



# (12) 发明专利申请

(10) 申请公布号 CN 117062897 A

(43) 申请公布日 2023. 11. 14

(21) 申请号 202280024828.3

(22) 申请日 2022.03.04

(30) 优先权数据

63/169,157 2021.03.31 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2023.09.26

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2022/018896 2022.03.04

(87) PCT国际申请的公布数据

WO2022/211970 EN 2022.10.06

(71) 申请人 埃克森美孚化学专利公司

地址 美国得克萨斯

(72) 发明人 M·A·尼洛德 J·L·肯德尔

(74) 专利代理机构 中国贸促会专利商标事务所  
有限公司 11038

专利代理师 杨立芳

(51) Int.Cl.

C10G 9/36 (2006.01)

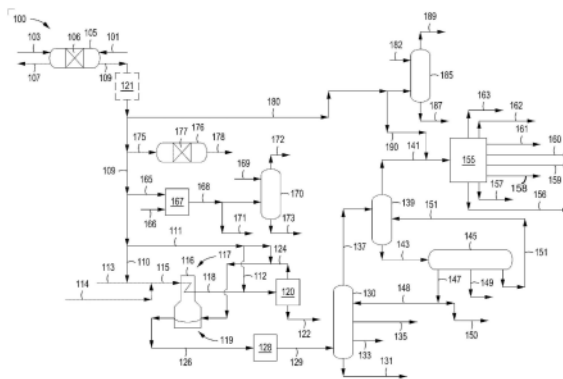
权利要求书2页 说明书15页 附图2页

## (54) 发明名称

将烃提质的方法和系统

## (57) 摘要

将烃提质的方法和系统。在一些实施方案中,烃的提质方法可以包括使一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂。所述方法还可以包括使富含羰基硫化物的吸附剂与可包含分子氢、一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃或其混合物的再生气体接触,以产生经再生吸附剂和可以包含基于硫的污染物的解吸流出物。所述方法还可以包括将解吸流出物的至少一部分引入到蒸汽裂化器的热解区中并从所述热解区回收蒸汽裂化器流出物。



1. 烃的提质方法,包括:

使包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂;

使富含羰基硫化物的吸附剂与包含分子氢、一种或多种 $C_1-C_4$ 烃或其混合物的再生气体接触,以产生经再生吸附剂和包含基于硫的污染物的解吸流出物;

将所述解吸流出物的至少一部分引入蒸汽裂化器的热解区中;和

从所述热解区回收蒸汽裂化器流出物。

2. 权利要求1的方法,其中,在将所述解吸流出物引入所述热解区期间,所述蒸汽裂化器流出物包含从所述解吸流出物获得的至少部分作为硫化氢的硫。

3. 权利要求2的方法,还包括:

从所述蒸汽裂化器流出物中分离包含硫化氢的工艺气体;和

使所述工艺气体的至少一部分与胺水溶液接触以产生废胺水溶液和贫含硫化氢的工艺气体。

4. 权利要求2或权利要求3的方法,还包括:

从所述蒸汽裂化器流出物中分离包含硫化氢的工艺气体;和

使所述工艺气体的至少一部分与无机碱水溶液接触以产生废无机碱水溶液和贫含硫化氢的工艺气体。

5. 权利要求2至4中任一项的方法,其中所述再生气体包含贫含硫化氢的工艺气体的一部分或其贫含硫化氢的工艺气体的级分。

6. 权利要求1至5中任一项的方法,其中所述包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体包含从炼油厂提质工艺回收的炼油厂气体,所述炼油厂提质工艺包括以下中的至少一种:流化催化裂化、焦化、加氢裂化、加氢处理、异构化、重整、脱焦、烃燃烧、烃蒸馏、烃不饱和和和烃饱和。

7. 权利要求1至5中任一项的方法,其中从所述蒸汽裂化器流出物中回收包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体。

8. 上述权利要求中任一项的方法,其中所述再生气体包含所述经处理气体或其级分。

9. 上述权利要求中任一项的方法,其中所述再生气体的至少一部分从位于所述蒸汽裂化器场外的来源输入。

10. 上述权利要求中任一项的方法,其中所述再生气体包含分子氢、一种或多种 $C_1-C_4$ 烷烃或其混合物。

11. 权利要求10的方法,其中所述再生气体包含<10摩尔%, <5摩尔%, <3摩尔%或<1摩尔%的任何烯烃,基于所述再生气体中的总摩尔数。

12. 上述权利要求中任一项的方法,其中在包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的所述气体中的一种或多种 $C_1-C_4$ 烃包含烷烃和烯烃的混合物,和其中所述再生气体包含所述经处理气体或其级分。

13. 上述权利要求中任一项的方法,其中所述再生气体包含 $\geq 50$ 摩尔% (例如 $\geq 60$ 摩尔%、 $\geq 70$ 摩尔%、 $\geq 80$ 摩尔%、 $\geq 90$ 摩尔%、 $\geq 95$ 摩尔%)的一种或多种 $C_1-C_4$ 烷烃或其混合物,基于所述再生气体中的总摩尔数。

14. 上述权利要求中任一项的方法,其中所述解吸流出物中的基于硫的污染物包括硫化氢、羰基硫化物、硫醇或其混合物。

15. 上述权利要求中任一项的方法,其中当与富含羰基硫化物的吸附剂接触时,所述再生气体处于约90°C至约315°C的温度。

16. 上述权利要求中任一项的方法,还包括在将所述解吸流出物的至少一部分引入所述热解区之前,使所述解吸流出物的至少一部分流过分离鼓、过滤器、凝聚过滤器或其组合以除去存在于所述解吸流出物中的任何细粒的至少一部分。

17. 烃的提质方法,包括:

使包含一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂;

使富含羰基硫化物的吸附剂与包含一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃的再生气体接触以产生经再生吸附剂和包含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其混合物的解吸流出物;

将所述解吸流出物的至少一部分与从蒸汽裂化器流出物中分离的工艺气体组合以产生混合流出物;和

使所述混合流出物的至少一部分与碱性水性介质在足以除去任何硫化氢的至少一部分、任何羰基硫化物的至少一部分、任何一种或多种硫醇的至少一部分或其组合的条件下接触,以产生富含硫的工艺用水和贫含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其组合的经处理流出物。

18. 权利要求17的方法,其中从所述经处理流出物中分离所述再生气体。

19. 权利要求17或权利要求18的方法,其中所述包含一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃和羰基硫化物的气体包含从炼油厂提质工艺回收的炼油厂气体,所述炼油厂提质工艺包含以下中的一种或多种:流化催化裂化、焦化、加氢裂化、加氢处理、异构化、重整、烃不饱和和烃饱和。

20. 烃的提质方法,包括:

使包含一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃、羰基硫化物和乙炔的气体与吸附剂在足以使羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂,其中从蒸汽裂化器流出物中分离所述气体;

使富含羰基硫化物的吸附剂与包含一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃的再生气体接触以产生经再生吸附剂和包含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其混合物的解吸流出物;

使所述解吸流出物的至少一部分与一次性介质接触以产生富含硫化氢、富含羰基硫化物、富含一种或多种硫醇或富含其混合物的一次性介质;和

处置掉富含硫化氢的一次性介质的至少一部分。

21. 权利要求20的方法,其中所述气体还包含从炼油厂提质工艺回收的炼油厂气体,所述炼油厂提质工艺包含以下中的一种或多种:流化催化裂化、焦化、加氢裂化、加氢处理、异构化、重整、烃不饱和和烃饱和。

22. 权利要求20或权利要求21的方法,其中所述解吸流出物基本上不含乙炔。

## 将烃提质的方法和系统

[0001] 相关申请的交叉引用

[0002] 本申请要求提交日为2021年3月31日的美国临时申请号63/169,157的优先权和利益,其公开内容通过引用整体并入本文。

### 技术领域

[0003] 本文公开的实施方案总体上涉及将烃提质的方法和系统。更具体地,这样的方法和系统涉及从工艺气体和/或炼油厂气体中除去基于硫的污染物。

### 背景技术

[0004] 热解过程,例如蒸汽裂化,将饱和烃,例如烷烃转化为更高价值的产物,例如轻质烯烃,如乙烯和丙烯。从蒸汽裂化器回收的热解流出物,特别是对于较重质烃进料,通常包含一种或多种基于硫的污染物,例如羰基硫化物、硫化氢、硫醇等。类似地,炼油厂气体回收工艺通常产生含有需要从中除去的基于硫的污染物的炼油厂工艺气体。

[0005] 用于从工艺气体和炼油厂气体中除去硫的常规方法包括将硫污染物吸附到吸收剂上。一旦吸收剂饱和,就可以通过使饱和的吸收剂与加热的尾气或燃料气接触来使吸附剂再生,以产生包括尾气或燃料气和基于硫的污染物的解吸流出物。当在炉子(例如蒸汽裂化炉)中燃烧时,处置解吸流出物可导致硫排放物(例如SO<sub>x</sub>)的短期增加。硫排放物的增加可能是不可接受的,这取决于硫的量和对基于硫的污染物释放到大气中设定限制的本地许可法规。

