



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 103608432 B

(45) 授权公告日 2016. 01. 06

(21) 申请号 201280030112. 0

(22) 申请日 2012. 08. 13

(30) 优先权数据

13/213, 310 2011. 08. 19 US

13/213, 319 2011. 08. 19 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2013. 12. 19

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2012/050513 2012. 08. 13

(87) PCT国际申请的公布数据

W02013/028379 EN 2013. 02. 28

(73) 专利权人 环球油品公司

地址 美国伊利诺伊

(72) 发明人 R·K·赫恩 D·M·鲍曼 X·X·朱

(74) 专利代理机构 北京市中咨律师事务所

11247

代理人 徐国栋 林柏楠

(51) Int. Cl.

C10G 69/02(2006. 01)

C10G 7/00(2006. 01)

C10G 11/00(2006. 01)

(56) 对比文件

US 5720872 A, 1998. 02. 24,

CN 1109093 A, 1995. 09. 27, 说明书第 6 页第 5 段 - 第 7 页第 2 段, 图 1.

US 4925573 A, 1990. 05. 15, 全文.

US 2001/0047952 A1, 2001. 12. 06, 全文.

US 6261441 B1, 2001. 07. 17, 全文.

US 3733260 A, 1973. 05. 15, 说明书第 5 栏 30 行 - 第 6 栏 29 行, 附图.

EP 0288627 A1, 1988. 11. 02, 全文.

US 5110444 A, 1992. 05. 05, 全文.

审查员 任怡

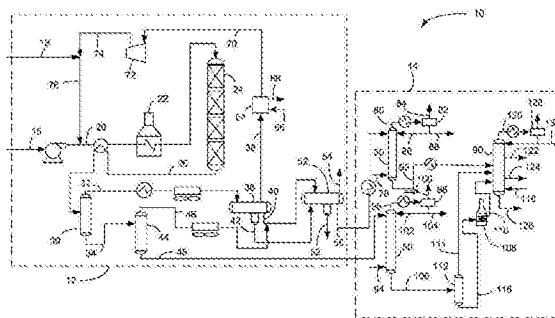
权利要求书1页 说明书13页 附图4页

(54) 发明名称

用两个汽提器回收加氢加工的烃的方法和设
备

(57) 摘要

公开了使用热汽提器和冷汽提器回收来自加
氢加工单元的加氢加工流出物的方法和设备。在
产物分馏以前仅将热加氢加工流出物在火焰加
热器中加热, 产生实质性的操作和资金节约。



CN 103608432 B

1. 一种加氢加工方法,其包括:
将烃进料在加氢加工反应器中加氢加工以提供加氢加工流出物流;
将为一部分所述加氢加工流出物流的较冷加氢加工流出物流在冷汽提器中用汽提介质汽提以提供冷汽提料流;
将为一部分所述加氢加工流出物流的较热加氢加工流出物流在热汽提器中用汽提介质汽提以提供热汽提料流;和
将冷汽提料流和热汽提料流供入产物分馏塔中。
2. 根据权利要求 1 的加氢加工方法,其进一步包括将冷汽提料流和热汽提料流在产物分馏塔中分馏以提供产物流。
3. 根据权利要求 1 的加氢加工方法,其中所述在冷汽提器中将所述较冷加氢加工流出物流用汽提介质汽提还提供冷蒸气流,且在所述热汽提器中将所述较热加氢加工流出物流用汽提介质汽提提供热蒸气流;且进一步包括:
将所述冷蒸气流和所述热蒸气流在冷凝器中冷凝以提供冷凝的顶部产物流。
4. 根据权利要求 2 的加氢加工方法,其进一步包括将所述热汽提料流在火焰加热器中加热,和使冷汽提料流绕过火焰加热器。
5. 一种加氢加工设备,其包含:
加氢加工反应器;
冷汽提器,其与加氢加工反应器连通以将较冷加氢加工流出物流汽提;和
热汽提器,其与加氢加工反应器连通以将较热加氢加工流出物流汽提。
6. 根据权利要求 5 的加氢加工设备,其进一步包含:
汽提容器,其含有所述冷汽提器和所述热汽提器;和
挡板,其防止材料从热汽提器进入所述冷汽提器中。
7. 根据权利要求 5 的加氢加工设备,其进一步包含一个或多个分离器,所述分离器与所述加氢加工反应器连通以将来自所述加氢加工反应器的加氢加工流出物流分离成所述冷加氢加工流出物流和所述热加氢加工流出物流。
8. 根据权利要求 5 的加氢加工设备,其进一步包含产物分馏塔,所述产物分馏塔与冷汽提器和热汽提器连通以将汽提料流分离成产物流。
9. 根据权利要求 8 的加氢加工设备,其进一步包含在将热汽提料流输送至产物分馏塔的管线上的火焰加热器、将冷汽提料流绕过火焰加热器输送至产物分馏塔中的管线。
10. 根据权利要求 5 的加氢加工设备,其进一步包含冷凝器,所述冷凝器与所述冷汽提器的顶部和所述热汽提器的顶部连通。

用两个汽提器回收加氢加工的烃的方法和设备

[0001] 早期国家申请的优先权要求

[0002] 本申请要求 2011 年 8 月 19 日提交的美国申请 Nos. 13/213, 310 和 13/213, 319 的优先权。

发明领域

[0003] 本发明的领域是加氢加工的烃料流的回收。

[0004] 发明背景

[0005] 加氢加工可包括在加氢加工催化剂和氢气的存在下将烃转化成更有价值的产物的方法。

[0006] 加氢裂化为在氢气和加氢裂化催化剂的存在下将烃裂化成较低分子量烃的加氢加工方法。取决于所需输出,加氢裂化单元可含有一个或多个相同或不同催化剂的床。淤浆加氢裂化为用于将残油进料裂化成瓦斯油和燃料的淤浆化催化方法。

[0007] 由于环境顾虑和近期制定的规则和规章,可销售的燃料必须满足关于污染物如硫和氮的越来越低的极限。新规章要求从柴油中基本完全除去硫。例如,超低硫柴油 (ULSD) 要求通常为小于 10wppm 硫。

[0008] 加氢处理为用于从烃料流中除去杂原子如硫和氮以满足燃料规格以及使烯烃化合物饱和的加氢加工方法。加氢处理可以在高或低压下进行,但通常在比加氢裂化更低的压力下进行。

