセシスユニット 530 に送られる。ある特定の実施形態において、py ガス水素化精製装置から出る分解 C5 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、芳香族化合物抽出の前にメタセシスユニット 530 に送ることが可能である。示されるとおり、エチレン生成物 202 の一部 536 は、メタセシスユニット 530 に送ることが可能である。さらなる実施形態において、メタセシスユニット 530 用のエチレンは、エチレン生成物 202 の一部 536 の代わりに、または 536 に加えて、複合装置の境界外側から供給される。

20

【0090】

炭素数 4 の様々なアルケン及びジエンの熱分解化学製品の選択的回収、及びメタセシス転化によるさらなるプロピレンの生成は、メタセシスユニット 530 を用いて達成される。メタセシスユニット 530 から出る大部分が飽和の C4 / C5 混合物を含有する流 538 は、混合原料水蒸気分解ユニット 230 に循環使用される。

30

【0091】

図 2 と同様に、図 3 の配置において、水蒸気分解炉複合設備 230 / 250 から出る熱分解ガソリン 212 は、py ガス水素化精製及び回収センター 600 / 620 に送られ ; C6 - C9 芳香族化合物流 622、すなわち BTX は、化学製品市場用に回収され ; C6 - C9 非芳香族化合物流 646 は、混合原料水蒸気分解域 230 に循環使用され ; 及び重質芳香族化合物流 642 (例えば、C10 - C12 生成物) は、回収される。ある特定の実施形態において、エチルベンゼン 628 を回収することが可能である。また、メタセシス様式の運転において、C5 抽残液は、流 540 として示されるとおりメタセシスユニット 530 に送られる。任意選択で、C5 抽残液は、図 3 中、破線で示されるとおり、流 606 を介して混合原料水蒸気分解域 230 に循環使用される (図 2 の実施形態と同様) 。ある特定の実施形態において (図示せず) 、py ガス水素化精製装置から出る分解 C5 の全部または一部は、芳香族化合物抽出の前に、メタセシスユニット 530 に送ることが可能である。

40

【0092】

図 3 に描かれる配置では、ダイバータ及び破線の流として示される任意選択のダイバータが示されており、これは、第三 C4 抽残液流 524 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分を、メタセシス転化プロセスを迂回させ、その結果、混合原料水蒸気分解域 230 へと流用するためのものである。メタセシス様式において、流れは、メタセシス転

50

化ユニット 530 に向けることが可能である。さらなる代替様式において、第三 C4 抽残液流 524 の流れは、混合原料水蒸気分解域 230 及びメタセシス転化ユニット 530 に向けることが可能である。このようにして、製造者は、供給原料の量を変化させて、所望の生産高に調整することが可能である。したがって、第三 C4 抽残液流 524 の 0 ~ 100 % を、メタセシス転化ユニット 530 に送ることが可能であり、残部（もしあれば）は、混合原料水蒸気分解域 230 に送られる。その量は、例えば、エチレン需要、プロピレン需要、及び / または設計容量に応じたユニットの作動最小範囲に基づいて、決定することが可能である。

【0093】

図 4 は、原油を石油化学製品及び燃料製品に転化するプロセス及びシステムのさらなる実施形態を図示する。このプロセスは、図 1 の水蒸気分解運転の上流に関して記載されるとおりに作動する。この実施形態において、ブテン混合物を、ガソリンにブレンドする含酸素添加剤として、及びオクタン上昇に適した、混合ブタノールへと転化するための追加工程が提供される。ブテン混合物を混合ブタノールへと転化するのに適切なプロセスは、同一出願人の名義にかかる米国特許出願公開第 2016/0115107 号明細書、米国特許出願公開第 2015/0225320 号明細書、米国特許出願公開第 2015/0148572 号明細書、米国特許出願公開第 2013/0104449 号明細書、米国特許出願公開第 2012/0245397 号明細書、ならびに同一出願人の名義にかかる米国特許第 9447346 号明細書、米国特許第 9393540 号明細書、米国特許第 9187388 号明細書、米国特許第 8558036 号明細書の 1 つまたは複数に記載されており、これらはすべて、そのまま全体が本明細書中参照として援用される。ある特定の実施形態において、「Super Butol（商標）」技術として知られる特に有効な転化プロセスが取り入れられるが、この技術は、ブテン混合物を混合ブタノールへと転化する一段階プロセスである。

【0094】

水蒸気分解運転の下流で、ブタジエン抽出トレインは、図 2 の場合と同様に、C4 蒸留ユニット 520 から出てダイバータ（破線による）から直接混合原料水蒸気分解域 230 に送られる流 524 として示される様式で、任意選択で作動することが可能である。混合ブタノール生成域 550 は、様々な炭素数 4 のアルケン及びジエン熱分解化学製品の選択的回収のため、ならびにある特定の処理配置ではブタノール生成ユニット（「Super Butol（商標）」ユニットなど）でこれら C4 の一部を水和させて高価値燃料添加剤を製造するため、統合されている。

【0095】

例えば、混合ブタノール生成域 550 は、価値の低い精製 / 石油化学製品混合オレフィン流由来のブテンをブタノールへと転化するように作動する。ブタノールは、ガソリンブレンドの含酸素添加剤の代替選択肢を提供する。粗 C4 処理センター 550 は、例えば、1 つまたは複数の高圧接触反応装置中でのブテンからブタノールへの転化反応、続いて沈降分離によるブテン及びブタノールの水からの分離、さらにその後蒸留によるブタノール生成物のブテンからの分離を含む。プロセス段階は、ブテン及び水のメイクアップ及び循環使用、ブタノール反応、高圧分離、低圧分離、脱ブテン塔蒸留（生成物塔）、及び水性蒸留塔を含む。

【0096】

図 4 は、ブテン混合物を混合ブタノール液 554 に転化するため、C4 蒸留ユニット 520 から混合ブタノール生成域 550 に送られるブテンを含有する C4 抽残液流 552 の実施形態を示す。ある特定の実施形態において、流 552 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、ブタノール生成ユニット 550 に送られる。アルカン 556 は、混合原料水蒸気分解域 230 に循環使用される。

【0097】

図 1 及び図 2 と同様に、図 4 の配置において、水蒸気分解炉複合設備 230 / 250 から出る熱分解ガソリン 212 は、py ガス水素化精製及び回収センター 600 / 620 に

10

20

30

40

50

送られ；C 6 - C 9 芳香族化合物流 6 2 2 は、化学製品市場用に回収され、C 5 抽残液 6 0 6 及び非芳香族化合物 6 4 6（例えば、C 6 - C 9）は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用することが可能であり、重質芳香族化合物流 6 4 2（例えば、C 1 0 - C 1 2 生成物）は、回収される。ある特定の実施形態において、エチルベンゼン 6 2 8 を回収することが可能である。

【0098】

図 4 に描かれる配置では、ダイバータ及び破線の流として示される任意選択のダイバータが示されており、これは、C 4 R a f f - 3 5 2 4 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分を、ブテン混合物から混合ブタノールに転化するプロセスを迂回させ、したがって、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 へと流用するものである。混合ブタノール液体様式の運転において、流れは、ブテン混合物から混合ブタノールに転化するための混合ブタノール生成域 5 5 0 に送ることが可能である。さらなる代替様式において、C 4 R a f f - 3 5 2 4 の流れは、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び混合ブタノール生成域 5 5 0 に送ることが可能である。このようにして、製造者は、供給原料の量を変化させて、所望の生産高に調整することが可能である。したがって、第三 C 4 抽残液流 5 2 4 の 0 ~ 1 0 0 % を、混合ブタノール生成域 5 5 0 に送ることが可能であり、残部（もしあれば）は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。その量は、例えば、エチレン需要、混合ブタノール需要、及び / または設計容量に応じたユニットの作動最小範囲に基づいて、決定することが可能である。

10

【0099】

図 5 は、原油を石油化学製品及び燃料製品に転化するプロセス及びシステムのさらなる実施形態を図示する。この実施形態では、C 4 オレフィン及び C 5 オレフィンをメタセシス転化してさらなるプロピレンを製造する、及び / またはブテン混合物をガソリンにブレンドする含酸素添加剤として及びオクタン上昇に適した混合ブタノールに転化する、追加工程（複数可）が統合される。このプロセスは、図 1 の水蒸気分解運転の上流に関して記載されるとおりに作動する。

20

【0100】

水蒸気分解運転の下流で、ブタジエン抽出トレインは、図 2 の場合と同様に、C 4 蒸留ユニット 5 2 0 から出てダイバータ（破線による）から直接混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる流 5 2 4 として示される様式で、任意選択で作動することが可能である。図 5 の配置は、様々な炭素数 4 のアルケン及びジエン熱分解化学製品の選択的回収、メタセシス転化によるさらなるプロピレン生成、及び / またはブテン混合物からガソリンにブレンドする含酸素添加剤として及びオクタン上昇に適した混合ブタノールへの転化を統合する。

30

【0101】

図 5 は、ブテン混合物を混合ブタノール液 5 5 4 に転化するため、混合ブタノール生成域 5 5 0 に送ることが可能な、C 4 蒸留工程から出るブテンを含有する流 5 5 2（「C 4 R a f f - 3」）を示す。アルカン 5 5 6 は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用される。また、C 4 蒸留ユニット 5 2 0 から出る濃 2 - ブテン抽残液 - 3 の一部 5 3 2 は、さらなるプロピレン 5 3 4 へとメタセシス転化するため、メタセシスユニット 5 3 0 に送られる。示されるとおり、エチレン生成物 2 0 2 の一部 5 3 6 は、メタセシスユニット 5 3 0 に送ることが可能である。さらなる実施形態において、メタセシスユニット 5 3 0 用のエチレンは、エチレン生成物 2 0 2 の一部 5 3 6 の代わりに、または 5 3 6 に加えて、複合装置の境界外側から供給される。メタセシスユニットから出る大部分が飽和の C 4 / C 5 混合物を含有する流 5 3 8 は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用される。

40

【0102】

図 2 と同様に、図 5 の配置において、水蒸気分解炉複合設備 2 3 0 / 2 5 0 から出る熱分解ガソリン 2 1 2 は、p y ガス水素化精製及び回収センター 6 0 0 / 6 2 0 に送られ；C 6 - C 9 芳香族化合物流 6 2 2、すなわち B T X は、化学製品市場用に回収され；非芳香族化合物 6 4 6（例えば、C 6 - C 9）は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用さ

50

れ、重質芳香族化合物流 6 4 2 (例えば、C 1 0 - C 1 2 生成物)は、回収される。ある特定の実施形態において、エチルベンゼン 6 2 8 を回収することが可能である。抽残液流 5 4 0 は、示すとおりメタセシスユニット 5 3 0 に送ることが可能であり、及び/または破線の流 6 0 6 で示すとおり任意選択で混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用することが可能である。ある特定の実施形態において(図示せず)、p y ガス水素化精製装置から出る分解 C 5 の全部または一部は、芳香族化合物抽出の前に、メタセシスユニット 5 3 0 に送ることが可能である。

【0103】

図 5 に描かれる配置では、ダイバータ及び破線の流として示される任意選択のダイバータが示されており、これは、C 4 R a f f - 3 5 2 4 の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分を、メタセシス転化プロセス及びブテン混合物から混合ブタノールに転化するプロセスを迂回させ、したがって、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 へと流用するものである。任意選択の弁もまた、C 4 R a f f - 3 の流れを、メタセシス転化ユニット 5 3 0 及び/またはブテン混合物を混合ブタノールに転化するための混合ブタノール生成域 5 5 0 の一方または両方に送るために提供することができる。さらなる代替様式において、C 4 R a f f - 3 5 2 4 の流れは、混合原料水蒸気分解域 2 3 0、メタセシス転化ユニット 5 3 0 (流 5 3 2 として)、及び混合ブタノール生成域 5 5 0 (流 5 5 2 として)それぞれに送ることが可能である。このようにして、製造者は、供給原料の量を変化させて、所望の生産高に調整することが可能である。したがって、第三 C 4 抽残液流の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分を、メタセシス転化ユニット 5 3 0 に送ることが可能であり、残部(もしあれば)は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び/または混合ブタノール生成域 5 5 0 に送られる。ある特定の実施形態において、第三 C 4 抽残液流の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、メタセシス転化ユニット 5 3 0 に送られ、残部(もしあれば)は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。さらなる実施形態において、第三 C 4 抽残液流の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、メタセシス転化ユニット 5 3 0 に送られ、残部(もしあれば)は、混合ブタノールの製造のため混合ブタノール生成域 5 5 0 に送られる。さらなる実施形態において、第三 C 4 抽残液流の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、混合ブタノールの製造のため混合ブタノール生成域 5 5 0 に送られ、残部(もしあれば)は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及びメタセシス転換ユニット 5 3 0 両方に送られる。さらなる実施形態において、第三 C 4 抽残液流の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、混合ブタノールの製造のため混合ブタノール生成域 5 5 0 に送られ、残部(もしあれば)は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。さらなる実施形態において、第三 C 4 抽残液流の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、混合ブタノールの製造のため混合ブタノール生成域 5 5 0 に送られ、残部(もしあれば)は、メタセシス転化ユニット 5 3 0 に送られる。その量は、例えば、エチレン需要、プロピレン需要、混合ブタノール需要、及び/または設計容量に応じたユニットの作動最小範囲に基づいて、決定することが可能である。

【0104】

図 6 及び図 1 0 は、原油を石油化学製品及び燃料製品に転化するプロセス及びシステムの実施形態を図示し、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 を含む。

【0105】

供給原油 1 0 2 は、原油処理複合装置 1 0 0 に送られ、この複合装置は、一般に、常圧蒸留域 1 1 0、飽和ガスプラント 1 5 0、及び減圧蒸留域 1 6 0 を備える。常圧蒸留ユニット及び減圧蒸留ユニットは、周知の配置で使用される。

【0106】

原油処理複合装置 1 0 0 での分離を介して供給原料 1 0 2 から得られる中間体流は、以下を含む：原油処理複合装置 1 0 0 内で飽和ガスプラント 1 5 0 を介して得られる排出ガス 1 5 4、この精製(s w e e t)排出ガスは、燃料ガスシステムまたは水蒸気分解炉複合設備に送ることが可能である；原油処理複合装置 1 0 0 内で飽和ガスプラント 1 5 0 を介して得られる軽留分流 1 5 2、これは混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる；1 つま

たは複数の直留ナフサ流（複数可）、この実施形態では、軽質ナフサ流 1 3 8 及び重質ナフサ流 1 4 0 であり、これらは、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる；第一中質留分流 1 1 6、これは、メルカプタン酸化域などの灯油精製域 1 7 0 に送られる；第二中質留分流 1 2 2、これはディーゼル水素化精製域 1 8 0 に送られる；第三中質留分流 1 2 6、これは軽油水素化分解域 3 2 0、軽油水蒸気分解域 2 5 0、または軽油水素化分解域 3 2 0 と軽油水蒸気分解域 2 5 0 の両方に送ることが可能である；常圧残油留分 1 1 4、これは減圧蒸留域 1 6 0 に送られる；減圧蒸留域 1 6 0 から出る減圧軽質軽油流 1 6 4 及び減圧重質軽油流 1 6 6、これらは減圧軽油水素化分解域 3 2 0 に送られる；ならびに、減圧蒸留域 1 6 0 から出る減圧残油流 1 6 8、これの全部または一部は、任意選択で、残油精製域 8 0 0 に、及び / または燃料油プールに送ることが可能である。ある特定の実施形態において、第三中質留分流 1 2 6 は、軽油水素化分解域 3 2 0 及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 の両方に送られる。例えば、第三中質留分流 1 2 6 は、原油処理複合装置 1 0 0 から出る常圧軽油流の 2 つの異なる温度留分であることが可能であり、留分には、軽油水素化分解域 3 2 0 に送られる重質 A G O、及び軽油水素化分解域 3 2 0 を迂回して、水素化分解せずに軽油水蒸気分解域 2 5 0 に直接送られる中質 A G O（第二中質留分 1 2 2 に含まれていない場合）が含まれる。別の配置において、第三中質留分流 1 2 6 は、例えば、ダイバータを用いて、体積または質量流量に基づき分割することが可能である。

【 0 1 0 7 】

原油処理複合装置 1 0 0 から出る中間体流は、本明細書中の統合プロセス及びシステムにおいて、効率的な様式で使用される。軽留分流 1 5 2、及び直留ナフサ流（複数可）、この実施形態では軽質ナフサ 1 3 8 及び重質ナフサ 1 4 0 は、軽質オレフィン及び他の貴重な石油化学製品に転化するための供給原料として、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。直留ナフサ流、すなわち軽質ナフサ 1 3 8 及び重質ナフサ 1 4 0 の一方または両方は、任意選択で、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる前に、サイドストリップで蒸気ストリップすることが可能である。

【 0 1 0 8 】

原油処理複合装置の要素は、図示しないが周知であり、そのような要素として、供給原料 / 生成物及びポンプア라운드熱交換器、原料加熱炉、原料塔（複数可）、生成物ストリップ、冷却システム、リコンタクト及び排出ガス圧縮器を備えた熱及び冷オーバーヘッドドラムシステム、ならびにオーバーヘッド冷却システムの水洗用ユニットを挙げることができる。常圧蒸留域 1 1 0 は、周知の設計特性を備えることが可能である。そのうえさらに、ある特定の実施形態において、常圧蒸留塔から出るナフサ、灯油、及び常圧軽油製品の全部または一部は、サイドストリップで蒸気ストリップされ、常圧残油は、常圧蒸留塔の塔底内の小型サイズ缶セクションで蒸気ストリップされる。

【 0 1 0 9 】

常圧蒸留域 1 1 0 への供給原料は、主に、供給原油 1 0 2 であるが、当然のことながら、ディーゼル水素化精製域 1 8 0、減圧軽油水素化分解域 3 2 0、ならびにある特定の実施形態において任意選択の残油精製域から出る、ワイルドナフサ、L P G、及び排出ガスを常圧蒸留域 1 1 0 に送ることが可能であり、そこでこれらは、分留されてから、分解複合装置に送られる。脱塩ユニット（図示せず）は、典型的には、蒸留域 1 1 0 の上流に備えられている。脱塩に必要な相当量の水は、統合プロセス及びシステム内のサワー水ストリップから得ることが可能である。

【 0 1 1 0 】

脱塩ユニットは、原油の脱塩用によく知られた容器配置を示し、本明細書中使用される場合、塩含有量を目的レベルまで、例えば、約 1 0、5、または 3 w p p m 以下のレベルまで低下させるように操作される。ある特定の実施形態において、約 3 w p p m 以下の目的塩含有量を達成するために 2 つ以上の脱塩装置が備えられる。

【 0 1 1 1 】

本明細書中の原油処理複合装置 1 0 0 の 1 つの実施形態において、供給原料 1 0 2 は、脱塩ユニットに入る前に、例えば、約 1 0 5 ~ 1 6 5、1 0 5 ~ 1 5 0、1 0 5 ~ 1 4 5

、120～165、120～150、120～145、125～165、125～150、125～145の範囲、及びある特定の実施形態において約135()の温度に予熱される。適切な脱塩装置は、一段で約0.00285 kg/m³ (11 b/1000 bbl)の典型レベルまで塩を除去して減らすように設計される。ある特定の実施形態において、複数の予熱及び脱塩のトレインが採用される。脱塩装置作動圧は、液相での作動を確実にするため、脱塩装置作動温度での原油及び水の混合蒸気圧より高い圧力限界に基づいていることが可能であり、例えば、約2.75～4.15、2.75～3.80、2.75～3.65、3.10～4.15、3.10～3.80、3.10～3.65、3.25～4.15、3.25～3.80、3.25～3.65の範囲、及びある特定の実施形態において約3.45 bargであることが可能である。

10

【0112】

常圧蒸留域110は、脱塩するのに十分な熱を提供するため、分留された生成物及びポンプア라운드を利用することが可能である。ある特定の実施形態において、脱塩装置作動温度は、ディーゼルポンプアラウンドスイング熱交換器により制御することが可能である。ある特定の実施形態において、脱塩装置ラインにより、らせん型熱交換器中の脱塩装置メイクアップ水を予熱して、汚染を最小限に抑えると同時に冷却水に対して流送冷却を達成してから、ラインを排水システムに送る。

【0113】

ある特定の実施形態において、脱塩原油は、プレフラッシュ塔に入る前に約180～201、185～196、または189～192()の範囲の温度に予熱される。プレフラッシュ塔は、原油が最終予熱交換機に入る前に、原油からLPG及び軽質ナフサを除去する。プレフラッシュ塔は、予熱トレインの作動圧を最小限に抑えて、原油炉通路弁での液相作動を維持するとともに、主原油塔の必須サイズを低下させる。

20

【0114】

適切な原油蒸留システムの1つの例において、原油炉は、ある特定のカット温度以下で、例えば約350～370、355～365の範囲、または360()(680°F)の温度で材料を気化させてから、原油を原料塔のフラッシュ域に送り入れる。炉は、適切な放出温度に、例えば、約338～362、344～354の範囲、または348.9()(660°F)の温度に設計される。原油塔フラッシュ域の条件は、温度が約328～374、328～355、337～374、327～355の範囲、または346.1()(655°F)であり、圧が約1.35～1.70、1.35～1.60、1.44～1.70、1.44～1.60の範囲、または1.52(barg)である。

30

【0115】

ある特定の実施形態において、原料塔は、59のトレイを備え、6つのカットを生成し、各生成物の抜き出し温度は以下のとおりである：軽質ナフサ、104.4(220°F)(塔頂蒸気)；重質ナフサ、160.6(321°F)(側流)；灯油、205(401°F)(側流)；ディーゼル、261.7(503°F)(側流)；AGO、322.2(612°F)(側流)；常圧残油、340.6(645°F)(塔底)。重質ナフサ抜き出しは、ディーゼルポンプアラウンドで再沸騰したサイドストリップを備え、185(365°F)、D86終点に制御される。灯油抜き出しは、14.54 kg/m³ (5.11 bの蒸気/bbl)のスチームストリップを備え；抜き出し速度は、凝固点によりバックエンドに限定される。ディーゼル抜き出しは、14.54 kg/m³ (5.11 bの蒸気/bbl)のスチームストリップを備え、この抜き出しは、360(680°F)、D86、95%ポイントに制御される。AGO抜き出しは、14.82 kg/m³ (5.21 bの蒸気/bbl)のスチームストリップを備え、これは、原油に対して2体積%のオーバーフラッシュに設定される。原料塔は、塔頂、ディーゼル、及びAGO用の3つのポンプアラウンドも備える。ディーゼルポンプアラウンドは、脱塩装置作動温度の制御と併せて、スイング熱を介して、重質ナフサストリップリボイラー及び脱ボタンタリボイラーに熱を提供する。常圧塔の塔底流は、28.5 kg/m³ (101 bの蒸気/bbl)でスチームストリップされる。

40

50

【0116】

常圧蒸留域 110 から出る常圧残油留分 114 は、減圧蒸留域 160 でさらに蒸留され、減圧蒸留域 160 は、常圧残油留分 114 を、減圧軽質軽油流 164 及び減圧重質軽油流 166 として示す減圧軽油留分、ならびに減圧残油流 168 に分留する。流 164 及び流 166 から出る減圧軽油は、減圧軽油水素化分解域 320 に送られる。減圧残油流 168 は、燃料油プール（高硫黄燃料油プールなど）または、ある特定の実施形態において、残油精製域 800 に送ることが可能である。

【0117】

減圧蒸留域 160 は、例えば、減圧レベル（mmHg 絶対圧）、例えば、約 30 ~ 40、32 ~ 36 の範囲、または 34 での運転など、周知の設計特性を備えることが可能であり、減圧は、スチームエジェクタまたは機械式真空ポンプにより維持することが可能である。減圧塔底は、コークス化を最小限に抑えるために、例えば約 334 ~ 352、334 ~ 371、338 ~ 352、338 ~ 371 の範囲、または 343 . 3 () (650 ° F) の温度の原油と交換することにより、クエンチすることが可能である。減圧蒸留は、単一段でも複数段でも達成することが可能である。ある特定の実施形態において、常圧残油留分 114 は、直火炉で加熱されて、約 390 ~ 436、390 ~ 446、380 ~ 436、380 ~ 446、または 400 ~ 425 () の範囲の温度で減圧分留塔に投入される。