[0006] 因此,仍需要从工艺气体和/或炼油厂气体中除去基于硫的污染物的改进的方法和系统。

### 发明内容

[0007] 发明概述

[0008] 提供了将烃提质的方法和系统。在一些实施方案中,所述方法可以包括使可以包括一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂。所述方法还可以包括使富含羰基硫化物的吸附剂与可以包括分子氢、一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃或其混合物的再生气体接触以产生经再生吸附剂和包含基于硫的污染物的解吸流出物。所述方法还可以包括将解吸流出物的至少一部分引入到蒸汽裂化器的热解区中。所述方法还可以包括从热解区回收蒸汽裂化器流出物。

[0009] 在其它实施方案中,烃的提质方法可以包括使可以包括一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂。所述方法还可以包括使富含羰基硫化物的吸附剂与可以包含一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃的再生气体接触以产生经再生吸附剂和包含基于硫的污染物的解吸流出物。所述方法还可以包括在氧化剂存在

下燃烧解吸流出物的至少一部分以产生可以包含一种或多种硫氧化物的燃烧流出物。所述方法还可以包括使所述燃烧流出物的至少一部分与无机碱水溶液接触以产生贫含基于硫的污染物的废气流出物(an exhaust effluent)和废无机碱水溶液。在一些实施方案中,可以从蒸汽裂化器流出物中分离可包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体。在其它实施方案中,在解吸流出物燃烧期间产生的热量可以加热蒸汽裂化炉的辐射段。在还有的其它实施方案中,可以从蒸汽裂化器流出物中分离可以包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体,并且在解吸流出物燃烧期间产生的热量可以加热蒸汽裂化器炉的辐射段。

[0010] 在其它实施方案中,将烃提质的方法可以包括使可包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂。所述方法还可以包括使富含羰基硫化物的吸附剂与可以包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃的再生气体接触以生产经再生吸附剂和可以包含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其混合物的解吸流出物。所述方法还可以包括将解吸流出物与从蒸汽裂化器流出物中分离的工艺气体组合以产生混合流出物。所述方法还可以包括使所述混合流出物的至少一部分与碱性水性介质在足以除去任何硫化氢的至少一部分、任何羰基硫化物的至少一部分、任何一种或多种硫醇的至少一部分或其组合的条件下接触,以产生富含硫的工艺用水和贫含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其组合的经处理流出物。

[0011] 在其它实施方案中,烃的提质方法可以包括使可以包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃、羰基硫化物和任选地,乙炔的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂。可以从蒸汽裂化器流出物中分离所述气体。所述方法还可以包括使富含羰基硫化物的吸附剂与可以包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃的再生气体接触以生产经再生吸附剂和包含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其混合物的吸附流出物。所述方法还可以包括使所述解吸流出物的至少一部分与一次性介质接触以产生富含硫化氢、富含羰基硫化物、富含一种或多种硫醇或富含其混合物的一次性介质。所述方法还可以包括处置掉富含硫化氢的一次性介质的至少一部分。

[0012] 在其它实施方案中,烃的提质方法可以包括使可以包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的第一气体和富含羰基硫化物的第一吸附剂。所述方法还可以包括使富含羰基硫化物的吸附剂与可以包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃的第一再生气体以生产第一经再生吸附剂和可以包含一种或多种基于硫的污染物的第一解吸流出物。所述方法还可以包括在氧化剂存在下使所述解吸流出物的至少一部分燃烧以产生燃烧流出物。所述燃烧流出物的至少一部分可以加热蒸汽裂化炉、锅炉或其组合的辐射段。所述方法还可以包括将燃烧气体排出到大气中。所述方法还可以包括确定需要基于硫的污染物的减少。所述方法还可以包括使可以包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的额外气体与经再生吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述经再生吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的第二气体和富含羰基硫化物的第二吸附剂。所述方法还可以包括使第二富含羰基硫化物的吸附剂与可以包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃的第二再生气体接触,以产生第二经再生吸附剂和可以包含一种或多种基于硫的污染物的第二解吸流出物。所述方法还

可以包括将解吸流出物的至少一部分引入到蒸汽裂化器的热解区中。

### 附图说明

[0013] 为了可以详细地理解本发明上述所列举的特征,可以通过参照其中一些在附图中显示的实施方案获得上面简要概述的本发明的更具体描述。然而,应当指出,所述附图仅举例说明本发明的典型实施方案并因此不认为是本发明范围的限制,因为本发明可以用其它同样有效的实施方案实施。

[0014] 图1描绘了根据所述一个或多个实施方案的用于处理包含一种或多种基于硫的污染物的解吸流出物的示例性系统的示意图。

[0015] 图2描绘了根据所描述的一个或多个实施方案的用于分离工艺气体的说明性回收设施的示意图。

[0016] 发明详述

[0017] 应当理解,以下公开内容描述了用于实现本发明的不同特征、结构和/或功能的若干示例性实施方案。下面描述组件、布置和配置的示例性实施方案以简化本公开内容;然而,这些示例性实施方案仅作为示例提供,并不旨在限制本发明的范围。另外,本公开内容可以在各种示例性实施方案中和在本文提供的附图中重复附图标记和/或字母。这种重复是为了简单和清楚的目的,并且本身不指示附图中讨论的各种示例性实施方案和/或配置之间的关系。此外,下面提供的示例性实施方案可以按任何方式组合,即,在不脱离公开内容的范围的情况下,来自一个示例性实施方案的任何元素可以在任何其它示例性实施方案中使用。

[0018] 本文所使用的不定冠词“一种”或“一个”是指“至少一种”,除非有相反规定或上下文明确表明不同。因此,使用“分离器”的实施方案包括其中使用一个或两个或更多个分离器的实施方案,除非另有说明或上下文明确指出仅使用一个分离器。同样,使用“分离阶段”的实施方案包括其中使用一个或两个或更多个分离阶段的实施方案,除非有相反的说明。

[0019] 定义

[0020] 术语“炼油厂气体”和“炼油厂废气”可互换使用,并且是指从炼油厂设施回收的气态料流,所述炼油厂设施经由除蒸汽裂化之外的任何提质方法提质一种或多种烃。可以生产炼油厂气体的炼油厂设施包括但不限于烃提质工艺,其包括流化催化裂化、焦化、加氢裂化、加氢处理、异构化、重整、脱焦、烃燃烧、烃蒸馏、烃不饱和和烃饱和工艺。术语“工艺气体”是指从蒸汽裂化器设施中的蒸汽裂化器流出物中回收的气态料流。

[0021] 本文所使用的术语“烃”是指含有与碳结合的氢的一类化合物。术语“ $C_n$ ”烃是指每分子含 $n$ 个碳原子的烃,其中 $n$ 是正整数。术语“ $C_{n+}$ ”烃是指每分子至少含 $n$ 个碳原子的烃,其中 $n$ 是正整数。术语“ $C_{n-}$ ”烃是指每分子含至多 $n$ 个碳原子的烃,其中 $n$ 是正整数。“烃”涵盖(i)饱和烃,(ii)不饱和烃,和(iii)烃的混合物,包括烃化合物(饱和和/或不饱和)的混合物,包括具有不同 $n$ 值的烃化合物的混合物。

[0022] 术语“不饱和”或“不饱和烃”是指含有至少一个通过双键或三键直接键合到另一个碳原子的碳原子的 $C_{2+}$ 烃。术语“烯烃”是指含有至少一个通过双键与另一个碳原子直接键合的碳原子的不饱和烃。换句话说,烯烃是含有至少一对碳原子的化合物,其中该对碳原子的第一和第二碳原子通过双键直接连接。“轻质烯烃”是指 $C_5$ 烯烃。

[0023] 术语“主要为液相”是指其中 $\geq 50$ 重量%为液相的组合物,例如 $\geq 75$ 重量%,例如 $\geq 90$ 重量%。当 $\geq 50$ 重量%的烃原料在 $25^{\circ}\text{C}$ 的温度和1巴绝对压力(例如 $\geq 75$ 重量%,如 $\geq 90$ 重量%)下处于液相时,烃原料是主要为液相的烃原料。

[0024] 术语“原始”原料,例如原始烃原料,是指主要为液相的原料,其包含 $\geq 25$ 重量%的原油,其未经历先前脱盐和/或先前具有回流的分馏处理,例如 $\geq 50$ 重量%,例如 $\geq 75$ 重量%,或 $\geq 90$ 重量%。

[0025] 术语“原油”是指包含地质来源的天然存在的烃的混合物,其中所述混合物(i)包含 $\geq 1$ 重量%的渣油,例如 $\geq 5$ 重量%,例如 $\geq 10$ 重量%,和(ii)具有 $\leq 52^{\circ}$ ,例如 $\leq 30^{\circ}$ ,例如 $\leq 20^{\circ}$ ,或 $\leq 10^{\circ}$ ,或 $< 8^{\circ}$ 的API比重。原油可以通过API比重分类,例如重质原油的API比重在 $5^{\circ}$ 至(但不包括) $22^{\circ}$ 的范围内。