[0009] 加氢加工回收单元通常包括用于将加氢加工的流出物用汽提介质如蒸汽汽提以除去不想要的硫化氢的汽提器。然后在进入产物分馏塔中以前将汽提的流出物在火焰加热器中加热至分馏温度以回收产物如石脑油、煤油和柴油。

[0010] 由于所用严苛的工艺条件如高温度和压力,加氢加工,特别是加氢裂化,是能量消耗非常大的。随着时间过去,尽管关于改善加氢裂化的能量性能已花费了许多努力,焦点是降低反应器加热器负荷。然而,需要大的加热器负荷以在进入产物分馏塔中以前将汽提的流出物加热。

[0011] 因此,仍需要从加氢加工流出物中回收燃料产物的改进方法。这类方法必须更能量有效以满足精炼厂渐增的需求。

[0012] 发明概述

[0013] 在方法实施方案中,本发明包括加氢加工方法,所述方法包括将烃进料在加氢加工反应器中加氢加工以提供加氢加工流出物流。将为一部分加氢加工流出物流的较冷加氢加工流出物流在冷汽提器中汽提以提供冷汽提料流。最后,将为一部分加氢加工流出物流的较热加氢加工流出物流在热汽提器中汽提以提供热汽提料流。

[0014] 在另一方法实施方案中,本发明包括用于从冷加氢加工流出物流和热加氢加工流出物流中回收产物的加氢加工产物回收方法,所述方法包括将较冷加氢加工流出物流在冷汽提器中汽提以提供冷汽提料流。将较热加氢加工流出物流在热汽提器中汽提以提供热汽提料流。最后将冷汽提料流和热汽提料流在产物分馏塔中分馏以提供产物流。

[0015] 在另一方法实施方案中,本发明包括汽提方法,所述方法包括将较冷加氢加工流出物流在冷汽提器中汽提以提供冷汽提料流。最后将较热加氢加工流出物流在热汽提器中汽提以提供热汽提料流。

[0016] 在设备实施方案中,本发明包括包含加氢加工反应器的加氢加工设备。冷汽提器与加氢加工反应器连通以将较冷加氢加工流出物流汽提,且热汽提器与加氢加工反应器连通以将较热加氢加工流出物流汽提。

[0017] 在另一设备实施方案中,本发明进一步包括用于加工冷加氢加工流出物流和热加氢加工流出物流的加氢加工产物回收设备,所述设备包含与冷加氢加工流出物流连通以将冷加氢加工流出物流汽提的冷汽提器。热汽提器与热加氢加工流出物流连通以将热加氢加工流出物流汽提。最后,产物分馏塔与冷汽提器和热汽提器流通以将汽提料流分离成产物流。

[0018] 在另一设备实施方案中,本发明包括冷汽提器和热汽提器,其包含与加氢加工反应器连通以将较冷加氢加工流出物流汽提的冷汽提器和与加氢加工反应器连通以将较热加氢加工流出物流汽提的热汽提器。

[0019] 附图简述

[0020] 图 1 为本发明一个实施方案的简化工艺流程图。

[0021] 图 2 为图 1 的汽提器的可选实施方案的简化工艺流程图。

[0022] 图 3 为图 1 的汽提器的另一可选实施方案的简化工艺流程图。

[0023] 图 4 为图 1 的汽提器的另一可选实施方案的简化工艺流程图。

[0024] 定义

[0025] 术语“连通”意指材料流动在操作上容许在所列组件之间。

[0026] 术语“下游连通”意指至少一部分流入下游连通对象中的材料可在操作上从它连通的对象流出。

[0027] 术语“上游连通”意指至少一部分从上游连通对象流出的材料可在操作上流入它连通的对象中。

[0028] 术语“塔”意指蒸馏塔或用于分离一种或多种具有不同挥发度的组分的塔。除非另外指出,各塔包含在塔顶部的冷凝器以冷凝并使一部分顶部产物流回流返回至塔的顶部和在塔底部的再沸器以气化并将一部分底部料流送回塔的底部。可将塔的进料预热。顶部压力为塔的蒸气出口处顶部蒸气的压力。底部温度为液体底部出口温度。顶部产物管线和底部产物管线指从下游塔回流或再沸至塔中的净管线。汽提塔省去在塔底部的再沸器,而是由流化惰性介质如蒸汽提供加热需求和分离动力。

[0029] 如本文所用,术语“真沸点”(TBP) 意指用于测定材料的沸点的试验方法,其对应于 ASTM D2892,其用于生产标准质量的液化气、蒸馏馏分和残油,且基于此可获得分析数据,并测定在塔中以 5:1 回流比使用 15 个理论塔板产生温度相对于蒸馏质量 % 的图的以上馏分的质量和体积收率。

[0030] 如本文所用,术语“转化率”意指进料转化成在柴油沸程或以下沸腾的材料的转化率。柴油沸程的柴油分馏点使用真沸点蒸馏方法为 343-399°C (650-750 °F)。

[0031] 如本文所用,术语“柴油沸程”意指使用真沸点蒸馏方法沸点为 132-399°C (270-750 °F) 的烃。

[0032] 如本文所用,术语“分离器”意指具有入口和至少一个顶部蒸气出口和底部液体出口并且还可具有来自进料斗的水流出口的容器。闪蒸罐为可与可在较高压力下操作的分离器下游连通的分离器类型。

[0033] 详述

[0034] 传统加氢加工设计的特征是接收两种进料的一个汽提器,所述两种进料为可来自冷闪蒸罐的较冷加氢加工流出物流和可来自热闪蒸罐的较热加氢加工流出物流。尽管这两种料流含有非常不同的组成,它们可追溯到从加氢加工反应器以及可能热分离器的相同位置。热分离器的顶部蒸气流可进入冷分离器中,且来自冷分离器的液体可进入冷闪蒸罐中,同时热分离器的底部液体可进入热闪蒸罐中。传统上,将热和冷闪蒸罐的液体供入单一汽提器中。汽提器底部产物流可变成产物分馏塔的进料。该单汽提器设计的无效来源于相同汽提器中热闪蒸罐和冷闪蒸罐的液体的混合,其部分取消先前在热分离器中实现的分离,因此需要在通向产物分馏塔的火焰加热器中双倍加热。