【0118】

1 つの実施形態において、常圧残油は、減圧炉で、約 399 ~ 420、399 ~ 430、389 ~ 420、389 ~ 430 の範囲、または 409 . 4 () (769 ° F) の温度に加熱され、フラッシュ域条件である、約 392 ~ 412、392 ~ 422、382 ~ 412、382 ~ 422 の範囲、または 401 . 7 () (755 ° F) の温度、及び約 30 ~ 40、32 ~ 36 の範囲、または 34 (mmHg 絶対圧) の圧レベルを達成する。減圧塔は、減圧残油から軽質 VGO 及び重質 VGO を除去することにより、理論上カットポイントが約 524 ~ 551、524 ~ 565、511 ~ 551、511 ~ 565 の範囲、または 537 . 8 () (1000 ° F) の温度であるように設計される。塔頂減圧システムは、2 つの並列ジェットエジェクタトレインを備えることが可能であり、各トレインは 3 つのジェットを備える。最終段階で、共通真空ポンプが使用される。1 つの実施形態において、減圧塔は、0 . 35 の C ファクター及び洗浄域の塔底での濡れ率が約 14 . 681 ppm / m² (0 . 3 g ppm / ft²) であるサイズになっている。洗浄域スロップワックスは、燃料油製造を最小限に抑えるために減圧炉に循環使用される。減圧塔底は、約 334 ~ 352、334 ~ 371、338 ~ 352、338 ~ 371 の範囲、または 343 . 3 (650 ° F) の温度 () でコークス化を最小限に抑えるために原油との交換を介してクエンチされる。

【0119】

飽和ガスプラント 150 は、周知のとおり、一般に、分留、及びある特定のシステムにおいて、吸着及び分留を含む一連の運転を含み、その目的は、軽留分を処理して、燃料ガス範囲の成分を、水蒸気分解炉原料として適切な LPG 範囲の成分から分離することである。本明細書中の統合システム及びプロセスの実施形態内の 1 つまたは複数の飽和ガスプラントにおいて処理される軽留分は、粗蒸留分、例えば、軽留分及び LPG に由来する。また、他の軽質生成物、例えば統合システム内の精製ユニットから出る軽質ガス、及びある特定の実施形態において装置の境界の外側からくる軽質ガスなどが、流 156 として破線で示されるとおり、任意選択で飽和ガスプラント 150 に送ることが可能である。例えば、流 156 は、ディーゼル水素化精製域 180、軽油水素化分解域 320、及び / または py ガス水素化精製域 600 から出る排出ガス及び軽留分を含有することが可能である。飽和ガスプラント 150 から出る生成物は、以下を含む：C1 - C2 アルカンを含有する排出ガス流 154、これは燃料ガスシステム及び / または水蒸気分解炉複合設備に送られる；及び C2 + を含有する軽留分流 152、これは混合原料水蒸気分解ユニット 230 に送られる。

10

20

30

40

50

【 0 1 2 0 】

ある特定の実施形態において、適切な飽和ガスプラント 1 5 0 は、液体供給原料のアミン及び腐食性物質洗浄部、ならびに蒸気供給原料のアミン精製部を、その後の工程前に備える。原料塔塔頂蒸気は、圧縮されナフサと再接触してから、 H_2S 除去用のアミンスクラバに入り、その後、水蒸気分解炉複合設備に送られる。再接触ナフサは、脱ブタン化されて L P G が取り出され、L P G はアミン洗浄されて水蒸気分解炉複合設備に送られる。脱ブタン化ナフサは、重質ナフサとは別に、水蒸気分解炉複合設備に送られる。既知のとおり、軽質ナフサは、吸収塔 / 脱ブタン塔を上昇通過していくうちに、蒸気から、C 4 及びそれより重質の炭化水素を吸収する。吸収塔 / 脱ブタン塔から出る排出ガスは、圧縮されて、精製燃料ガスシステムに送られる。脱ブタン塔塔底流は、供給原料のさらなる供給源として混合原料水蒸気分解炉に送られる。

10

【 0 1 2 1 】

示すとおり、第一中質留分 1 1 6 は、灯油精製域 1 7 0 で処理され、周知のとおり、望ましくない硫黄化合物が除去される。精製された灯油は、灯油燃料製品 1 7 2、例えば、Jet A または Jet A - 1 仕様を満たすジェット燃料として、及び任意選択で他の燃料製品として回収される。本明細書中ある特定の実施形態において、第一中質留分 1 1 6 の全部または一部は、燃料製造には使用されず、そうではなくて、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 用の追加供給原料を製造するように、留分水素化処理用の供給原料として使用される。

20

【 0 1 2 2 】

例えば、適切な灯油精製域 1 7 0 は、Mer o x (商標) 技術 (H o n e y w e l l U O P、U S)、S w e e t n ' K 技術 (A x e n s、I F P G r o u p T e c h n o l o g i e s、F R)、または Th i o l e x (商標) 技術 (M e r i c h e m C o m p a n y、U S) に基づくシステムを含むことが可能であるが、これらに限定されない。これらの種類のプロセスは、商業的に十分確立されており、燃料製品 1 7 2 及び副生成物としてジスルフィド油を生成するのに適切な作動条件が周知である。ある特定の灯油精製技術において、含浸炭素が、触媒として使用されて、ジスルフィド油への転化を促進する。ある特定の実施形態において、プロセスの統合を最大限にするために、灯油精製域 1 7 0 及び他のユニット運転から出るサワー水の共通処理が採用される。

30

【 0 1 2 3 】

例えば、灯油精製域の 1 つの配置は、残留 H_2S 除去のため灯油供給原料の腐食洗浄を備え、そのため静電コアレッサ (例えば、ボーメ度 1 0 のものを使用する) を使用する。有効量の活性炭触媒を含有する反応容器は、メルカプタンからジスルフィドへの酸化を実現させるために、空気を腐食性溶液と合わせて利用する。腐食性物質は、反応器の塔底部で、精製された灯油から分離される。水洗浄後、灯油生成物は、2 つの平行塩フィルターのうち 1 つを上昇しながら通過し、自由水及びある溶解性水が除去される。灯油生成物は、灯油生成物が、確実に濁度、色安定性、及び水分離仕様を満たす、例えば、Jet A 仕様に準拠するように、固形物、水分、乳濁液、及び界面活性剤を除去するため 2 つの平行粘土フィルターのうち 1 つを下降しながら通過する。

40

【 0 1 2 4 】

第二中質留分 1 2 2 は、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 内の循環使用から得られた水素及びメイクアップ水素 1 8 6 による有効量の水素の存在下、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 で処理される。ある特定の実施形態において、メイクアップ水素 1 8 6 の全部または一部は、オレフィン回収トレイン 2 7 0 から出る水蒸気分解炉水素流 2 1 0 に由来する。適切な水素化精製域 1 8 0 は、H o n e y w e l l U O P、U S ; C h e v r o n L u m m u s G l o b a l L L C (C L G)、U S ; A x e n s、I F P G r o u p T e c h n o l o g i e s、F R ; H a l d o r T o p s o e A / S、D K ; から市販されている技術、または K B R、I n c、U S と S h e l l G l o b a l S o l u t i o n s、U S を合わせた技術に基づくシステムを含むことが可能であるが、これらに限定されない。

50

【 0 1 2 5 】

ディーゼル水素化精製域 1 8 0 は、硫黄及び他の既知の混入物質を相当量除去する、例えば、ディーゼル燃料留分 1 8 2 にとって必要な硫黄仕様を満たす、例えばユーロ V ディーゼル基準に準拠したディーゼル燃料とするのに有効な条件下で作動する。また、水素化精製ナフサ留分 1 8 4 (場合によっては、ワイルドナフサと称する)は、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 から回収され、複数の水蒸気分解供給原料源の 1 つとして、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。流出油排出ガスは、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 から回収され、オレフィン回収トレインに、他のガス流 1 5 6 の一部として飽和ガスプラントに、及び / または直接、燃料ガスシステムに送られる。液化石油ガスは、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 から回収され、混合原料水蒸気分解域に、オレフィン回収トレインに、及び / または飽和ガスプラントに送ることが可能である。ある特定の実施形態において、水素化精製ナフサ留分 1 8 4 は、単独で、または統合プロセス内由来の他のワイルドナフサ留分と組み合わせて、原油処理複合装置 1 0 0 を通じて送られる。水素化精製ナフサ留分 1 8 4 が原油処理複合装置 1 0 0 を通じて送られる実施形態において、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 で生成した液化石油ガスの全部または一部は、水素化精製ナフサ留分 1 8 4 とともに送ることが可能である。ある特定の実施形態において、ワイルドナフサ 1 8 4 の全部、実質的部分、または相当部分は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送られる (直接、または原油処理複合装置 1 0 0 を通じて)。

10

【 0 1 2 6 】

ディーゼル水素化精製域 1 8 0 は、任意選択で、複合装置内から出る他の留分を処理することができる (図示せず)。灯油精製域 1 7 0 が使用される実施形態において、ジスルフィド油の全部または一部は、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 への追加供給原料となることが可能である。さらに、第一中質留分 1 1 6 の全部または一部は、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 への追加供給原料となることが可能である。さらに、減圧軽油水素化分解域 3 2 0 から出る留分の全部または一部、及び / または任意選択の減圧残油精製域から出る留分の全部または一部は、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 に送ることが可能である。ディーゼル水素化精製域 1 8 0 に送られない留分の任意部分は、原油処理複合装置 1 0 0 に送る、または混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に送ることが可能である。さらに、軽質熱分解油の全部または一部は、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 に送ることが可能である。

20

【 0 1 2 7 】

ディーゼル水素化精製域 1 8 0 は、1 つまたは複数の固定床、沸騰床、スラリー床、移動床、連続攪拌槽 (C S T R)、または管型反応器を、直列及び / または並列配置で備えることが可能である。ある特定の実施形態において、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 は、3 つの触媒床を持ち、触媒床間にクエンチガスを有する積層床反応器を備え、水素化精製触媒床間に配置された水素化脱蠟触媒の層を持つ積層型触媒システムを採用する。交換器、炉、供給ポンプ、クエンチポンプ、ならびに反応器 (複数可) に供給する及び適切な作動条件を維持するための圧縮機をはじめとする追加設備は、周知であり、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 の一部であるものとみなす。また、ポンプ、圧縮機、高温分離容器、低温分離容器などをはじめとする、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 内で反応生成物を分離及び水素循環使用を提供するための設備は、周知であり、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 の一部であるものとみなす。

30

40

【 0 1 2 8 】

ある特定の実施形態において、ディーゼル水素化精製域 1 8 0 作動条件は、以下を含む :

反応器入口温度 () が、約 2 9 6 ~ 4 5 3、2 9 6 ~ 4 1 4、2 9 6 ~ 3 9 5、3 3 6 ~ 4 5 3、3 3 6 ~ 4 1 4、3 3 6 ~ 3 9 5、3 5 5 ~ 4 5 3、3 5 5 ~ 4 1 4、3 5 5 ~ 3 9 5、または 3 7 0 ~ 3 8 0 の範囲 ;

反応器出口温度 () が、約 3 1 9 ~ 4 8 7、3 1 9 ~ 4 4 5、3 1 9 ~ 4 2 4、3 6 1 ~ 4 8 7、3 6 1 ~ 4 4 5、3 6 1 ~ 4 2 4、3 8 2 ~ 4 8 7、3 8 2 ~ 4 4 5、3 8 2 ~ 4 2 4、または 4 0 0 ~ 4 0 6 の範囲 ;

50

初期 (S O R) 反応温度 () が、加重平均床温度 (W A B T) として、約 2 7 1 ~ 4 1 6、2 7 1 ~ 3 7 9、2 7 1 ~ 3 6 1、3 0 7 ~ 4 1 6、3 0 7 ~ 3 7 9、3 0 7 ~ 3 6 1、3 2 5 ~ 4 1 6、3 2 5 ~ 3 7 9、3 2 5 ~ 3 6 1、または 3 4 0 ~ 3 4 6 の範囲 ;

終期 (E O R) 反応温度 () が、W A B T として、約 3 1 1 ~ 4 7 6、3 1 1 ~ 4 3 4、3 1 1 ~ 4 1 4、3 5 2 ~ 4 7 6、3 5 2 ~ 4 3 4、3 5 2 ~ 4 1 4、3 7 3 ~ 4 7 6、3 7 3 ~ 4 3 4、3 7 3 ~ 4 1 4、または 3 9 0 ~ 3 9 6 の範囲 ;

反応入口圧 (b a r g) が、約 4 8 ~ 7 2、4 8 ~ 6 6、4 8 ~ 6 3、5 4 ~ 7 2、5 4 ~ 6 6、5 4 ~ 6 3、5 7 ~ 7 2、5 7 ~ 6 6、または 5 7 ~ 6 3 の範囲 ;

反応出口圧 (b a r g) が、約 4 4 ~ 6 6、4 4 ~ 6 0、4 4 ~ 5 8、4 9 ~ 6 6、4 9 ~ 6 0、4 9 ~ 5 8、5 2 ~ 6 6、5 2 ~ 6 0、または 5 2 ~ 5 8 の範囲 ;

水素分圧 (b a r g) (出口) が、約 3 2 ~ 4 8、3 2 ~ 4 4、3 2 ~ 4 2、3 6 ~ 4 8、3 6 ~ 4 4、3 6 ~ 4 2、3 8 ~ 4 8、3 8 ~ 4 4、または 3 8 ~ 4 2 の範囲 ;

水素精製ガス供給速度 (標準リットル / 炭化水素供給原料のリットル、S L t / L t) が、最高約 4 0 0、3 8 5、3 5 3、または 3 3 7 まで、ある特定の実施形態において約 2 5 6 ~ 3 8 5、2 5 6 ~ 3 5 3、2 5 6 ~ 3 3 7、2 8 9 ~ 3 8 5、2 8 9 ~ 3 5 3、2 8 9 ~ 3 3 7、3 0 5 ~ 3 8 5、3 0 5 ~ 3 5 3、または 3 0 5 ~ 3 3 7 ;

水素クエンチガス供給速度 (S L t / L t) が、最高約 1 0 0、8 5、7 8、または 7 5 まで、ある特定の実施形態において約 5 7 ~ 8 5、5 7 ~ 7 8、5 7 ~ 7 5、6 4 ~ 8 5、6 4 ~ 7 8、6 4 ~ 7 5、6 8 ~ 8 5、6 8 ~ 7 8、または 6 8 ~ 7 5 ; 及び

メイクアップ水素供給速度 (S L t / L t) が、最高約 1 1 0、1 0 8、1 0 0、または 9 5 まで、ある特定の実施形態において約 7 0 ~ 1 0 8、7 0 ~ 1 0 0、7 0 ~ 9 5、8 0 ~ 1 0 8、8 0 ~ 1 0 0、8 0 ~ 9 5、8 5 ~ 1 0 8、8 5 ~ 1 0 0、または 8 5 ~ 9 5。

【 0 1 2 9 】

ディーゼル水素化精製域 1 8 0 には、水素化精製機能を保持するものを含む、有効量の水素化精製触媒が提供され、それら触媒は、一般に I U P A C の元素周期表の第 6 ~ 1 0 族から選択される金属または金属化合物 (酸化物または硫化物) の活性金属成分を 1 種または複数含有する。ある特定の実施形態において、活性金属成分は、C o、N i、W、及び M o のうち 1 種または複数である。活性金属成分は、典型的には、非晶質アルミナ、非晶質シリカアルミナ、ゼオライト、またはそれらの組み合わせなどの担体に担持されているかいずれにしろ組み込まれている。ディーゼル水素化精製域 1 8 0 で使用される触媒は、C o / M o、N i / M o、N i / W、及び C o / N i / M o から選択される 1 種または複数の触媒を含むことが可能である。C o / M o、N i / M o、N i / W、及び C o / N i / M o の 1 種または複数の組み合わせも使用可能である。組み合わせは、単一活性金属種を含有する粒子を多種用いて、または複数の活性種を含有する粒子で構成することが可能である。ある特定の実施形態において、C o / M o 水素化脱硫触媒が適切である。有効液空間速度値 (h^{-1}) は、水素化精製触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約 0 . 1 ~ 1 0 . 0、0 . 1 ~ 5 . 0、0 . 1 ~ 2 . 0、0 . 3 ~ 1 0 . 0、0 . 3 ~ 5 . 0、0 . 3 ~ 2 . 0、0 . 5 ~ 1 0 . 0、0 . 5 ~ 5 . 0、0 . 5 ~ 2 . 0、または 0 . 8 ~ 1 . 2 の範囲である。ディーゼル水素化精製域 1 8 0 で使用される適切な水素化精製触媒は、予想される触媒寿命が、約 2 8 ~ 4 4、3 4 ~ 4 4、2 8 ~ 3 8、または 3 4 ~ 3 8 ヶ月の範囲である。

【 0 1 3 0 】

ある特定の実施形態において、有効量の水素化脱蠟触媒も加えられる。そのような実施形態において、有効な水素化脱蠟触媒として、パラフィン炭化水素供給原料を異性化及び分解して低温流動性を改善するために典型的に使用されるもの、例えば、N i、W を含む触媒、またはモレキュラーシーブ、あるいはそれらの組み合わせが挙げられる。N i / W を含む触媒、中細孔または大細孔のゼオライト、あるいはそれらの組み合わせが、アルミノケイ酸塩モレキュラーシーブ、例えば中細孔または大細孔のゼオライトなどを含む触媒

と合わせて、適切である。有効な市販のゼオライトとして、例えば、ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-22、ZSM-23、ZSM35、ならびにベータ型及びY型ゼオライトが挙げられる。水素化脱蠟触媒は、典型的には、酸化物担体、例えば Al_2O_3 、 SiO_2 、 ZrO_2 、ゼオライト、ゼオライト-アルミナ、アルミナ-シリカ、アルミナ-シリカ-ゼオライト、活性炭、及びそれらの混合物などに担持される。有効液空間速度値(h^{-1})は、水素化脱蠟触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約0.1~12.0、0.1~8.0、0.1~4.0、0.5~12.0、0.5~8.0、0.5~4.0、1.0~12.0、1.0~8.0、1.0~4.0、または1.6~2.4の範囲である。ディーゼル水素化精製域180で使用される適切な水素化脱蠟触媒は、予想される触媒寿命が、約28~44、34~44、28~38、または34~38ヶ月の範囲である。

10

【0131】

大容量運転では、2つ以上の並列反応器トレインが利用される。そのような実施形態において、ディーゼル水素化精製域180における流れは、フィードポンプの後で分割されて並列トレインに入り、各トレインは、供給原料/流出油熱交換器、供給原料加熱器、反応器、及び熱分離装置を備える。各反応器は、3つの触媒床を備え、床間にクエンチガスを有する。水素化精製触媒床の床間に配置された水素化脱蠟触媒層を持つ積層型触媒システムを使用する。トレインは、熱分離装置の後で再合流する。熱分離装置から出る塔頂分は、まとめて、冷分離装置に送られる。熱分離装置及び冷分離装置から出る塔底分は、生成物ストリップに送られ、安定化超低硫黄ディーゼル及びワイルドナフサを生成する。冷分離装置から出る塔頂分は、吸着及びアミンスクラビングに供される。循環使用水素が回収され、精製ガス及びクエンチガスとして、反応域に送られる(メイクアップ水素とともに)。

20

【0132】

減圧軽質軽油流164及び減圧重質軽油流166(または全範囲VGO、図示せず)は、軽油水素化分解域320内の循環使用から得られる水素及びメイクアップ水素302による有効量の水素の存在下、軽油水素化分解域320で処理される。ある特定の実施形態において、メイクアップ水素302の全部または一部は、オレフィン回収トレイン270から出る水蒸気分解炉水素流210に由来する。ある特定の実施形態において(図6において破線で示す)、重質中質留分の全部または一部、例えば常圧蒸留域110から出る常圧軽油としての第三中質留分126の一部などは、軽油水素化分解域で精製することが可能である。重質中質留分は、全範囲常圧軽油、またはその留分、例えば重質常圧軽油などを含むことが可能である。さらに、第三中質留分126の一部は、軽油水素化分解域320に送ることが可能であり、一方で残部は、軽油水素化分解域320を迂回して、水素化処理されることなく直接軽油水蒸気分解域250に送られる。ある特定の実施形態において、まとめられた減圧軽油、流164及び流166の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、減圧軽油水素化分解域320に送られ;減圧軽油の残部(もしあれば)は、減圧軽油水素化分解域を迂回して、直接軽油水蒸気分解域250に送ることが可能である。

30

【0133】

本明細書中のプロセスに従って、軽油水素化分解運転の過酷度を用いて、複合装置全体からのオレフィン及び芳香族化学製品の相対収率を加減し、及び重質供給原料の分解の経済的閾値を改善することが可能である。化学物質収率制御機構としての軽油水素化分解域の利用は、燃料製品が典型的な目的製品である業界では珍しい。

40

【0134】

水素化分解プロセスは、多数の石油精製所で商業使用されている。そうしたプロセスは、常圧軽油範囲より高温(例えば、約370~520の範囲)で沸騰する供給原料を従来型水素化分解ユニットにおいて及び減圧軽油範囲より高温(例えば、約520超)で沸騰する供給原料を残油水素化分解ユニットにおいてなど、様々な供給原料を処理するのに使用される。一般に、水素化分解プロセスは、供給原料の分子を、より小さい、すなわ

50

ち、より軽い、平均揮発度がより高く経済価値もより高い分子へと分割する。さらに、水素化分解プロセスは、典型的には、水素対炭素比を高めることにより、ならびに有機硫黄及び有機窒素化合物を除去することにより、炭化水素原料の品質を改善する。水素化分解プロセスから大きな経済利益が派生することから、プロセス改善及びより活性の高い触媒の実質的な開発が行われてきた。

【0135】

3種の主要な水素化分解プロセススキームとして、貫流一段水素化分解、循環使用を伴うまたは伴わない直列流水素化分解、及び二段循環使用水素化分解が挙げられる。貫流一段水素化分解は、もっとも単純な配置の水素化分解装置であり、典型的には、水素化精製プロセスよりも過酷であるが、従来の高圧水素化分解プロセスほど過酷ではない条件で運転が行われる。これは、処理工程及び分解反応両方のために1つまたは複数の反応器を使用し、そのため、触媒は、水素化精製及び水素化分解の両方が可能なものでなければならない。この配置は、費用効率が高いものの、典型的には、比較的低い生成物収率をもたらす（例えば、最大転化率が約50重量%）。貫流一段水素化分解は、単一または複式触媒システム全体で中質留分収率を最大化するように設計される場合が多い。複式触媒システムは、積層床配置で、または2つの異なる反応器で使用することが可能である。流出油は、分留塔に送られて、 H_2S 、 NH_3 、軽質ガス（ $C_1 - C_4$ ）、ナフサ、及びディーゼル生成物、常圧軽油範囲以下の温度範囲（例えば、36 - 370 の温度範囲）で沸騰する留分が分離される。常圧軽油範囲より高温（例えば370）で沸騰する炭化水素は、典型的には、未転化油である。循環使用されないこれら未転化油の任意部分は、濃水素ブリード流として軽油水素化分解域320の塔底留分から抜き出され、本明細書に記載されるとおり軽油水蒸気分解域250への供給原料として有効に統合される。ある特定の実施形態において、未転化油は、潤滑油製造ユニット（図示せず）で処理することが可能である。

10

20

【0136】

軽油水素化分解域320は、穏やか、中度、または厳しい水素化分解条件下で作動し、一般に、排出ガス及び軽留分（図示せず）、ワイルドナフサ流326、ディーゼル燃料留分322、及び未転化油留分324を生成する。流出油排出ガスは、軽油水素化分解域320から回収され、オレフィン回収トレインに、他のガス流156の一部として飽和ガスプラントに、及び/または直接、燃料ガスシステムに送られる。液化石油ガスは、軽油水素化分解域320から回収され、混合原料水蒸気分解域に、オレフィン回収トレインに、及び/または飽和ガスプラント送ることが可能である。ナフサ留分326は、混合原料水蒸気分解域230に送られる。ある特定の実施形態において、ナフサ留分326は、単独で、または統合プロセス内由来の他のワイルドナフサ留分と組み合わせて、原油処理複合装置100を通じて送られる。ナフサ留分326が原油処理複合装置100を通じて送られる実施形態において、軽油水素化分解域320で生成した液化石油ガスの全部または一部は、ナフサ留分326とともに送ることが可能である。未転化油留分324は、軽油水蒸気分解域250に送られる。ディーゼル燃料留分322は、燃料として、例えば、ユーロVディーゼル基準に準拠した燃料として回収され、ディーゼル水素化精製域180から出るディーゼル燃料留分182とまとめることが可能である。

