



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 110088243 B

(45) 授权公告日 2021.10.29

(21) 申请号 201780078205.3

(72) 发明人 M·S·阿尔加姆迪

(22) 申请日 2017.11.20

(74) 专利代理机构 中国贸促会专利商标事务所
有限公司 11038

(65) 同一申请的已公布的文献号

申请公布号 CN 110088243 A

(43) 申请公布日 2019.08.02

代理人 王长青

(30) 优先权数据

(51) Int.CI.

62/424,883 2016.11.21 US

C10G 47/00 (2006.01)

62/450,018 2017.01.24 US

C10G 69/06 (2006.01)

62/450,031 2017.01.24 US

C10G 69/08 (2006.01)

62/450,043 2017.01.24 US

C10G 7/06 (2006.01)

62/450,062 2017.01.24 US

C10G 9/36 (2006.01)

(85) PCT国际申请进入国家阶段日
2019.06.18

C10G 21/00 (2006.01)

(86) PCT国际申请的申请数据

(56) 对比文件

PCT/US2017/062563 2017.11.20

CN 1230976 A, 1999.10.06

(87) PCT国际申请的公布数据

CN 105473691 A, 2016.04.06

W02018/094333 EN 2018.05.24

CN 1230975 A, 1999.10.06

(73) 专利权人 沙特阿拉伯石油公司
地址 沙特阿拉伯达兰

CN 105980532 A, 2016.09.28

CN 104364353 A, 2015.02.18

US 2005150817 A1, 2005.07.14

审查员 李良伟

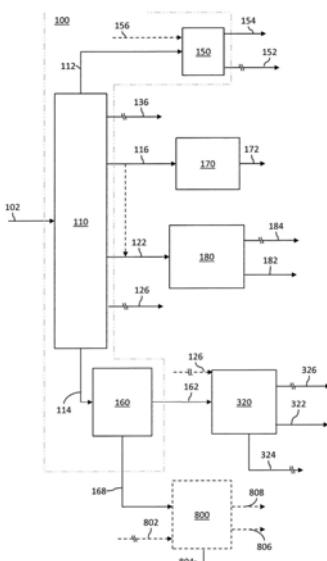
权利要求书5页 说明书44页 附图12页

(54) 发明名称

集成真空瓦斯油加氢裂解和蒸汽裂解的将原油转化为石油化学品和燃料产品的方法和系统

(57) 摘要

公开能够用多个处理单元以集成方式将原油进料转化为石油化学品的工艺方案配置。这些设计利用最少的资本支出以为蒸汽裂解器复合体准备合适的原料。将原油转化为包括烯烃和芳烃的石油化学品和燃料产品的集成方法包括混合进料蒸汽裂解和瓦斯油蒸汽裂解。混合进料蒸汽裂解器的进料包括来自界区内的加氢处理区的轻产物和石脑油、来自C3和C4烯烃回收步骤的再循环流以及来自所述界区内的热解汽油芳烃提取区的提余液。瓦斯油蒸汽裂解器的进料包括来自真空瓦斯油氢化处理的未转化的油中间体。



1. 一种用于由原油进料生产石油化学品和燃料产品的集成方法,其包括:
在常压蒸馏单元ADU中从所述原油进料中分离至少:
第一ADU馏分,其包含直馏石脑油,
第二ADU馏分,其包含来自所述原油进料的中间馏出物的至少一部分,和
第三ADU馏分,其包含常压渣油;
在真空蒸馏单元VDU中从所述第三ADU馏分中分离至少:
第一VDU馏分,其包含真空瓦斯油;
在馏出物加氢处理DHP区中加氢处理来自所述第二ADU馏分的中间馏出物,并回收至少第一DHP馏分和第二DHP馏分,其中所述第一DHP馏分包含石脑油,并且所述第二DHP馏分用于柴油燃料生产;
在瓦斯油加氢裂解GOHCK区中加氢裂解来自所述第一VDU馏分的真空瓦斯油,并回收含有沸点处于或低于常压渣油终沸点的组分且包括LPG、石脑油和中间馏出物范围的组分的第一GOHCK馏分和未转化的瓦斯油;
在混合进料蒸汽裂解MFSC区中蒸汽裂解来自所述第一ADU馏分的石脑油和来源于芳烃提取区的提余液,并且在瓦斯油蒸汽裂解GOSC区中蒸汽裂解未转化的油,其中蒸汽裂解在有效回收至少混合产物流H₂、甲烷、乙烷、乙烯、混合C3和混合C4;热解汽油;和热解油的条件下操作;
从所述混合产物流中回收H₂、甲烷、非烯烃C2-C4和石油化学品乙烯、丙烯和丁烯,
在热解汽油加氢处理区中加氢处理来自蒸汽裂解的热解汽油,并回收氢化处理的热解汽油;和
在芳烃提取区中自氢化处理的热解汽油分离芳烃以回收石油化学芳族产品和芳烃提取区提余液,其中来源于芳烃提取的所述提余液是所述芳烃提取区提余液的全部或一部分。
2. 如权利要求1所述的方法,其中所述第二ADU馏分中的所述中间馏出物包含导引到所述GOHCK区的常压重瓦斯油。
3. 如权利要求1所述的方法,其中所述第二ADU馏分中的所述中间馏出物包含在所述GOSC区中处理而不进行加氢处理的常压重瓦斯油。
4. 如权利要求1所述的方法,其中所述第二ADU馏分中的所述中间馏出物包含煤油和直馏柴油馏分,所述煤油在煤油脱硫过程中处理以回收煤油燃料产物,所述直馏柴油馏分是在所述馏出物加氢处理DHP区中处理的所述第二ADU馏分的所述部分。
5. 如权利要求4所述的方法,其中所述第二ADU馏分中的所述中间馏出物包含在所述GOHCK区或所述GOSC区中处理的常压重瓦斯油。
6. 如权利要求1-5中任一项所述的方法,其中使从所述混合产物流中回收的非烯烃C4再循环到所述MFSC区。
7. 如权利要求1-5中任一项所述的方法,其中将从所述混合产物流中回收的非烯烃C4通到单独的处理区以生产额外的石油化学品。
8. 如权利要求7所述的方法,其中所述单独的处理区将所述回收的非烯烃C4转化为混合丁醇。
9. 如权利要求7所述的方法,其还包括:

从所述氢化处理的热解汽油中回收C5；
将所述回收的C5通到所述单独的处理区以生产额外的石油化学品；
将所述回收的乙烯的一部分通到所述单独的处理区；
其中所述单独的处理区是复分解反应区，其生产石油化学品丙烯和C4/C5提余液流，所述C4/C5提余液流被再循环到所述MFSC区。

10. 如权利要求1-5中任一项所述的方法，其还包括从所述氢化处理的热解汽油中回收C5并且将所述回收的C5通到所述MFSC区、生产额外的石油化学品的单独的处理区，或通到所述MFSC区和生产额外的石油化学品的单独的处理区两者。

11. 如权利要求10所述的方法，其中将所述回收的C5通到所述MFSC区。

12. 如权利要求1-5中任一项所述的方法，其中所述GOHCK区是在加氢裂解催化剂存在下以完全转化操作模式操作的具有再循环配置的两工段，以将78-99重量%的所述GOHCK区的进料转化为所述第一GOHCK馏分，其中具有再循环配置的所述两工段包括第一段反应器和第二段反应器，并且其中所述第一段反应器中的操作条件包括：

反应器入口温度在340-502°C的范围内；
反应器出口温度在350-516°C的范围内；
作为加权平均床温WABT的运行开始SOR反应温度在310-475°C的范围内；
作为WABT的运行结束EOR反应温度在338-516°C的范围内；
反应入口压力在100-180barg的范围内；
反应出口压力在90-170barg的范围内；
出口氢分压在90-137barg的范围内；
氢处理气体进料速率SLt/Lt高达1050；
氢骤冷气体进料速率SLt/Lt高达1100；
补给氢气进料速率SLt/Lt高达564；和
相对于所述氢化处理催化剂而言，基于新鲜进料的液时空速值(h^{-1})在0.1-10.0的范围内；和

所述第二段反应器中的操作条件包括：
反应器入口温度在340-502°C的范围内；
反应器出口温度在350-516°C的范围内；
作为加权平均床温WABT的运行开始SOR反应温度在310-475°C的范围内；
作为WABT的运行结束EOR反应温度在338-516°C的范围内；
反应入口压力在80-145barg的范围内；
反应出口压力在75-137barg的范围内；
出口氢分压在90-145barg的范围内；
氢处理气体进料速率SLt/Lt高达910；
氢骤冷气体进料速率SLt/Lt高达980；
补给氢气进料速率SLt/Lt高达451；和
相对于所述氢化处理催化剂而言，基于新鲜进料的液时空速值(h^{-1})在0.1-10.0的范围内。

13. 如权利要求1-5中任一项所述的方法，其中所述GOHCK区是在加氢裂解催化剂存在

下以部分转化操作模式操作的单程串联配置,以将48-82重量%的所述GOHCK区的进料转化为所述第一GOHCK馏分,其中单程串联配置包括第一反应器和第二反应器,并且其中所述第一反应器中的操作条件包括:

反应器入口温度在340-502°C的范围内;

反应器出口温度在350-516°C的范围内;

作为加权平均床温WABT的运行开始SOR反应温度在310-475°C的范围内;

作为WABT的运行结束EOR反应温度在338-516°C的范围内;

反应入口压力在100-165barg的范围内;

反应出口压力在92-150barg的范围内;

出口氢分压在80-120barg的范围内;

氢处理气体进料速率SLt/Lt高达668;

氢骤冷气体进料速率SLt/Lt高达819;

补给氢气进料速率SLt/Lt高达271;和

相对于所述氢化处理催化剂而言,基于新鲜进料的液时空速值(h⁻¹)在0.1-10.0的范围内;和

所述第二反应器中的操作条件包括:

反应器入口温度在340-502°C的范围内;

反应器出口温度在350-516°C的范围内;

作为加权平均床温WABT的运行开始SOR反应温度在310-475°C的范围内;

作为WABT的运行结束EOR反应温度在338-516°C的范围内;

反应入口压力在90-150barg的范围内;

反应出口压力在85-140barg的范围内;

出口氢分压在80-130barg的范围内;

氢处理气体进料速率SLt/Lt高达890;

氢骤冷气体进料速率SLt/Lt高达850;

补给氢气进料速率SLt/Lt高达372;和

相对于所述氢化处理催化剂而言,基于新鲜进料的液时空速值(h⁻¹)在0.1-10.0的范围内。

14. 如权利要求1-5中任一项所述的方法,其中所述GOHCK区是在加氢裂解催化剂存在下以部分转化操作的单程即没有再循环的单工段配置,以将48-82重量%的所述GOHCK区的进料转化为所述第一GOHCK馏分,其中所述单程配置操作条件包括:

反应器入口温度在340-502°C的范围内;

反应器出口温度在350-516°C的范围内;

作为加权平均床温WABT的运行开始SOR反应温度在310-475°C的范围内;

作为WABT的运行结束EOR反应温度在338-516°C的范围内;

反应入口压力在100-165barg的范围内;

反应出口压力在92-150barg的范围内;

出口氢分压在80-120barg的范围内;

氢处理气体进料速率SLt/Lt高达677;

氢骤冷气体进料速率SLt/Lt高达614；
补给氢气进料速率SLt/Lt高达305；和
相对于所述氢化处理催化剂而言，基于新鲜进料的液时空速值(h⁻¹)在0.1-10.0的范围内。

15. 如权利要求1-5中任一项所述的方法，其中所述GOHCK区是在加氢裂解催化剂存在下以温和加氢裂解模式操作的单程即没有再循环的单工段配置，以将27-52重量%的所述GOHCK区的进料转化为所述第一GOHCK馏分，其中所述单程配置操作条件包括：

反应器入口温度在329-502°C的范围内；
反应器出口温度在338-516°C的范围内；
作为加权平均床温WABT的运行开始SOR反应温度在310-475°C的范围内；
作为WABT的运行结束EOR反应温度在338-516°C的范围内；
反应入口压力在108-161barg的范围内；
反应出口压力在100-150barg的范围内；
出口氢分压在77-116barg的范围内；
氢处理气体进料速率SLt/Lt高达530；
氢骤冷气体进料速率SLt/Lt高达470；
补给氢气进料速率SLt/Lt高达225；和
相对于所述氢化处理催化剂而言，基于新鲜进料的液时空速值(h⁻¹)在0.1-10.0的范围内。

16. 一种用于生产石油化学品和燃料产品的集成系统，其包括：
常压蒸馏单元ADU(110)，其可操作以接收和分离原油进料(102)，并排放出包含石脑油的第一ADU馏分(136)、包含来自所述原油进料的中间馏出物的至少一部分的第二ADU馏分(122)和包含常压渣油的第三ADU馏分(114)；

真空蒸馏单元VDU(160)，其可操作以接收和分离第三ADU馏分(114)，并排放出包含真空瓦斯油的第一VDU馏分(162)；

馏出物加氢处理DHP区(180)，其可操作以接收和转化来自所述第二ADU馏分(122)的中间馏出物，并得到第一DHP馏分(184)和第二DHP馏分(182)，其中所述第一DHP馏分包含石脑油，并且所述第二DHP馏分用于柴油燃料生产；

瓦斯油加氢裂解GOHCK区(320)，其可操作以接收和处理来自所述第一VDU馏分(162)的真空瓦斯油，并得到含有石脑油范围的组分的第一GOHCK馏分(326)和未转化的馏分(324)；

蒸汽裂解区，包括：(a) 混合进料蒸汽裂解MFSC区(230)，其可操作以接收和热裂解来自所述第一ADU馏分(136)的石脑油和来源于芳烃提取区(620)的C6-C9非芳烃提余液物流(646)，和(b) 瓦斯油蒸汽裂解GOSC区(250)，其可操作以接收和热裂解未转化的馏分(324)，其中所述蒸汽裂解区可操作以产生包含混合C1-C4链烷烃和烯烃的混合产物流(232,252)、热解汽油物流(234,254)和热解油物流(236,256)；

热解汽油加氢处理区(600)，其可操作以接收和处理热解汽油物流(234,254)，并得到氢化处理的热解汽油物流(604)；和

芳烃提取区(620)，其可操作以接收和分离氢化处理的热解汽油物流(604)，以得到一个或多个芳烃产物物流(624,626)和C6-C9非芳烃提余液物流(646)。

17. 如权利要求16所述的系统,其中MFSC区(230)可操作以接收和热裂解来自所述第一DHP馏分(184)的石脑油和/或来自第一GOHCK馏分(326)的石脑油。

18. 如权利要求16所述的系统,其中所述热解汽油加氢处理区(600)可操作以产生C5物流(606),和其中所述MFSC区(230)可操作以接收和热裂解所述C5物流(606)。

19. 如权利要求16所述的系统,其中ADU(110)还可操作以接收和分离来自所述第一DHP馏分(184)的石脑油和/或来自第一GOHCK馏分(326)的石脑油。

20. 如权利要求16所述的系统,其中ADU(110)可操作以分离附加ADU馏分(126),所述附加ADU馏分(126)包含比第二ADU馏分(122)重和比第三ADU馏分(114)轻的重质AGO,和其中GOHCK区可操作以接收和转化所述附加ADU馏分。

21. 如权利要求16所述的系统,其中ADU(110)可操作以分离附加ADU馏分(126),所述附加ADU馏分(126)包含比第二ADU馏分(122)重和比第三ADU馏分(114)轻的重质AGO,和其中GOSC区可操作以接收和热裂解所述附加ADU馏分。

22. 如权利要求16所述的系统,其中ADU(110)可操作以分离附加ADU馏分(116),所述附加ADU馏分(116)包含比第一ADU馏分(136)重和比第二ADU馏分(122)轻的煤油,和其中所述系统还包括煤油脱硫区(170),其可操作以接收和处理所述附加ADU馏分。

23. 如权利要求22所述的系统,其中ADU(110)可操作以分离附加ADU馏分(126),所述附加ADU馏分(126)包含比第二ADU馏分(122)重和比第三ADU馏分(114)轻的重质AGO,和其中GOSC区可操作以接收和热裂解所述附加ADU馏分,或者其中GOHCK区可操作以接收和转化所述附加ADU馏分。

24. 如权利要求16-23中任一项所述的系统,还包括:

烯烃回收区(270),其可操作以接收和分离所述混合产物流(232,252),以得到燃料气体物流(208)、乙烯物流(202)、混合C3物流(286)和混合C4物流(206);和

C4蒸馏单元(520),其可操作以接收和分离由所述混合产物流回收的部分C4,以得到烯烃物流(522)和非烯烃物流(524)。

25. 如权利要求24所述的系统,其中MFSC区(230)可操作以接收和热裂解所述非烯烃物流(524)。

26. 如权利要求24所述的系统,还包括混合丁醇生产区(550),其可操作以接收和转化来自C4蒸馏单元(520)的丁烯混合物(552),以得到混合的丁醇产物物流(554)。

27. 如权利要求24所述的系统,还包括复分解反应区(530),其可操作以接收和转化全部或部分C5物流(606),以得到丙烯物流(534)和C4/C5提余液物流(538),和其中MFSC区可操作以接收和热裂解所述C4/C5提余液物流(538)。

28. 如权利要求16-23中任一项所述的系统,还包括:

复分解反应区(530),其可操作以接收和转化全部或部分C5物流(606),以得到丙烯物流(534)和C4/C5提余液物流(538);和

混合丁醇生产区(550),其可操作以接收和转化来自C4蒸馏单元(520)的丁烯混合物(552),以得到混合的丁醇产物物流(554)和烷烃物流(556);

其中MFSC区(230)可操作以接收和热裂解非烯烃物流(524)和C4/C5提余液物流(538)。

集成真空瓦斯油加氢裂解和蒸汽裂解的将原油转化为石油化 学品和燃料产品的方法和系统

[0001] 相关申请

[0002] 本申请要求2016年11月21日提交的美国临时专利申请号62/424,883、2017年1月24日提交的美国临时专利申请号62/450,018、2017年1月24日提交的美国临时专利申请号62/450,031、2017年1月24日提交的美国临时专利申请号62/450,043和2017年1月24日提交的美国临时专利申请号62/450,062的优先权，其内容全部以引用的方式整体并入本文中。

背景技术

发明领域

[0003] 本文公开的发明涉及一种用于将原油转化为石油化学品和燃料产品的集成方法和系统。

[0004] 相关技术的描述

[0005] 低级烯烃(即，乙烯、丙烯、丁烯和丁二烯)和芳烃(即，苯、甲苯和二甲苯)是石油化学和化学工业中广泛使用的基础中间体。热裂解或蒸汽热解是通常在存在蒸汽的情况下并且在不存在氧气的情况下用于形成这些材料的主要类型的方法。用于蒸汽热解的典型原料可以包括石油气，诸如乙烷，和馏出物，诸如石脑油、煤油和瓦斯油。这些原料的可用性通常是有有限的并且需要原油精炼厂中的昂贵且能量密集型的工艺步骤。

[0006] 乙烯生产的很大一部分依赖于作为原料的石脑油。然而，重石脑油具有比轻石脑油低的链烷烃含量和比其高的芳烃含量，这使得重石脑油在不进行升级的情况下不太适合作为乙烯生产中的原料。重石脑油可以基于其来源而在总链烷烃和芳烃的量方面变化。链烷烃含量可以在约27%与约70%之间，萘含量可以在约15%与约60%之间内，并且芳烃含量可以在约10%与约36%之间(基于体积)。

[0007] 由于依赖炼油厂副产品作为进料，许多化学品生产商受到来自附近炼油厂的进料的供应和质量的限制。化学品生产商也受到炼油成本高及其相关燃料市场的限制，这可能会对炼油厂来源的进料的经济价值产生负面影响。汽车和卡车的较高全球燃料效率标准将降低燃料需求并使炼油厂利润率变窄，并且可能使燃料和化学品供应和/或市场的经济性复杂化。

[0008] 本领域仍然需要用于将原油转化为基础化学中间体如低级烯烃和芳烃的改善的方法。另外，本领域仍然需要在规模经济的更大杠杆下提供生产价值更高的化学品的机会的新方法。

发明内容

[0009] 根据一个或多个实施方案，本发明涉及一种用于由原油进料生产石油化学品和燃料产品的集成方法。所述集成方法包括初始分离步骤，以在常压蒸馏区中从原油进料分离至少：包含直馏石脑油和较轻组分的馏分、一种或多种中间馏出物馏分和常压渣油馏分。真

空瓦斯油馏分在真空蒸馏区中从所述常压渣油馏分中分离。在馏出物加氢处理(“DHP”)区,诸如柴油氢化处理器中,处理中间馏出物的至少一部分以生产石脑油馏分和柴油燃料馏分。真空瓦斯油馏分(和任选地常压瓦斯油馏分的全部或一部分,或常压重瓦斯油馏分的全部或一部分)在瓦斯油加氢裂解区中处理。未转化的油在瓦斯油蒸汽裂解区中处理。来自常压蒸馏的具有直馏石脑油和较轻组分的一种或多种馏分以及芳烃提取区提余液在混合进料蒸汽裂解区中处理。来自混合进料蒸汽裂解区和瓦斯油蒸汽裂解区的产物包括包含H₂、甲烷、乙烷、乙烯、混合C3和混合C4的一种或多种混合产物流;一种或多种热解汽油流;和一种或多种热解油流。

[0010] 从一种或多种混合产物流C3和混合C4中回收石油化学品乙烯、丙烯和丁烯。使乙烷和非烯烃C3再循环到混合进料蒸汽裂解区,并使非烯烃C4再循环到混合进料蒸汽裂解区或单独的处理区以生产额外的石油化学品。热解汽油在py-gas加氢处理区中处理以生产氢化处理的热解汽油。将氢化处理的热解汽油导引到芳烃提取区以回收芳族产品和芳烃提取区提余液,使芳烃提取区提余液再循环到混合进料蒸汽裂解区。

[0011] 以下详细讨论了又其他方面、实施方案以及这些示例性方面和实施方案的优点。此外,应该理解,上述信息和以下详述都仅是各种方面和实施方案的说明性实例,并且旨在提供用于理解要求保护权利的方面和实施方案的性质和特征的概观或框架。包括所附附图以便为各种方面和实施方案提供说明和进一步的理解,并且并入本说明书中并构成本说明书的一部分。附图与说明书的剩余部分一起用来解释所描述且要求保护权利的方面和实施方案的原理和操作。

附图说明

[0012] 下面并参考附图更详细地描述本发明,其中相同或相似的元件用相同的标号表示,并且其中:

[0013] 图1示意性地描绘在用于生产石油化学品和燃料产品的方法的实施方案中蒸汽裂解器复合体上游的操作;

[0014] 图2示意性地描绘在用于生产石油化学品和燃料产品的方法的实施方案中蒸汽裂解器复合体下游且包括蒸汽裂解器复合体的操作;

[0015] 图3示意性地描绘在集成复分解的用于生产石油化学品的方法的实施方案中蒸汽裂解器复合体下游且包括蒸汽裂解器复合体的操作;

[0016] 图4示意性地描绘在集成混合丁醇生产的用于生产石油化学品和燃料产品的方法的实施方案中蒸汽裂解器复合体下游且包括蒸汽裂解器复合体的操作;

[0017] 图5示意性地描绘在集成复分解和混合丁醇生产的用于生产石油化学品和燃料产品的方法的实施方案中蒸汽裂解器复合体下游且包括蒸汽裂解器复合体的操作;

[0018] 图6示意性地描绘在用于生产石油化学品和燃料产品的方法的另外实施方案中蒸汽裂解器复合体上游的操作;

[0019] 图7示意性地描绘单个反应器加氢裂解区;

[0020] 图8示意性地描绘具有再循环的串流加氢裂解区;

[0021] 图9示意性地描绘具有再循环的两段加氢裂解区;

[0022] 图10示意性地描绘在用于生产石油化学品和燃料产品的方法的另外实施方案中

蒸汽裂解器复合体下游且包括蒸汽裂解器复合体的操作；

[0023] 图11示意性地描绘在集成复分解的用于生产石油化学品和燃料产品的方法的另外实施方案中的操作；以及

[0024] 图12和图13示意性地描绘在用于生产石油化学品和燃料产品的方法的又另外实施方案中蒸汽裂解器复合体上游的操作。

发明内容

[0025] 公开能够用多个处理单元以集成方式将原油进料转化为石油化学品的工艺方案配置。这些设计利用最少的资本支出以为蒸汽裂解器复合体准备合适的原料。将原油转化为包括烯烃和芳烃的石油化学产品和燃料产品的集成方法包括混合进料蒸汽裂解和瓦斯油蒸汽裂解。混合进料蒸汽裂解器的进料包括来自界区内的加氢处理区的轻产物和石脑油、来自C3和C4烯烃回收步骤的再循环流以及来自界区内的热解汽油芳烃提取区的提余液。瓦斯油蒸汽裂解器的进料包括来自真空瓦斯油氢化处理的未转化的油中间体。

[0026] 关于特定物流或多个物流的短语“主要部分”意指至少约50重量%且至多100重量%，或另一指定单位的相同值。

[0027] 关于特定物流或多个物流的短语“显著部分”意指至少约75重量%且至多100重量%，或另一指定单位的相同值。

[0028] 关于特定物流或多个物流的短语“实质部分”意指至少约90重量%、95重量%、98重量%或99重量%且至多100重量%，或另一指定单位的相同值。

[0029] 关于特定物流或多个物流的短语“次要部分”意指约1重量%、2重量%、4重量%或10重量%，至多约20重量%、30重量%、40重量%或50重量%，或另一指定单位的相同值。

[0030] 如本文所用的术语“原油”是指以未精制形式从地质地层中提取的石油。适合作为本文的方法的源材料的原油包括阿拉伯重油(Arabian Heavy)、阿拉伯轻油(Arabian Light)、阿拉伯超轻油(Arabian Extra Light)、其他海湾原油(Gulf crude)、布伦特原油(Brent)、北海原油、北非和西非原油、印度尼西亚、中国原油或其混合物。原油石油混合物可以是全范围原油或拔顶原油。如本文所用，“原油”还指经历一些预处理如水-油分离；和/或油-气分离；和/或脱盐；和/或稳定化的混合物。在某些实施方案中，原油是指具有大于或等于约20°、30°、32°、34°、36°、38°、40°、42°或44°的API比重(ASTM D287标准)的任何这种混合物。

[0031] 如本文所用的首字母缩略词“AXL”是指阿拉伯超轻原油，其特征在于API比重大于或等于约38°、40°、42°或44°，并且在某些实施方案中，在约38°-46°、38°-44°、38°-42°、38°-40.5°、39°-46°、39°-44°、39°-42°或39°-40.5°的范围内。

[0032] 如本文所用的首字母缩略词“AL”是指阿拉伯轻原油，其特征在于API比重大于或等于约30°、32°、34°、36°或38°，并且在某些实施方案中，在约30°-38°、30°-36°、30°-35°、32°-38°、32°-36°、32°-35°、33°-38°、33°-36°或33°-35°的范围内。

[0033] 如本文所用的首字母缩略词“LPG”是指术语“液化石油气”的众所周知的首字母缩略词，并且通常是C3-C4烃的混合物。在某些实施方案中，这些也称为“轻馏分。”

[0034] 如本文所用的术语“石脑油”是指沸点在约20-205、20-193、20-190、20-180、20-170、32-205、32-193、32-190、32-180、32-170、36-205、36-193、36-190、36-180或36-170°C的范围内的烃。

[0035] 如本文所用的术语“轻石脑油”是指沸点在约20-110、20-100、20-90、20-88、32-110、32-100、32-90、32-88、36-110、36-100、36-90或36-88°C的范围内的烃。

[0036] 如本文所用的术语“重石脑油”是指沸点在约90-205、90-193、90-190、90-180、90-170、93-205、93-193、93-190、93-180、93-170、100-205、100-193、100-190、100-180、100-170、110-205、110-193、110-190、110-180或110-170°C的范围内的烃。