[0035] 申请人建议使用两个汽提器,即用于热加氢加工的流出物流的热汽提器,所述流出物流可以为来自热闪蒸罐的液体,和用于冷加氢加工的流出物流的冷汽提器,所述流出物流可以为来自冷闪蒸罐的液体。冷汽提器底部产物不通过产物分馏进料加热器,而是在通过较少耗能工艺热交换加热以后直接进入产物分馏塔。热汽提器底部产物可进入产物分馏进料加热器中。在该设计中,加热器的进料速率显著降低,因此,产物分馏加热器负荷和尺寸因此降低。通过降低产物分馏进料加热器的进料速率,加热器中所用燃料就典型加氢裂化单元而言降低 40%。

[0036] 用于加氢加工烃的设备和方法 10 包含加氢加工单元 12 和产物回收单元 14。将烃管线 16 中的烃料流和氢气补充管线 18 中的补充氢气流供入加氢加工单元 12 中。将加氢加工流出物在产物回收单元 14 中分馏。

[0037] 通过来自管线 18 的补充氢气补充的氢气管线 76 中的氢气流可结合进料管线 16 中的烃进料流以提供进料管线 20 中的加氢加工进料流。可将管线 20 中的加氢加工进料流通过热交换以及在火焰加热器 22 中加热并供入加氢加工反应器 24 中。

[0038] 一方面,本文所述方法和设备特别用于加氢加工含烃原料。说明性烃原料包括含有沸点在 288 °C (550 °F) 以上的组分的含烃料流,例如常压瓦斯油、沸点为 315 °C (600 °F)–565 °C (1050 °F) 的减压瓦斯油 (VGO)、脱沥青油、焦化馏出物、直馏馏分、热解衍生油、高沸点合成油、循环油、加氢裂化进料、催化裂化器馏出物、沸点在 343 °C (650 °F) 或以上的常压残油和沸点在 510 °C (950 °F) 以上的减压残油。

[0039] 加氢加工单元中进行的加氢加工可以为加氢裂化或加氢处理。加氢裂化指其中烃在氢气的存在下裂化成较低分子量烃的方法。加氢裂化是加氢加工单元 12 中的优选方法。因此,术语“加氢加工”包括本文的术语“加氢裂化”。加氢裂化还包括淤浆加氢裂化,其中将残油进料与催化剂和氢气混合以制备淤浆并裂化成较低沸点产物。产物中的 VGO 可再循环以控制称为中间相的焦炭前体。

[0040] 加氢加工单元中进行的加氢加工也可以为加氢处理。加氢处理为其中氢气与烃在合适催化剂的存在下接触的方法,所述催化剂主要对从烃原料中除去杂原子如硫、氮和金属而言是活性的。在加氢处理中,可使具有双键和三键的烃饱和。也可使芳烃饱和。一些加氢处理方法尤其用于使芳烃饱和。也可降低加氢处理产物的浊点。

[0041] 加氢加工反应器 24 可以为固定床反应器,其包含一个或多个容器,在各个容器中的单一或多个催化剂床,以及一个或多个容器中加氢处理催化剂和 / 或加氢裂化催化剂的各个组合。预期加氢加工反应器 24 以连续液相进行,其中液态烃进料的体积大于氢气的体积。加氢加工反应器 24 也可以以常规连续气相、移动床或流化床加氢加工反应器操作。

[0042] 如果加氢加工反应器 24 作为加氢裂化反应器操作,则它可提供烃进料转化成沸点在柴油分馏点以下的产物的至少 20 体积%,通常大于 60 体积%的总转化率。加氢裂化反应器可以以基于总转化率大于 50 体积%的部分转化率或者至少 90 体积%进料的完全转化率操作。加氢裂化反应器可以在温和加氢裂化条件下操作,所述温和加氢裂化条件提供烃进料转化成沸点在柴油分馏点以下的产物的 20-60 体积%,优选 20-50 体积%总转化率。如果加氢加工反应器 24 作为加氢处理反应器操作,则它可提供 10-30 体积%的单程转化率。

[0043] 如果加氢加工反应器 24 为加氢裂化反应器,则加氢裂化反应器 24 中的第一容器或床可包含加氢处理催化剂以在将它在加氢裂化反应器 24 中的随后容器或床中用加氢裂化催化剂加氢裂化以前将烃进料饱和、脱金属、脱硫或脱氮。如果加氢裂化反应器为温和加氢裂化反应器,则它可含有几个加氢处理催化剂床,其后较少的加氢裂化催化剂床。如果加氢加工反应器 24 为淤浆加氢裂化反应器,则它可以在连续液相中以向上流模式操作,并显示出不同于描述固定床反应器的图 1。如果加氢加工反应器 24 为加氢处理反应器,它可包含多于一个容器和多个加氢处理催化剂床。加氢处理反应器还可包含适于使芳烃饱和、加氢脱蜡和加氢异构化的加氢处理催化剂。

[0044] 如果想要温和加氢裂化以产生中间馏分和汽油的平衡,则加氢裂化催化剂可使用无定形二氧化硅-氧化铝碱或与一种或多种 VIII 族或 VIB 族金属氢化组分组合的低含量沸石碱。另一方面,当与汽油生产相比中间馏分在转化产物中是明显优选的时,部分或完全加氢裂化可在第一加氢裂化反应器 24 中用催化剂进行,所述催化剂通常包含其上沉积有 VIII 族金属氢化组分的任何结晶沸石裂化碱。其它氢化组分可选自 VIB 族以与沸石碱结合。

[0045] 沸石裂化碱在本领域中有时称为分子筛,且通常由二氧化硅、氧化铝和一种或多种可交换阳离子如钠、镁、钙、稀土金属等组成。它们的特征进一步在于具有 4-14 埃 (10^{10} 米) 的相对均匀直径的晶体孔。优选使用具有 3-12 的相对高二氧化硅 / 氧化铝摩尔比的沸石。自然中发现的合适沸石包括例如丝光沸石、辉沸石、片沸石、碱沸石、环晶石、菱沸石、毛沸石和八面沸石。合适的合成沸石包括例如 B、X、Y 和 L 晶体类型,例如合成八面沸石和丝光沸石。优选的沸石为具有 8-12 埃 (10^{10} 米) 的晶体孔径的那些,其中二氧化硅 / 氧化铝摩尔比为 4-6。属于优选组的沸石的一个实例为合成 Y 型分子筛。

