



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 114829552 B

(45) 授权公告日 2024.12.27

(21) 申请号 202080084854.6

(74) 专利代理机构 北京三聚阳光知识产权代理

(22) 申请日 2020.11.19

有限公司 11250

(65) 同一申请的已公布的文献号

专利代理人 程钢

申请公布号 CN 114829552 A

(51) Int.CI.

(43) 申请公布日 2022.07.29

C10G 45/00 (2006.01)

(30) 优先权数据

C10G 47/00 (2006.01)

16/720,240 2019.12.19 US

C10G 9/36 (2006.01)

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

C10G 65/12 (2006.01)

2022.06.07

C10G 67/06 (2006.01)

(86) PCT国际申请的申请数据

C10G 69/06 (2006.01)

PCT/US2020/061241 2020.11.19

C10G 25/00 (2006.01)

(87) PCT国际申请的公布数据

C10G 25/12 (2006.01)

W02021/126456 EN 2021.06.24

C10G 55/04 (2006.01)

(73) 专利权人 沙特阿拉伯石油公司

(56) 对比文件

地址 沙特阿拉伯宰赫兰

US 2012132566 A1, 2012.05.31

(72) 发明人 丁连辉

US 2019010410 A1, 2019.01.10

阿尔贝托·洛萨诺·巴列斯特罗斯
易卜拉欣·阿尔努泰菲
阿贝德纳·布兰纳

US 2018312767 A1, 2018.11.01

US 2018327677 A1, 2018.11.15

审查员 王世豪

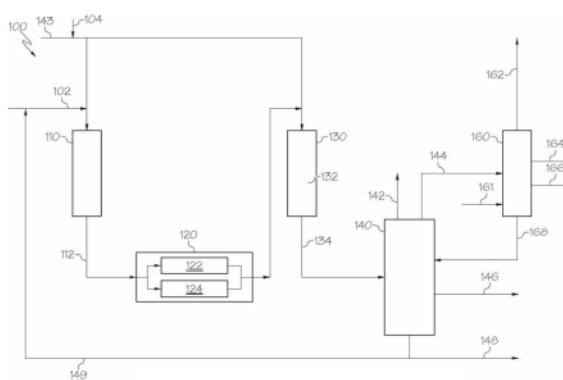
权利要求书3页 说明书33页 附图5页

(54) 发明名称

回到加氢处理单元并且对来自加氢裂化流出物分离系统的中间馏出流出物进行加氢裂化。还公开了用于进行该方法的系统。

用于通过蒸汽裂化将原油提质并转化为石油化工产品的系统和方法

(57) 摘要



CN 114829552 B

一种用于将烃进料诸如原油或其他重油提质的方法可以包括在加氢处理单元中对烃进料进行加氢处理以产生包含沥青质、焦炭前体或两者的加氢处理流出物。该方法进一步包括在加氢裂化单元中对加氢处理流出物进行加氢裂化以产生加氢裂化流出物，从加氢处理流出物、加氢裂化流出物或两者中吸附沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分，在加氢裂化流出物分离系统中将加氢裂化流出物分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物，并且对提质的低馏点流出物进行蒸汽裂化以产生烯烃、芳族化合物或这些的组合。该方法还可包括将高馏点流出物再循环

1. 一种用于将烃进料提质的方法,所述方法包括:

在加氢处理单元对所述烃进料进行加氢处理以产生加氢处理流出物,其中所述烃进料包括全原油或脱盐全原油并且所述加氢处理流出物包含沥青质、焦炭前体或两者;

在所述加氢处理单元下游的加氢裂化单元对所述加氢处理流出物的至少一部分进行加氢裂化以产生加氢裂化流出物;

从所述加氢处理流出物、所述加氢裂化流出物或两者中吸附所述沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分,其中吸附在350°C至420°C的温度和5,000kPa至20,000kPa的压力下发生;

将所述加氢裂化流出物分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物;以及
对所述提质的低馏点流出物进行蒸汽裂化以产生烯烃、芳族化合物或这些的组合。

2. 根据权利要求1所述的方法,其中吸附所述沥青质、焦炭前体或两者的所述至少一部分包括使所述加氢处理流出物与吸附剂接触,其中与所述吸附剂的接触导致所述沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分吸附到所述吸附剂上。

3. 根据权利要求2所述的方法,其中所述吸附剂包括球形氧化铝、粘土、金属纳米颗粒或这些的组合中的至少一种。

4. 根据权利要求2所述的方法,所述方法进一步包括通过使所述吸附剂与能够溶解沥青质、焦炭前体或两者的溶剂接触来再生所述吸附剂。

5. 根据权利要求1至4中任一项所述的方法,所述方法包括:

将所述加氢裂化流出物分离成所述提质的低馏点流出物、中间馏出流出物和所述高馏点流出物;以及

在氢的存在下使所述中间馏出流出物与二次加氢裂化催化剂接触以产生二次加氢裂化流出物。

6. 根据权利要求5所述的方法,所述方法进一步包括将所述二次加氢裂化流出物与所述加氢裂化流出物合并以产生合并的加氢裂化流出物并且将所述合并的加氢裂化流出物分离成所述提质的低馏点流出物、所述中间馏出流出物和所述高馏点流出物。

7. 根据权利要求1至4中任一项所述的方法,所述方法进一步包括使所述高馏点流出物与所述烃进料接触并且对所述高馏点流出物和所述烃进料进行加氢处理。

8. 根据权利要求1至4中任一项所述的方法,其中加氢处理包括在至少一个加氢处理区中在氢的存在下使所述烃进料与至少一种加氢处理催化剂接触,其中加氢处理从所述烃进料中去除至少一种或多种金属、氮化合物、硫化合物或这些化合物的组合。

9. 根据权利要求1至4中任一项所述的方法,所述方法包括:

将蒸汽裂化流出物分离成至少一种产物流出物和热解油流出物;

将所述热解油流出物与所述加氢裂化流出物的至少一部分合并;以及

将所合并的热解油流出物和加氢裂化流出物分离成至少所述提质的低馏点流出物和所述高馏点流出物。

10. 根据权利要求1所述的方法,还包括:

将所述加氢处理流出物直接从所述加氢处理单元传递到所述加氢裂化单元;或

将所述加氢处理流出物直接从所述加氢处理单元传递到吸附单元,吸附沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分,并将所述加氢处理流出物直接从所述吸附单元传递到所述加氢

裂化单元。

11. 一种用于加工原油的系统,所述系统包括:

包含至少一种加氢处理催化剂的加氢处理单元,所述加氢处理单元能够操作以使所述原油与所述至少一种加氢处理催化剂接触,其中与所述加氢处理催化剂的接触将所述原油提质为具有降低浓度的以下中的至少一种的加氢处理流出物:氮、硫、金属、芳族化合物或这些的组合;

设置在所述加氢处理单元下游并且包含加氢裂化催化剂的加氢裂化单元,所述加氢裂化单元能够操作以使所述加氢处理流出物的至少一部分与所述加氢裂化催化剂在足以使所述加氢处理流出物的至少一部分转化的条件下接触以产生包含馏点温度低于或等于180℃的烃的加氢裂化流出物;

在所述加氢处理单元或所述加氢裂化单元下游的吸附单元,所述吸附单元能够操作以使所述加氢处理流出物或所述加氢裂化流出物与能够从所述加氢处理流出物或所述加氢裂化流出物中吸附沥青质、焦炭前体或两者的吸附剂接触,其中所述吸附单元在350℃至420℃的温度和5,000kPa至20,000kPa的压力下操作;

在所述加氢裂化单元下游的加氢裂化流出物分离系统,所述加氢裂化流出物分离系统能够操作以将所述加氢裂化流出物的至少一部分分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物;

在所述加氢裂化流出物分离系统下游的蒸汽裂化系统,所述蒸汽裂化系统能够操作以转化所述提质的低馏点流出物的至少一部分以产生烯烃、芳族化合物或两者;以及

与所述加氢裂化流出物分离系统和所述加氢处理单元流体联接的高馏点流出物再循环,所述高馏点流出物再循环能够操作以将所述高馏点流出物从所述加氢裂化流出物分离系统转移回到所述加氢处理单元。

12. 根据权利要求11所述的系统,其中所述加氢裂化流出物分离系统能够操作以将所述加氢裂化流出物分离成至少所述提质的低馏点流出物、所述高馏点流出物和中间馏出流出物,并且所述系统进一步包括二次加氢裂化单元,所述二次加氢裂化单元能够操作以使所述中间馏出流出物与二次加氢裂化催化剂接触以产生二次加氢裂化流出物。

13. 根据权利要求11或12所述的系统,所述系统进一步包括与所述蒸汽裂化系统和所述加氢裂化流出物分离系统流体联接的热解油再循环,所述热解油再循环能够操作以将热解油流出物从所述蒸汽裂化系统转移回到所述加氢裂化流出物分离系统。

14. 根据权利要求11或12所述的系统,其中所述吸附单元设置在所述加氢处理单元与所述加氢裂化单元之间或设置在所述加氢裂化单元的下游。

15. 根据权利要求11或12所述的系统,其中所述加氢处理单元包括:

包含脱硫催化剂的脱硫反应区;

包含过渡催化剂的过渡反应区;以及

包含脱金属化催化剂的脱金属化反应区。

16. 根据权利要求11或12所述的系统,其中所述加氢裂化流出物分离系统包括高压分离器和位于高压分离器下游的分馏器。

17. 根据权利要求16所述的系统,其中所述吸附单元设置在所述高压分离器和所述分馏器之间并且所述吸附单元的入口流体联接到所述高压分离器的出口。

18. 根据权利要求11所述的系统,其中:
- 所述加氢裂化单元直接位于所述加氢处理单元的下游;或
- 所述吸附单元直接位于所述加氢处理单元的下游且所述加氢裂化单元直接位于所述吸附单元的下游。

用于通过蒸汽裂化将原油提质并转化为石油化工产品的系统 和方法

[0001] 相关申请的交叉引用

[0002] 本申请要求2019年12月19日提交的题为“Systems and Processes for Upgrading and Converting Crude Oil to Petrochemicals Through Steam Cracking”的美国专利申请序列号16/720,240的优先权,该专利申请的全部内容以引用方式并入本公开。

背景技术

[0003] 技术领域

[0004] 本公开涉及用于加工石油基材料的系统和方法,特别是用于通过加氢处理和蒸汽裂化将原油提质并转化为石油化工产品和中间体的系统和方法。

[0005] 技术背景

[0006] 诸如原油等石油化工进料可以转化为化工产品和中间体,诸如作为用于大部分石油化工的基本中间体的烯烃和芳族化合物。对于许多综合精炼厂而言,全球对轻质烯烃和芳族化合物的需求不断增长仍然是主要挑战。具体地说,一些有价值的轻质烯烃(诸如乙烯、丙烯和丁烯)的生产引起了越来越多的关注,因为纯烯烃流被认为是聚合物合成的基础。另外,诸如苯、甲苯、乙苯和二甲苯等芳族化合物是用于合成聚合物和其他有机化合物以及用于燃料添加剂的有价值的中间体。

[0007] 烯烃和芳族化合物可以通过烃进料,诸如天然气、石脑油或常压瓦斯油(AGO)的料流裂化来生产。为了获得更高收率的烯烃和芳族化合物,用于蒸汽裂化过程的合适原料通常富含具有较低芳族化合物浓度的石蜡烃,这可以减少蒸汽裂化期间不希望的副产物的形成和焦炭的形成。原油和其他重油越来越多地被视为蒸汽裂化过程的原料。虽然原油和其他重油可能是一种潜在的原料,但原油和其他重油中的金属、氮、硫、沥青质、多环芳族化合物和其他有机大分子的浓度可造成来自蒸汽裂化过程的流出物流的污染和焦炭的产生,焦炭可在下游设备上累积。当使用原油和其他重油作为蒸汽裂化的原料时,高达30重量%的包含馏点温度高于540摄氏度的组成成分的原油必须丢弃并从系统中去除,以减少焦炭的形成并确保蒸汽裂化系统的平稳操作。

发明内容

[0008] 因此,当使用原油或其他重油作为烃进料时,对用于提高来自蒸汽裂化过程的烯烃和芳族化合物的收率的系统和方法存在持续性需求。本公开的系统和方法可通过以下方式从蒸汽裂化提供收率增加的烯烃和芳族化合物:使原油或重油经受加氢处理以去除痕量杂质并将原油或重油提质以产生提质的低馏点流出物,该提质的低馏点流出物具有浓度增加的石蜡化合物。本公开的系统和方法可以通过以下方式增加来自原油和其他重油的蒸汽裂化的烯烃和芳族化合物的收率:使更大一部分的原油能够转化为蒸汽可裂化的组成成分,诸如石蜡和馏点温度低于或等于180°C的其他烃,用于进料到蒸汽裂化过程。因此,更大

一部分馏点温度高于540°C的组成成分可以转化为烯烃和芳族化合物,而不是在蒸汽裂化之前被丢弃和去除。

[0009] 加氢处理可包括在加氢处理系统中用加氢处理催化剂对原油或重油进行加氢处理,以去除杂质诸如硫、氮和金属,并且使多环芳族化合物和沥青质去芳香化。加氢处理还可包括在加氢裂化单元中在加氢裂化催化剂的存在下对加氢处理流出物进行加氢裂化以将加氢处理流出物中剩余芳族化合物和多环芳族化合物中的至少一部分转化为石蜡化合物。与加氢处理流出物相比,所得的加氢裂化流出物可具有浓度增加的馏点温度低于或等于180°C的烃。然后在加氢裂化流出物分离系统中将加氢裂化流出物分离以至少产生提质的低馏点流出物和高馏点流出物。提质的低馏点流出物可以作为蒸汽裂化的进料传递到蒸汽裂化系统。高馏点流出物可传递回加氢处理系统,诸如传递回加氢处理单元,以进一步将高馏点组成成分转化为馏点温度低于或等于180°C的烃,从而可进一步增加来自蒸汽裂化系统的烯烃和芳族化合物的收率。加氢裂化流出物分离系统可进一步分离中等馏点流出物,该中等馏点流出物可在二次加氢裂化单元中进一步加氢裂化。

[0010] 在原油或重油加氢处理期间,苛刻条件可以使稳定和溶解焦炭前体(诸如沥青质化合物)的油馏分分解。破坏沥青质和其他焦炭前体的稳定体系可能导致沥青质和其他焦炭前体从加氢处理流出物中沉淀。沉淀的沥青质和其他焦炭前体可沉积在下游加氢裂化催化剂上,导致加氢裂化催化剂失活。由沥青质和焦炭在加氢裂化催化剂上的沉积引起的加氢裂化催化剂失活可降低来自加氢裂化过程的石蜡化合物的收率并导致催化剂寿命和加氢裂化过程平稳操作的问题。即使在低浓度下,诸如小于0.5重量百分比,沥青质和其他焦炭前体也可导致加氢裂化催化剂显著失活。

[0011] 为了减少加氢裂化催化剂失活以及沥青质和焦炭在加氢处理单元下游的工艺设备上的沉积,本公开的系统可包括吸附单元,该吸附单元能够操作以从该系统中去除沥青质和其他焦炭前体的至少一部分。本公开的方法可包括传递一种或多种工艺流出物,诸如加氢处理流出物、加氢裂化流出物或其他料流,通过吸附单元以去除沥青质化合物和其他焦炭前体。本公开的系统和方法可通过从原油或重油中去除杂质并将原油或重油中更大一部分的烃转化为馏点温度低于或等于180°C的烃来提高来自蒸汽裂化原油或其他重油的烯烃和芳族化合物的收率。另外,本公开的系统和方法可通过从工艺流出物料流中去除沥青质和其他焦炭前体来改善加氢裂化单元和蒸汽裂化系统的有效操作。

[0012] 根据本公开的至少一个方面,用于将烃进料提质的方法可包括对烃进料进行加氢处理以产生加氢处理流出物,其中该加氢处理流出物可包含沥青质、焦炭前体或两者。该方法还可包括对加氢处理流出物的至少一部分进行加氢裂化以产生加氢裂化流出物并且从加氢处理流出物、加氢裂化流出物或两者中吸附沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分。该方法还可包括将加氢裂化流出物分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物,并且对提质的低馏点流出物进行蒸汽裂化以产生烯烃、芳族化合物或这些的组合。

[0013] 根据本公开的另一方面,用于将烃进料提质的方法可以包括在至少一个加氢处理区中在氢的存在下使烃进料与至少一种加氢处理催化剂接触。烃进料可以包括全原油或脱盐全原油,并且接触可以去除金属、硫化合物、氮化合物或这些的组合中的至少一种以产生加氢处理流出物。该方法还可包括在氢的存在下使加氢处理流出物与加氢裂化催化剂接触,其中与加氢裂化催化剂的接触可导致加氢处理流出物中的烃的至少一部分经历加氢裂

化反应以产生加氢裂化流出物。该方法还可以包括在吸附单元中使加氢处理流出物的至少一部分或加氢裂化流出物的至少一部分与吸附剂接触。吸附剂可以从该部分的加氢处理流出物或该部分的加氢裂化流出物中去除沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分。该方法还可以包括将加氢裂化流出物传递到加氢裂化流出物分离系统,该分离系统能够操作以将加氢裂化流出物分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物,并且使提质的低馏点流出物与蒸汽裂化区中保持在蒸汽裂化温度下的蒸汽接触。使提质的低馏点流出物与在蒸汽裂化温度下的蒸汽接触可导致提质的低馏点流出物的至少一部分经历热裂化以产生包含烯烃、芳族化合物或两者的蒸汽裂化流出物。

[0014] 根据本公开的又一方面,用于加工原油的系统可以包括包含至少一种加氢处理催化剂的加氢处理单元。该加氢处理单元能够操作以使原油与所述至少一种加氢处理催化剂接触。与加氢处理催化剂的接触可将原油提质为氮、硫、金属、芳族化合物或这些组合中的至少一种的浓度降低的加氢处理流出物。该系统还可包括设置在加氢处理单元下游并包含加氢裂化催化剂的加氢裂化单元。该加氢裂化单元能够操作以使加氢处理流出物的至少一部分与加氢裂化催化剂在足以使加氢处理流出物的至少一部分转化的条件下接触以产生包含馏点温度低于或等于180℃的烃的加氢裂化流出物。该系统还可包括在加氢处理单元或加氢裂化单元下游的吸附单元。该吸附单元能够操作以使加氢处理流出物或加氢裂化流出物与能够从加氢处理流出物或加氢裂化流出物中吸附沥青质、焦炭前体或两者的吸附剂接触;该系统还可包括加氢裂化单元下游的加氢裂化流出物分离系统。该加氢裂化流出物分离系统能够操作以将加氢裂化流出物的至少一部分分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物。该系统还可包括在加氢裂化流出物分离系统下游的蒸汽裂化系统。该蒸汽裂化系统能够操作以转化提质的低馏点流出物的至少一部分以产生烯烃、芳族化合物或两者。