[0026] 标准沸点和标准沸点范围可以通过气相色谱蒸馏根据ASTM D-6352-98或D2887中描述的方法测量,如通过对于高于 $700^{\circ}\text{C}$ 的材料的外推扩展那样。术语“ $T_{50}$ ”是指根据沸点分布测定的温度,在该温度下50重量%的特定样品已经达到其沸点。同样,“ $T_{90}$ ”、“ $T_{95}$ ”和“ $T_{98}$ ”意指特定样品的90、95或98重量%已达到其沸点时的温度。标称终沸点是指99.5重量%特定的样品已达到其沸点的温度。

[0027] 某些中质(medium)和/或重质烃,例如某些原始烃原料,如某些原油和原油混合物,含有沥青质、沥青质前体和颗粒中的一种或多种。沥青质描述于美国专利号5,871,634中。沥青质含量可以使用ASTM D6560-17测定。烃中的沥青质可以处于液相(例如,可混溶液相),并且也可处于固相和/或半固相(例如,作为沉淀物)。沥青质和沥青质前体通常存在于原油的渣油部分中。“渣油”是指通常包含在原油中或衍生自原油的油质混合物,该混合物的标准沸点范围 $\geq 1050^{\circ}\text{F}$ ( $566^{\circ}\text{C}$ )。渣油可包括“非挥发性组分”,是指标准沸点范围 $\geq 590^{\circ}\text{C}$ 的组合物(有机和/或无机)。非挥发性组分可以进一步限于沸点为约 $760^{\circ}\text{C}$ 或更高的组分。非挥发性组分可以包括焦炭前体,其是适度重质和/或反应性分子,例如多环芳族化合物,其可以从气相冷凝,然后在指定的蒸汽裂化条件下形成焦炭。中质烃和/或重质烃(特别是其渣油部分)还可以含有颗粒,意指颗粒形式的固体和/或半固体。颗粒可以是有机和/或无机的,并且可以包括焦炭、灰分、沙子、沉淀的盐等。尽管沉淀的沥青质可以是固体或半固体,但是沉淀的沥青质被认为是沥青质类,而不是颗粒类。

[0028] 烃提质

[0029] 图1描绘了根据一个或多个实施方案的用于处理管线109中包含一种或多种基于硫的污染物的解吸流出物的示例性系统100的示意图。虽然在图1中示出并在下面描述了本公开内容的多个实施方案,但是应当理解,本公开内容的方法不需要包含图1中所示并在下面描述的所有实施方案、工艺步骤或设备。本公开内容的某些实施方案可以仅包括图1中所示的设备和工艺步骤的一部分。包含一种或多种 $\text{C}_1$ - $\text{C}_4$ 烃和羰基硫化物(COS)和任选的炔(例如,乙炔, $\text{C}_2\text{H}_2$ )和任选的硫醇(例如,甲基硫醇, $\text{CH}_3\text{SH}$ )的气体可以经由管线101引入羰基硫化物去除阶段105中并与其中的吸附剂106接触。管线101中的气体可以是来自蒸汽裂化器流出物、炼油厂气体或其混合物中回收的工艺气体(或分离部分,例如其级分)。在一些实施方案中,管线101中的气体可以是或可以包含,但不限于分子氢、一种或多种 $\text{C}_1$ - $\text{C}_5$ 烷烃、一种或多种 $\text{C}_2$ - $\text{C}_5$ 烯烃或其混合物。在一些实施方案中,管线101中的气体可包含 $\text{C}_{5+}$ 烃,例如 $\text{C}_5$ - $\text{C}_9$ 烃。吸附剂106可以吸附至少一部分羰基硫化物和至少一部分任选的硫醇(如果有的话),以

经由管线107产生贫含羰基硫化物和任选的硫醇的经处理气体以及富含羰基硫化物和任选的硫醇的吸附剂106。合适的吸附剂106可以是或可以包含但不限于,可商购获得的吸附剂,例如可从BASF获得的**SELEXSORB**<sup>®</sup>和可从Axens获得的**AXSORB**<sup>®</sup>980/984。

[0030] 当吸附剂106从管线101中的气体中吸附足够量的羰基硫化物的能力变得不足时,可以停止经由管线101引入气体,并且可以通过使吸附剂106与经由管线103引入羰基硫化物去除阶段105的再生气体接触来再生吸附剂106,以经由管线109产生经再生吸附剂106和解吸流出物。当与吸附剂106接触时,管线103中的再生气体可以处于约90°C、约93°C、约100°C、约125°C、约150°C或约175°C至约225°C、约250°C、约275°C、约300°C、约315°C或约350°C的温度。管线103中的再生气体可以是或可以包含但不限于分子氢、一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烷烃或其混合物。在某些优选的实施方式中,管线103中的再生气体可以包含甲烷、乙烷、丙烷和丁烷中的一种或多种,优选从工艺气体中分离的乙烷、丙烷和/或丁烷。在一些实施方式中,管线103中的再生气体可以是或可以包含分子氢,一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烷烃或其混合物,和<10摩尔%, <7摩尔%, <5摩尔%, <3摩尔%或<1摩尔%的任何烯烃。在一些实施方式中,管线103中的再生气体可以是或可以包含但不限于如下文更详细讨论的经处理气体或其级分、来自位于系统100的场外的来源的输入气体或其组合。

[0031] 管线109中的解吸流出物可以包含一种或多种基于硫的污染物。基于硫的污染物可以是或可以包含但不限于硫化羰、硫化氢、硫醇或其混合物。已经发现,由吸附剂106从管线101中的气体吸附的羰基硫化物的至少一部分可以在解吸过程中转化并变成管线109中的解吸流出物中的硫化氢和/或一种或多种硫醇。管线109中的解吸流出物的至少一部分可以经受如下文进一步描述的一个或多个附加工艺步骤。在一些实施方式中,包含一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃和羰基硫化物的额外的气体可以在羰基硫化物去除阶段105中在足以使至少一部分羰基硫化物吸附到经再生吸附剂上的条件下与经再生吸附剂106接触,以产生额外的贫含羰基硫化物的经处理气体和额外的富含羰基硫化物的吸附剂。在一些实施方式中,管线109中的解吸流出物可以任选地引入一个或多个细粒(fines)分离阶段121中。任选的细粒分离阶段121可以是或可以包含一个或多个分离鼓、一个或多个过滤器、一个或多个凝聚过滤器(a coalescer)或其组合,以除去可能存在于解吸流出物中的任何细粒的至少一部分,以产生管线109中可能贫含细粒的解吸流出物。

[0032] 在一些实施方式中,经由管线109和110的解吸流出物(或贫含细粒的解吸流出物)的至少一部分可以与管线113中的含烃进料和经由管线114引入的蒸汽组合以经由管线115产生混合物。管线115中的混合物可以在蒸汽裂化器116的对流段117内加热,以在管线118中产生经加热混合物。可以将经由管线118的经加热混合物引入分离阶段120中,可以从分离阶段120回收经由管线122的液相产物和经由管线124的气相产物。可以将经由管线124的气相产物引入蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119中。在其它实施方式中,经由管线109、111和112的解吸流出物(或贫含细粒的解吸流出物)的至少一部分可以与管线118中的含烃进料和蒸汽的经加热混合物组合并引入到分离阶段120中。应当理解,分离阶段120是任选的并且可以被排除,使得管线118中的经加热混合物可以直接引入蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119中。因此,在一些实施方式中,经由管线109和110的解吸流出物的至少一部分可以与管线113中的含烃进料和管线114中的蒸汽组合以产生管线115中的混合物和/或经由管线109、111和112的解吸流出物的至少一部分可以与管线118中的经加热混合物组合并

直接引入蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119中。

[0033] 在其它实施方案中,经由管线109和111的解吸流出物(或贫含细粒的解吸流出物)的至少一部分可以与管线124中的气相产物组合以产生混合物,可以将所述混合物引入蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119中以经由管线126产生蒸汽裂化器流出物。在其它实施方案中,经由管线109和110的解吸流出物的至少一部分可以与管线113中的含烃进料和管线114中的蒸汽组合以产生管线115中的混合物,并且经由管线109和111的解吸流出物的至少一部分可以与管线124中的气相产物组合和/或经由管线109、111和112的解吸流出物的至少一部分可以与管线118中的含烃进料和蒸汽的经加热混合物组合。

[0034] 可以将经由管线124的气相产物或管线118中的含烃进料、蒸汽和解吸流出物的经加热混合物引入蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119中,以经由管线126产生蒸汽裂化器流出物。气相产物或经加热混合物可以处于 $\geq 400^{\circ}\text{C}$ 的温度,例如约 $425^{\circ}\text{C}$ 至约 $825^{\circ}\text{C}$ 的温度,并在蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119内经受蒸汽裂化条件以产生管线126中的蒸汽裂化器流出物。管线122中的液相产物可以经受本领域公知的一种或多种额外的提质工艺。在一些实例中,烃进料分离阶段和液相产物的提质可以是或可以包括美国专利号7,138,047;7,090,765;7,097,758;7,820,035;7,311,746;7,220,887;7,244,871;7,247,765;7,351,872;7,297,833;7,488,459;7,312,371;6,632,351;7,578,929;7,235,705和8,158,840中公开的那些。