[0046] 天然存在的沸石通常以钠形式、碱土金属形式或混合形式找到。合成沸石几乎总是首先以钠形式制备。在任何情况下,为用作裂化碱,优选多数或所有原始沸石单价金属与多价金属和 / 或与铵盐离子交换,其后加热以将与沸石有关的铵离子分解,在它们的位置上留下氢离子和 / 或实际上通过进一步除去水而去阳离子的交换部位。具有这种性质的氢或“去阳离子化”Y 沸石更特别地描述于 US3, 130, 006 中。

[0047] 混合多价金属-氢沸石可通过首先与铵盐离子交换,然后与多价金属盐部分反交换,然后煅烧而制备。在一些情况下,如在合成丝光沸石的情况下,氢形式可通过碱金属沸石的直接酸处理而制备。一方面,优选的裂化碱为基于初始离子交换能力至少 10%, 优选至

少 20% 贫金属阳离子的那些。另一方面,理想和合适的沸石类为其中至少 20% 的离子交换能力通过氢离子满足的一种。

[0048] 在本发明优选的加氢裂化催化剂中用作氢化组分的活性金属为 VIII 族的那些,即铁、钴、镍、钨、铈、钼、钨、铀和铂。除这些金属外,其它促进剂也可与其一起使用,包括 VIB 族金属,例如钼和钨。催化剂中氢化金属的量可在宽范围内变化。概括地讲,可使用 0.05-30 重量 % 的量。在贵金属的情况下,通常优选使用 0.05-2 重量 %。

[0049] 用于并入氢化金属的方法是使基础材料与具有所需金属的合适化合物的水溶液接触,其中金属以阳离子形式存在。在加入所选择的氢化金属以后,然后将所得催化剂粉末过滤,干燥,如果需要的话随着加入润滑剂、粘合剂等而制粒,并在空气中在例如 371-648°C (700-1200 °F) 的温度下煅烧以使催化剂活化并将铵离子分解。作为选择,可首先将碱组分制粒,其后加入氢化组分并通过煅烧活化。

[0050] 前述催化剂可以以未经稀释的形式使用,或可将粉化催化剂与 5-90 重量 % 的比例的其它相对较少活性的催化剂、稀释剂或粘合剂如氧化铝、硅胶、二氧化硅-氧化铝共凝胶、活性粘土等混合并共同制粒。这些稀释剂可直接使用或它们可含有次要比例的加入的氢化金属如 VIB 族和 / 或 VIII 族金属。其它金属促进的加氢裂化催化剂也可用于本发明方法和设备中,其包括例如铝磷酸盐分子筛、结晶铬硅酸盐和其它结晶硅酸盐。结晶铬硅酸盐更完整地描述于 US4,363,718 中。

[0051] 通过一种路线,加氢裂化条件可包括 290°C (550° F) 至 468°C (875° F),优选 343°C (650° F) 至 445°C (833° F) 的温度,4.8MPa(标准)(700psig)至 20.7MPa(标准)(3000psig) 的压力,1.0 至小于 2.5hr⁻¹ 的液时空速 (LHSV) 和 421(2,500scf/bbl) 至 2,527Nm³/m³油 (15,000scf/bbl) 的氢气率。如果需要温和加氢裂化,则条件可包括 315°C (600° F) 至 441°C (825° F) 的温度,5.5MPa(标准)(800psig)至 13.8MPa(标准)(2000psig),或者更通常 6.9MPa(标准)(1000psig)至 11.0MPa(标准)(1600psig) 的压力,0.5-2hr⁻¹, 优选 0.7-1.5hr⁻¹ 的液时空速 (LHSV) 和 421Nm³/m³油 (2,500scf/bbl) 至 1,685Nm³/m³油 (10,000scf/bbl) 的氢气率。

[0052] 淤浆加氢裂化催化剂通常为粒度小于 45 μm 的硫酸亚铁水合物,一方面,主要部分,即至少 50 重量 % 具有小于 10 μm 的粒度。硫酸铁一水合物为合适的催化剂。铝土矿催化剂也可以是合适的。一方面,将基于新鲜原料 0.01-4.0 重量 % 的催化剂加入烃进料中。作为选择或者另外,可使用油溶性催化剂。油溶性催化剂包括基于新鲜原料 50-1000wppm 的金属环烷酸盐或金属辛酸盐。金属可以为钼、钨、钨、镍、钴或铁。

[0053] 淤浆加氢裂化反应器可在一方面 3.5MPa(标准)(508psig)至 24MPa(标准)(3,481psig) 的压力下操作,而在反应器中不形成焦炭。反应器温度可以为 350-600°C,其中 400-500°C 的温度是典型的。LHSV 通常基于新鲜进料为 4h⁻¹ 以下,0.1-3hr⁻¹ 的范围是合适的,0.2-1hr⁻¹ 的范围是特别合适的。单程沥青转化率可以为 50-95 重量 %。氢气进料率可以为 674-3370Nm³/m³(4000-20,000scf/bbl) 油。也可将消泡剂加入淤浆加氢裂化反应器 24 中,一方面加入其顶部,以降低产生泡沫的倾向。

[0054] 用于本发明中的合适加氢处理催化剂是任何已知的常规加氢处理催化剂,并包括由在高表面积载体材料,优选氧化铝上的至少一种 VIII 族金属,优选铁、钴和镍,更优选钴和 / 或镍,和至少一种 VI 族金属,优选钼和钨组成的那些。其它合适的加氢处理催化剂包括

沸石催化剂,以及贵金属催化剂,其中贵金属选自钨和铂。在本发明范围内的是多于一类加氢处理催化剂用于相同加氢处理反应器 96 中。VIII 族金属通常以 2-20 重量%,优选 4-12 重量%的量存在。VI 族金属通常以 1-25 重量%,优选 2-25 重量%的量存在。

[0055] 优选的加氢处理反应条件包括 290℃ (550° F) 至 455℃ (850° F),合适地 316℃ (600° F) 至 427℃ (800° F),优选 343℃ (650° F) 至 399℃ (750° F) 的温度,2.1MPa(标准)(300psig),优选 4.1MPa(标准)(600psig) 至 20.6MPa(标准)(3000psig),合适地 12.4MPa(标准)(1800psig),优选 6.9MPa(标准)(1000psig) 的压力,0.1hr⁻¹,合适地 0.5hr⁻¹,至 4hr⁻¹,优选 1.5-3.5hr⁻¹的新鲜含烃原料液时空速,和 168Nm³/m³(1,000scf/bbl) 至 1,011Nm³/m³油(6,000scf/bbl),优选 168Nm³/m³油(1,000scf/bbl) 至 674Nm³/m³油(4,000scf/bbl) 的氢气率,用加氢处理催化剂或加氢处理催化剂组合。