30

40

【0137】

減圧軽油水素化分解域320は、原料及び所望の転化度合いをはじめとする要因に応じて、穏やか、中度、または過酷な条件下で作動することが可能である。そのような条件は、相当量の硫黄及び他の既知混入物質を除去するのに、ならびに供給原料（複数可）を、主要な割合を占める分解生成物及び半数に満たない割合の排出ガス、軽留分、及び未転化生成物に転化するのに有効であり、未転化生成物は、軽油水蒸気分解域250に送られる。

【0138】

例えば、適切な減圧軽油水素化分解装置域320は、Honeywell UOP、US；Chevron Lummus Global LLC（CLG）、US；Axen

50

s、I F P Group Technologies、FR；またはShell Global Solutions、USから市販されている技術に基づくシステムを含むことが可能であるが、これらに限定されない。

【0139】

軽油水素化分解域320は、1つまたは複数の固定床、沸騰床、スラリー床、移動床、連続撹拌槽(CSTR)、または管型反応器を、直列及び/または並列配置で備えることが可能である。交換器、炉、供給ポンプ、クエンチポンプ、ならびに反応器(複数可)に供給する及び適切な作動条件を維持するための圧縮機をはじめとする追加設備は、周知であり、軽油水素化分解域320の一部であるものとみなす。また、ポンプ、圧縮機、高温分離容器、低温分離容器などをはじめとする、軽油水素化分解域320内で反応生成物を分離及び水素循環使用を提供するための設備は、周知であり、軽油水素化分解域320の一部であるものとみなす。

10

【0140】

循環使用を伴うまたは伴わない直列流水素化分解は、もっとも一般的に使用される配置の1つである。これは、1つの反応器(精製触媒及び分解触媒の両方を含有する)または精製工程及び分解工程用の2つ以上の反応器を使用する。直列流配置では、第一反応域から出る、軽質ガス(典型的には $C_1 - C_4$ 、 H_2S 、 NH_3)を含む全水素化分解生成物流及び全ての残存炭化水素は、第二反応域に送られる。分留塔から出る未転化塔底分は、さらに分解するために、第一反応器に戻して循環使用される。この配置は、減圧軽油などの重質原油留分を軽質生成物に転化し、蒸留セクションで使用される循環使用カット点に応じて、ナフサ、灯油、及び他のディーゼル範囲の炭化水素の収率を最大化する可能性を有する。

20

【0141】

二段循環使用水素化分解は、2つの反応器を使用し、分留塔から出る未転化塔底分は、さらに分解するために、第二反応器に送られる。第一反応器が水素化精製及び水素化分解の両方を達成するため、第二反応器への供給原料は、アンモニア及び硫化水素を事実上含まない。これにより、硫黄または窒素化合物による被毒を受けやすい高性能ゼオライト触媒の使用が可能になる。

【0142】

有効な加水分解触媒は、一般に、IUPACの元素周期表の第6~10族から選択される金属または金属化合物(酸化物または硫化物)の活性金属成分を1種または複数、触媒の重量に基づいて約5~40重量%含有する。ある特定の実施形態において、活性金属成分は、Mo、W、Co、またはNiのうち1種または複数である。活性金属成分は、典型的には、非晶質アルミナ、非晶質シリカアルミナ、ゼオライト、またはそれらの組み合わせなどの担体に担持されているかいずれにしろ組み込まれている。ある特定の実施形態において、単独で、または上記の金属と組み合わせて、Pt族金属、例えばPt及び/またはPdなどが、水素化成分として存在する場合があります、その量は一般に、触媒の重量に基づいて、約0.1~2重量%である。適切な水素化分解触媒は、予想される触媒寿命が、18~30、22~30、18~26、または22~26ヶ月の範囲である。

30

【0143】

軽油水素化分解域320から出る代表的生成物は、27~99、27~90、27~82、27~80、27~75、27~52、27~48、30~99、30~90、30~82、30~80、30~75、30~52、30~48、48~99、48~90、48~82、48~80、48~75、48~52、78~99、78~90、78~85、80~90、または80~99重量%の、常圧残油終点以下、例えば370で沸騰する流出油(軽油水素化分解域320への供給原料に対して)を含み、流出油にはLPG、灯油、ナフサ、及び常圧軽油範囲の成分が含まれる。残存する塔底留分は、未転化油留分であり、その全部または一部は、本明細書に記載されるとおり軽油水蒸気分解域250への供給原料として有効に統合することが可能である。

40

【0144】

50

図 7 は、反応域 3 3 2 及び分留域 3 4 2 を含む貫流単一反応器水素化分解域 3 3 0 の実施形態を図示し、これは、穏やかな転化または部分転化水素化分解装置であることが可能である。

【 0 1 4 5 】

反応域 3 3 2 は、一般に、最初の原料 3 3 4 の供給源及び水素ガス 3 3 8 の供給源と流体連通した 1 つまたは複数の入口を備える。反応域 3 3 2 の、流出油流 3 4 0 を排出する 1 つまたは複数の出口は、分留域 3 4 2 の 1 つまたは複数の入口と流体連通している（典型的には、サイクル水素の回収のため、それらの間に 1 つまたは複数の高圧及び / または低圧分離段階を備える、図示せず）。

【 0 1 4 6 】

分留域 3 4 2 は、ガス 3 4 4 を排出するための 1 つまたは複数の出口、ガスは、典型的には H_2 、 H_2S 、 NH_3 、及び軽質炭化水素 ($C_1 - C_4$) である；生成物 3 4 6 を回収するための 1 つまたは複数の出口、例えば、常圧軽油範囲留分以下の温度範囲（例えば、36 ~ 370 の温度範囲）で沸騰する中質留分ナフサ及びディーゼル製品である；ならびに、常圧軽油範囲より高温（例えば 370 ）で沸騰する炭化水素を含む塔底分 3 4 8 を排出するための 1 つまたは複数の出口を備える。ある特定の実施形態において、塔底分 3 4 8 の温度カット点（及びそれに応じて生成物 3 4 6 の終点）は、下流の運転のため、所望のガソリン、灯油、及び / またはディーゼル製品沸点範囲の上限温度に対応する範囲である。

【 0 1 4 7 】

貫流単一反応器水素化分解域 3 3 0 の運転では、原料流 3 3 4 及び水素流 3 3 8 は、反応域 3 3 2 に投入される。水素流 3 3 8 は、必要とされる度合いの水素化分解、供給原料種類、及び他の要因を支援するのに有効な量の水素であり、反応域 3 3 2 に付随する任意選択のガス分離サブシステム（図示せず）から出る循環使用水素 3 3 6、及び / または、分留塔ガス流 3 4 4 から出るもの、及び必要であればメイクアップ水素 3 0 2 を含む任意の組み合わせが可能である。ある特定の実施形態において、反応域は、複数の触媒床を備えることが可能であり、床間で 1 つまたは複数のクエンチ水素流を受けることが可能である（図示せず）。

【 0 1 4 8 】

反応流出油流 3 4 0 は、転化、部分転化、及び未転化炭化水素を含有する。反応流出油流 3 4 0 は、一般に、ガス及び液体生成物、ならびに副生成物 3 4 4、3 4 6 を回収し、塔底留分 3 4 8 を分離するために、分留域 3 4 2 に送られる（任意選択で、1 つまたは複数の高圧及び低圧分離段階で循環使用水素を回収した後）。この流 3 4 8 は、本明細書に記載されるとおり軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送られる。

【 0 1 4 9 】

ガス流 3 4 4 は、典型的には、 H_2 、 H_2S 、 NH_3 、及び軽質炭化水素 ($C_1 - C_4$) を含むものであり、このガス流は排出及び回収されて、さらに処理することが可能である。流出油排出ガスは、オレフィン回収トレインに、他のガス流 1 5 6 の一部として飽和ガスプラントに、及び / または直接、燃料ガスシステムに送られる。液化石油ガスは、回収して、混合原料水蒸気分解域に、オレフィン回収トレインに、及び / または飽和ガスプラントに送ることが可能である。1 つまたは複数の分解生成物流 3 4 6 は、分留塔の適切な出口から排出され、下流の精製運転でさらに処理及び / またはブレンドして、ガソリン、灯油及び / またはディーゼル燃料、あるいは他の石油化学生成物を生成することが可能である。

【 0 1 5 0 】

ある特定の実施形態において（図示せず）、分留域 3 4 2 は、下流での運転のため、適切なカット点、例えば、所望のガソリン、灯油、及び / またはディーゼル製品の温度範囲の高温側に相当する範囲で、重質成分を分離するためのフラッシュ容器として操作することが可能である。ある特定の実施形態において、適切なカット点は、350 ~ 450、360 ~ 450、370 ~ 450、350 ~ 400、360 ~ 400、370 ~

10

20

30

40

50

400、350～380、または360～380の範囲にある。カット点より高温の流は、本明細書中記載されるとおり軽油水蒸気分解域250に送られる。

【0151】

例えば、適切な貫流単一反応器水素化分解域330は、Honeywell UOP、US；Chevron Lummus Global LLC (CLG)、US；Axens、IFP Group Technologies、FR；またはShell Global Solutions、USから市販されている技術に基づくシステムを含むことが可能であるが、これらに限定されない。

【0152】

貫流単一反応器水素化分解域330における反応器配置は、1つまたは複数の固定床、沸騰床、スラリー床、移動床、連続撹拌槽(CSTR)、または管型反応器を備えることが可能であり、これらは、並列配置にあることが可能である。貫流単一反応器水素化分解域330は、穏やかな水素化分解様式の運転または部分転化様式の運転で作動することが可能である。交換器、炉、供給ポンプ、クエンチポンプ、ならびに反応器(複数可)に供給する及び適切な作動条件を維持するための圧縮機をはじめとする追加設備は、周知であり、貫流単一反応器水素化分解域330の一部であるものとみなす。また、ポンプ、圧縮機、高温分離容器、低温分離容器などをはじめとする、貫流単一反応器水素化分解域330内で反応生成物を分離及び水素循環使用を提供するための設備は、周知であり、貫流単一反応器水素化分解域330の一部であるものとみなす。

【0153】

ある特定の実施形態において、貫流(循環使用のない一段)配置を使用し穏やかな水素化分解様式で作動する水素化分解域330における反応器(複数可)の運転条件は、以下を含む：

反応器入口温度()が、約329～502、329～460、329～440、372～502、372～460、372～440、394～502、394～460、394～440、または412～420の範囲；

反応器出口温度()が、約338～516、338～471、338～450、382～516、382～471、382～450、400～516、400～471、400～450、または422～430の範囲；

初期(SOR)反応温度が、加重平均床温度(WABT)として、約310～475、310～435、310～415、350～475、350～435、350～415、370～475、370～435、370～415、または390～397の範囲；

終期(EOR)反応温度が、WABTとして、約338～516、338～471、338～450、382～516、382～471、382～450、400～516、400～471、400～450、または422～430の範囲；

反応入口圧 barg が、約108～161、108～148、108～141、121～161、121～148、121～141、128～161、128～148、128～141、または131～137の範囲；

反応出口圧 barg が、約100～150、100～137、100～130、112～150、112～137、112～130、118～150、118～137、または118～130の範囲；

水素分圧 barg (出口)が、約77～116、77～106、77～101、87～116、87～106、87～101、92～116、92～106、92～101、または94～98の範囲；

水素精製ガス供給速度(SLt/Lt)が、最高約530、510、470、または450まで、ある特定の実施形態において約340～510、340～470、340～450、382～510、382～470、382～450、400～510、400～470、400～450、または410～440；

水素クエンチガス供給速度(SLt/Lt)が、最高約470、427、391、または356まで、ある特定の実施形態において約178～427、178～214、178

10

20

30

40

50

～ 3 5 6、2 1 4～3 2 1、または 1 7 8～3 9 1；

メイクアップ水素速度 (S L t / L t) が、最高約 2 2 5、2 1 5、2 0 0、または 1 9 0 まで、ある特定の実施形態において約 1 4 3～2 1 5、1 4 3～2 0 0、1 4 3～1 9 0、1 6 1～2 1 5、1 6 1～2 0 0、1 6 1～1 9 0、1 7 0～2 1 5、1 7 0～2 0 0、または 1 7 0～1 9 0；及び

液空間速度値 (h^{-1}) が、水素化分解触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約 0.1～10.0、0.1～5.0、0.1～2.0、0.3～10.0、0.3～5.0、0.3～2.0、0.4～10.0、0.4～5.0、または 0.5～3.0 の範囲。

【0154】

上記の条件及び触媒選択の下、穏やかな水素化分解様式で作動する貫流単一反応器水素化分解域 330 から出る代表的生成物は、27～52、27～48、30～50、または 30～52 重量%の、常圧残油終点以下、例えば 370 で沸騰する流出油（軽油水素化精製域 330 への供給原料に対して）を含み、流出油には L P G、灯油、ナフサ、及び常圧軽油範囲の成分が含まれる。残存する塔底留分は、未転化油留分であり、その全部または一部は、本明細書中記載されるとおり軽油水蒸気分解域 250 への供給原料として有効に統合することが可能である。

【0155】

ある特定の実施形態において、貫流（循環使用のない一段）配置を使用し部分転化様式で作動する水素化分解域 330 における反応器（複数可）の運転条件は、以下を含む：

反応器入口温度（ ）が、約 340～502、340～460、340～440、372～502、372～460、372～440、394～502、394～460、394～440、または 412～420 の範囲；

反応器出口温度（ ）が、約 350～516、350～471、350～450、382～516、382～471、382～450、400～516、400～471、400～450、または 422～430 の範囲；

初期 (S O R) 反応温度が、加重平均床温度 (W A B T) として、約 310～475、310～435、310～415、350～475、350～435、350～415、370～475、370～435、370～415、または 390～397 の範囲；

終期 (E O R) 反応温度が、W A B T として、約 338～516、338～471、338～450、382～516、382～471、382～450、400～516、400～471、400～450、または 422～430 の範囲；

反応入口圧 (b a r g) が、約 100～165、100～150、100～140、120～165、120～140、130～165、130～150、または 130～140 の範囲；

反応出口圧 (b a r g) が、約 92～150、92～137、92～130、112～150、112～127、112～130、118～140、118～130 の範囲；

水素分圧 (b a r g) (出口) が、約 80～120、80～106、80～101、90～120、90～106、90～101、100～120、または 100～115 の範囲；

水素精製ガス供給速度 (S L t / L t) が、最高約 677、615、587、または 573 まで、ある特定の実施形態において約 503～615、503～587、503～573、531～615、531～587、531～573、545～615、545～587、または 545～573；

水素クエンチガス供給速度 (S L t / L t) が、最高約 614、558、553、または 520 まで、ある特定の実施形態において約 457～558、457～533、457～520、482～558、482～533、482～520、495～558、495～533、または 495～520；

メイクアップ水素速度 (S L t / L t) が、最高約 305、277、264、または 252 まで、ある特定の実施形態において約 204～277、204～264、204～2

10

20

30

40

50

5 2、2 1 6 ~ 2 7 7、2 1 6 ~ 2 6 4、2 1 6 ~ 2 5 2、2 2 8 ~ 2 7 7、2 2 8 ~ 2 6 4、または 2 2 8 ~ 2 5 2；及び

液空間速度値 (h^{-1}) が、水素化分解触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約 0.1 ~ 10.0、0.1 ~ 5.0、0.1 ~ 2.0、0.3 ~ 10.0、0.3 ~ 5.0、0.3 ~ 2.0、0.4 ~ 10.0、0.4 ~ 5.0、0.4 ~ 2.0、または 0.5 ~ 3.0 の範囲。

【0156】

上記の条件及び触媒選択の下、部分転化水素化分解装置として作動する貫流単一反応器水素化分解域 330 から出る代表的生成物は、48 ~ 82、50 ~ 80、48 ~ 75、または 50 ~ 75 重量%の、常圧残油終点以下、例えば 370 で沸騰する流出油（軽油水素化处理域 330 への供給原料に対して）を含み、流出油には LPG、灯油、ナフサ、及び常圧軽油範囲の成分が含まれる。残存する塔底留分は、未転化油留分であり、その全部または一部は、本明細書中記載されるとおり軽油水蒸気分解域 250 への供給原料として有効に統合することが可能である。

10

【0157】

図 8 は、直列流水素化分解域 350 の別の実施形態を図示し、これは、第一反応器域、第二反応器域、または第一及び第二反応器域への循環使用を伴う直列流水素化分解システムとして作動する。一般に、直列流水素化分解域 350 は、第一反応域 352、第二反応域 358、及び分留域 342 を備える。

20

【0158】

第一反応域 352 は、一般に、最初の原料 334 の供給源及び水素ガス 338 の供給源、ならびにある特定の実施形態において、分留域 342 塔底流 348 の全部または一部を含む循環使用流 364 a、及び任意選択で分留域 342 生成物流 362 の一部と流体連通した 1 つまたは複数の入口を備える。第一反応域 352 の、流出油流 354 を排出する 1 つまたは複数の出口は、第二反応域 358 の 1 つまたは複数の入口と流体連通している。ある特定の実施形態において、流出油 354 は、どのような過剰水素及び軽質ガスも分離することなく第二反応域 358 に送られる。任意選択の実施形態において、循環使用水素の回収のため、1 つまたは複数の高圧及び低圧分離段が、第一及び第二反応器域 352、358 の間に提供される（図示せず）。

30

【0159】

第二反応域 358 は、一般に、第一反応域 352 の 1 つまたは複数の出口、任意選択で追加の水素ガス 356 の供給源、及びある特定の実施形態において分留域 342 塔底流 348 の全部または一部を含む循環使用流 364 b、及び任意選択で分留域 342 生成物流 362 の一部と流体連通した、1 つまたは複数の入口を備える。流出油流 360 を排出する第二反応域 358 の 1 つまたは複数の出口は、分留域 342 の 1 つまたは複数の入口と流体連通している（任意選択で、循環使用水素の回収のため、第二反応域 358 と分留域 342 の間に 1 つまたは複数の高圧及び低圧分離段を備える、図示せず）。

【0160】

分留域 342 は、ガス 344 を排出するための 1 つまたは複数の出口、ガスは、典型的には H_2 、 H_2S 、 NH_3 、及び軽質炭化水素 ($C_1 - C_4$) である；生成物 346 を回収するための 1 つまたは複数の出口、生成物は、例えば、常圧軽油範囲留分以下の温度範囲（例えば、36 ~ 370 の温度範囲）で沸騰する中質留分ナフサ及びディーゼル製品である；ならびに、常圧軽油範囲より高温（例えば 370）で沸騰する炭化水素を含む塔底分 348 を排出するための 1 つまたは複数の出口、100% 循環使用を伴う運転ではないプロセスでここからブリード流 368 が得られる、を備える。ある特定の実施形態において、塔底分 348 の温度カット点（及びそれに応じて生成物 346 の終点）は、下流での運転のため、所望のガソリン、灯油、及び / またはディーゼル製品沸点範囲の上限温度に対応する範囲である。

40

【0161】

直列流水素化分解域 350 の運転において、原料流 334 及び水素流 338 は、第一反

50

応域 3 5 2 に投入される。水素流 3 3 8 は、必要とされる度合いの水素化分解、供給原料種類、及び他の要因を支援するのに有効な量の水素であり、反応域 3 5 2 及び 3 5 8 に付随する任意選択のガス分離サブシステム（図示せず）から出る循環使用水素 3 3 6、及び／または、分留塔ガス流 3 4 4 から出るもの、及びメイクアップ水素 3 0 2 を含む任意の組み合わせが可能である。ある特定の実施形態において、反応域は、複数の触媒床を備えることが可能であり、床間で 1 つまたは複数のクエンチ水素流を受けることが可能である（図示せず）。

【0162】

第一反応域 3 5 2 は、反応流出油流 3 5 4 の生成に有効な条件下で作動し、反応流出油流 3 5 4 は、第二反応域 3 5 8 に（任意選択で、1 つまたは複数の高圧及び低圧分離段で循環使用水素を回収した後）、任意選択で追加水素流 3 5 6 とともに、送られる。第二反応域 3 5 8 は、反応流出油流 3 6 0 の生成に有効な条件下で作動し、反応流出油流 3 6 0 は、転化、部分転化、及び未転化炭化水素を含有する。

【0163】

反応流出油流 3 6 0 は、一般に、ガス及び液体生成物ならびに副生成物 3 4 4、3 4 6 を回収し、塔底留分 3 4 8 を分離するために、分留域 3 4 2 に送られる。塔底留分 3 4 8 の一部である流 3 6 8 は、本明細書中記載されるとおり軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送られる。

【0164】

ガス流 3 4 4 は、典型的には、 H_2 、 H_2S 、 NH_3 、及び軽質炭化水素（ $C_1 - C_4$ ）を含むものであり、このガス流は排出及び回収されて、さらに処理することが可能である。流出油排出ガスは、オレフィン回収トレインに、他のガス流 1 5 6 の一部として飽和ガスプラントに、及び／または直接、燃料ガスシステムに送られる。液化石油ガスは、回収して、混合原料水蒸気分解域に、オレフィン回収トレインに、及び／または飽和ガスプラントに送ることが可能である。1 つまたは複数の分解生成物流 3 4 6 は、分留塔の適切な出口から排出され、下流の精製運転でさらに処理及び／またはブレンドされて、ガソリン、灯油及び／またはディーゼル燃料、あるいは他の石油化学生成物を生成することが可能である。ある特定の実施形態において、1 つまたは複数の分解生成物流 3 4 6 に由来するディーゼル留分 3 6 2 は、循環使用流と統合されて反応器に向かうことが可能である。この統合は、生成物流 3 4 6 から生成させるのがディーゼル燃料であるか石油化学製品であるかの間で配置に柔軟性をもたらす。

【0165】

ある特定の実施形態において（図示せず）、分留域 3 4 2 は、下流での運転のため、適切なカット点、例えば、所望のガソリン、灯油、及び／またはディーゼル製品の温度範囲の高温側に相当する範囲で、重質成分を分離するためのフラッシュ容器として作動することが可能である。ある特定の実施形態において、適切なカット点は、3 5 0 ~ 4 5 0、3 6 0 ~ 4 5 0、3 7 0 ~ 4 5 0、3 5 0 ~ 4 0 0、3 6 0 ~ 4 0 0、3 7 0 ~ 4 0 0、3 5 0 ~ 3 8 0、または 3 6 0 ~ 3 8 0 の範囲にある。カット点より高温の流は、本明細書中記載されるとおり軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送られる。

【0166】

反応流出油から出る分留塔塔底流 3 4 8 の全部または一部は、第一または第二反応域 3 5 2 及び／または 3 5 8 に循環使用される（流 3 6 4 a 及び／または流 3 6 4 b）。ある特定の実施形態において、反応流出油から出る分留塔塔底分の一部は、ブリード流 3 6 8 として取り出される。ブリード流 3 6 8 は、分留塔塔底分 3 4 8 の約 0 ~ 1 0 体積%、1 ~ 1 0 体積%、1 ~ 5 体積%、または 1 ~ 3 体積%であることが可能である。この流 3 6 8 は、本明細書中記載されるとおり軽油水蒸気分解域 2 5 0 に送られる。

【0167】

したがって、分留塔塔底流 3 4 8 の全部または一部は、流 3 6 4 b として第二反応域 3 5 8 に、流 3 6 4 a として第一反応域 3 5 2 に、または第一反応域 3 5 2 及び第二反応域 3 5 8 の両方に循環使用される。例えば、反応域 3 5 2 に循環使用される流 3 6 4 a は、

10

20

30

40

50

流 3 4 8 の 0 ~ 1 0 0 体 積 % を 占 め、ある特定の実施形態において 0 ~ 約 8 0 体 積 %、及びさらなる実施形態において 0 ~ 約 5 0 体 積 % を 占 め、反応域 3 5 8 に循環使用される流 3 6 4 b は、流 3 4 8 の 0 ~ 1 0 0 体 積 % を 占 め、ある特定の実施形態において 0 ~ 約 8 0 体 積 %、及びさらなる実施形態において 0 ~ 約 5 0 体 積 % を 占 める。循環使用が 1 0 0 体 積 % であるまたはそれに近いある特定の実施形態において、未転化油の循環使用は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 への供給原料として適切な生成物の収率を上昇させる。

【 0 1 6 8 】

例えば、適切な直列流水素化分解域 3 5 0 は、Honeywell UOP、US ; Chevron Lummus Global LLC (CLG)、US ; Axens、IFP Group Technologies、FR ; またはShell Global Solutions、US から市販されている技術に基づくシステムを含むことが可能であるが、これらに限定されない。