[0035] 管线113中的含烃进料可以是或可以包括但不限于,粗原油、脱盐原油、瓦斯油、加热油、喷气燃料、柴油、煤油、汽油、焦化石脑油、蒸汽裂化石脑油、催化裂化石脑油、加氢裂化产物、重整产物、提余液重整产物、费-托液体、费-托气体、天然汽油、馏出物、直馏石脑油、常压管式蒸馏塔塔底物、真空管式蒸馏塔流如真空管式蒸馏塔塔底物和宽沸程真空管式蒸馏塔石脑油至瓦斯油冷凝物、来自精炼厂的重质非原生烃、真空瓦斯油、重质瓦斯油、被原油污染的石脑油、常压渣油、重质渣油、 $\text{C}_4$ /渣油混合物、石脑油/渣油混合物、烃气体/渣油混合物、氢气/渣油混合物、蜡质渣油、瓦斯油/渣油混合物、相对轻质烷烃,例如乙烷、丙烷、丁烷、戊烷或其混合物、其馏分或其任何混合物。在至少一些实施方案中,管线113中的含烃进料可以是或可以包括但不限于,石脑油、瓦斯油、真空瓦斯油、蜡质渣油、常压渣油、原油、其馏分或其混合物。在一些实施方案中,如果粗原油或包含盐的其它烃将被蒸汽裂化,则可以任选地对粗原油或其它烃进行预处理,例如脱盐,以在加热含烃进料和蒸汽以及任选地解吸流出物以在管线118中产生经加热混合物之前除去粗原油或其它烃中包含的任何盐的至少一部分。在一些实施方案中,管线113中的含烃进料可以主要由相对轻质的烃如 $\text{C}_2$ 至 $\text{C}_8$ 烷烃组成。合适的烃进料也可以是或包括美国专利号7,993,435;8,277,639;8,696,888;9,327,260;9,637,694;9,657,239和9,777,227;和国际专利申请公开号W02018/111574中公开的烃或烃进料。

[0036] 蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119内的蒸汽裂化条件可包括但不限于以下中的一种或多种:将经加热混合物暴露于 $\geq 400^{\circ}\text{C}$ 的温度(如在蒸汽裂化器116的辐射出口处测量的温度),例如约 $700^{\circ}\text{C}$ 、约 $800^{\circ}\text{C}$ 或约 $900^{\circ}\text{C}$ 至约 $950^{\circ}\text{C}$ 、约 $1,000^{\circ}\text{C}$ 或约 $1050^{\circ}\text{C}$ 的温度,约0.1巴至约5巴(绝对)的压力,和/或约0.01秒至约5秒的蒸汽裂化停留时间。在一些实例中,管线124中的经加热混合物可以根据美国专利号6,419,885;7,993,435;9,637,694;和9,777,227;美国国际专利申请公开号2018/0170832;和国际专利申请公开号W0 2018/

124574中公开的方法和系统加以蒸汽裂化。

[0037] 管线126中的蒸汽裂化器流出物可以处于 $\geq 300^{\circ}\text{C}$ 、 $\geq 400^{\circ}\text{C}$ 、 $\geq 500^{\circ}\text{C}$ 、 $\geq 600^{\circ}\text{C}$ 或 $\geq 700^{\circ}\text{C}$ 或 $\geq 800^{\circ}\text{C}$ 或更高的温度。可以冷却管线126中的蒸汽裂化器流出物以产生经冷却的蒸汽裂化器流出物。例如,管线126中的蒸汽裂化器流出物可以在热交换阶段128中与任选的骤冷流体直接接触和/或经由一个或多个热交换器(例如输送管线交换器“TLE”)间接冷却,以经由管线129产生经冷却的蒸汽裂化器流出物。

[0038] 管线126中的蒸汽裂化器流出物可以包括至少部分地作为硫化氢从解吸流出物获得的硫。在一些实施方案中,管线109中的解吸流出物中任何羰基硫化物和/或任何硫醇的 $\geq 50$ 重量%、 $\geq 60$ 重量%、 $\geq 70$ 重量%、 $\geq 80$ 重量%、 $\geq 90$ 重量%、 $\geq 95$ 重量%、 $\geq 99$ 重量%、基本上全部(即, $> 99$ 重量%)或全部可以在蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119内转化为硫化氢。

[0039] 如所示,可以将经由管线129的经冷却的蒸汽裂化器流出物引入到分离阶段,例如初级分馏器130中。经冷却的蒸汽裂化器流出物可以在分离阶段130内分离,以经由管线131提供塔底产物或焦油产物,经由管线133提供蒸汽裂化器骤冷油,经由管线135提供蒸汽裂化器瓦斯油,以及经由管线137提供包含蒸汽裂化器石脑油和工艺气体的塔顶产物。在一些实施方案中,可以将经由管线129的经冷却的蒸汽裂化器流出物引入到一个或多个分离阶段,例如焦油分离鼓中,以从其中分离焦油产物和轻质产物,然后将轻质产物引入到分离阶段130中。可以引入管线129中的经冷却的蒸汽裂化器流出物的合适分离阶段可以包括美国专利号7,674,366;7,718,049;8,083,931;8,092,671;8,105,479中公开的那些。

[0040] 经由管线137的塔顶产物可以与经由管线151的骤冷水(例如再循环的骤冷水)一起引入骤冷塔139中以冷却管线137中的塔顶产物。可以回收经由管线141的塔顶或工艺气体,并且可以将经由管线143的包含蒸汽裂化器石脑油和骤冷水的混合物从骤冷塔139带离。管线141中的工艺气体可包含分子氢和 $\text{C}_1$ - $\text{C}_{5+}$ 烃,例如 $\text{C}_1$ - $\text{C}_9$ 烃。在一些实施方案中,管线141中的工艺气体可以是或可以包含,但不限于分子氢、一种或多种 $\text{C}_1$ - $\text{C}_5$ 烷烃、一种或多种 $\text{C}_2$ - $\text{C}_5$ 烯烃和一种或多种污染物或其混合物。应当理解,虽然示出为单独的容器,但是骤冷塔139可以与分离阶段130集成。

[0041] 可以将管线143中的蒸汽裂化器石脑油和骤冷水的混合物引入到一个或多个分离器145中。可以将经由管线147的蒸汽裂化器石脑油、经由管线149的骤冷水和经由管线151的再循环的骤冷水从分离器145带离。经由管线149的骤冷水可以从系统中除去,例如引入到废水处理过程中,送至酸性水汽提塔、稀释蒸汽产生系统等。在一些实施方案中,管线151中的再循环的骤冷水可以例如通过空气和/或水冷却,并再循环至骤冷塔139。在一些实例中,经由管线151的再循环的骤冷水可以作为单次返回再循环到骤冷塔139和/或分成多次返回到骤冷塔139和/或其它工艺设备。

[0042] 经由管线147和150的蒸汽裂化器石脑油的一部分可以从系统100中除去。经由管线147和148的蒸汽裂化器石脑油的一部分可以作为回流再循环到分离阶段130。管线147中的蒸汽裂化器石脑油可具有根据ASTM D2887-18测得的 $\leq 260^{\circ}\text{C}$ 的终沸点。在一些实施方案中,蒸汽裂化器石脑油可具有约 $220^{\circ}\text{C}$ 、约 $221^{\circ}\text{C}$ 、约 $225^{\circ}\text{C}$ 或约 $230^{\circ}\text{C}$ 至约 $235^{\circ}\text{C}$ 、约 $240^{\circ}\text{C}$ 、约 $245^{\circ}\text{C}$ 、约 $250^{\circ}\text{C}$ 或约 $255^{\circ}\text{C}$ 的终沸点。在一些实施方案中,可以控制或调节经由管线135从分离阶段130带离的蒸汽裂解器瓦斯油的量以维持管线147中具有根据ASTM D2887-18测量的

≤260℃的终沸点的蒸汽裂解器石脑油的回收。可以调节或控制经由管线147和148再循环的蒸汽裂化器石脑油相对于经由管线129引入分离阶段130的经冷却的蒸汽裂化器流出物的量,以在分离阶段130内提供所需的温度和/或液体加载。

[0043] 蒸汽裂化器、分离阶段、其它设备和工艺条件是众所周知的。合适的蒸汽裂化器、分离阶段、工艺气体回收配置、其它设备和工艺条件可包括美国专利号6,419,885;7,560,019;7,993,435;8,105,479;8,197,668;8,882,991;8,894,844;9,637,694;9,777,227;美国专利申请公开号:2014/0061096;2014/0357923;2016/0376511;2018/0170832;2019/0016975和W0公开号:W0 2018/111574中公开的那些。