[0037] 在某些实施方案中,石脑油、轻石脑油和/或重石脑油是指通过原油蒸馏或如本文所述的中间精炼方法的蒸馏获得的这种石油馏分。

[0038] 修饰术语“直馏”在本文中使用,具有其众所周知的含义,即描述直接来源于常压蒸馏单元的馏分,其任选地经受蒸汔汽提而无需其他精炼处理如加氢处理、流体催化裂解或蒸汽裂解。其实例是“直馏石脑油”及其首字母缩略词“SRN”,其相应地指上面定义的“石脑油”,其直接来源于常压蒸馏单元,任选地经受蒸汔汽提,这是众所周知的。

[0039] 如本文所用的术语“煤油”是指沸点在约170-280、170-270、170-260、180-280、180-270、180-260、190-280、190-270、190-260、193-280、193-270或193-260°C的范围内的烃。

[0040] 如本文所用的术语“轻煤油”是指沸点在约170-250、170-235、170-230、170-225、180-250、180-235、180-230、180-225、190-250、190-235、190-230或190-225°C的范围内的烃

[0041] 如本文所用的术语“重煤油”是指沸点在约225-280、225-270、225-260、230-280、230-270、230-260、235-280、235-270、235-260或250-280°C的范围内的烃。

[0042] 如本文所用的术语“常压瓦斯油”及其首字母缩略词“AGO”是指沸点在约250-370、250-360、250-340、250-320、260-370、260-360、260-340、260-320、270-370、270-360、270-340或270-320°C的范围内的烃。

[0043] 如本文在某些实施方案中使用的术语“常压重瓦斯油”及其首字母缩略词“H-AGO”是指AGO沸程内的烃的最重馏分,所述AGO沸程包括3-30°C的上限范围(例如对于具有约250-360°C的范围的AGO,H-AGO的范围包括约330-357°C的初沸点和约360°C的终沸点)。

[0044] 如本文在某些实施方案中结合H-AGO使用的术语“中常压瓦斯油”及其首字母缩略词“M-AGO”是指除去H-AGO后的剩余AGO,即排除约3-30°C上限范围的AGO沸程中的烃(例如,对于具有约250-360°C范围的AGO,M-AGO的范围包括约250°C的初沸点和约330-357°C的终沸点)。

[0045] 在某些实施方案中,术语“柴油”结合来自常压蒸馏单元的直馏馏分使用。在使用该术语的实施方案中,柴油馏分是指中等AGO范围的烃,并且在某些实施方案中,还与重煤油范围的烃组合。

[0046] 如本文所用的术语“常压渣油”及其首字母缩略词“AR”是指具有对应于AGO范围的烃的终点的初沸点且具有基于原油进料的特征的终点的底部烃。

[0047] 如本文所用的术语“真空瓦斯油”及其首字母缩略词“VGO”是指沸点在约370-550、370-540、370-530、370-510、400-550、400-540、400-530、400-510、420-550、420-540、420-530或420-510°C的范围内的烃。

[0048] 如本文所用的术语“轻真空瓦斯油”及其首字母缩略词“LVGO”是指沸点在约370-425、370-415、370-405、370-395、380-425、390-425或400-425°C的范围内的烃。

[0049] 如本文所用的术语“重真空瓦斯油”及其首字母缩略词“HVG0”是指沸点在约425-550、425-540、425-530、425-510、450-550、450-540、450-530或450-510°C的范围内的烃。

[0050] 如本文所用的术语“真空渣油”及其首字母缩略词“VR”是指具有对应于VGO范围的烃的终点的初沸点且具有基于原油进料的特征的终点的底部烃。

[0051] 术语“燃料”是指用作能量载体的原油衍生的产品。通常由炼油厂生产的燃料包括但不限于汽油、喷气燃料、柴油燃料、燃料油和石油焦炭。与作为明确定义的化合物的集合的石油化学品不同,燃料通常是不同烃化合物的复杂混合物。

[0052] 术语“煤油燃料”或“煤油燃料产品”是指用作能量载体的燃料产品,诸如喷气燃料或其他煤油范围燃料产品(以及用于生产这种喷气燃料或其他煤油范围燃料产品的前体)。煤油燃料包括但不限于满足Jet A或Jet A-1喷气燃料规格的煤油燃料产品。

[0053] 术语“柴油燃料”和“柴油燃料产品”是指用作适合压燃式发动机的能量载体的燃料产品(以及用于生产这种燃料产品的前体)。柴油燃料包括但不限于符合Euro V柴油标准的超低硫柴油。

[0054] 术语“芳族烃”或“芳烃”在本领域中是众所周知的。因此,术语“芳族烃”涉及稳定性(由于离域)显著大于假设的局域结构(例如,克库勒结构)的环状共轭烃。用于确定给定烃的芳香性的最常用方法是观察在其¹H NMR光谱中的横向性,例如存在苯环质子的在7.2ppm至7.3ppm范围内的化学位移。

[0055] 术语“环烷烃(naphthenic hydrocarbon)”或“环烷”或“环烷烃(cycloalkane)”在本文中使用,其具有确立的含义,且因此涉及在其分子的化学结构中具有一个或多个碳原子环的烷烃类型。

[0056] 术语“野生石脑油”在本文中用于指来源于加氢处理单元如馏出物加氢处理单元、柴油加氢处理单元和/或瓦斯油加氢处理单元的石脑油产物。

[0057] 术语“未转化的油”及其首字母缩略词“UCO”在本文中使用,其具有其已知含义,并且是指具有低氮、硫和镍含量且包括具有对应于AGO范围的烃的终点的初沸点的烃的来自加氢裂解器的高级链烷烃馏分,在某些实施方案中,所述初沸点在约340°C至370°C的范围内,例如为约340°C、360°C或370°C,并且终点在约510°C至560°C的范围内,例如为约540°C、550°C或560°C。UCO在业内也被包括“蜡油”的其他同义词所知。

[0058] 术语“C#烃”或“C#”在本文中使用,其具有其众所周知的含义,也就是说,其中“#”是整数值,并且意指具有该碳原子值的烃。术语“C#+烃”或“C#+”是指具有该值或更多个碳原子的烃。术语“C#-烃”或“C#-”是指具有该值或更少个碳原子的烃。类似地,还列出了范围,例如,C1-C3意指包含C1、C2和C3的混合物。

[0059] 术语“石油化学品”或“石油化学产品”是指衍生自不作为燃料使用的原油的化学产品。石油化学产品包括烯烃和芳烃,其用作生产化学品和聚合物的基本原料。典型的烯烃石油化学产品包括但不限于乙烯、丙烯、丁二烯、1-丁烯、异丁烯、异戊二烯、环戊二烯和苯乙烯。典型的芳族石油化学产品包括但不限于苯、甲苯、二甲苯和乙苯。

[0060] 术语“烯烃”在本文中使用,其具有其众所周知的含义,即含有至少一个碳-碳双键的不饱和烃。以复数形式,术语“烯烃”意指包含两种或更多种含有至少一个碳-碳双键的不饱和烃的混合物。在某些实施方案中,术语“烯烃”涉及包含乙烯、丙烯、丁二烯、1-丁烯、异丁烯、异戊二烯和环戊二烯中的两种或更多种的混合物。

- [0061] 如本文所用的术语“BTX”是指苯、甲苯和二甲苯的众所周知的首字母缩略词。
- [0062] 术语“补给氢气”在本文中结合加氢处理区使用以指所述区的氢气需求超过来自常规集成的分离容器的再循环；在某些实施方案中，如本文所用，在任何给定的加氢处理区或区内的反应器中的补给氢气的全部或一部分是来源于集成方法和系统中的一个或多个蒸汽裂解区的气体。
- [0063] 如本文所用的术语“原油转化为化学品”是指原油转化为石油化学品，所述石油化学品包括但不限于低级烯烃，诸如乙烯、丙烯、丁烯（包括异丁烯）、丁二烯、MTBE、丁醇、苯、乙苯、甲苯、二甲苯以及前述的衍生物。
- [0064] 如本文所用的术语“原油到化学品的转化率”是指脱盐前流入的原油与石油化学品的质量比。
- [0065] 术语“粗C4”是指来自蒸汽裂解区的混合C4流出物。
- [0066] 术语“C4提余液1”或“C4 Raff-1”是指离开丁二烯提取单元的混合C4流，即除丁二烯外的来自粗C4的混合C4。
- [0067] 术语“C4提余液2”或“C4 Raff-2”是指离开MTBE单元的混合C4流，即除丁二烯和异丁烯外的来自粗C4的混合C4。
- [0068] 术语“C4提余液3”或“C4 Raff-3”是指离开C4蒸馏单元的混合C4流，即除丁二烯、异丁烯和1-丁烷外的来自粗C4的混合C4。
- [0069] 术语“热解汽油”及其缩写形式“py-gas”在本文中使用，其具有其众所周知的含义，即C5至C9范围内的热裂解产物，例如具有约204.4°C (400°F)，在某些实施方案中高达约148.9°C (300°F)的终沸点。
- [0070] 术语“热解油”及其缩写形式“py-oil”在本文中使用，其具有其众所周知的含义，即来源于蒸汽裂解的重油馏分C10+。
- [0071] 如本文在某些实施方案中使用的术语“轻热解油”及其首字母缩略词“LPO”是指具有约440°C、450°C、460°C或470°C的终沸点的热解油。
- [0072] 如本文在某些实施方案中使用的术语“重热解油”及其首字母缩略词“HPO”是指具有约440°C、450°C、460°C或470°C的初沸点的热解油。
- [0073] 通常，用于由原油进料生产石油化学品和燃料产品的集成方法包括在常压蒸馏区中自原油进料分离至少：包含直馏石脑油的第一常压蒸馏区馏分；包含中间馏出物的至少一部分的第二常压蒸馏区馏分；和包含常压渣油的第三常压蒸馏区馏分的初始分离步骤。在真空蒸馏区中包含真空瓦斯油的第一真空蒸馏区馏分与第三常压蒸馏区馏分分离。在馏出物加氢处理（“DHP”）区如柴油氢化处理器中，处理来自第二常压蒸馏区馏分的至少一部分以生产至少第一DHP馏分和第二DHP馏分，其中第一DHP馏分包含石脑油，并且第二DHP馏分用于柴油燃料生产。第一真空蒸馏区馏分（和任选地常压瓦斯油馏分的全部或一部分，或常压重瓦斯油馏分的全部或一部分）在瓦斯油加氢裂解区中处理以生产石脑油、中间馏出物和未转化的油。未转化的油在瓦斯油蒸汽裂解区中处理。
- [0074] 至少第一常压蒸馏区馏分和来自芳烃提取区的热解汽油提余液在混合进料蒸汽裂解区中处理。来自混合进料蒸汽裂解区和瓦斯油蒸汽裂解区的产物包括包含H₂、甲烷、乙烷、乙烯、混合C3和混合C4的一种或多种混合产物流；一种或多种热解汽油流；和一种或多种热解油流。

[0075] 从一种或多种混合产物流C3和混合C4中回收石油化学品乙烯、丙烯和丁烯。使乙烷和非烯烃C3再循环到混合进料蒸汽裂解区，并使非烯烃C4再循环到混合进料蒸汽裂解区或单独的处理区以生产额外的石油化学品。热解汽油在py-gas加氢处理区中处理以生产氢化处理的热解汽油。将氢化处理的热解汽油导引到芳烃提取区以回收芳族产品和芳烃提取区提余液，使芳烃提取区提余液再循环到混合进料蒸汽裂解区。

[0076] 回收乙烷和非烯烃C3和C4，使乙烷和非烯烃C3再循环到蒸汽裂解复合体中，且使非烯烃C4再循环到蒸汽裂解复合体中或将其通到单独的处理区以生产额外的石油化学品如丙烯和/或混合丁醇液体。在py-gas加氢处理区中处理热解汽油以生产氢化处理的热解汽油，将其导引到芳烃提取复合体以回收芳族石油化学品和提余液，所述提余液包括再循环至蒸汽裂解复合体的热解汽油提余液。

[0077] 图1和图2示意性地描绘用于将原油转化为石油化学品和燃料产品的方法和系统的实施方案，包括混合进料蒸汽裂解区和瓦斯油蒸汽裂解区。通常，图1显示混合进料蒸汽裂解区（“MFSC”）230和瓦斯油蒸汽裂解区250上游的操作，而图2显示原油转化区下游且包括混合进料蒸汽裂解区230和瓦斯油蒸汽裂解区250的操作。

[0078] 为简单起见，混合进料蒸汽裂解区和瓦斯油蒸汽裂解区在图2、图3、图4和图5中的单个示意性方框230/250中示出。

[0079] 在本文的描述中，混合进料蒸汽裂解区230和瓦斯油蒸汽裂解区250在某些情况下统称为“蒸汽裂解器复合体”230/250，尽管本领域普通技术人员将理解不同的蒸汽裂解区含有不同的熔炉和相关的交换器，将每个熔炉的某些产物组合用于进一步的下游操作。在某些实施方案中，可以组合骤冷系统和分馏单元。在额外的实施方案中，单独的骤冷系统和分馏单元可以用于混合进料蒸汽裂解区230和瓦斯油蒸汽裂解区250中的每一个。

[0080] 参考图1，原油进料102，在某些实施方案中AXL或AL，在原油复合体100中分离成馏分，原油复合体100通常包括常压蒸馏区（“ADU”）110、饱和气体设备150和真空蒸馏区（“VDU”）160。原油进料102，在某些实施方案中已除去LPG和轻石脑油，在常压蒸馏区110中分离成馏分。如图1所示，将轻产物，例如具有少于6个碳的轻烃，通到混合进料蒸汽裂解区230。特别地讲，包括乙烷、丙烷和丁烷的C2-C4烃152经由饱和气体设备150自来自常压蒸馏区110的轻馏分和LPG 112中分离。任选地，将其他轻产物导引到饱和气体设备150，其以虚线显示为物流156，诸如来自集成系统内的炼油厂单元的轻气体，并且在某些实施方案中，来自界区外的轻气体。将分离的C2-C4烃152导引到混合进料蒸汽裂解区230。将来自饱和气体设备150的废气154和来自混合进料蒸汽裂解区230和瓦斯油蒸汽裂解区250的废气208除去并如通常已知来回收，例如贡献给燃料气体（“FG”）系统。

[0081] 将来自常压蒸馏区110的直馏石脑油136通到混合进料蒸汽裂解区230。在某些实施方案中，将直馏石脑油136的全部、实质部分或显著部分导引到混合进料蒸汽裂解区230。可以将剩余石脑油（如果有的话）添加到汽油池中。另外，在某些实施方案中，直馏石脑油流136含有来自如本文所述的其他来源的石脑油，且有时称为野生石脑油，例如，来自集成馏出物、瓦斯油和/或渣油加氢处理单元中的一个或多个的石脑油范围的烃。

[0082] 中间馏出物用于生产柴油和/或煤油，以及混合进料蒸汽裂解区230的额外进料。在图1所示的实施方案中，处理至少三种不同的中间馏出物馏分用于生产燃料产品和石油化学品（通过蒸汽裂解器）。在使用图1中所示的布置的一个实例中，第一常压蒸馏区中间馏

出物馏分116,在某些实施方案中称为煤油馏分,含有轻煤油范围的烃,第二常压蒸馏区中间馏出物馏分122,在某些实施方案中称为柴油馏分,含有重煤油范围的烃和中等AGO范围的烃,并且第三常压蒸馏区中间馏出物馏分126,在某些实施方案中称为常压瓦斯油馏分,含有重AGO范围的烃。在使用图1中所示的布置的另一实例中,第一中间馏出物馏分116含有煤油范围的烃,第二中间馏出物馏分122含有中等AGO范围的烃,并且第三中间馏出物馏分126含有重AGO范围的烃。在使用图1中所示的布置的另一实例中,第一中间馏出物馏分116含有轻煤油范围的烃和一部分重煤油范围的烃,第二中间馏出物馏分122含有一部分重煤油范围的烃和一部分中等AGO范围的烃,并且第三中间馏出物馏分126含有一部分中等AGO范围的烃和重AGO范围的烃。

[0083] 例如,第一中间馏出物馏分116可以在煤油脱硫过程170中处理以生产煤油燃料产品172,例如符合Jet A或Jet A-1规格的喷气燃料,以及任选的其他燃料产品(未示出)。在本文的某些实施方案中,第一中间馏出物馏分116的全部或一部分不用于燃料生产,而是用作馏出物加氢处理的进料,以生产混合进料蒸汽裂解区230的额外进料。

[0084] 第二中间馏出物馏分122在馏出物加氢处理区如柴油氢化处理区180中处理,以生产野生石脑油184和例如符合Euro V柴油标准的柴油燃料馏分182。在额外的实施方案中,第一中间馏出物馏分116的全部或一部分可以与第二中间馏出物馏分122一起处理,如虚线所指示。

[0085] 将野生石脑油184的全部或一部分导引到混合进料蒸汽裂解区230;可以将没有通到混合进料蒸汽裂解区230的任何部分导引到汽油池。在某些实施方案中,将野生石脑油184单独或与来自集成方法内的其他野生石脑油馏分组合地导引通过原油复合体100。在导引野生石脑油184通过原油复合体100的实施方案中,在真空瓦斯油加氢处理区中生产的液化石油气的全部或一部分可以与野生石脑油一起传送。在某些实施方案中,将野生石脑油184的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到混合进料蒸汽裂解区230(直接或通过原油复合体100)。

[0086] 在某些实施方案(如虚线所指示)中,第三中间馏出物馏分126的全部、实质部分、显著部分或主要部分与真空瓦斯油流162组合导引到真空瓦斯油加氢处理区;可以将未通到真空瓦斯油加氢处理区的任何部分导引到瓦斯油蒸汽裂解区250,而不进行加氢处理。在另外的实施方案(如虚线所指示)中,将第三中间馏出物馏分126的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到瓦斯油蒸汽裂解区250,而不进行加氢处理,并且可以将未通到瓦斯油蒸汽裂解区250的任何部分导引到真空瓦斯油加氢处理区。

[0087] 来自常压蒸馏区110的常压渣油馏分114在真空蒸馏区160中进一步分离。将来自真空蒸馏区160的真空瓦斯油162导引到真空瓦斯油加氢裂解区320。在某些实施方案中,真空瓦斯油162可以绕过真空瓦斯油加氢裂解区320且被导引到瓦斯油蒸汽裂解区250(未示出)。可以将来自真空蒸馏区160的最重馏分168,真空渣油,送到燃料油("FO")池中或任选地在如虚线所示的渣油处理区800中处理。在某些实施方案中,常压渣油馏分114的次要部分可以绕过真空蒸馏区160(未示出)并且将其导引到任选的渣油处理区800和/或瓦斯油蒸汽裂解区250(未示出)。

[0088] 真空瓦斯油加氢裂解区320可以在温和、中等或苛刻的加氢裂解条件下操作,并且通常生产加氢裂解的石脑油馏分326、柴油燃料馏分322和未转化的油馏分324。柴油燃料馏

分322作为例如符合EuroV柴油标准的燃料回收，并且可以与来自柴油氢化处理区180的柴油燃料馏分182组合。在某些实施方案中，将总真空瓦斯油162的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到真空瓦斯油加氢裂解区320。可以将剩余部分（如果有的话）直接导引到瓦斯油蒸汽裂解区250，绕过真空瓦斯油加氢裂解区。除了真空瓦斯油和任选的常压瓦斯油之外，在某些实施方案中，加氢裂解区320还可以处理来自任选的真空渣油处理区800的常压和/或真空瓦斯油范围的产物。

[0089] 将来自真空瓦斯油加氢裂解区320的加氢裂解的石脑油馏分326的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到混合进料蒸汽裂解区230。可以将剩余野生石脑油（如果有的话）添加到汽油池中。在某些实施方案中，将石脑油馏分326导引通过原油复合体100。在将加氢裂解的石脑油馏分326导引通过原油复合体100的实施方案中，可以将瓦斯油加氢裂解区320中生产的液化石油气的全部或一部分与加氢裂解的石脑油馏分326一起传送。

[0090] 将来自真空瓦斯油加氢裂解区320的未转化的油馏分324的全部、实质部分或显著部分导引到瓦斯油蒸汽裂解区250。可以使剩余部分（如果有的话）再循环并裂解到消失和/或从系统中排出和/或通到任选的真空渣油处理区。

[0091] 在某些实施方案中，将来自真空蒸馏区160的真空渣油馏分168的至少主要部分通到任选的真空渣油处理区800。在某些实施方案中，将总真空渣油168的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到任选的真空渣油处理区800。将剩余部分（如果有的话）导引到燃料油池（未示出）。另外，在某些实施方案中，常压渣油馏分114的次要部分可以绕过真空蒸馏区160（未示出）并且将其导引到任选的真空渣油处理区800。在某些实施方案中，来自蒸汽裂解器复合体的热解油流218的全部或一部分，例如，显示为物流902，可以在任选的真空渣油处理区800中处理。

[0092] 参考图2，混合进料蒸汽裂解区230和瓦斯油蒸汽裂解区250操作用以将其各自的进料转化为乙烯202、丙烯204、混合C4 206、热解汽油212、热解油218以及可以通到集成燃料气体系统的废气208。此外，氢气210从裂解产物中回收，并且可以使其再循环到界区内的氢用户处。未示出乙烷和丙烷再循环，其在蒸汽裂解操作中是典型的，但是应当理解，在某些实施方案中，可以将乙烷和丙烷的全部或一部分转向。在某些实施方案中，使乙烷的全部、实质部分、显著部分或主要部分再循环到混合进料蒸汽裂解区230，并且丙烷的全部、实质部分、显著部分或主要部分是混合进料蒸汽裂解区230。在某些实施方案中，供给集成方法和系统中的所有氢用户的氢气来源于从裂解产物中回收的氢气210，并且一旦该方法已经完成启动并达到平衡，则不需要外部氢气。在另外的实施方案中，可以回收过量的氢气。

[0093] 为简单起见，未示出烯烃回收系列中的操作，但是它们是众所周知的并且被认为是如本文关于图2、图3、图4和图5所述的混合进料蒸汽裂解区230和瓦斯油蒸汽裂解区250的一部分。

[0094] 将称为粗C4的来自蒸汽裂解器复合体230/250的含有C4混合物的混合C4流206导引到丁二烯提取单元500，以回收高纯度的1,3-丁二烯产物502。将含有丁烷和丁烯的第一提余液504（“C4-Raff-1”）通到选择性氢化单元（“SHU”）和甲基叔丁基醚（“MTBE”）单元，SHU和MTBE区510，其中其与来自外部界区的高纯度新鲜甲醇512混合以生产甲基叔丁基醚514。

[0095] 将来自SHU和MTBE区510的第二提余液516（“C4 Raff-2”）导引到C4蒸馏单元520，以分离成1-丁烯产物流522和含有残余C4的烷烃流524（第三提余液“C4-Raff-3”），使烷烃

流524的全部、实质部分、显著部分或主要部分再循环到混合进料蒸汽裂解区230,尽管可以理解,在某些实施方案中,可以将残余C4的全部或一部分转向。乙烯202、丙烯204和混合C4流206的分离在用于分离蒸汽裂解区流出物的已知分离步骤的合适布置中进行,所述布置包括一个或多个压缩工段、脱丙烷塔、脱丁烷塔、脱甲烷塔和脱乙烷塔。

[0096] 将来自蒸汽裂解器复合体230/250的热解汽油212的全部、实质部分或显著部分进料到py-gas氢化处理和回收中心600/620。在某些实施方案中,从未处理的热解汽油中回收选择的具有5至12个碳的烃,然后将剩余部分氢化处理以用于芳烃回收。在py-gas氢化处理单元中,使热解汽油中的二烯烃和烯烃饱和。

[0097] 将来自py-gas氢化处理单元的氢化处理的热解汽油(在某些实施方案中,C5被除去并代替来自芳烃提取区620的C5或与其结合再循环到混合进料蒸汽裂解区230)导引到芳烃提取区620。为简单起见,在图2、图3、图4和图5中以单个示意性方框600/620示出py-gas氢化处理区600和芳烃提取区620。

[0098] 芳烃提取区620例如包括一个或多个提取蒸馏单元,并操作用以将氢化处理的热解汽油分离成含有高纯度苯、甲苯、二甲苯和C9芳烃的芳烃流622,将其回收用于化学品市场。使C5提余液606和非芳烃646(例如,C6-C9)再循环到混合进料蒸汽裂解区230。在某些实施方案中,将C5提余液606的全部、实质部分或显著部分和非芳烃646通到混合进料蒸汽裂解区230。重芳烃流642(例如,C10-C12)可以用作芳族溶剂、辛烷值增强添加剂或作为燃料油池中的分馏器原料。在某些实施方案中,可以回收乙苯628。

[0099] 在某些实施方案中,可以将热解油218调和到燃料油池中。在额外的实施方案中,可以将热解油218分馏(未示出)成轻热解油和重热解油。例如,轻热解油可以与第一中间馏出物流116和/或第二中间馏出物流122调和,以便处理以生产柴油燃料产物和/或混合进料蒸汽裂解区230的额外进料。在另外的实施方案中,衍生自热解油218的轻热解油可以在真空瓦斯油加氢裂解区320中处理。在额外的实施方案中,衍生自热解油218的轻热解油可以调和到燃料油池中。在另外的实施方案中,衍生自热解油218的轻热解可以在渣油处理区800中处理。在某些实施方案中,可以将衍生自热解油218的轻热解油的全部、实质部分、显著部分或主要部分通到柴油氢化处理区180和/或真空瓦斯油加氢裂解区320中的一个或两个;可以将任何剩余部分调和到燃料油池中。可以将重热解油调和到燃料油池中,用作炭黑原料和/或在任选的渣油处理区800中处理。在某些实施方案中,可以将热解油218(轻和重)的全部、实质部分、显著部分或主要部分在任选的渣油处理区800中处理。

[0100] 图3示意性地描绘用于将原油转化为石油化学品和燃料产品的方法和系统的另外实施方案,其中C4和C5烯烃复分解转化以生产额外的丙烯。所述方法如关于图1蒸汽裂解操作上游所述操作。

[0101] 在蒸汽裂解操作的下游,丁二烯提取系列可以任选地以类似于图1中所示第三C4提余液流524自C4蒸馏单元520自转向器(虚线)直接通到混合进料蒸汽裂解区230的方式操作。

[0102] 在复分解操作模式中,将来自C4蒸馏单元520的混合C4提余液流532(“C4 Raff 3”)和来自py-gas氢化处理和回收中心600/620的C5提余液540导引到复分解单元530,以复分解转化为额外的丙烯534。在某些实施方案中,可以将来自py-gas氢化处理器的裂解的C5的全部、实质部分、显著部分或主要部分在芳烃提取之前导引到复分解单元530。如所指出,

可以将乙烯产物202的一部分536导引到复分解单元530。在额外的实施方案中,代替乙烯产物202的部分536或除乙烯产物202的部分536之外,用于复分解单元530的乙烯从复合体界区外部供应。

[0103] 使用复分解单元530实现具有四个碳的各种烯烃和二烯热解化学品的选择性回收以及复分解转化以生产额外的丙烯。使来自复分解单元530的含有主要为饱和的C4/C5的混合物的物流538再循环到混合进料蒸汽裂解单元230。

[0104] 如图2中,在图3的配置中,将来自蒸汽裂解器复合体230/250的热解汽油212导引到py-gas氢化处理和回收中心600/620;回收C6-C9芳烃流622,BTX,用于化学品市场;使C6-C9非芳烃流646再循环到混合进料蒸汽裂解区230;并且回收重芳烃流642(例如,C10-C12产物)。在某些实施方案中,可以回收乙苯628。另外,在复分解操作模式中,将C5提余液导引到复分解单元530,如物流540所示。任选地,使C5提余液经由物流606再循环到混合进料蒸汽裂解区230(如图2的实施方案中),如图3中的虚线所示。在某些实施方案(未示出)中,可以将来自py-gas氢化处理器的裂解的C5的全部或一部分在芳烃提取之前导引到复分解单元530。