[0015] 在下面的详细描述中将阐明本公开中描述的技术的附加特征和优点,并且对于本领域技术人员而言,根据描述这些附加特征和优点在某种程度上将是显而易见的,或者可以通过实践本公开(包含以下的详细描述、权利要求书以及附图)中描述的技术而得以认识。

附图说明

[0016] 对本公开的特定实施例的以下详细描述在结合以下附图时可最好地理解,在附图中用类似的参考数字指示类似的结构且在附图中:

[0017] 图1根据本公开中所示和描述的一个或多个实施方案,示意性地描绘了用于将重油提质为烯烃、芳族化合物或两者的系统的一般化流程图;

[0018] 图2根据本公开中所示和描述的一个或多个实施方案,示意性地描绘了图1的系统的加氢裂化流出物分离系统的一般化流程图;

[0019] 图3根据本公开中所示和描述的一个或多个实施方案,示意性描绘了图1的系统的蒸汽裂化系统的一般化流程图;

[0020] 图4根据本公开中所示和描述的一个或多个实施方案,示意性地描绘了用于将重油提质为烯烃、芳族化合物或两者的系统的另一实施方案的一般化流程图;

[0021] 图5根据本公开中所示和描述的一个或多个实施方案,示意性地描绘了用于将重

油提质为烯烃、芳族化合物或两者的系统的再另一个实施方案的一般化流程图；并且

[0022] 图6根据本公开中所示和描述的一个或多个实施方案，示意性地描绘了用于将重油提质为烯烃、芳族化合物或两者的又另一个系统的一般化流程图。

[0023] 出于描述图1-6的简化示意图示和描述的目的，未包含在某些化学加工操作领域中可以采用且为所述领域的普通技术人员所熟知的众多阀、温度传感器、电子控制器等。进一步地，未描绘在化学加工操作中经常包含的伴随部件，如例如气源、热交换器、缓冲罐或其它相关系统。众所周知，这些部件包含在所公开的本实施例的精神和范围内。然而，诸如本公开中描述的那些操作部件可以被添加到本公开中所描述的实施例中。

[0024] 另外应注意，附图中的箭头指代工艺料流。然而，箭头可以等效地指代可用于在两个或更多个系统部件之间输送工艺料流的输送管线。另外，连接到系统部件的箭头定义每个给定系统部件中的入口或出口。箭头方向通常对应于包含在由箭头表示的物理输送管线内的料流的主要移动方向。此外，不连接两个或更多个系统部件的箭头表示离开所描绘的系统的产物流或进入所描绘的系统的系统入口流。产物流可以在伴随的化学加工系统中进一步加工，或者可以作为最终产物商业化。系统入口流可以是从伴随的化学加工系统输送的料流，或者可以是未加工的原料流。一些箭头可以表示再循环流，这些再循环流是被再循环回到系统中的系统部件的流出物流。然而，应当理解，在一些实施方案中，任何代表的再循环流可以由相同材料的系统入口料流代替，并且再循环料流的一部分可以作为系统产物离开系统。

[0025] 另外，附图中的箭头可以示意性地描绘将料流从一个系统部件运输到另一个系统部件的工艺步骤。例如，从一个系统部件指向另一个系统部件的箭头可以表示将系统部件流出物“传递”到另一个系统部件，所述传递可以包含：工艺流的内容物“离开”一个系统部件或从一个系统部件中被“取出”以及将所述产物料流的内容物“引入”到另一个系统部件中。

[0026] 应当理解，当两条或更多条线在图1-6的示意流程图中相交时，两个或更多个工艺流被“混合”或“组合”。混合或合并还可以包含通过将两个料流直接引入到类似的反应器、分离装置或其他系统部件中进行混合。例如，应当理解，当两个料流被描绘为在进入分离单元或反应器之前直接合并时，在一些实施方案中，料流可等效地被引入到分离单元或反应器中并且在反应器中混合。

[0027] 现在将更详细地参考各种实施例，其中的一些实施例在附图中阐明。在任何可能的情况下，将贯穿附图使用相同附图标记来指代相同或类似的部分。

具体实施方式

[0028] 例如，本公开涉及用于将重油（诸如原油）提质以产生更有价值的化学中间体（诸如烯烃和芳族化合物）的系统和方法。参考图1，示意性地描绘了用于将包含原油或其他重油的烃进料102提质的系统100的一个实施方案。系统100包括：加氢处理单元110，其包含至少一种加氢处理催化剂并且能够操作以使原油或其他重油与所述至少一种加氢处理催化剂接触；加氢裂化单元130，其设置在加氢处理单元110的下游并且包含加氢裂化催化剂；和吸附单元120，其在加氢处理单元110或加氢裂化单元130的下游并且能够操作以使加氢处理流出物112或加氢裂化流出物134与能够吸附沥青质、焦炭前体或两者的吸附剂接触。系

统100进一步包括在加氢裂化单元130下游的加氢裂化流出物分离系统140和在加氢裂化流出物分离系统140下游的蒸汽裂化系统160。系统100还可包括高馏点流出物再循环149，其能够操作以将高馏点流出物148从加氢裂化流出物分离系统140传递回加氢处理单元110。参考图4，系统100还可包括二次加氢裂化单元190，其能够操作以使来自加氢裂化流出物分离系统140的中间馏出流出物146与二次加氢裂化催化剂接触。系统100能够操作以将原油或其他重油中的烃提质成包含馏点温度低于180℃的烃的提质的低馏点流出物144，然后对该提质的低馏点流出物144进行蒸汽裂化以产生烯烃、芳族化合物或两者。系统100还可包括将热解油168从蒸汽裂化系统160传递回加氢裂化流出物分离系统140，以将原油或重油的组成成分进一步转化为提质的低馏点流出物144。

[0029] 再次参考图1，用于将烃进料102诸如原油或其他重油提质的方法包括对烃进料102进行加氢处理以产生加氢处理流出物112，其中加氢处理流出物112可以包括沥青质、焦炭前体或两者。该方法进一步包括对加氢处理流出物112的至少一部分进行加氢裂化以产生加氢裂化流出物134并且从加氢处理流出物112、加氢裂化流出物134或两者中吸附沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分。该方法进一步包括将加氢裂化流出物134分离成至少提质的低馏点流出物144和高馏点流出物148，并且对提质的低馏点流出物144进行蒸汽裂化以产生烯烃、芳族化合物或这些的组合。提质的低馏点流出物144可包括馏点温度低于或等于180℃的烃。该方法还可包括将高馏点流出物148再循环至加氢处理过程并且对高馏点流出物148进行加氢处理。该方法还可包括对从加氢裂化流出物134分离的中间馏出流出物146进行加氢裂化。该方法还可包括将来自蒸汽裂化过程的热解油168传递回系统中，以将烃进一步转化为提质的低馏点流出物144。

[0030] 本公开的系统和方法可以使原油和重油能够用作烃进料以通过蒸汽裂化产生烯烃和芳族化合物。本公开的系统和方法还可以使原油和其它重油能够被直接引入到所述工艺中，而无需建造和操作成本高的上游分离过程，诸如分馏塔。本公开的系统和方法可以通过从系统中去除沥青质和其他焦炭前体来减少加氢裂化催化剂的失活，从而可以改进系统的操作。本公开的系统和方法还可以增加原油或其他重油中的烃转化为提质的低馏点流出物，然后可以将低馏点流出物用作蒸汽裂化过程的进料。与其他蒸汽裂化过程相比，这可导致来自原油或其他重油的烯烃、芳族化合物或两者的收率增加，以及其他特征。

[0031] 如本公开中所使用的，“反应器”是指其中任选地在存在一种或多种催化剂的情况下在一种或多种反应物之间可以发生一种或多种化学反应的任何器皿(vessel)、容器(container)等。例如，反应器可以包含罐或管式反应器，其被配置为用作间歇式反应器、连续搅拌釜式反应器(CSTR)或塞流式反应器。示例反应器包含如固定床反应器等填充床反应器和流化床反应器。可以在反应器中设置一个或多个“反应区”。如本公开中所使用的，“反应区”指的是在反应器中发生具体反应的区域。例如，具有多个催化剂床的填充床反应器可以具有多个反应区，其中每个反应区由每个催化剂床的面积限定。

[0032] 如本公开中所使用的，“分离单元”是指至少部分地将混合物中的一种或多种化学物质彼此分离的任何分离单元。例如，分离单元可以选择性地将不同的化学物质彼此分离，形成一种或多种化学馏分。分离单元的实例包含但不限于蒸馏塔、分馏器、闪蒸鼓、分离鼓、分离罐、离心机、过滤装置、收集器、洗涤器、膨胀装置、膜、溶剂萃取装置、高压分离器、低压分离器等。应当理解，在本公开中描述的分离过程可能不能将所有一致的化学物质与所有

其它化学成分完全分离。应当理解,在本公开中描述的分离过程“至少部分地”将不同的化学组分彼此分离,并且即使没有明确说明,应当理解分离也可以仅包含部分分离。如本公开中所使用的,可以将一种或多种化学成分与工艺料流“分离”以形成新的工艺料流。通常,工艺料流可以进入分离单元,并且被分成或分离成具有期望组成的两个或更多个工艺料流。

[0033] 如本公开中所使用的,术语“分馏”可以指分离组合物中的一种或多种成分的过程,其中组分在相变期间基于组分中的每种组分的性质差异而彼此分开。例如,如本公开中所使用的,“蒸馏”是指基于组合物的组成成分的馏点温度的差异来分离液体组合物的组成成分。

[0034] 进一步地,在一些分离过程中,“低馏点流出物”和“高馏点流出物”可以独立地离开分离单元。通常,低馏点流出物的馏点温度低于高馏点流出物。一些分离系统可产生“中等馏点流出物”,其可包括馏点温度介于低馏点流出物和高馏点流出物的馏点温度之间的组成成分。中等馏点流出物可称为中间馏出物。一些分离系统能够操作以产生多个料流,每个料流具有不同的馏点范围。另外应当理解,在附图中仅描绘或描述了一个分离单元的情况下,可以采用两个或更多个分离单元来进行相同或基本相同的分离。例如,在描述具有多个出口的蒸馏塔的情况下,经考虑,串联布置的若干分离器可以均等地分离进料流,并且此类实施例也在当前描述的实施例的范围内。

[0035] 如本公开中所使用的,术语“上游”和“下游”可以指单元操作相对于工艺料流的流动方向的相对定位。如果流经系统的工艺料流在遇到第二单元操作之前遇到第一单元操作,则系统的第一单元操作可以被认为在第二单元操作的“上游”。同样,如果流经系统的工艺料流在遇到第二单元操作之前遇到第一单元操作,则第二单元操作可以被认为在第一单元操作的“下游”。

[0036] 如本公开中所使用的,将料流或流出物从一个单元“直接”传递到另一个单元可以指将料流或流出物从第一单元传递到第二单元,而不传递料流或流出物通过中间反应系统或大幅改变料流或流出物的组成的分离系统。不认为传热装置,诸如热交换器、预热器、冷却器、冷凝器或其他传热设备,以及压力装置,诸如泵、压力调节器、压缩机或其他压力装置是改变料流或流出物的组成的居间系统。也不认为将两种料流或流出物合并在一起包括改变合并的料流或流出物之一或两者的组成的居间系统。

[0037] 如本公开中所使用的,组合物的术语“终馏点”或“EBP”可以指组合物的最高馏点温度组成成分从液相转变为气相时的温度。

[0038] 如本公开中所使用的,术语“流出物”可以指在特定反应或分离之后从反应器、反应区或分离单元中传递出的料流。通常,流出物的组成不同于进入分离单元、反应器或反应区的料流。应当理解的是,当流出物被传递至另一系统单元时,可以仅传递该系统料流的一部分。例如,滑流可能会将一些流出物带走,这意味着只有流出物的一部分可能会进入下游系统单元。术语“反应流出物”可以更具体地用于指从反应器或反应区中传递出的料流。

[0039] 如本公开中所使用的,“催化剂”指的是增加特定化学反应速率的任何物质。本公开中描述的催化剂可以用于促进各种反应,诸如但不限于加氢脱金属、加氢脱硫、加氢脱氮、加氢脱芳构化、加氢裂化、裂化、芳烃裂化或它们的组合。

[0040] 如本公开中所使用的,“裂化”通常是指其中具有碳-碳键的分子通过一个或多个碳-碳键的断裂而分解成一个以上的分子的化学反应;其中包含环状部分的化合物,如芳香

族化合物,被转化为不包含环状部分的化合物;或其中具有碳-碳双键的分子被还原成碳-碳单键。一些催化剂可能具有多种形式的催化活性,并且通过一种特定的功能调用催化剂不会使该催化剂对其他功能失去催化活性。如贯穿本公开所使用的,“加氢裂化”可以指在氢的存在下进行的烃的催化裂化。

[0041] 如贯穿本公开所使用的,术语“一种丁烯”或“多种丁烯”是指1-丁烯、反式-2-丁烯、顺式-2-丁烯、异丁烯或这些异构体的混合物中的一种或多于一种。如贯穿本公开所使用的,术语“正丁烯”可以指1-丁烯、反式-2-丁烯、顺式-2-丁烯或这些异构体的混合物中的一种或多于一种,并且不包括异丁烯。如贯穿本公开所使用的,术语“2-丁烯”可以指反式-2-丁烯、顺式-2-丁烯或这两种异构体的混合物。

[0042] 如贯穿本公开所使用的,术语“二甲苯”当在没有指定异构体(诸如前缀对、间或邻)(或分别为字母p、m和o)的情况下使用时可以指间二甲苯、邻二甲苯、对二甲苯以及这些二甲苯异构体的混合物中的一种或多种。

[0043] 如贯穿本公开所使用的,术语“原油”或“全原油”可以指直接从油田或从脱盐单元接收的原油,没有通过蒸馏分离任何馏分。

[0044] 应当理解,如本公开中所述,由催化剂促进的反应可以从工艺料流中去除化学组成成分,诸如仅化学组成成分的一部分。例如,加氢脱金属(HDM)催化剂可以足以促进从工艺料流中去除一种或多种金属的一部分的反应的量存在。加氢脱氮(HDN)催化剂可以足以促进去除工艺料流中存在的氮的一部分的反应的量存在。加氢脱硫(HDS)催化剂可以足以促进去除工艺料流中存在的硫的一部分的反应的量存在。加氢脱芳构化(HDA)催化剂可以足以促进将芳族化合物转化为萘、石蜡化合物或两者的反应的量存在。加氢裂化催化剂可以足以促进将在蒸汽裂化系统中难以转化的芳族化合物转化为在蒸汽裂化系统中更易转化的萘、石蜡化合物或两者的反应的量存在。应当理解,在整个本公开中,当特定催化剂被称为具有特定功能时,所述特定催化剂在功能上可能不限于特定化学成分或部分的去除、转化或裂化。例如,在本公开中被确定为HDN催化剂的催化剂可以另外提供加氢脱芳构化功能、加氢脱硫功能或两者。

[0045] 应当进一步理解,可以根据料流的组分来命名料流,并且命名料流的组分可以是所述料流的主要组分(如包括料流的含量的50重量%、70重量%、90重量%、95重量%、99重量%、99.5重量%或甚至99.9重量%到料流的含量的100重量%)。还应当理解,当包括该组分的料流被公开为从该系统部件传递到另一个系统部件时,料流的组分被公开为从一个系统部件传递到另一个系统部件。例如,所公开的传递到第一系统部件或从第一系统部件传递到第二系统部件的“氢气流”应被理解为等效地公开了传递到第一系统部件或从第一系统部件传递到第二系统部件的“氢气”。

[0046] 参考图1,示意性地描绘了用于通过加氢加工和蒸汽裂化将烃进料102转化为烯烃、芳族化合物或两者的本公开的系统100。系统100可包括加氢处理单元110、在加氢处理单元110下游的加氢裂化单元130、在加氢裂化单元130下游的加氢裂化流出物分离系统140和在加氢裂化流出物分离系统140下游的蒸汽裂化系统160。系统100还可包括设置在加氢处理单元110下游的吸附单元120。参考图4,系统100还可包括二次加氢裂化单元190,其能够操作以将来自加氢裂化流出物分离系统140的中间馏出流出物146的至少一部分转化为馏点温度低于或等于180°C的另外的烃。

[0047] 再次参考图1,烃进料102可包括一种或多种重油,诸如但不限于原油、减压渣油、焦油砂、沥青、常压渣油、减压瓦斯油、其他重油料流或这些的组合。应当理解,如本公开中所使用的,“重油”可以指先前尚未通过蒸馏加工过的原质烃(诸如原油),或者可以指在作为烃进料102引入系统100之前已经经过一定程度加工的烃。烃进料102可具有小于或等于0.86克/毫升的密度。烃进料102可具有低于720°C的终馏点(EBP)。烃进料102可以具有小于或等于900重量百万分率(ppmw)的氮浓度。

[0048] 在一个或多个实施方案中,烃进料102可以是原油。原油可具有25度至50度的美国石油协会(API)重力。例如,烃进料102可以包括阿拉伯轻质原油。表1中列出了示例性等级的阿拉伯轻质原油的实例特性。