10

【 0 1 6 9 】

直列流水素化分解域 3 5 0 における反応器配置は、1 つまたは複数の固定床、沸騰床、スラリー床、移動床、連続撹拌槽 (CSTR)、または管型反応器を備えることが可能であり、これらは、並列配置にあることが可能である。交換器、炉、供給ポンプ、クエンチポンプ、ならびに反応器 (複数可) に供給する及び適切な作動条件を維持するための圧縮機をはじめとする追加設備は、周知であり、直列流水素化分解域 3 5 0 の一部であるものとみなす。また、ポンプ、圧縮機、高温分離容器、低温分離容器などをはじめとする、直列流水素化分解域 3 5 0 内で反応生成物を分離及び水素循環使用を提供するための設備は、周知であり、直列流水素化分解域 3 5 0 の一部であるものとみなす。

20

【 0 1 7 0 】

ある特定の実施形態において、貫流配置を使用し部分転化様式で作動する水素化分解域 3 5 0 における第一反応器 (複数可) の運転条件は、以下を含む：

反応器入口温度 () が、約 3 4 0 ~ 5 0 2、3 4 0 ~ 4 6 0、3 4 0 ~ 4 4 0、3 7 2 ~ 5 0 2、3 7 2 ~ 4 6 0、3 7 2 ~ 4 4 0、3 9 4 ~ 5 0 2、3 9 4 ~ 4 6 0、3 9 4 ~ 4 4 0、または 4 1 2 ~ 4 2 0 の範囲；

反応器出口温度 () が、約 3 5 0 ~ 5 1 6、3 5 0 ~ 4 7 1、3 5 0 ~ 4 5 0、3 8 2 ~ 5 1 6、3 8 2 ~ 4 7 1、3 8 2 ~ 4 5 0、4 0 0 ~ 5 1 6、4 0 0 ~ 4 7 1、4 0 0 ~ 4 5 0、または 4 2 2 ~ 4 3 0 の範囲；

30

初期 (SOR) 反応温度が、加重平均床温度 (WABT) として、約 3 1 0 ~ 4 7 5、3 1 0 ~ 4 3 5、3 1 0 ~ 4 1 5、3 5 0 ~ 4 7 5、3 5 0 ~ 4 3 5、3 5 0 ~ 4 1 5、3 7 0 ~ 4 7 5、3 7 0 ~ 4 3 5、3 7 0 ~ 4 1 5、または 3 9 0 ~ 3 9 7 の範囲；

終期 (EOR) 反応温度が、WABT として、約 3 3 8 ~ 5 1 6、3 3 8 ~ 4 7 1、3 3 8 ~ 4 5 0、3 8 2 ~ 5 1 6、3 8 2 ~ 4 7 1、3 8 2 ~ 4 5 0、4 0 0 ~ 5 1 6、4 0 0 ~ 4 7 1、4 0 0 ~ 4 5 0、または 4 2 2 ~ 4 3 0 の範囲；

反応入口圧 (barg) が、約 1 0 0 ~ 1 6 5、1 0 0 ~ 1 5 0、1 0 0 ~ 1 4 0、1 2 0 ~ 1 6 5、1 2 0 ~ 1 4 0、1 3 0 ~ 1 6 5、1 3 0 ~ 1 5 0、または 1 3 0 ~ 1 4 0 の範囲；

反応出口圧 (barg) が、約 9 2 ~ 1 5 0、9 2 ~ 1 3 7、9 2 ~ 1 3 0、1 1 2 ~ 1 5 0、1 1 2 ~ 1 2 7、1 1 2 ~ 1 3 0、1 1 8 ~ 1 4 0、1 1 8 ~ 1 3 0 の範囲；

40

水素分圧 (barg) (出口) が、約 8 0 ~ 1 2 0、8 0 ~ 1 0 6、8 0 ~ 1 0 1、9 0 ~ 1 2 0、9 0 ~ 1 0 6、9 0 ~ 1 0 1、1 0 0 ~ 1 2 0、または 1 0 0 ~ 1 1 5 の範囲；

水素精製ガス供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 6 6 8、6 0 7、5 8 0、または 5 6 6 まで、ある特定の実施形態において約 4 9 7 ~ 6 0 7、4 9 7 ~ 5 8 0、4 9 7 ~ 5 6 6、5 2 5 ~ 6 0 7、5 2 5 ~ 5 8 0、5 2 5 ~ 5 6 6、5 3 8 ~ 6 0 7、5 3 8 ~ 5 8 0、または 5 3 8 ~ 5 6 6；

水素クエンチガス供給速度 (SLt / Lt) が、最高約 8 1 9、7 4 4、7 1 1、または 6 9 4 まで、ある特定の実施形態において約 6 0 9 ~ 7 4 4、6 0 9 ~ 7 1 1、6 0 9

50

～ 6 9 4、6 4 3～7 4 4、6 4 3～7 1 1、6 4 3～6 9 4、6 6 0～7 4 4、6 6 0～7 1 1、または6 6 0～6 9 4；

メイクアップ水素速度（SLt/Lt）が、最高約271、246、235、または224まで、ある特定の実施形態において約182～246、182～235、182～224、192～246、192～235、192～224、203～246、203～235、または203～224；及び

液空間速度値（h⁻¹）が、水素化分解触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約0.1～10.0、0.1～5.0、0.1～2.0、0.3～10.0、0.3～5.0、0.3～2.0、0.4～10.0、0.4～5.0、0.4～2.0、または0.5～1.5の範囲。

10

【0171】

ある特定の実施形態において、貫流配置を使用し部分転化様式で作動する水素化分解域350における第二反応器（複数可）の運転条件は、以下を含む：

【0172】

ある特定の実施形態において、貫流配置を使用する部分転化水素化分解の運転条件は、以下を含む：

反応器入口温度（ ）が、約340～502、340～460、340～440、372～502、372～460、372～440、394～502、394～460、394～440、または412～420の範囲；

反応器出口温度（ ）が、約350～516、350～471、350～450、382～516、382～471、382～450、400～516、400～471、400～450、または422～430の範囲；

20

初期（SOR）反応温度が、加重平均床温度（WABT）として、約310～475、310～435、310～415、350～475、350～435、350～415、370～475、370～435、370～415、または390～397の範囲；

終期（EOR）反応温度が、WABTとして、約338～516、338～471、338～450、382～516、382～471、382～450、400～516、400～471、400～450、または422～430の範囲；

反応入口圧（bar g）が、約90～150、90～130、90～140、110～150、110～130、110～145、または130～150の範囲；

30

反応出口圧（bar g）が、約85～140、85～127、100～140、112～130、112～140、または118～130の範囲；

水素分圧（bar g）（出口）が、約80～130、80～120、80～101、90～130、90～120、90～101、100～130、または100～115の範囲；

水素精製ガス供給速度（SLt/Lt）が、最高約890、803、767、または748まで、ある特定の実施形態において約657～803、657～767、657～748、694～803、694～767、694～748、712～803、712～767、または712～748；

水素クエンチガス供給速度（SLt/Lt）が、最高約850、764、729、または712まで、ある特定の実施形態において約625～764、625～729、625～712、660～764、660～729、660～712、677～764、677～729、または677～712；

40

メイクアップ水素速度（SLt/Lt）が、最高約372、338、323、または309まで、ある特定の実施形態において約250～338、250～323、250～309、264～338、264～323、264～309、279～338、279～323、または279～309；及び

液空間速度値（h⁻¹）が、水素化分解触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約0.1～10.0、0.1～5.0、0.1～2.0、0.3～10.0、0.3～5.0、1.0～5.0、2.0～4.0、または1.0～3.0の範囲。

50

【 0 1 7 3 】

上記の条件及び触媒選択の下、貫流配置を使用する部分転化水素化分解装置として作動する直列流水素化分解域 3 5 0 から出る代表的生成物は、4 8 ~ 8 2、5 0 ~ 8 0、4 8 ~ 7 5、または 5 0 ~ 7 5 重量%の、常圧残油終点以下、例えば 3 7 0 で沸騰する流出油（水素化分解域 3 5 0 への供給原料に対して）を含み、流出油には L P G、灯油、ナフサ、及び常圧軽油範囲の成分が含まれる。残存する塔底留分は、未転化油留分であり、その全部または一部は、本明細書に記載されるとおり軽油水蒸気分解域 2 5 0 への供給原料として有効に統合することが可能である。

【 0 1 7 4 】

図 9 は、統合された水素化分解ユニット運転、循環使用を伴う二段の水素化分解域 3 7 0 の別の実施形態を図示し、これは、循環使用を伴う二段水素化分解システムとして作動する。一般に、水素化分解域 3 7 0 は、第一反応域 3 7 2、第二反応域 3 8 2、及び分留域 3 4 2 を備える。

10

【 0 1 7 5 】

第一反応域 3 7 2 は、一般に、最初の原料 3 3 4 の供給源及び水素ガス 3 3 8 の供給源と流体連通した 1 つまたは複数の入口を備える。流出油流 3 7 4 を排出する第一反応域 3 7 2 の 1 つまたは複数の出口は、分留域 3 4 2 の 1 つまたは複数の入口と流体連通している（任意選択で、循環使用水素の回収のため、それらの間に 1 つまたは複数の高圧及び低圧分離段を備える、図示せず）。

【 0 1 7 6 】

分留域 3 4 2 は、ガス 3 4 4 を排出するための 1 つまたは複数の出口、ガスは、典型的には、 H_2S 、 NH_3 、及び軽質炭化水素（ $C_1 - C_4$ ）である；生成物 3 4 6 を回収するための 1 つまたは複数の出口、生成物は、例えば、常圧軽油範囲留分以下の温度範囲（例えば、3 6 ~ 3 7 0 の温度範囲）で沸騰するナフサ及びディーゼル生成物である；ならびに、常圧軽油範囲より高温（例えば約 3 7 0 ）で沸騰する炭化水素を含む塔底分 3 4 8 を排出するための 1 つまたは複数の出口、を備えており、1 0 0 % 循環使用で作動するのではないプロセスでは、塔底分 3 4 8 から、ブリード流 3 6 8 が得られる。ある特定の実施形態において、塔底分 3 4 8 の温度カット点（及びそれに応じて生成物 3 4 6 の終点）は、下流での運転のため、所望のガソリン、灯油、及び / またはディーゼル製品沸点範囲の上限温度に対応する範囲である。

20

30

【 0 1 7 7 】

分留域 3 4 2 塔底出口は、塔底流 3 4 8 に由来する循環使用流 3 4 8 a 用の第二反応域 3 8 2 の 1 つまたは複数の入口と流体連通している。循環使用流 3 4 8 a は、塔底流 3 4 8 の全部または一部であることが可能である。ある特定の任意選択実施形態において（図 9 で破線により示すとおり）、部分 3 4 8 b は、第一反応域 3 7 2 の 1 つまたは複数の入口と流体連通している。

【 0 1 7 8 】

第二反応域 3 8 2 は、一般に、塔底分 3 4 8 の分留域 3 4 2 塔底流出部分 3 4 8 a、及び水素ガス 3 8 4 の供給源と流体連通した 1 つまたは複数の入口を備える。流出油流 3 8 6 を排出する第二反応域 3 8 2 の 1 つまたは複数の出口は、分留域 3 4 2 の 1 つまたは複数の入口と流体連通している（任意選択で、循環使用水素の回収のため、それらの間に 1 つまたは複数の高圧及び低圧分離段を備える、図示せず）。

40

【 0 1 7 9 】

二段水素化分解域 3 7 0 の運転において、原料流 3 3 4 及び水素流 3 3 8 は、第一反応域 3 7 2 に投入される。水素流 3 3 8 は、必要とされる度合いの水素化分解、供給原料種類、及び他の要因を支援するのに有効な量の水素であり、反応域 3 7 2 及び 3 8 2 に付随する任意選択のガス分離サブシステム（図示せず）から出る循環使用水素 3 3 6、及び / または、分留塔ガス流 3 4 4 から出るもの、及びメイクアップ水素 3 0 2 を含む任意の組み合わせが可能である。ある特定の実施形態において、反応域は、複数の触媒床を備えることが可能であり、床間で 1 つまたは複数のクエンチ水素流を受けることが可能である（

50

図示せず)。

【0180】

第一反応域372は、反応流出油流374の生成に有効な条件下で作動し、反応流出油流374は、分留域342に送られて(任意選択で、1つまたは複数の高圧及び低圧分離段で循環使用水素を回収した後)、一般にガス及び液体生成物ならびに副生成物が回収され、塔底留分が分離される。

【0181】

ガス流344は、典型的には、 H_2 、 H_2S 、 NH_3 、及び軽質炭化水素($C_1 - C_4$)を含むものであり、このガス流は排出及び回収されて、さらに処理することが可能である。流出油排出ガスは、オレフィン回収トレインに、他のガス流156の一部として飽和ガスプラントに、及び/または直接、燃料ガスシステムに送られる。液化石油ガスは、回収して、混合原料水蒸気分解域に、オレフィン回収トレインに、及び/または飽和ガスプラントに送ることが可能である。1つまたは複数の分解生成物流346は、分留塔の適切な出口から排出され、下流の精製運転でさらに処理及び/またはブレンドされて、ガソリン、灯油及び/またはディーゼル燃料、あるいは他の石油化学生成物を生成することが可能である。ある特定の実施形態において、1つまたは複数の分解生成物流346に由来するディーゼル留分376は、供給原料と統合されて第二段階反応器382に向かうことが可能である。この統合は、生成物流346から生成させるのがディーゼル燃料であるか石油化学製品であるかの間で配置に柔軟性をもたらす。

10

【0182】

ある特定の実施形態において(図示せず)、分留域342は、下流での運転のため、適切なカット点、例えば、所望のガソリン、灯油、及び/またはディーゼル製品の温度範囲の高温側に相当する範囲で、重質成分を分離するためのフラッシュ容器として作動することが可能である。ある特定の実施形態において、適切なカット点は、350~450、360~450、370~450、350~400、360~400、370~400、350~380、または360~380の範囲にある。カット点より高温の流は、本明細書中記載されるとおり軽油水蒸気分解域250に送られる。

20

【0183】

反応流出油から出る分留塔塔底流348の全部または一部は、流348aとして第二反応域382に送られる。ある特定の実施形態において、塔底流348の全部または一部は、流348aとして第二反応域382に、流348bとして第一反応域372に、または第一反応域372及び第二反応域382の両方に循環使用される。例えば、反応域372に循環使用される流348bは、流348の0~100体積%、0~約80体積%、または0~約50体積%を占め、反応域382に循環使用される流348aは、流348の0~100体積%、0~約80体積%、または0~約50体積%を占める。循環使用が100体積%であるまたはそれに近いある特定の実施形態において、未転化油の循環使用は、混合原料水蒸気分解域230への供給原料として適切な生成物の収率を上昇させる。

30

【0184】

ある特定の実施形態において、反応流出油から出る分留塔塔底分の一部は、ブリード流368として取り出される。ブリード流368は、分留塔塔底分348の約0~10体積%、1~10体積%、1~5体積%、または1~3体積%であることが可能である。

40

【0185】

第二反応域382は、反応流出油流386の生成に有効な条件下で作動し、反応流出油流386は、転化、部分転化、及び未転化炭化水素を含有する。第二段階で、反応流出油流386は、循環使用水素の回収及び特定の軽質ガスの取り出しを行うため任意選択で1つまたは複数のガス分離装置を通過して、分留域342に送られる。

【0186】

例えば、適切な二段水素化分解域370は、Honeywell UOP、US; Chevron Lummus Global LLC (CLG)、US; Axens、IFP Group Technologies、FR; またはShell Global

50

Solutions、USから市販されている技術に基づくシステムを含むことが可能であるが、これらに限定されない。

【0187】

循環使用を伴う二段水素化分解域370の反応器配置は、1つまたは複数の固定床、沸騰床、スラリー床、移動床、連続攪拌槽(CSTR)、または管型反応器を備えることが可能であり、これらは、並列配置にあることが可能である。交換器、炉、供給ポンプ、クエンチポンプ、ならびに反応器(複数可)に供給する及び適切な作動条件を維持するための圧縮機をはじめとする追加設備は、周知であり、二段水素化分解域370の一部であるものとみなす。また、ポンプ、圧縮機、高温分離容器、低温分離容器などをはじめとする、二段水素化分解域370内で反応生成物を分離及び水素循環使用を提供するための設備は、周知であり、二段水素化分解域370の一部であるものとみなす。

10

【0188】

ある特定の実施形態において、循環使用を伴う二段配置を使用し完全転化様式で作動する水素化分解域370における第一反応器(複数可)の運転条件は、以下を含む：

反応器入口温度()が、約340~502、340~460、340~440、372~502、372~460、372~440、394~502、394~460、394~440、または412~420の範囲；

反応器出口温度()が、約350~516、350~471、350~450、382~516、382~471、382~450、400~516、400~471、400~450、または422~430の範囲；

20

初期(SOR)反応温度が、加重平均床温度(WABT)として、約310~475、310~435、310~415、350~475、350~435、350~415、370~475、370~435、370~415、または390~397の範囲；

終期(EOR)反応温度が、WABTとして、約338~516、338~471、338~450、382~516、382~471、382~450、400~516、400~471、400~450、または422~430の範囲；

反応入口圧 barg が、約100~180、100~160、100~141、121~180、121~160、121~141、128~180、128~160、128~141、または131~180の範囲；

反応出口圧 barg が、約90~170、90~137、90~130、112~170、112~137、112~130、118~150、118~137、または118~170の範囲；

30

水素分圧 barg (出口)が、約90~137、90~106、90~120、100~137、100~106、または100~120の範囲；

水素精製ガス供給速度(SLt/Lt)が、最高約1050、940、898、または876まで、ある特定の実施形態において約769~940、769~898、769~876、812~940、812~898、812~876、834~940、834~898、または834~876；

水素クエンチガス供給速度(SLt/Lt)が、最高約1100、980、935、または913まで、ある特定の実施形態において約801~980、801~935、801~913、846~980、846~935、846~913、868~980、868~935、または868~913；

40

メイクアップ水素速度(SLt/Lt)が、最高約564、512、490、または468まで、ある特定の実施形態において約378~512、378~490、378~468、401~512、401~490、401~468、423~512、423~490、または423~468；及び

液空間速度値(h⁻¹)が、水素化分解触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約0.1~10.0、0.1~5.0、0.1~2.0、0.3~10.0、0.3~5.0、0.3~2.0、0.4~10.0、0.4~5.0、0.4~2.0、または0.5~1.5の範囲。

50

【0189】

ある特定の実施形態において、循環使用を伴う二段配置を使用し完全転化様式で作動する水素化分解域370における第二段階反応器（複数可）の運転条件は、以下を含む：

【0190】

ある特定の実施形態において、二段水素化分解域370の第一段階反応域における反応器（複数可）の運転条件は、以下を含む：

反応器入口温度（ ）が、約340～502、340～460、340～440、372～502、372～460、372～440、394～502、394～460、394～440、または412～420の範囲；

反応器出口温度（ ）が、約350～516、350～471、350～450、382～516、382～471、382～450、400～516、400～471、400～450、または422～430の範囲；

初期（SOR）反応温度が、加重平均床温度（WABT）として、約310～475、310～435、310～415、350～475、350～435、350～415、370～475、370～435、370～415、または390～397の範囲；

終期（EOR）反応温度が、WABTとして、約338～516、338～471、338～450、382～516、382～471、382～450、400～516、400～471、400～450、または422～430の範囲；

反応入口圧（barg）が、約80～145、80～100、80～131、80～120、120～145、100～145、または130～145の範囲；

反応出口圧（barg）が、約75～137、75～130、90～130、100～137、100～122、または112～137の範囲；

水素分圧（barg）（出口）が、約90～145、90～106、90～120、100～145、100～106、または100～120の範囲；

水素精製ガス供給速度（SLt/Lt）が、最高約910、823、785、または767まで、ある特定の実施形態において約673～823、673～785、673～767、711～823、711～785、711～767、729～823、729～785、または729～767；

水素クエンチガス供給速度（SLt/Lt）が、最高約980、882、842、または822まで、ある特定の実施形態において約721～882、721～842、721～822、761～882、761～842、761～822、781～882、781～842、または781～822；

メイクアップ水素速度（SLt/Lt）が、最高約451、410、392、または374まで、ある特定の実施形態において約303～410、303～392、303～374、321～410、321～392、321～374、338～410、338～392、または338～374；及び

液空間速度値（h⁻¹）が、水素化分解触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約0.1～10.0、0.1～5.0、0.1～2.0、0.3～10.0、0.3～5.0、1.0～5.0、2.0～4.0、または1.0～3.0の範囲。

【0191】

上記の条件及び触媒選択の下、完全転化様式で二段水素化分解装置（循環使用を伴う）として作動する水素化分解域370から出る代表的生成物は、78～99、78～90、78～85、80～90、または80～99重量%の常圧残油終点以下、例えば370で沸騰する流出油（水素化分解域370への供給原料に対して）を含み、流出油にはLPG、灯油、ナフサ、及び常圧軽油範囲の成分が含まれる。残存する塔底留分は、未転化油留分であり、その全部または一部は、本明細書中記載されるとおり軽油水蒸気分解域250への供給原料として有効に統合することが可能である。

【0192】

ある特定の実施形態において、減圧残油流168の0～100重量%を、残油精製センター800（任意選択の実施形態として破線で示す）で処理することが可能である。さら

10

20

30

40

50

なる実施形態において、水蒸気分解炉複合設備から出る熱分解油の0～100重量%を、残油精製センター800に送ることが可能である。残油精製センター800は、以下の1つまたは複数を備えることが可能であるが、それらに限定されない：接触水素添加プロセス、例えば残油水素化分解システムなど；熱コークス化プロセス、例えばディレイドコーカーなど；及び/または溶剤脱れきプロセス。ある特定の実施形態において、残油精製センター800は、留分808、重質留分806、及び/または塔底留分804を1つまたは複数生成する。留分808は、例えば、常圧軽油範囲留分以下の温度範囲（例えば36～370の温度範囲）、または中質常圧軽油範囲留分以下の温度範囲で沸騰する1つまたは複数の中質留分流を含むことが可能である。なお、残油精製センター800が溶剤脱れきするものである場合、留分808は生成しない。留分808の一部は、混合原料水蒸気分解域230への供給原料として、統合された水素化処理域の1つまたは複数への供給原料として、及び/または燃料成分の製造に使用することが可能である。重質留分806の全部または一部は、例えば、常圧軽油範囲（例えば370）より高温、または中質常圧軽油範囲より高温で沸騰する精製済の重質範囲の炭化水素流を1つまたは複数；あるいは溶剤脱れきユニットの脱れき油、を含むことが可能である。重質留分806の一部は、軽油水蒸気分解域250への供給原料として、統合された水素化処理域の1つまたは複数への供給原料として使用する、未転化油生成物として回収する、基材油製造域で潤滑油製造に使用する、及び/または燃料油プールに組み込む、ことが可能である。塔底留分804は、例えば、残油水素化分解システムのピッチ、ディレイドコーカーの石油コークス、または溶剤脱れきユニットのアスファルトを含むことが可能である。

【0193】

ある特定の減圧残油水素化処理域を組み込んだシステム及びプロセスの実施形態は、2017年11月17日出願の米国特許出願番号第[SA3106 AFS 215, 409]号、発明の名称「Process and System for Conversion of Crude Oil to Petrochemicals and Fuel Products Integrating Vacuum Residue Hydroprocessing」、及び2017年11月17日出願の米国特許出願番号第[SA3107 AFS 215, 410]号、発明の名称「Process and System for Conversion of Crude Oil to Petrochemicals and Fuel Products Integrating Vacuum Residue Conditioning and Base Oil Production」に開示されており、これらは、同一出願人の名義にかかるものであり、そのまま全体が本明細書中参照として援用される。溶剤脱れきを組み込んだシステム及びプロセスの実施形態は、2017年11月17日出願の米国特許出願番号第[SA3108 AFS 215, 411]号、発明の名称「Process and System for Conversion of Crude Oil to Petrochemicals and Fuel Products Integrating Solvent Deasphalting of Vacuum Residue」に開示されており、これは、同一出願人の名義にかかるものであり、そのまま全体が本明細書中参照として援用される。熱コークス化を組み込んだシステム及びプロセスの実施形態は、2017年11月17日出願の米国特許出願番号第[SA3109 AFS 215, 412]号、発明の名称「Process and System for Conversion of Crude Oil to Petrochemicals and Fuel Products Integrating Delayed Coking of Vacuum Residue」に開示されており、これは、同一出願人の名義にかかるものであり、そのまま全体が本明細書中参照として援用される。