[0044] 可以将经由管线141的工艺气体引入到回收设施155中,该回收设施155可以处理气体以从其中除去一种或多种杂质并且可以提供多个气体流。在一些实施方案中,可以从回收设施155回收经由管线156的汽油产物、经由管线157的C<sub>4</sub>烃料流、经由管线158的丙烷、经由管线159的丙烯、经由管线160的乙烷、经由管线161的乙烯、经由管线162的甲烷和经由管线163的分子氢。在一些实施方案中,经由管线103引入羰基硫化物去除阶段105以经由管线109和165产生经再生吸附剂106和解吸流出物的再生气体可以是或可以包括但不限于管线163中的分子氢、管线162中的甲烷、管线160中的乙烷、管线158中的丙烷和/或从管线157中的C<sub>4</sub>烃料流分离的丁烷,或其混合物。在其它实施方案中,管线103中的解吸流出物的至少一部分可以是来自于系统100的场外来源的输入气体。

[0045] 在其它实施方案中,可以将经由管线109和165的解吸流出物(或贫含细粒的解吸流出物)或其一部分和经由管线166的氧化剂引入到一个或多个燃烧器167中以经由管线168产生燃烧流出物。燃烧器167可以是或可以包括但不限于,用于产生加热蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119的燃烧气体的燃烧器、一个或多个锅炉、一个或多个焚烧炉或其组合。因此,在一些实施方案中,管线168中的燃烧流出物可以从蒸汽裂化器116中回收。解吸流出物可以在氧化剂存在下燃烧以产生燃烧流出物,其可以包括管线168中的一种或多种硫氧化物。氧化剂可以是或可以包括但不限于空气、用惰性气体(例如N<sub>2</sub>)稀释的空气、氧气、用惰性气体(例如N<sub>2</sub>)稀释的氧气、臭氧或其任何混合物。一种或多种硫氧化物可以是或可以包括一氧化硫(SO)、二氧化硫(SO<sub>2</sub>)、三氧化硫(SO<sub>3</sub>)、三氧化二硫(S<sub>2</sub>O<sub>3</sub>)、七氧化硫(S<sub>2</sub>O<sub>7</sub>)、四氧化硫(SO<sub>4</sub>)或其混合物。在一些实施方案中,如果需要,可以将补充燃料引入到燃烧器167中并在氧化剂存在下燃烧以产生额外的热量。

[0046] 可以将经由管线168的燃烧流出物和经由管线169的无机碱水溶液引入到碱塔170中。燃烧流出物可以与无机碱水溶液如氢氧化物水溶液(例如氢氧化钠)接触,以经由管线172产生贫含硫氧化物的经处理气体和经由管线173产生废无机碱水溶液。

[0047] 在其它实施方案中,可以将经由管线109和175的解吸流出物(或贫含细粒的解吸流出物)或其一部分引入到接触器176中并与一次性介质177接触,以产生富含一种或多种基于硫的化合物(例如羰基硫化物、硫化氢、一种或多种硫醇或其混合物)的一次性介质,以及经由管线178的贫含基于硫的化合物的经处理流出物。在一些实施方案中,如果经由管线101的气体例如除了一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烃和羰基硫化物之外还包含乙炔,则管线109和175中的解吸流出物可以基本上不含乙炔。在一些实施方案中,一次性介质177可以是或可以包括但不限于,氧化铅、氧化铜、氧化锌或其组合。当一次性介质177的吸附速率下降到不令人满意的水平时,可以更换一次性介质,并且可以适当地处置掉该用过的一次性介质。

[0048] 在其它实施方案中,可以将经由管线109和180的解吸流出物(或贫含细粒的解吸流出物)或其一部分和经由管线182的碱性水性介质引入到一个或多个接触器185,例如胺塔、碱塔或胺塔和碱塔两者中。解吸流出物和碱性水性介质可以在接触器185内在足以除去任何硫化氢的至少一部分、任何羰基硫化物的至少一部分、任何一种或多种硫醇的至少一部分或其组合的条件下混合或以别的方式接触,以产生经由管线187的富含硫的工艺用水和经由管线189的贫含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其组合的经处理流出物。在一些实施方案中,碱性水性介质可以是或可以包括但不限于一种或多种轻质胺的贫溶液。在其它实施方案中,碱性水性介质可以是或可以包括但不限于氢氧化水溶液,例如氢氧化钠。已经令人惊奇地发现,由吸附剂106从管线101中的气体吸附的COS的至少一部分可以在解吸过程中转化并变成管线109中的解吸流出物中存在的硫化氢和/或一种或多种硫醇。因此,在管线101中的气体包含低浓度的硫化氢和硫醇(例如,基本上不含 $H_2S$ 和硫醇)并且包含较高浓度的COS,并且吸附剂106因此变得富含COS的情况下,解吸流出物109仍然可以包含相当大浓度的 $H_2S$ 和/或硫醇。通过使解吸流出物或其一部分与碱性水性介质(例如,用于处理工艺气体的胺溶液和/或碱溶液)接触,可以有效地从解吸流出物中减少至少大部分的 $H_2S$ 和硫醇,其源自管线101中的气体中的COS。

[0049] 在其它实施方案中,可以将经由管线109、180和190的解吸流出物(或贫含细粒的解吸流出物)或其一部分引入到回收设施155中。例如,经由管线109、180和190的解吸流出物可以与管线141中的工艺气体混合、共混或以别的方式组合,以产生管线141中的可以引入到回收设施155中的混合流出物。

[0050] 在其它实施方案中,将烃提质的方法可以包括使管线101中的气体(其可以是或可以包括但不限于一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物)与吸附剂106在足以使羰基硫化物的至少一部分吸附到吸附剂106上的条件下接触,以产生经由管线107的贫含羰基硫化物的第一气体和富含羰基硫化物的第一吸附剂。富含羰基硫化物的吸附剂106可以与经由管线103引入的第一再生气体接触以产生第一经再生吸附剂106和经由管线109的第一解吸流出物,所述第一再生气体可以是或可以包括但不限于一种或多种 $C_1-C_4$ 烃,所述第一解吸流出物可以包含一种或多种基于硫的污染物。在一些实施方案中,第一再生气体可以是或可以包括尾气,所述尾气可以包括分子氢、甲烷和<5摩尔%(例如 $\leq 3$ 摩尔%, $\leq 1$ 摩尔%)的 $C_2-C_4$ 烃。

[0051] 在一些实施方案中,可以将经由管线109和165的解吸流出物(或贫含细粒的解吸流出物)的至少一部分和经由管线165的氧化剂引入到燃烧器167中以经由管线168产生燃烧流出物。在一些实施方案中,燃烧流出物的至少一部分可以加热蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119、另一炉子、锅炉或其组合。在一些实施方案中,燃烧气体的至少一部分经由管线168和171可以排放到大气中。应当理解,如果来自管线167中的燃烧气体的热量加热蒸汽裂化器116的热解区199、其它炉子、锅炉或其组合,则可以将燃烧气体导引到这样的设备,然后排放到大气中。

[0052] 在一些实施方案中,可以确定可能需要减少引入到大气中的基于硫的污染物。在这样的实施方案中,所述方法可以进一步包括在足以使羰基硫化物的至少一部分吸附到经再生吸附剂上的条件下使管线101中的额外气体与经再生吸附剂接触,以产生经由管线107的贫含羰基硫化物的第二气体和富含羰基硫化物的第二吸附剂106。第二富含羰基硫化物的吸附剂可以与第二再生气体接触以产生第二经再生吸附剂106和经由管线109的包含一

种或多种基于硫的污染物的第二解吸流出物,所述第二再生气体可以是或可以包含但不限于一种或多种 $C_1-C_4$ 烃。在一些实施方案中,第二再生气体可以包含 $\geq 50$ 摩尔% (例如 $\geq 60$ 摩尔%、 $\geq 70$ 摩尔%、 $\geq 80$ 摩尔%、 $\geq 90$ 摩尔%)的 $C_2-C_4$ 烃。经由管线109和110、经由管线109和111和/或经由管线109、111和112的解吸流出物(或贫含细粒的解吸流出物)的至少一部分可以与含烃进料和蒸汽组合以产生管线115中的混合物、管线118中的经加热混合物和/或管线124中的塔顶料流,并且可以如上所述引入到蒸汽裂化器116的辐射段或热解区119中。

[0053] 图2描绘根据一个或多个实施方案的用于处理和分离管线141中的工艺气体的说明性回收设施155的示意图。可以将经由管线141的工艺气体引入到压缩机205中以经由管线207产生压缩气体。压缩机205可以是多级压缩机,其可以包括任何数量的压缩级,例如2、3、4、5、6或更多个压缩级。应当理解,如果压缩机205是多级压缩机,则压缩机205还可以在任何两个压缩级之间包括一个或多个冷却级,以在经压缩流体进入下一级之前冷却离开一个级的经压缩流体。还应当理解,任何水(如果存在)的至少一部分可以在其压缩期间从管线141中的工艺气体中除去。