[0049] 表1-阿拉伯轻质出口原料的实例

分析	单位	值	测试方法
美国石油学会 (API) 重力	度	33.13	ASTM D287
密度	克每毫升 (g/mL)	0.8595	ASTM D287
碳含量	重量百分比 (重量%)	85.29	ASTM D5291
氢含量	重量%	12.68	ASTM D5292
硫含量	重量%	1.94	ASTM D5453
氮含量	每百万重量份 (ppmw)	849	ASTM D4629
沥青质	重量%	1.2	ASTM D6560
微量碳残留物 (MCR)	重量%	3.4	ASTM D4530
钒 (V) 含量	ppmw	15	IP 501
镍 (Ni) 含量	ppmw	12	IP 501
砷 (As) 含量	ppmw	0.04	IP 501
馏点分布			
初馏点 (IBP)	摄氏度 (°C)	33	ASTM D7169
5%馏点 (BP)	°C	92	ASTM D7169
10% BP	°C	133	ASTM D7169
20% BP	°C	192	ASTM D7169
30% BP	°C	251	ASTM D7169
40% BP	°C	310	ASTM D7169
50% BP	°C	369	ASTM D7169
60% BP	°C	432	ASTM D7169
70% BP	°C	503	ASTM D7169
80% BP	°C	592	ASTM D7169
90% BP	°C	>720	ASTM D7169
95% BP	°C	>720	ASTM D7169
终馏点 (EBP)	°C	>720	ASTM D7169
BP 范围 C5-180°C	重量%	18.0	ASTM D7169
BP 范围 180°C-350°C	重量%	28.8	ASTM D7169
BP 范围 350°C-540°C	重量%	27.4	ASTM D7169
BP 范围>540°C	重量%	25.8	ASTM D7169

表1 中的重量百分比基于原油的总重量计。

[0051] 当烃进料102包含原油时,该原油可以是全原油或者可以是已经经历了一些加工

诸如脱盐、固体分离、洗涤的原油。例如,烃进料102可以是已经经受脱盐过程的脱盐原油。在一些实施方案中,烃进料102可包括在将原油引入系统100之前尚未经历预处理、分离(诸如蒸馏)或改变原油的烃组成的其他操作的原油。

[0052] 再次参考图1,烃进料102可直接引入加氢处理单元110或者可与加氢处理单元110上游的氢合并。氢可以是从系统100,诸如从加氢裂化流出物分离系统140、蒸汽裂化单元160或两者回收的再循环氢143。氢还可以包括来自外部氢源(未示出)的补充氢104。氢,诸如再循环氢143、补充氢104或两者,可直接传递到加氢处理单元110或与加氢处理单元110上游的烃进料102合并。

[0053] 加氢处理单元110能够操作以从烃进料102中去除一种或多种杂质,诸如金属、硫化合物、氮化合物、沥青质或这些的组合。另外,加氢处理单元110能够操作以使烃进料102中的多环芳族化合物的至少一部分饱和。加氢处理单元110可以包括至少一种加氢处理催化剂,该加氢处理催化剂可以设置在加氢处理单元110内的至少一个加氢处理区中。加氢处理单元110能够操作以在氢的存在下使烃进料102与所述至少一种加氢处理催化剂接触,其中与加氢处理催化剂的接触可以使烃进料102提质以产生以下至少一种的浓度降低的加氢处理流出物112:氮、硫、金属、芳族化合物或这些的组合。

[0054] 加氢处理单元110可以包括一个或多个加氢处理区。现参考图4,加氢处理单元110可包括多个串联排列的填充床反应区,诸如以下的一个或多个:加氢脱金属(HDM)反应区114、过渡区115、加氢脱硫(HDS)区116、加氢脱氮(HDN)区117、加氢脱芳构化(HDA)区(未示出),或这些反应区的组合。所述多个反应区中的每个反应区都可以设置在单个反应器中或串联的多个反应器中。HDM反应区114、过渡反应区115、HDS反应区116、HDN反应区117和HDA反应区(未示出)中的每一个都可以包括包含加氢处理催化剂的催化剂床。加氢处理单元110可以包括以下的一个或多个:包含HDM催化剂的HDM反应区114、包含过渡催化剂的过渡反应区115、包含HDS催化剂的HDS反应区116、包含HDN催化剂的HDN反应区117、包含HDA催化剂的HDA反应区或这些的组合。加氢处理单元110的反应区可以是任何顺序,并且不一定是图4描绘的顺序。在一个或多个实施方案中,加氢处理单元110可以包括HDM反应区114、在HDM反应区114下游的过渡反应区115和在过渡反应区115下游的HDS反应区116。加氢处理单元110可以包括适于使烃进料102与加氢处理催化剂接触的任何类型的反应器。合适的反应器可以包括但不限于固定床反应器、移动床反应器、流化床反应器、活塞流反应器、其他类型的反应器或反应器的组合。例如,加氢处理单元110可以包括一个或多个固定床反应器,所述固定床反应器可以以向下流动、向上流动或水平流动配置操作。

[0055] 参考图1和图4,加氢处理单元110中的加氢处理催化剂可以包括选自国际纯粹与应用化学联合会(IUPAC)周期表第5族、第6族、第8族、第9族或第10族金属元素的一种或多种金属,诸如但不限于钼、镍、钴、钨或这些金属的组合。加氢处理催化剂的金属可以作为纯金属、金属氧化物、金属硫化物或这些的组合存在。加氢处理催化剂的金属、金属氧化物或金属硫化物可以负载在载体上,诸如二氧化硅、氧化铝或这些的组合。载体材料可以包括但不限于 γ -氧化铝或二氧化硅/氧化铝挤出物、球体、圆柱体、珠粒、丸粒及其组合。在一个或多个实施方案中,加氢处理催化剂可包括氧化铝载体上的镍和钼或氧化铝载体上的钴和钼。

[0056] 当加氢处理单元110中存在的加氢处理催化剂包括HDM催化剂时,该HDM催化剂可

以包括来自IUPAC元素周期表第5族、第6族或第8-10族的一种或多种金属,所述金属可以是金属、金属氧化物或金属硫化物的形式。例如,HDM催化剂可以包括钼。HDM催化剂可以进一步包括载体材料,并且金属可以设置在载体材料上。载体材料可以是 γ -氧化铝载体,其表面积为100平方米每克(m^2/g)到160 m^2/g ,诸如100 m^2/g 到130 m^2/g 或130 m^2/g 到160 m^2/g 。基于HDM催化剂的总重量,HDM催化剂可以包括0.5重量%至12重量%的钼氧化物或钼硫化物,诸如2重量%至10重量%或3重量%至7重量%的钼氧化物或钼硫化物。HDM催化剂可以具有大于或等于0.8立方厘米/克(cm^3/g)、大于或等于0.9 cm^3/g 或甚至大于或等于1.0 cm^3/g 的总孔隙体积。HDM催化剂大孔的平均孔径大于或等于50纳米(nm)。HDM催化剂可以包括包含一种或多种化合物的掺杂剂,所述一种或多种化合物包括选自由硼、硅、卤素、磷及它们的组合组成的组的元素。

[0057] 当加氢处理单元110中存在的加氢处理催化剂包括HDS催化剂时,该HDS催化剂可以包括负载在载体材料上的一种或多种金属。HDS催化剂的金属可以包括来自IUPAC元素周期表第6族的一种或多种金属和来自第8-10族的一种金属,所述金属可以作为金属、金属氧化物或金属硫化物存在。HDS催化剂可以包括选自钼、钨、镍、钴或这些的组合的一种或多种金属,所述金属可以作为金属、金属氧化物或金属硫化物存在。HDS催化剂可以进一步包括载体材料,并且金属、金属氧化物或金属硫化物可以设置在载体材料上。在一些实施方案中,HDS催化剂可以包含氧化铝载体上的Mo和Ni(有时称为“Mo-Ni/ Al_2O_3 催化剂”)。HDS催化剂还可以含有掺杂剂,所述掺杂剂选自由以下组成的组:硼、磷、卤素、硅及其组合。基于HDS催化剂的总重量,HDS催化剂可以包括10重量%至18重量%的钼氧化物或钼硫化物,诸如11重量%至17重量%或12重量%至16重量%的钼氧化物或钼硫化物。另外或可替代地,基于HDS催化剂的总重量,HDS催化剂可以包括1重量%至7重量%的镍氧化物或镍硫化物,诸如2重量%至6重量%或3重量%至5重量%的镍氧化物或镍硫化物。HDS催化剂的平均表面积可以为140 m^2/g 到200 m^2/g ,诸如140 m^2/g 到170 m^2/g 或170 m^2/g 到200 m^2/g 。HDS催化剂的总孔隙体积可以为0.5 cm^3/g 到0.7 cm^3/g ,诸如0.6 cm^3/g 。HDS催化剂通常可以具有孔径处于2nm到50nm,诸如12nm到50nm的范围内的介孔结构。

[0058] 当加氢处理单元110中存在的加氢处理催化剂包括HDN催化剂时,该HDN催化剂可以包括负载在载体材料上的金属氧化物或金属硫化物。HDN催化剂的金属可以包括来自IUPAC元素周期表第5族、第6族和第8-10族的一种或多种金属,所述金属可以作为金属、金属氧化物或金属硫化物存在。在一个实施方案中,HDN催化剂可以含有来自IUPAC第6族的至少一种金属(诸如钼)和来自IUPAC第8-10族的至少一种金属(诸如镍)。HDN催化剂还可包含至少一种选自由硼、磷、硅、卤素及其组合组成的群组的掺杂剂。在实施方案中,钴可用于增加HDN催化剂的脱硫。在实施方案中,与HDM催化剂相比,HDN催化剂对于活性相可具有更高的金属负载。金属负载的增加可能导致催化活性增加。在一个或多个实施方案中,HDN催化剂包含镍(Ni)和钼(Mo),并且镍与钼的摩尔比(Ni/(Ni+Mo))为0.1到0.3(诸如0.1到0.2或0.2到0.3)。在包括钴(Co)的实施方案中,(Co+Ni)/Mo的摩尔比可以在0.25至0.85的范围内(诸如从0.25至0.5或从0.5至0.85)。

[0059] 载体材料可以包括呈挤出物、球体、圆柱体和丸粒形式的 γ -氧化铝、中孔氧化铝、二氧化硅或两者。在实施方案中,HDN催化剂可以含有 γ 氧化铝基载体,其表面积为180 m^2/g 至240 m^2/g (诸如180 m^2/g 至210 m^2/g ,或210 m^2/g 至240 m^2/g)。HDN催化剂的这种相对大的表面

积可以允许较小的孔隙体积(例如小于1.0cm³/g、小于0.95cm³/g或甚至小于0.9cm³/g)。基于HDN催化剂的总重量,HDN催化剂可以包含10重量%至18重量%的钼氧化物或钼硫化物,诸如13重量%至17重量%或14重量%至16重量%的钼氧化物或钼硫化物。基于HDN催化剂的总重量,HDN催化剂可以包含2重量%至8重量%的镍氧化物或镍硫化物,诸如3重量%至7重量%或4重量%至6重量%的镍氧化物或镍硫化物。基于HDN催化剂的总重量,HDN催化剂可以包括74重量%至88重量%的氧化铝,诸如76重量%至84重量%或78重量%至82重量%的氧化铝。

[0060] 当加氢处理单元110包括过渡反应区115时,过渡反应区115能够操作以从HDM反应流出物料流中去除一定量的金属组分和一定量的硫组分。过渡催化剂可以包括挤出物形式的氧化铝基载体和负载在氧化铝基载体上的至少一种金属物质。金属物质可以是金属、金属氧化物或金属硫化物的形式。过渡催化剂的金属物质可以包括来自IUPAC元素周期表第6族的至少一种金属和第8-10族的至少一种来自金属,所述金属可以是金属、金属氧化物、金属硫化物或这些的组合的形式。来自IUPAC元素周期表第6族的示例金属包括钼和钨。来自IUPAC第8-10族的示例金属包括镍和钴。举例来说,过渡催化剂可以包含在氧化铝载体上的Mo和Ni(有时称为“Mo-Ni/Al₂O₃催化剂”)。过渡催化剂还可以包含选自由硼、磷、卤素、硅及其组合组成的群组的掺杂剂。过渡催化剂的表面积可以为140m²/g至200m²/g(例如,从140m²/g至170m²/g或从170m²/g至200m²/g)。过渡催化剂的中间孔隙容积可以为从0.5cm³/g至0.7cm³/g(例如0.6cm³/g)。过渡催化剂通常可以包括具有在12nm至50nm范围内的孔径的中孔结构。这些特性在HDM和HDS方面提供了平衡活性。过渡催化剂可以包含10重量%至18重量%的钼氧化物或钼硫化物(诸如11重量%至17重量%或12重量%至16重量%的钼氧化物或钼硫化物)、1重量%至7重量%的镍氧化物或镍硫化物(诸如2重量%至6重量%或3重量%至5重量%的镍氧化物或镍硫化物),以及75重量%至89重量%的氧化铝(诸如77重量%至87重量%或79重量%至85重量%的氧化铝)。

[0061] 当加氢处理单元110中存在的加氢处理催化剂包括HDA催化剂时,该HDA催化剂可以包括来自IUPAC元素周期表第5族、第6族、第8族、第9族或第10族的一种或多种金属,所述金属可以作为金属、金属氧化物或金属硫化物存在。HDA催化剂可以包括来自IUPAC元素周期表的第5族或第6族的一种或多种金属和来自IUPAC元素周期表的第8族、第9族或第10族的一种或多种金属。HDA催化剂可以包括钼、钨、镍、钴或这些的组合中的一种或多种金属,所述金属可以作为金属、金属氧化物、金属硫化物或这些的组合存在。HDA催化剂可以进一步包括载体材料(如沸石),并且金属可以设置在载体材料上。在一个或多个实施方案中,HDA催化剂可以包括介孔沸石载体上的钨和镍金属催化剂(有时称为“W-Ni/介孔-沸石催化剂”)。在一个或多个实施方案中,HDA催化剂可以包括介孔沸石载体上的钼和镍金属催化剂(有时称为“Mo-Ni/介孔-沸石催化剂”)。沸石载体材料可以不限于任何特定类型的沸石。然而,经考虑,沸石(如Y、 β 、AWLZ-15、LZ-45、Y-82、Y-84、LZ-210、LZ-25、硅质岩或丝光框架沸石)可以适用于当前描述的HDA催化剂。HDA催化剂的载体材料(即,介孔沸石)可以为介孔,具有2nm到50nm的平均孔径。

[0062] 基于HDA催化剂的总重量,HDA催化剂可以包括18重量%至28重量%的钨硫化物或钨氧化物,诸如20重量%至27重量%或22重量%至26重量%的钨或钨硫化物或钨氧化物。基于HDA催化剂的总重量,HDA催化剂可以另外包括2重量%至8重量%的镍氧化物或镍硫化

物,诸如3重量%至7重量%或4重量%至6重量%的镍氧化物或镍硫化物。在一个或多个实施方案中,HDA催化剂可以包含基于HDA催化剂的总重量为12重量%至18重量%的钼氧化物或钼硫化物(诸如13重量%至17重量%或14重量%至16重量%的钼氧化物或钼硫化物),和基于HDA催化剂的总重量为2重量%至8重量%的镍氧化物或镍硫化物(诸如3重量%至7重量%或4重量%至6重量%的镍氧化物或镍硫化物的%)。

[0063] 烃进料102可以在加氢处理温度和加氢处理压力下与加氢处理单元110中的加氢处理催化剂接触,该加氢处理温度和加氢处理压力足以使烃进料102提质以去除以下的一种或多种:金属、氮化合物、硫化合物、芳族化合物或这些的组合。加氢处理单元110可以在300℃至450℃,诸如350℃至420℃的加氢处理温度下操作。加氢处理单元110可以在50巴(5,000千帕(kPa))至200巴(20,000kPa),诸如130巴(13,000kPa)至160巴(16,000kPa)的加氢处理压力下操作。加氢加工单元110可以以每小时0.1(hr^{-1})到1 hr^{-1} (诸如0.2 hr^{-1} 到0.7 hr^{-1})的液体体积空间时速(LHSV)操作。引入加氢处理单元110的氢与烃进料102的体积比可以为800:1至1200:1。氢可以在加氢处理单元110的入口处引入加氢处理单元110。参考图4,在一些实施方案中,还可以将氢引入每个反应区,诸如HDM反应区114、过渡反应区115、HDS反应区116、HDN反应区117、HDA反应区(未示出)或这些的组合。

[0064] 再次参考图1,从加氢处理单元110传递出来的加氢处理流出物112中金属、含硫烃、含氮烃和芳族化合物中的一种或多种的浓度可以比烃进料102中这些化合物的浓度低至少2个百分比(%)、至少5%、至少10%、至少25%、至少50%或甚至至少75%。如前所述,烃进料102与加氢处理催化剂诸如过渡催化剂、HDS催化剂、HDN催化剂或这些的组合在加氢处理单元110中在氢的存在下接触可引起烃进料102中含硫烃、含氮烃或两者的反应,以从烃进料102的烃中去除硫和氮的至少一部分。例如,含硫烃可以转化为烃和含硫气体,诸如硫化氢(H_2S),且含氮烃可以转化为烃和含氮气体,诸如氨(NH_3)。含硫气体和含氮气体可通过加氢裂化流出物分离系统140从系统100下游去除。加氢处理流出物112的含硫烃浓度可低于烃进料102中的含硫烃浓度。基于加氢处理流出物112的总重量,加氢处理流出物112的含硫烃的浓度可为0.01重量%至0.10重量%,诸如0.01重量%至0.08重量%、0.01重量%至0.05重量%、0.02重量%至0.10重量%、0.02重量%至0.08重量%、或0.02重量%至0.07重量%。加氢处理流出物112的含氮烃浓度可低于烃进料102中的含氮烃浓度。基于加氢处理流出物112的总重量,加氢处理流出物112的含氮烃浓度可以为每百万0重量份(ppmw)至500ppmw,诸如10ppmw至500ppmw、10ppmw至400ppmw、10ppmw至300ppmw、50ppmw至500ppmw、50ppmw至400ppmw或50ppmw至300ppmw。

[0065] 在加氢处理单元110中在氢的存在下烃进料102与加氢处理催化剂诸如HDM催化剂、过渡催化剂或两者的接触可以操作以从烃中去除金属。加氢处理流出物112的金属浓度可小于烃进料102的金属浓度。基于加氢处理流出物112的总重量,加氢加工流出物103的金属浓度可为0ppmw至100ppmw,诸如0ppmw至75ppmw、0ppmw至50ppmw、0ppmw至25ppmw、0ppmw至10ppmw、0ppmw至5ppmw、0.1ppmw至100ppmw、0.1ppmw至75ppmw、0.1ppmw至50ppmw、0.1ppmw至25ppmw、0.1ppmw至10ppmw或0.1ppmw至5ppmw。基于加氢处理流出物112的总重量,加氢处理流出物112的镍浓度可小于烃进料102的镍浓度,诸如0ppmw至10ppmw、0.1ppmw至5ppmw或0.1ppmw至1ppmw的镍浓度。基于加氢处理流出物112的总重量,加氢处理流出物112的砷含量可小于烃进料102的砷含量,诸如0ppmw至1ppmw,或0.01ppmw至0.5ppmw。基于