【0194】

混合原料水蒸気分解域230は、高過酷度または低過酷度熱分解プロセスとして作動し、一般に、LPG、ナフサ、及びより重質な炭化水素を、主に混合生成物流232に変換

し、混合生成物流 232 は、混合 C1 - C4 パラフィン及びオレフィンを含有する。ある特定の実施形態において、混合原料水蒸気分解域 230 は、原料ユニットから出る直留液体、エタン及び/またはプロパン（装置の境界の外側から及び/または循環使用によるもの）、ならびに統合プロセス及びシステム内の化学製品製造及び回収領域から出る様々な循環使用流を処理する。適切な混合原料水蒸気分解域 230 は、Linde AG、DE；Technip FMC plc、UK；Chicago Bridge & Iron Company N.V.（CB&I）、NL；または KBR、Inc、US から市販されている技術に基づくシステムを含むことが可能であるが、これらに限定されない。

【0195】

例えば、混合原料水蒸気分解域 230 に送られる複数の供給原料は、以下を含む：原油処理複合装置 100 から出る軽留分 152、軽質ナフサ 138、及び重質ナフサ 140（または他の実施形態において示されるとおりの全直留ナフサ 136）；トランスアルキル化域 630 から出る LPG 流 634；以下で記載される、メチルアセチレン/プロパジエン（MAPD）飽和及びプロピレン回収域 280 から出る循環使用流 282；以下で記載される、1-ブテン回収域 520 から出る C4 抽残液 524；上記で記載される、ディーゼル水素化精製域 180 から出る（ある特定の実施形態において原料複合装置を介する）ワイルドナフサ 184；上記で記載される、軽油水素化分解域 320 から出る（ある特定の実施形態において原料複合装置を介する）ワイルドナフサ 326；以下で記載される、芳香族化合物抽出域 620 から出る抽残液流 646；ある特定の実施形態において、以下で記載される、熱分解ガソリンに由来する C5 カット；ならびに任意選択で、プロパン流 228（装置の境界の外側から）。ある特定の実施形態において、混合原料水蒸気分解域 230 は、他の供給源からの代替供給原料、例えば、装置の境界の外側から利用可能になる可能性がある他のナフサ範囲供給原料を受け入れることが可能である。

【0196】

混合原料水蒸気分解域 230 から出る生成物は、以下を含む：混合 C1 - C4 パラフィン及びオレフィンを含有するクエンチされた分解ガス流 232、これはオレフィン回収域 270 に送られる；原熱分解ガソリン流 234、これは py ガス水素化精製域 600 に送られて、芳香族化合物抽出域 620 への供給原料としての水素化精製熱分解ガソリン 604、及び C5 606 を生成する；ならびに熱分解燃料油流 236。

【0197】

混合原料水蒸気分解域 230 は、供給原料を分解して、エチレン、プロピレン、ブタジエン、及び混合ブテンを含む所望の生成物にするのに有効なパラメータ下で作動する。熱分解ガソリン及び熱分解油も回収される。ある特定の実施形態において、水蒸気分解炉（複数可）は、プロピレン対エチレン重量比が約 0.3 ~ 0.8、0.3 ~ 0.6、0.4 ~ 0.8、または 0.4 ~ 0.6 である流出油を生成するのに有効な条件下で操作される。

【0198】

混合原料水蒸気分解域 230 は、一般に、1つまたは複数の炉トレインを備える。例えば、典型的な配置は、周知の蒸気熱分解方法に基づいて作動可能な反応器を備え、周知の蒸気熱分解方法とは、すなわち、原料の温度を上昇させるための蒸気の存在下で熱分解供給原料を対流部に投入すること、及び加熱された供給原料を、分解用炉管を備える熱分解反応器に送ることである。対流部では、混合物は、例えば、1つまたは複数の排熱流または他の適切な加熱配置を用いて、予定された温度に加熱される。

【0199】

供給原料混合物は、対流部で高温に加熱され、予定された温度より低い沸点の物質は、気化する。加熱された混合物は（ある特定の実施形態において、追加蒸気とともに）さらに上昇した温度で作動する熱分解部に送られ、そこに短い滞留時間、例えば 1 ~ 2 秒未満滞留して、熱分解を起こして混合生成物流を生成する。ある特定の実施形態において、混合原料水蒸気分解域 230 に入ってくる異なる供給原料用に、別々になった対流部及び放射部が使用され、それぞれの条件は、特定の供給原料に最適化されている。

【0200】

ある特定の実施形態において、混合原料水蒸気分解域230での水蒸気分解は、以下の条件を用いて行われる：対流部の温度（ ）が、約400～600、400～550、450～600、または500～600の範囲；対流部の圧（bar g）が、約4.3～4.8、4.3～4.45、4.3～4.6、4.45～4.8、4.45～4.6、または4.6～4.8の範囲；熱分解部の温度（ ）が、約700～950、700～900、700～850、750～950、750～900、または750～850の範囲；熱分解部の圧（bar g）が、約1.0～1.4、1.0～1.25、1.25～1.4、1.0～1.15、1.15～1.4、または1.15～1.25の範囲；対流部の蒸気対炭化水素比が、約0.3：1～2：1、0.3：1～1.5：1、0.5：1～2：1、0.5：1～1.5：1、0.7：1～2：1、0.7：1～1.5：1、1：1～2：1、または1：1～1.5：1の範囲；及び熱分解部の滞留時間（秒）が、約0.05～1.2、0.05～1、0.1～1.2、0.1～1、0.2～1.2、0.2～1、0.5～1.2、または0.5～1の範囲。

10

【0201】

混合原料水蒸気分解域230の運転において、分解炉から出る流出油は、例えば伝熱ライン交換機を用いてクエンチされ、クエンチ塔に送られる。軽質生成物である、クエンチされた分解ガス流232は、オレフィン回収域270に送られる。それより重質の生成物は、熱蒸留部で分離される。原熱分解ガソリン流は、クエンチシステムにおいて回収される。熱分解油236は、クエンチ塔の前の一次分留塔で分離される。

20

【0202】

混合原料水蒸気分解域230の1つの実施形態の運転において、原料は、希釈蒸気と混合されて炭化水素分圧が低下し、それから予熱される。予熱された供給原料は、分解炉の放射部に取り付けられた管型反応器に供給される。炭化水素は、フリーラジカル熱分解反応を起こして、軽質オレフィンであるエチレン及びプロピレン、並びに他の副生成物を形成する。ある特定の実施形態において、エタン、プロパン、及びブタン/ナフサをはじめとする、主要原料の種類のそれぞれに最適化された分解管形状を持つ専用分解炉が提供される。価値の低い炭化水素、例えば、エタン、プロパン、C4抽残液、及び芳香族化合物抽残液なども、統合システム及びプロセス内で生成するが、これらは混合原料水蒸気分解域230で消滅するまで循環使用される。

30

【0203】

ある特定の実施形態において、炉から出る分解ガスは、伝熱ライン交換機（クエンチ冷却器）で冷却されて、例えば、希釈蒸気として適した1800 psigの蒸気を生成する。クエンチされた分解ガスは、熱分解燃料油塔底分をより軽質の成分から取り出すため、混合原料水蒸気分解域230に付随した一次分留塔に入る。一次分留塔は、熱分解燃料油の効率的な回収を可能にする。熱分解燃料油は、燃料油ストリッパで、蒸気によりストリッピングされ、生成物蒸気圧が制御されるとともに冷却される。また、熱分解燃料油をクエンチ油として液体炉流出油に直接注入することにより、二次クエンチを行うことが可能である。ストリッピング及び冷却が行われた熱分解燃料油は、燃料油プールまたは生成物貯蔵部に送ることが可能である。一次分留塔塔頂分は、クエンチ水塔に送られ；プロセス水処理用の圧縮希釈蒸気、及び原熱分解ガソリンが回収される。クエンチ水塔塔頂分は、オレフィン回収域270、特に第一圧縮段に送られる。原熱分解ガソリンは、ガソリン安定化装置に送られ、あらゆる軽留分が除去され、また下流の熱分解ガソリン処理における蒸気圧が制御される。閉鎖ループ希釈蒸気/プロセス水システムが可能であり、その場合、希釈蒸気は、一次分留塔クエンチポンプアラウンドループからの熱回収を使用して生成する。一次分留塔は、エネルギーの統合及び軽質留分流中の熱分解燃料油含有量のため、熱分解燃料油の効率的な回収を可能にする。

40

【0204】

軽油水蒸気分解域250は、その供給原料を、軽質オレフィン、熱分解ガソリン、及び熱分解油に転化するのに有効な条件下で操作される。本明細書に記載されるとおり、軽油

50

水蒸気分解域 250 への供給原料は、減圧軽油水素化処理域から出る減圧軽油範囲生成物、例えば、VGO 水素化分解域 320 から出る未転化油 324、及びある特定の実施形態において、例えば常圧軽油範囲の、第三中質留分流 126 の全部または一部を含む。ある特定の実施形態において、軽油水蒸気分解域 250 は、他の供給源からの代替供給原料、例えば、装置の境界外側から利用可能になり得る他の軽油範囲供給原料を受け入れることが可能である。軽油水蒸気分解域 250 から出る生成物は、混合 C1 - C4 パラフィン及びオレフィンを含むクエンチされた分解ガス流 252（これはオレフィン回収域 270 に送られる）、原熱分解ガソリン流 254（これは py ガス水素化精製域 600 に送られて芳香族化合物抽出域 620 への追加供給原料 604 を提供する）、及び熱分解燃料油流 256 を含む。

10

【0205】

軽油水蒸気分解域 250 は、供給原料を分解して、エチレン、プロピレン、ブタジエン、及び混合ブテンを含む所望の生成物にするのに有効なパラメータ下で作動する。熱分解ガソリン及び熱分解油も回収される。ある特定の実施形態において、軽油水蒸気分解域 250 の水蒸気分解炉（複数可）は、プロピレン対エチレン重量比が約 0.3 ~ 0.8、0.3 ~ 0.6、0.4 ~ 0.8、または 0.4 ~ 0.6 である流出油を生成するのに有効な条件下で操作される。

【0206】

軽油水蒸気分解域 250 の 1 つの実施形態において、原料は、対流部において、予熱され、希釈蒸気と混合されて炭化水素分圧が低下する。蒸気炭化水素混合物は、さらに加熱されて、分解炉の放射部に取り付けられた管型反応器に供給される。炭化水素は、フリーラジカル熱分解反応を起こして、軽質オレフィンであるエチレン及びプロピレン、並びに他の副生成物を形成する。

20

【0207】

ある特定の実施形態において、軽油水蒸気分解域 250 での水蒸気分解は、以下の条件を用いて行われる：対流部の温度（ ）が、約 300 ~ 450 または 300 ~ 400 の範囲；対流部の圧（bar g）が、約 7.2 ~ 9.7、7.2 ~ 8.5、7.2 ~ 7.7、7.7 ~ 8.5、7.7 ~ 9.7、または 8.5 ~ 9.7 の範囲；熱分解部の温度（ ）が、約 700 ~ 850、700 ~ 800、700 ~ 820、750 ~ 850、750 ~ 800、または 750 ~ 820 の範囲；熱分解部の圧（bar g）が、約 0.9 ~ 1.2、0.9 ~ 1.4、0.9 ~ 1.6、1.2 ~ 1.4、1.2 ~ 1.6、または 1.4 ~ 1.6 の範囲；対流部の蒸気対炭化水素比が、約 0.75 : 1 ~ 2 : 1、0.75 : 1 ~ 1.5 : 1、0.85 : 1 ~ 2 : 1、0.9 : 1 ~ 1.5 : 1、0.9 : 1 ~ 2 : 1、1 : 1 ~ 2 : 1、または 1 : 1 ~ 1.5 : 1 の範囲；及び熱分解部の滞留時間（秒）が、約 0.02 ~ 1、0.02 ~ 0.08、0.02 ~ 0.5、0.1 ~ 1、0.1 ~ 0.5、0.2 ~ 0.5、0.2 ~ 1、または 0.5 ~ 1 の範囲。

30

【0208】

ある特定の実施形態において、軽油水蒸気分解域 250 の炉から出る分解ガスは、例えば 1800 psig の蒸気を生成することにより、伝熱ライン交換機においてクエンチされる。クエンチされたガスは、一次分留塔で蒸気を用いてストリップングされる。より軽質なガスは、塔頂生成物として回収され；側流は、熱分解燃料油を含む。一次分留塔塔底生成物は、熱分解タールであり、これは、冷却されて生成物貯蔵部に送られる。一次分留塔から出る熱分解燃料油は、燃料油ストリッパで、蒸気によりストリップングされ、これにより塔頂分としての熱分解ガソリンと塔底生成物としての熱分解燃料油に分離される。一次分留塔塔頂分中のガソリンは、凝縮され、熱分解燃料油ストリッパから出るガソリンとまとめられてから、ガソリン安定化装置に送られる。ガソリン安定化装置は、塔頂分中の軽質生成物を除去し、一方で安定化装置塔底分は、py ガス水素化精製装置に送られる。一次分留塔塔頂分中の C4 及びそれより軽質のガスは、例えば二段圧縮で、圧縮されてから、吸収塔、脱プロパン塔、及び脱ブタン塔に入る。

40

【0209】

50

混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 両方から出る C 4 及びそれより軽質のガスの圧縮は、ある特定の実施形態において、共通工程で行うことが可能であり、その結果、圧縮に関連する資本及び運転費用を減少させ、それにより本明細書中の統合プロセスにおける効率性を向上させる。したがって、C 4 及びそれより軽質のガス流 2 3 2 ならびに C 4 及びそれより軽質のガス流 2 5 2 は両方とも、オレフィン回収域 2 7 0 に送られる。

【 0 2 1 0 】

ある特定の実施形態において、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 両方の炉から出る分解ガスは、クエンチ、熱分解ガソリン回収、熱分解油回収、ならびに C 4 及びそれより軽質のガス回収のための共通工程に供される。例えば、1 つの実施形態において、両方の水蒸気分解域の炉から出る分解ガスは、まとめて伝熱ライン交換機（クエンチ冷却器）で冷却されて、例えば、希釈蒸気として適した 1 8 0 0 p s i g の蒸気を生成する。クエンチされた分解ガスは、より軽質の成分から熱分解燃料油塔底分を取り出すため一次分留塔に入る。一次分留塔は、熱分解燃料油の効率的な回収を可能にする。熱分解燃料油は、燃料油ストリップで、蒸気によりストリッピングされ、生成物蒸気圧が制御されるとともに冷却される。また、熱分解燃料油をクエンチ油として液体炉流出油に直接注入することにより、二次クエンチを行うことが可能である。ストリップ及び冷却が行われた熱分解燃料油は、燃料油プールまたは生成物貯蔵部に送ることが可能である。一次分留塔塔頂分は、クエンチ水塔に送られ；プロセス水処理用の圧縮希釈蒸気、及び原熱分解ガソリンが回収される。クエンチ水塔塔頂分は、オレフィン回収域 2 7 0、特に第一圧縮段に送られる。原熱分解ガソリンは、ガソリン安定化装置に送られ、あらゆる軽留分が除去され、また下流の熱分解ガソリン処理における蒸気圧が制御される。閉鎖ループ希釈蒸気 / プロセス水システムが可能であり、その場合、希釈蒸気は、一次分留塔クエンチポンプアラウンドループからの熱回収を使用して生成する。一次分留塔は、エネルギーの統合及び軽質留分流中の熱分解燃料油含有量のため、熱分解燃料油の効率的回収を可能にする。

【 0 2 1 1 】

混合原料水蒸気分解域 2 3 0 から出る混合生成物流 2 3 2 流出油及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 から出る混合生成物流 2 5 2 流出油は、まとめて流 2 2 0 として示される。流 2 2 0 は、オレフィン回収域 2 7 0 に送られる。例えば、クエンチ工程から出る軽質生成物、C 4 -、 H_2 、及び H_2S は、オレフィン回収域 2 7 0 に送られる混合生成物流 2 2 0 に含まれている。生成物は、以下を含む：水素 2 1 0、これは循環使用に使用される、及び / または使用部に送られる；燃料ガス 2 0 8、これは燃料ガスシステムに送られる；エタン 2 7 2、これは混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用される；エチレン 2 0 2、これは生成物として回収される；混合 C 3 流 2 8 6、これはメチルアセチレン / プロパジエン飽和及びプロピレン回収域 2 8 0 に送られる；ならびに、混合 C 4 流 2 0 6、これはブタジエン抽出域 5 0 0 に送られる。

【 0 2 1 2 】

オレフィン回収域 2 7 0 は、混合生成物流 2 2 0 から、仕様を満たす軽質オレフィン（エチレン及びプロピレン）生成物を生成するように作動する。例えば、水蒸気分解炉から出る冷却されたガス中間生成物は、分解ガス圧縮機、腐食洗浄域、及び蒸留により生成物を分離するための 1 つまたは複数の分離トレインに供給される。ある特定の実施形態において 2 つのトレインが提供される。蒸留トレインは、低温蒸留部を備え、より軽質の生成物、例えば、メタン、水素、エチレン、及びエタンなどは、極低温蒸留 / 分離運転で分離される。水蒸気分解炉から出る混合 C 2 流は、アセチレンを含有し、このアセチレンは、アセチレン選択的水素化ユニットで、水素化されてエチレンを生成する。このシステムは、エチレン、プロパン、及び / またはプロピレン冷却設備も備えることが可能であり、極低温蒸留を可能にする。

【 0 2 1 3 】

1 つの実施形態において、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 から出る混合生成物流 2 3 2 流

10

20

30

40

50

出油及び軽油水蒸気分解域 2 5 0 から出る混合生成物流 2 5 2 流出油は、3 ~ 5 段の圧縮を通過する。酸性ガスは、腐食洗浄塔で腐食性を用いて除去される。圧縮及び乾燥のさらなる段階後、軽質分解ガスは、冷却されて脱プロパン塔に送られる。ある特定の実施形態において、軽質分解ガスは、極低温分離のため、カスケード式 2 レベル冷凍システム（プロピレン、混合 2 元冷媒）で冷却される。フロントエンド脱プロパン塔は、冷却トレイン及び脱メタン塔負荷を最適化する。脱プロパン塔は、C 3 及びそれより軽質の分解ガスを塔頂流として、C 4 及びそれより重質の炭化水素を塔底流として、分離する。脱プロパン塔塔底分は、脱ブタン塔に送られ、脱ブタン塔は、粗 C 4 流 2 0 6 及び任意の痕跡量熱分解ガソリンを回収し、これらは、p y ガス水素化精製域 6 0 0 に送ることが可能である（図示せず）。

10

【 0 2 1 4 】

脱プロパン塔塔頂分は、一連のアセチレン転化反応器を通過し、それから脱メタン塔冷却トレインに供給され、脱メタン塔冷却トレインは、濃水素生成物を、水素精製システム、例えば圧スイング吸着などを介して分離する。フロントエンドアセチレン水素化は、温度制御を最適化し、緑油形成を最小限に抑え、及び C 2 スプリッタパスツリゼーション部を排除することによりエチレン生成物回収を簡素化するように実施され、C 2 スプリッタパスツリゼーション部は、本発明でなければ、生成物回収に典型的に含まれるものである。また、圧スイング吸着を介した水素精製は、メタン化反応器の必要性も排除し、メタン化反応器は、本発明でなければ、生成物回収に典型的に含まれるものである。

20

【 0 2 1 5 】

脱メタン塔は、塔頂で、燃料ガス用にメタンを回収し、また脱メタン塔塔底で、C 2 及びそれより重質のガスを回収して、脱エタン塔に送る。脱エタン塔は、エタン及びエチレン塔頂分を分離し、これらは C 2 スプリッタに供給される。C 2 スプリッタは、塔頂で、エチレン生成物 2 0 2 を、ある特定の実施形態においてポリマー純度のエチレン生成物を回収する。C 2 スプリッタ塔底から出るエタン 2 7 2 は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用される。脱エタン塔塔底分は、C 3 を含有し、ここから、プロピレン生成物 2 0 4 が、ある特定の実施形態においてポリマー純度のプロピレン生成物が、C 3 スプリッタの塔頂分として回収され、C 3 スプリッタ塔底から出るプロパン 2 8 2 は、混合原料水蒸気分解域 2 3 0 に循環使用される。

30

【 0 2 1 6 】

メチルアセチレン / プロパジエン（MAPD）飽和及びプロピレン回収域 2 8 0 は、メチルアセチレン / プロパジエンを転化させ選択的水素化のため、及びオレフィン回収域 2 7 0 から出る混合 C 3 流 2 8 6 からプロピレンを回収するため、提供される。オレフィン回収域 2 7 0 から出る混合 C 3 流 2 8 6 は、相当量のプロパジエン及びプロピレンを含有する。メチルアセチレン / プロパジエン飽和及びプロピレン回収域 2 8 0 は、プロピレン 2 0 4 の生成を可能にし、プロピレン 2 0 4 は、ある特定の実施形態において、ポリマー純度のプロピレンであることが可能である。

40

【 0 2 1 7 】

メチルアセチレン / プロパジエン飽和及びプロピレン回収域 2 8 0 は、オレフィン回収域 2 7 0 から水素 2 8 4 及び混合 C 3 流 2 8 6 を受け取る。メチルアセチレン / プロパジエン飽和及びプロピレン回収域 2 8 0 から出る生成物は、プロピレン 2 0 4 及び循環使用 C 3 流 2 8 2 であり、プロピレン 2 0 4 は回収され、循環使用 C 3 流 2 8 2 は水蒸気分解域 2 3 0 に送られる。ある特定の実施形態において、メチルアセチレン及びプロパジエンを飽和させるための水素 2 8 4 は、オレフィン回収域 2 7 0 から得られる水素 2 1 0 に由来する。

40

【 0 2 1 8 】

オレフィン回収域 2 7 0 から出る、粗 C 4 として知られる C 4 混合物を含有する流 2 0 6 は、ブタジエン抽出域 5 0 0 に送られて、混合粗 C 4 から高純度 1, 3 - ブタジエン生成物 5 0 2 が回収される。ある特定の実施形態において（図示せず）、ブタジエン抽出域 5 0 0 前の混合 C 4 の水素化工程を、例えば、固定床反応器を使用する適切な接触水素化

50

プロセスと統合して、アセチレン化合物を除去することが可能である。1, 3 - ブタジエン 502 は、例えば、溶媒として n - メチル - ピロリドン (NMP) またはジメチルホルムアミド (DMF) を用いる抽出蒸留により、水素化混合 C4 流から回収することが可能である。ブタジエン抽出域 500 は、ブタン / ブテンを含有する抽残液流 504 も生成させ、これは、メチル t - ブチルエーテル域 510 に送られる。

【0219】

1つの実施形態において、ブタジエン抽出域 500 における運転では、流 206 は、予熱され、気化されて、第一抽出蒸留塔に入り、第一抽出蒸留塔は、例えば2つの区画を備える。NMP または DMF 溶媒は、1, 3 - ブタジエンを、流 504 に含まれるその他の C4 成分から分離させる。濃縮溶媒を、気化ガスでフラッシュして第二抽出蒸留塔に送り、第二抽出蒸留塔は、高純度 1, 3 - ブタジエン流を塔頂生成物として生成する。フラッシュ及び第二蒸留塔塔底から出る液状溶媒は、一次溶媒回収塔に送られる。塔底液は、抽出装置に再循環させられ、塔頂液は、二次溶媒回収または溶媒精製 (polishing) 塔に送られる。回収塔から出る気化塔頂分は、循環使用ブタジエン生成物とまとめられて、抽出装置の塔底に入り、1, 3 - ブタジエンの濃度を上昇させる。1, 3 - ブタジエン生成物 502 は、あらゆる痕跡量の溶媒を除去するために水洗浄することが可能である。ある特定の実施形態において、生成物純度 (重量%) は、97 ~ 99.8、97.5 ~ 99.7、または 98 ~ 99.6 の 1, 3 - ブタジエンであり、供給原料の 1, 3 - ブタジエン含有量の 94 ~ 99、94.5 ~ 98.5、または 95 ~ 98 (重量%) が回収される。DMF などの溶媒の他に、ブタジエン回収率を向上させるために、添加剤化学物質を溶媒にブレンドする。また、抽出蒸留塔及び一次溶媒回収塔は、高圧蒸気 (例えば、600 psig) 及び芳香族化合物抽出域 620 から出る循環熱油を熱交換流体として使用して、再沸騰させる。