[0054] 可以将经由管线207的压缩气体引入胺塔209中用于纯化,例如通过除去硫化氢和/或其它酸性气体。胺塔还可以经由管线208接收一种或多种轻质胺的贫溶液。可以将组合气体中的任何酸性气体的至少一部分转移到贫胺溶液中以产生富胺溶液,所述富胺溶液可以经由管线210带离。可以将经处理气体经由管线211引入碱塔215中用于附加处理,例如用氢氧化水溶液,例如氢氧化钠处理,以进一步降低组合气体中任何酸性气体的含量。经提质气体可以经由管线217从碱塔215带离。

[0055] 可以将经提质气体经由管线217引入到分离阶段219中,所述分离阶段219可以分离经由管线221的塔底料流和经由管线222的塔顶料流。管线221中的塔底料流可包含 $C_{3+}$ 烃,且管线222中的塔顶料流可包含分子氢、 $C_1-C_2$ 烃(可能具有一些 $C_{3+}$ 烃)。应当理解,本发明不限于图2所示的实施方案。因此,本说明书不应解释为排除本发明广泛范围内的其它实施方案,例如其中(i) 管线222中的塔顶料流包含甲烷和分子氢且管线221中的塔底料流包含 $C_{2+}$ 烃或(ii) 管线222中的塔顶料流包含分子氢和 $C_3$ 烃且管线221中的塔底料流包含 $C_{4+}$ 烃的实施方案。因此,本领域技术人员将理解,除了图2所示的实施方案之外,各种分离和提质方法配置可以在本发明的范围内以许多不同的配置安排。

[0056] 可以将塔底料流经由管线221引入到分离阶段223中,所述分离阶段223可以分离经由管线225的塔底料流和经由管线227的塔顶料流。管线225中的塔底料流可包含 $C_{4+}$ 烃且管线227中的塔顶料流可包含 $C_3$ 烃。可以将塔底料流经由管线225引入到分离阶段229中,该分离阶段可以分离经由管线231的塔底料流和经由管线157的 $C_4$ 烃料流。管线231中的塔底料流可以包含 $C_{5+}$ 烃。可以将塔底料流经由管线231引入到汽油氢化单元235中以产生可以经由管线156回收的各种汽油产物。在一些实施方案中,可以将 $C_4$ 烃料流引入到一个或多个分离器中以产生丁烷料流和一个或多个额外的 $C_4$ 料流。在一些实施方案中,萃取蒸馏、吸附分离及其它众所周知的分离方法。

[0057] 可以将包含 $C_3$ 烃的管线227中的塔顶料流引导至进一步的处理阶段,其可以包括但不限于(i) 设置在羰基硫化物去除阶段239内的甲醇/羰基硫化物去除床240,然后经过管线241到(ii) 设置在肟去除阶段243内的肟去除床244,然后经过管线245到(iii) 甲基乙炔和丙二烯(MAPD) 转化器247,然后经过管线249到(iv)  $C_3$ 分离阶段,例如分馏器251以便经由

管线159分离丙烯和经由管线158分离丙烷。羰基硫化物去除床240可以包括任何合适的吸附剂或其组合。合适的吸附剂可以是或可以包含,但不限于,可商购获得的吸附剂,例如可从BASF获得的**SELEXSORB**<sup>®</sup>和可从Axens获得的**AXSORB**<sup>®</sup> 980/984。在一些实施方案中,管线158中的丙烷可以再循环至蒸汽裂化器116(图1)用于裂化,用于炼油厂工艺,用作或作为管线103(图1)和/或管线264(下面更详细讨论)中的再生气体的组分,和/或作为产物回收。

[0058] 可以将塔顶料流经由管线222引入到压缩机260中以进行额外的压缩。压缩机260可以包括单个压缩级,或者可以是可以与多级压缩机205相同或类似的多级压缩机。从压缩机260可以将经由管线261包含经压缩分子氢、甲烷和C<sub>2</sub>烃(可能具有一些C<sub>3+</sub>烃)的料流引入到一系列纯化阶段中,所述纯化阶段可以包括但不限于(i)设置在羰基硫化物去除阶段265内的硫醇和羰基硫化物去除床263,然后经过管线267到(ii)设置在腓去除阶段269内的腓去除床270,然后经过管线271到(iii)乙炔转化器273。羰基硫化物去除床263可以包括任何合适的吸附剂或其组合。合适的吸附剂可以是或可以包含,但不限于,可商购获得的吸附剂,例如可从BASF获得的**SELEXSORB**<sup>®</sup>和可从Axens获得的**AXSORB**<sup>®</sup> 980/984。可以将经由管线275的可以包含分子氢、甲烷、乙烷、乙烯、一些C<sub>3+</sub>烃或其混合物的经纯化料流引入到分离阶段276中。分离阶段276可以从管线275中的经纯化料流中分离至少(i)经由管线277的可以包含分子氢和甲烷的第一料流和(ii)经由管线278的可以包含C<sub>2</sub>烃的第二料流,所述C<sub>2</sub>烃可以被转移至分离阶段279。分离阶段279可以从第二料流中分离(i)为甲醇/羰基硫化物去除床239进料的所有残留的C<sub>3+</sub>烃,例如用于再循环,经由管线280到管线227,和(ii)经由管线281的包含经纯化C<sub>2</sub>烃的料流。

[0059] 可以如下周期性地再生羰基硫化物去除床263:将再生气体经由管线264引入到羰基硫化物去除阶段265中并接触富含羰基硫化物的吸附剂,以产生经再生吸附剂和解吸流出物,所述解吸流出物可以包含一种或多种可以经由管线266回收的基于硫的污染物。再生气体可以是或可以包含但不限于分子氢、一种或多种C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub>烷烃或其混合物。在一些实施方案中,管线264中的再生气体可以从回收设施155中的组合气体中回收。例如,再生气体可以包括(i)管线162中的分子氢,(ii)管线162中的甲烷,(iii)管线160中的乙烷,(iv)管线158中的丙烷,(v)与管线157中的C<sub>4</sub>烃分离的丁烷,或(vi) (i)至(v)中的两种或更多种的任何混合物。在一些实施方案中,再生气体可以含有<5摩尔%的任何烯烃。在其它实施方案中,管线264中的再生气体可以从位于蒸汽裂化器116的场外的来源输入。在一些实施方案中,可以将解吸流出物的至少一部分与管线113中的烃进料、管线118中的经加热烃进料和/或管线124中的塔顶料流合并并引入到蒸汽裂化器116中。还可以以与羰基硫化物去除床263类似的方式周期性地再生羰基硫化物去除床240。

[0060] 在一些实施方案中,管线207中的压缩气体、管线211中的经处理气体和/或管线217中的经提质气体可包含水蒸气。至少一部分水可以通过冷凝、通过吸附或以其它方式除去至少一部分水并从其中分离干燥气体来除去。在一些实施方案中,可以将管线207中的压缩气体、管线211中的经处理气体、管线217中的经提质气体或任何其它气态料流的至少一部分引入到脱水器中以去除水蒸气的至少一部分以提供干燥料流。脱水器可以位于回收设施155内的任何合适的位置。例如,可以将管线142中的塔顶料流引入到脱水器中,将干燥料流引入到压缩机260中。在另一个实例中,可以将管线217中的经提质组合气体引入到脱水

器中,将干燥料流引入到分离阶段219中。除了脱水器之外或代替脱水器,可以经由一种或多种其它方式除去水,例如在经由压缩机260压缩管线222中的塔顶料流期间。

[0061] 可以将管线281中的料流引入到分离阶段282中,该分离阶段可以从分离至少(i)经由管线161的乙烯和(ii)经由管线160的乙烷。乙烷可以再循环到蒸汽裂化器116(图1)用于裂化,用于炼油厂工艺,用作或作为管线103(图1)和/或管线264中的再生气体的组分,和/或作为产物回收。可以任选地进行额外的分离。例如,分离器287可用于将管线271中的料流分离成(i)经由管线162的甲烷和(ii)经由管线163的分子氢。在一些实施方案中,管线162中的经分离的甲烷的至少一部分可以用作燃料气体,再循环到蒸汽裂化器116以产生合成气和分子氢,和/或用作或作为管线103(图1)和/或管线264中的再生气体的组分。在一些实施方案中,可以将管线163中的分子氢的至少一部分再循环到加氢处理阶段,例如用于氢化单元235中的提质。

[0062] 实施方案列表

[0063] 本公开内容可以进一步包括以下非限制性实施方案。

[0064] A1. 烃的提质方法,包括:使包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂;使富含羰基硫化物的吸附剂与包含分子氢、一种或多种 $C_1-C_4$ 烃或其混合物的再生气体接触,以产生经再生吸附剂和包含基于硫的污染物的解吸流出物;将所述解吸流出物的至少一部分引入蒸汽裂化器的热解区中,和从所述热解区回收蒸汽裂化器流出物。