加氢处理流出物112的总重量,加氢处理流出物112的钒含量可小于烃进料102的钒含量,诸如0ppmw至10ppmw,诸如01ppmw至5ppmw,或甚至0.1ppmw至1ppmw。

[0066] 加氢处理流出物112的芳族化合物浓度可低于烃进料102中芳族化合物的浓度。基于加氢处理流出物112的总重量,加氢处理流出物112的芳族化合物浓度可为5重量%至40重量%,诸如5重量%至30重量%,或5重量%至20重量%。加氢处理流出物112的沥青质、多环芳烃和其他焦炭前体的浓度可低于烃进料102中的沥青质、多环芳烃和其他焦炭前体的浓度。基于加氢处理流出物112的总重量,加氢处理流出物112的沥青质、多环芳烃和其他焦炭前体浓度可为0.01重量%至1重量%,诸如0.01重量%至0.75重量%,或0.01重量%至0.50重量%。

[0067] 再参考图1,至少20重量%的加氢处理流出物112可以具有小于或等于225°C的馏点温度。在一个或多个实施方案中,至少5重量%、至少10重量%、至少20重量%或甚至至少30重量%的加氢处理流出物112可以具有小于或等于225°C的馏点温度。加氢处理流出物112可以具有小于或等于100°C(诸如小于或等于90°C、小于或等于80°C、小于或等于70°C或甚至小于或等于60°C)的初馏点(IPB)温度。加氢处理流出物112可以通过T5温度表征,该温度是低于其时5%的组成成分会沸腾的温度。加氢处理流出物112可以具有小于或等于150°C、小于或等于130°C、小于或等于120°C、小于或等于110°C或甚至小于或等于100°C的T5温度。加氢处理流出物112还可以通过T95温度表征,该温度是加氢处理流出物112的95%组成成分沸腾时的温度。在一些实施方案中,加氢处理流出物112可以具有高于或等于570°C、高于或等于580°C、高于或等于590°C、甚至高于或等于600°C或甚至高于或等于610°C的T95温度。

[0068] 加氢处理流出物112的密度可以小于烃进料102的密度。加氢处理流出物112可以具有0.80克每毫升(g/mL)到0.95g/mL(如0.80g/mL到0.90g/mL、0.80g/mL到0.85g/mL,0.82g/mL到0.95g/mL,0.82g/mL到0.90g/mL,0.82g/mL到0.85g/mL,0.83g/mL到0.95g/mL,0.83g/mL到0.90g/mL或0.83g/mL到0.85g/mL)的密度。加氢处理流出物112的API重力可以大于引入加氢处理单元110的烃进料102的API重力。加氢处理流出物112可以具有小于或等于50度或小于或等于40度的API重力。在一些实施方案中,加氢处理流出物112可以具有25度到50度、30度到50度、25度到45度或255度到40度的API。

[0069] 再次参考图1,可将加氢处理流出物112传递到可以设置在加氢处理单元110下游的加氢裂化单元130。加氢裂化单元130可以被认为是系统100的主要加氢裂化单元。加氢裂化单元130能够操作以使加氢处理流出物112与加氢裂化催化剂在加氢裂化区132中在氢的存在下足以使加氢处理流出物112中的烃的至少一部分经历加氢裂化的反应条件下接触以产生与加氢处理流出物112相比馏点温度低于或等于180°C的烃浓度增加的加氢裂化流出物134。加氢裂化单元130可以至少在加氢裂化区132中包括加氢裂化催化剂。在加氢裂化单元130中,加氢处理流出物112中的饱和多环芳族化合物和其他较大分子量的烃可以通过加氢处理流出物112与加氢裂化催化剂在氢的存在下接触而转化为较小的低馏点烃。加氢裂化单元130可以是能够操作以使加氢处理流出物112与加氢裂化区132中的加氢裂化催化剂接触的任何类型的反应器。适于加氢裂化单元130的反应器可以包括但不限于固定床反应器、移动床反应器、流化床反应器、活塞流反应器、其他类型的反应器或反应器的组合。例如,加氢裂化单元130可以包括一个或多个固定床反应器,所述固定床反应器可以以向下流

动、向上流动或水平流动配置操作。

[0070] 可以将氢与加氢处理流出物112一起引入加氢裂化单元130。引入加氢裂化单元130的氢可以是从系统100, 诸如从加氢裂化流出物分离系统140、蒸汽裂化单元160或两者回收的再循环氢143。氢还可以包括来自外部氢源(未示出)的补充氢104。氢, 诸如再循环氢143、补充氢104或两者, 可直接传递到加氢裂化单元130或与加氢裂化单元130上游的加氢处理流出物112合并。

[0071] 加氢裂化催化剂可以是能够促进或提高烃在氢存在下的裂化反应的反应速率的固体颗粒催化剂。合适的加氢裂化催化剂可以包括但不限于沸石催化剂。适合用作加氢裂化催化剂的沸石催化剂的实例可包括但不限于Y型沸石、REY型沸石、USY型沸石、RE-USY型沸石、丝光沸石骨架倒置(MFI)型沸石、 β 沸石或这些的组合。加氢裂化催化剂可以是含有分级沸石的加氢裂化催化剂, 诸如但不限于分级 β 沸石、分级Y-沸石或其他分级沸石。分级沸石可以指具有如使用Barrett-Joyner-Halinda (BJH) 方法所测定的2nm至40nm或5nm至25nm的平均孔径的沸石。分级沸石可通过使微孔 β 沸石或Y-沸石经受脱硅过程或通过使用模板剂或孔导向剂合成 β 沸石或Y-沸石以获得所需分级孔隙结构来制备。

[0072] 加氢裂化单元130中的加氢裂化催化剂可以另外包括负载在沸石表面上的一种或多种金属。加氢裂化单元130中的加氢裂化催化剂可以包括负载在沸石或分级沸石上的选自IUPAC元素周期表第6族、第7族、第8族、第9族或第10族中的金属元素的一种或多种金属。用于加氢裂化单元130的加氢裂化催化剂的示例金属可以包括但不限于钼、钴、钨、镍、铂、钯或这些的组合。在一个或多个实施方案中, 加氢裂化单元130中的加氢裂化催化剂可以包括负载在Y-沸石或 β 沸石载体上的镍和钼。在一个或多个实施方案中, 二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以包括负载在Y-沸石或 β 沸石载体上的镍和钨。在一个或多个实施方案中, 加氢裂化单元130中的加氢裂化催化剂可以包括负载在Y-沸石或 β 沸石载体上的铂和钯。

[0073] 加氢裂化单元130可以在足以促进或提高加氢裂化反应的反应速率的条件下操作, 以产生较小的低馏点烃(诸如但不限于C2至C10石蜡和馏点温度低于或等于180°C的其他烃(石脑油))的浓度增加的加氢裂化流出物134。加氢处理流出物112可以在加氢裂化温度和加氢裂化压力下与加氢裂化单元130中的加氢裂化催化剂接触, 所述加氢裂化温度和加氢裂化压力足以裂化加氢处理流出物112中的烃(诸如但不限于饱和多环芳族化合物)的至少一部分, 以产生馏点温度低于或等于180°C的较小的低馏点烃。加氢裂化单元130可以在300°C至450°C, 诸如350°C至420°C的加氢裂化温度下操作。加氢裂化单元130可以在50巴(5,000kPa)至200巴(20,000kPa), 诸如130巴(13,000kPa)至160巴(16,000kPa)的加氢裂化压力下操作。加氢裂化单元130可以以每小时0.1(hr^{-1})到3 hr^{-1} (诸如0.2 hr^{-1} 到2 hr^{-1})的液体体积空间时速(LHSV)操作。引入加氢裂化单元130的氢与加氢处理流出物112的体积比可以为800:1至1200:1。氢可以在加氢裂化单元130的入口处引入加氢裂化单元130。

[0074] 参考图4, 在一个或多个实施方案中, 加氢裂化单元130可包括在加氢裂化区132上游的至少一个补充加氢处理区131。补充加氢处理区131可包括加氢处理催化剂, 诸如本公开中先前描述的任何加氢处理催化剂。例如, 在一个或多个实施方案中, 加氢裂化单元130的补充加氢处理区131中的加氢处理催化剂可以是包含负载在氧化铝催化剂载体上的镍和钼或钴和钼的催化剂。补充加氢处理区131可以与加氢裂化区132设置在相同的反应器中并

且在加氢裂化区132的上游,或者可以设置在包括加氢裂化区132的反应器上游的单独反应器中。

[0075] 加氢裂化催化剂可因加氢裂化催化剂表面上沉积污染物诸如焦炭或沥青质而至少部分失活。如前所述,加氢处理单元110中烃进料102的加氢处理可以使稳定烃进料102中的沥青质和其他焦炭前体的溶液的化合物解构。在稳定系统破坏时,沥青质和其他焦炭前体可在加氢处理流出物112中沉淀。当加氢处理流出物112传递到加氢裂化单元130并与加氢裂化催化剂接触时,沉淀的沥青质可沉积在加氢裂化催化剂的表面上。加氢处理流出物112中的焦炭前体可在加氢裂化反应的反应条件下产生焦炭,并且焦炭也可沉积在加氢裂化催化剂的表面上。因此,加氢处理流出物112中沥青质和其他焦炭前体的存在可能对加氢裂化单元130中的加氢裂化催化剂的使用寿命具有不利影响。即使是加氢处理流出物112中少量的沥青质和焦炭前体(诸如小于0.5重量%),也可引起加氢裂化催化剂失活的问题并破坏系统100的平稳稳态连续操作。

[0076] 参考图1,系统100可以包括能够操作以从系统中去除沥青质和其他焦炭前体的吸附单元120。吸附单元120可以设置在加氢处理单元110的下游。如图1所示,吸附单元120可以设置在加氢处理单元110与加氢裂化单元130之间。参考图5和图6,在一个或多个实施方案中,吸附单元120可以设置在系统100内的其他位置,诸如加氢裂化单元130的下游或加氢裂化单元130下游的加氢裂化流出物分离系统140的高压分离器150与分馏器154之间。

[0077] 再次参考图1,吸附单元120可以包括多个吸附剂床或吸附区,诸如第一吸附区122和第二吸附区124,它们可以平行排列。为了便于说明和描述,在图1中将吸附单元120描绘为具有两个吸附区。然而,吸附单元120可具有多于或等于两个吸附区,诸如2、3、4、5、6、7、8个或更多于8个吸附区。每个吸附剂床可以包括能够从烃蒸汽诸如加氢处理流出物112、加氢裂化流出物134或系统100的其他流出物中选择性地吸附沥青质、焦炭前体或两者的吸附剂材料。适于吸附单元120的吸附剂材料可包括但不限于球形氧化铝、粘土、金属纳米颗粒或这些的组合。吸附剂材料可以制成粒状。吸附剂材料可具有足以允许较大有机分子诸如沥青质吸附到孔隙中的孔隙体积。吸附剂材料可具有大于或等于1.0毫升/克(ml/g),诸如大于或等于1.1ml/g或大于或等于1.5ml/g的总孔隙体积。吸附剂材料可具有1.0ml/g至3.0ml/g,诸如1.1ml/g至3.0ml/g,或甚至1.5ml/g至3.0ml/g的总孔隙体积。

[0078] 吸附剂材料可具有大于或等于5克沥青质/克吸附剂材料,诸如5克至20克沥青质/克吸附剂材料的沥青质吸收量。吸附剂材料对沥青质的吸收可以通过用沥青质使吸附剂饱和来测定。吸附剂材料可通过监测离开吸附单元120的流出物中的沥青质浓度而饱和。当来自吸附单元的流出物中的沥青质浓度突然增加时,吸附剂材料可能饱和。一旦吸附剂饱和,则可以用直馏柴油洗涤吸附单元四个小时。然后可以从吸附单元120卸载吸附剂。称出100克饱和吸附剂,然后用甲苯洗涤并在保持在700°C的炉中在气流下煅烧8小时。煅烧后,对吸附剂样品称重。沥青质的吸收可以计算为初始100克饱和吸附剂样品与通过洗涤和煅烧去除所有沥青质后吸附剂的最终重量之间的差。

[0079] 再次参考图1,在操作期间,加氢处理流出物112可以传递通过一个或多个吸附区,诸如第一吸附区122、第二吸附区124或两者,在吸附区中加氢处理流出物112与吸附剂材料接触。加氢处理流出物112与吸附单元120中的吸附剂材料的接触可引起沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分吸附到吸附剂材料中。吸附单元120可以在直接在吸附单元120上游的

单元操作的操作条件下操作。当吸附单元120直接位于加氢处理单元110的下游并且位于加氢处理单元110与加氢裂化单元130之间时,吸附单元120可以在与加氢处理单元110的加氢处理温度和加氢处理压力相似的温度和压力下操作。在一个或多个实施方案中,吸附单元120可以在300°C至450°C,诸如350°C至420°C的温度下操作。吸附单元120可以在50巴(5,000kPa)至200巴(20,000kPa),诸如130巴(13,000kPa)至160巴(16,000kPa)的压力下操作。吸附单元120可以以5hr⁻¹至10hr⁻¹的液体体积空间时速(LHSV)操作。

[0080] 与从加氢处理单元110传递出的加氢处理流出物112相比,从吸附单元120传递出的加氢处理流出物112可具有降低的沥青质和其他焦炭前体浓度。吸附单元120能够操作以从传递通过吸附单元120的加氢处理流出物112或其他流出物中去除大于或等于95个百分比(%)的沥青质。吸附单元120能够操作以从传递通过吸附单元120的加氢处理流出物112或其他流出物去除大于或等于95%或甚至大于或等于98%的沥青质。从系统100,诸如从加氢处理流出物112中去除沥青质、焦炭前体或两者,可减少沥青质、焦炭或两者在加氢裂化催化剂表面上的积聚,这可以减少加氢裂化催化剂的失活并提高加氢裂化催化剂的使用寿命。沥青质、焦炭前体或两者的去除也可以减少沥青质、焦炭或两者在下游设备诸如下游分离单元或蒸汽裂化系统160上的积聚。减少沥青质和焦炭在加氢裂化催化剂上的积聚可减少加氢裂化催化剂的失活并增加来自烃进料102的烃的转化,以得到馏点温度低于或等于180°C的烃,所述烃在蒸汽裂化系统160中进一步加工以产生烯烃和芳族化合物。因此,通过吸附单元120去除沥青质和焦炭前体可以增加来自系统100的烯烃和芳族化合物的收率。

[0081] 吸附单元120可以包括多个吸附区,诸如第一吸附区122、第二吸附区124和任何附加吸附区,它们可以平行排列。吸附单元120可以以摆动模式操作,其中加氢处理流出物112或其他流出物料流传递通过所述多个吸附剂床的第一子集。当吸附剂床的第一子集变得饱含沥青质、焦炭前体或两者时,通过吸附单元120的流出物流可以过渡到吸附剂床的第二子集以允许吸收剂床的第一子集再生。例如,参考图1,可以传递加氢处理流出物112通过第一吸附区122,直到第一吸附区122中的吸附剂材料变得饱含沥青质、焦炭前体或两者,并且不再有效地从加氢处理流出物112中去除更多沥青质。加氢处理流出物112的流可以过渡到第二吸附区124,同时第一吸附区122再生。

[0082] 吸附剂床,诸如第一吸附区122和第二吸附区124,可以通过传递溶剂通过吸附剂床而再生,该溶剂能够从吸附剂材料中解吸并溶解沥青质和焦炭前体。用于再生吸附剂床的合适溶剂可以包括但不限于芳族溶剂,诸如甲苯、苯或两者的混合物。其他能够溶解沥青质的溶剂也可用于再生吸附剂床。其他溶剂可包括烷基醇、卤代烃、芳族化合物或这些的组合。

[0083] 再次参考图1,可将加氢裂化流出物134传递到加氢裂化流出物分离系统140。加氢裂化流出物分离系统140能够操作以分离加氢裂化流出物134以产生提质的低馏点流出物144,提质的低馏点流出物可作为进料传递至蒸汽裂化单元160。加氢裂化流出物分离系统140可包括一个或多个分离单元,它们共同能够操作以将加氢裂化流出物134分离成至少轻质气体142、提质的低馏点流出物144和高馏点流出物148。加氢裂化流出物分离系统140也能够操作以产生中间馏出流出物146。

[0084] 轻质气体142可以包括但不限于过量的氢、甲烷、硫化氢、氨和其他轻质气体。轻质气体可以指加氢处理流出物112中在环境温度和压力下呈气态形式的气体。轻质气体142可

包括来自加氢裂化流出物134的大于或等于95%、大于或等于97%、或甚至大于或等于99%的轻质气体。轻质气体142可传递至气体处理机器进行进一步加工,诸如去除硫化氢气体和氨以及分离和纯化氢。从轻质气体142回收的氢可以作为再循环氢143的至少一部分再循环回到加氢处理单元110、加氢裂化单元130或两者中。再循环氢143还可包括从蒸汽裂化系统160回收的氢。

[0085] 提质的低馏点流出物144可包括馏点温度低于或等于180°C的烃组成成分。提质的低馏点流出物144可以包括石蜡化合物,诸如具有2至10个碳原子的烷烃(C2-C10烷烃),以及馏点温度低于180°C的其他烃,诸如馏点温度低于180°C的烯烃和炔烃。提质的低馏点流出物144可包括来自加氢裂化流出物134的大于或等于95%、大于或等于97%、或甚至大于或等于98%的C2-C10烷烃。提质的低馏点流出物144可以从加氢裂化流出物分离系统140传递到在加氢裂化流出物分离系统140下游的蒸汽裂化系统160。

[0086] 中间馏出流出物146可包括加氢裂化流出物134的馏点温度为180°C至540°C的组成成分。中间馏出流出物146可以从系统100中传递出来或再循环回到加氢处理单元110。参考图4,中间馏出流出物146可以传递到二次加氢裂化单元190进行进一步加工。二次加氢裂化单元190将在本公开随后更详细地描述。