[0105] 在图3中描绘的配置中,示出任选的转向器,其以虚线指示为转向器和物流,以绕过复分解转化过程,因此将第三C4提余液流524的全部、实质部分、显著部分或主要部分转向到混合进料蒸汽裂解区230。在复分解模式中,可以将流引导到复分解转化单元530。在另外的可选模式中,可以将第三C4提余液流524引导到混合进料蒸汽裂解区230和复分解转化单元530。以这种方式,生产商可以改变进料的量以定制所需的输出。因此,可以将0-100%的第三C4提余液流524导引到复分解转化单元530,且将剩余部分(如果有的话)引导到混合进料蒸汽裂解区230。例如,可以基于对乙烯的需求、对丙烯的需求和/或根据设计容量操作单元的最小范围来确定所述量。

[0106] 图4示意性地描绘用于将原油转化为石油化学品和燃料产品的方法和系统的另外的实施方案。所述方法如关于图1蒸汽裂解操作上游所述操作。在该实施方案中,提供额外的步骤以将丁烯混合物转化成适合作为汽油调和含氧化合物和用于辛烷值增强的混合丁醇。将丁烯混合物转化为混合丁醇的合适方法描述在共同拥有的专利公开US20160115107A1、US20150225320A1、US20150148572A1、US20130104449A1、US20120245397A1和共同拥有的专利US9447346B2、US9393540B2、US9187388B2、US8558036B2中的一个或多个中,其全部通过引用的方式整体并入本文。在某些实施方案中,集成了称为“SuperButolTM”技术的特别有效的转化方法,其是将丁烯混合物转化为混合丁醇液的一步法。

[0107] 在蒸汽裂解操作的下游,丁二烯提取系列可以任选地以类似于图2中所示物流524自C4蒸馏单元520自转向器(虚线)直接通到混合进料蒸汽裂解区230的方式操作。集成混合丁醇生产区550以选择性回收具有四个碳的各种烯烃和二烯热解化学品,并且在某些处理布置中,使丁醇生产单元(诸如“SuperButolTM”单元)中的那些C4的一部分水合以生产高价值燃料添加剂。

[0108] 例如,混合丁醇生产区550操作用以将来自低价值的炼油厂/石油化学混合烯烃流的丁烯转化为丁醇。丁醇为汽油调和物中的含氧化合物提供一项可选选择。粗C4处理中心550包括例如在一个或多个高压催化反应器中丁烯与丁醇的转化反应,然后从水中重力分

离丁烯和丁醇,随后通过蒸馏从丁烯中分离丁醇产物。处理工段包括丁烯和水补给和再循环、丁醇反应、高压分离、低压分离、脱丁烯器(debutenizer)蒸馏(产物塔)和水蒸馏塔。

[0109] 图4描绘其中将来自C4蒸馏单元520的含有丁烯的C4提余液流552导引到混合丁醇生产区550以将丁烯混合物转化为混合丁醇液554的实施方案。在某些实施方案中,将物流552的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到丁醇生产单元550。使烷烃556再循环到混合进料蒸汽裂解区230。

[0110] 如图1和图2中,在图4的配置中,将来自蒸汽裂解器复合体230/250的裂解汽油212导引到py-gas氢化处理和回收中心600/620;回收C6-C9芳烃流622用于化学品市场,使C5提余液606和非芳烃646(例如,C6-C9)再循环到混合进料蒸汽裂解区230,并且回收重芳烃流642(例如,C10-C12产物)。在某些实施方案中,可以回收乙苯628。

[0111] 在图4中描绘的配置中,示出任选的转向器,其以虚线指示为转向器和物流,以绕过将丁烯混合物转化为混合丁醇的过程,因此将C4 Raff-3 524的全部、实质部分、显著部分或主要部分转向到混合进料蒸汽裂解区230。在混合丁醇液操作模式中,可以将流引导到混合丁醇生产区550,以将丁烯混合物转化为混合丁醇。在另外的可选模式中,可以将C4 Raff-3流524引导到混合进料蒸汽裂解区230和混合丁醇生产区550。以这种方式,生产商可以改变进料的量以定制所需的输出。因此,可以将0-100%的第三C4提余液流524导引到混合丁醇生产区550,且将剩余部分(如果有的话)引导到混合进料蒸汽裂解区230。例如,可以基于对乙烯的需求、对混合丁醇的需求和/或根据设计容量操作单元的最小范围来确定所述量。

[0112] 图5示意性地描绘用于将原油转化为石油化学品和燃料产品的方法和系统的另外的实施方案。在该实施方案中,集成了将C4和C5烯烃的复分解转化以生产额外的丙烯和/或将丁烯混合物转化成适合作为汽油调和含氧化合物和用于辛烷值增强的混合丁醇的一个或多个额外步骤。所述方法如关于图1蒸汽裂解操作上游所述操作。

[0113] 在蒸汽裂解操作的下游,丁二烯提取系列可以任选地以类似于图2中所示物流524自C4蒸馏单元520自转向器(虚线)直接通到混合进料蒸汽裂解区230的方式作为任选的操作模式操作。图5中的配置集成了选择性回收具有四个碳的各种烯烃和二烯热解化学品,复分解转化以生产额外的丙烯,和/或将丁烯混合物转化成适合作为汽油调和含氧化合物和用于辛烷值增强的混合丁醇。

[0114] 图5描绘可以将来自C4蒸馏步骤的含有丁烯的物流552(“C4 Raff-3”)导引到混合丁醇生产区550,以将丁烯混合物转化为混合丁醇液554。使烷烃556再循环到混合进料蒸汽裂解区230。另外,将来自C4蒸馏单元520的富含2-丁烯的提余液-3的一部分532通到复分解单元530,以复分解转化为额外的丙烯534。如所指出,可以将乙烯产物202的一部分536导引到复分解单元530。在额外的实施方案中,代替乙烯产物202的部分536或除乙烯产物202的部分536之外,用于复分解单元530的乙烯从复合体界区外部供应。使来自复分解单元的具有主要为饱和C4/C5的混合物的物流538再循环到混合进料蒸汽裂解区230。

[0115] 如图2中,在图5的配置中,将来自蒸汽裂解器复合体230/250的热解汽油212导引到py-gas氢化处理和回收中心600/620;回收C6-C9芳烃流622,BTX,用于化学品市场;使非芳烃流646(例如,C6-C9)再循环到混合进料蒸汽裂解区230;并且回收重芳烃流642(例如,C10-C12产物)。在某些实施方案中,可以回收乙苯628。如所示可以将提余液流540导引到复

分解单元530,和/或任选地使其再循环到混合进料蒸汽裂解区230,如虚线显示为物流606。在某些实施方案(未示出)中,可以将来自py-gas氢化处理器的裂解的C5的全部或一部分在芳烃提取之前导引到复分解单元530。

[0116] 在图5中描绘的配置中,示出任选的转向器,其以虚线指示为转向器和物流,以绕过复分解转化过程和将丁烯混合物转化为混合丁醇的过程,因此将C4 Raff-3 524的全部、实质部分、显著部分或主要部分转向到混合进料蒸汽裂解区230。还可以提供任选的阀以将C4Raff-3流引导到复分解转化单元530和/或混合丁醇生产区550中的一个或两个,以将丁烯混合物转化成混合丁醇。在另外的可选模式中,可以将C4 Raff-3流524引导到混合进料蒸汽裂解区230、复分解转化单元530(作为物流532)和混合丁醇生产区550(作为物流552)中的每一个。以这种方式,生产商可以改变进料的量以定制所需的输出。因此,可以将第三C4提余液流的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到复分解转化单元530,且将剩余部分(如果有的话)引导到混合进料蒸汽裂解区230和/或混合丁醇生产区550。在某些实施方案中,将第三C4提余液流的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到复分解转化单元530,且将剩余部分(如果有的话)引导到混合进料蒸汽裂解区230。在另外的实施方案中,将第三C4提余液流的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到复分解转化单元530,且将剩余部分(如果有的话)引导到混合丁醇生产区550,用于生产混合丁醇。在另外的实施方案中,将第三C4提余液流的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到混合丁醇生产区550以生产混合丁醇,且将剩余部分(如果有的话)引导到混合进料蒸汽裂解区230和复分解转化单元530两者中。在另外的实施方案中,将第三C4提余液流的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到混合丁醇生产区550以生产混合丁醇,且将剩余部分(如果有的话)引导到混合进料蒸汽裂解区230。在另外的实施方案中,将第三C4提余液流的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到混合丁醇生产区550以生产混合丁醇,且将剩余部分(如果有的话)引导到复分解转化单元530。例如,可以基于对乙烯的需求、对丙烯的需求、对混合丁醇的需求和/或根据设计容量操作单元的最小范围来确定所述量。

[0117] 图6和图10示意性地描绘用于将原油转化为石油化学品和燃料产品的方法和系统的实施方案,包括混合进料蒸汽裂解区230和瓦斯油蒸汽裂解区250。

[0118] 将原油进料102通到原油复合体100,所述原油复合体100通常包括常压蒸馏区110、饱和气体设备150和真空蒸馏区160。常压蒸馏单元和真空蒸馏单元以众所周知的布置使用。

[0119] 通过原油复合体100中的分离由进料102获得的中间流包括:废气154,在原油复合体100内通过饱和气体设备150获得,并且可以将脱硫废气送到燃料气体系统或蒸汽裂解器复合体;轻馏分流152,在原油复合体100内通过饱和气体设备150获得,并且将其通到混合进料蒸汽裂解区230;一个或多个直馏石脑油流,在该实施方案中,轻石脑油流138和重石脑油流140,将其通到混合进料蒸汽裂解区230;第一中间馏出物流116,将其通到煤油脱硫区170,诸如硫醇氧化区;第二中间馏出物流122,将其通到柴油氢化处理区180;第三中间馏出物流126,可以将其通到瓦斯油加氢裂解区320、瓦斯油蒸汽裂解区250或瓦斯油加氢裂解区320和瓦斯油蒸汽裂解区250两者;常压渣油馏分114,将其通到真空蒸馏区160;来自真空蒸馏区160的轻真空瓦斯油流164和重真空瓦斯油流166,将其通到真空瓦斯油加氢裂解区320;和来自真空蒸馏区160的真空渣油流168,可以将其全部或一部分任选地通到渣油处理

区800和/或燃料油池。在某些实施方案中,将第三中间馏出物流126导引到瓦斯油加氢裂解区320和瓦斯油蒸汽裂解区250两者。例如,第三中间馏出物流126可以是来自原油复合体100的常压瓦斯油流的两种单独温度馏分,包括通到瓦斯油加氢裂解区320的重AGO和绕过瓦斯油加氢裂解区320并直接导引到瓦斯油蒸汽裂解区250而不进行加氢裂解的中等AGO(如果不包含在第二中间馏出物馏分122中)。在另一种布置中,第三中间馏出物流126可以基于体积或质量流量例如用分流器分开。

[0120] 来自原油复合体100的中间物流以有效的方式用于本文的集成方法和系统中。轻馏分流152和一种或多种直馏石脑油流,在该实施方案中,轻石脑油138和重石脑油流140作为进料导引到混合进料蒸汽裂解区230,以转化成轻烯烃和其他有价值的石油化学品。直馏石脑油流、轻石脑油138和重石脑油140中的任一种或两种可以在导引到混合进料蒸汽裂解区230之前任选地在侧汽提器中蒸汽汽提。

[0121] 未示出但众所周知的原油复合体的组件可以包括进料/产物和泵循环换热器、原油装料加热器、一个或多个原油塔、产品汽提塔、冷却系统、冷热塔顶鼓系统,包括再接触器和废气压缩机,以及顶部冷凝系统的水洗单元。常压蒸馏区110可以包括众所周知的设计特征。此外,在某些实施方案中,来自常压蒸馏塔的石脑油、煤油和常压瓦斯油产物的全部或一部分在侧汽提塔中蒸汽汽提,并且常压渣油在常压蒸馏塔底部内的尺寸减小的罐区段中蒸汽汽提。

[0122] 常压蒸馏区110的进料主要是原油进料102,尽管应该理解可以将来自柴油氢化处理区180、真空瓦斯油加氢裂解区320,且在某些实施方案中,来自任选的渣油处理区的野生石脑油、LPG和废气流导引到常压蒸馏区110,在其中将其分馏,然后通到裂解复合体。脱盐单元(未示出)通常包括在蒸馏区110的上游。脱盐所需的实质量的水可以自集成方法和系统内的酸性水汽提器中获得。

[0123] 脱盐单元是指用于原油脱盐的众所周知的容器布置,并且如本文所用,操作用以将盐含量降低到目标水平,例如,降低到小于或等于约10wppm、5wppm或3wppm的水平。在某些实施方案中,包括两个或更多个脱盐器以实现小于或等于约3wppm的目标盐含量。

[0124] 在本文的原油复合体100的一个实施方案中,进料102在进入脱盐单元之前预热例如到在约105-165、105-150、105-145、120-165、120-150、120-145、125-165、125-150、125-145的范围内,且在某些实施方案中,约135的温度(°C)。设计合适的脱盐器以在单个工段中将盐去除到约0.00285kg/m³(1磅/1000桶)的典型水平。在某些实施方案中,使用多个预热和脱盐系列。脱盐器操作压力可以基于在脱盐器操作温度下高于原油和水混合物蒸气压的压力裕度以确保例如在约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、3.25-3.65barg的范围内,且在某些实施方案中,约3.45barg的液相操作。

[0125] 常压蒸馏区110可以采用分馏产物和泵循环物以提供足够的热量用于脱盐。在某些实施方案中,脱盐器操作温度可以通过柴油泵循环摇摆换热器来控制。在某些实施方案中,脱盐器盐水在螺旋型换热器中预热脱盐器补给水以使污垢最少化并在将盐水导引到废水系统之前实现相对冷却水的减弱冷却。

[0126] 在某些实施方案中,在进入预闪蒸塔之前将脱盐的原油预热到在约180-201、185-196或189-192的范围内的温度(°C)。预闪蒸塔在原油进入最终预换热器之前从原油中除去

LPG和轻石脑油。预闪蒸塔使预热系列的操作压力最小化,以维持原油炉通过阀的液相操作,并且还减小主要原油塔的必要尺寸。

[0127] 在合适的原油蒸馏系统的一个实例中,在原油进入原油塔的闪蒸区之前,原油炉在处于或低于某一分馏点,例如在约350-370、355-365的范围内或360(680°F)的温度(°C)下蒸发材料。熔炉对于合适的出口温度,例如,约338-362、344-354的范围内或348.9(660°F)的温度(°C)设计。原油塔闪蒸区条件是在约328-374、328-355、337-374、327-355的范围内或346.1(655°F)的温度(°C)和在约1.35-1.70、1.35-1.60、1.44-1.70、1.44-1.60的范围内或1.52的压力(barg)下。

[0128] 在某些实施方案中,原油塔包含59个塔盘并生产六种馏分,其中每种产物的抽出温度如下:轻石脑油,104.4°C(220°F)(塔顶蒸气);重石脑油,160.6°C(321°F)(侧馏分);煤油,205°C(401°F)(侧馏分);柴油,261.7°C(503°F)(侧馏分);AGO,322.2°C(612°F)(侧馏分);常压渣油,340.6°C(645°F)(塔底物)。重石脑油抽出包括相对柴油泵循环物的再沸油侧汽提塔,并控制到185°C(365°F)D86端点。煤油抽出包括在14.54kg/m³(每桶5.1磅蒸汽)下的蒸汽汽提器;抽出速率在后端由冻结点限制。柴油抽出包括在14.54kg/m³(每桶5.1磅蒸汽)下的蒸汽汽提器,并且该抽出控制到360°C(680°F)D86 95%点。AGO抽出包括在14.82kg/m³(每桶5.2磅蒸汽)下的蒸汽汽提器,其设置基于原油计2体积%过闪蒸。原油塔还包含用于顶部物、柴油和AGO的3种泵循环。柴油泵循环为重石脑油汽提塔再沸器和脱丁烷塔再沸器提供热量,同时通过摇摆热控制脱盐器操作温度。常压塔的塔底物流以28.5kg/m³(10磅蒸汽/桶)蒸汽汽提。

[0129] 来自常压蒸馏区110的常压渣油馏分114在真空蒸馏区160中进一步蒸馏,其将常压渣油馏分114分馏成真空瓦斯油馏分,显示为轻真空瓦斯油流164和重真空瓦斯油流166和真空渣油流168。将来自物流164和166的真空瓦斯油导引到真空瓦斯油加氢裂解区320。可以将真空渣油流168导引到燃料油池(诸如高硫燃料油池),或者在某些实施方案中,通到渣油处理区800。

[0130] 真空蒸馏区160可以包括众所周知的设计特征,诸如在减压水平(mm Hg绝对压力)下,例如,在约30-40、32-36的范围内或34下操作,所述压力水平可以通过蒸汽喷射器或机械真空泵维持。可以将真空塔底物骤冷以例如通过在约334-352、334-371、338-352、338-371的范围内或343.3(650°F)的温度(°C)下原油交换而使焦化最少化。真空蒸馏可以在单个工段或多个工段中完成。在某些实施方案中,常压渣油馏分114在直接燃烧炉中加热并在约390-436、390-446、380-436、380-446或400-425的范围内的温度(°C)下装入真空分馏器中。

[0131] 在一个实施方案中,将常压渣油在真空炉中加热到在约399-420、399-430、389-420、389-430的范围内或409.4(769°F)的温度(°C)以实现在约392-412、392-422、382-412、382-422的范围内或401.7(755°F)的温度(°C)和在约30-40、32-36的范围内或34的压力水平(mm Hg绝对压力)的闪蒸区条件。通过从真空渣油中除去轻VGO和重VGO,真空塔设计用于在约524-551、524-565、511-551、511-565的范围内或537.8(1000°F)的理论分馏点温度(°C)。顶部真空系统可以包括两个平行的喷射式喷射器系列,每个喷射器包括三个喷嘴。在最后工段使用普通的真空泵。在一个实施方案中,真空塔的尺寸设定成使得洗涤区底部具有0.35C-因子和约14.681pm/m²(0.3gpm/ft²)润湿速率。使洗涤区污泥蜡再循环到真空炉中

以使燃料油产量最小化。真空塔底物通过与原油交换来骤冷,以在约334-352、334-371、338-352、338-371的范围内或343.3°C (650°F) 的温度(°C)下使焦化最小化。

[0132] 如众所周知的,饱和气体设备150通常包括一系列操作,所述操作包括分馏和在某些系统中的吸收和分馏,其目的是处理轻馏分以将燃料气体范围的组分与适合作为蒸汽裂解器原料的LPG范围的组分分离。在本文的集成系统和方法的实施方案内在一个或多个饱和气体设备中处理的轻馏分来源于原油蒸馏,诸如轻馏分和LPG。另外,可以将其他轻产物任选地导引到饱和气体设备150,以虚线显示为物流156,诸如来自集成系统内的炼油单元的轻气体,并且在某些实施方案中,来自界区外部的轻气体。例如,物流156可以含有来自柴油氢化处理区180、瓦斯油加氢裂解区320和/或py-gas氢化处理区600的废气和轻馏分。来自饱和气体设备150的产物包括:含有C1-C2烷烃的废气流154,将其通到燃料气体系统和/或蒸汽裂解器复合体;和含有C2+的轻馏分流152,将其通到混合进料蒸汽裂解单元230。

[0133] 在某些实施方案中,合适的饱和气体设备150包括在后续步骤之前的液体进料的胺和苛性碱洗涤以及蒸气进料的胺处理。将原油塔塔顶蒸气压缩并与石脑油再接触,然后进入胺洗涤器以除去H₂S,然后将其导引到蒸汽裂解器复合体。使再接触的石脑油脱丁烷以除去LPG,将所述LPG胺洗并导引到蒸汽裂解器复合体。将脱丁烷的石脑油与重石脑油分开导引到蒸汽裂解器复合体。众所周知,轻石脑油在其向上行进经过吸收器/脱丁烷塔时从蒸气中吸收C4和更重的烃。将来自吸收器/脱丁烷塔的废气压缩并送到炼油厂燃料气体系统。将脱丁烷塔塔底物流作为额外进料来源送到混合进料蒸汽裂解器。

[0134] 如所示,将第一中间馏出物馏分116在煤油脱硫区170中处理以除去不需要的硫化合物,这是众所周知的。处理过的煤油作为煤油燃料产物172,例如符合Jet A或Jet A-1规格的喷气燃料,以及任选的其他燃料产物回收。在本文的某些实施方案中,第一中间馏出物馏分116的全部或一部分不用于燃料生产,而是用作馏出物加氢处理的进料,以生产混合进料蒸汽裂解区230的额外进料。

[0135] 例如,合适的煤油脱硫区170可以包括但不限于基于MeroxTM技术(Honeywell UOP, US)、Sweetn' K技术(Axens, IFP Group Technologies, FR)或ThiolexTM技术(Merichem Company, US)的系统。这些类型的方法在商业上是公认的,并且众所周知适当的操作条件以生产煤油燃料产物172和二硫化物油作为副产物。在某些煤油脱硫技术中,将浸渍的碳用作催化剂以促进转化成二硫化物油。在某些实施方案中,采用来自煤油脱硫区170和其他单元操作的酸性水的常规处理来最大化工艺集成。

[0136] 例如,煤油脱硫区的一种布置包括采用静电聚结器(例如,使用10度波美(Baumé))进行煤油进料的苛性碱洗以去除残余H₂S。含有有效量的活性炭催化剂的反应器容器利用与苛性碱溶液结合的空气来实现硫醇氧化成二硫化物。苛性碱在反应器的底部区段与处理过的煤油分离。水洗后,煤油产物向上经过两个平行盐过滤器中的一个,以除去游离水和一些可溶性水。煤油产物向下经过两个平行的粘土过滤器中的一个,以除去固体、水分、乳液和表面活性剂,以确保煤油产物满足雾度、颜色稳定性和水分离规格,例如,符合Jet A规范。

[0137] 第二中间馏出物馏分122在柴油氢化处理区180中在有效量的自柴油氢化处理区180内再循环获得的氢气和补给氢气186存在下处理。在某些实施方案中,补给氢气186的全部或一部分来源于来自烯烃回收系列270的蒸汽裂解器氢气流210。合适的氢化处理区180

可以包括但不限于基于可从Honeywell UOP,US;Chevron Lummus Global LLC (CLG) ,US;Axens,IFP Group Technologies,FR;Haldor Topsoe A/S,DK商购获得的技术;或得自KBR,Inc,US和Shell Global Solutions,US联合技术的系统。

[0138] 柴油氢化处理区180在有效除去显著量的硫和其他已知污染物的条件下操作,例如,以满足柴油燃料馏分182的必要硫规格,诸如符合Euro V柴油标准的柴油燃料。另外,氢化处理的石脑油馏分184(有时称为野生石脑油)从柴油氢化处理区180回收,其作为多个蒸汽裂解进料源之一导引到混合进料蒸汽裂解区230。流出物废气自柴油氢化处理区180回收,并将其作为其他气流156的一部分通到烯烃回收系列、饱和气体设备和/或直接通到燃料气体系统。液化石油气可以从柴油氢化处理区180回收,并将其导引到混合进料蒸汽裂解区、烯烃回收系列和/或饱和气体设备。在某些实施方案中,将氢化处理的石脑油馏分184单独或与来自集成方法内的其他野生石脑油馏分组合地导引通过原油复合体100。在将氢化处理的石脑油馏分184导引通过原油复合体100的实施方案中,可以将柴油氢化处理区180中生产的液化石油气的全部或一部分与氢化处理的石脑油馏分184一起传送。在某些实施方案中,将野生石脑油184的全部、实质部分或显著部分导引到混合进料蒸汽裂解区230(直接或通过原油复合体100)。

[0139] 柴油氢化处理区180可以任选地处理来自复合体内的其他馏分(未示出)。在使用煤油脱硫区170的实施方案中,二硫化物油的全部或一部分可以是柴油氢化处理区180的额外进料。此外,第一中间馏出物馏分116的全部或一部分可以是柴油氢化处理区180的额外进料。另外,可以将来自真空瓦斯油加氢裂解区320的馏出物的全部或一部分和/或来自任选的真空渣油处理区的馏出物的全部或一部分导引到柴油氢化处理区180。可以将未导引到柴油氢化处理区180的馏出物的任何部分通到原油复合体100或导引到混合进料蒸汽裂解区230。此外,可以将轻热解油的全部或一部分导引到柴油氢化处理区180。

[0140] 柴油氢化处理区180可以含有以串联和/或并联布置的一个或多个固定床、沸腾床、浆料床、移动床、连续搅拌罐(CSTR)或管式反应器。在某些实施方案中,柴油氢化处理区180含有具有三个催化剂床并具有床间骤冷气体的层状床反应器,并采用具有位于氢化处理催化剂床之间的加氢脱蜡催化剂层的层状催化剂体系。用于供给一个或多个反应器并维持适当操作条件的包括交换器、熔炉、进料泵、骤冷泵和压缩机的额外设备是众所周知的,并且被认为是柴油氢化处理区180的一部分。另外,用于分离反应产物并提供在柴油氢化处理区180内的氢气再循环的包括泵、压缩机、高温分离容器、低温分离容器等的设备是众所周知的,并且被认为是柴油氢化处理区180的一部分。

[0141] 在某些实施方案中,柴油氢化处理区180操作条件包括:

[0142] 反应器入口温度(°C)在约296-453、296-414、296-395、336-453、336-414、336-395、355-453、355-414、355-395或370-380的范围内;

[0143] 反应器出口温度(°C)在约319-487、319-445、319-424、361-487、361-445、361-424、382-487、382-445、382-424或400-406的范围内;

[0144] 作为加权平均床温(WABT)的运行开始(SOR)反应温度(°C)在约271-416、271-379、271-361、307-416、307-379、307-361、325-416、325-379、325-361或340-346的范围内;

[0145] 作为WABT的运行结束(EOR)反应温度(°C)在约311-476、311-434、311-414、352-476、352-434、352-414、373-476、373-434、373-414或390-396的范围内;

[0146] 反应入口压力 (barg) 在约48-72、48-66、48-63、54-72、54-66、54-63、57-72、57-66或57-63的范围内；

[0147] 反应出口压力 (barg) 在约44-66、44-60、44-58、49-66、49-60、49-58、52-66、52-60或52-58的范围内；

[0148] 氢分压 (barg) (出口) 在约32-48、32-44、32-42、36-48、36-44、36-42、38-48、38-44或38-42的范围内；

[0149] 氢处理气体进料速率 (标准升/升烃进料, SLt/Lt) 高达约400、385、353或337, 在某些实施方案中为约256-385、256-353、256-337、289-385、289-353、289-337、305-385、305-353或305-337；

[0150] 氢骤冷气体进料速率 (SLt/Lt) 高达约100、85、78或75, 在某些实施方案中为约57-85、57-78、57-75、64-85、64-78、64-75、68-85、68-78或68-75；以及

[0151] 补给氢气进料速率 (SLt/Lt) 高达约110、108、100或95, 在某些实施方案中为约70-108、70-100、70-95、80-108、80-100、80-95、85-108、85-100或85-95。

[0152] 有效量的氢化处理催化剂提供在柴油氢化处理区180中, 所述催化剂包括具有氢化处理功能性并且通常含有选自元素周期表IUPAC第6至10族的金属或金属化合物(氧化物或硫化物)的一种或多种活性金属组分的那些。在某些实施方案中, 活性金属组分是Co、Ni、W和Mo中的一种或多种。通常将活性金属组分沉积或以其他方式结合在载体如无定形氧化铝、无定形硅铝土、沸石或其组合上。柴油氢化处理区180中使用的催化剂可以包括选自Co/Mo、Ni/Mo、Ni/W和Co/Ni/Mo的一种或多种催化剂。也可以使用Co/Mo、Ni/Mo、Ni/W和Co/Ni/Mo中的一种或多种的组合。所述组合可以由含有单一活性金属物质的不同颗粒或含有多种活性物质的颗粒组成。在某些实施方案中, Co/Mo加氢脱硫催化剂是合适的。相对于氢化处理催化剂而言, 基于新鲜进料的有效液时空速值 (h⁻¹) 在约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或0.8-1.2的范围内。柴油氢化处理区180中使用的合适氢化处理催化剂具有在约28-44、34-44、28-38或34-38个月范围内的预期寿命。