[0056] 加氢加工流出物离开加氢加工反应器 24 并在加氢加工流出物管线 26 中输送。加氢加工流出物包含会变成较冷加氢加工流出物流和较热加氢加工流出物流的材料。加氢加工单元可包含一个或多个分离器以将加氢加工流出物流分离成冷加氢加工流出物流和热加氢加工流出物流。

[0057] 加氢加工流出物管线 26 中的加氢加工流出物一方面在进入热分离器 30 中以前可与管线 20 中的加氢加工进料流热交换以冷却。热分离器分离加氢加工流出物以提供在顶部产物管线 32 中的包含一部分冷加氢加工流出物流的蒸气含烃热分离器顶部产物流和在底部产物管线 34 中的包含一部分冷加氢加工流出物流以及一部分热加氢加工流出物流的液体含烃热分离器底部产物流。加氢加工段 12 中的热分离器 30 与加氢加工反应器 24 下游连通。热分离器 30 在 177℃ (350° F) 至 371℃ (700° F) 下操作,优选在 232℃ (450° F) 至 315℃ (600° F) 下操作。热分离器 30 可在比加氢加工反应器 24 稍微更低的压力下操作,从而解释插入设备的压降。热分离器可在 3.4MPa(标准)(493psig) 至 20.4MPa(标准)(2959psig) 的压力下操作。

[0058] 顶部产物管线 32 中的蒸气含烃热分离器顶部产物流可在进入冷分离器 36 中以前冷却。由于加氢加工反应器 24 中进行的反应,其中将氮、氯和硫从进料中除去,形成氨和硫化氢。在特性温度下,氨和硫化氢结合形成二硫化铵,且氨和氯结合形成氯化铵。各化合物具有特性升华温度,其可容许化合物涂覆设备,特别是热交换设备,从而削弱它的性能。为防止输送热分离器顶部产物流的管线 32 中二硫化铵或氯化铵盐的这类沉积,可将适量洗涤剂(未显示)在管线 32 中在温度在每种化合物的特性升华温度以上的点处引入上游管线 32 中。

[0059] 冷分离器 36 用于将加氢加工流出物中的氢气与烃分离以在顶部产物管线 38 中再循环至加氢加工反应器 24 中。蒸气含烃热分离器顶部产物流可在冷分离器 36 中分离以提供在顶部产物管线 38 中的包含富氢气流的蒸气冷分离器顶部产物流和在底部产物管线 40 中的包含一部分冷加氢加工流出物流的液体冷分离器底部产物流。因此,冷分离器 36 与热分离器 30 和加氢加工反应器 24 的顶部产物管线 32 下游连通。冷分离器 36 可在 100° F(38℃) 至 150° F(66℃),合适地 115° F(46℃) 至 145° F(63℃) 下且恰在加氢加工反应器 24 和热分离器 30 的压力以下操作,从而解释插入设备的压降,以保持氢气和轻气体在顶部产物中,且正常液态烃在底部产物中。冷分离器可在 3MPa(标准)(435psig)-20MPa(标准)(2,901psig) 的压力下操作。冷分离器 36 也可具有进料斗以收集

管线 42 中的水相。

[0060] 可将热分离器底部产物管线 34 中的液体含烃料流作为热加氢加工流出物流在产物回收单元 14 分馏。一方面,底部产物管线 34 中的液体含烃料流的压力可降低并在热闪蒸罐 44 中闪蒸以提供在顶部产物管线 46 中的包含一部分冷加氢加工流出物流的轻馏分热闪蒸顶部产物流和在底部产物管线 48 中的包含至少一部分热加氢加工流出物流的重质液流。热闪蒸罐 44 可以为将液体加氢加工流出物分离成蒸气和液体馏分的任何分离器。热闪蒸罐 44 可在与热分离器 30 相同的温度下,但在 2.1MPa(标准)(300psig)至 6.9MPa(标准)(1000psig),合适地小于 3.4MPa(标准)(500psig)的较低压力下操作。可将底部产物管线 48 中的重质液流在产物回收单元 14 中进一步分馏。一方面,可将底部产物管线 48 中的重质液流引入热汽提器 50 中并包含至少一部分,合适地,所有较热加氢加工流出物流。热汽提器 50 经由底部产物管线 48 与热闪蒸罐 44 的底部下游连通。

[0061] 一方面,冷分离器底部产物管线 40 中的液体加氢加工流出物流可作为冷加氢加工流出物流在产物回收单元 14 中分馏。另一方面,冷分离器液体底部产物流的压力可降低并在冷闪蒸罐 52 中闪蒸以分离底部产物管线 40 中的冷分离器液体底部产物流。冷闪蒸罐 52 可以为将加氢加工流出物分离成蒸气和液体馏分的任何分离器。冷闪蒸罐 52 可由底部产物管线 40 与冷分离器 36 的底部连通。冷汽提器 60 可以与冷闪蒸罐 52 的底部产物管线 56 下游连通。

[0062] 另一方面,顶部产物管线 46 中的蒸气热闪蒸顶部产物流可作为冷加氢加工流出物流在产物回收单元 14 中分馏。另一方面,可将热闪蒸顶部产物流冷却并且还在冷闪蒸罐 52 中分离。冷闪蒸罐 52 可分离管线 40 中的冷分离器液体底部产物流和顶部产物管线 46 中的热闪蒸蒸气顶部产物流以提供在顶部产物管线 54 中的冷闪蒸顶部产物流和在底部产物管线 56 中的包含至少一部分冷加氢加工流出物流的冷闪蒸底部产物流。底部产物管线 56 中的冷闪蒸底部产物流包含至少一部分,合适地所有冷加氢加工流出物流。一方面,冷汽提器 60 经由底部产物管线 56 与冷闪蒸罐 52 下游连通。冷闪蒸罐 52 可与冷分离器 50 的底部产物管线 40、热闪蒸罐 44 的顶部产物管线 46 和加氢加工反应器 24 下游连通。底部产物管线 40 中的冷分离器底部产物流和顶部产物管线 46 中的热闪蒸顶部产物流可以一起或者分开地进入冷闪蒸罐 52 中。一方面,热闪蒸顶部产物管线 46 结合冷分离器底部产物管线 40 并将热闪蒸顶部产物流和冷分离器底部产物流一起供入冷闪蒸罐 52 中。冷闪蒸罐 52 可在与冷分离器 50 相同的温度下,但通常在 2.1MPa(标准)(300psig)至 7.0MPa(标准)(1000psig),优选不高于 3.1MPa(标准)(450psig)的较低压力下操作。也可将管线 42 中来自冷分离器的进料斗的水流送入冷闪蒸罐 52 中。闪蒸的水流在管线 62 中从冷闪蒸罐 52 的进料斗中除去。