[0087] 高馏点流出物148可包括加氢裂化流出物134的馏点温度高于或等于540°C,诸如540°C至720°C的组成成分。高馏点流出物148可以传递回到加氢处理单元110。系统100可包括高馏点流出物再循环149,其能够操作以将高馏点流出物148的至少一部分从加氢裂化流出物分离系统140传递回加氢处理单元110。在高馏点流出物再循环149中传递回的部分高馏点流出物148可与加氢处理单元110上游的烃进料102合并或者可直接且独立地传递至加氢处理单元110。将高馏点流出物148的至少一部分或全部传递回加氢处理单元110可通过将高馏点流出物148中剩余的较大烃进一步转化为更适合在蒸汽裂化系统160中加工的较小石蜡烃来增加来自系统100的烯烃和芳族化合物的收率。

[0088] 参考图2,在一个或多个实施方案中,加氢裂化流出物分离系统140可至少包括高压分离器150和分馏器154。高压分离器150能够操作以将加氢裂化流出物134分离成轻质气体142和高压分离器液体流出物152。轻质气体142可以传递到气体处理机器并且高压分离器液体流出物152可以传递到分馏器154。加氢裂化流出物分离系统140可以另外包括在高压分离器150下游并设置在高压分离器150与分馏器154之间的低压分离器(未示出)。低压分离器能够操作以进一步从加氢裂化流出物134中分离气态组成成分以产生高压分离器液体流出物152。分馏器154能够操作以将高压分离器液体流出物152分离成提质的低馏点流出物144、中间馏出流出物146和高馏点流出物148。在一个或多个实施方案中,分馏器154可包括分馏塔,该分馏塔能够操作以基于馏点温度的差异将高压分离器液体流出物152分离成多个不同的流出物料流。

[0089] 如前所述,提质的低馏点流出物144可传递至蒸汽裂化系统160。参考图3,蒸汽裂化系统160可包括蒸汽裂化单元170和在蒸汽裂化单元170下游的蒸汽裂化流出物分离系统180。蒸汽裂化单元170能够操作以使提质的低馏点流出物144与蒸汽161在足以引起提质的低馏点流出物144中的烃的至少一部分经历加氢裂化反应的温度下接触,以产生包括浓度增加的烯烃、芳族化合物或两者的蒸汽裂化流出物176。

[0090] 蒸汽裂化系统160可以包括对流区172和热解区174。提质的低馏点流出物144与蒸

汽161一起传递到对流区172中。在对流区172中,可以将提质的低馏点流出物144预热到所需温度,诸如400°C至650°C。然后,对流区172中存在的提质的低馏点流出物144的内容物可以传递到热解区174,在所述热解区被蒸汽裂化以产生蒸汽裂化流出物176。蒸汽裂化流出物176可以离开蒸汽裂化系统160并传递通过热交换器(未示出),在该热交换器中,诸如水或热解燃料油的过程流体使蒸汽裂化流出物176冷却。蒸汽裂化流出物176可以包含经过裂化的烃类材料的混合物,其可以分离成包含在一个或多个系统产物料流中的一种或多种石油化学产物。例如,蒸汽裂化流出物176可包括燃料油、汽油、混合丁烯、丁二烯、丙烯、乙烯、甲烷、氢、芳族化合物或其他烃中的一种或多种。蒸汽裂化流出物176可以另外包括来自料流裂化的水。热解区174可以在700°C至900°C的温度下操作。热解区174可以以0.05秒到2秒的停留时间操作。蒸汽161与提质的低馏点流出物144的质量比可为约0.3:1至约2:1。

[0091] 再次参考图3,蒸汽裂化流出物176可以传递到蒸汽裂化流出物分离系统180。蒸汽裂化流出物分离系统180能够操作以将蒸汽裂化流出物176分离成多个流出物料流,诸如但不限于气态流出物162、烯烃流出物164、芳族流出物166、热解油168或这些的组合。蒸汽裂化流出物分离系统180可包括一个或多个分离单元,它们共同能够操作以将蒸汽裂化流出物176分离成气态流出物162、烯烃流出物164、芳族流出物166、热解油168或这些的组合中的一种或多种。

[0092] 气态流出物162可以包括轻质气体,诸如过量的氢、甲烷、水蒸气或其他轻质气体。如前所述,轻质气体可以指在环境温度和压力下呈气态形式的气体。气态流出物162可包括来自蒸汽裂化流出物176的大于或等于95%、大于或等于97%、或甚至大于或等于99%的轻质气体。可以将气态流出物162传递到气体处理机器进行进一步加工,诸如但不限于氢的分离和纯化、甲烷和其他烃类气体的回收或这些的组合。经由气体处理机器从气态流出物162回收的氢可以作为再循环氢143的一部分再循环回到加氢处理单元110、加氢裂化单元130或两者中。如先前所提到的,再循环氢143可以包括从加氢裂化流出物分离系统140和蒸汽裂化系统160两者中回收的氢。在一些实施方案中,可以将气态流出物162和轻质气体142传递到同一气体处理机器以产生再循环氢143。

[0093] 烯烃流出物164可包括烯烃,诸如但不限于乙烯、丙烯、丁烯(1-丁烯、顺式-2-丁烯、反式-2-丁烯、异丁烯或这些的组合)、戊烯或其他烯烃和不饱和化合物。烯烃流出物164可包含来自蒸汽裂化流出物的大于或等于50%、大于或等于80%、大于或等于90%、或甚至大于或等于95%的C2-C6烯烃176。蒸汽裂化流出物176可以包括其他组成成分,诸如但不限于具有与C2-C6烯烃相似的馏点温度的饱和烃。烯烃流出物164可以传递到蒸汽裂化流出物分离系统180下游的一个或多个加工单元,以进一步分离和纯化在蒸汽裂化系统160中产生的烯烃。

[0094] 芳族流出物166可包括一种或多种芳族化合物,诸如但不限于苯、甲苯、二甲苯(邻二甲苯、间二甲苯、对二甲苯或这些的组合)、乙苯、其他芳族化合物或芳族化合物的组合。芳烃流出物166可包含来自蒸汽裂化流出物176的大于或等于50%、大于或等于80%、大于或等于90%、或甚至大于或等于95%的C6-C8芳族化合物(苯、甲苯、二甲苯)。芳族流出物166可从系统100传递至蒸汽裂化流出物分离系统180下游的一个或多个加工单元,以进一步分离和纯化芳族流出物166中的芳族化合物。

[0095] 热解油168可包括蒸汽裂化流出物176的馏点温度高于或等于540°C,诸如540°C至

720°C的组成成分。再次参考图1,热解油168可传递回系统100以进一步将热解油168中的烃转化为提质的低馏点流出物144。具体而言,热解油168可以传递回到加氢裂化流出物分离系统140,诸如回到加氢裂化流出物分离系统140的分馏器154(图4),在其中热解油168可以分离成各种组成成分并通过系统100的各个部分再循环回来。热解油168的至少一部分可以在高馏点流出物148中从加氢裂化流出物分离系统140中传递出来,高馏点流出物可以通过高馏点流出物再循环149传递回到加氢处理单元110。高馏点流出物148可包含按重量计至少50%、至少80%、至少90%或至少95%的热解油168。

[0096] 现参考图4,如先前所讨论,中间馏出流出物146可以从加氢裂化流出物分离系统140,诸如从加氢裂化流出物分离系统140的分馏器154传递到二次加氢裂化单元190。二次加氢裂化单元190能够操作以使中间馏出流出物146与加氢裂化催化剂在二次加氢裂化区192中在氢的存在下足以引起中间馏出流出物146中的烃的至少一部分经历加氢裂化的反应条件下接触,以产生与中间馏出流出物146相比石蜡浓度增加的二次加氢裂化流出物194。二次加氢裂化单元190可以使用系统100通过增加传递到中间馏出流出物146的较大烃向提质的低馏点流出物144的转化而进一步增加来自烃进料102的烯烃、芳族化合物或两者的收率,提质的低馏点流出物可以被传递到蒸汽裂化系统160。因此,二次加氢裂化单元190可以增加烃进料102向提质的低馏点流出物144的转化,这可以引起来自系统100的烯烃、芳族化合物或两者的收率进一步增加。

[0097] 二次加氢裂化单元190可包括二次加氢裂化区192中的加氢裂化催化剂。在二次加氢裂化单元190中,较大的烃,诸如但不限于具有大于10个碳原子的烃,可以通过中间馏出流出物146与加氢裂化催化剂在氢的存在下接触而转化为较小的低馏点烃。具体而言,中间馏出流出物146中较大的烃可以转化为馏点温度小于或等于180°C的烃。二次加氢裂化单元190可以是能够操作以使中间馏出流出物146与二次加氢裂化区192中的加氢裂化催化剂接触的任何类型的反应器。适于二次加氢裂化单元190的反应器可以包括但不限于固定床反应器、移动床反应器、流化床反应器、活塞流反应器、其他类型的反应器或反应器的组合。例如,二次加氢裂化单元190可以包括一个或多个固定床反应器,所述固定床反应器可以以向下流动、向上流动或水平流动配置操作。

[0098] 可以将氢与中间馏出流出物146一起引入二次加氢裂化单元190。引入二次加氢裂化单元190的氢可以是从系统100,诸如从加氢裂化流出物分离系统140、蒸汽裂化单元160或两者回收的再循环氢143。氢还可以包括来自外部氢源(未示出)的补充氢104。氢,诸如再循环氢143、补充氢104或两者,可直接传递到二次加氢裂化单元190或与二次加氢裂化单元190上游的中间馏出流出物146合并。

[0099] 由于在加氢裂化流出物分离系统140中去除了硫化氢和氨,中间馏出流出物146可以基本上不含这些气体。如在本公开中使用的,术语“基本上不含”某一组成成分可以指组合物、料流、催化剂或反应区具有小于0.1重量%的该组成成分。例如,基本上不含硫化氢、氨、其他气体或气体组合的中间馏出流出物146可包括小于0.1重量%的硫化氢、氨、其他气体或气体组合。与加氢裂化单元130相比,基本上不含硫化氢、氨或两者的中间馏出流出物146可以使得中间馏出流出物146能够在二次加氢裂化单元190中在较不苛刻的条件下进行加工。由于二次加氢裂化单元190中的加氢裂化反应的苛刻程度与加氢裂化单元130中的加氢裂化反应的苛刻程度不同,二次加氢裂化单元190中的加氢裂化反应可能有利于多环芳

族化合物的氢化和开环,这可以进一步提高来自系统100的烯烃、芳族化合物或两者的总收率。

[0100] 二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以是先前关于加氢裂化单元130描述的任何加氢裂化催化剂。二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以与设置在加氢裂化单元130的加氢裂化区132中的加氢裂化催化剂相同或不同。在一些实施方案中,二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以不同于加氢裂化单元130中的加氢裂化催化剂,这可以通过二次加氢裂化单元190与加氢裂化单元130相比的操作条件的苛刻程度的差异来实现。二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以是能够促进或提高烃在氢存在下的裂化反应的反应速率的固体颗粒催化剂。合适的加氢裂化催化剂可以包括但不限于沸石催化剂。适合用作加氢裂化催化剂的沸石催化剂的实例可包括但不限于Y型沸石、REY型沸石、USY型沸石、RE-USY型沸石、丝光沸石骨架倒置(MFI)型沸石、 β 沸石或这些的组合。在一个或多个实施方案中,加氢裂化催化剂可包括含分级沸石的加氢裂化催化剂,诸如但不限于分级 β 沸石、分级Y-沸石或这些的组合。

[0101] 二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以另外包括负载在沸石表面上的一种或多种金属。二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以包括负载在沸石或分级沸石上的选自IUPAC元素周期表第6族、第7族、第8族、第9族或第10族中的金属元素的一种或多种金属。用于二次加氢裂化单元190的加氢裂化催化剂的示例金属可以包括但不限于钼、钴、钨、镍、铂、钯或这些的组合。在一个或多个实施方案中,二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以包括负载在Y-沸石或 β 沸石载体上的镍和钼。在一个或多个实施方案中,二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以包括负载在Y-沸石或 β 沸石载体上的镍和钨。在一个或多个实施方案中,二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂可以包括负载在Y-沸石或 β 沸石载体上的铂和钯。

[0102] 二次加氢裂化单元190可以在足以促进或提高加氢裂化反应的反应速率的条件下操作,以产生较小的低馏点烃(诸如但不限于C2至C10石蜡和馏点温度低于180°C的其他烃)的浓度增加的二次加氢裂化流出物194。中间馏出流出物146可以在加氢裂化温度和加氢裂化压力下与二次加氢裂化单元190中的加氢裂化催化剂接触,所述加氢裂化温度和加氢裂化压力足以裂化中间馏出流出物146中的烃的至少一部分,以产生较小的低馏点烃,诸如石蜡和馏点温度低于或等于180°C的其他烃。由于在二次加氢裂化单元190上游的加氢裂化流出物分离系统140中去除了硫化氢和氨,二次加氢裂化单元190中的加氢裂化反应可以在与加氢裂化单元130相比更温和的条件下进行。二次加氢裂化单元190可以在300°C至400°C,诸如300°C至475°C的加氢裂化温度下操作。二次加氢裂化单元190可以在50巴(5,000kPa)至200巴(20,000kPa),诸如130巴(13,000kPa)至160巴(16,000kPa)的加氢裂化压力下操作。二次加氢裂化单元190可以以每小时0.5(hr^{-1})到3.0 hr^{-1} (诸如0.6 hr^{-1} 到2.0 hr^{-1})的液体体积空间时速(LHSV)操作。引入二次加氢裂化单元190的氢与中间馏出流出物146中的烃的体积比可以为1000:1至2000:1。氢可以在二次加氢裂化单元190的入口处引入二次加氢裂化单元190,或者可以与二次加氢裂化单元190上游的中间馏出流出物146合并。

[0103] 参考图4,使中间馏出流出物146与二次加氢裂化单元190的二次加氢裂化区192中的加氢裂化催化剂接触可以使中间馏出流出物146中的烃的至少一部分经历加氢裂化以产生二次加氢裂化流出物194。与中间馏出流出物146相比,二次加氢裂化流出物194可以具有

更高浓度的馏点温度低于或等于180°C的烃。二次加氢裂化流出物194可以传递到加氢裂化流出物分离系统140以将低馏点组成成分分离成提质的低馏点流出物144和其他流出物料流。二次加氢裂化流出物194可以与加氢裂化流出物分离系统140上游的加氢裂化流出物134合并以产生合并的加氢裂化流出物196。可替代地或另外地,二次加氢裂化流出物194的至少一部分可独立于加氢裂化流出物134直接传递至加氢裂化流出物分离系统140。加氢裂化流出物分离系统140能够操作以将二次加氢裂化流出物194、加氢裂化流出物134或两者的组合分离成轻质气体142、提质的低馏点流出物144、中间馏出流出物146和高馏点流出物148。

[0104] 参考图4,在系统100的操作中,烃进料102、高馏点流出物再循环149或两者可与氢(再循环氢143、补充氢104或两者)一起传递到加氢处理单元110。加氢处理单元110能够操作以对烃进料102进行加氢处理以产生以下的一种或多种的浓度降低的加氢处理流出物112:硫、氮、金属、多环芳族化合物或这些的组合。加氢处理流出物112可以直接从加氢处理单元110传递到吸附单元120。吸附单元120能够操作以从加氢处理流出物112中去除沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分。在一些实施方案中,吸附单元120能够操作以从加氢处理的流出物112中去除至少95%的沥青质。加氢处理流出物112可以从吸附单元120传递到加氢裂化单元130,该加氢裂化单元能够操作以至少对加氢处理流出物112中的烃的至少一部分进行加氢裂化以产生加氢裂化流出物134,该加氢裂化流出物可以具有与加氢处理流出物112相比浓度增加的馏点温度低于190°C的烃。

[0105] 加氢裂化流出物134、二次加氢裂化流出物194或两者可传递至加氢裂化流出物分离系统140。加氢裂化流出物分离系统140能够操作以将加氢裂化流出物134、二次加氢裂化流出物194或两者分离成至少轻质气体142、提质的低馏点流出物144、中间馏出流出物146和高馏点流出物148。轻质气体142可以传递至气体处理机器以回收氢,氢可再循环回加氢处理单元110、加氢裂化单元130或两者。提质的低馏点流出物144可以直接传递到蒸汽裂化系统160,该系统能够操作以使提质的低馏点流出物144与蒸汽在足以热裂解提质的低馏点流出物144的至少一部分的温度下接触以产生烯烃、芳族化合物或两者。中间馏出流出物146可以传递到二次加氢裂化单元190,该二次加氢裂化单元能够操作以使中间馏出流出物146与二次加氢裂化催化剂接触以进一步将中间馏出流出物146中较大的烃转化为馏点温度低于或等于180°C的烃。二次加氢裂化流出物194可与加氢裂化流出物134合并并传递至吸附单元120,或者二次加氢裂化流出物194可单独且独立地传递至吸附单元120。高馏点流出物148可传递回加氢处理单元110,以进一步将高馏点流出物148中的烃提质为馏点温度低于或等于180°C的烃。

[0106] 现在参考图5,吸附单元120可以设置在加氢裂化单元130的下游并且在加氢裂化单元130与加氢裂化流出物分离系统140之间。吸附单元120的入口可以流体联接到加氢裂化单元130的出口,使得加氢裂化流出物134可以从加氢裂化单元130直接传递到吸附单元120。在将加氢裂化流出物134传递到加氢裂化流出物分离系统140之前,吸附单元120能够操作以从加氢裂化流出物134中去除沥青质、其他焦炭前体或两者。尽管图5中未示出,但来自二次加氢裂化单元190的二次加氢裂化流出物194也可传递到吸附单元120或与吸附单元120上游的加氢裂化流出物134合并。

[0107] 在图5中的系统100的操作中,烃进料102、高馏点流出物再循环149或两者可与氢

(再循环氢143、补充氢104或两者)一起传递至加氢处理单元110。加氢处理单元110能够操作以对烃进料102进行加氢处理以产生以下的一种或多种的浓度降低的加氢处理流出物112:硫、氮、金属、多环芳族化合物或这些的组合。加氢处理流出物112可以直接从加氢处理单元110传递到加氢裂化单元130,而不传递通过会改变加氢处理流出物112的组成的任何居间系统或单元操作。加氢裂化单元130能够操作以至少对加氢处理流出物112中的烃的至少一部分进行加氢裂化以产生加氢裂化流出物134,该加氢裂化流出物可以具有与加氢处理流出物112相比浓度增加的馏点温度低于190℃的烃。加氢裂化单元130还可以包括加氢处理催化剂并且能够操作以在使加氢处理流出物112与加氢裂化催化剂接触之前进一步对加氢处理流出物112进行加氢处理。加氢裂化流出物134、二次加氢裂化流出物194或两者可以直接从加氢裂化单元130传递到吸附单元120。吸附单元120能够操作以从加氢裂化流出物134、二次加氢裂化流出物194或两者中去除沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分。在一些实施方案中,吸附单元120能够操作以从加氢裂化流出物134、二次加氢裂化流出物194或两者中去除至少95%的沥青质。