[0065] A2. A1的方法,其中,在将所述解吸流出物引入所述热解区期间,所述蒸汽裂化器流出物包含从所述解吸流出物获得的至少部分作为硫化氢的硫。

[0066] A3. A1或A2的方法,还包括:从所述蒸汽裂化器流出物中分离包含硫化氢的工艺气体;和使所述工艺气体的至少一部分与胺水溶液接触以产生废胺水溶液和贫含硫化氢的工艺气体。

[0067] A4. A1至A3中任一个的方法,其中所述再生气体包含贫含硫化氢的工艺气体或其级分。

[0068] A5. A1至A4中任一个的方法,还包括:从所述蒸汽裂化器流出物中分离包含硫化氢的工艺气体;和使所述工艺气体的至少一部分与无机碱水溶液接触以产生废无机碱水溶液和贫含硫化氢的工艺气体。

[0069] A6. A5的方法,其中所述再生气体包含贫含硫化氢的工艺气体或其级分。

[0070] A7. A1至A6中任一个的方法,其中所述包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体包含从炼油厂提质工艺回收的炼油厂气体,所述炼油厂提质工艺包括以下中的至少一种:流化催化裂化、焦化、加氢裂化、加氢处理、异构化、重整、脱焦、烃燃烧、烃蒸馏、烃不饱和和和烃饱和。

[0071] A8. A1至A7中任一个的方法,其中从所述蒸汽裂化器流出物中回收包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体。

[0072] A9. A1至A8中任一个的方法,其中所述再生气体包含所述经处理气体或其级分。

[0073] A10. A1至A9中任一个的方法,其中所述再生气体从位于所述蒸汽裂化器场外的来源输入。

[0074] A11.A1至A10中任一个的方法,其中所述再生气体包含分子氢、一种或多种 $C_1-C_4$ 烷烃或其混合物。

[0075] A12.A1至A11中任一个的方法,其中所述再生气体包含分子氢、一种或多种 $C_1-C_4$ 烷烃或其混合物,和其中所述再生气体包含<10摩尔%、<5摩尔%、<3摩尔%或<1摩尔%的任何烯烃。

[0076] A13.A1至A12中任一个的方法,其中在包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的所述气体中的一种或多种 $C_1-C_4$ 烃包含烷烃和烯烃的混合物,和其中所述再生气体包含所述经处理气体或其级分。

[0077] A14.A1至A13中任一个的方法,其中所述再生气体包含 $\geq 50$ 摩尔%(例如 $\geq 60$ 摩尔%、 $\geq 70$ 摩尔%、 $\geq 80$ 摩尔%、 $\geq 90$ 摩尔%、 $\geq 95$ 摩尔%)的一种或多种 $C_1-C_4$ 烷烃或其混合物,基于所述再生气体中的总摩尔数。

[0078] A15.A1至A14中任一个的方法,其中所述再生气体包含 $\geq 50$ 摩尔%(例如 $\geq 60$ 摩尔%、 $\geq 70$ 摩尔%、 $\geq 80$ 摩尔%、 $\geq 90$ 摩尔%、 $\geq 95$ 摩尔%)的一种或多种 $C_2-C_4$ 烷烃或其混合物,基于所述再生气体中的总摩尔数。

[0079] A16.A1至A15中任一个的方法,其中所述解吸流出物中的基于硫的污染物包括硫化氢、羰基硫化物、硫醇或其混合物。

[0080] A17.A1至A16中任一个的方法,其中当与富含羰基硫化物的吸附剂接触时,所述再生气体处于约 $90^\circ\text{C}$ 至约 $315^\circ\text{C}$ 的温度。

[0081] A18.A1至A17中任一个的方法,其中所述吸附剂(sorbent)包括吸附体(adsorbent)。

[0082] A19.A1至A18中任一个的方法,还包括使包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的额外气体与所述经再生吸附剂在足以使羰基硫化物的至少一部分吸附到所述经再生吸附剂上的条件下接触,以产生额外的贫含羰基硫化物的经处理气体和额外的富含羰基硫化物的吸附剂。

[0083] A20.A1至A19中任一个的方法,还包括在将所述解吸流出物的至少一部分引入所述热解区之前,使所述解吸流出物的至少一部分流过分离鼓、过滤器、凝聚过滤器或其组合以除去存在于所述解吸流出物中的任何细粒的至少一部分。

[0084] B1. 烃的提质方法,包括:使包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂;使富含羰基硫化物的吸附剂与包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃的再生气体接触,以产生经再生吸附剂和包含基于硫的污染物的解吸流出物;在氧化剂存在下燃烧所述解吸流出物的至少一部分以产生包含一种或多种硫氧化物的燃烧流出物;和使所述燃烧流出物的至少一部分与无机碱水溶液接触以产生贫含基于硫的污染物的废气流出物和废无机碱水溶液,其中:从蒸汽裂化器流出物中分离包含所述一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体,在所述解吸流出物的燃烧期间产生的热量加热蒸汽裂化器炉的辐射段,或其组合。

[0085] B2.B1的方法,还包括:使包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的额外气体与所述经再生吸附剂在足以使羰基硫化物的至少一部分吸附到所述经再生吸附剂上的条件下接触,以产生额外的贫含羰基硫化物的经处理气体和额外的富含羰基硫化物的吸附剂。

[0086] B3.B1或B2的方法,还包括:在将解吸流出物燃烧之前,使所述解吸流出物的至少一部分流过分离鼓、过滤器、凝聚过滤器或其组合以除去存在于所述解吸流出物中的任何细粒的至少一部分。

[0087] B4.B1至B3中任一项的方法,其中所述基于硫的污染物包含硫化氢、羰基硫化物、硫醇或其混合物。

[0088] C1.烃的提质方法,包括:使包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使所述羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂;使富含羰基硫化物的吸附剂与包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃的再生气体接触以产生经再生吸附剂和包含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其混合物的解吸流出物;将所述解吸流出物的至少一部分与从蒸汽裂化器流出物中分离的工艺气体组合以产生混合流出物;和使所述混合流出物的至少一部分与碱性水性介质在足以除去任何硫化氢的至少一部分、任何羰基硫化物的至少一部分、任何一种或多种硫醇的至少一部分或其组合的条件下接触,以产生富含硫的工艺用水和贫含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其组合的经处理流出物。

[0089] C2.C1的方法,其中从所述经处理流出物中分离所述再生气体。

[0090] C3.C1或C2的方法,其中所述包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体包含从炼油厂提质工艺回收的炼油厂气体,所述炼油厂提质工艺包含以下中的一种或多种:流化催化裂化、焦化、加氢裂化、加氢处理、异构化、重整、烃不饱和和烃饱和。

[0091] D1.烃的提质方法,包括:使包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃、羰基硫化物和乙炔的气体与吸附剂在足以使羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的经处理气体和富含羰基硫化物的吸附剂,其中从蒸汽裂化器流出物中分离所述气体;使富含羰基硫化物的吸附剂与包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃的再生气体接触以产生经再生吸附剂和包含硫化氢、羰基硫化物、一种或多种硫醇或其混合物的解吸流出物;使所述解吸流出物的至少一部分与一次性介质接触以产生富含硫化氢、富含羰基硫化物、富含一种或多种硫醇或富含其混合物的一次性介质;和处置掉富含硫化氢的一次性介质的至少一部分。

[0092] D2.D1的方法,其中所述气体还包含从炼油厂提质工艺回收的炼油厂气体,所述炼油厂提质工艺包含以下中的一种或多种:流化催化裂化、焦化、加氢裂化、加氢处理、异构化、重整、烃不饱和和烃饱和。

[0093] D3.D1或D2的方法,其中所述解吸流出物基本上不含乙炔。

[0094] E1.烃的提质方法,包括:使包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的气体与吸附剂在足以使羰基硫化物的至少一部分吸附到所述吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的第一气体和富含羰基硫化物的第一吸附剂;使富含羰基硫化物的吸附剂与包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃的第一再生气体接触,以产生第一经再生吸附剂和包含一种或多种基于硫的污染物的第一解吸流出物;和在氧化剂存在下燃烧所述解吸流出物的至少一部分以产生燃烧流出物,其中所述燃烧流出物的至少一部分加热蒸汽裂化炉、锅炉或其组合的辐射段;将燃烧气体排放到大气中;需要确定基于硫的污染物的减少;使包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃和羰基硫化物的额外气体与所述经再生吸附剂在足以使羰基硫化物的至少一部分吸附到所述经再生吸附剂上的条件下接触,以产生贫含羰基硫化物的第二气体和富含羰基硫化物的第

二吸附剂。使所述第二富含羰基硫化物的吸附剂与包含一种或多种 $C_1-C_4$ 烃的第二再生气体接触,以产生第二经再生吸附剂和包含一种或多种基于硫的污染物的第二解吸流出物;并将所述解吸流出物的至少一部分引入蒸汽裂化器的热解区中。

[0095] E2.E1的方法,其中第一再生气体是包含 $\leq 5$ 摩尔%的 $C_2-C_4$ 烃的尾气,和其中第二再生气体包含 $\geq 50$ 摩尔%的 $C_2-C_4$ 烃。