[0153] 在某些实施方案中, 还添加有效量的加氢脱蜡催化剂。在此类实施方案中, 有效的加氢脱蜡催化剂包括通常用于异构化和裂解链烷烃进料以改善冷流性质的那些, 诸如包含Ni、W的催化剂或分子筛或其组合。包含Ni/W的催化剂、具有中等或大孔径的沸石或其组合以及包含硅铝酸盐分子筛的催化剂如具有中等或大孔径的沸石是合适的。有效的商业沸石包括例如ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-22、ZSM-23、ZSM 35和 β 和Y型沸石。加氢脱蜡催化剂通常负载在氧化物载体如Al₂O₃、SiO₂、ZrO₂、沸石、沸石-氧化铝、氧化铝-二氧化硅、氧化铝-二氧化硅-沸石、活性炭及其混合物上。相对于加氢脱蜡催化剂而言, 基于新鲜进料的有效液时空速值 (h⁻¹) 在约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或1.6-2.4的范围内。柴油氢化处理区180中使用的合适加氢脱蜡催化剂具有在约28-44、34-44、28-38或34-38个月范围内的预期寿命。

[0154] 在高容量操作中, 利用两个或更多个并联的反应器系列。在这样的实施方案中, 柴油氢化处理区180中的流在进料泵进入平行系列之后分开, 其中每个系列含有进料/流出物换热器、进料加热器、反应器和热分离器。每个反应器含有三个具有床间骤冷气体的催化剂床。使用具有位于氢化处理催化剂床之间的加氢脱蜡催化剂层的层状催化剂体系。这些系

列在热分离器后重新组合。将来自热分离器的顶部物组合并通到冷分离器。将来自热分离器和冷分离器的底部物通到产物汽提器以生产稳定的超低硫柴油和野生石脑油。使来自冷分离器的顶部物经受吸收和胺洗涤。将再循环氢气回收，并将其作为处理气体和骤冷气体(与补给氢气一起)通到反应区。

[0155] 轻真空瓦斯油流164和重真空瓦斯油流166(或全范围的VG0,未示出)在瓦斯油加氢裂解区320中在有效量的自瓦斯油加氢裂解区320内再循环获得的氢气和补给氢气302存在下处理。在某些实施方案中,补给氢气302的全部或一部分来源于来自烯烃回收系列270的蒸汽裂解器氢气流210。在某些实施方案中(图6中以虚线示出),可以将重中间馏出物馏分的全部或一部分,诸如例如来自常压蒸馏区110的常压瓦斯油的第三中间馏出物馏分126的一部分在瓦斯油加氢裂解区中处理。重中间馏出物馏分可以包括全范围的常压瓦斯油或其馏分,诸如常压重瓦斯油。另外,可以将第三中间馏出物馏分126的一部分导引到瓦斯油加氢裂解区320,而剩余部分绕过瓦斯油加氢裂解区320并将其直接导引到瓦斯油蒸汽裂解区250而不进行氢化处理。在某些实施方案中,将组合的真空瓦斯油(物流164和166)的全部、实质部分、显著部分或主要部分导引到真空瓦斯油加氢裂解区320;可以将真空瓦斯油的剩余部分(如果有的话)直接导引到瓦斯油蒸汽裂解区250,绕过真空瓦斯油加氢裂解区。

[0156] 根据本文的方法,瓦斯油加氢裂解操作的苛刻度可以用于调节来自整个复合体的烯烃和芳族化学品的相对收率,并改善裂解重进料的经济阈值。瓦斯油加氢裂解区作为化学品收率控制机制的该应用在工业中并不常见,其中燃料产品通常是产品目标。

[0157] 加氢裂解方法在大量的石油精炼厂中在商业上使用。它们用于在常规加氢裂解单元中处理沸点高于常压瓦斯油范围(例如,在约370°C至520°C的范围内)的各种进料并且在渣油加氢裂解单元中处理沸点高于真空瓦斯油范围(例如,高于约520°C)的各种进料。通常,加氢裂解方法使进料的分子分成具有更高平均挥发性和经济价值的更小的(即,更轻的)分子。另外,加氢裂解方法通常通过增加氢碳比且通过除去有机硫和有机氮化合物来改善烃原料的质量。来源于加氢裂解方法的显著经济益处引起工艺改善和更活泼催化剂的实质性发展。

[0158] 三种主要的加氢裂解工艺方案包括单段单程加氢裂解、有或没有再循环的串流加氢裂解以及两段再循环加氢裂解。单段单程加氢裂解是加氢裂解器配置中最简单的并且通常在比氢化处理工艺苛刻而不如传统的高压加氢裂解工艺苛刻的操作条件下发生。其使用一个或多个反应器进行处理步骤和裂解反应,因此催化剂必须能够实现氢化处理和加氢裂解两者。该配置是成本有效的,但通常引起相对低的产物收率(例如,最大转化率为约50重量%)。单段加氢裂解通常设计成使得经单一或双催化剂体系的中间馏出物收率最大化。双催化剂体系可以用于堆叠床配置或两个不同的反应器中。将流出物通到分馏器塔以分离H₂S、NH₃、轻气体(C₁-C₄)、石脑油和沸点在包括和低于常压瓦斯油范围馏分的温度范围内(例如在36°C至370°C的温度范围)的柴油产品。沸点高于常压瓦斯油范围(例如,370°C)的烃通常是未转化的油。这些未再循环的未转化油的任何部分是从瓦斯油加氢裂解区320中的底部馏分中作为富氢的排出物流抽出的,并且有效地集成为如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250的进料。在某些实施方案中,未转化的油可以在润滑油生产单元(未示出)中处理。

[0159] 瓦斯油加氢裂解区320在温和、中等或苛刻的加氢裂解条件下操作,并且通常生产废气和轻馏分(未示出)、野生石脑油流326、柴油燃料馏分322和未转化的油馏分324。流出

物废气自瓦斯油加氢裂解区320回收，并将其作为其他气流156的一部分通到烯烃回收系列、饱和气体设备和/或直接通到燃料气体系统。液化石油气可以从瓦斯油加氢裂解区320回收，并将其导引到混合进料蒸汽裂解区、烯烃回收系列和/或饱和气体设备。将石脑油馏分326导引到混合进料蒸汽裂解区230。在某些实施方案中，将石脑油馏分326单独或与来自集成方法内的其他野生石脑油馏分组合地导引通过原油复合体100。在将石脑油馏分326导引通过原油复合体100的实施方案中，可以将瓦斯油加氢裂解区320中生产的液化石油气的全部或一部分与石脑油馏分326一起传送。将未转化的油馏分324导引到瓦斯油蒸汽裂解区250。柴油燃料馏分322作为例如符合Euro V柴油标准的燃料回收，并且可以与来自柴油氢化处理区180的柴油燃料馏分182组合。

[0160] 真空瓦斯油加氢裂解区320可以在温和、中等或苛刻的条件下操作，这取决于包括原料和所需转化程度的因素。这些条件对于除去大量硫和其他已知污染物以及将一种或多种进料转化为大比例的加氢裂解产物以及小比例的废气、轻馏分和通到瓦斯油蒸汽裂解区250的未转化产物而言是有效的。

[0161] 例如，合适的真空瓦斯油加氢裂解器区320可以包括但不限于基于可从Honeywell UOP, US; Chevron Lummus Global LLC (CLG), US; Axens, IFP Group Technologies, FR; 或 Shell Global Solutions, US商购获得的技术的系统。

[0162] 瓦斯油加氢裂解区320可以含有串联和/或并联布置的一个或多个固定床、沸腾床、浆料床、移动床、连续搅拌罐 (CSTR) 或管式反应器。用于供给一个或多个反应器并维持适当操作条件的包括交换器、熔炉、进料泵、骤冷泵和压缩机的额外设备是众所周知的，并且被认为是瓦斯油加氢裂解区320的一部分。另外，用于分离反应产物并提供在柴油加氢裂解区320内的氢气再循环的包括泵、压缩机、高温分离容器、低温分离容器等的设备是众所周知的，并且被认为是瓦斯油加氢裂解区320的一部分。

[0163] 具有或不具有再循环的串流加氢裂解是最常用的配置之一。其使用一个反应器(含有处理催化剂和裂解催化剂两者)或两个或更多个反应器以用于处理和裂解反应步骤。在串流配置中，将包括轻气体(通常为C₁-C₄、H₂S、NH₃)和所有剩余烃的来自第一反应区的整个加氢裂解产物流送到第二反应区。将来自分馏器塔的未转化的塔底物再循环回第一反应器中以进一步裂解。该配置将重原油馏分如真空瓦斯油转化为轻产物，并且具有使石脑油、煤油和或柴油范围的烃的收率最大化的潜力，这取决于蒸馏区段中使用的再循环分馏点。

[0164] 两段再循环加氢裂解使用两个反应器，并且将来自分馏塔的未转化的塔底物通到第二反应器以进一步裂解。由于第一反应器完成氢化处理和加氢裂解两者，因此第二反应器的进料实际上不含氨和硫化氢。这容许使用易受硫或氮化合物中毒的高性能沸石催化剂。

[0165] 有效的加氢裂解催化剂含有基于催化剂重量计约5-40重量%的选自元素周期表IUPAC第6至10族的金属或金属化合物(氧化物或硫化物)的一种或多种活性金属组分。在某些实施方案中，活性金属组分是Mo、W、Co或Ni中的一种或多种。通常将活性金属组分沉积或以其他方式结合在载体如无定形氧化铝、无定形硅铝土、沸石或其组合上。在某些实施方案中，单独或与上述金属组合，Pt族金属如Pt和/或Pd可以作为氢化组分存在，其通常以基于催化剂的重量计约0.1-2重量%的量存在。合适的加氢裂解催化剂具有在约18-30、22-30、18-26或22-26个月范围内的预期寿命。

[0166] 来自瓦斯油加氢裂解区320的示例性产物包括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或80-99重量%的沸点处于或低于常压渣油终沸点如370°C下的流出物(相对于瓦斯油加氢裂解区320的进料而言),包括LPG、煤油、石脑油和常压瓦斯油范围的组分。剩余的底部馏分是未转化的油馏分,其全部或部分可以有效地集成为如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250的进料。

[0167] 图7示意性地描绘包括反应区332和分馏区342的单程单反应器加氢裂解区330的实施方案,其可以作为温和转化或部分转化的加氢裂解器。

[0168] 反应区332通常包括与初始原料源334和氢气源338流体连通的一个或多个入口。排出流出物流340的反应区332的一个或多个出口与分馏区342的一个或多个入口流体连通(通常在其间包括一个或多个高压和/或低压分离工段以回收再循环氢气,未示出)。

[0169] 分馏区342包括用于排出通常为H₂、H₂S、NH₃和轻烃(C₁-C₄)的气体344的一个或多个出口;用于回收诸如中间馏出物石脑油和沸点在包括和低于常压瓦斯油范围馏分的温度范围内(例如在36°C至370°C的温度范围内)的柴油产品的产物346的一个或多个出口;和用于排出包括沸点高于常压瓦斯油范围(例如370°C)的烃的底部物348的一个或多个出口。在某些实施方案中,底部物348的温度分馏点(以及相应地,产物346的终点)是对应于下游操作的所需汽油、煤油和/或柴油产品沸点范围的温度上限的范围。

[0170] 在单程单反应器加氢裂解区330的操作中,将原料流334和氢气流338装入反应区332。氢气流338是支持必要程度的加氢裂解、进料类型和其他因素的有效量的氢气,并且可以是包括来自与反应区332相关的任选气体分离子系统(未示出)和/或来源于分馏器气流344的再循环氢气336和(如果需要)补给氢气302的任何组合。在某些实施方案中,反应区可以含有多个催化剂床,并且可以在床之间接收一个或多个骤冷氢气流(未示出)。

[0171] 反应流出物流340含有转化了的烃、部分转化的烃和未转化的烃。将反应流出物流340通到分馏区342(任选地在一个或多个高压和低压分离工段以回收循环氢气之后),通常回收气体和液体产物和副产物344、346,并分离底部馏分348。将该物流348导引到如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250。

[0172] 将通常含有H₂、H₂S、NH₃和轻烃(C₁-C₄)的气流344排出并回收,并且可以进一步处理。流出物废气作为其他气流156的一部分通到烯烃回收系列、饱和气体设备和/或直接通到燃料气体系统。可以将液化石油气回收,并将其导引到混合进料蒸汽裂解区、烯烃回收系列和/或饱和气体设备。一种或多种裂解产物流346通过分馏器的适当出口排出,并可以在下游炼油厂操作中进一步处理和/或调和,以生产汽油、煤油和/或柴油燃料,或者其他石油化学品。

[0173] 在某些实施方案(未示出)中,分馏区342可以作为闪蒸容器操作以在合适的分馏点分离重组分,例如,所述分馏点对应于用于下游操作的所需汽油、煤油和/或柴油产品的上限温度范围的范围。在某些实施方案中,合适的分馏点在350°C至450°C、360°C至450°C、370°C至450°C、350°C至400°C、360°C至400°C、370°C至400°C、350°C至380°C、或360°C至380°C的范围内。将该分馏点以上的物流导引到如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250。

[0174] 例如,合适的单程单反应器加氢裂解区330可以包括但不限于基于可从Honeywell UOP,US;Chevron Lummus Global LLC (CLG),US;Axens,IFP Group Technologies,FR;或

Shell Global Solutions, US商购获得的技术的系统。

[0175] 在单程单反应器加氢裂解区330中的反应器布置可以含有一个或多个固定床、沸腾床、浆料床、移动床、连续搅拌罐(CSTR)或管式反应器,它们可以平行布置。单程单反应器加氢裂解区330可以以温和加氢裂解操作模式或部分转化操作模式操作。用于供给一个或多个反应器并维持适当操作条件的包括交换器、熔炉、进料泵、骤冷泵和压缩机的额外设备是众所周知的,并且被认为是单程单反应器加氢裂解区330的一部分。另外,用于分离反应产物并提供在单程单反应器加氢裂解区330内的氢气再循环的包括泵、压缩机、高温分离容器、低温分离容器等的设备是众所周知的,并且被认为是单程单反应器加氢裂解区330的一部分。

[0176] 在某些实施方案中,使用单程(单段无再循环)配置并以温和加氢裂解模式操作的加氢裂解区330中的一个或多个反应器的操作条件包括:

[0177] 反应器入口温度(°C)在约329-502、329-460、329-440、372-502、372-460、372-440、394-502、394-460、394-440或412-420的范围内;

[0178] 反应器出口温度(°C)在约338-516、338-471、338-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内;

[0179] 作为加权平均床温(WABT)的运行开始(SOR)反应温度在约310-475、310-435、310-415、350-475、350-435、350-415、370-475、370-435、370-415或390-397的范围内;

[0180] 作为WABT的运行结束(EOR)反应温度在约338-516、338-471、338-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内;

[0181] 反应入口压力(barg)在约108-161、108-148、108-141、121-161、121-148、121-141、128-161、128-148、128-141或131-137的范围内;

[0182] 反应出口压力(barg)在约100-150、100-137、100-130、112-150、112-137、112-130、118-150、118-137或118-130的范围内;

[0183] 氢分压(barg)(出口)在约77-116、77-106、77-101、87-116、87-106、87-101、92-116、92-106、92-101或94-98的范围内;

[0184] 氢处理气体进料速率(SLt/Lt)高达约530、510、470或450,在某些实施方案中为约340-510、340-470、340-450、382-510、382-470、382-450、400-510、400-470、400-450或410-440;

[0185] 氢骤冷气体进料速率(SLt/Lt)高达约470、427、391或356,在某些实施方案中为约178-427、178-214、178-356、214-321或178-391;

[0186] 补给氢气速率(SLt/Lt)高达约225、215、200或190,在某些实施方案中为约143-215、143-200、143-190、161-215、161-200、161-190、170-215、170-200或170-190;以及

[0187] 相对于加氢裂解催化剂而言,基于新鲜进料的液时空速值(h⁻¹)在约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或0.5-3.0的范围内。

[0188] 在上述条件和催化剂选择下,来自在温和加氢裂解操作模式下操作的单程单反应器加氢裂解区330的示例性产物包括27-52、27-48、30-50或30-52重量%的沸点处于或低于常压渣油终沸点如370°C下的流出物(相对于瓦斯油氢化处理区330的进料而言),包括LPG、煤油、石脑油和常压瓦斯油范围的组分。剩余的底部馏分是未转化的油馏分,其全部或部分可以有效地集成为如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250的进料。

[0189] 在某些实施方案中,使用单程(单段无再循环)配置并以部分转化模式操作的加氢裂解区330中的一个或多个反应器的操作条件包括:

[0190] 反应器入口温度(°C)在约340-502、340-460、340-440、372-502、372-460、372-440、394-502、394-460、394-440或412-420的范围内;

[0191] 反应器出口温度(°C)在约350-516、350-471、350-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内;

[0192] 作为加权平均床温(WABT)的运行开始(SOR)反应温度在约310-475、310-435、310-415、350-475、350-435、350-415、370-475、370-435、370-415或390-397的范围内;

[0193] 作为WABT的运行结束(EOR)反应温度在约338-516、338-471、338-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内;

[0194] 反应入口压力(barg)在约100-165、100-150、100-140、120-165、120-140、130-165、130-150或130-140的范围内;

[0195] 反应出口压力(barg)在约92-150、92-137、92-130、112-150、112-127、112-130、118-140、118-130的范围内;

[0196] 氢分压(barg)(出口)在约80-120、80-106、80-101、90-120、90-106、90-101、100-120或100-115的范围内;

[0197] 氢处理气体进料速率(SLt/Lt)高达约677、615、587或573,在某些实施方案中为约503-615、503-587、503-573、531-615、531-587、531-573、545-615、545-587或545-573;

[0198] 氢骤冷气体进料速率(SLt/Lt)高达约614、558、553或520,在某些实施方案中为约457-558、457-533、457-520、482-558、482-533、482-520、495-558、495-533或495-520;

[0199] 补给氢气速率(SLt/Lt)高达约305、277、264或252,在某些实施方案中为约204-277、204-264、204-252、216-277、216-264、216-252、228-277、228-264或228-252;以及

[0200] 相对于加氢裂解催化剂而言,基于新鲜进料的液时空速值(h⁻¹)在约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或0.5-3.0的范围内。

[0201] 在上述条件和催化剂选择下,来自作为部分转化加氢裂解器操作的单程单反应器加氢裂解区330的示例性产物包括48-82、50-80、48-75或50-75重量%的沸点处于或低于常压渣油终沸点如370°C下的流出物(相对于瓦斯油氢化处理区330的进料而言),包括LPG、煤油、石脑油和常压瓦斯油范围的组分。剩余的底部馏分是未转化的油馏分,其全部或部分可以有效地集成为如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250的进料。

[0202] 图8示意性地描绘串流加氢裂解区350的另一个实施方案,其作为串流加氢裂解系统操作,具有到第一反应器区、第二反应器区或者第一反应器区和第二反应器区两者的再循环。通常,串流加氢裂解区350包括第一反应区352、第二反应区358和分馏区342。

[0203] 第一反应区352通常包括与初始原料源334、氢气源338,以及在某些实施方案中包含分馏区342底部物流348的全部或一部分和任选的分馏区342产物流362的一部分的再循环流364a流体连通的一个或多个入口。排出流出物流354的第一反应区352的一个或多个出口与第二反应区358的一个或多个入口流体连通。在某些实施方案中,将流出物354通到第二反应区358,而不分离任何过量的氢气和轻气体。在任选的实施方案中,在第一反应区352和第二反应区358之间提供用于回收再循环氢气的一个或多个高压和低压分离工段(未示

出)。

[0204] 第二反应区358通常包括与第一反应区352的一个或多个出口,任选地额外氢气源356,且在某些实施方案中,包含分馏区342底部物流348的全部或一部分和任选地分馏区342产物流362的一部分的再循环流364b流体连通的一个或多个入口。排出流出物流360的第二反应区358的一个或多个出口与分馏区342的一个或多个入口流体连通(任选地在第二反应区358和分馏区342之间具有用于回收再循环氢气的一个或多个高压和低压分离工段,未示出)。

[0205] 分馏区342包括用于排出通常为H₂、H₂S、NH₃和轻烃(C₁-C₄)的气体344的一个或多个出口;用于回收诸如中间馏出物石脑油和沸点在包括和低于常压瓦斯油范围馏分的温度范围内(例如在36°C至370°C的温度范围内)的柴油产品的产物346的一个或多个出口;和用于排出包括沸点高于常压瓦斯油范围(例如,约370°C)的烃的底部物348的一个或多个出口,在不以100%再循环操作的过程中从中获得排出流368。在某些实施方案中,底部物348的温度分馏点(以及相应地,产物346的终点)是对应于下游操作的所需汽油、煤油和/或柴油产品沸点范围的温度上限的范围。

[0206] 在串流加氢裂解区350的操作中,将原料流334和氢气流338装入第一反应区352。氢气流338是支持必要程度的加氢裂解、进料类型和其他因素的有效量的氢气,并且可以是包括来自与反应区352和358相关的任选气体分离子系统(未示出)和/或来源于分馏器气流344的再循环氢气336和补给氢气302的任何组合。在某些实施方案中,反应区可以含有多个催化剂床,并且可以在床之间接收一个或多个骤冷氢气流(未示出)。

[0207] 第一反应区352在生产反应流出物流354的有效条件下操作,将反应流出物流354通到第二反应区358(任选地在一个或多个高压和低压分离工段以回收再循环氢气之后),任选地还有额外的氢气流356。第二反应区358在有效生产反应流出物流360的条件下操作,反应流出物流360含有转化的烃、部分转化的烃和未转化的烃。

[0208] 将反应流出物流360通到分馏区342中,一般用以回收气体和液体产物和副产物344、346,并分离底部馏分348。将底部馏分348的一部分,物流368导引到如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250。

[0209] 将通常含有H₂、H₂S、NH₃和轻烃(C₁-C₄)的气流344排出并回收,并且可以进一步处理。流出物废气作为其他气流156的一部分通到烯烃回收系列、饱和气体设备和/或直接通到燃料气体系统。可以将液化石油气回收,并将其导引到混合进料蒸汽裂解区、烯烃回收系列和/或饱和气体设备。一种或多种裂解产物流346通过分馏器的适当出口排出,并可以在下游炼油厂操作中进一步处理和/或调和,以生产汽油、煤油和/或柴油燃料,或者其他石油化学品。在某些实施方案中,来源于一种或多种裂解产物流346的柴油馏分362可以与再循环物流集成到反应器中。这种集成增加由产物流346生产柴油燃料或石油化学品之间的配置的灵活性。

[0210] 在某些实施方案(未示出)中,分馏区342可以作为闪蒸容器操作以在合适的分馏点分离重组分,例如,所述分馏点对应于用于下游操作的所需汽油、煤油和/或柴油产品的上限温度范围的范围。在某些实施方案中,合适的分馏点在350°C至450°C、360°C至450°C、370°C至450°C、350°C至400°C、360°C至400°C、370°C至400°C、350°C至380°C、或360°C至380°C的范围内。将该分馏点以上的物流导引到如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250。

[0211] 将来自反应流出物的分馏器底部物流348的全部或一部分再循环至第一或第二反应区352和/或358(物流364a和/或364b)。在某些实施方案中,来自反应流出物的分馏器底部物的一部分作为排出流368除去。排出流368可以占分馏器底部物348的约0体积%至10体积%、1体积%至10体积%、1体积%至5体积%或1体积%至3体积%。将该物流368导引到如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250。

[0212] 因此,分馏器底部物流348的全部或一部分作为物流364b再循环到第二反应区358,作为物流364a再循环到第一反应区352,或者再循环到第一反应区352和第二反应区358两者。例如,再循环到区352的物流364a占物流348的0体积%至100体积%,在某些实施方案中,0体积%至约80体积%,并且在另外的实施方案中,0体积%至约50体积%,并且再循环到区358的物流364b占物流348的0体积%至100体积%,在某些实施方案中,0体积%至约80体积%,并且在其他实施方案中,0体积%至约50体积%。在某些实施方案中,其中再循环为100体积%或接近100体积%,未转化的油的再循环增加适合作为混合进料蒸汽裂解区230的进料的产物的收率。

[0213] 例如,合适的串流加氢裂解区350可以包括但不限于基于可从Honeywell UOP,US;Chevron Lummus Global LLC (CLG),US;Axens,IFP Group Technologies,FR;或Shell Global Solutions,US商购获得的技术的系统。

[0214] 在串流加氢裂解区350中的反应器布置可以含有一个或多个固定床、沸腾床、浆料床、移动床、连续搅拌罐(CSTR)或管式反应器,它们可以平行布置。用于供给一个或多个反应器并维持适当操作条件的包括交换器、熔炉、进料泵、骤冷泵和压缩机的额外设备是众所周知的,并且被认为是串流加氢裂解区350的一部分。另外,用于分离反应产物并提供在串流加氢裂解区350内的氢气再循环的包括泵、压缩机、高温分离容器、低温分离容器等的设备是众所周知的,并且被认为是串流加氢裂解区350的一部分。

[0215] 在某些实施方案中,在使用以部分转化操作模式操作的单程串联配置的加氢裂解区350中的一个或多个第一反应器的操作条件包括:

[0216] 反应器入口温度(°C)在约340-502、340-460、340-440、372-502、372-460、372-440、394-502、394-460、394-440或412-420的范围内;

[0217] 反应器出口温度(°C)在约350-516、350-471、350-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内;

[0218] 作为加权平均床温(WABT)的运行开始(SOR)反应温度在约310-475、310-435、310-415、350-475、350-435、350-415、370-475、370-435、370-415或390-397的范围内;

[0219] 作为WABT的运行结束(EOR)反应温度在约338-516、338-471、338-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内;

[0220] 反应入口压力(barg)在约100-165、100-150、100-140、120-165、120-140、130-165、130-150或130-140的范围内;

[0221] 反应出口压力(barg)在约92-150、92-137、92-130、112-150、112-127、112-130、118-140、118-130的范围内;

[0222] 氢分压(barg)(出口)在约80-120、80-106、80-101、90-120、90-106、90-101、100-120或100-115的范围内;

[0223] 氢处理气体进料速率(SLt/Lt)高达约668、607、580或566,在某些实施方案中为约

497-607、497-580、497-566、525-607、525-580、525-566、538-607、538-580或538-566；

[0224] 氢骤冷气体进料速率 (SLt/Lt) 高达约 819、744、711 或 694，在某些实施方案中为约 609-744、609-711、609-694、643-744、643-711、643-694、660-744、660-711 或 660-694；

[0225] 补给氢气速率 (SLt/Lt) 高达约 271、246、235 或 224，在某些实施方案中为约 182-246、182-235、182-224、192-246、192-235、192-224、203-246、203-235 或 203-224；以及

[0226] 相对于加氢裂解催化剂而言，基于新鲜进料的液时空速值 (h^{-1}) 在约 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 或 0.5-1.5 的范围内。

[0227] 在某些实施方案中，在使用以部分转化操作模式操作的单程串联配置的加氢裂解区 350 中的一个或多个第二反应器的操作条件包括：

[0228] 在某些实施方案中，使用单程配置操作条件的部分转化加氢裂解包括：

[0229] 反应器入口温度 (°C) 在约 340-502、340-460、340-440、372-502、372-460、372-440、394-502、394-460、394-440 或 412-420 的范围内；

[0230] 反应器出口温度 (°C) 在约 350-516、350-471、350-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450 或 422-430 的范围内；

[0231] 作为加权平均床温 (WABT) 的运行开始 (SOR) 反应温度在约 310-475、310-435、310-415、350-475、350-435、350-415、370-475、370-435、370-415 或 390-397 的范围内；

[0232] 作为 WABT 的运行结束 (EOR) 反应温度在约 338-516、338-471、338-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450 或 422-430 的范围内；

[0233] 反应入口压力 (barg) 在约 90-150、90-130、90-140、110-150、110-130、110-145 或 130-150 的范围内；