[0108] 在吸附单元120之后,加氢裂化流出物134、二次加氢裂化流出物194或两者可传递至加氢裂化流出物分离系统140。加氢裂化流出物分离系统140能够操作以将加氢裂化流出物134、二次加氢裂化流出物194或两者分离成至少轻质气体142、提质的低馏点流出物144、中间馏出流出物146和高馏点流出物148。轻质气体142可以传递至气体处理机器以回收氢,氢可再循环回加氢处理单元110、加氢裂化单元130或两者。提质的低馏点流出物144可以直接传递到蒸汽裂化系统160,该系统能够操作以使提质的低馏点流出物144与蒸汽在足以热裂解提质的低馏点流出物144的至少一部分的温度下接触以产生烯烃、芳族化合物或两者。中间馏出流出物146可以传递到二次加氢裂化单元190,该二次加氢裂化单元能够操作以使中间馏出流出物146与二次加氢裂化催化剂接触以进一步将中间馏出流出物146中较大的烃转化为馏点温度低于或等于180℃的烃。二次加氢裂化流出物194可与加氢裂化流出物134合并并传递至吸附单元120,或者二次加氢裂化流出物194可单独且独立地传递至吸附单元120。高馏点流出物148可传递回加氢处理单元110,以进一步将高馏点流出物148中的烃提质为馏点温度低于或等于180℃的烃。

[0109] 现在参考图6,吸附单元120可以设置在加氢裂化单元130的下游并且在加氢裂化流出物分离系统140的高压分离器150与分馏器154之间。吸附单元120的入口可以流体联接到高压分离器150的出口,使得高压分离器液体流出物152可以从高压分离器150直接传递到吸附单元120。在将高压分离器液体流出物152传递到分馏器154之前,吸附单元120能够操作以从高压分离器液体流出物152中去除沥青质、其他焦炭前体或两者。

[0110] 在图6描绘的系统100的操作中,烃进料102、高馏点流出物再循环149或两者可与氢(再循环氢气143、补充氢气104或两者)一起传递到加氢处理单元110。加氢处理单元110能够操作以对烃进料102进行加氢处理以产生以下的一种或多种的浓度降低的加氢处理流出物112:硫、氮、金属、多环芳族化合物或这些的组合。加氢处理流出物112可以直接从加氢处理单元110传递到加氢裂化单元130,而不传递通过会改变加氢处理流出物112的组成的任何居间系统或单元操作。加氢裂化单元130能够操作以至少对加氢处理流出物112中的烃的至少一部分进行加氢裂化以产生加氢裂化流出物134,该加氢裂化流出物可以具有与加氢处理流出物112相比浓度增加的馏点温度低于190℃的烃。加氢裂化单元130还可以包括

加氢处理催化剂并且能够操作以在使加氢处理流出物112与加氢裂化催化剂接触之前进一步对加氢处理流出物112进行加氢处理。加氢裂化流出物134、二次加氢裂化流出物194或两者可以直接从加氢裂化单元130传递到高压分离器150。高压分离器150能够操作以将加氢裂化流出物134、二次加氢裂化流出物194或两者分离成轻质气体142和高压分离器液体流出物152。轻质气体142可以传递至气体处理机器以回收氢，氢可再循环回加氢处理单元110、加氢裂化单元130或两者。

[0111] 高压分离器液体流出物152可以直接传递到吸附单元120。吸附单元120能够操作以从高压分离器液体流出物152中去除沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分。在一个或多个实施方案中，吸附单元120能够操作以从高压分离器液体流出物152中去除至少95%的沥青质。在吸附单元120之后，高压分离器液体流出物152可以传递到分馏器154。分馏器154能够操作以将高压分离器液体流出物152分离成至少提质的低馏点流出物144、中间馏出流出物146和高馏点流出物148。提质的低馏点流出物144可以直接传递到蒸汽裂化系统160，该系统能够操作以使提质的低馏点流出物144与蒸汽在足以热裂解提质的低馏点流出物144的至少一部分的温度下接触以产生烯烃、芳族化合物或两者。中间馏出流出物146可以传递到二次加氢裂化单元190，该二次加氢裂化单元能够操作以使中间馏出流出物146与二次加氢裂化催化剂接触以进一步将中间馏出流出物146中较大的烃转化为馏点温度低于或等于180°C的烃。二次加氢裂化流出物194可与加氢裂化流出物134合并并传递至高压分离器150，或者二次加氢裂化流出物194可单独且独立地传递至高压分离器150。高馏点流出物148可传递回加氢处理单元110，以进一步将高馏点流出物148中的烃提质为馏点温度低于或等于180°C的烃。

[0112] 再次参考图1，加工烃进料102的方法可以包括对烃进料102进行加氢处理以产生加氢处理流出物112，其中加氢处理流出物112可以包括沥青质、焦炭前体或两者。该方法还可包括对加氢处理流出物112的至少一部分进行加氢裂化以产生加氢裂化流出物134。该方法还可包括从加氢处理流出物112、加氢裂化流出物134或两者中吸附沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分，并将加氢裂化流出物134分离成至少提质的低馏点流出物144和高馏点流出物148。该方法还可包括对提质的低馏点流出物144进行蒸汽裂化以产生烯烃、芳族化合物或这些的组合。

[0113] 再次参考图1，根据本公开的用于将烃进料102转化为烯烃、芳族化合物或这些的组合的方法可以包括在至少一个加氢处理区114、115、116、117中在氢的存在下使烃进料102与至少一种加氢处理催化剂接触。烃进料102可以包括全原油或脱盐全原油，并且接触可以去除金属、硫化合物、氮化合物或这些的组合中的至少一种以产生加氢处理流出物112。该方法还可包括在氢的存在下使加氢处理流出物112与加氢裂化催化剂接触，其中与加氢裂化催化剂的接触导致加氢处理流出物112中的烃的至少一部分经历加氢裂化反应以产生加氢裂化流出物134。该方法还可包括使加氢处理流出物112的至少一部分、加氢裂化流出物134的至少一部分或两者与吸附单元120中的吸附剂接触，其中吸附剂从加氢处理流出物112、加氢裂化流出物134或两者中去除沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分。该方法还可以包括将加氢裂化流出物134传递至加氢裂化流出物分离系统140，该分离系统能够操作以将加氢裂化流出物134分离成至少提质的低馏点流出物144和高馏点流出物148，并且使提质的低馏点流出物144与蒸汽裂化区中保持在蒸汽裂化温度下的蒸汽接触，其中使提

质的低馏点流出物144与蒸汽裂化温度下的蒸汽接触导致提质的低馏点流出物144的至少一部分经历热裂解以产生包含烯烃、芳族化合物或两者的蒸汽裂化流出物。

[0114] 虽然本说明书和实施例是在全原油或脱盐原油作为烃进料102的背景下提供的,但应理解,本公开中描述的系统和方法可适用于多种重油的转化,包括但不限于原油、减压渣油、焦油砂、沥青、常压渣油、减压瓦斯油或其他重油。

[0115] 实施例

[0116] 将通过以下实施例进一步阐明用于重油加工的方法和系统的各种实施方案。实施例本质上是说明性的,并且不应被理解为限制本公开的主题。

[0117] 实施例1:用于对全原油进行加氢处理的加氢处理方法

[0118] 在实施例1中,在试验工厂规模的加氢处理单元中对原油进行加氢处理,所述加氢处理单元包含HDM催化剂(可从雅保(Albemarle)商购的KFR-22)、过渡催化剂(可从雅保商购的KFR-33)和HDS催化剂(可从雅保商购的KFR-70),以降低原油中金属、硫、氮和芳香族化合物的浓度。加氢处理单元由填充塔组成,所述填充塔的顶部为HDM催化剂床、中间为过渡催化剂床并且底部为HDS催化剂床。HDM催化剂与过渡催化剂与HDS催化剂的体积比为15:15:70。对于实施例1,原油是阿拉伯轻质原油,其性质先前在表1中提供。加氢处理单元在390°C的温度和150巴的压力下操作。LHSV从运行1A的0.2h⁻¹增加到运行1B的0.3h⁻¹并且到运行1C的0.5h⁻¹。对于运行1A、运行1B和运行1C从加氢处理单元收集加氢处理流出物,并根据表2中所示的方法分析加氢处理流出物的特性和组成。这些特性包括硫化氢浓度、氨浓度、甲烷浓度(C1)、具有2至4个碳原子的烃浓度(C2-C4)、具有大于5个碳且馏点温度低于或等于180°C的烃浓度(C5-180°C)、馏点温度为180°C至350°C的烃浓度、馏点温度为350°C至540°C的烃浓度以及馏点温度高于540°C的烃浓度。

[0119] 表2

[0120]

特性	方法
密度	ASTM D287
API	ASTM D287
碳含量	ASTM D5291
氢含量	ASTM D5292
硫含量	ASTM D5453
氮含量	ASTM D4629
沥青质(芳烃)含量	ASTM D6560
微量碳残留物(MCR)	ASTM D4530
金属(V、Ni、As)含量	IP 501
Hg含量	ASTM D7622
模拟蒸馏(馏点)	ASTM D7169
PIONA	D5443
烃结构	NOISE

[0121] 表3提供了实施例1的加氢处理方法的操作条件以及从实施例1的运行1A、运行1B和运行1C中的每一个中回收的加氢处理流出物的组成。

[0122] 表3

	运行 1A	运行 1B	运行 1C
操作条件			
温度 (°C)	390	390	390
LHSV (h ⁻¹)	0.2	0.3	0.5
氢消耗量 (重量%)	1.92	1.53	1.27
氢消耗量(scfb)	1038	827	688
组成 (重量%)			
[0123] 硫化氢 (H ₂ S)	2.06	2.05	2.00
氨(NH ₃)	0.1	0.08	0.05
C1	0.35	0.27	0.21
C2-C4	0.88	0.28	0.05
C5-180°C	19.97	17.84	15.25
180°C-350°C	44.16	38.15	38.08
350°C-540°C	27.35	29.50	30.43
>540°C	7.18	13.06	15.15
总收率 C5+	98.66	98.55	98.90

[0124] 实施例2:加氢裂化实施例1的加氢处理流出物

[0125] 在实施例2中,来自实施例1的运行1A的加氢处理流出物在加氢裂化单元中经受加氢裂化。加氢裂化单元包括包含HDS催化剂(可作为KFR-70从雅保商购)的加氢处理区和在加氢处理区下游并且包含加氢裂化催化剂的加氢裂化区。加氢裂化催化剂包括负载在分级Y-沸石上的钼和镍。Y-沸石的二氧化硅(SiO₂)与氧化铝(Al₂O₃)的摩尔比为60:1。通过在结构导向剂的存在下用碱性溶液(NaOH或氨水)处理USY沸石以将USY沸石转化为分级Y-沸石来制备分级Y-沸石。在运行2A和运行2B中,基于加氢裂化单元中HDS和加氢裂化催化剂的总重量,加氢裂化催化剂的量分别为50重量%和30重量%。加氢裂化单元在390°C的温度、150巴(15,000kPa)的氢气压力和1.0h⁻¹的LHSV下操作。收集运行2A和运行2B中的每次运行的加氢裂化流出物并分析其组成,并且将结果报告在下表4中。

[0126] 表4

[0127]

	运行2A	运行2B
LHSV (h ⁻¹)	1.0	1.0
温度	390	390
密度(g/cc)	0.771	0.799
硫含量(ppmw)	230	287
氮含量(ppmw)	<5	3.0
氢消耗量(scfb)	1006	2066
硫化氢含量(重量%)	2.1	2.08
氨含量(重量%)	0.1	0.09
C1含量(重量%)	0.4	0.39
C2含量(重量%)	0.6	0.48
C3含量(重量%)	2.1	1.15
nC4含量(重量%) (正常C4)	3.8	1.34
iC1含量(重量%) (iso C4)	2.7	1.38
C1-C4总量(重量%)	9.6	4.74

C5-180°C (重量 %)	53.3	30.03
180°C-350°C (重量 %)	31.7	45.60
350°C-540°C (重量 %)	3.2	15.18
>540°C (重量 %)	0.0	4.78
C5+烃总量 (重量 %)	88.1	95.58

[0128] 如表4所示,在加氢裂化单元中具有50重量%的加氢裂化催化剂引起加氢处理流出物中几乎所有馏点温度高于350°C的烃转化为馏点温度低于350°C的烃。与加氢处理流出物相比,这又增加了加氢裂化流出物中馏点温度小于或等于180°C的烃的量。

[0129] 实施例3:包括加氢处理、加氢裂化、吸附、分离和蒸汽裂化的系统建模

[0130] 使用来自实施例1和实施例2的组成数据对图4的用于通过加氢处理、加氢裂化、吸附、分离和蒸汽裂化将全原油转化为烯烃和芳族化合物的方法进行建模。该方法使用Aspen 6建模软件进行建模。实施例3中建模的方法在图4中进行描绘并且包括在实施例1中研究的加氢处理单元110、在加氢处理单元110下游的吸附单元120、在实施例2中研究的加氢裂化单元130、加氢裂化流出物分离系统140、蒸汽裂化系统160和二次加氢裂化单元190。实施例3中建模的方法包括将高馏点流出物148再循环回加氢处理单元110,在二次加氢裂化单元190中对中间馏出流出物146进行加氢裂化,并且将来自蒸汽裂化系统160的热解油传递回加氢裂化流出物分离系统140。

[0131] 图4中的系统100的建模并入了来自实施例1中评估的加氢处理单元和实施例2中评估的加氢裂化单元的转化数据。图4的系统100的建模产生具有表5中提供的组成的提质的低馏点流出物144(进入蒸汽裂化系统的进料)。

[0132] 表5

组成成分	重量百分比(重量%)
C1	0.8
C2-C4烃	12.0
C5-180°C烃	89.2

[0134] 蒸汽裂化系统包括以为每小时3600加仑的烃流量(提质的低馏点流出物的流量)、每小时3600加仑的水/蒸汽流量为、840°C的温度和1.8巴的绝对压力(180kPa绝对压力)操作的蒸汽裂化单元。从蒸汽裂化单元传递出来的蒸汽裂化流出物的组成在表6中提供。

[0135] 比较例4:仅用加氢处理、分离和蒸汽裂化进行的方法的建模

[0136] 在比较例4中,对通过加氢处理、分离和蒸汽裂化将全原油转化为烯烃和芳族化合物的方法进行建模。比较例4中建模的方法包括根据实施例1中评估的加氢处理方法对全原油进行加氢处理。在比较例4中,将加氢处理流出物传递到分离系统,在该分离系统中提质的低馏点流出物被分离出来并递送至蒸汽裂化系统。比较例4的方法不包括对加氢处理流出物进行加氢裂化、吸附、二次加氢裂化单元190或将高馏点流出物再循环回到加氢处理单元。比较例4的方法也不包括将热解油从蒸汽裂化系统再循环回分离系统。比较例4的方法在美国专利号9,255,230中有描述。

[0137] 比较例4的加氢处理单元、分离系统和蒸汽裂化系统在与实施例3的加氢处理单元、加氢裂化流出物分离系统和蒸汽裂化系统相同的操作条件下操作。比较例4的蒸汽裂化系统操作条件和蒸汽裂化流出物的组成在表6中提供。

[0138] 比较例5:用加氢处理、加氢裂化、分离和蒸汽裂化进行的方法的建模

[0139] 在比较例5中,对通过加氢处理、加氢裂化、分离和蒸汽裂化将全原油转化为烯烃和芳族化合物的方法进行建模。比较例5中建模的方法与比较例4中建模的方法相同,其中包括设置在加氢处理单元下游和分离系统上游的加氢裂化单元。实施例2的加氢裂化方法在比较例5中用作加氢裂化单元。另外,比较例5中的加氢处理方法是实施例1评估的加氢处理方法。分离单元和蒸汽裂化系统在与实施例3和比较例4相同的条件下操作。比较例5的方法不包括吸附单元、二次加氢裂化单元190、将高馏点流出物再循环回加氢处理单元以及将来自蒸汽裂化系统的热解油再循环回分离系统。比较例5的蒸汽裂化系统操作条件和蒸汽裂化流出物的组成在表6中提供。

[0140] 实施例6:实施例3与比较例5和比较例6的比较

[0141] 来自实施例3与比较例4和比较例5中建模的方法的蒸汽裂化流出物的组成在下表6中提供。加氢处理单元、分离系统和蒸汽裂化系统的加氢处理催化剂和操作条件与实施例3及比较例5和比较例6相同。比较例4中建模的方法包括加氢处理单元、分离系统和蒸汽裂化系统。比较例5在比较例4的方法的加氢处理单元下游添加加氢裂化单元。实施例3包括图4的方法,该方法包括吸附单元、二次加氢裂化单元、将分离系统的高馏点流出物循环回加氢处理单元以及将来自蒸汽裂化系统的热解油循环回分离系统。换言之,实施例3将吸附单元、二次加氢裂化单元、高馏点流出物再循环和热解再循环添加到比较例5中建模的方法中。

[0142] 表6

	实施例 3	比较例 4	比较例 5
蒸汽裂化操作条件			
烃流量 (加仑/分钟)	3600	3600	3600
水流量 (加仑/分钟)	3600	3600	3600
温度 (°C)	840	840	840
压力 (kPa 绝对压力)	180	180	180
烯烃收率 (重量%)			
氢	0.9	0.6	0.7
乙烯 (C ₂ H ₄)	30.4	20.7	23.2
乙炔 (C ₂ H ₂)	1.0	0.4	0.4
丙烯 (C ₃ H ₆)	16.6	10.3	11.6
丙二烯 (C ₃ H ₄)	0.9	0.3	0.3
甲基乙炔 (C ₃ H ₄)	0.8	0.3	0.4
1-丁烯	2.2	1.1	1.1
反式-2-丁烯	1.0	0.3	0.4
顺式-2-丁烯	0.5	0.3	0.3
异丁烯	2.2	1.2	1.4
1,3-丁二烯	6.5	3.7	4.6
C5+收率			
苯	8.8	4.7	5.7
甲苯	8	3.8	5
二甲苯 (对二甲苯、间二甲苯、邻二甲苯)	5.5	1.2	2.5
总 BTX (苯、甲苯、二甲苯)	22.3	9.7	13.2
总 C5-C10	11.5	8.4	8.5
C10+	3.1	18.1	19.1
反应器中的焦炭形成速率 (克焦炭/小时)	0.4	0.6	0.4