[0063] 顶部产物管线 38 中的包含氢气的蒸气冷分离器顶部产物流富含氢气。顶部产物管线 38 中的冷分离器顶部产物流可通过塔板或填充洗涤塔 64,在那里将它通过管线 66 中的洗涤液如胺水溶液洗涤以除去硫化氢和氨。管线 68 中的废洗涤液可再生并再循环返回到洗涤塔 64 中。洗涤的富氢料流经由管线 70 从洗涤器中排出并可在循环压缩机 72 中压缩以提供在管线 74 中的再循环氢气流,其为压缩的蒸气加氢加工流出物流。循环压缩机 72 可与加氢加工反应器 24 下游连通。可将管线 74 中的再循环氢气流用补充料流 18 补充以提供在氢气管线 76 中的氢气流。可将管线 74 中的一部分材料送入加氢加工反应器 24 的

中间催化剂床出口以控制随后催化剂床（未显示）的入口温度。

[0064] 产物回收段 14 可包含热汽提器 50、冷汽提器 60 和产物分馏塔 90。冷汽提器 60 与加氢加工反应器 24 下游连通以将加氢加工流出物管线 26 中的为一部分加氢加工流出物流的较冷加氢加工流出物流汽提，且热汽提器与加氢加工反应器 24 下游连通以将加氢加工流出物管线 26 中的也为一部分加氢加工流出物流的较热加氢加工流出物流汽提。一方面，冷加氢加工流出物流为底部产物管线 56 中的冷闪蒸底部产物流，且热加氢加工流出物流为底部产物管线 48 中的热闪蒸底部产物流，但预期这些料流的其它来源。

[0065] 可将一方面可以在冷闪蒸底部产物管线 56 中的冷加氢加工流出物流加热并在塔顶部附近供入冷汽提塔 60 中。可将包含至少一部分液体加氢加工流出物的冷加氢加工流出物流在冷汽提塔 60 中用冷汽提介质汽提以提供在顶部产物管线 80 中的石脑油、氢气、硫化氢、蒸汽和其它气体的冷蒸气流，所述冷汽提介质为来自冷汽提介质管线 78 的惰性气体如蒸汽。至少一部分冷蒸气流可在接收器 82 中冷凝并分离。来自接收器 82 的顶部产物管线 84 带有蒸气废气用于进一步处理。可将来自接收器 82 的底部产物的不稳定液体石脑油分离成在管线 86 中的回流至冷汽提塔 60 顶部的回流部分和可在产物管线 88 中输送至进一步分馏如脱丁烷塔或脱乙烷塔（未显示）中的产物部分。冷汽提塔 60 可以以 149°C (300° F)–260°C (500° F) 的底部温度和 0.5MPa(标准)(73psig) 至 2.0MPa(标准)(290psig) 的顶部压力操作。顶部接收器 82 中的温度为 38°C (100° F) 至 66°C (150° F)，且压力与冷汽提塔 60 的顶部基本相同。

[0066] 可将底部产物管线 92 中的加氢裂化的冷汽提料流用比火焰加热器更不密集的工艺加热器加热并供入产物分馏塔 90 中。因此，产物分馏塔 90 与冷汽提器的底部产物管线 92 下游连通。冷汽提料流可在进入产物分馏塔 90 中以前与底部产物管线 126 中的来自产物分馏塔 90 的底部产物流或者其它合适料流热交换。

[0067] 可将可以在热闪蒸底部产物管线 48 中的热加氢加工流出物流在其顶部附近供入热汽提塔 50 中。可将包含至少一部分液体加氢加工流出物的热加氢加工流出物流在热汽提塔 50 中用来自管线 94 的为惰性气体如蒸汽的热汽提介质汽提以提供在顶部产物管线 96 中的石脑油、氢气、硫化氢、蒸汽和其它气体的热蒸气流。至少一部分热蒸气流可在接收器 98 中冷凝并分离。来自接收器 98 的顶部产物管线 100 输送蒸气废气用于进一步处理。可将来自接收器 98 的底部产物的不稳定液体石脑油分离成在管线 102 中的回流至热汽提塔 50 顶部的回流部分和可在产物管线 104 中输送至进一步分馏如脱丁烷塔或脱乙烷塔（未显示）中的产物部分。还预期将管线 104 中的来自热汽提塔 50 的产物部分供入冷汽提塔 60 中。热汽提塔 50 可以以 160°C (320° F) 至 360°C (680° F) 的底部温度和 0.5MPa(标准)(73psig) 至 2.0MPa(标准)(292psig) 的顶部压力操作。顶部接收器 98 中的温度为 38°C (100° F) 至 66°C (150° F)，且压力与热汽提塔 50 顶部基本相同。

[0068] 在底部产物管线 106 中产生加氢加工的热汽提料流。可将底部产物管线 106 中的至少一部分热汽提料流供入产物分馏塔 90 中。因此，产物分馏塔 90 与热汽提器的底部产物管线 106 下游连通。

[0069] 与热底部产物管线 106 下游连通的火焰加热器 108 可将至少一部分热汽提料流在它 在管线 110 中进入产物分馏塔 90 中以前加热。可将管线 92 中的冷汽提料流在不需要在火焰加热器 108 中加热的位置加入产物分馏塔 90 中。可将冷汽提料流输送至产物分馏塔

90 中的冷底部产物管线 92 可绕过火焰加热器 108。管线 92 中的冷汽提料流通向产物分馏塔 90 的冷入口在比管线 110 中的热汽提料流通向产物分馏塔 90 的热入口更高的高度。