[0234] 反应出口压力 (barg) 在约 85-140、85-127、100-140、112-130、112-140 或 118-130 的范围内；

[0235] 氢分压 (barg) (出口) 在约 80-130、80-120、80-101、90-130、90-120、90-101、100-130 或 100-115 的范围内；

[0236] 氢处理气体进料速率 (SLt/Lt) 高达约 890、803、767 或 748，在某些实施方案中为约 657-803、657-767、657-748、694-803、694-767、694-748、712-803、712-767 或 712-748；

[0237] 氢骤冷气体进料速率 (SLt/Lt) 高达约 850、764、729 或 712，在某些实施方案中为约 625-764、625-729、625-712、660-764、660-729、660-712、677-764、677-729 或 677-712；

[0238] 补给氢气速率 (SLt/Lt) 高达约 372、338、323 或 309，在某些实施方案中为约 250-338、250-323、250-309、264-338、264-323、264-309、279-338、279-323 或 279-309；以及

[0239] 相对于加氢裂解催化剂而言，基于新鲜进料的液时空速值 (h^{-1}) 在约 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 或 1.0-3.0 的范围内。

[0240] 在上述条件和催化剂选择下，来自作为使用单程配置的部分转化加氢裂解器操作的串流加氢裂解区 350 的示例性产物包括 48-82、50-80、48-75 或 50-75 重量 % 的沸点处于或低于常压渣油终沸点如 370 °C 下的流出物 (相对于瓦斯油加氢裂解区 350 的进料而言)，包括 LPG、煤油、石脑油和常压瓦斯油范围的组分。剩余的底部馏分是未转化的油馏分，其全部或部分可以有效地集成为如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区 250 的进料。

[0241] 图 9 示意性地描绘集成加氢裂解单元操作两段再循环加氢裂解区 370 的另一个实

施方案,其作为具有再循环的两段加氢裂解系统操作。通常,加氢裂解区370包括第一反应区372、第二反应区382和分馏区342。

[0242] 第一反应区372通常包括与初始原料源334和氢气源338流体连通的一个或多个入口。排出流出物流374的第一反应区372的一个或多个出口与分馏区342的一个或多个入口流体连通(任选在其间具有用于回收再循环氢气的一个或多个高压和/或低压分离工段,未示出)。

[0243] 分馏区342包括用于排出通常为H₂S、NH₃和轻烃(C₁-C₄)的气体344的一个或多个出口;用于回收诸如石脑油和沸点在包括和低于常压瓦斯油范围馏分的温度范围内(例如在36°C至370°C的温度范围内)的柴油产品的产物346的一个或多个出口;和用于排出包括沸点高于常压瓦斯油范围(例如,约370°C)的烃的底部物348的一个或多个出口,在不以100%再循环操作的过程中从中获得排出流368。在某些实施方案中,底部物348的温度分馏点(以及相应地,产物346的终点)是对应于下游操作的所需汽油、煤油和/或柴油产品沸点范围的温度上限的范围。

[0244] 分馏区342底部出口与用于再循环来源于底部物流348的物流348a的第二反应区382的一个或多个入口流体连通。再循环流348a可以是底部物流348的全部或一部分。在某些任选的实施方案(如图9中以虚线指示)中,部分348b与第一反应区372的一个或多个入口流体连通。

[0245] 第二反应区382通常包括与底部物348的分馏区342底部出口部分348a和氢气源384流体连通的一个或多个入口。排出流出物流386的第二反应区382的一个或多个出口与分馏区342的一个或多个入口流体连通(任选地在其间具有用于回收再循环氢气的一个或多个高压和/或低压分离工段,未示出)。

[0246] 在两段加氢裂解区370的操作中,将原料流334和氢气流338装入第一反应区372。氢气流338是支持必要程度的加氢裂解、进料类型和其他因素的有效量的氢气,并且可以是包括来自与反应区372和382相关的任选气体分离子系统(未示出)和/或来源于分馏器气流344的再循环氢气336和补给氢气302的任何组合。在某些实施方案中,反应区可以含有多个催化剂床,并且可以在床之间接收一个或多个骤冷氢气流(未示出)。

[0247] 第一反应区372在生产反应流出物流374的有效条件下操作,将反应流出物流374通到分馏区342(任选地在一个或多个高压和低压分离工段以回收再循环氢气之后),通常回收气体和液体产物以及副产物,且分离底部馏分。

[0248] 将通常含有H₂、H₂S、NH₃和轻烃(C₁-C₄)的气流344排出并回收,并且可以进一步处理。流出物废气作为其他气流156的一部分通到烯烃回收系列、饱和气体设备和/或直接通到燃料气体系统。可以将液化石油气回收,并将其导引到混合进料蒸汽裂解区、烯烃回收系列和/或饱和气体设备。一种或多种裂解产物流346通过分馏器的适当出口排出,并可以在下游炼油厂操作中进一步处理和/或调和,以生产汽油、煤油和/或柴油燃料,或者其他石油化学品。在某些实施方案中,来源于一种或多种裂解产物流346的柴油馏分376可以与第二段反应器382的进料集成。这种集成增加由产物流346生产柴油燃料或石油化学品之间的配置的灵活性。

[0249] 在某些实施方案(未示出)中,分馏区342可以作为闪蒸容器操作以在合适的分馏点分离重组分,例如,所述分馏点对应于用于下游操作的所需汽油、煤油和/或柴油产品的

上限温度范围的范围。在某些实施方案中,合适的分馏点在350°C至450°C、360°C至450°C、370°C至450°C、350°C至400°C、360°C至400°C、370°C至400°C、350°C至380°C、或360°C至380°C的范围内。将该分馏点以上的物流导引到如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250。

[0250] 将来自反应流出物的分馏器底部物流348的全部或一部分作为物流348a通到第二反应区382。在某些实施方案中,使底部物流348的全部或一部分作为物流348a再循环到第二反应区382,作为物流348b再循环到第一反应区372,或者再循环到第一反应区372和第二反应区382两者。例如,再循环到区372的物流348b占物流348的0体积%至100体积%,0体积%至约80体积%,或0体积%至约50体积%,并且再循环到区382的物流348a占物流348的0体积%至100体积%,0体积%至约80体积%,或0体积%至约50体积%。在某些实施方案中,其中再循环为100体积%或接近100体积%,未转化的油的再循环增加适合作为混合进料蒸汽裂解区230的进料的产物的收率。

[0251] 在某些实施方案中,来自反应流出物的分馏器底部物的一部分作为排出流368除去。排出流368可以占分馏器底部物348的约0体积%至10体积%、1体积%至10体积%、1体积%至5体积%或1体积%至3体积%。

[0252] 第二反应区382在有效生产反应流出物流386的条件下操作,反应流出物流386含有转化了的烃、部分转化了的烃和未转化了的烃。第二工段,将反应流出物流386通到分馏区342,任选地经过一个或多个气体分离器以回收再循环氢气并除去某些轻气体

[0253] 例如,合适的两段裂解区370可以包括但不限于基于可从Honeywell UOP,US;Chevron Lummus Global LLC (CLG),US;Axens,IFP Group Technologies,FR;或Shell Global Solutions,US商购获得的技术的系统。

[0254] 在两段再循环加氢裂解区370中的反应器布置可以含有一个或多个固定床、沸腾床、浆料床、移动床、连续搅拌罐(CSTR)或管式反应器,它们可以平行布置。用于供给一个或多个反应器并维持适当操作条件的包括交换器、熔炉、进料泵、骤冷泵和压缩机的额外设备是众所周知的,并且被认为是两段加氢裂解区370的一部分。另外,用于分离反应产物并提供在两段加氢裂解区370内的氢气再循环的包括泵、压缩机、高温分离容器、低温分离容器等的设备是众所周知的,并且被认为是两段加氢裂解区370的一部分。

[0255] 在某些实施方案中,在使用以全部转化操作模式操作的两段再循环配置的加氢裂解区370中的一个或多个第一段反应器的操作条件包括:

[0256] 反应器入口温度(°C)在约340-502、340-460、340-440、372-502、372-460、372-440、394-502、394-460、394-440或412-420的范围内;

[0257] 反应器出口温度(°C)在约350-516、350-471、350-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内;

[0258] 作为加权平均床温(WABT)的运行开始(SOR)反应温度在约310-475、310-435、310-415、350-475、350-435、350-415、370-475、370-435、370-415或390-397的范围内;

[0259] 作为WABT的运行结束(EOR)反应温度在约338-516、338-471、338-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内;

[0260] 反应入口压力(barg)在约100-180、100-160、100-141、121-180、121-160、121-141、128-180、128-160、128-141或131-180的范围内;

[0261] 反应出口压力(barg)在约90-170、90-137、90-130、112-170、112-137、112-130、

118-150、118-137或118-170的范围内；

[0262] 氢分压 (barg) (出口) 在约90-137、90-106、90-120、100-137、100-106或100-120的范围内；

[0263] 氢处理气体进料速率 (SLt/Lt) 高达约1050、940、898或876, 在某些实施方案中为约769-940、769-898、769-876、812-940、812-898、812-876、834-940、834-898或834-876；

[0264] 氢骤冷气体进料速率 (SLt/Lt) 高达约1100、980、935或913, 在某些实施方案中为约801-980、801-935、801-913、846-980、846-935、846-913、868-980、868-935或868-913；

[0265] 补给氢气速率 (SLt/Lt) 高达约564、512、490或468, 在某些实施方案中为约378-512、378-490、378-468、401-512、401-490、401-468、423-512、423-490或423-468；以及

[0266] 相对于加氢裂解催化剂而言, 基于新鲜进料的液时空速值 (h^{-1}) 在约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或0.5-1.5的范围内。

[0267] 在某些实施方案中, 在使用以完全转化操作模式操作的两段再循环配置的加氢裂解区370中的一个或多个第二段反应器的操作条件包括:

[0268] 在某些实施方案中, 两段加氢裂解区370的第一段反应区中的一个或多个反应器的操作条件包括:

[0269] 反应器入口温度 (°C) 在约340-502、340-460、340-440、372-502、372-460、372-440、394-502、394-460、394-440或412-420的范围内；

[0270] 反应器出口温度 (°C) 在约350-516、350-471、350-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内；

[0271] 作为加权平均床温 (WABT) 的运行开始 (SOR) 反应温度在约310-475、310-435、310-415、350-475、350-435、350-415、370-475、370-435、370-415或390-397的范围内；

[0272] 作为WABT的运行结束 (EOR) 反应温度在约338-516、338-471、338-450、382-516、382-471、382-450、400-516、400-471、400-450或422-430的范围内；

[0273] 反应入口压力 (barg) 在约80-145、80-100、80-131、80-120、120-145、100-145或130-145的范围内；

[0274] 反应出口压力 (barg) 在约75-137、75-130、90-130、100-137、100-122或112-137的范围内；

[0275] 氢分压 (barg) (出口) 在约90-145、90-106、90-120、100-145、100-106或100-120的范围内；

[0276] 氢处理气体进料速率 (SLt/Lt) 高达约910、823、785或767, 在某些实施方案中为约673-823、673-785、673-767、711-823、711-785、711-767、729-823、729-785或729-767；

[0277] 氢骤冷气体进料速率 (SLt/Lt) 高达约980、882、842或822, 在某些实施方案中为约721-882、721-842、721-822、761-882、761-842、761-822、781-882、781-842或781-822；

[0278] 补给氢气速率 (SLt/Lt) 高达约451、410、392或374, 在某些实施方案中为约303-410、303-392、303-374、321-410、321-392、321-374、338-410、338-392或338-374；以及

[0279] 相对于加氢裂解催化剂而言, 基于新鲜进料的液时空速值 (h^{-1}) 在约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或1.0-3.0的范围内。

[0280] 在上述条件和催化剂选择下, 来自以完全转化模式作为两段加氢裂解器 (具有再

循环)操作的加氢裂解区370的示例性产物包括78-99、78-90、78-85、80-90或80-99重量%的沸点处于或低于常压渣油终沸点如370℃下的流出物(相对于加氢裂解区370的进料),包括LPG、煤油、石脑油和常压瓦斯油范围的组分。剩余的底部馏分是未转化的油馏分,其全部或部分可以有效地集成为如本文所述的瓦斯油蒸汽裂解区250的进料。

[0281] 在某些实施方案中,可以在渣油处理中心800中处理0-100重量%的真空渣油流168(以虚线作为任选的实施方案示出)。在额外的实施方案中,可以将来自蒸汽裂解器复合体的0-100重量%的热解油导引到渣油处理中心800。渣油处理中心800可以包括但不限于以下中的一种或多种:催化氢加成过程,诸如渣油加氢裂解系统;热焦化过程,诸如延迟焦化器;和/或溶剂脱沥青过程。在某些实施方案中,渣油处理中心800生产馏出物馏分808、重馏分806和/或底部馏分804中的一种或多种。馏出物馏分808可以包括例如沸点在包括和低于常压瓦斯油范围馏分(例如在36℃至370℃的温度范围内)或包括和低于中压瓦斯油范围馏分的温度范围内的一种或多种中间馏出物流。注意,当渣油处理中心800是溶剂脱沥青时,不生产馏出物馏分808。馏出物馏分808的部分可以用作混合进料蒸汽裂解区230的进料、集成的加氢处理区中的一个或多个的进料和/或用于生产燃料组分。重馏分806的全部或一部分可以包括,例如,沸点高于常压瓦斯油范围(例如370℃)或高于中压瓦斯油范围的一种或多种处理过的重范围烃流;或溶剂脱沥青单元中的脱沥青油。重馏分806的部分可以用作瓦斯油蒸汽裂解区250的进料,集成的加氢处理区中的一个或多个的进料,作为未转化的油产物回收,用于基础油生产区中的润滑油生产,和/或并入燃料油池。底部馏分804可以包括例如渣油加氢裂解系统中的沥青、延迟焦化器中的石油焦或溶剂脱沥青单元中的沥青)。

[0282] 并入某些真空渣油加氢处理区的系统和方法的实施方案公开在2017年11月17日提交的题为“Process and System for Conversion of Crude Oil to Petrochemicals and Fuel Products Integrating Vacuum Residue Hydroprocessing”的美国专利申请号[SA3106 AFS 215,409]和2017年11月17日提交的题为“Process and System for Conversion of Crude Oil to Petrochemicals and Fuel Products Integrating Vacuum Residue Conditioning and Base Oil Production”的美国专利申请号[SA3107AFS 215,410]中,这些是共同拥有的并且通过引用整体并入本文。并入溶剂脱沥青的系统和方法的实施方案公开在2017年11月17日提交的题为“Process and System for Conversion of Crude Oil to Petrochemicals and Fuel Products Integrating Solvent Deasphalting of Vacuum Residue”的美国专利申请号[SA3108 AFS 215,411]中,其是共同拥有的并且通过引用整体并入本文。并入热焦化的系统和方法的实施方案公开在2017年11月17日提交的题为“Process and System for Conversion of Crude Oil to Petrochemicals and Fuel Products Integrating Delayed Coking of Vacuum Residue”的美国专利申请号[SA3109 AFS 215,412]中,其是共同拥有的并且通过引用整体并入本文。

[0283] 混合进料蒸汽裂解区230,其作为高苛刻度或低苛刻度的热裂解方法操作,通常将LPG、石脑油和较重烃主要转化成含有混合C1-C4链烷烃和烯烃的混合产物流232。在某些实施方案中,混合进料蒸汽裂解区230处理来自原油单元的直馏液、乙烷和/或丙烷(来自外部界区和/或再循环的)和来自集成方法和系统内的化学生产和回收区域的各种再循环流。合

适的混合进料蒸汽裂解区230可以包括但不限于基于可从Linde AG, DE; TechnipFMC plc, UK; Chicago Bridge&Iron Company N.V. (CB&I), NL; 或KBR, Inc, US商购获得的技术的系统。

[0284] 例如,混合进料蒸汽裂解区230的多种进料包括:来自原油复合体100的轻馏分152、轻石脑油138和重石脑油140(或全范围直馏石脑油136,如其他实施方案中所示);来自烷基转移区630的LPG流634;来自下述甲基乙炔/丙二烯(MAPD)饱和和丙烯回收区280的再循环流282;来自下述1-丁烯回收区520的C4提余液524;来自上述柴油氢化处理区180的野生石脑油184(在某些实施方案中,通过原油复合体);来自上述瓦斯油加氢裂解区320的野生石脑油326(在某些实施方案中,通过原油复合体);来自下述芳烃提取区620的提余液流646;在某些实施方案中,来源于下述热解汽油的C5馏分;和任选地,丙烷流228(来自界区外部)。在某些实施方案中,混合进料蒸汽裂解区230可以接受来自其他来源的可选进料,例如可以从界区外部获得的其他石脑油范围进料。

[0285] 来自混合进料蒸汽裂解区230的产物包括:含有混合C1-C4链烷烃和烯烃的骤冷的裂解气流232,将其导引到烯烃回收区270;原始热解汽油流234,将其导引到py-gas氢化处理区600以生产作为芳烃提取区620的进料的氢化处理的热解汽油604,和C5 606;以及热解燃料油流236。

[0286] 混合进料蒸汽裂解区230在有效地将进料裂解成包括乙烯、丙烯、丁二烯和混合丁烯的所需产物的参数下操作。还回收了热解汽油和热解油。在某些实施方案中,一个或多个蒸汽裂解炉在有效生产丙烯与乙烯重量比为约0.3-0.8、0.3-0.6、0.4-0.8或0.4-0.6的流出物的条件下操作。

[0287] 混合进料蒸汽裂解区230通常包括一个或多个炉系列。例如,典型的布置包括可以基于众所周知的蒸汽热解方法操作的反应器,即,在蒸汽存在下将热裂解进料装入对流区段以升高原料的温度,并将加热的进料通到含有炉管的热解反应器中进行裂解。在对流区段中,例如使用一个或多个废热流或其他合适的加热布置将混合物加热到预定温度。

[0288] 将进料混合物在对流区段中加热至高温,并将沸点低于预定温度的物质蒸发。将加热的混合物(在某些实施方案中,与额外的蒸汽一起)通到热解区段,所述热解区段在进一步升高的温度下操作短停留时间,诸如1-2秒或更短,实现热解以生产混合产物流。在某些实施方案中,单独的对流和辐射区段用于进入混合进料蒸汽裂解区230的不同进料,其中各自的条件针对特定的进料优化。

[0289] 在某些实施方案中,混合进料蒸汽裂解区230中的蒸汽裂解使用以下条件进行:对流区段中的温度(°C)在约400-600、400-550、450-600或500-600的范围内;对流区段中的压力(barg)在约4.3-4.8、4.3-4.45、4.3-4.6、4.45-4.8、4.45-4.6或4.6-4.8的范围内;热解区段中的温度(°C)在约700-950、700-900、700-850、750-950、750-900或750-850的范围内;热解区段中的压力(barg)在约1.0-1.4、1.0-1.25、1.25-1.4、1.0-1.15、1.15-1.4或1.15-1.25的范围内;对流区段中蒸汽与烃的比率在约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或1:1-1.5:1的范围内;以及热解区段中的停留时间(秒)在约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或0.5-1的范围内。

[0290] 在混合进料蒸汽裂解区230的操作中,来自裂解炉的流出物例如使用转移管线交

换器骤冷，并将其通到骤冷塔。将轻产物，骤冷的裂解气流232导引到烯烃回收区270。较重的产物在热蒸馏区段中分离。原始热解汽油流在骤冷系统中回收。在骤冷塔之前，在一级分馏器处分离热解油236。

[0291] 在混合进料蒸汽裂解区230的一个实施方案的操作中，将原料与稀释蒸汽混合以降低烃分压，然后预热。将预热的进料送入安装在裂解炉的辐射区段中的管式反应器。烃经历自由基热解反应以形成轻烯烃乙烯和丙烯以及其他副产物。在某些实施方案中，专用裂解炉设置有针对包括乙烷、丙烷和丁烷/石脑油的每种主要原料类型优化的裂解管几何形状。使在集成系统和方法内生产的价值较低的烃如乙烷、丙烷、C4提余液和芳烃提余液再循环以在混合进料蒸汽裂解区230中消失。

[0292] 在某些实施方案中，来自熔炉的裂解气体在转移管线交换器(骤冷冷却器)中冷却，例如，生产适合作为稀释蒸汽的1800psig蒸汽。骤冷的裂解气体进入与混合进料蒸汽裂解区230相关的一级分馏器，以从较轻组分中除去热解燃料油底部物。一级分馏器能够有效回收热解燃料油。热解燃料油在燃料油汽提器中用蒸汽汽提以控制产物蒸气压，并冷却。另外，二级骤冷可以通过将作为骤冷油的热解燃料油直接注入液体炉流出物中来进行。可以将汽提并冷却的热解燃料油送到燃料油池或产品储存。将一级分馏器顶部物送到骤冷水塔；回收用于工艺水处理的冷凝的稀释蒸汽和原始热解汽油。将骤冷水塔塔顶物送到烯烃回收区270，特别是第一压缩工段。将原始热解汽油送到汽油稳定器以除去任何轻馏分并控制下游热解汽油处理中的蒸气压。启用闭环稀释蒸汽/工艺用水系统，其中使用来自一级分馏器骤冷泵送回路的热回收产生稀释蒸汽。由于能量集成和轻馏分流中的热解燃料油含量，一级分馏器能够有效回收热解燃料油。

[0293] 瓦斯油蒸汽裂解区250在将其进料有效转化为轻烯烃、热解汽油和热解油的条件下操作。如本文所述，瓦斯油蒸汽裂解区250的进料包括来自真空瓦斯油加氢处理区的真空瓦斯油范围产品，诸如来自VGO加氢裂解区320的未转化的油324，以及在某些实施方案中，例如在常压瓦斯油范围的第三中间馏出物流126的全部或一部分。在某些实施方案中，瓦斯油蒸汽裂解区250可以接受来自其他来源的可选进料，例如可以从界区外部获得的其他瓦斯油范围的进料。来自瓦斯油蒸汽裂解区250的产物包括含有混合C1-C4链烷烃和烯烃的骤冷的裂解气流252，将其导引到烯烃回收区270；原始热解汽油流254，将其导引到py-gas氢化处理区600以提供芳烃提取区620的额外进料604；和热解燃料油流256。

[0294] 瓦斯油蒸汽裂解区250在有效地将进料裂解成包括乙烯、丙烯、丁二烯和混合丁烯的所需产物的参数下操作。还回收了热解汽油和热解油。在某些实施方案中，瓦斯油蒸汽裂解区250中的一个或多个蒸汽裂解炉在有效生产丙烯与乙烯重量比为约0.3-0.8、0.3-0.6、0.4-0.8或0.4-0.6的流出物的条件下操作。

[0295] 在瓦斯油蒸汽裂解区250的一个实施方案中，将原料预热并与稀释蒸汽混合以降低对流区段中的烃分压。将蒸汽-烃混合物进一步加热并进料到安装在裂解炉的辐射区段中的管式反应器中。烃经历自由基热解反应以形成轻烯烃乙烯和丙烯以及其他副产物。

[0296] 在某些实施方案中，瓦斯油蒸汽裂解区250中的蒸汽裂解使用以下条件进行：对流区段中的温度(℃)在约300-450或300-400的范围内；对流区段中的压力(barg)在约7.2-9.7、7.2-8.5、7.2-7.7、7.7-8.5、7.7-9.7或8.5-9.7的范围内；热解区段中的温度(℃)在约700-850、700-800、700-820、750-850、750-800或750-820的范围内；热解区段中的压力

(barg) 在约0.9-1.2、0.9-1.4、0.9-1.6、1.2-1.4、1.2-1.6或1.4-1.6的范围内;对流区段中蒸汽与烃的比率在约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或1:1-1.5:1的范围内;以及热解区段中的停留时间(秒)在约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或0.5-1的范围内。

[0297] 在某些实施方案中,来自瓦斯油蒸汽裂解区250炉的裂解气体通过生产例如1800psig的蒸汽而在输送管线交换器中骤冷。骤冷的气体在一级分馏器中用蒸汽汽提。较轻的气体作为塔顶产物回收;侧馏分流含有热解燃料油。一级分馏器底部产物是热解焦油,将其冷却并送至产品储存。来自一级分馏器的热解燃料油在热解燃料油汽提器中用蒸汽汽提,其分离热解汽油作为塔顶物和热解燃料油作为底部产物。将一级分馏器顶部物中的汽油冷凝并与来自热解燃料油汽提塔的汽油组合,然后送到汽油稳定器。汽油稳定器除去顶部物中的轻产物,而将稳定器底部物送到py-gas氢化处理器。将一级分馏器顶部物中的C4和更轻气体例如在两个压缩工段中压缩,然后进入吸收器、脱丙烷塔和脱丁烷塔。

[0298] 来自混合进料蒸汽裂解区230和瓦斯油蒸汽裂解区250两者的C4和更轻气体的压缩可以在某些实施方案中在通常的步骤中进行,以降低与压缩相关的资金和操作成本,从而增加本文的集成方法的效率。因此,将C4和更轻气流232以及C4和更轻气流252都通到烯烃回收区270。

[0299] 在某些实施方案中,来自混合进料蒸汽裂解区230和瓦斯油蒸汽裂解区250两者的熔炉的裂解气体经受通常的步骤,用于骤冷、回收裂解汽油、回收热解油以及回收C4和更轻的气体。例如,在一个实施方案中,来自两个蒸汽裂解区的熔炉的裂解气体在转移管线交换器(骤冷冷却器)中组合冷却,例如,生产适合作为稀释蒸汽的1800psig蒸汽。骤冷的裂解气体进入一级分馏器以从较轻组分中除去热解燃料油底部物。一级分馏器能够有效回收热解燃料油。热解燃料油在燃料油汽提器中用蒸汽汽提以控制产物蒸气压,并冷却。另外,二级骤冷可以通过将作为骤冷油的热解燃料油直接注入液体炉流出物中来进行。可以将汽提并冷却的热解燃料油送到燃料油池或产品储存。将一级分馏器顶部物送到骤冷水塔;回收用于工艺水处理的冷凝的稀释蒸汽和原始热解汽油。将骤冷水塔塔顶物送到烯烃回收区270,特别是第一压缩工段。将原始热解汽油送到汽油稳定器以除去任何轻馏分并控制下游热解汽油处理中的蒸气压。启用闭环稀释蒸汽/工艺用水系统,其中使用来自一级分馏器骤冷泵送回路的热回收产生稀释蒸汽。由于能量集成和轻馏分流中的热解燃料油含量,一级分馏器能够有效回收热解燃料油。

[0300] 来自混合进料蒸汽裂解区230的混合产物流232流出物和来自瓦斯油蒸汽裂解区250的混合产物流252流出物显示为组合流220。将物流220导引到烯烃回收区270。例如,来自骤冷步骤的轻产物C4-、H₂和H₂S包含在导引到烯烃回收区270的混合产物流220中。产物包括:氢气210,用于再循环和/或传送给用户;燃料气体208,将其通到燃料气体系统;乙烷272,使其再循环到混合进料蒸汽裂解区230;乙烯202,作为产物回收;混合C3流286,将其通到甲基乙炔/丙二烯饱和和丙烯回收区280;和混合C4流206,将其通到丁二烯提取区500。

[0301] 烯烃回收区270操作用以由混合产物流220生产符合规格的轻烯烃(乙烯和丙烯)产物。例如,将来自蒸汽裂解器的冷却的气体中间产物进料到裂解气压缩机、碱洗区和一个或多个分离系列,以通过蒸馏分离产物。在某些实施方案中,提供两个系列。蒸馏系列包括冷蒸馏区段,其中较轻的产物如甲烷、氢气、乙烯和乙烷在低温蒸馏/分离操作中分离。来自