[0143]

[0144] 如表6中的结果所示,在实施例3中建模的本公开的系统与比较例4和比较例5的系统相比产生更高收率的烯烃,诸如乙烯、丙烯和丁烯,以及更高收率的芳族化合物,诸如苯、甲苯和二甲苯。另外,与比较例4和比较例5的系统中产生的蒸汽裂化流出物中的C10+组成成分的量相比,实施例3的系统在蒸汽裂化器流出物中产生了六分之一的C10+化合物。因此,表6中呈现的数据证明,与用于原油和其他重油提质的现有方法相比,实施例3的系统将更大比例的来自原油的烃提质成烯烃和芳族化合物。

[0145] 本公开的第一方面可以包括用于将烃进料提质的方法。该方法可包括对烃进料进行加氢处理以产生加氢处理流出物,其中所述加氢处理流出物可包含沥青质、焦炭前体或两者。该方法还可包括对加氢处理流出物的至少一部分进行加氢裂化以产生加氢裂化流出物并且从加氢处理流出物、加氢裂化流出物或两者中吸附沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分。该方法还可包括将加氢裂化流出物分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物,并且对提质的低馏点流出物进行蒸汽裂化以产生烯烃、芳族化合物或这些的组合。

[0146] 本公开的第二方面可以包括第一方面,进一步包括在对烃进料进行加氢处理之前将高馏点流出物与烃进料合并。

[0147] 本公开的第三方面可包括第一方面或第二方面中的任一个,其中吸附所述沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分包括使所述加氢处理流出物与吸附剂接触,其中与所述吸附剂的接触导致所述沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分吸附到所述吸附剂上。

[0148] 本公开的第四方面可包括第一方面至第三方面中的任一个,包括从加氢处理流出物中吸附至少95重量%的沥青质、焦炭前体或两者。

[0149] 本公开的第五方面可以包括第一方面至第四方面中的任一个,其中吸附沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分可以减少在加氢处理流出物的加氢裂化期间加氢裂化催化剂的失活。

[0150] 本公开的第六方面可以包括第一方面至第五方面中的任一个,包括将加氢裂化流出物分离成提质的低馏点流出物、中间馏出流出物和高馏点流出物并且使中间馏出流出物与二次加氢裂化催化剂在氢的存在下接触以产生二次加氢裂化流出物。

[0151] 本公开的第七方面可以包括第六方面,进一步包括将二次加氢裂化流出物与加氢裂化流出物合并以产生合并的加氢裂化流出物并且将合并的加氢裂化流出物分离成提质的低馏点流出物、中间馏出流出物和高馏点流出物。

[0152] 本公开的第八方面可以包括第一方面至第七方面中的任一个,进一步包括使高馏点流出物与烃进料接触并且对高馏点流出物和烃进料进行加氢处理。

[0153] 本公开的第九方面可包括第一方面至第八方面中的任一个,其中加氢处理可包括在至少一个加氢处理区中在氢的存在下使烃进料与至少一种加氢处理催化剂接触。

[0154] 本公开的第十方面可以包括第一方面至第九方面中的任何一个,其中加氢处理可以去除至少一种或多种金属、氮化合物、硫化合物或这些的组合。

[0155] 本公开的第十一方面可包括第一方面至第十方面中的任一个,其中加氢裂化可包括在氢的存在下使所述部分的加氢处理流出物与加氢裂化催化剂接触以产生加氢裂化流出物。与加氢处理流出物相比,加氢裂化流出物可具有更大浓度的馏点温度低于或等于180°C的烃。

[0156] 本公开的第十二方面可以包括第一方面至第十一方面中的任一个,包括将蒸汽裂化流出物分离成至少一种产物流出物和热解油流出物,将热解油流出物与加氢裂化流出物的至少一部分合并,并且将合并的热解油流出物和加氢裂化流出物分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物。

[0157] 本公开的第十三方面可以包括第一方面至第十二方面中的任何一个,其中烃进料包括全原油或脱盐全原油。

[0158] 本公开的第十四方面可以涉及一种用于将烃进料提质的方法。该方法可以包括在至少一个加氢处理区中在氢的存在下使烃进料与至少一种加氢处理催化剂接触。烃进料可以包括全原油或脱盐全原油,并且接触可以去除金属、硫化合物、氮化合物或这些的组合中的至少一种以产生加氢处理流出物。该方法还可包括在氢的存在下使加氢处理流出物与加氢裂化催化剂接触,其中与加氢裂化催化剂的接触可导致加氢处理流出物中的烃的至少一部分经历加氢裂化反应以产生加氢裂化流出物。该方法还可以包括在吸附单元中使加氢处理流出物的至少一部分或加氢裂化流出物的至少一部分与吸附剂接触。吸附剂可以从该部分的加氢处理流出物或该部分的加氢裂化流出物中去除沥青质、焦炭前体或两者的至少一部分。该方法还可以包括将加氢裂化流出物传递到加氢裂化流出物分离系统,该分离系统能够操作以将加氢裂化流出物分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物,并且使提质的低馏点流出物与蒸汽裂化区中保持在蒸汽裂化温度下的蒸汽接触。使提质的低馏点流出物与在蒸汽裂化温度下的蒸汽接触可导致提质的低馏点流出物的至少一部分经历热裂

化以产生包含烯烃、芳族化合物或两者的蒸汽裂化流出物。

[0159] 本公开的第十五方面可包括第十四方面,进一步包括将高馏点流出物传递到至少一个加氢处理区。

[0160] 本公开的第十六方面可以包括第十四方面或第十五方面中的任一个,其中使加氢处理流出物或加氢裂化流出物与吸附单元中的吸附剂接触可以从加氢处理流出物或加氢裂化流出物中去除至少95重量%的沥青质、焦炭前体、或两者。

[0161] 本公开的第十七方面可以包括第十四方面至第十六方面中的任一个,其中使加氢处理流出物或加氢裂化流出物与吸附单元中的吸附剂接触可以减少在加氢处理流出物的加氢裂化期间加氢裂化催化剂的失活。

[0162] 本公开的第十八方面可以包括第十四方面至第十七方面中的任一个,其中与加氢处理流出物相比,加氢裂化流出物可具有更高浓度的馏点温度小于或等于180°C的烃。

[0163] 本公开的第十九方面可以包括第十四方面至第十八方面中的任一个,其中加氢裂化流出物分离系统能够操作以将加氢裂化流出物分离成至少提质的低馏点流出物、中间馏出流出物和高馏点流出物,并且该方法可以进一步包括使中间馏出流出物与二次加氢裂化催化剂在氢的存在下接触以产生二次加氢裂化流出物。

[0164] 本公开的第二十方面可以包括第十九方面,其中与中间馏出流出物相比,二次加氢裂化流出物可具有更高浓度的馏点温度低于于或等于180°C的烃。

[0165] 本公开的第二十一方面可以包括第十九方面或第二十方面中的任一个,其中二次加氢裂化催化剂可以包括负载在Y-沸石、 β -沸石或两者上的至少一种金属催化剂。

[0166] 本公开的第二十二方面可以包括第二十一方面,其中金属催化剂可包含选自由钴、钼、镍、铂、钯及这些的组合的至少一种金属。

[0167] 本公开的第二十三方面可以包括第二十一或第二十二方面中的任一个,其中Y-沸石、 β -沸石或两者分别包括分级Y-沸石、分级 β -沸石或两者。

[0168] 本公开的第二十四方面可包括第十九方面至第二十三方面中的任一个,进一步包括将二次加氢裂化流出物传递至加氢裂化流出物分离系统。

[0169] 本公开的第二十五方面可以包括第十九方面至第二十四方面中的任一个,进一步包括将二次加氢裂化流出物与加氢裂化流出物合并以产生合并的加氢裂化流出物并将合并的加氢裂化流出物传递至加氢裂化流出物分离系统。

[0170] 本公开的第二十六方面可以包括第十四方面至第二十五方面中的任一个,其中蒸汽裂化器流出物可以包括乙烯、丙烯、丁烯或这些的组合中的至少一种。

[0171] 本公开的第二十七方面可以包括第十四方面至第二十六方面中的任一个,其中蒸汽裂化器流出物可以包括芳族化合物,所述芳族化合物包括苯、甲苯、二甲苯或这些的组合中的至少一种。

[0172] 本公开的第二十八方面可包括第十四方面至第二十七方面中的任一个,包括将蒸汽裂化流出物分离成至少一种产物流出物和热解油流出物并将热解油流出物传递回加氢裂化流出物分离系统。

[0173] 本公开的第二十九方面可以包括第二十八方面,其中所述至少一种产物流出物可以至少包括包含一种或多种烯烃的烯烃流出物和包含一种或多种芳族化合物的芳族流出物。

[0174] 本公开的第三十方面可以包括第一方面至第二十九方面中的任一个,其中吸附剂可以包含球形氧化铝、粘土、金属纳米颗粒或这些的组合中的至少一种。

[0175] 本公开的第三十一方面可包括第一方面至第三十方面中的任一个,进一步包括通过使吸附剂与能够溶解沥青质、焦炭前体或两者的溶剂接触来再生吸附剂。

[0176] 本公开的第三十二方面可以包括第一方面至第三十一方面中的任一个,其中加氢裂化催化剂包含负载在Y-沸石、 β -沸石或两者上的一种或多种金属。

[0177] 本公开的第三十三方面可以包括第三十二方面,其中加氢裂化催化剂的金属可以包括钴、钼、镍、铂、钯或这些的组合中的至少一种。

[0178] 本公开的第三十四方面可以包括第三十二方面,其中加氢裂化催化剂的金属可以包括选自由钴、钼、镍、铂、钯或这些的组合组成的组中的至少一种金属。

[0179] 本公开的第三十五方面可以包括第三十二方面至第三十四方面中的任一个,其中Y-沸石、 β -沸石或两者分别包括分级Y-沸石、分级 β -沸石或两者。

[0180] 本公开的第三十六方面可以包括一种用于加工原油的系统。该系统可以包括包含至少一种加氢处理催化剂的加氢处理单元。该加氢处理单元能够操作以使原油与所述至少一种加氢处理催化剂接触。与加氢处理催化剂的接触可将原油提质为氮、硫、金属、芳族化合物或这些组合中的至少一种的浓度降低的加氢处理流出物。该系统还可包括设置在加氢处理单元下游并包含加氢裂化催化剂的加氢裂化单元。该加氢裂化单元能够操作以使加氢处理流出物的至少一部分与加氢裂化催化剂在足以使加氢处理流出物的至少一部分转化的条件下接触以产生包含馏点温度低于或等于180°C的烃的加氢裂化流出物。该系统还可包括在加氢处理单元或加氢裂化单元下游的吸附单元。该吸附单元能够操作以使加氢处理流出物或加氢裂化流出物与能够从加氢处理流出物或加氢裂化流出物中吸附沥青质、焦炭前体或两者的吸附剂接触;该系统还可包括加氢裂化单元下游的加氢裂化流出物分离系统。该加氢裂化流出物分离系统能够操作以将加氢裂化流出物的至少一部分分离成至少提质的低馏点流出物和高馏点流出物。该系统还可包括在加氢裂化流出物分离系统下游的蒸汽裂化系统。该蒸汽裂化系统能够操作以转化提质的低馏点流出物的至少一部分以产生烯烃、芳族化合物或两者。

[0181] 本公开的第三十七方面可以包括第三十六方面,进一步包括与加氢裂化流出物分离系统和加氢处理单元流体联接的高馏点流出物再循环。高馏点流出物再循环能够操作以将高馏点流出物从加氢裂化流出物分离系统转移回加氢处理单元。

[0182] 本公开的第三十八方面可包括第三十六方面或第三十七方面中的任一个,其中加氢裂化流出物分离系统能够操作以将加氢裂化流出物分离成至少提质的低馏点流出物、高馏点流出物和中间馏出流出物,并且该系统可以进一步包括二次加氢裂化单元,该二次加氢裂化单元能够操作以使中间馏出流出物与二次加氢裂化催化剂接触以产生二次加氢裂化流出物。

[0183] 本公开的第三十九方面可包括第三十六方面至第三十八方面中的任一个,进一步包括流体联接到蒸汽裂化系统和加氢裂化流出物分离系统的热解油再循环。热解油再循环能够操作以将热解油流出物从蒸汽裂化系统转移回加氢裂化流出物分离系统。

[0184] 本公开的第四十方面可以包括第三十六方面至第三十九方面中的任一个,其中吸附单元可以设置在加氢处理单元与加氢裂化单元之间。

[0185] 本公开的第四十一方面可以包括第三十六方面至第四十方面中的任一个,其中吸附单元可以设置在加氢裂化单元的下游。

[0186] 本公开的第四十二方面可以包括第三十六方面至第四十一方面中的任一个,其中吸附单元可以设置在加氢裂化单元与加氢裂化流出物分离系统之间。

[0187] 本公开的第四十三方面可包括第三十六方面至第四十二方面中的任一个,其中加氢裂化流出物分离系统可至少包括高压分离器和位于高压分离器下游的分馏器。

[0188] 本公开的第四十四方面可以包括第四十三方面,其中吸附单元可以设置在高压分离器与分馏器之间。

[0189] 本公开的第四十五方面可以包括第三十六方面至第四十四方面中的任一个,其中吸附单元可以包括多个并联的吸附区。

[0190] 本公开的第四十六方面可包括第三十六方面至第四十五方面中的任一方面,其中吸附剂可以包含球形氧化铝、粘土、金属纳米颗粒或这些的组合。

[0191] 本公开的第四十七方面可包括第三十六方面至第四十六方面中的任一个,其中加氢处理单元包括多个串联的加氢处理区。

[0192] 本公开的第四十八方面可以包括第三十六方面至第四十七方面中的任一个,其中加氢处理催化剂可以包含脱硫催化剂、过渡催化剂、脱氮催化剂、脱金属化催化剂、脱芳构化催化剂或这些的组合中的至少一种。

[0193] 本公开的第四十九方面可以包括第三十六方面至第四十八方面中的任一个,其中加氢处理单元可以包括包含脱硫催化剂的脱硫反应区、包含过渡催化剂的过渡反应区和包含脱金属化催化剂的脱金属化反应区。

[0194] 本公开的第五十方面可以包括第三十六方面至第四十九方面中的任一个,其中加氢裂化催化剂包含负载在沸石上的金属。

[0195] 本公开的第五十一方面可以包括第五十方面,其中加氢裂化催化剂的金属可以包括钴、钼、镍、铂、钯或这些的组合中的至少一种,并且沸石包括分级Y-沸石、分级 β -沸石或两者。

[0196] 本公开的第五十二方面可以包括第三十六方面至第五十一方面中的任一个,其中加氢裂化单元可以包括在加氢裂化区的上游并且包含加氢处理催化剂的补充加氢处理区。

[0197] 本公开的第五十三方面可以包括第三十六方面至第五十二方面中的任一个,其中蒸汽裂化系统可以包括蒸汽裂化单元和蒸汽裂化流出物分离系统。

[0198] 本公开的第五十四方面可以包括第五十三方面,其中蒸汽裂化单元能够操作以使提质的低馏点流出物与在700摄氏度到900摄氏度的蒸汽裂化温度下的蒸汽接触以产生蒸汽裂化流出物。

[0199] 本公开的第五十五方面可以包括第五十三方面或第五十四方面中的任一个,其中蒸汽裂化流出物分离系统能够操作以将蒸汽裂化流出物分离成至少一种产物流出物和热解石油流出物。

[0200] 本公开的第五十六方面可以包括第五十五方面,其中所述至少一种产物流出物可以包含至少一种烯烃流出物、至少一种芳族化合物流出物或两者。

[0201] 应当注意,以下权利要求中的一项或多项使用术语“其中”作为过渡词。出于定义本技术的目的,应当注意,该术语在权利要求书中作为开放式过渡短语被引入,该过渡短语

用于引入对结构的一系列特性的叙述，并且应当按照与更常用的开放式前序术语“包括”类似的方式进行解释。

[0202] 应当理解，分配给某性质的任意两个定量值可以构成该性质的范围，并且在本公开中考虑了由给定性质的所有所述定量值形成的范围的所有组合。

[0203] 已详细并且参考具体实施例描述本公开的主题，应当注意，甚至在特定要素在伴随本公开描述的附图中的每一者中示出的情况下，在本公开中所描述的各种细节不应视为暗示这些细节涉及在本公开中所描述的各种实施例为必需的组成部分的要素。确切地说，应将所附权利要求视为本公开的范围的唯一表示和本公开中描述的各种实施例的对应范围。此外，显然在不脱离所附权利要求的范围的情况下可以进行修改和变化。