【0220】

メチル t - ブチルエーテル域 510 は、第一 C4 抽残液流 504 からメチル t - ブチルエーテル 514 及び第二 C4 抽残液 516 を生成させるために統合される。ある特定の実施形態において、C4 抽残液 1 504 は、選択的水素化に供されて、あらゆる残存ジエンが選択的に水素化され、イソブテンがメタノールと反応するより先に、メチル t - ブチルエーテルを生成させる。

【0221】

1 - ブテン生成物流 522 の回収に関する純度仕様は、第二 C4 抽残液 516 中のイソブチレンレベルが低下していることを必要とする。一般に、混合ブタン及びブテンを含有する第一 C4 抽残液流 504 は、イソブチレンも含んだ状態で、メチル t - ブチルエーテル域 510 に送られる。メタノール 512 も加えられ、これは、イソブチレンと反応して、メチル t - ブチルエーテル 514 を生成する。例えば、メチル t - ブチルエーテル生成物及びメタノールは、一連の分留塔で分離され、第二の反応段に送られる。メタノールは、水洗浄及び最終分留段で取り出される。回収されたメタノールは、固定床ダウンフロー型脱水素化反応器に循環使用される。図 11 に関して以下で記載されるある特定の実施形態において、追加イソブチレン、例えばメタセシス転化ユニットに由来するものを、メチル t - ブチルエーテル域 510 に導入することが可能である。

【0222】

メチル t - ブチルエーテル域 510 の1つの実施形態の運転において、抽残液流 504 は、重量で 35 ~ 45%、37 ~ 42.5%、38 ~ 41%、または 39 ~ 40% のイソブチレンを含有する。この成分は、必要とされる純度仕様、例えばブテン - 1 回収域 520 から出る 1 - ブテン生成物流 522 に関して 98 重量% 以上、を達成するため、C4 抽残液 516 から取り出される。メタノール 512 は、ある特定の実施形態において、装置の境界の外側からくる 98 重量% 以上の純度レベルを有する高純度メタノールであるが、このメタノールと、抽残液流 504 に含有されるイソブチレン、及びある特定の実施形態においてメタセシスから出るイソブチレン 544 (任意選択供給原料として破線で示される) が、一次反応器で反応する。ある特定の実施形態において、一次反応器は、固定床ダ

ウンフロー型脱水素化反応器であり、重量基準で約70～95%、75～95%、85～95%、または90～95%の範囲でイソブチレン転化するように作動する。一次反応器から出る流出油は、反応塔に送られ、ここで反応が完了する。ある特定の実施形態において、反応塔及び一次反応器の発熱による熱は、任意選択で、提供される蒸気とともに塔リボイラーへの補充に使用することが可能である。反応塔塔底分は、一次反応器及び反応塔で生成した、メチル t - ブチルエーテル、痕跡量、例えば2%未満の未反応メタノール、及び重質生成物を含有する。反応塔塔頂分は、未反応メタノール及び無反応性C4抽残液を含有する。この流を水洗浄して、未反応メタノールを取り出してから、C4抽残液516として1 - ブテン回収域520に送る。回収されたメタノールは、メタノール回収塔で洗浄水から取り出され、一次反応器に循環使用される。

10

【0223】

メチル t - ブチルエーテル域510から出るC4抽残液流516は、ブテン - 1回収用の分離域520に送られる。ある特定の実施形態において、メチル t - ブチルエーテル域510の上流、またはメチル t - ブチルエーテル域510とブテン - 1回収用の分離域520との間に、選択的水素化域も備えることが可能である(図示せず)。例えば、ある特定の実施形態において、メチル t - ブチルエーテル域510から出る抽残液は、選択的水素化ユニットで選択的に水素化されて、ブテン - 1を生成する。他のコ - 単量体及びパラフィンも同時生成する。選択的水素化域は、選択的水素化域内の循環使用から得られる水素及びメイクアップ水素による有効量の水素の存在下で作動し;ある特定の実施形態において、選択的水素化域用のメイクアップ水素の全部または一部は、オレフィン回収トレイン270から出る水蒸気分解炉水素流210に由来する。例えば、適切な選択的水素化域は、Axens、IFP Group Technologies、FR; Haldor Topsøe A/S、DK; Clariant International Ltd、CH; Chicago Bridge & Iron Company N.V. (CB&I)、NL; Honeywell UOP、US; またはShell Global Solutions、USから市販されている技術に基づくシステムを含むことが可能であるが、これらに限定されない。

20

【0224】

1 - ブテン生成物流522の選択的回収のため、ならびに混合原料水蒸気分解域230及び/または本明細書に記載されるある特定の実施形態においてメタセシス域に送られる循環使用流524を回収するため、1つまたは複数の分離工程が使用される。例えば、1 - ブテンは、2つの分離塔を使用して回収することが可能であり、第一塔は、パラフィンからオレフィンを回収し、第二塔は、2 - ブテンを含む混合物から1 - ブテンを分離し、2 - ブテンを含む混合物は、第一塔から出るパラフィンとブレンドされて、循環使用流524として水蒸気分解炉に循環使用される。

30

【0225】

ある特定の実施形態において、メチル t - ブチルエーテル域510から出るC4抽残液流516は、第一スプリッタに送られ、そこで、イソブタン、1 - ブテン、及びn - ブタンが、より重質のC4成分から分離される。イソブタン、1 - ブテン、及びn - ブタンは、塔頂分として回収され、空気冷却器で凝縮され、第二スプリッタに送られる。第一スプリッタから出る塔底分は、主にcis - 及びtrans - 2 - ブテンを含有し、これは、循環使用流524に加えることが可能であり、または本明細書に記載されるある特定の実施形態において、メタセシスユニットに送ることが可能である。ある特定の配置において、第一スプリッタの塔頂分は、第二スプリッタの中間部に入る。イソブタン生成物526は、任意選択で、塔頂で回収することが可能であり(破線で示す)、1 - ブテン生成物522は、側流として回収され、n - ブタンは、塔底流として回収される。両方のスプリッタから出る塔底分は、循環使用流524の全部または一部として回収される。

40

【0226】

水蒸気分解炉から出る原熱分解ガソリン流234及び254は、精製されて、精製ナフサ及び他の留分に分離される。ある特定の実施形態において、熱分解ガソリン流234及

50

び 254 の全部、実質的部分、または相当部分は、p y ガス水素化精製域 600 に送られる。原熱分解ガソリン流 234 及び 254 は、p y ガス水素化精製域 600 内で循環使用から得られる水素及びメイクアップ水素 602 による有効量の水素の存在下、p y ガス水素化精製域 600 で処理される。流出油燃料ガスは、回収されて、例えば、燃料ガスシステムに送られる。ある特定の実施形態において、メイクアップ水素 602 の全部または一部は、オレフィン回収トレイン 270 から出る水蒸気分解炉水素流 210 に由来する。例えば、適切な p y ガス水素化精製域 600 は、Honeywell UOP、US；Chevron Lummus Global LLC (CLG)、US；Axens、IFP Group Technologies、FR；Haldor Topsøe A/S、DK；または Chicago Bridge & Iron Company N.V. (CB&I)、NL から市販されている技術に基づくシステムを含むことが可能であるが、これらに限定されない。

10

【0227】

p y ガス水素化精製域 600 は、比較的広範囲で変化する可能性がある、条件及び触媒（複数可）を用いて作動する。これらの条件及び触媒（複数可）は、特定オレフィン及びジオレフィン化合物を飽和させるのに有効な、ならびに必要なであれば、硫黄及び/または窒素含有化合物を除去する水素化精製に有効な水素化となるように選択される。ある特定の実施形態において、これは、少なくとも 2 段の触媒段で行われるが、他の反応器配置を利用することも可能である。したがって、p y ガス水素化精製域 600 は、熱分解ガソリン流 234 及び 254 を水素化に供して、芳香族化合物抽出域 620 への供給原料として有効な水素化精製熱分解ガソリン 604 を生成させる。流出油排出ガスは、p y ガス水素化精製域 600 から回収され、オレフィン回収トレインに、他のガス流 156 の一部として飽和ガスプラントに、及び/または直接、燃料ガスシステムに送られる。液化石油ガスは、p y ガス水素化精製域 600 から回収して、混合原料水蒸気分解域、オレフィン回収トレイン、及び/または飽和ガスプラントに送ることが可能である。

20

【0228】

p y ガス水素化精製域 600 において、供給原料中のジオレフィン及び供給原料の C6 + 部分のオレフィン、飽和させられて、ナフサ流 604、すなわち芳香族化合物抽出域への C5 + 供給原料を生成する。ある特定の実施形態において、p y ガス水素化精製域 600 に付随する脱ペンタ化工程は、C5 の全部または一部を、例えば、混合原料水蒸気分解域 230 への追加供給原料 606 として、及び/またはメタセシスユニット 530 への供給原料として（例えば、図 3、図 5、または図 11 に示すとおり）、分離する。他の実施形態において、芳香族化合物抽出域 620 に付随する脱ペンタ化工程は、水素化精製ナフサ流 604 から出る C5 の全部または一部を、例えば、混合原料水蒸気分解域 230 への追加供給原料として、及び/またはメタセシスユニット 530 への供給原料として分離する。

30

【0229】

ある特定の実施形態において、熱分解ガソリンは、水素化及び安定化用の第一反応段で処理される。ジオレフィン、第一反応段で、選択的に飽和させられ、残存オレフィンは、第二反応段で、原料硫黄を硫化水素に転化すると合わせて、飽和させられる。熱分解ガソリンは、冷水素化精製ユニットで精製することが可能であり、その結果、芳香族化合物飽和レベルが低下する。

40

【0230】

有効な p y ガス水素化精製域 600 の例において、原熱分解ガソリンは、コアレッサーを通過してから、供給原料サージドラムに入る。第一段反応器は、混合相で作動し、ジオレフィンをモノオレフィンに、及び不飽和芳香族化合物を側鎖飽和芳香族化合物に、選択的に水素化する。Pd 系触媒物質が有効である。ある特定の実施形態において、2 つの第一段反応器を並列に使用することが可能であり、それにより、連続プロセスにおいて停止せずに再生することが可能になる。ある特定の実施形態において、第一段反応器は、3 つの触媒床を備え、各床間は、クエンチ材料として循環使用された第一段分離装置液体で冷

50

却されている。第一段流出油は、温度を下げるためにやや減圧下で作動する塔中で、安定化及び分離される。ある特定の実施形態において、C 5 が C 6 + から引き出され、続いて、脱オクタン装置により、C 9 + が除去され、C 6 - C 8 ナフサハートカットが生成する。この塔は、温度を制限するためにやや減圧下で作動する。第一段生成物は、ストリッピングされて、水素、 H_2S 、及び他の軽留分が除去される。ある特定の実施形態において、ストリッピングされた第一段生成物は、脱ペンタ化されて、分解 C 5 が除去され、例えば、メタセシスユニットへの供給原料となる。第二段反応器は、気相で作動し、硫黄を除去し、オレフィンを飽和させる。第二段生成物は、ストリッピングされて、水素、 H_2S 、及び他の軽留分が除去される。ある特定の実施形態において、反応器は両方とも、複数床型であり、反応器の温度上昇を制御するため生成物の循環使用を利用する。

10

【0231】

ある特定の実施形態において、py ガス水素化精製域 600 の第一反応段階運転条件は、以下を含む：

反応器入口温度（ ）が、約 80 ~ 135、80 ~ 125、80 ~ 115、95 ~ 135、95 ~ 125、95 ~ 115、100 ~ 135、100 ~ 125、100 ~ 115、または 107 ~ 111 の範囲；

反応器出口温度（ ）が、約 145 ~ 230、145 ~ 206、145 ~ 200、165 ~ 230、165 ~ 206、165 ~ 200、175 ~ 230、175 ~ 206、175 ~ 200、または 184 ~ 188 の範囲；

初期（SOR）反応温度（ ）が、加重平均床温度（WABT）として、約 75 ~ 125、75 ~ 115、75 ~ 110、90 ~ 125、90 ~ 115、90 ~ 110、95 ~ 125、95 ~ 115、95 ~ 110、または 99 ~ 104 の範囲；

終期（EOR）反応温度（ ）が、WABT として、約 124 ~ 195、124 ~ 180、124 ~ 170、140 ~ 195、140 ~ 180、140 ~ 170、150 ~ 195、150 ~ 180、150 ~ 170、または 158 ~ 163 の範囲；

反応入口圧（bar g）が、約 25 ~ 40、25 ~ 35、25 ~ 33、28 ~ 40、28 ~ 35、28 ~ 33、30 ~ 40、30 ~ 35、または 30 ~ 33 の範囲；

反応出口圧（bar g）が、約 23 ~ 35、23 ~ 33、23 ~ 31、25 ~ 35、25 ~ 33、25 ~ 31、28 ~ 35、28 ~ 33、または 28 ~ 31 の範囲；

水素分圧（bar g）（出口）が、約 15 ~ 25、15 ~ 22、15 ~ 21、18 ~ 25、18 ~ 22、18 ~ 21、19 ~ 25、または 19 ~ 22 の範囲；

水素精製ガス供給速度（SLt / Lt）が、最高約 180、165、または 156 まで、ある特定の実施形態において約 120 ~ 180、120 ~ 165、120 ~ 156、134 ~ 180、134 ~ 165、134 ~ 156、140 ~ 180、140 ~ 165、または 140 ~ 156；

液体クエンチ供給速度（Lt クエンチ / Lt 供給原料）が、最高約 0.8、0.7、0.6、または 0.5 まで、及びある特定の実施形態において、約 0.35 ~ 0.6、0.35 ~ 0.55、0.35 ~ 0.5、0.4 ~ 0.6、0.4 ~ 0.55、0.4 ~ 0.5、0.45 ~ 0.6、0.45 ~ 0.55、または 0.45 ~ 0.5 の範囲；ならびに

メイクアップ水素供給速度（SLt / Lt）が、最高約 60、55、47、または 45 まで、ある特定の実施形態において約 34 ~ 55、34 ~ 47、34 ~ 45、40 ~ 55、40 ~ 47、40 ~ 45、42 ~ 55、42 ~ 47、または 42 ~ 45。

40

【0232】

ある特定の実施形態において、py ガス水素化精製域 600 の第二反応段の運転条件は、以下を含む：

反応器入口温度（ ）が、約 225 ~ 350、225 ~ 318、225 ~ 303、255 ~ 350、255 ~ 318、255 ~ 303、270 ~ 350、270 ~ 318、270 ~ 303、または 285 ~ 291 の範囲；

反応器出口温度（ ）が、約 289 ~ 445、289 ~ 405、289 ~ 386、328 ~ 445、328 ~ 405、328 ~ 386、345 ~ 445、345 ~ 405、34

50

5 ~ 3 8 6、または 3 6 4 ~ 3 7 0 の範囲；

初期（S O R）反応温度（ ）が、加重平均床温度（W A B T）として、約 2 1 7 ~ 3 3 6、2 1 7 ~ 3 0 6、2 1 7 ~ 2 9 1、2 4 5 ~ 3 3 6、2 4 5 ~ 3 0 6、2 4 5 ~ 2 9 1、2 6 0 ~ 3 3 6、2 6 0 ~ 3 0 6、2 6 0 ~ 2 9 1、または 2 7 4 ~ 2 8 0 の範囲；

終期（E O R）反応温度（ ）が、W A B Tとして、約 3 2 5 ~ 4 1 6、3 2 5 ~ 3 8 0、3 2 5 ~ 3 6 2、3 0 5 ~ 4 1 6、3 0 5 ~ 3 8 0、3 0 5 ~ 3 6 2、3 2 5 ~ 4 1 6、3 2 5 ~ 3 8 0、3 2 5 ~ 3 6 2、または 3 4 0 ~ 3 4 6 の範囲；

反応入口圧（b a r g）が、約 2 5 ~ 3 7、2 5 ~ 3 4、2 5 ~ 3 2、2 8 ~ 3 7、2 8 ~ 3 4、2 8 ~ 3 2、2 9 ~ 3 7、2 9 ~ 3 4、または 2 9 ~ 3 2 の範囲；

反応出口圧（b a r g）が、約 2 3 ~ 3 5、2 3 ~ 3 2、2 3 ~ 3 0、2 6 ~ 3 5、2 6 ~ 3 2、2 6 ~ 3 0、2 8 ~ 3 5、2 8 ~ 3 2、または 2 8 ~ 3 0 の範囲；

水素分圧（b a r g）（出口）が、約 6 ~ 1 0、6 ~ 9、7 ~ 1 0、または 7 ~ 9 の範囲；

水素精製ガス供給速度（S L t / L t）が、最高約 1 3 5、1 2 6、1 1 6、または 1 1 0 まで、ある特定の実施形態において約 8 4 ~ 1 2 6、8 4 ~ 1 1 6、8 4 ~ 1 1 0、9 5 ~ 1 2 6、9 5 ~ 1 1 6、9 5 ~ 1 1 0、1 0 0 ~ 1 2 6、1 0 0 ~ 1 1 6、または 1 0 0 ~ 1 1 0；及び

メイクアップ水素供給速度（S L t / L t）が、最高約 3 0、2 7、または 2 4 まで、ある特定の実施形態において約 1 8 ~ 3 0、1 8 ~ 2 7、1 8 ~ 2 4、2 1 ~ 3 0、2 1 ~ 2 7、2 1 ~ 2 4、2 2 ~ 3 0、2 2 ~ 2 7、または 2 2 ~ 2 4。

【0 2 3 3】

選択的水素化機能を保持する有効量の触媒が提供され、そのような触媒は、一般に、C o、M o、P t、P d、F e、または N i から選択される金属または金属化合物（酸化物または硫化物）の活性金属成分を 1 種または複数含有する。活性金属成分は、典型的には、非晶質アルミナ、非晶質シリカアルミナ、ゼオライト、またはそれらの組み合わせなどの担体に担持されているかいずれにしろ組み込まれている。代表的な選択的水素化触媒は、アルミナ担体に担持された P d を活性金属成分として主に使用し、そのような触媒として、O l e m a x（登録商標）6 0 0 及び O l e m a x（登録商標）6 0 1 の登録商標で市販されているものが挙げられる。有効液空間速度値（ h^{-1} ）は、第一段熱分解ガソリン反応器触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約 0 . 1 ~ 1 0 . 0、0 . 1 ~ 5 . 0、0 . 1 ~ 2 . 0、0 . 3 ~ 1 0 . 0、0 . 3 ~ 5 . 0、0 . 3 ~ 2 . 0、0 . 5 ~ 1 0 . 0、0 . 5 ~ 5 . 0、0 . 5 ~ 2 . 0、または 0 . 9 ~ 1 . 4 4 の範囲である。第一段熱分解ガソリン反応器で使用される適切な触媒は、予想される触媒寿命が、約 1 8 ~ 3 0、2 2 ~ 3 0、1 8 ~ 2 6、または 2 2 ~ 2 6 ヶ月の範囲である。

【0 2 3 4】

有効量の第二段熱分解ガソリン反応器触媒が提供され、そのような触媒は、水素化機能を有するものを含み、一般に I U P A C の元素周期表の第 6 ~ 1 0 族から選択される金属または金属化合物（酸化物または硫化物）の活性金属成分を 1 種または複数含有する。ある特定の実施形態において、活性金属成分は、C o、N i、W、及び M o のうち 1 種または複数である。活性金属成分は、典型的には、非晶質アルミナ、非晶質シリカアルミナ、ゼオライト、またはそれらの組み合わせなどの担体に担持されているかいずれにしろ組み込まれている。ある特定の実施形態において、第一段熱分解ガソリン反応器で使用される触媒は、C o / M o、N i / M o、N i / W、及び C o / N i / M o から選択される 1 種または複数の触媒を含む。C o / M o、N i / M o、N i / W、及び C o / N i / M o の 1 種または複数の組み合わせも使用可能である。例えば、O l e m a x（登録商標）8 0 6 及び O l e m a x（登録商標）8 0 7 の登録商標で市販されている触媒粒子の組み合わせを使用することが可能であり、活性金属成分は、C o 及び N i / M o である。組み合わせは、単一活性金属種を含有する粒子を多種用いて、または複数の活性種を含有する粒子で構成することが可能である。有効液空間速度値（ h^{-1} ）は、第一段熱分解ガソリン反

応器触媒に対して新たに供給される原料に基づいて、約 0.1 ~ 10.0、0.1 ~ 5.0、0.1 ~ 2.0、0.3 ~ 10.0、0.3 ~ 5.0、0.3 ~ 2.0、0.5 ~ 10.0、0.5 ~ 5.0、0.5 ~ 2.0、または 0.8 ~ 1.2 の範囲である。第二段熱分解ガソリン反応器で使用される適切な触媒は、予想される触媒寿命が、約 18 ~ 30、22 ~ 30、18 ~ 26、または 22 ~ 26 ヶ月の範囲である。

【0235】

水素化精製熱分解ガソリン 604 は、芳香族化合物抽出域 620 に送られる。石油化学製品の製造を最大化するある特定の実施形態において、水素化精製熱分解ガソリン 604 の全部、実質的部分、または相当部分は、芳香族化合物抽出域 620 に送られる。ガソリンの製造が目的である運転様式において、水素化精製熱分解ガソリン 604 の一部は、ガソリンプールに送られる（図示せず）。

10

【0236】

芳香族化合物抽出域 620 は、例えば、1 つまたは複数の抽出蒸留ユニットを備え、水素化精製熱分解ガソリンを、高純度ベンゼン、トルエン、キシレン、及び C9 芳香族化合物に分離するように作動する。図 10 に示すとおり、ベンゼン流 624、混合キシレン流 626、及び抽残液流 646 は、芳香族化合物抽出域 620 から回収され、抽残液流 646 は、追加供給原料として、混合原料水蒸気分解域 230 に送られる。また、トルエン流 636 及び C9 + 芳香族化合物流 638 は、さらなるベンゼン及びキシレンの生成のため、芳香族化合物抽出域 620 から出て、トルエン及び C9 + トランスアルキル化域 630 に送られ、流 640 として芳香族化合物抽出域 620 に循環使用される。ある特定の実施形態においてエチルベンゼンは、回収することが可能である（図示せず）。重質芳香族化合物 642 も、芳香族化合物抽出域 620 から回収される。

20

【0237】

芳香族化合物抽出域 620 の運転のある特定の実施形態において、芳香族化合物は、例えば、抽出溶媒として n - ホルミルモルホリン（NFM）を使用する抽出蒸留により、供給原料から分離される。ベンゼン、トルエン、混合キシレン、及び C9 + 芳香族化合物は、蒸留により分離される。ベンゼン及び混合キシレンは、生成物流 624 及び 626 として回収され、トルエン 636 及び C9 + 芳香族化合物 638 は、トルエン及び C9 + トランスアルキル化域 630 に送られる。ベンゼン及び混合キシレンを含有するトランスアルキル化域生成物流 640 は、芳香族化合物抽出域 620 の回収部に戻される。パラフィン抽残液流 646 は、混合原料水蒸気分解域 230 への供給原料として循環使用される。ある特定の実施形態において、パラフィン抽残液流 646 は、混合原料水蒸気分解域 230 と直接流体連通している、すなわち、パラフィン抽残液流 646 は、水蒸気分解工程の前に、さらなる接触処理を受けない。

30

【0238】

溶媒の選択、運転条件、及び溶媒と供給原料の接触機構により、芳香族化合物抽出のレベルの制御が可能になる。例えば、適切な溶媒として、n - ホルミルモルホリン、フルフラール、N - メチル - 2 - ピロリドン、ジメチルホルムアミド、ジメチルスルホキシド、フェノール、ニトロベンゼン、スルホラン、アセトニトリル、フルフラール、またはグリコールが挙げられ、適切な溶媒は、溶媒対油比を最高約 20 : 1 まで、ある特定の実施形態において最高約 4 : 1 まで、さらなる実施形態において最高約 2 : 1 までとして提供することが可能である。適切なグリコールとして、ジエチレングリコール、エチレングリコール、トリエチレングリコール、テトラエチレングリコール、及びジプロピレングリコールが挙げられる。抽出溶媒は、純グリコールであることも、約 2 ~ 10 重量 % の水で希釈されたグリコールであることも可能である。適切なスルホランとして、炭化水素置換スルホラン（例えば、3 - メチルスルホラン）、ヒドロキシスルホラン（例えば、3 - スルホラノール及び 3 - メチル - 4 - スルホラノール）、スルホラニルエーテル（例えば、メチル - 3 - スルホラニルエーテル）、及びスルホラニルエステル（例えば、酢酸 3 - スルホラニル）が挙げられる。