蒸汽裂解器的混合C2流含有乙炔,其在乙炔选择性氢化单元中氢化以生产乙烯。该系统还可以包括乙烯、丙烷和/或丙烯制冷设施,以实现低温蒸馏。

[0302] 在一个实施方案中,来自混合进料蒸汽裂解区230的混合产物流232流出物和来自瓦斯油蒸汽裂解区250的混合产物流252流出物通过3至5个压缩工段。在苛性碱洗涤塔中用苛性碱除去酸性气体。在额外的压缩和干燥段之后,将轻裂解气体冷却并导引到脱丙烷塔。在某些实施方案中,轻裂解气体用级联的两级制冷系统(丙烯、混合二元制冷剂)冷却以进行低温分离。前端脱丙烷塔优化冷却系列和脱甲烷塔装载。脱丙烷塔将C3和更轻的裂解气体分离为塔顶物流,其中C4和更重的烃作为塔底物流。将脱丙烷塔塔底物导引到脱丁烷塔,其回收粗C4流206和任何痕量的热解汽油,可以将其导引到py-gas氢化处理区600(未示出)。

[0303] 脱丙烷塔塔顶物通过一系列乙炔转化反应器,然后进料到脱甲烷塔冷却系列,其通过氢气净化系统如变压吸附分离富氢产物。实施前端乙炔氢化以优化温度控制,最小化绿油形成并通过排除C2分流器巴氏杀菌区段来简化乙烯产物回收,所述C2分流器巴氏杀菌区段原本通常包括在产物回收中。另外,通过变压吸附进行氢气净化排除了对甲烷化反应器的需要,甲烷化反应器原本通常包括在产物回收中。

[0304] 脱甲烷塔在塔顶物中回收甲烷用于燃料气体,并且将脱甲烷塔塔底物的C2和较重气体导引到脱乙烷塔。脱乙烷塔分离乙烷和乙烯塔顶物,将其进料到C2分流器。C2分流器在塔顶物中回收乙烯产物202,在某些实施方案中,聚合物级乙烯产物。使来自C2分流器底部物的乙烷272再循环到混合进料蒸汽裂解区230。脱乙烷塔塔底物含有C3,丙烯产物204,在某些实施方案中聚合物级丙烯产物,作为C3分流器的塔顶物从其中回收,其中来自C3分流器塔底物的丙烷282再循环到混合进料蒸汽裂解区230。

[0305] 提供甲基乙炔/丙二烯(MAPD)饱和和丙烯回收区280用于选择性氢化以转化甲基乙炔/丙二烯,并从来自烯烃回收区270的混合C3流286回收丙烯。来自烯烃回收区270的混合C3 286含有相当大量的丙二烯和丙烯。甲基乙炔/丙二烯饱和和丙烯回收区280能够生产丙烯204,在某些实施方案中,丙烯204可以是聚合物级丙烯。

[0306] 甲基乙炔/丙二烯饱和和丙烯回收区280接收氢气284并从烯烃回收区270中接收混合C3 286。来自甲基乙炔/丙二烯饱和和丙烯回收区280的产物是丙烯204,将其回收;和再循环C3流282,将其导引到蒸汽裂解区230。在某些实施方案中,使甲基乙炔和丙二烯饱和的氢气284来源于从烯烃回收区270获得的氢气210。

[0307] 将来自烯烃回收区270的含有C4混合物(称为粗C4)的物流206导引到丁二烯提取区500,以从混合的粗C4中回收高纯度1,3-丁二烯产物502。在某些实施方案(未示出)中,在丁二烯提取区500之前氢化混合C4的步骤可以集成以例如使用固定床反应器用合适的催化氢化方法除去炔属化合物。使用例如正甲基吡咯烷酮(NMP)或二甲基甲酰胺(DMF)作为溶剂通过提取蒸馏从氢化的混合C4流中回收1,3-丁二烯502。丁二烯提取区500还生产含有丁烷/丁烯的提余液流504,将其通到甲基叔丁基醚区510。

[0308] 在一个实施方案中,在丁二烯提取区500的操作中,将物流206预热并蒸发到达例如具有两个区段的第一提取蒸馏塔。NMP或DMF溶剂将1,3-丁二烯与物流504中包含的其他C4组分分离。将富溶剂用蒸气闪蒸到第二提取蒸馏塔,其生产高纯度1,3-丁二烯流作为塔顶产物。将来自闪蒸的液体溶剂和第二蒸馏塔塔底部导引到一级溶剂回收塔。将塔底液体

循环回到提取器，并将塔顶液体通到二级溶剂回收或溶剂抛光塔。来自回收塔的蒸汽塔顶物与再循环丁二烯产物组合到提取器的底部以增加1,3-丁二烯的浓度。可以水洗1,3-丁二烯产物502以除去任何痕量的溶剂。在某些实施方案中，产物纯度(重量%)为97-99.8、97.5-99.7或98-99.6的1,3-丁二烯，且回收进料中94-99、94.5-98.5或95-98的1,3-丁二烯含量(重量%)。除了诸如DMF的溶剂之外，还将添加剂化学品与溶剂调和以增强丁二烯回收。另外，提取蒸馏塔和一级溶剂回收塔使用高压蒸汽(例如，600psig)并将来自芳烃提取区620的热油作为换热流体循环来再沸腾。

[0309] 集成甲基叔丁基醚区510以由第一C4提余液流504生产甲基叔丁基醚514和第二C4提余液516。在某些实施方案中，使C4提余液1-504进行选择性氢化以选择性氢化任何剩余的二烯，然后使异丁烯与甲醇反应以生产甲基叔丁基醚。

[0310] 回收1-丁烯产物流522的纯度规格要求降低第二C4提余液516中异丁烯的含量。通常，将含有混合的丁烷和丁烯并包括异丁烯的第一C4提余液流504通到甲基叔丁基醚区510。还添加甲醇512，使其与异丁烯反应并生产甲基叔丁基醚514。例如，甲基叔丁基醚产物和甲醇在一系列分馏器中分离，并将其导引到第二反应工段。用水洗和最后的分馏工段除去甲醇。使回收的甲醇再循环到固定床下流式脱氢反应器中。在下面参考图11描述的某些实施方案中，可以将额外的异丁烯引入例如来源于复分解转化单元的甲基叔丁基醚区510。

[0311] 在甲基叔丁基醚区510的一个实施方案的操作中，提余液流504含有35-45重量%、37-42.5重量%、38-41重量%或39-40重量%的异丁烯。将该组分从C4提余液516中除去，以达到所需的纯度规格，例如，对于来自丁烯-1回收区520的1-丁烯产物流522，大于或等于98重量%。甲醇512，在某些实施方案中，来自界区外部的具有大于或等于98重量%的纯度水平的高纯度甲醇，和提余液流504中包含的异丁烯和在某些实施方案中来自复分解的异丁烯544(以虚线显示为任选的进料)在一级反应器中反应。在某些实施方案中，一级反应器是固定床下流式脱氢反应器，并且对于基于重量计在约70-95%、75-95%、85-95%或90-95%的范围内的异丁烯转化率操作。将来自一级反应器的流出物导引到反应塔，在其中完成反应。在某些实施方案中，反应塔和一级反应器的放热可以任选地与提供的蒸汽一起用于补充塔再沸器。反应塔塔底部含有甲基叔丁基醚、痕量(例如小于2%)的未反应的甲醇以及在一级反应器和反应塔中生产的重产物。反应塔塔顶物含有未反应的甲醇和非反应性C4提余液。将该物流水洗以除去未反应的甲醇，并作为C4提余液516通到1-丁烯回收区520。回收的甲醇在甲醇回收塔中从洗涤水中除去并再循环到一级反应器中。

[0312] 将来自甲基叔丁基醚区510的C4提余液流516通到分离区520以回收丁烯-1。在某些实施方案中，在甲基叔丁基醚区510的上游或在甲基叔丁基醚区510和用于丁烯-1回收的分离区520之间，还可以包括选择性氢化区(未示出)。例如，在某些实施方案中，来自甲基叔丁基醚区510的提余液在选择性氢化单元中选择性氢化以生产丁烯-1。其他共聚单体和链烷烃也是共同生产的。选择性氢化区在有效量的自选择性氢化区内再循环获得的氢气和补给氢气存在下操作；在某些实施方案中，用于选择性氢化区的补给氢气的全部或一部分来源于来自烯烃回收系列270的蒸汽裂解器氢气流210。例如，合适的选择性氢化区可以包括但不限于基于可从Axens, IFP Group Technologies, FR; Haldor Topsoe A/S, DK; Clariant International Ltd, CH; Chicago Bridge&Iron Company N.V. (CB&I), NL; Honeywell UOP, US; 或Shell Global Solutions, US商购获得的技术的系统。

[0313] 为了选择性回收1-丁烯产物物流522和回收导引到混合进料蒸汽裂解区230和/或在本文所述的某些实施方案中导引到复分解区的再循环流524,使用一个或多个分离步骤。例如,可以使用两个分离塔回收1-丁烯,其中第一塔从链烷烃中回收烯烃,且第二塔从包含2-丁烯的混合物中分离1-丁烯,所述混合物与来自第一塔的链烷烃调和并作为再循环流524再循环到蒸汽裂解器中。

[0314] 在某些实施方案中,将来自甲基叔丁基醚区510的C4提余液流516通到第一分流器,从中分离异丁烷、1-丁烯和正丁烷与较重的C4组分。将异丁烷、1-丁烯和正丁烷作为塔顶物回收,在空气冷却器中冷凝并送到第二分流器。可以将来自第一分流器的主要含有顺式-2-丁烯和反式-2-丁烯的底部物添加到再循环流524中,或者在本文所述的某些实施方案中,将其通到复分解单元。在某些布置中,第一分流器顶部物进入第二分流器的中点。异丁烷产物526可以任选地在顶部物中回收(以虚线显示),1-丁烯产物522作为侧馏分回收,并且正丁烷作为底部物流回收。来自两个分流器的底部物作为再循环流524的全部或一部分回收。

[0315] 将来自蒸汽裂解器的原始热解汽油流234和254处理并分离成处理的石脑油和其他馏分。在某些实施方案中,将热解汽油流234和254的全部、实质部分或显著部分通到py-gas氢化处理区600。原始热解汽油流234和254在py-gas氢化处理区600中有有效量的自py-gas氢化处理区600内再循环获得的氢气和补给氢气602存在下处理。将流出物燃料气体回收,并且例如将其通到燃料气体系统。在某些实施方案中,补给氢气602的全部或一部分来源于来自烯烃回收系列270的蒸汽裂解器氢气流210。例如,合适的py-gas氢化处理区600可以包括但不限于基于可从Honeywell UOP,US;Chevron Lummus Global LLC (CLG),US;Axens,IFP Group Technologies,FR;Haldor Topsoe A/S,DK;或Chicago Bridge&Iron Company N.V. (CB&I),NL商购获得的技术的系统。

[0316] py-gas氢化处理区600在一定条件下操作,并利用可以在相对宽的范围内变化的一种或多种催化剂。选择这些条件和一种或多种催化剂用于有效氢化以使某些烯烃和二烯烃化合物饱和,并且如果需要氢化处理以除去含硫和/或氮的化合物。在某些实施方案中,这在至少两个催化工段中进行,尽管可以利用其他反应器配置。因此,py-gas氢化处理区600使热解汽油流234和254进行氢化以生产有效地作为芳烃提取区620的进料的氢化处理的热解汽油604。流出物废气自py-gas氢化处理区600回收,并将其作为其他气流156的一部分通到烯烃回收系列、饱和气体设备和/或直接通到燃料气体系统。液化石油气可以从py-gas氢化处理区600回收,并将其导引到混合进料蒸汽裂解区、烯烃回收系列和/或饱和气体设备。

[0317] 在py-gas氢化处理区600中,使进料中的二烯烃和进料的C6+部分中的烯烃饱和以生产石脑油流604,芳烃提取区的C5+进料。在某些实施方案中,与py-gas氢化处理区600相关的脱戊烷步骤分离C5的全部或一部分,例如作为混合进料蒸汽裂解区230的额外进料606和/或作为复分解单元530的进料(如例如图3,图5或图11所示)。在其他实施方案中,与芳烃提取区620相关的脱戊烷步骤自氢化处理的石脑油流604分离C5的全部或一部分,例如作为混合进料蒸汽裂解区230的额外进料和/或作为复分解单元530的进料。

[0318] 在某些实施方案中,在第一反应工段中处理热解汽油以进行氢化和稳定化。二烯烃在第一反应工段中选择性地饱和,并且剩余的烯烃在第二反应工段中饱和,同时将进料

硫转化为硫化氢。可以在冷氢化处理单元中处理热解汽油，因此降低芳烃饱和度。

[0319] 在有效的py-gas氢化处理区600的实例中，原始热解汽油在进入进料缓冲鼓之前通过聚结器。第一段反应器在混合相中操作并选择性地将二烯烃氢化成单烯烃并且将不饱和芳烃氢化成侧链饱和的芳烃。Pd基催化剂材料是有效的。在某些实施方案中，可以使用两个平行的第一段反应器，以允许在连续过程中再生而不停机。在某些实施方案中，第一段反应器含有三个催化剂床，其中冷却的第一段分离器液体在每个床之间作为骤冷材料再循环。将第一段流出物稳定并在略微真空下操作的塔中分离以降低温度。在某些实施方案中，从C6+中抽出C5，接着是脱辛烷塔，以除去C9+并生产C6-C8中心石脑油馏分。所述塔在略微真空下操作以限制温度。汽提第一段产物以除去氢气、H₂S和其他轻馏分。在某些实施方案中，将汽提的第一段产物脱戊烷以除去裂解的C5，例如作为复分解单元的进料。第二段反应器在气相中操作并除去硫和饱和烯烃。汽提第二段产物以除去氢气、H₂S和其他轻馏分。在某些实施方案中，两个反应器都是多床并且使用产物再循环来控制反应器温度升高。

[0320] 在某些实施方案中，py-gas氢化处理区600的第一反应工段的操作条件包括：

[0321] 反应器入口温度(℃)在约80-135、80-125、80-115、95-135、95-125、95-115、100-135、100-125、100-115或107-111的范围内；

[0322] 反应器出口温度(℃)在约145-230、145-206、145-200、165-230、165-206、165-200、175-230、175-206、175-200或184-188的范围内；

[0323] 作为加权平均床温(WABT)的运行开始(SOR)反应温度(℃)在约75-125、75-115、75-110、90-125、90-115、90-110、95-125、95-115、95-110或99-104的范围内；

[0324] 作为WABT的运行结束(EOR)反应温度(℃)在约124-195、124-180、124-170、140-195、140-180、140-170、150-195、150-180、150-170或158-163的范围内；

[0325] 反应入口压力(barg)在约25-40、25-35、25-33、28-40、28-35、28-33、30-40、30-35或30-33的范围内；

[0326] 反应出口压力(barg)在约23-35、23-33、23-31、25-35、25-33、25-31、28-35、28-33或-28-31的范围内；

[0327] 氢分压(barg)(出口)在约15-25、15-22、15-21、18-25、18-22、18-21、19-25或19-22的范围内；

[0328] 氢处理气体进料速率(SLt/Lt)高达约180、165或156，在某些实施方案中为约120-180、120-165、120-156、134-180、134-165、134-156、140-180、140-165或140-156；

[0329] 氢骤冷气体进料速率(Lt骤冷/Lt进料)高达约0.8、0.7、0.6或0.5，并且在某些实施方案中在约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或0.45-0.5的范围内；以及

[0330] 补给氢气进料速率(SLt/Lt)高达约60、55、47或45，在某些实施方案中为约34-55、34-47、34-45、40-55、40-47、40-45、42-55、42-47或42-45。

[0331] 在某些实施方案中，py-gas氢化处理区600的第二反应工段的操作条件包括：

[0332] 反应器入口温度(℃)在约225-350、225-318、225-303、255-350、255-318、255-303、270-350、270-318、270-303或285-291的范围内；

[0333] 反应器出口温度(℃)在约289-445、289-405、289-386、328-445、328-405、328-386、345-445、345-405、345-386或364-370的范围内；

- [0334] 作为加权平均床温 (WABT) 的运行开始 (SOR) 反应温度 (°C) 在约217-336、217-306、217-291、245-336、245-306、245-291、260-336、260-306、260-291或274-280的范围内；
- [0335] 作为WABT的运行结束 (EOR) 反应温度 (°C) 在约325-416、325-380、325-362、305-416、305-380、305-362、325-416、325-380、325-362或340-346的范围内；
- [0336] 反应入口压力 (barg) 在约25-37、25-34、25-32、28-37、28-34、28-32、29-37、29-34或29-32的范围内；
- [0337] 反应出口压力 (barg) 在约23-35、23-32、23-30、26-35、26-32、26-30、28-35、28-32或28-30的范围内；
- [0338] 氢分压 (barg) (出口) 在约6-10、6-9、7-10或7-9的范围内；
- [0339] 氢处理气体进料速率 (SLt/Lt) 高达约135、126、116或110, 在某些实施方案中为约84-126、84-116、84-110、95-126、95-116、95-110、100-126、100-116或100-110；以及
- [0340] 补给氢气进料速率 (SLt/Lt) 高达约30、27或24, 在某些实施方案中为约18-30、18-27、18-24、21-30、21-27、21-24、22-30、22-27或22-24。
- [0341] 提供有效量的具有选择性氢化功能性的催化剂, 其通常含有选自Co、Mo、Pt、Pd、Fe或Ni的金属或金属化合物(氧化物或硫化物)的一种或多种活性金属组分。通常将活性金属组分沉积或以其他方式结合在载体如无定形氧化铝、无定形硅铝土、沸石或其组合上。示例性的选择性氢化催化剂主要使用Pd作为氧化铝载体上的活性金属组分, 包括以商品名Olemax[®]600和Olemax[®]601商购获得的那些。相对于第一段热解汽油反应器催化剂而言, 基于新鲜进料的有效液时空速值 (h⁻¹) 在约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或0.9-1.44的范围内。第一段热解汽油反应器中使用的合适催化剂具有在约18-30、22-30、18-26或22-26个月范围内的预期寿命。
- [0342] 提供有效量的第二段热解汽油反应器催化剂, 其包括具有氢化功能性和通常含有选自元素周期表IUPAC第6至10族的金属或金属化合物(氧化物或硫化物)的一种或多种活性金属组分的那些。在某些实施方案中, 活性金属组分是Co、Ni、W和Mo中的一种或多种。通常将活性金属组分沉积或以其他方式结合在载体如无定形氧化铝、无定形硅铝土、沸石或其组合上。在某些实施方案中, 在第一段热解汽油反应器中使用的催化剂包括选自Co/Mo、Ni/Mo、Ni/W和Co/Ni/Mo的一种或多种催化剂。也可以使用Co/Mo、Ni/Mo、Ni/W和Co/Ni/Mo中的一种或多种的组合。例如, 可以使用以商品名Olemax[®]806和Olemax[®]807商购获得的催化剂颗粒与Co和Ni/Mo的金属组分的组合。所述组合可以由含有单一活性金属物质的不同颗粒或含多种活性物质的颗粒组成。相对于第一段热解汽油反应器催化剂而言, 基于新鲜进料的有效液时空速值 (h⁻¹) 在约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或0.8-1.2的范围内。第二段热解汽油反应器中使用的合适催化剂具有在约18-30、22-30、18-26或22-26个月范围内的预期寿命。
- [0343] 将氢化处理的热解汽油604导引到芳烃提取区620。在某些实施方案中, 为了使石油化学品的产量最大化, 将氢化处理的热解汽油604的全部、实质部分或显著部分通到芳烃提取区620。在以汽油生产为目标的操作模式中, 将一些氢化处理的热解汽油604通到汽油池(未示出)。
- [0344] 芳烃提取区620例如包括一个或多个提取蒸馏单元, 并操作用以将氢化处理的热

解汽油分离成高纯度苯、甲苯、二甲苯和C9芳烃。如图10所描绘,从芳烃提取区620回收苯流624、混合二甲苯流626和提余液流646,将提余液流646作为额外进料导引到混合进料蒸汽裂解区230。另外,将甲苯流636和C9+芳烃流638从芳烃提取区620通到甲苯和C9+烷基转移区630以生产额外的苯和二甲苯,作为物流640再循环到芳烃提取区620。在某些实施方案中,可以回收乙苯(未示出)。还从芳烃提取区620回收重芳烃642。

[0345] 在芳烃提取区620的操作的某些实施方案中,使用例如n-甲酰基吗啉(NFM)作为提取溶剂,通过提取蒸馏从进料中分离芳烃。通过蒸馏分离苯、甲苯、混合二甲苯和C9+芳烃。将苯和混合二甲苯作为产物流624和626回收,并且将甲苯636和C9+芳烃638送到甲苯和C9+烷基转移区630。含有苯和混合二甲苯的烷基转移区产物流640返回芳烃提取区620的回收区段。将链烷烃提余液流646作为混合进料蒸汽裂解区230的进料再循环。在某些实施方案中,链烷烃提余物流646与混合进料蒸汽裂解区230直接流体连通,也就是说,在蒸汽裂解步骤之前,该物流不经受进一步的催化处理。

[0346] 溶剂的选择、操作条件以及接触溶剂和进料的机制容许控制芳烃提取的水平。例如,合适的溶剂包括n-甲酰基吗啉、糠醛、N-甲基-2-吡咯烷酮、二甲基甲酰胺、二甲基砜、苯酚、硝基苯、环丁砜、乙腈、糠醛或二醇,并且可以以高达约20:1,在某些实施方案中,高达约4:1,并且在另外的实施方案中,高达约2:1的溶剂与油的比率提供。合适的二醇包括二乙二醇、乙二醇、三乙二醇、四乙二醇以及二丙二醇。提取溶剂可以是纯二醇或用约2-10重量%水稀释的二醇。合适的环丁砜包括烃取代的环丁砜(例如,3-甲基环丁砜)、羟基环丁砜(例如,3-环丁砜醇和3-甲基-4-环丁砜醇)、环丁砜基醚(例如,甲基-3-环丁砜基醚)以及环丁砜基酯(例如,乙酸3-环丁砜酯)。

[0347] 芳烃分离装置可以在约40-200、40-150、60-200、60-150、86-200或80-150°C的范围内的温度下操作。芳烃分离装置的操作压力可以在约1-20、1-16、3-20、3-16、5-20或5-16 barg的范围内。在本文所述的系统和方法的某些实施方案中可用作芳烃分离装置的装置类型包括提取蒸馏塔。

[0348] 在芳烃提取区620的操作的一个实施方案中,进料主要含有C6+组分,并分馏成C6-C8的“中心馏分”和重C9+馏分。将C6-C8馏分导引到提取蒸馏系统,通过溶剂蒸馏将芳烃与非芳烃(饱和物)分离。将来自C6-C8的提余液(非芳烃)除去并作为原料再循环回裂解复合体。芳烃可溶于溶剂中并从提取蒸馏塔的底部运送到溶剂汽提器,其中将其从溶剂中汽提出来以回收芳烃提取物和贫溶剂,使贫溶剂再循环回提取蒸馏塔。将混合芳烃提取物导引到一系列分馏塔(苯塔、甲苯塔和二甲苯塔),其中每种芳族物质例如作为苯流624和混合二甲苯流626依次除去。将重C9+馏分进一步分离成C9物质和C10+物质。将甲苯和C9产物导引到甲苯和C9+烷基转移区630,其中将使其反应形成额外的苯和混合二甲苯。使该物流再循环回芳烃提取区620的分馏部分以回收苯和混合二甲苯以及使未转化的甲苯和C9芳烃再循环。烷基转移流出物不需要在溶剂蒸馏区段中再提取,因此导引到苯塔的入口。在某些实施方案中,甲苯可以再循环至消失或接近消失。将C10和较重的芳烃作为产物642除去。在某些实施方案中,可以回收乙苯。

[0349] 甲苯和C9+烷基转移区630在有效使甲苯和C9+芳烃歧化成含有苯、混合二甲苯和重芳烃的混合物流640的条件下操作。苯和二甲苯的产物比可以通过选择催化剂、原料和操作条件来调节。烷基转移区630自芳烃提取区620中接收甲苯流636和C9+芳烃流638作为进

料。在某些实施方案中,供应少量的氢气632用于烷基转移反应,在某些实施方案中,其全部或部分地由来源于烯烃回收区270的氢气流210获得。发生侧裂解反应,生产燃料气流,例如,将其通到燃料气体系统;和LPG流634,使其再循环到混合进料蒸汽裂解区。由于缩合反应产生少量如占芳烃提取总进料的0.5-3重量%的重芳烃,并将其通到混合流640,以与其他重芳烃一起回收。

[0350] 在甲苯和C9+烷基转移区630的一个实施方案的操作中,使甲苯和C9芳烃在温和条件下与氢气反应,形成C6-C11芳烃的混合物。使混合芳族产物流640再循环回芳烃提取区620,其中苯和混合二甲苯作为产物回收。使C7和C9芳烃作为进料再循环回到烷基转移区630,并且将C10+馏分作为重芳烃流642从芳烃提取区620中除去。歧化反应在有效量的氢气存在下发生。在反应器条件下通过裂解反应消耗最少量的氢气。使吹扫气体再循环回裂解复合体以回收组分。

[0351] 在某些实施方案中,热解油流236和256可以作为低硫组分调和到燃料油池中,和/或用作炭黑原料。在额外的实施方案中,热解油流236和256中的任一种或两种可以分馏(未示出)成轻热解油和重热解油。例如,轻热解油可以与一种或多种中间馏出物流调和,从而处理0-100%的来源于热解油流236和256中的任一种或两种的轻热解油,以生产柴油燃料产物和/或混合进料蒸汽裂解区230的额外进料。在另一个实施方案中,0-100%的来源于热解油流236、256的任一种或两种的轻热解油可以在瓦斯油加氢裂解区320中处理。在某些实施方案中,可以将轻热解油的全部、实质部分、显著部分或主要部分通到柴油氢化处理区180和/或真空瓦斯油加氢处理区中的一个或两个;可以将任何剩余部分调和到燃料油池中。重热解油可以作为低硫组分调和到燃料油池中,和/或用作炭黑原料。在另外的实施方案中,来源于热解油流236、256中的一种或两种的0-100%轻热解油和/或0-100%重热解油可以在任选的渣油处理区800中处理。在某些实施方案中,热解油流236、256(轻和重)的全部、实质部分、显著部分或主要部分可以在任选的渣油处理区800中处理。

[0352] 图11描绘包括集成复分解区530的实施方案。图11的方法根据关于图6和图10的描述或在所有其他方面,根据本文的任何其他实施方案操作。例如,合适的复分解区530可以包括但不限于基于可从Chicago Bridge&Iron Company N.V. (CB&I), NL商购获得的技术的系统。

[0353] 复分解区530的原料包括:乙烯产物202的一部分536;来自1-丁烯回收区520的C4提余液-3流532和来自py-gas氢化处理区600的烯烃C5馏分606。C4提余液-3流532是来自1-丁烯回收区520的总C4提余液-3的0-100%;可以使任何剩余部分524再循环到混合进料蒸汽裂解区230。来自复分解区530的产物包括丙烯产物流534和物流542,物流542具有来自复分解单元的大部分饱和的C4/C5的混合物,使其再循环到混合进料蒸汽裂解区。在某些实施方案中,也可以将异丁烯544回收(以虚线显示)并导引到甲基叔丁基醚区510。在不分离异丁烯的情况下操作的实施方案中,其包含在物流542内。

[0354] 在本文的集成方法中使用的复分解区530的实例中,来自分离区520的C4提余液-3流532和来自py-gas氢化处理区600(或芳烃提取区)的C5烯烃流606通过保护床以除去叔丁基儿茶酚,并与摩尔过量的新鲜乙烯和再循环的乙烯混合。反应器进料通过另一个保护床以除去其他痕量的污染物,将其在熔炉中加热并进入歧化(复分解)反应器,在其中形成丙烯。反应达到平衡转化。复分解反应器流出物含有丙烯、乙烯和丁烯/丁烷以及来自副产物