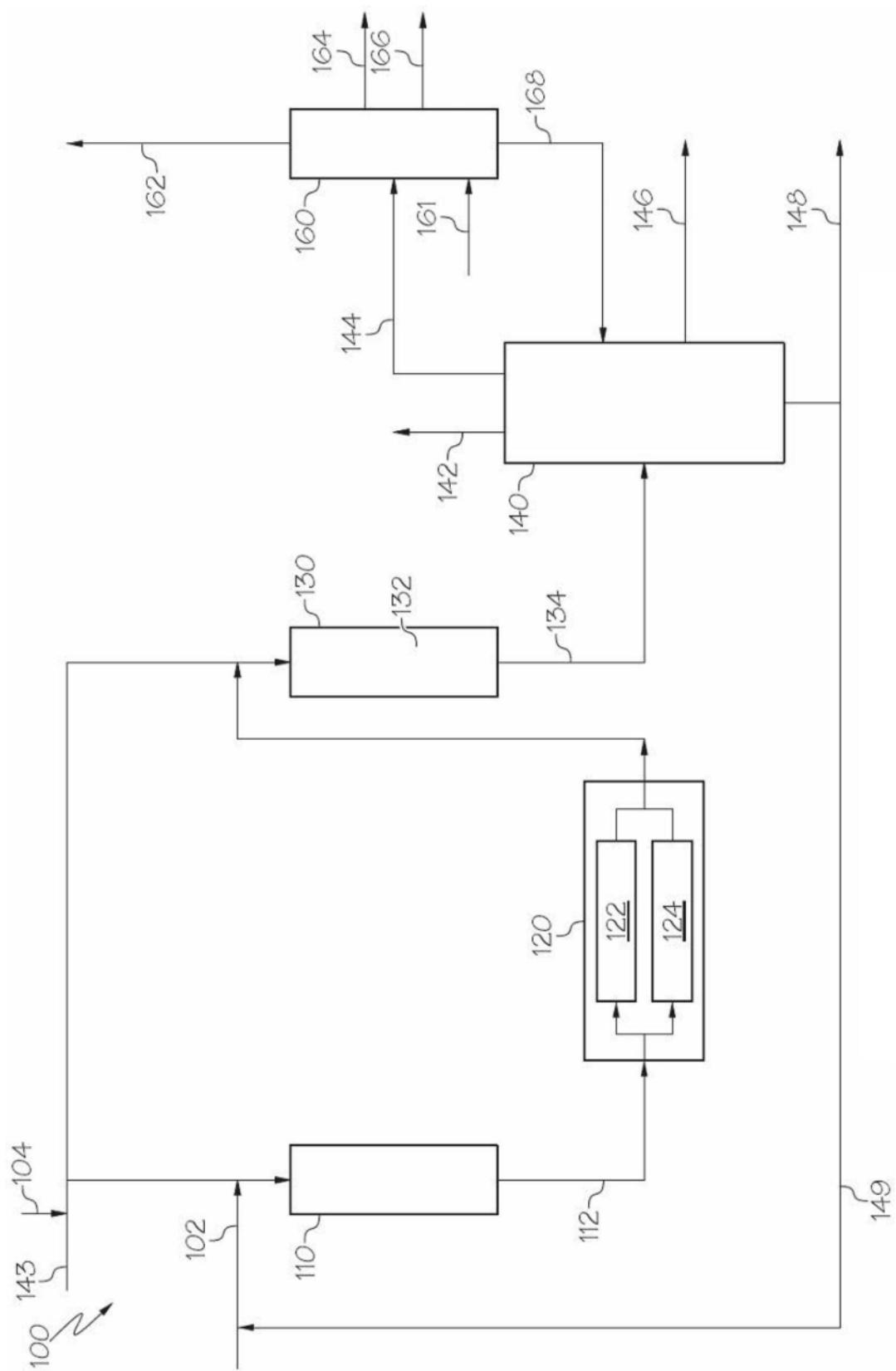


图1

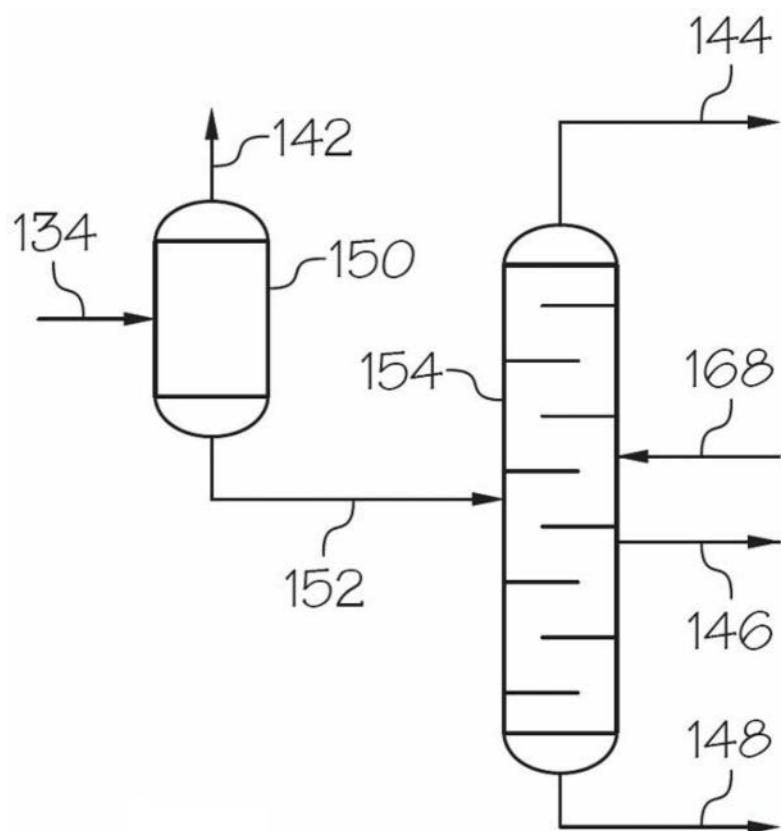


图2

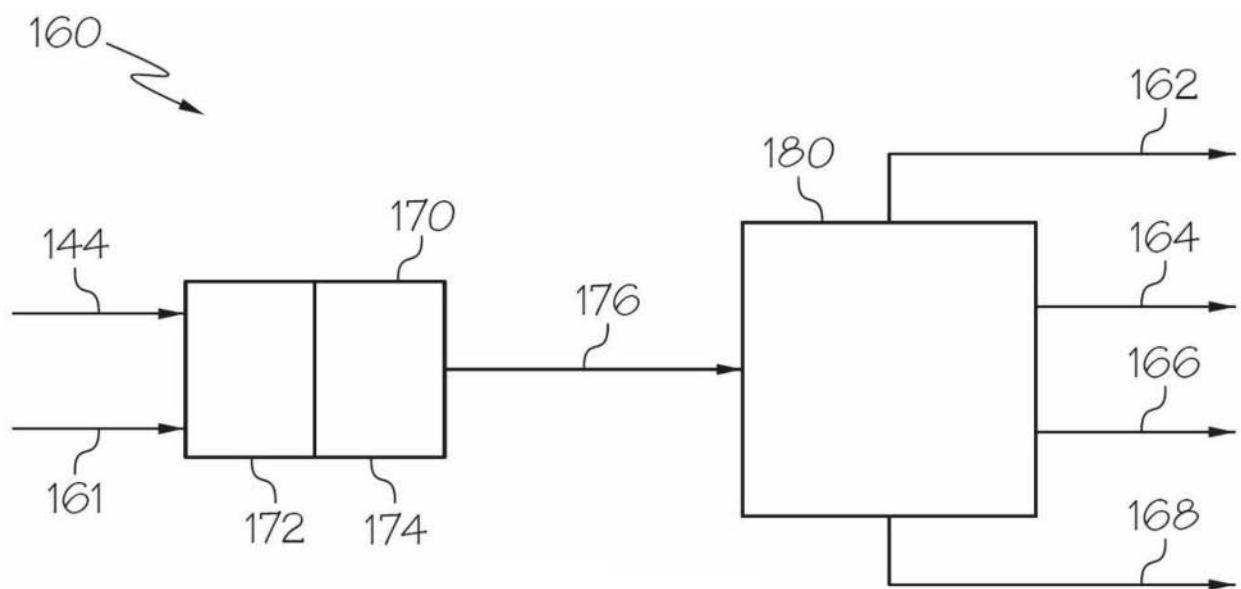


图3

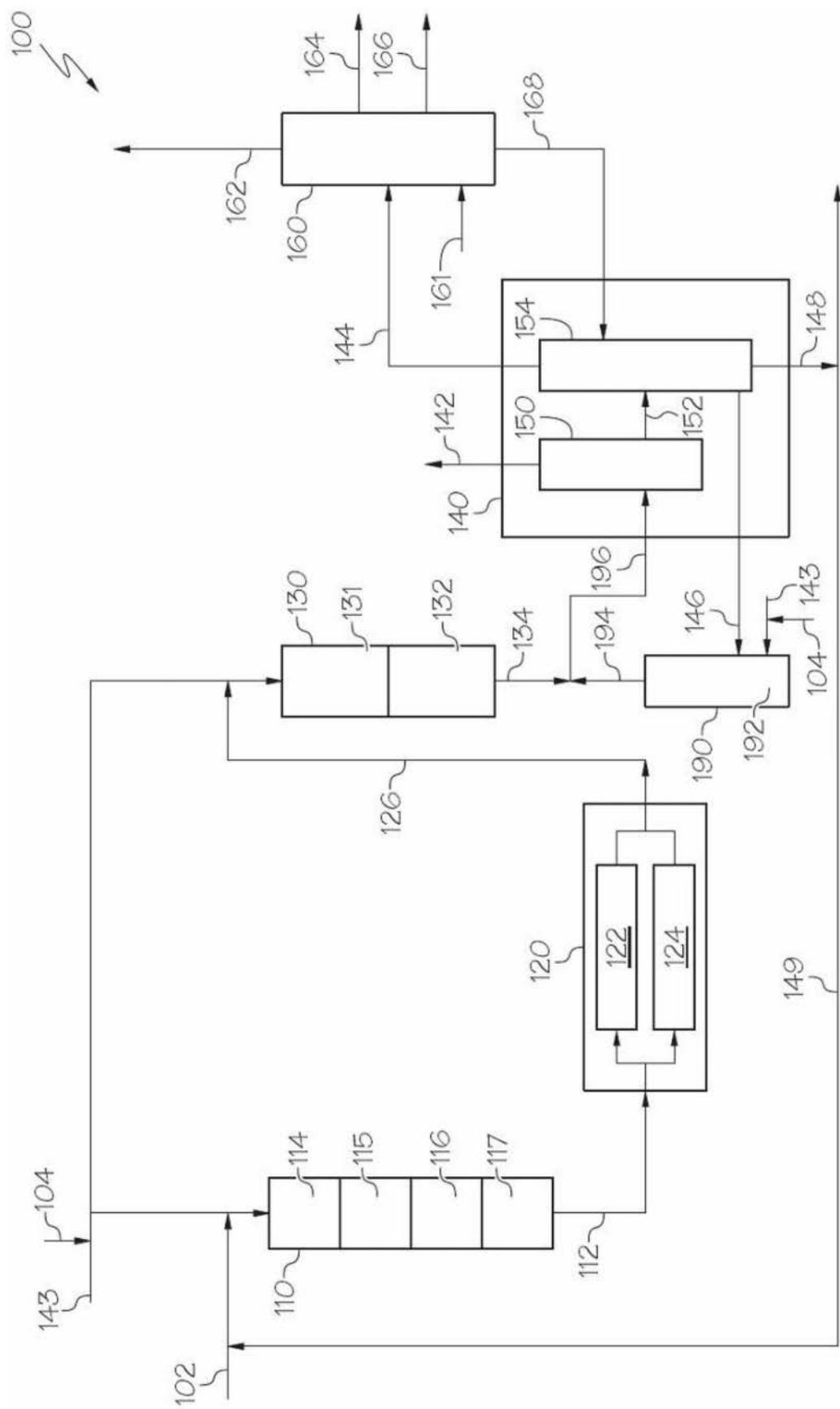
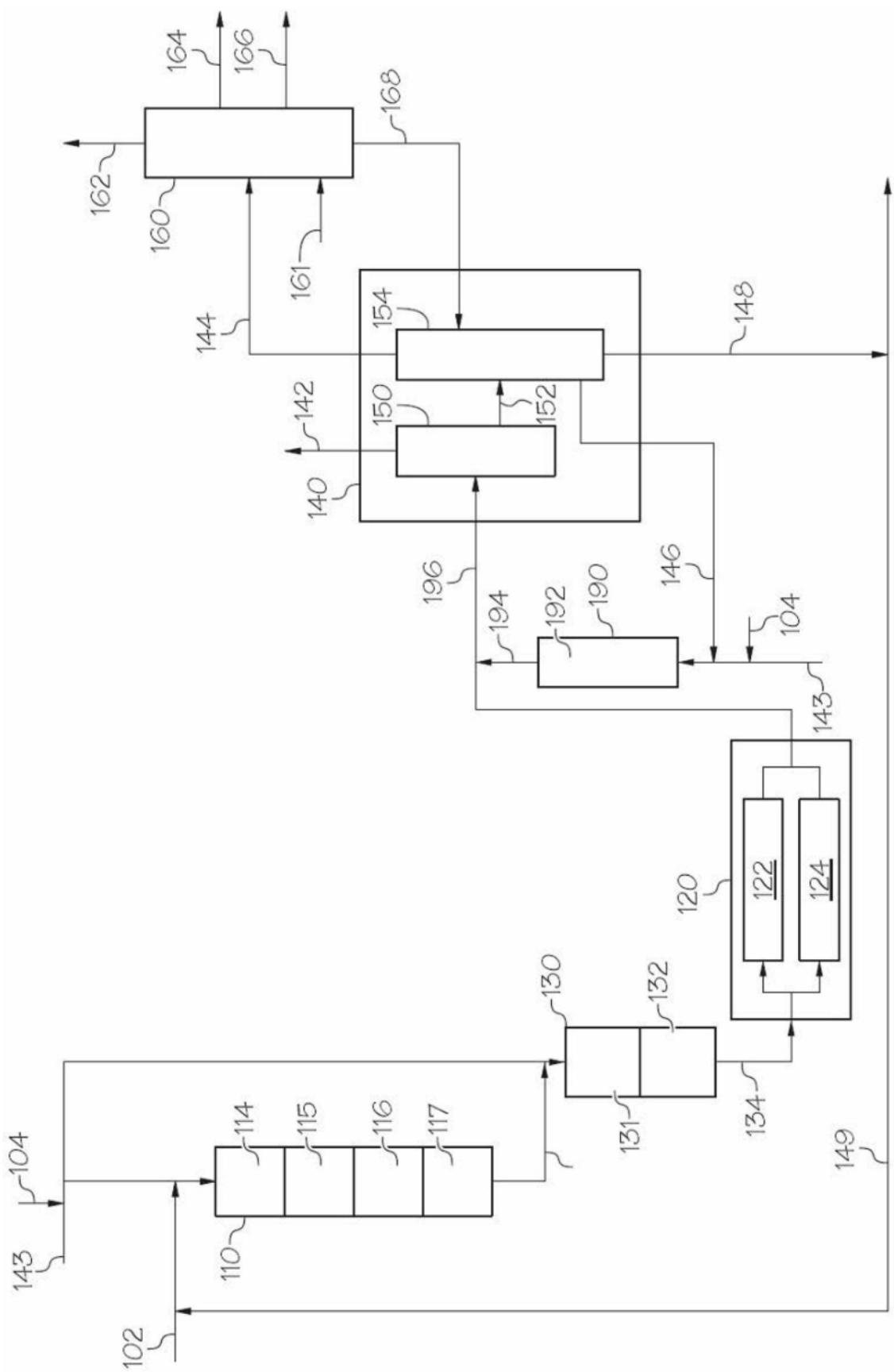


图4



冬5

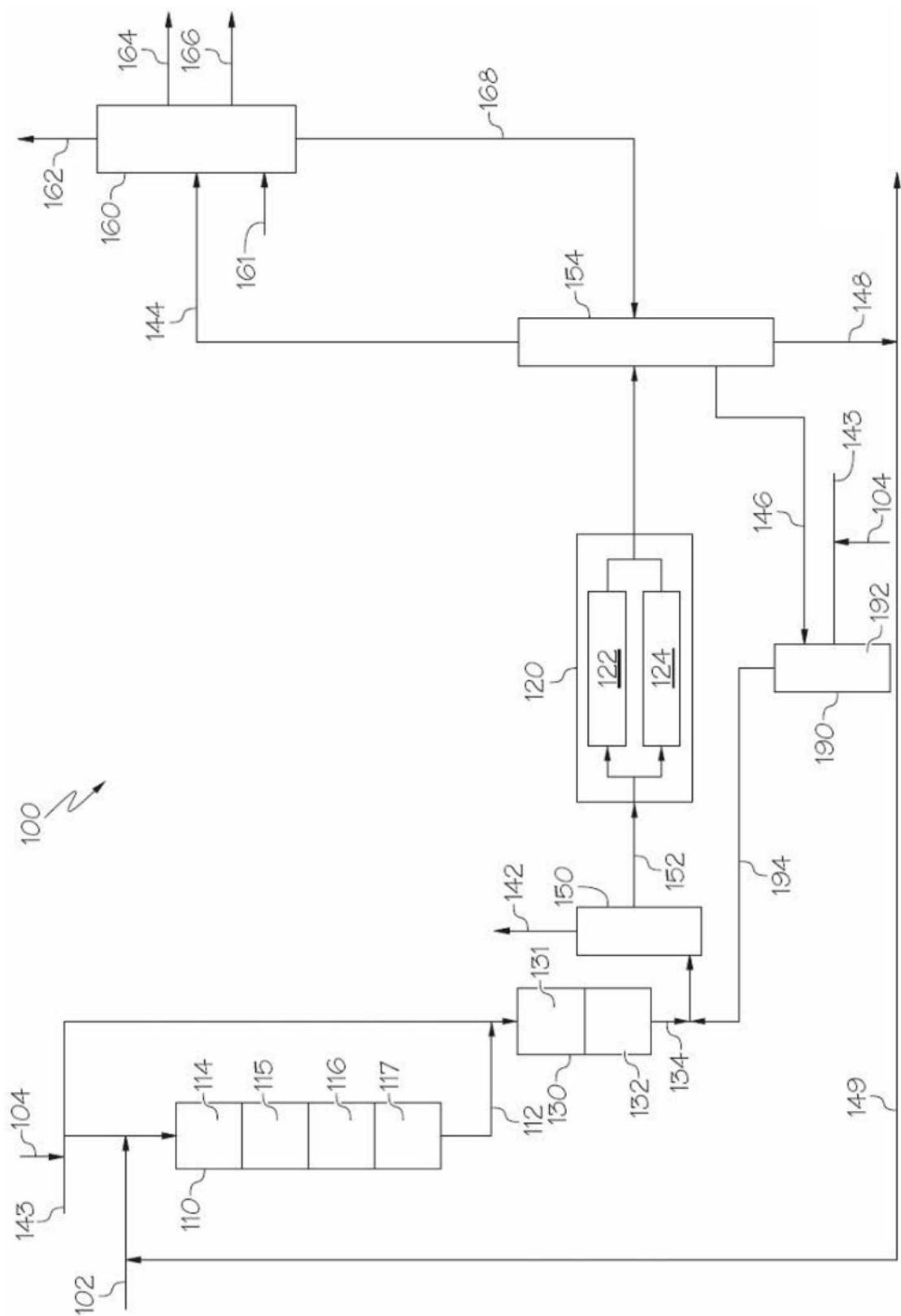


图6