[0070] 一方面,可将热底部产物管线 106 中的热汽提料流在分离器 112 中分离。顶部产物管线 114 中的来自分离器 112 的蒸气热汽提料流可在比管线 92 中的冷汽提料流的冷入口更低或相同高度的入口处进入产物分馏塔 90 中。底部产物管线 116 中的液体热汽提料流可以为热汽提料流的一部分,将其在火焰加热器 108 中加热成管线 110 中的火焰加热汽提料流以后供入产物分馏塔 90 中。可将管线 110 中的火焰加热汽提料流在比管线 92 中的冷汽提料流的冷入口和管线 114 中的蒸气流入口更低的高度引入产物分馏塔 90 中。

[0071] 产物分馏塔 90 可与冷汽提塔 60 和热汽提器 50 连通以将汽提的料流分离成产物流。产物分馏塔 90 也可用来自管线 118 的汽提介质如蒸汽将管线 92 中的冷汽提料流和管线 106 中的热汽提料流汽提以提供几种产物流,所述热汽提料流可以为管线 114 中的蒸气热汽提料流和管线 116 中的液体热汽提料流,或者管线 110 中的火焰加热汽提料流。产物流可包括在顶部产物管线 120 中的顶部石脑油料流、在管线 122 中的来自侧馏分出口的煤油料流、管线 124 中输送的来自侧馏分出口的柴油料流和在底部产物管线 126 中的未转化油料流,所述未转化油料流可适于进一步加工,例如在 FCC 单元中加工。热可通过将管线 122 中的煤油和管线 124 中的柴油冷却并将一部分的各冷却料流送回塔中而从产物分馏塔 90 中除去。管线 120 中的顶部石脑油料流可在接收器 128 中冷凝并分离,其中液体回流返回产物分馏塔 90 中。管线 130 中的净石脑油料流在混入汽油池中以前可能需要进一步加工,例如在石脑油分离塔中。产物分馏塔 90 可以以 288°C (550° F) 至 370°C (700° F), 优选 343°C (650° F) 的底部温度和 30kPa(标准)(4psig) 至 200kPa(标准)(29psig) 的顶部压力操作。可使底部产物管线 126 中的一部分未转化油再沸并返回产物分馏塔 90 中而不是使用蒸汽汽提。

[0072] 可从顶部接收器 82、98 和 128 的进料斗(未显示)中收集酸性水流。

[0073] 在图 1 的实施方案中,汽提器 50 和 60 各自的顶部产物回收是分开的。我们发现来自各个汽提器 50 和 60 的顶部蒸气在组成、温度和压力方面非常类似。图 2 阐述了热汽提塔 50 和冷汽提塔 60 分享共同的顶部回收设备 200 的实施方案。图 2 中的许多元件具有与图 1 中相同的构型且带有相同的各参考数字。图 2 中相当于图 1 中的元件但具有不同构型的元件带有与图 1 中相同的参考数字,但用角分符号(') 标记。

[0074] 在图 2 中,如同图 1 中,管线 48 中的热加氢加工流出物供给热汽提塔 50' 且管线 56 中的冷加氢加工流出物供给冷汽提塔 60'。通向冷汽提塔 60' 的冷汽提介质管线 78 将冷汽提介质供入冷汽提塔 60' 中,且通向热汽提塔 50' 的热汽提介质管线 94 将热汽提介质供入热汽提塔 50' 中。汽提介质通常为中压蒸汽,且关于汽提介质的热和冷标记不表示相对温度。热汽提塔 50' 中的塔板 220 和冷汽提塔 60' 中的塔板 222 或其它填充材料增强蒸气液体接触和汽提。冷汽提料流在底部产物管线 92 中产生,且热汽提料流在底部产物管线 106 中产生。将冷汽提器底部产物段 228 与热汽提器的热汽提器底部产物段 232 分离以将底部产物管线 92 中的冷汽提料流与热底部产物管线 106 中的热汽提料流分离。将冷汽提塔 60' 的冷汽提底部产物管线 92 与热汽提塔 50' 的热汽提底部产物管线 106 分离以将冷汽提底部产物流与热汽提底部产物流进一步分离。

[0075] 输送来自冷汽提器 60' 的顶部产物段 204 的冷蒸气流线的顶部产物管线 80' 和输送

来自热汽提器 50' 的顶部产物段 202 的热蒸气流线的顶部产物管线 96' 都供给共同的顶部冷凝器 208 以将冷蒸气流和热蒸气流冷凝以提供在冷凝物管线 210 中的冷凝的顶部产物流。冷凝器 208 与冷汽提器的顶部产物段 204 和顶部产物管线 80' 以及热汽提器 50' 的顶部产物段 202 和顶部产物管线 96' 下游连通。在进入冷凝器 208 中以前可将顶部产物管线 80' 中的冷蒸气流和顶部产物管线 96' 中的热蒸气流混入结合管线 206 中。冷凝物管线 210 可将冷凝的顶部产物流输送至与冷汽提器 60 的顶部产物管线 80' 和热汽提器 50' 的顶部产物管线 96' 下游连通的共同的顶部接收器 212 中。在顶部接收器 212 中, 将冷凝的顶部产物流分离成在顶部产物管线 214 中的废气流以进一步加工和在底部产物管线 216 中的冷凝的接收器底部产物流。可从接收器 212 的进料斗 (未显示) 中回收酸性水流。共同的顶部接收器 212 在与各个冷顶部接收器 82 和热顶部接收器 98 相同的温度和压力范围内操作。

[0076] 可将底部产物管线 216 中的冷凝的接收器底部料流分离成三部分。管线 216 中的至少第一部分冷凝的接收器底部产物流可在热回流管线 102' 中回流至热汽提器 50' 顶部。热回流管线 102' 可与顶部接收器 212 的底部产物管线 216 下游连通, 且热汽提器 50' 可与热回流管线 102' 下游连通。

[0077] 管线 216 中的至少第二部分冷凝的接收器底部产物流可在冷回流管线 86' 中回流至冷汽提器 60' 顶部。冷回流管线 86' 可与顶部接收器 212 的底部产物管线 216 下游连通, 且冷汽提器 60' 可与冷回流管线 86' 下游连通。可调整管线 86' 中的冷回流和管线 102' 中的热回流的流速以确保各个汽提塔 50' 和 60' 接收足够的回流以将足够的液体供入各个塔中。