40

【0239】

50

芳香族分離装置は、約 40 ~ 200、40 ~ 150、60 ~ 200、60 ~ 150、80 ~ 200、または 80 ~ 150 の温度範囲で作動することが可能である。芳香族分離装置の運転圧は、約 1 ~ 20、1 ~ 16、3 ~ 20、3 ~ 16、5 ~ 20、または 5 ~ 16 barg の範囲が可能である。ある特定の実施形態において本明細書に記載されるシステム及びプロセスの芳香族分離装置として有用な装置の種類は、抽出蒸留塔を含む。

【0240】

芳香族化合物抽出域 620 の運転の 1 つの実施形態において、供給原料は、主に C6 + 成分を含有し、分留されて、C6 - C8 の「ハートカット」、及び重質 C9 + 留分が得られる。C6 - C8 カットは、抽出蒸留システムに送られ、そこで、芳香族化合物が、溶媒蒸留を介して非芳香族化合物（飽和化合物）から分離される。C6 - C8 から分離された抽出残液（非芳香族化合物）は、取り出され、分解複合装置に原料として循環使用され戻される。芳香族化合物は、溶媒に溶解性であり、抽出蒸留塔の塔底から、溶媒ストリップへと運ばれ、溶媒ストリップで、芳香族化合物は、溶媒からストリッピングされて、芳香族化合物抽出物及び貧溶媒が回収され、貧溶媒は、抽出蒸留塔に戻され循環使用される。混合芳香族化合物抽出物は、一連の分留塔（ベンゼン塔、トルエン塔、及びキシレン塔）に送られ、そこで、各芳香族化合物種が、順次、例えばベンゼン流 624 及び混合キシレン流 626 として取り出される。重質 C9 + 留分からは、さらに C9 及び C10 + 材料が分離される。トルエン及び C9 生成物は、トルエン及び C9 + トランスアルキル化域 630 に送られ、そこで、それらは反応して、さらなるベンゼン及び混合キシレンを形成する。この流は、芳香族化合物抽出域 620 の分留部に戻され循環使用されて、ベンゼン及び混合キシレンが回収されるとともに、未転化トルエン及び C9 芳香族化合物が循環使用される。トランスアルキル化流出油は、溶媒蒸留部での再抽出を必要とせず、したがって、ベンゼン塔の入口に送られる。ある特定の実施形態において、トルエンは、消滅するまで循環使用する、すなわち消滅に近づけていくことが可能である。C10 及びそれより重質の芳香族化合物は、生成物 642 として取り出される。ある特定の実施形態において、エチルベンゼンを回収することが可能である。

【0241】

トルエン及び C9 + トランスアルキル化域 630 は、トルエン及び C9 + 芳香族化合物を不均化して、ベンゼン、混合キシレン、及び重質芳香族化合物を含有する混合流 640 にするのに有効な条件下で作動する。ベンゼン及びキシレンの生成物比は、触媒、原料、及び運転条件の選択により調整することが可能である。トランスアルキル化域 630 は、芳香族化合物抽出域 620 から、供給原料としてトルエン流 636 及び C9 + 芳香族化合物流 638 を受け取る。少量の水素 632 は、ある特定の実施形態において、その全部または一部がオレフィン回収域 270 に由来する水素流 210 から得られるが、これは、トランスアルキル化反応用に供給される。分解副反応が起こり、それにより生成した燃料ガス流は、例えば燃料ガスシステムに送られ、及び LPG 流 634 は、混合原料水蒸気分解域に循環使用される。縮合反応のため、少量の、例えば、芳香族化合物抽出に対する供給原料全体の 0.5 ~ 3 重量%で、重質芳香族化合物が生成し、それらは他の重質芳香族化合物とともに回収するために、混合流 640 に送られる。

【0242】

トルエン及び C9 + トランスアルキル化域 630 の 1 つの実施形態の運転において、トルエン及び C9 芳香族化合物は、穏やかな条件下、水素と反応して、C6 - C11 芳香族化合物混合物を形成する。混合芳香族化合物生成物流 640 は、芳香族化合物抽出域 620 に戻され循環使用されて、そこで、ベンゼン及び混合キシレンが、生成物として回収される。C7 及び C9 芳香族化合物は、トランスアルキル化域 630 に供給原料として戻され循環使用され、C10 + 留分は、重質芳香族化合物流 642 として芳香族化合物抽出域 620 から取り出される。不均化反応は、有効量の水素の存在下で起こる。反応器条件下での分解反応により、最小量の水素が消費される。パージガスは、成分回収のため、分解複合装置に戻され循環使用される。

【0243】

ある特定の実施形態において、熱分解油流 236 及び 256 は、低硫黄成分として燃料油プールにブレンドする、及び / またはカーボンブラック原料として使用することが可能である。さらなる実施形態において、熱分解油流 236 及び 256 の一方または両方を、分留して (図示せず) 軽質熱分解油及び重質熱分解油にすることが可能である。例えば、軽質熱分解油は、1 つまたは複数の中質留分流とブレンドすることが可能であり、それにより熱分解油流 236 及び 256 の一方または両方に由来する軽質熱分解油の 0 ~ 100 % を処理して、ディーゼル燃料製品及び / または混合原料水蒸気分解域 230 への追加供給原料を生成することができる。別の実施形態において、熱分解油流 236 及び 256 の一方または両方に由来する軽質熱分解油の 0 ~ 100 % は、軽油水素化分解域 320 で処理することが可能である。ある特定の実施形態において、軽質熱分解油の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、ディーゼル水素化精製域 180 及び / または減圧軽油水素化処理域の一方または両方に送ることが可能であり ; 任意残部は、燃料油プールにブレンドすることが可能である。重質熱分解油は、低硫黄成分として燃料油プールにブレンドする、及び / またはカーボンブラック原料として使用することが可能である。さらなる実施形態において、熱分解油流 236 及び 256 の一方または両方に由来する、軽質熱分解油の 0 ~ 100 % 及び / または重質熱分解油の 0 ~ 100 % は、任意選択の残油精製域 800 で処理することが可能である。ある特定の実施形態において、熱分解油流 236、256 (軽質及び重質) の全部、実質的部分、相当部分、または主要部分は、任意選択の残油精製域 800 で処理することが可能である。

10

20

【0244】

図 11 は、メタセシス域 530 の統合を含む実施形態を示す。図 11 のプロセスは、図 6 及び図 10 に関する説明に従って、または全ての他の態様において、本明細書中のその他の実施形態のいずれかに従って、作動する。例えば、適切なメタセシス域 530 は、Chicago Bridge & Iron Company N.V. (CB&I)、NL から市販されている技術に基づくシステムを含むことが可能であるが、これに限定されない。

【0245】

メタセシス域 530 への原料は、以下を含む : エチレン生成物 202 の一部 536 ; 1 - ブテン回収域 520 から出る C4 抽残液 - 3 流 532、及び py ガス水素化精製域 600 から出るオレフィン C5 カット 606。C4 抽残液 - 3 流 532 は、1 - ブテン回収域 520 から出る C4 抽残液 - 3 全体の 0 ~ 100 % であり ; 任意残部 524 は、混合原料水蒸気分解域 230 に循環使用することが可能である。メタセシス域 530 から出る生成物は、プロピレン生成物流 534 及び流 542 を含み、メタセシスユニットから出る大部分が飽和の C4 / C5 の混合物を含有していて、この混合物は混合原料水蒸気分解域に循環使用される。ある特定の実施形態において、イソブチレン 544 も、回収することが可能であり (破線で示す)、メチル t - ブチルエーテル域 510 に送られる。イソブチレンを分離せずに作動する実施形態において、イソブチレンは、流 542 に含まれる。

30

【0246】

本明細書中の統合プロセスで使用されるメタセシス域 530 の例において、分離域 520 から出る C4 抽残液 - 3 流 532 及び py ガス水素化精製域 600 (または芳香族化合物抽出域) から出る C5 オレフィン流 606 は、ガード床を通過して t - ブチルカタコールが除去されてから、モル過剰の新鮮な及び循環使用されたエチレンと混合される。反応器供給原料は、別のガード床を通過して他の痕跡量混入物が除去され、炉で加熱され、そして不均化 (メタセシス) 反応器に入り、ここでプロピレンが形成される。反応は、転化の平衡に到達する。メタセシス反応器流出油は、プロピレン、エチレン、及びブテン / ブタンの混合物、ならびに副生成物反応に由来するある種の C5 及びそれより重質の成分を含有する。C4 オレフィンは、不均化反応器中で異性化し、エチレンと反応して、さらなるプロピレンを形成する。ある特定の実施形態において、C5 オレフィンの不均化は、さらなる MTBE 生成のためのイソブチレン副生成物をもたらす。冷却された反応器流出油は、脱エチレン塔に入り、ここは、塔頂エチレンを不均化反応器に送り循環使用する。脱

40

50

エチレン塔塔底分は、脱プロピレン塔に送られ、ここは、グレードのプロピレン生成物を塔頂分として回収する。プロピレン生成物純度は、 $> 99.5 \text{ mol} \%$ （ポリマーグレード）である。ある特定の実施形態において、脱プロピレン塔塔底分は、脱イソブチレン塔に入り、ここは、MTBE域510へのさらなる原料にするためのイソブチレンを塔頂分として回収する。脱イソブチレン塔塔底分は、循環使用流と混合されて、オレフィン濃度が希釈され、混合物は、加熱され、水素と混合されて、全水素化反応器に送られ、ここは、あらゆる残存C4/C5またはそれより重質のオレフィンを飽和させ、それにより、軽質オレフィン収率を向上させる。冷却された反応器流出油は、混合原料水蒸気分解域230への原料として循環使用される。

【0247】

図12は、灯油精製が任意選択ユニット内にある、すなわち、第一中質留分116が、灯油精製域170を通過する、または留分水素化精製域180に送られる、いずれかが可能である実施形態を示す。図12のプロセスは、図6及び図10に関する説明に従って、または全ての他の態様において、本明細書中のその他の実施形態のいずれかに従って、作動する。

【0248】

燃料留分172の最大化が望まれる期間中、第一中質留分116は、灯油精製域170に送ることが可能である。混合原料水蒸気分解域230に送る原料を最大化しようとする期間中、第一中質留分116は、留分水素化精製域180に送ることが可能であり、そうすることにより、さらなる水素化精製ナフサ184が生成する。追加の代替実施形態において、第一中質留分116は、分割され（体積または重量基準で、例えば、ダイバータを用いて）、それにより、一部を留分水素化精製域180に送り、残部を灯油精製域170に送ることができる。

【0249】

図13は、灯油精製を排除した実施形態を示す。したがって、図13の実施形態において、2つの中質留分が使用される。この実施形態において、第一中質留分124は、留分水素化精製域180に送られ、第二中質留分134は、本明細書中他の実施形態において記載される第三中質留分126と同様であることが可能である。図13に示す配置を使用する1つの例において、第一中質留分124は、灯油範囲の炭化水素及び中質AGO範囲の炭化水素を含有し、第二常圧蒸留域中質留分134は、重質AGO範囲の炭化水素を含有する。図13に示す配置を使用する別の例において、第一中質留分124は、灯油範囲の炭化水素及び中質AGO範囲の炭化水素の一部を含有し、第二中質留分134は、中質AGO範囲の炭化水素の一部及び重質AGO範囲の炭化水素を含有する。図13のプロセスは、図6及び図10に関する説明に従って、または全ての他の態様において、本明細書中のその他の実施形態のいずれかに従って、作動する。

【0250】

有利なことに、配置によるプロセス動態ならびにユニット及び流の統合は、混合原料水蒸気分解と他のプロセスユニットの間で用役流の非常に高レベルの統合を実現し、効率の上昇及び運転費用全体の低下をもたらす。例えば、水素は、緊密に統合することが可能であり、それにより、装置の境界の外側からくる水素の正味需要は、最小限に抑えられ、排除することさえも可能である。ある特定の実施形態において、装置の境界の外側からくる全水素利用は、統合プロセスの水素利用部により必要とされる全水素に基づいて、約40、30、15、10、または5重量%未満の水素である。水素は、オレフィン回収トレインから回収され、ディーゼル水素化精製装置、軽油水素化精製装置、pyガス水素化精製装置、及びトランスアルキル化を含む、システムの水素利用部に供給され、それにより、用役水素のほとんどまたは全部が装置の境界内側に由来することが可能である。ある特定の実施形態において、外部水素の使用はゼロであり、その中で、作動を開始するためにメイクアップ水素のみが必要とされる；反応が平衡に到達した時点で、混合原料水蒸気分解及び軽油水蒸気分解生成物に由来する水素が、統合プロセスの水素利用部による水素要求を満たすのに十分な水素を提供する。さらなる実施形態において、正味水素益が存在し、

10

20

30

40

50

そのため、水素を、例えば燃料ガスに加えることが可能であり、燃料ガスは、統合プロセス内の種々の加熱ユニットを作動するのに使用される。

【0251】

そのうえさらに、本明細書中記載される統合プロセスは、水素化処理ユニットから出る排出ガス及び軽留分の有用な出口を提供する。例えば、原油処理複合装置100の飽和ガスプラント150に送られる流156は、水素化処理ユニット、例えば、ディーゼル水素化精製域180、軽油水素化分解域320、及び/またはpyガス水素化精製域600から出る排出ガス及び軽留分を含有することが可能である。他の実施形態において、これら排出ガス及び軽留分を流156に送るのに合わせてまたはその代わりとして、全部または一部を、混合原料水蒸気分解ユニット230に送ることが可能である。例えば、C2は、メタン、水素、及びC2の混合物から、極低温蒸留/分離運転を含む低温蒸留部(「低温ボックス」)を使用して分離することが可能であり、低温蒸留部は、混合原料水蒸気分解ユニット230、飽和ガスプラント150、及び/またはオレフィン回収域270のいずれかまたは全部と統合させることが可能である。メタン及び水素は、燃料ガスシステムに、またはオレフィン回収域270の適切な区画、例えば水素精製システムなどに送ることが可能である。なおさらなる実施形態において、これら排出ガス及び軽留分を流156に送る、及び/またはそれらを混合原料水蒸気分解ユニット230に送るのに合わせてまたはその代わりとして、全部または一部を、オレフィン回収域270の適切な区画、例えば脱プロパン塔などに送ること、またはガスを脱プロパン塔塔頂分とまとめることが可能である。

10

20

【0252】

本明細書中提示される独自の配置は、流及びユニットをあるレベルで統合することを示し、これにより、経済的に有効な様式で軽油水蒸気分解炉を使用することが可能になる。本配置は、供給原料として原油を用いる統合プロセスを使用した化学物質転化を支援し向上させる。したがって、これらの配置は、燃料または石油精製副生成物から化学物質を製造する従来アプローチに比べてより少ない資本支出を可能にするだけでなく、軽油分解炉の経済的使用(統合を通じて)という面も有する。したがって、供給原料として原油を使用するにもかかわらず、本明細書中のプロセスは、供給原料としてのエタンの入手しやすさから恩恵を受けているエタン分解炉など、工業界で現在一般的な他の選択肢に引けを取らない。

30

【0253】

本明細書中記載される実施形態は、原油から化学製品への転化比を、例えば、最高80、50、または45重量%の範囲、及びある特定の実施形態において約39~45重量%の範囲で達成する能力を提供する。ある特定の実施形態において、化学製品への転化比は、少なくとも約39重量%であり、ある特定の実施形態において約39~80、39~50、または39~45重量%の範囲である。当然のことながら、原油から化学製品への転化比は、供給原料、選択された技術、触媒選択、及び個々のユニット運転の運転条件などの基準に応じて変化する可能性がある。

【0254】

実施形態によっては、個々のユニット運転は、生成物スレートを監視し望みどおりに調整する制御装置を備えることが可能である。制御装置は、個々のユニット運転のいずれかの内部でパラメーターを指示することが可能であり、装置は、所望の運転条件に依存し、所望の運転条件は、例えば、取引先需要及び/または市場価格に基づく場合がある。制御装置は、オペレータによるデータ入力及び/または自動回収されたデータにより発生した1つまたは複数のシグナルに基づいて、1つまたは複数のユニット運転に関連する弁、フィーダー、またはポンプを調節または制御する。

40

【0255】

そのような制御装置は、複数の運転様式を備えた汎用ユニットを提供し、このユニットは、回収される生成物の柔軟性を高めるために、複数の入力に応答することが可能である。制御装置は、1つまたは複数のコンピュータシステムを用いて稼働させることが可能で

50

あり、コンピュータシステムは、例えば、汎用コンピュータが可能である。あるいは、コンピュータシステムは、専用にプログラミングされた、特殊用途ハードウェア、例えば、特定用途向け集積回路（ASIC）または精製所内の特定ユニット運転を目的とする制御装置を備えることが可能である。

【0256】

コンピュータシステムは、1つまたは複数のプロセッサを備え、プロセッサは、典型的には1つまたは複数のメモリ装置と接続されており、メモリ装置は、例えば、任意の1つまたは複数のディスクドライブメモリ、フラッシュメモリ装置、RAMメモリ装置、あるいは他のデータ記憶用装置を備えることが可能である。メモリは、典型的には、システムの運転中、プログラム及びデータを記憶するために使用される。例えば、メモリは、経時的にパラメータに関する経過データ、ならびに運転データを記憶するのに使用することが可能である。ソフトウェアは、本発明の実施形態を実行するプログラムコードも含めて、コンピュータで読み込み可能及び／または書き込み可能な不揮発性記録媒体に記憶され、そして、典型的には、メモリにコピーされ、そこでその後1つまたは複数のプロセッサにより実行することが可能である。そのようなプログラムコードは、複数あるプログラム言語のいずれかまたはそれらの組み合わせにより書かれているものが可能である。

10

【0257】

コンピュータシステムの構成要素は、1つまたは複数の相互接続機構により連結することが可能であり、相互接続機構として、1つまたは複数のバス、例えば、同一装置内で統合される構成要素間のバス、及び／またはネットワーク、例えば、別個の離散装置に存在する構成要素間のネットワークを挙げることができる。相互接続機構は、典型的には、例えばデータ及び指示などの通信を可能にして、システムの構成要素間で交換されるようにする。

20

【0258】

コンピュータシステムは、1つまたは複数の入力装置、例えば、キーボード、マウス、トラックボール、マイク、タッチスクリーン、及び他のマンマシンインターフェース装置など、ならびに1つまたは複数の出力装置、例えば、印刷装置、表示スクリーン、またはスピーカなども備えることが可能である。また、コンピュータシステムは、システムの1つまたは複数の構成要素により形成される可能性があるネットワークに加えて、またはその代わりに、コンピュータシステムを通信網に接続することが可能な1つまたは複数のインターフェースを備えることが可能である。

30

【0259】

本明細書に記載されるプロセスの1つまたは複数の実施形態に従って、1つまたは複数の入力装置は、装置及び／またはそのユニット運転の任意の1つまたは複数のパラメータを測定するセンサ及び／またはフローメータを備えることが可能である。あるいは、センサ、フローメータ、ポンプ、または装置の他の構成要素の1つまたは複数の、コンピュータシステムと連動した運転通信網に接続することが可能である。上記のうち任意の1つまたは複数のものを、別のコンピュータシステムまたは構成要素と接続して、1つまたは複数の通信網にまたがりコンピュータシステムと通信させることが可能である。そのような配置により、任意のセンサまたはシグナル生成装置を、コンピュータシステムから相当離れた距離で配置することが可能になり、及び／または任意のセンサを、任意のサブシステム及び／または制御装置から相当離れた距離で配置することが可能になり、それでもなおデータはそれらの間で提供される。そのような通信機構は、任意の適切な技法を利用することにより実現可能であり、そのような技法として、有線ネットワーク及び／または無線ネットワーク及びプロトコルを利用するものが挙げられるが、これらに限定されない。

40

【0260】

本明細書中のプロセスの様々な態様を実行可能なコンピュータシステムの1つの種類として、あるコンピュータシステムを、例として上記に説明したものの、当然のことながら、本発明は、例示として説明されたとおりのソフトウェアの実行、またはそれを行うコンピュータシステムに限定されない。実際、例えば、汎用コンピュータシステムで実現され

50

るというのではなく、制御装置、またはその構成要素もしくはサブセクションは、専用システムとして、または専用プログラブル論理制御装置（PLC）として、または分散型制御システムにおいて、実現することが可能である。さらに、当然のことながら、プロセスの1つまたは複数の特長または態様は、ソフトウェア、ハードウェア、またはファームウェア、あるいはそれらの任意の組み合わせで実行可能である。例えば、制御装置により実行可能なアルゴリズムの1つまたは複数のセグメントは、別個のコンピュータで行うことが可能であり、そしてそれらコンピュータを、1つまたは複数のネットワークを通じて通信させることが可能である。

【0261】

実施形態によっては、1つまたは複数のセンサ及び/またはフローメータは、プロセス全体にわたって配置させることが可能であり、それらは、手動オペレータまたは自動制御システムと通信していて、プログラミング可能に論理制御されたプロセスにおいて適切なプロセス改変を実行する。1つの実施形態において、プロセスは、制御装置を備え、制御装置は、任意の適切なプログラムされたまたは専用のコンピュータシステム、PLC、あるいは分散型制御システムが可能である。ある特定の生成物流の流速を測定することが可能であり、流れを、要求される生成物スレートを満たすのに必要なとりに方向転換することが可能である。

10

【0262】

様々な調節または制御をもたらす可能性がある要因として、様々な炭化水素製品に対する取引先需要、様々な炭化水素製品の市場価値、原料特性、例えばAPI比重またはヘテロ原子含有量など、及び製品品質（例えば、ガソリン及び中質留分の指標特性、例えば、ガソリンのオクタン価及び中質留分のセタン価など）が挙げられる。

20

【0263】

開示されるプロセス及びシステムは、原油、例えば、アラブ・エクストラ・ライト（AXL）またはアラブ・ライト（AL）原油などの軽質原油の直接転化のための新たな出口を創造する。さらに、開示されるプロセス及びシステムは、既知のプロセス及びシステムと比べて、燃料または石油精製副生成物から化学製品を製造する従来アプローチよりも少ない設備投資しか必要とせず、かつ精製ユニット及び統合された化学製品複合設備を利用する、新規配置を提供する。開示されるプロセス及びシステムは、従来から高い市場価格に値する高純度化学製品に転化される原油の割合を、実質的に増加させる。商業実績のあるプロセスの能力の閾値を上昇させることにより生じる複雑さは、本明細書中記載されるプロセス及びシステムを用いて最小限に押さえられる、または排除される。

30

【0264】

開示されるプロセス及びシステムは、様々な商業実績のあるユニットを、新規配置で配列させて利用する。これらの新規配置は、オレフィン、芳香族化合物、MTBE、及びブタジエンをはじめとする、精製品及び石油化学生成物の製造を可能にする。開示されるプロセス及びシステムは、原料として精製中間体または副生成物を使用する従来の化学製品製造と比べた場合に、化学製品製造業者が、燃料市場から切り離されて、より自由に粗率の分数としての化学製品収率を高めることができるようにする。また、開示されるプロセス及びシステムは、従来から高い市場価格に値する高純度化学製品に転化される原油の割合を、実質的に増加させる。

40

【0265】

開示されるプロセス及びシステムは、化学製品製造の代替手段を提供し、この代替手段は、精製ユニット及び統合された化学製品複合設備を利用する従来経路よりも少ない設備投資しか要さない。その上、開示されるプロセス及びシステムは、燃料製品及び化学製品を同時製造する柔軟性を提供する。化学製品対残部の燃料の比は、プロセス運転により調節することが可能であり、燃料及び化学製品市場機会の変化に対応することが可能である。ある特定の実施形態において、プロセス配置は、アラブ・ライトまたはアラブ・エクストラ・ライトなどの原油を処理して、精製燃料製品の製造を最小限に抑えながら、化学製品のより優れた製造を提供することが可能な柔軟性を持つ。本配置は、最適運転を達成す

50

る目的で、石油化学製品対精製製品の比を調節する構造的運転の柔軟性を提供するとともに、化学製品対燃料の製造比を移動させ、それにより市場状況に適応することを可能にする。