[0096] E3.E1或E2的方法,其中燃烧流出物的至少一部分加热锅炉、炉子或其它燃烧设备。

[0097] 已经使用一组数值上限和一组数值下限描述了某些实施方案和特征。不言而喻的是,从任何下限到任何上限的范围应被考虑,除非另有说明。某些下限、上限和范围出现在下面一个或多个权利要求中。所有数值是“大约”或“大致”指示值,并且考虑本领域中普通技术人员将预计的实验误差和偏差。

[0098] 上面已经限定了各种术语。如果权利要求中使用的术语没有在上面限定,则应该为它赋予最宽的定义,因为相关领域人员已经知道该术语反映在至少一篇印刷的出版物或发布的专利中。另外,本申请中引用的所有专利、试验程序和其它文献在此公开物与本发明一致并且针对允许这种引入的所有权限的程度上充分引入供参考。

[0099] 虽然上述内容涉及本发明的实施方案,但是可以在不脱离本发明基本范围的情况下设计本发明的其它和另外的实施方案,并且本发明的范围由随后的权利要求确定。

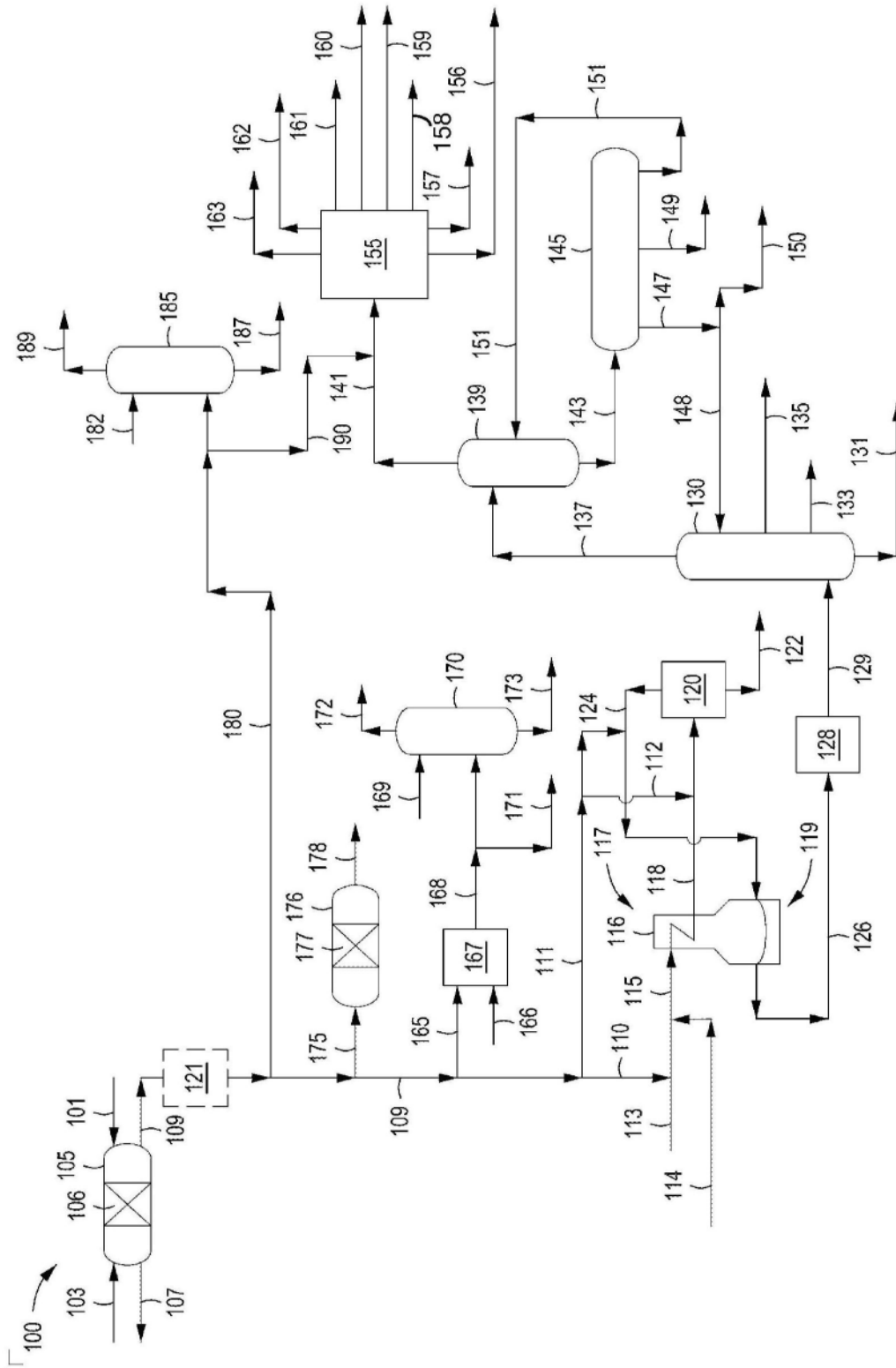


图1

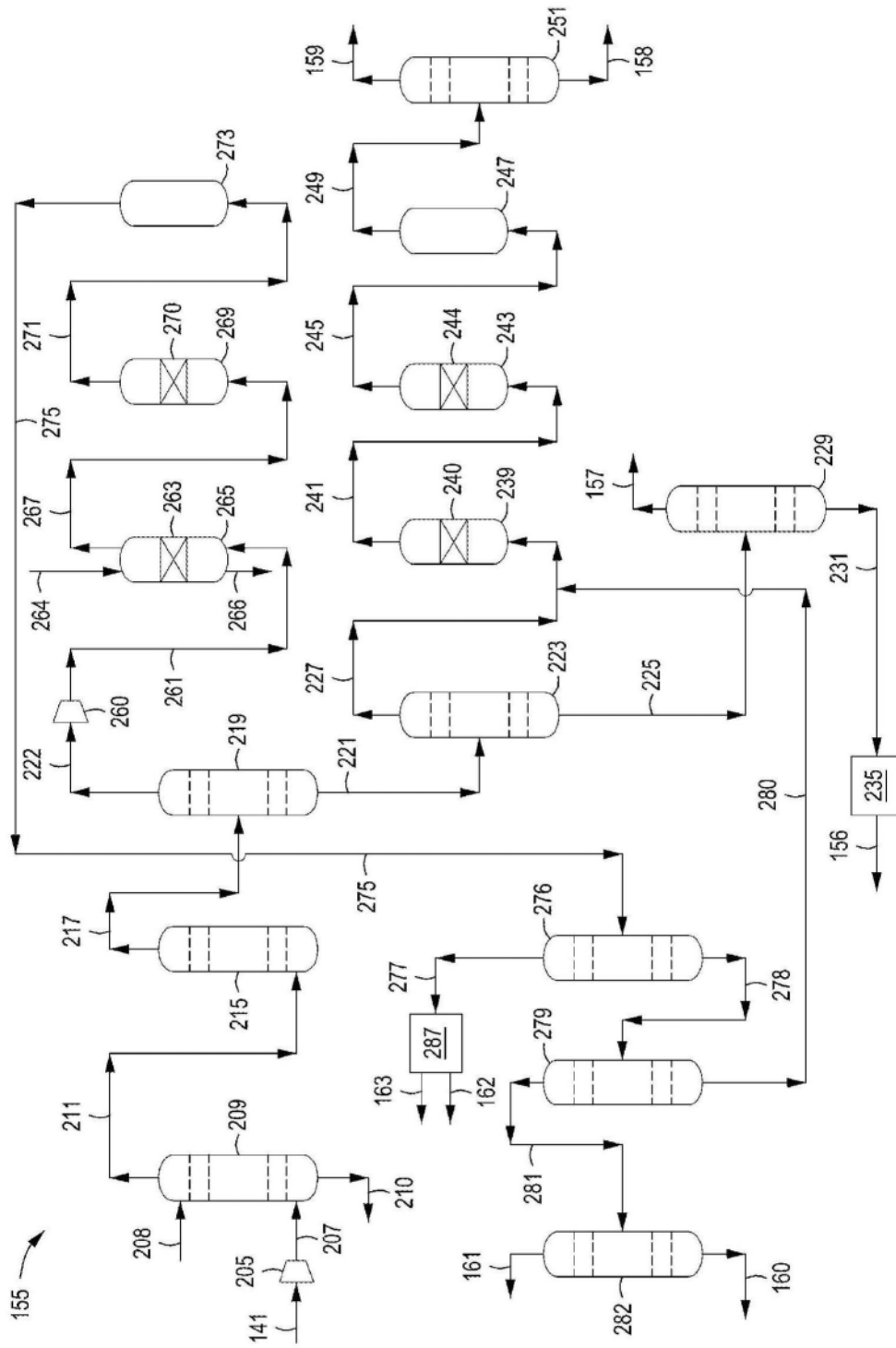


图2