反应的一些C5和更重组分的混合物。C4烯烃在歧化反应器中异构化并与乙烯反应以形成额外的丙烯。在某些实施方案中，C5烯烃的歧化产生异丁烯副产物以生成额外的MTBE。冷却的反应器流出物进入脱乙烯塔，其使顶部乙烯再循环到歧化反应器中。将脱乙烯塔塔底物通到脱丙烯塔，其回收作为塔顶物的等级丙烯产物。丙烯产物纯度>99.5摩尔% (聚合物级)。在某些实施方案中，脱丙烯塔塔底物进入脱异丁烯塔，其回收作为塔顶物的异丁烯以作为MTBE区510的额外原料。将脱异丁烯塔塔底物与再循环流混合以稀释烯烃浓度，将混合物加热并与氢气混合，并将其送到总氢化反应器，其使任何剩余的C4/C5或更重的烯烃饱和，从而增强轻烯烃收率。使冷却的反应器流出物作为原料再循环到混合进料蒸汽裂解区230。

[0355] 图12描绘煤油脱硫在任选的单元中进行的实施方案，也就是说，可以将第一中间馏出物馏分116导引通过煤油脱硫区170或导引到馏出物氢化处理区180。图12的方法根据关于图6和图10的描述或在所有其他方面，根据本文的任何其他实施方案操作。

[0356] 在期望使煤油燃料172最大化的时段期间，可以将第一中间馏出物馏分116导引到煤油脱硫区170。在使混合进料蒸汽裂解区230的原料最大化的时段期间，可以将第一中间馏出物馏分116导引到馏出物氢化处理区180，以生产额外的氢化处理石脑油184。在额外的可选实施方案中，可以将第一中间馏出物馏分116分开(基于体积或重量，例如用转向器)，使得一部分通到馏出物氢化处理区180，且将剩余部分通到煤油脱硫区170。

[0357] 图13描绘排除煤油脱硫的实施方案。因此，在图13的实施方案中，使用两种中间馏出物馏分。在该实施方案中，将第一中间馏出物馏分124导引到馏出物氢化处理区180，并且第二中间馏出物馏分134可以类似于本文其他实施方案中所述的第三中间馏出物馏分126。在使用图13中所示的布置的一个实例中，第一中间馏出物馏分124含有煤油范围的烃和中等AGO范围的烃，且第二常压蒸馏区中间馏出物馏分134含有重AGO范围的烃。在使用图13中所示的布置的另一个实例中，第一中间馏出物馏分124含有煤油范围的烃和一部分中等AGO范围的烃，且第二中间馏出物馏分134含有一部分中等AGO范围的烃和重AGO范围的烃。图13的方法根据关于图6和图10的描述或在所有其他方面，根据本文的任何其他实施方案操作。

[0358] 有利地，配置的工艺动态以及单元和物流的集成实现在混合进料蒸汽裂解和其他处理单元之间的实用物流的非常高水平的集成，引起增加的效率和降低的总体操作成本。例如，可以紧密地集成氢气，从而使来自界区外部的净氢需求最小化或甚至排除。在某些实施方案中，基于集成方法中氢用户所需的总氢气计，来自界区外部的总氢利用率小于约40重量%、30重量%、15重量%、10重量%或5重量%氢气。氢气从烯烃回收系列中回收，并将其供应给系统中的氢用户，所述系统包括柴油氢化处理器、瓦斯油氢化处理器、py-gas氢化处理器以及烷基转移，以便自界区内得到实用氢气的大部分或全部。在某些实施方案中，存在零外部氢气使用，其中仅需要补给氢气来启动操作；当反应达到平衡时，来源于混合进料蒸汽裂解和瓦斯油蒸汽裂解产物的氢气提供足够的氢气以维持集成方法中氢用户的氢需求。在另外的实施方案中，存在净氢增益，使得可以将氢气例如添加到用于操作集成方法内的各种加热单元的燃料气体中。

[0359] 此外，本文所述的集成方法为来自加氢处理单元的废气和轻馏分提供有用的出口。例如，通到原油复合体100的饱和气体设备150的物流156可以含有来自诸如柴油氢化处理器180、瓦斯油加氢裂解区320和/或py-gas氢化处理器600的加氢处理单元的废气和轻馏分。在其他实施方案中，与将这些废气和轻馏分通到物流156组合或作为其替代，可以将全

部或一部分导引到混合进料蒸汽裂解单元230。例如,可以使用包括低温蒸馏/分离操作的冷蒸馏区段(“冷箱”)将C2自甲烷、氢气和C2的混合物中分离,所述冷蒸馏区段可以与混合进料蒸汽裂解单元230、饱和气体设备150和/或烯烃回收区270中的任何一种或全部集成。可以将甲烷和氢气通到燃料气体系统或烯烃回收区270的适当区段,诸如氢气净化系统。在更另外的实施方案中,与将这些废气和轻馏分通到物流156和/或将其导引到混合进料蒸汽裂解单元230组合或作为其替代,可以将全部或一部分导引到烯烃回收区270的适当区段,诸如脱丙烷塔,或将气体与脱丙烷塔塔顶物组合。

[0360] 本文提出的独特配置阐述允许以经济高效的方式使用瓦斯油蒸汽裂解器的物流和单元的集成水平。所述配置使用用原油作为进料的集成方法支持并增强化学转化。因此,相对于来自燃料或炼油厂副产物的传统化学生产方法,这些配置不仅容许较低的资本支出,而且还表现出瓦斯油裂解器的经济使用(通过集成)。因此,尽管使用原油作为进料,但本文的方法与目前在工业中常见的其他选择相当,诸如乙烷裂解器,其受益于可利用乙烷作为进料。

[0361] 本文所述的实施方案提供实现在例如高达80重量%、50重量%或45重量%的范围内,且在某些实施方案中,在约39-45重量%的范围内的原油到化学品转化率的能力。在某些实施方案中,化学转化率为至少约39重量%,且在某些实施方案中,在约39-80、39-50或39-45重量%的范围内。应当理解,该原油到化学品的转化率可以根据诸如进料、所选技术、催化剂选择和各个单元操作操作条件的标准而变化。

[0362] 在一些实施方案中,各个单元操作可以包括控制器,以根据需要监测和调节产品构成。控制器可以根据期望的操作条件来引导装置的任何各个单元操作内的参数,所述操作条件可以例如基于客户需求和/或市场价值。控制器可以基于由操作员数据输入和/或自动检索数据产生的一个或多个信号来调节或调控与一种或多种单元操作相关联的阀、进给器或泵。

[0363] 这种控制器提供具有多种操作模式的通用单元,其可以响应多种输入以增加回收产物的灵活性。控制器可以使用一种或多种计算机系统来实施,所述计算机系统可以是例如通用计算机。可选地,计算机系统可以包括专门编程的特殊用途硬件,例如专用集成电路(ASIC)或意图用于炼油厂内特定单元操作的控制器。

[0364] 计算机系统可以包括通常连接到一个或多个存储器设备的一个或多个处理器,所述存储器设备可以包括例如磁盘驱动器存储器、闪存设备、RAM存储器设备或用于存储数据的其他设备中的任何一种或多种。存储器通常用于在系统操作期间存储程序和数据。例如,存储器可以用于存储与一段时间内的参数有关的历史数据,以及操作数据。包括实施本发明的实施方案的编程代码的软件可以存储在计算机可读和/或可写非易失性记录介质上,然后通常被复制到存储器中,然后可以由一个或多个处理器执行。这种编程代码可以用多种编程语言中的任何一种或其组合来编写。

[0365] 计算机系统的组件可以通过一个或多个互连机制耦合,所述互连机制可以包括例如在集成在同一设备内的组件之间的一个或多个总线和/或例如在驻留在单独分立设备上的组件之间的网络。互连机制通常使得能够在系统的组件之间交换通信,例如数据和指令。

[0366] 计算机系统还可以包括一种或多种输入设备,例如键盘、鼠标、轨迹球、麦克风、触摸屏和其他人机界面设备,以及一种或多种输出设备,例如打印装置、显示屏或扬声器。另

外,除了可以由系统的组件中的一种或多种形成的网络之外或作为其替代,计算机系统可以含有可以将计算机系统连接到通信网络的一个或多个接口。

[0367] 根据本文所述的方法的一个或多个实施方案,所述一种或多种输入设备可以包括用于测量装置和/或其单元操作的任何一个或多个参数的传感器和/或流量计。可选地,传感器、流量计、泵或所述装置的其他组件中的一个或多个可以连接到可操作地耦合到计算机系统的通信网络。上述任何一个或多个可以耦合到另一个计算机系统或组件,以通过一个或多个通信网络与计算机系统通信。这样的配置允许任何传感器或信号发生设备位于距计算机系统相当远的距离处和/或允许任何传感器位于距任何子系统和/或控制器相当远的距离处,同时仍在其间提供数据。这种通信机制可以通过利用任何合适的技术来实现,所述技术包括但不限于利用有线网络和/或无线网络和协议的技术。

[0368] 尽管以上通过示例的方式将计算机系统描述为可以在其上实践本文的方法的各个方面的一种类型的计算机系统,但是应当理解,本发明不限于以软件或在计算机系统上如示例性描述的那样实施。实际上,不是在例如通用计算机系统上实施,而是控制器或其组件或子部分可以可选地作为专用系统或专用可编程逻辑控制器(PLC)或在分布式控制系统中实施。另外,应当理解,所述方法的一个或多个特征或方面可以用软件、硬件或固件或其任何组合来实施。例如,可由控制器执行的算法的一个或多个片段可以在单独的计算机中执行,这些计算机又可以通过一个或多个网络通信。

[0369] 在一些实施方案中,一个或多个传感器和/或流量计可以包括在整个工艺中的位置,其与手动操作器或自动控制系统通信以在可编程逻辑控制过程中实施合适的工艺修改。在一个实施方案中,一种方法包括控制器,所述控制器可以是任何合适的编程或专用的计算机系统、PLC或分布式控制系统。可以测量某些产物流的流速,并且可以根据需要重定向流以满足必要的产品构成。

[0370] 可以引起各种调节或控制的因素包括客户对各种烃产品的需求、各种烃产品的市场价值、原料性质如API重力或杂原子含量以及产品质量(例如,汽油和中间馏出物指示性质,诸如汽油的辛烷值和中间馏出物的十六烷值)。

[0371] 所公开的方法和系统产生用于直接转化原油如轻原油,诸如阿拉伯超轻(AXL)原油或阿拉伯轻(AL)原油的新出口。另外,所公开的方法和系统提供新的配置,与已知的方法和系统相比,相对于来自燃料或炼油厂副产物的化学生产的常规方法,所述配置需要较低的资本支出,并且利用精炼单元和集成的化学复合体。所公开的方法和系统实质性增加原油的比例,所述原油被转化为传统上具有高市场价格的高纯度化学品。使用本文所述的方法和系统最小化或排除由提高商业证明的工艺容量的阈值而导致的复杂性。

[0372] 所公开的方法和系统利用以新颖配置布置的不同商业上证明的单元。这些新颖的配置使得能够生产精制的产品和石油化学品,包括烯烃、芳烃、MTBE和丁二烯。与使用炼油中间体或副产物作为原料的传统化学生产相比,所公开的方法和系统允许化学品生产者脱离燃料市场并且具有更大的自由度以增加作为原油率的分数的化学品收率。而且,所公开的方法和系统实质性增加原油的比例,所述原油被转化为传统上具有高市场价格的高纯度化学品。

[0373] 所公开的方法和系统提供化学品生产的替代方案,其相对于利用精炼单元和集成化学复合体的常规路线具有较低的资本投资。此外,所公开的方法和系统提供同时生产燃

料产品和化学产品的灵活性。化学品与残余燃料的比率可以通过工艺操作来调节,以应对不断变化的燃料和化学品市场机会。在某些实施方案中,该工艺配置是灵活的,以使得能够处理原油,诸如阿拉伯轻原油或阿拉伯超轻原油,以提供优异的化学产品生产,同时最小化精制燃料产品的生产。这些配置提供结构操作灵活性,以调节石油化学品与精炼产品的比率,以实现最佳操作,并允许转变化学品到燃料的生产比率,从而调节到市场条件。

[0374] 例如,在真空瓦斯油加氢处理中,随着苛刻度增加,UCO的收率随石脑油收率的增加而降低,尽管在很大程度上馏出物的收率确实发生了变化,因为野生石脑油产品是馏出物裂解产生的。UCO产物通过开环反应进行化学重构,在性质上变得更加链烷烃性,并且仍然是瓦斯油沸程产物。通过调整真空瓦斯油加氢处理的苛刻度,石脑油和UCO之间的相对产出率转变。蒸汽裂解器中石脑油的烯烃收率优于UCO;而来自UCO的重产物收率(混合C4和热解汽油)优于石脑油。因此,调整真空瓦斯油加氢处理转化的关键优势是经济地且动态地解决烯烃和芳族产品的不断变化的市场条件,这可能会急剧变化。

[0375] 每个处理单元在这些单元的典型条件下操作,这些条件可以基于进料的类型而变化,以在单元设计的容量内使所需产品最大化。所需产物可以包括适合作为混合进料蒸汽裂解区230或瓦斯油蒸汽裂解区250的原料的馏分,或适合用作燃料产物的馏分。同样,处理单元根据进料特性和所需产物采用一种或多种适当的催化剂。本文描述这些操作条件和催化剂的某些实施方案,但应理解,这些变化是本领域众所周知的并且在本领域技术人员的能力范围内。