【0266】

例えば、減圧軽油水素化処理において、過酷度を高めると、ナフサ収率が上昇するとともにUCOの収率が低下するが、大部分において、留分収率も同じだけ大きく変化する。なぜなら、ワイルドナフサ製品は、留分分解の産物だからである。UCO製品は、開環反応を通じて、化学的に再構築され、性質がよりパラフィン寄りになるが、軽油沸点範囲の製品のままである。減圧軽油水素化処理の過酷度を調節することにより、ナフサとUCOの間の相対生成物比が移動する。水蒸気分解炉におけるナフサのオレフィン収率は、UCOより高く；一方、UCOからの重質生成物収率（混合C4及び熱分解ガソリン）は、ナフサより高い。したがって、減圧軽油水素化処理転化を調節することの重要な利点は、劇的に揺れ動く可能性があるオレフィン及び芳香族化合物製品に関する市場状況の変化に、経済的及び動的に対応することである。

10

【0267】

処理ユニットはそれぞれ、そのようなユニットに典型的な条件で操作され、その条件は、ユニット設計の能力内で、所望の製品を最大限にするように、供給原料の種類に基づいて変更可能である。所望の製品として、混合原料水蒸気分解域230または軽油水蒸気分解域250への原料として適切な留分、または燃料製品としての使用に適した留分を挙げることが可能である。同様に、処理ユニットは、供給原料特性及び所望の生成物に応じて、適切な触媒（複数可）を使用する。これらの運転条件及び触媒についてのある特定の実施形態が、本明細書中記載されているものの、当然のことながら、改変形態が当該分野で周知であり、当業者の能力の範囲内にある。

20

【0268】

本明細書中の概略図及び説明を簡潔にする目的で、原油センターにおいて慣習的である付随の構成要素、例えば多数の弁、温度センサ、予熱装置（複数可）、脱塩運転（複数可）などは、示していない。

【0269】

また、従来型水素化処理ユニットにある付随の構成要素、例えば、水素循環使用サブシステム、ブリード流、使用済み触媒排出サブシステム、及び触媒交換サブシステムなどは、示していない。

30

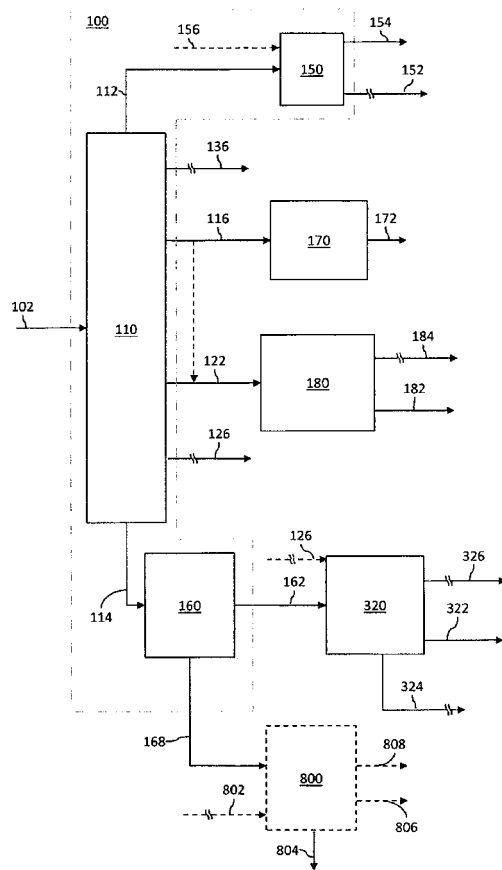
【0270】

さらに、従来型熱分解システムにある付随の構成要素、例えば、蒸気供給装置、コークス除去サブシステム、熱分解部、対流部などは、示していない。

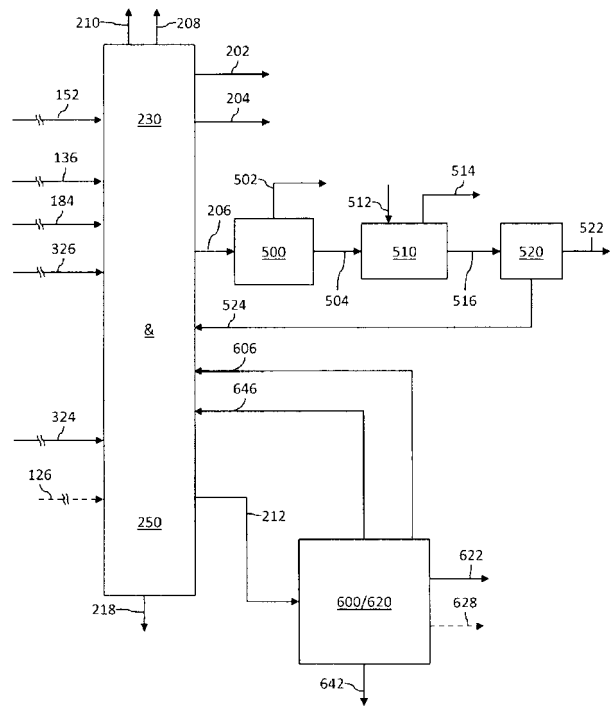
【0271】

本発明の方法及びシステムは、上記及び添付の図面において説明されてきたものの、修飾が当業者には明らかであり、本発明の保護範囲は、以下の特許請求の範囲により定義されるものとする。

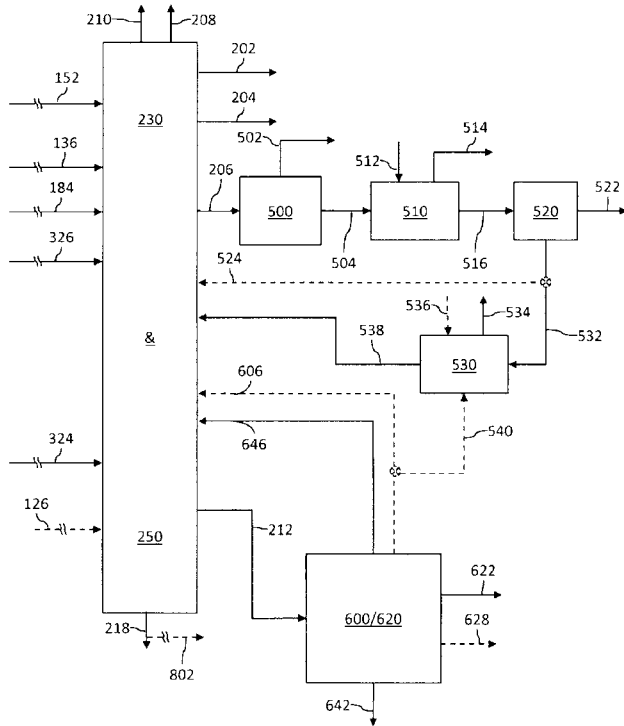
【図 1】



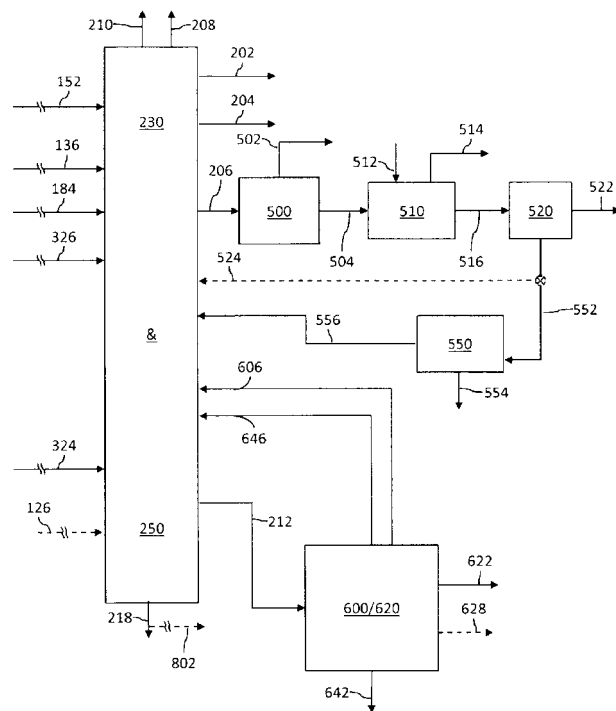
【図 2】



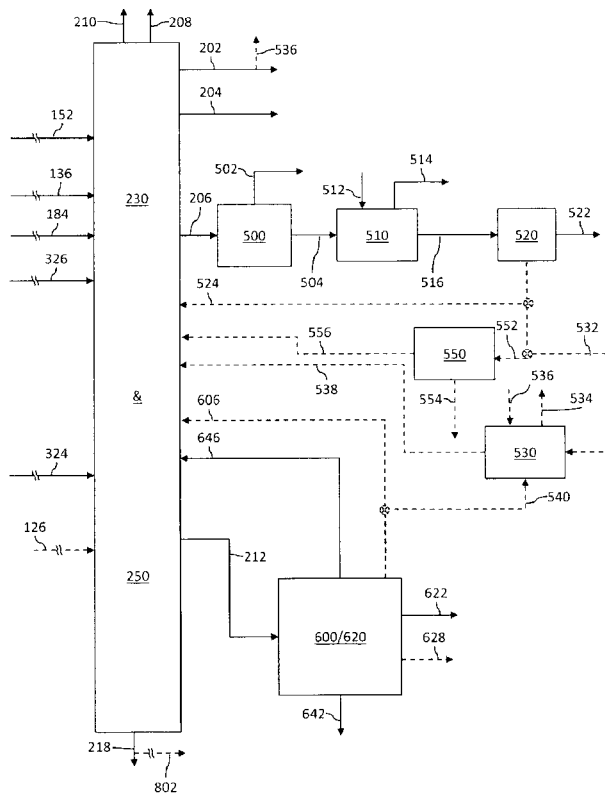
【図 3】



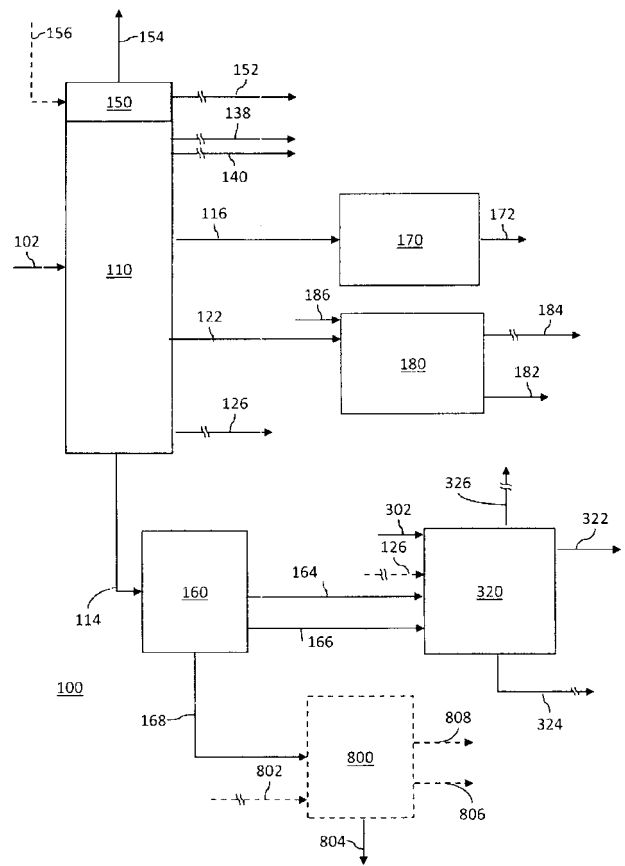
【図 4】



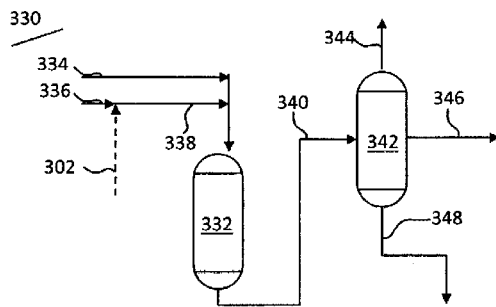
【図 5】



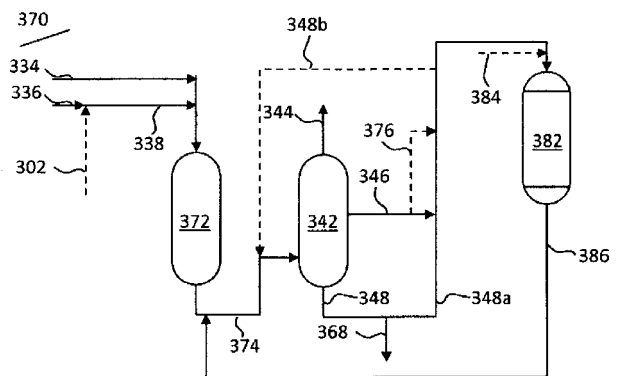
【図 6】



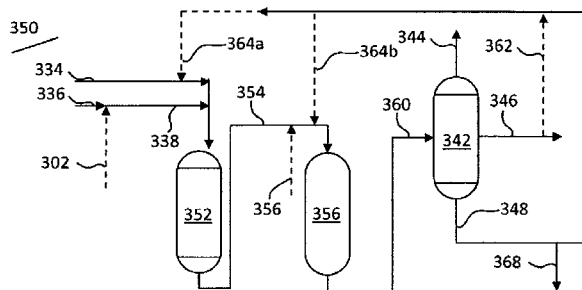
【図 7】



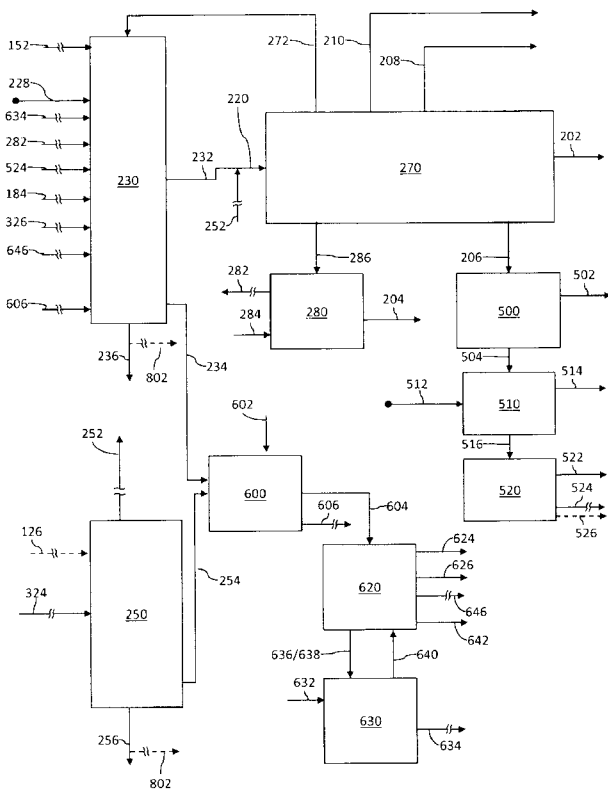
【図 9】



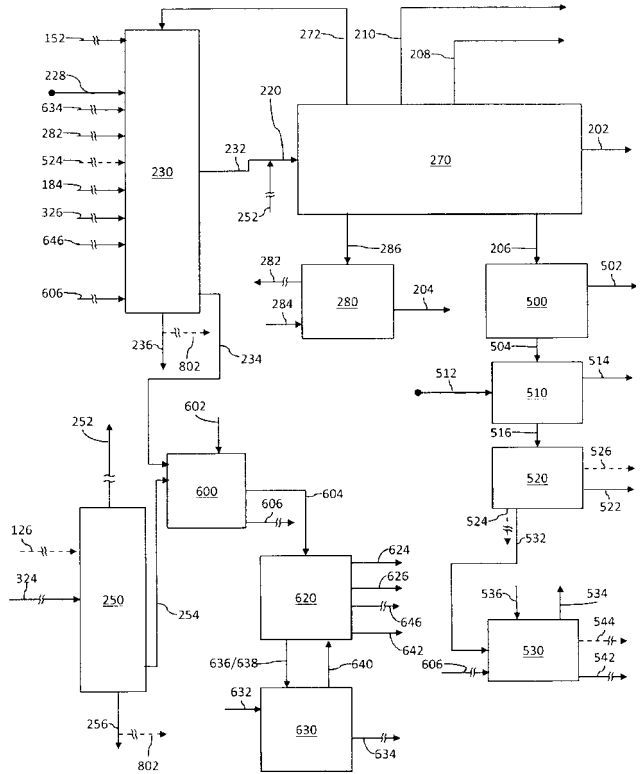
【図 8】



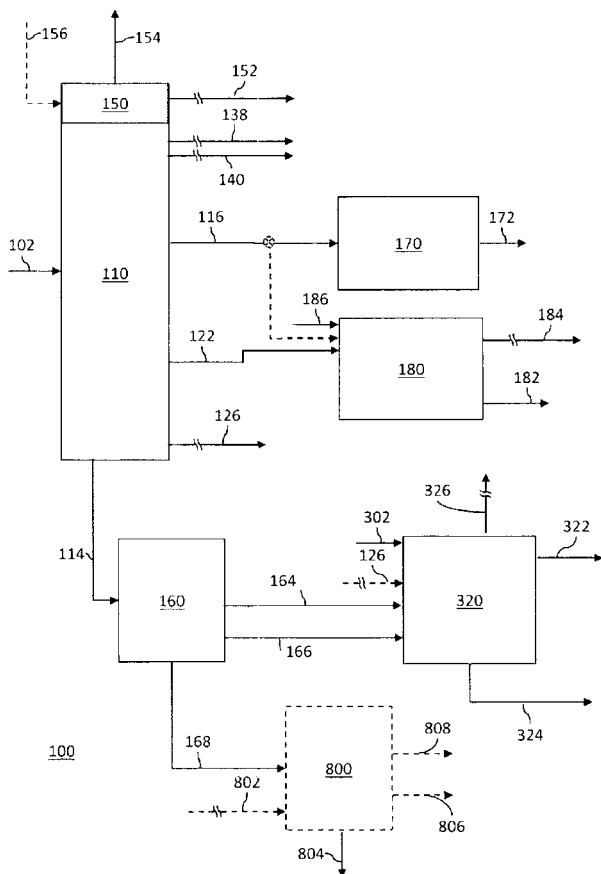
【図 10】



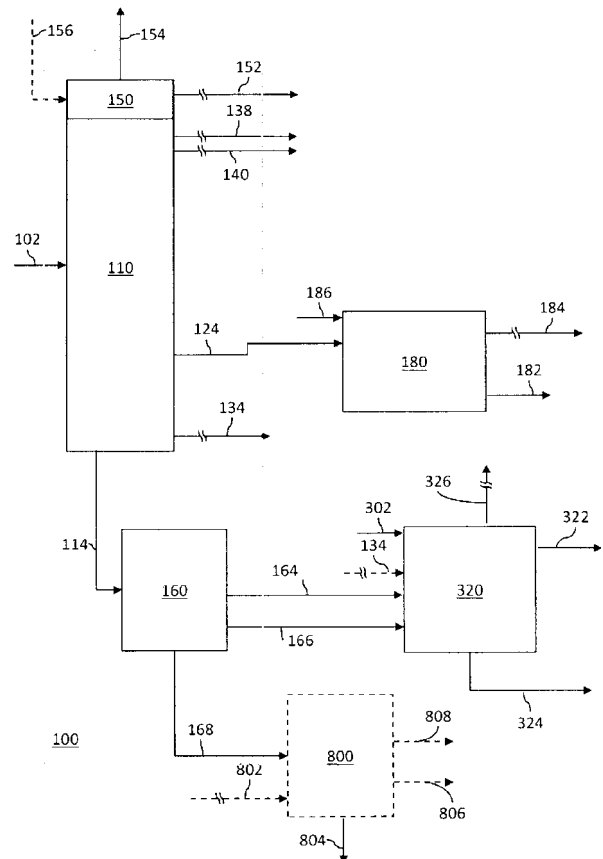
【図 11】



【図 12】



【図 13】



【 国際調査報告 】

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No
PCT/US2017/062563

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER INV. C10G47/00 C10G69/06 C10G69/08 C10G7/06 C10G9/36 C10G21/00 ADD. According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) C10G Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used) EPO-Internal, WPI Data		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	WO 2015/000841 A1 (SAUDI BASIC IND CORP [SA]; SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES BV [NL]; HOUSMANS) 8 January 2015 (2015-01-08) page 28, line 15 - page 32, line 10; figure 1 -----	1-23
A	US 3 702 292 A (BURICH WILLIAM JAMES) 7 November 1972 (1972-11-07) abstract -----	1-23
A	WO 2015/000849 A1 (SAUDI BASIC IND CORP [SA]; SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES BV [NL]; WARD AND) 8 January 2015 (2015-01-08) page 3, line 6 - line 20 ----- -/--	1-23
<input checked="" type="checkbox"/> Further documents are listed in the continuation of Box C. <input checked="" type="checkbox"/> See patent family annex.		
* Special categories of cited documents : "A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance "E" earlier application or patent but published on or after the international filing date "L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified) "O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means "P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed "T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention "X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone "Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art "&" document member of the same patent family		
Date of the actual completion of the international search 19 January 2018		Date of mailing of the international search report 26/01/2018
Name and mailing address of the ISA/ European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2 NL - 2280 HV Rijswijk Tel. (+31-70) 340-2040, Fax: (+31-70) 340-3016		Authorized officer Chau, Thoi Dai

Form PCT/ISA/210 (second sheet) (April 2005)

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No

PCT/US2017/062563

C(Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	WO 2015/000847 A1 (SAUDI BASIC IND CORP [SA]; SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES BV [NL]; WARD AND) 8 January 2015 (2015-01-08) page 2, line 4 - line 11 -----	1-23
A	WO 2015/000846 A1 (SAUDI BASIC IND CORP [SA]; SABIC GLOBAL TECHNOLOGIES BV [NL]; WARD AND) 8 January 2015 (2015-01-08) page 6, line 9 - line 19 -----	1-23

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

Information on patent family members

International application No

PCT/US2017/062563

Patent document cited in search report	Publication date	Patent family member(s)	Publication date
WO 2015000841 A1	08-01-2015	CN 105378037 A EP 3017024 A1 JP 2016526592 A KR 20160025512 A SG 11201508916T A US 2016369188 A1 WO 2015000841 A1	02-03-2016 11-05-2016 05-09-2016 08-03-2016 28-01-2016 22-12-2016 08-01-2015
US 3702292 A	07-11-1972	NONE	
WO 2015000849 A1	08-01-2015	CN 105308159 A EA 201690120 A1 EP 3017026 A1 JP 2016528191 A KR 20160029813 A SG 11201509169Y A US 2016369180 A1 WO 2015000849 A1	03-02-2016 30-06-2016 11-05-2016 15-09-2016 15-03-2016 28-01-2016 22-12-2016 08-01-2015
WO 2015000847 A1	08-01-2015	CN 105358661 A EA 201690122 A1 EP 3017029 A1 JP 2016527209 A KR 20160029805 A SG 11201509167S A US 2016368838 A1 WO 2015000847 A1	24-02-2016 29-07-2016 11-05-2016 08-09-2016 15-03-2016 28-01-2016 22-12-2016 08-01-2015
WO 2015000846 A1	08-01-2015	CN 105452423 A EA 201690128 A1 EP 3017021 A1 JP 2016526595 A KR 20160027045 A SG 11201509166Q A US 2016369190 A1 WO 2015000846 A1	30-03-2016 29-07-2016 11-05-2016 05-09-2016 09-03-2016 28-01-2016 22-12-2016 08-01-2015

フロントページの続き

(51) Int.Cl.	F I		テーマコード (参考)
C 0 7 C 31/12 (2006.01)	C 0 7 C	31/12	
C 0 7 C 29/04 (2006.01)	C 0 7 C	29/04	
C 0 7 C 29/80 (2006.01)	C 0 7 C	29/80	

(31)優先権主張番号 62/450,062

(32)優先日 平成29年1月24日(2017.1.24)

(33)優先権主張国・地域又は機関

米国(US)

(31)優先権主張番号 62/450,043

(32)優先日 平成29年1月24日(2017.1.24)

(33)優先権主張国・地域又は機関

米国(US)

(31)優先権主張番号 62/450,031

(32)優先日 平成29年1月24日(2017.1.24)

(33)優先権主張国・地域又は機関

米国(US)

(81)指定国・地域 AP(BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), EA(AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), EP(AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OA(BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG), AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, JO, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT

F ターム(参考) 4H129 AA02 CA01 CA03 FA02 HB03 KA12 LA16 MA02 MA15 MB02A
MB02B MB05D MB15A MB20A NA02 NA20 NA22