[0376] 出于本文的简化示意图和描述的目的,未示出在原油中心中常规的伴随组件,诸如多个阀、温度传感器、一个或多个预热器、一种或多种脱盐操作等。

[0377] 另外,未示出常规加氢处理单元中的伴随组件,诸如氢气再循环子系统、排出流、废催化剂排放子系统和催化剂更换子系统等。

[0378] 另外,未示出常规热裂解系统中的伴随组件,诸如蒸汽供应、焦炭去除子系统、热解区段、对流区段等。

[0379] 在以上和所附附图中已经描述了本发明的方法和系统;然而,修改对于本领域的普通技术人员来说将是清楚的,并且本发明的保护范围将由以下权利要求书所限定。

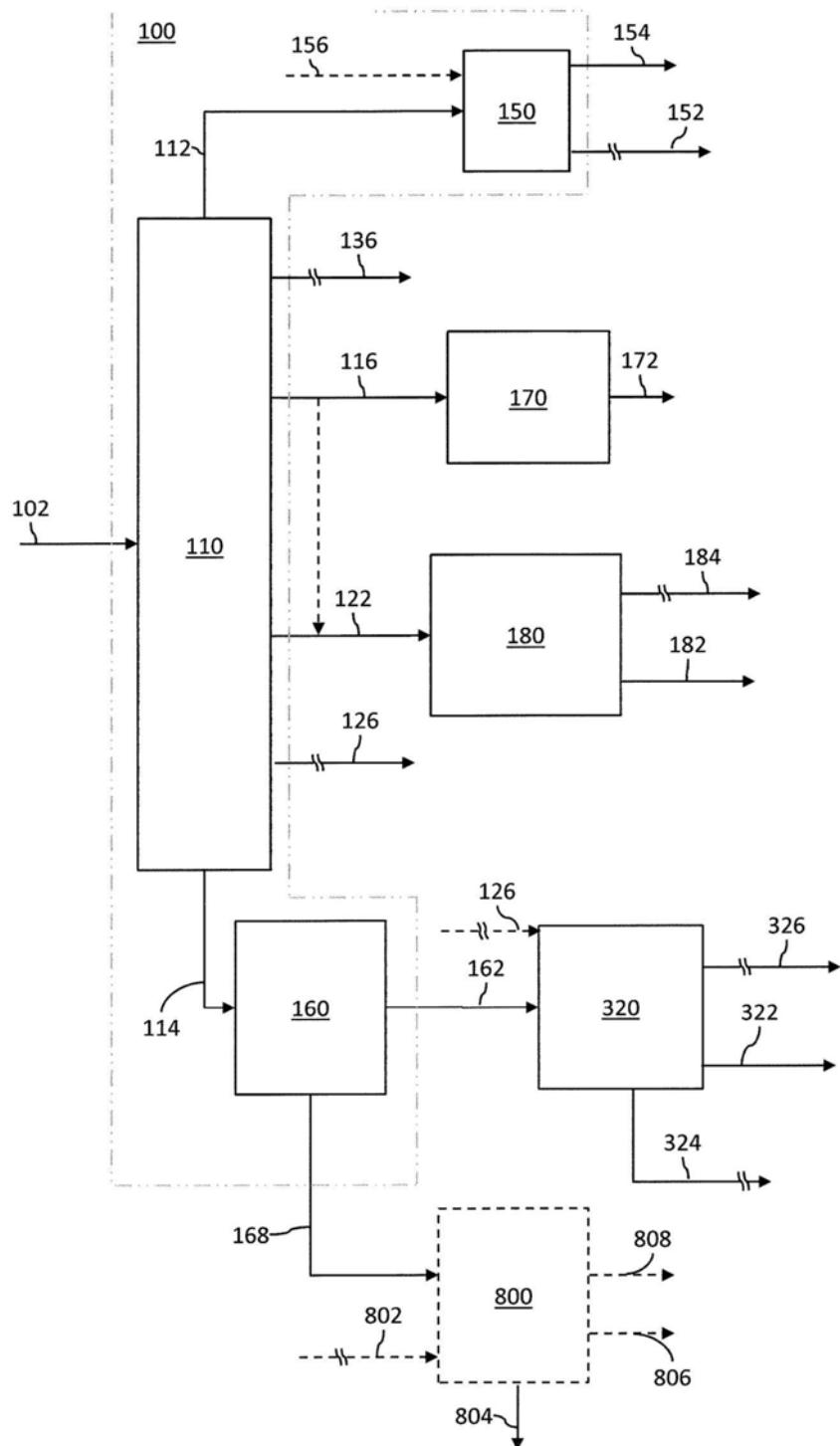


图1

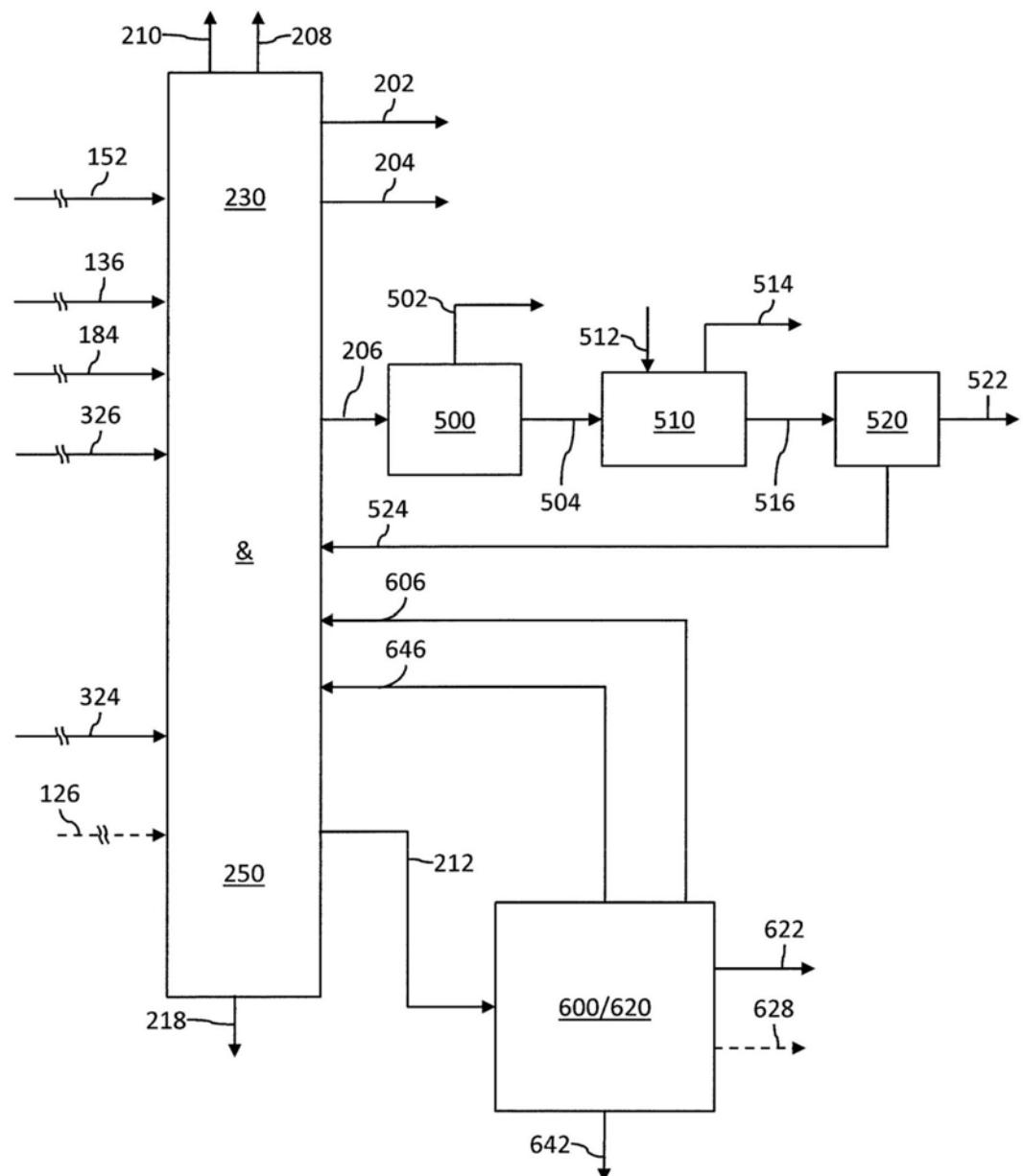


图2

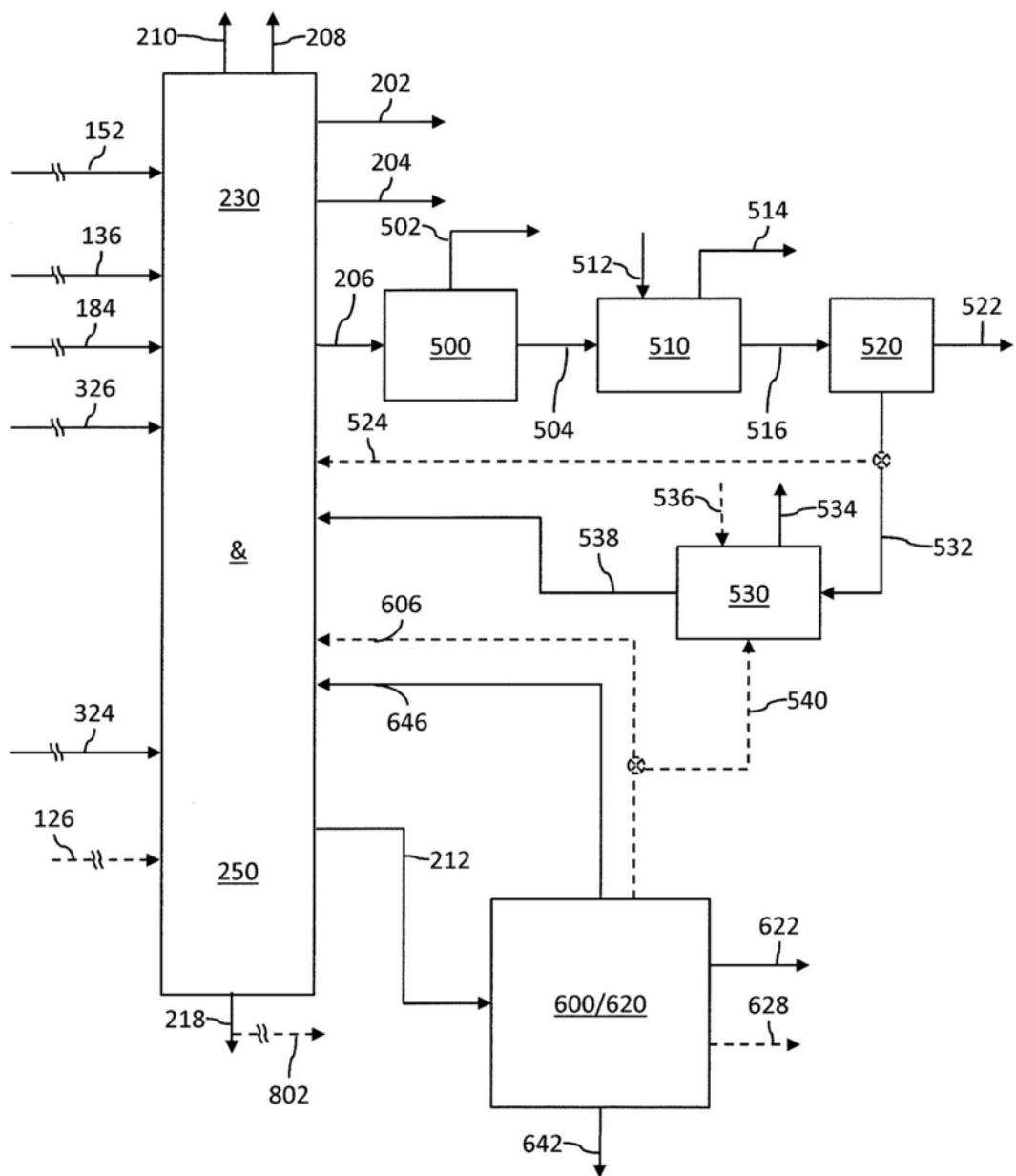


图3

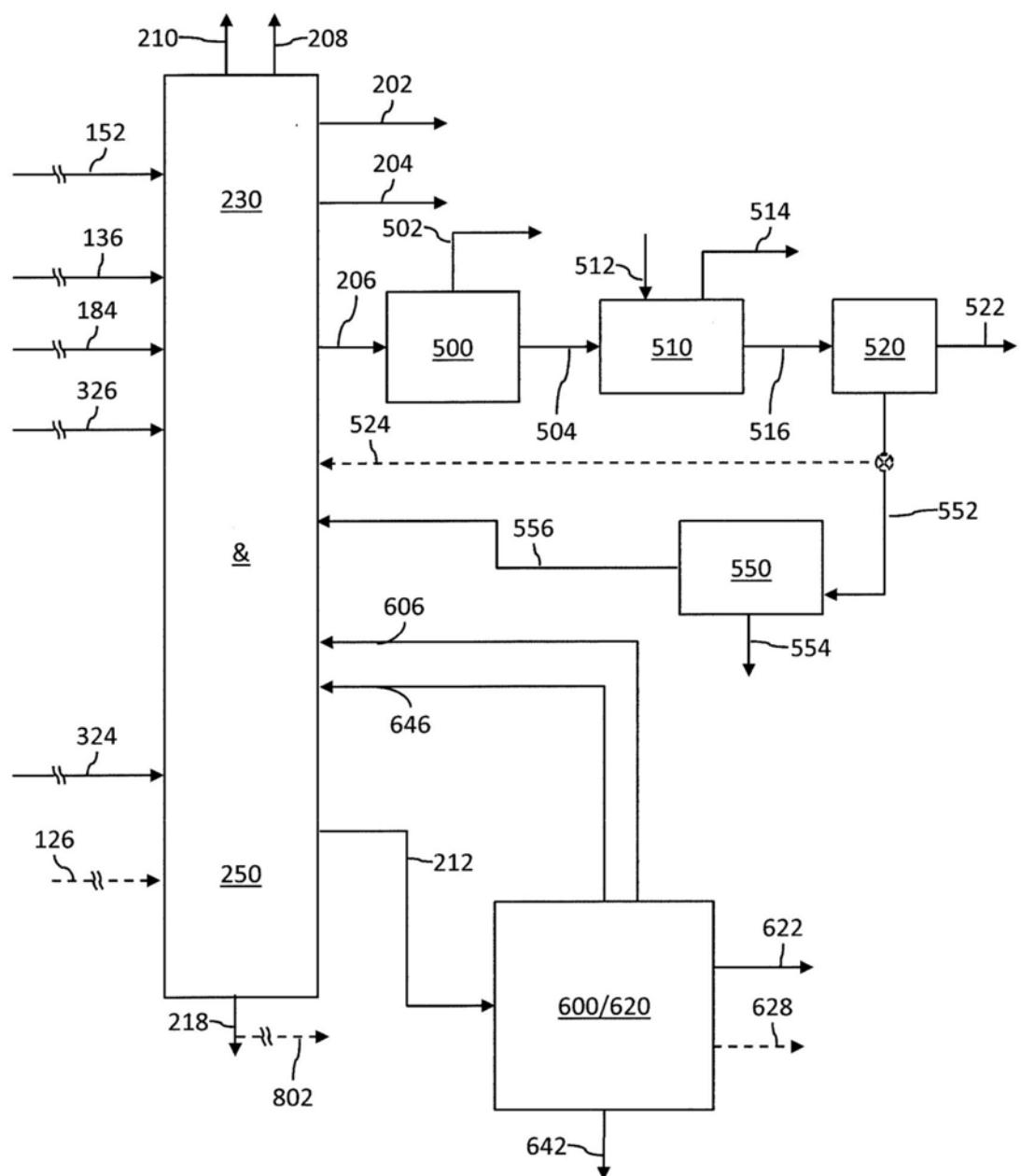


图4

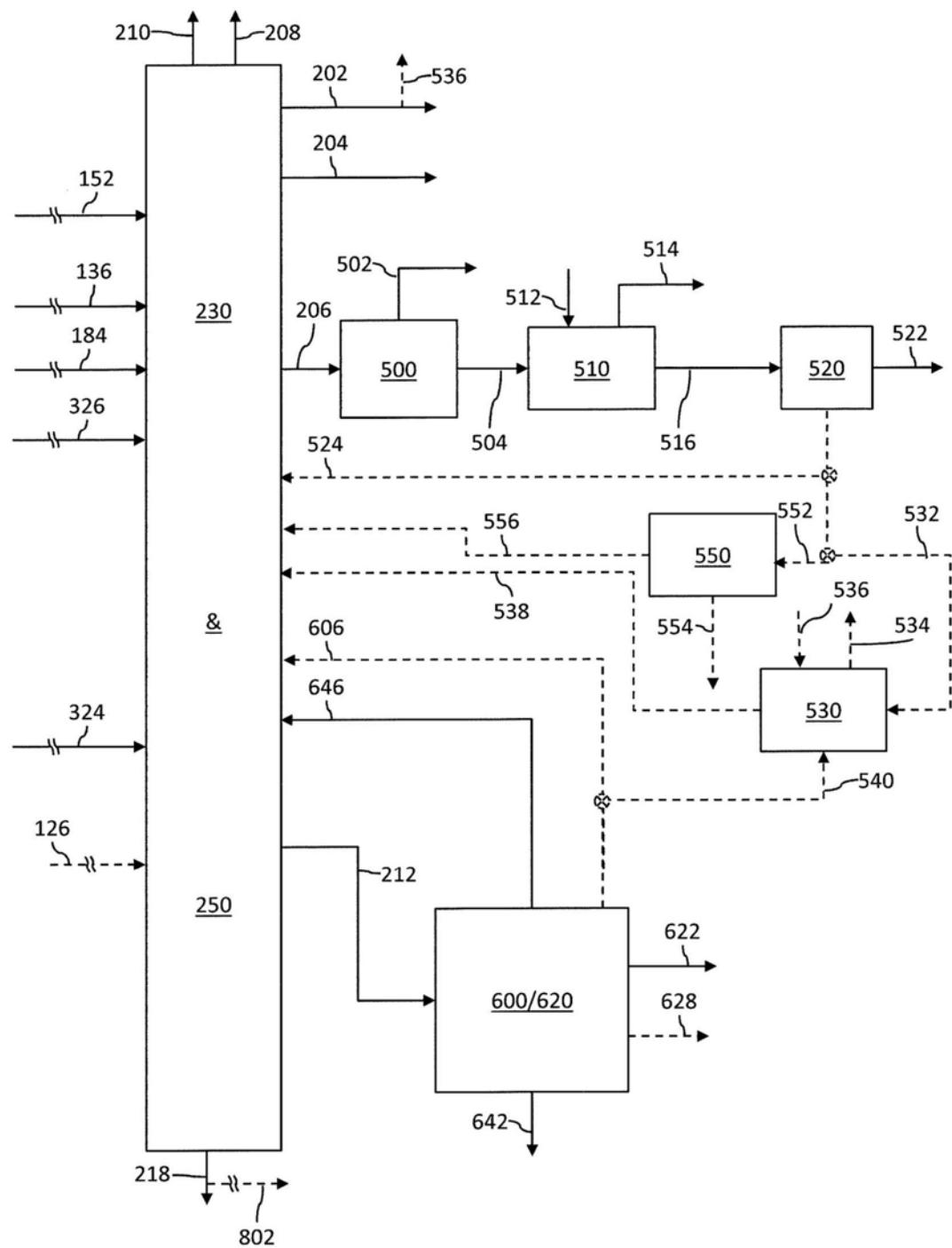


图5

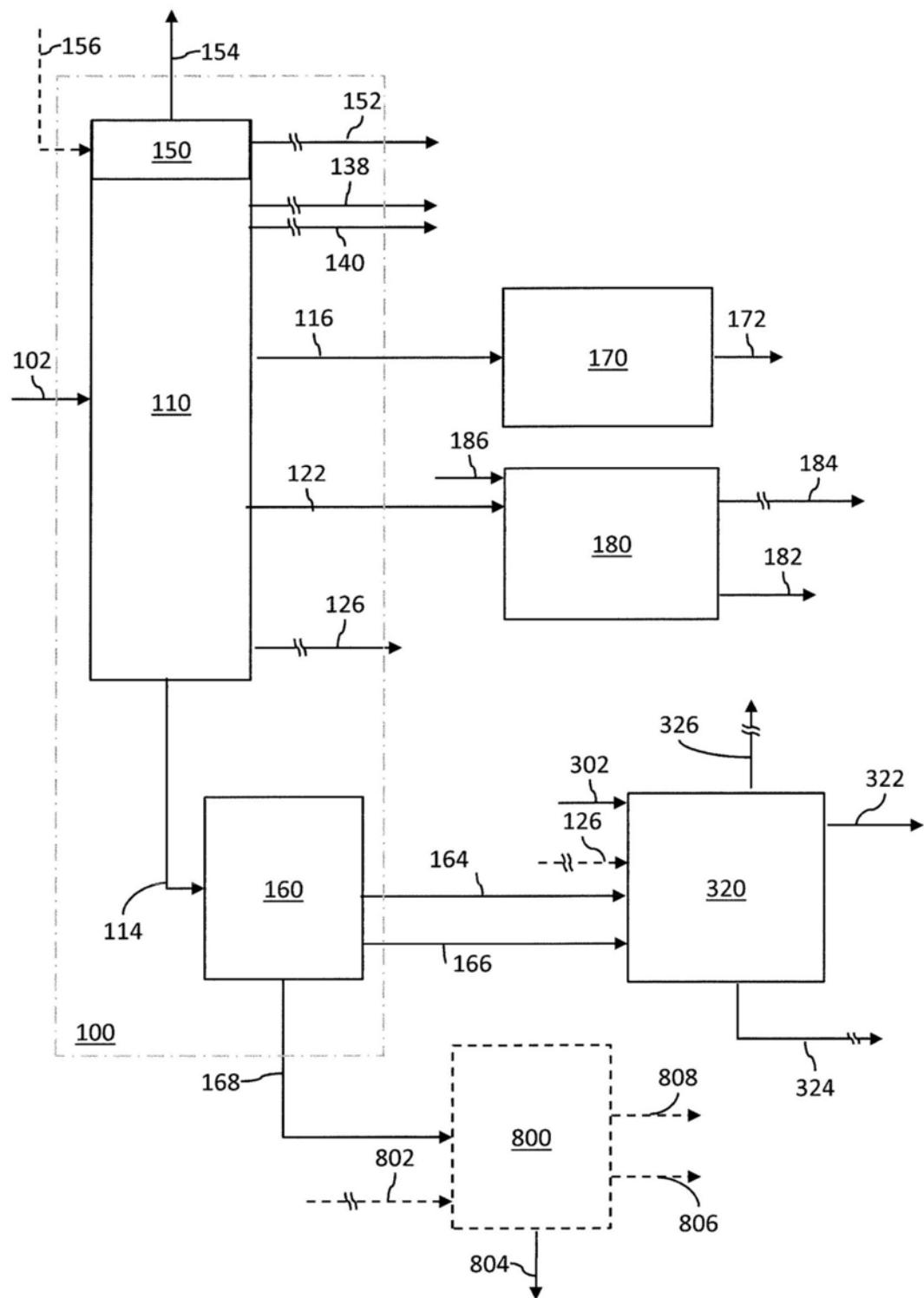


图6

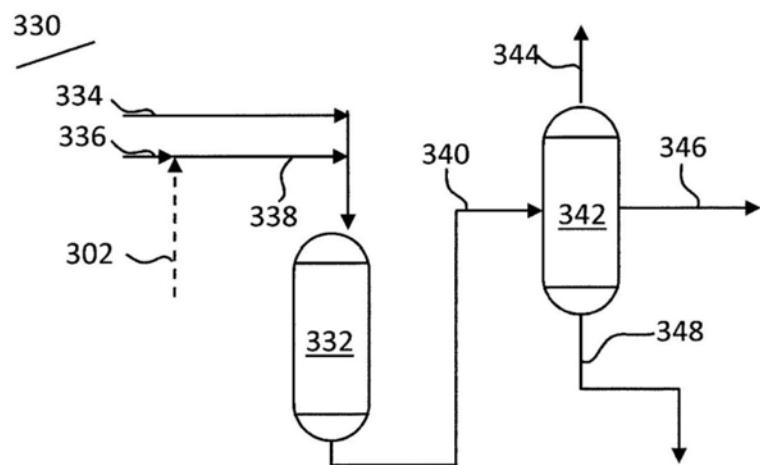


图7

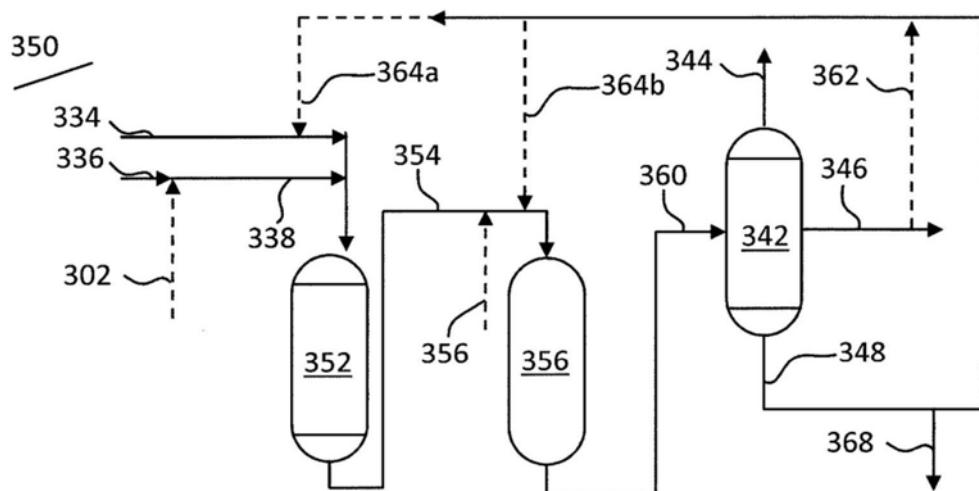


图8

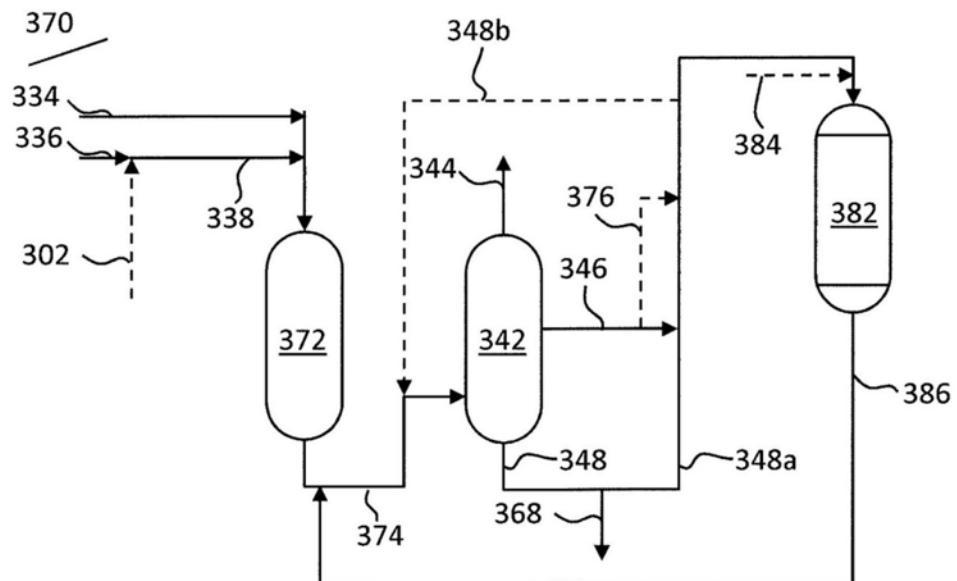


图9

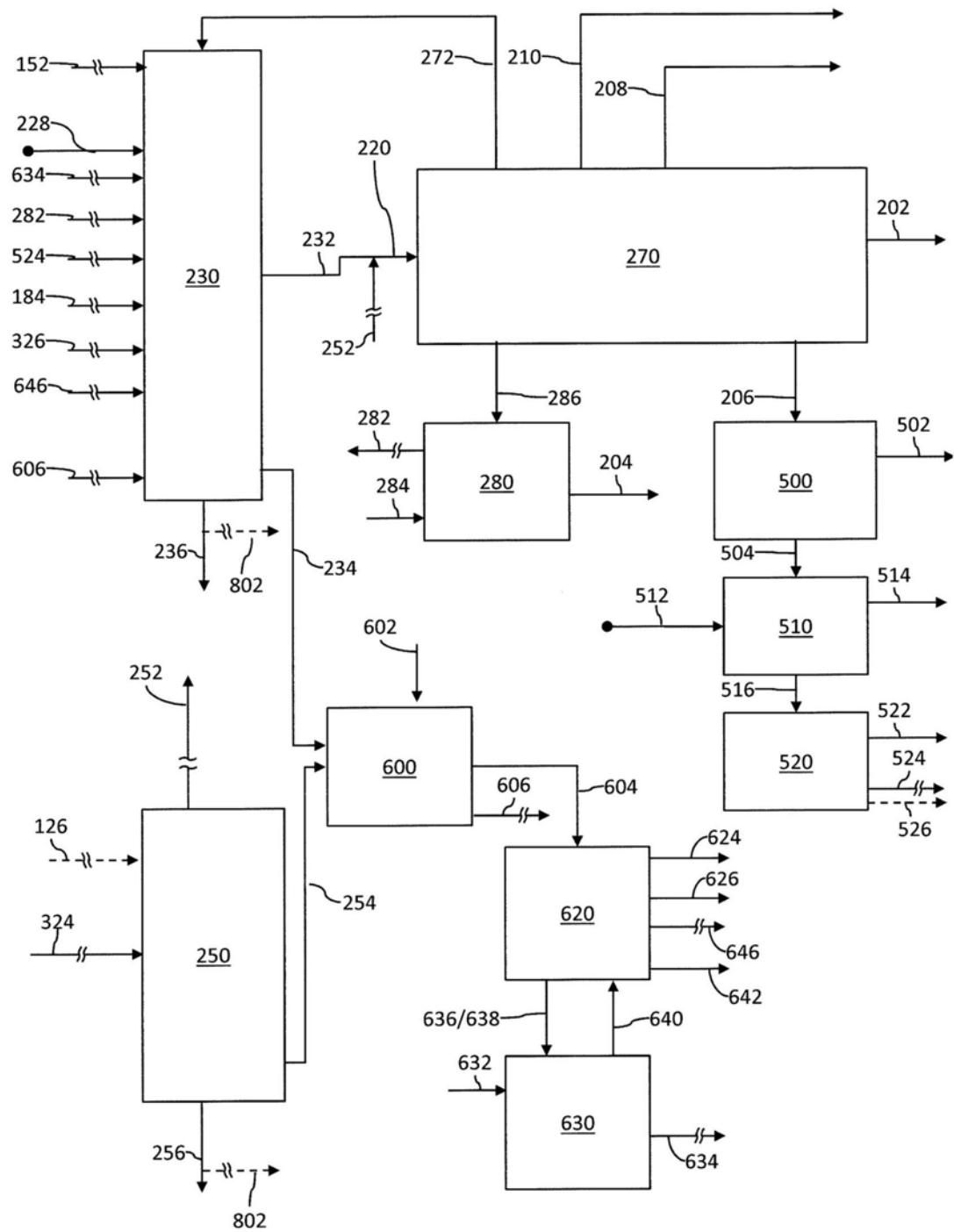


图10

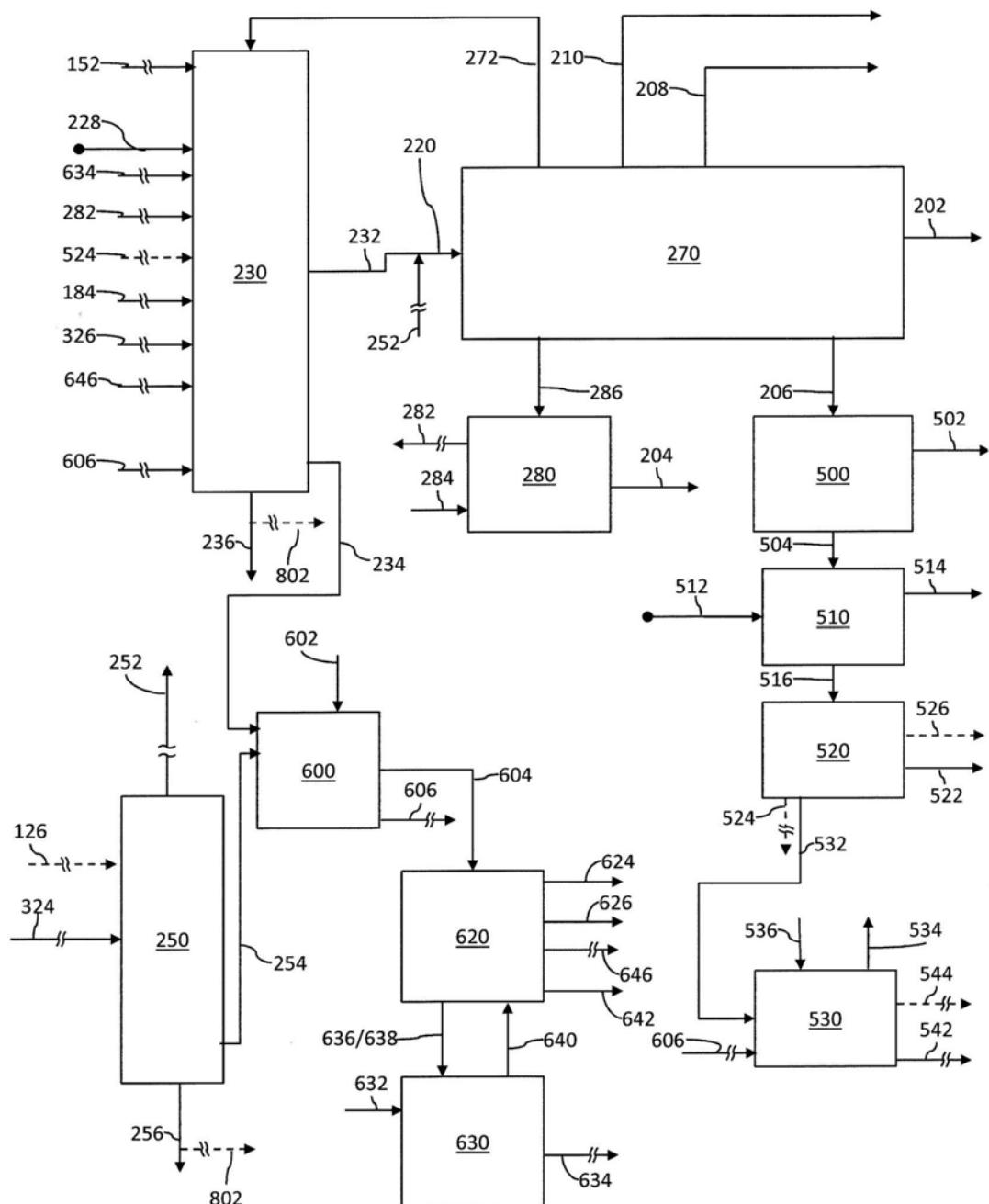


图11

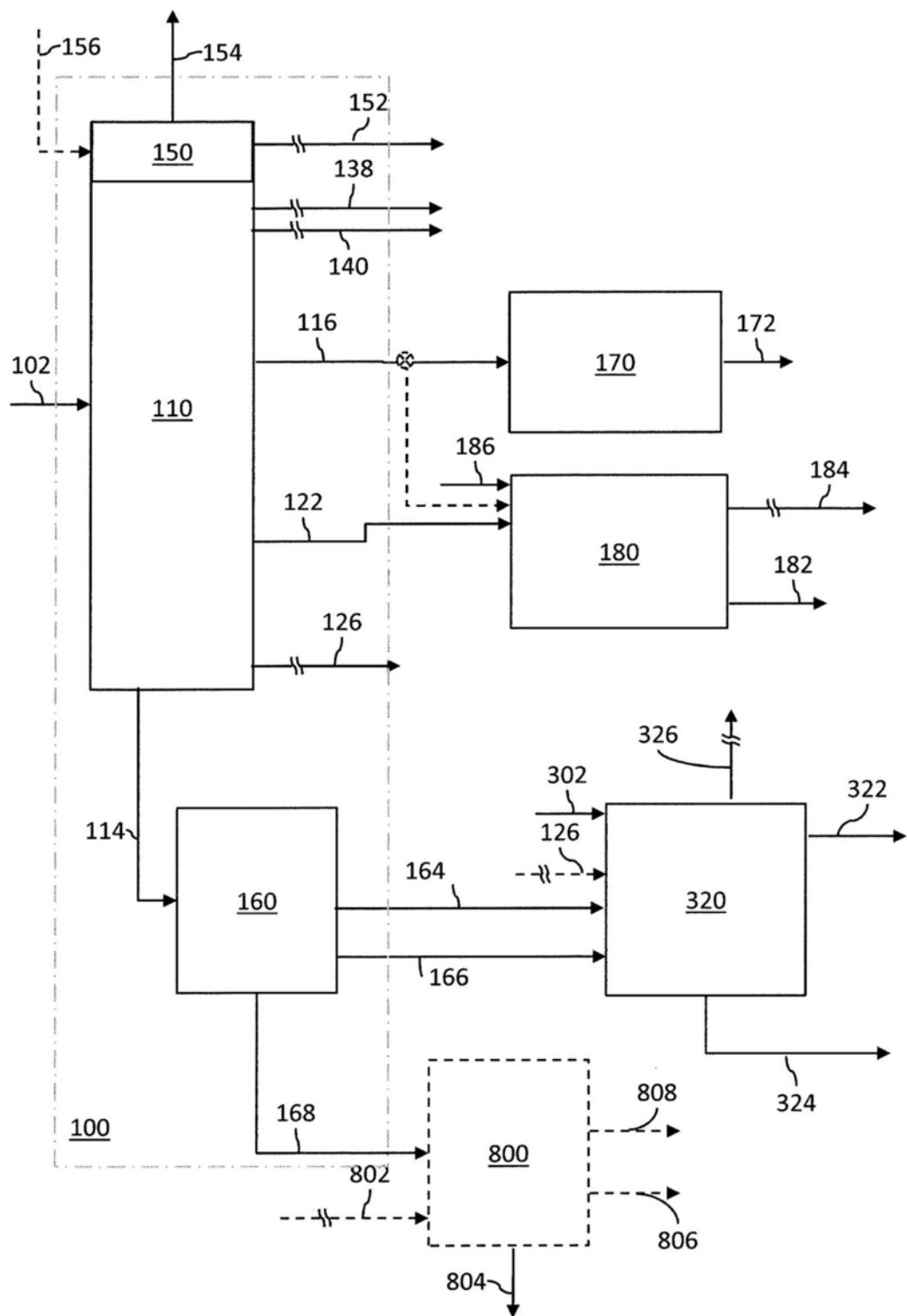


图12

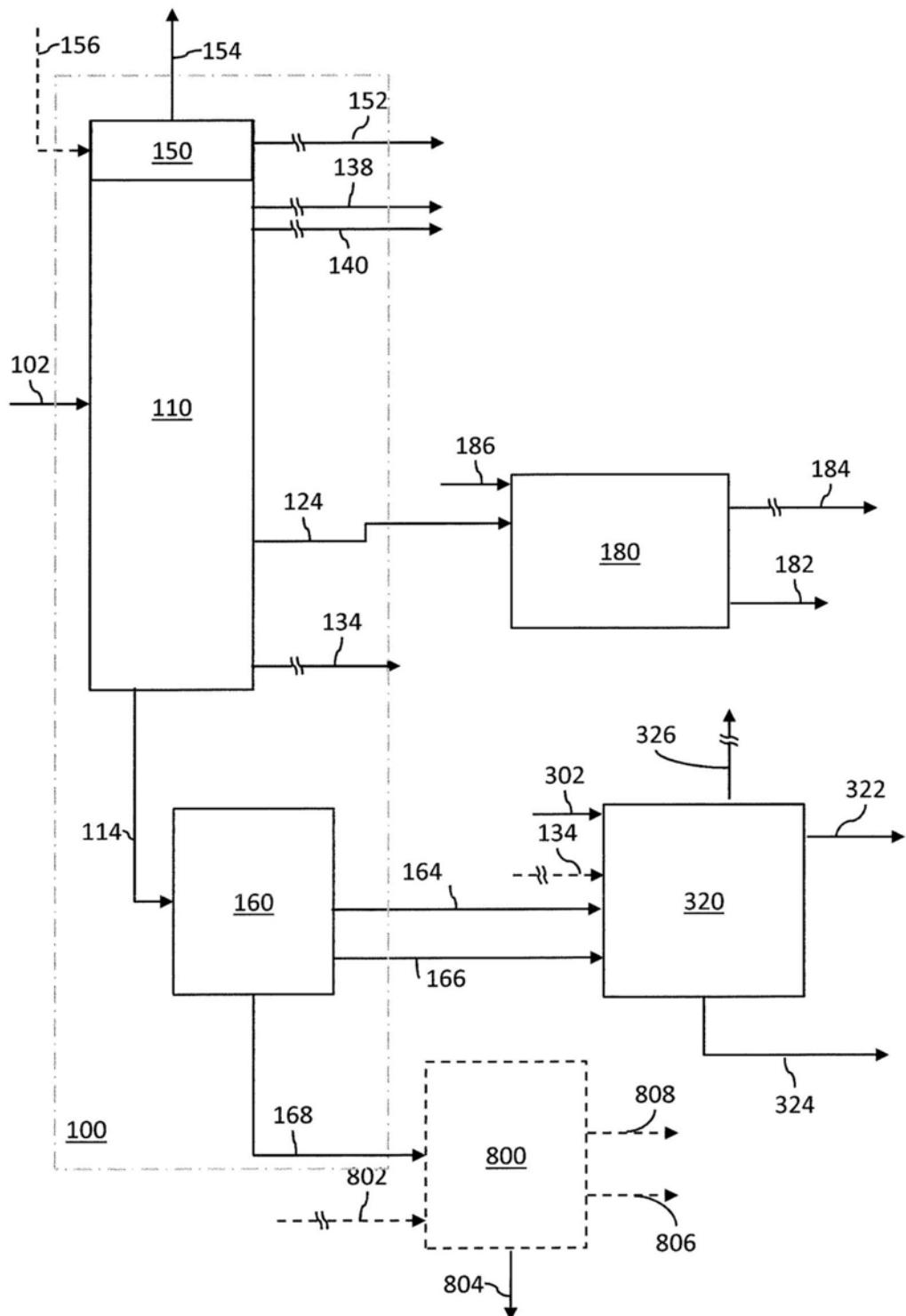


图13