[0078] 管线 216 中的包含不稳定石脑油的第三部分冷凝的接收器底部产物可在管线 218 中输送至分馏塔 (未显示) 中以进一步加工。

[0079] 图 2 的实施方案通过使用仅一个而不是两个冷凝器、接收器和相关管道而将顶部回收设备 200 的资本设备降低一半。

[0080] 图 2 中实施方案的其余部分可与关于图 1 所述的相同, 除了先前所指出的例外。

[0081] 在图 2 的实施方案中, 汽提塔 50' 和 60' 各自的顶部产物段保持为分开的。图 3 阐述热汽提段 50'' 和冷汽提段 60'' 分享共同的顶部产物段 302 的实施方案。图 3 中的许多元件具有与图 1 中相同的结构, 并带有相同的参考数字。图 3 中相当于图 1 中的元件但具有不同构型的元件带有与图 1 中相同的参考数字, 但用双角分符号 (') 标记。

[0082] 在图 3 的实施方案中, 冷汽提段 60'' 和热汽提段 50'' 包含在相同汽提容器 330 中并分享共同的顶部产物段 302。冷汽提段 60'' 和热汽提段 50'' 在汽提容器 330 中彼此相邻。

[0083] 在管线 48 中供入热汽提段 50'' 中的热加氢加工流出物中的较重材料具有与供入冷汽提段 60'' 中的冷加氢加工流出物 56 不同的组成。例如热加氢加工流出物 48 可具有比冷加氢加工流出物 56 更多的硫化合物且更热。为保持本发明的有利效果, 挡板 340 防止热汽提段 50'' 中的蒸气和液体材料进入冷汽提段 60'' 中。

[0084] 图 3 中的挡板 340 可包含垂直壁。挡板 340 可延伸直至容器 330 的底部 336 并与冷汽提段 60'' 的底部段 328 同延。挡板 340 的顶部与汽提容器 330 的顶部 342 隔开以容许来自冷汽提段 60'' 的顶部冷蒸气与来自共同顶部产物段 302 中热汽提段 50'' 的热蒸气混合。来自热汽提段 50'' 的材料不在汽提容器 330 中的挡板 340 顶部以下进入冷汽提段

60''中。冷汽提器底部产物段 328 与热汽提器的热汽提器底部产物段 332 分离以将底部产物管线 92'' 中的冷汽提料流与底部产物管线 106'' 中的热汽提料流分离。

[0085] 管线 48 中的热加氢加工流出物供给热汽提段 50'', 且管线 56 中的冷加氢加工流出物在挡板 340 的对侧供给冷汽提段 60''。通向冷汽提段 60'' 的冷汽提介质管线 78 将汽提介质供入冷汽提段 60'' 中, 且通向热汽提段 50'' 的热汽提介质管线 94 将汽提介质供入热汽提段 50'' 中。汽提介质通常为中压蒸汽, 且关于汽提介质的热和冷标记不表示相对温度。热汽提段 50'' 中的塔板 344 和冷汽提段 60'' 中的塔板 346 或其它填充材料增强蒸气液体接触和汽提。冷汽提底部产物管线 92'' 可从冷汽提段 60'' 的底部段 328 延伸以通过冷汽提器 60'' 的底部 336 取出冷汽提料流。热汽提底部产物管线 106'' 可从热汽提段 50'' 的底部段 332 延伸以通过热汽提器 50'' 的底部 336 取出热汽提料流。冷汽提料流在底部产物管线 92'' 中产生, 且热汽提料流在底部产物管线 106'' 中产生。

[0086] 通常的顶部设备 300 使用来自热汽提段 50'' 和冷汽提段 60'' 的共同顶部产物段 302 的蒸气。将来自热汽提段 50'' 的热蒸气流和来自冷汽提段 60'' 的冷蒸气流在共同顶部产物段 302 中混合。来自冷汽提器 60'' 和热汽提器 50'' 的共同顶部产物段 302 的顶部产物管线 306 都供给共同顶部冷凝器 308 以将混合冷蒸气流和热蒸气流一起冷凝以提供在冷凝物管线 310 中的冷凝顶部产物流。冷凝器 308 与冷汽提器和热汽提器 50'' 的顶部产物段 302 和顶部产物管线 306 下游连通。冷凝物管线 310 可将冷凝的顶部产物流输送至与冷汽提器 60'' 和热汽提器 50'' 的顶部产物管线 306 下游连通的共同顶部接收器 312 中。在顶部接收器 312 中, 将冷凝的顶部产物流分离成在顶部产物管线 314 中的废气流以进一步加工和在底部产物管线 316 中的冷凝的接收器底部产物流。

[0087] 底部产物管线 316 中的冷凝的接收器底部料流可分离成两份。在管线 316 中的至少第一部分冷凝的接收器底部产物流可在共同的回流管线 320 中回流至热汽提器 50'' 和冷汽提器 60'' 顶部, 一方面在挡板 340 以上的共同顶部产物段 302 中。在管线 316 中的包含不稳定石脑油的第二部分冷凝接收器底部产物流可在管线 318 中输送至分馏塔(未显示)中以进一步加工。可从接收器 312 的进料斗(未显示)中回收酸性水流。

[0088] 图 3 中的实施方案的其余部分可与关于图 1 所述的相同, 除了先前所指出的例外。相同容器 330 中的相邻汽提器仅需要一个容器和单个汽提器容器 330 的一个着陆点而不是两个容器。

[0089] 在图 3 的实施方案中, 热汽提段 50'' 和冷汽提段 60'' 在相同容器 300 中彼此相邻并分享共同的顶部产物段 302。图 4 阐述包含在相同容器中, 但堆叠在彼此之上且使用分开的顶部产物段 402、404, 但具有共同的顶部回收设备 400 的热汽提段 50'' 和冷汽提段 60'' 的实施方案。图 4 中的许多元件具有与图 1、2 和 3 中相同的结构, 并带有相同的参考数字。图 4 中相当于图 1 中的元件但具有不同构型的元件带有与图 1 中相同的参考数字, 但用双角分符号('') 标记。

[0090] 在图 4 的实施方案中, 冷汽提段 60'' 和热汽提段 50'' 包含在相同汽提容器 430 中, 但不分享共同的顶部产物段 402、404 或底部产物段 432、428。冷汽提段 60'' 和热汽提段 50'' 在汽提容器 400 中堆叠在彼此之上, 一方面冷汽提段 60'' 在热汽提段 50'' 之上。

[0091] 管线 48 中的供入热汽提段 50'' 中的热加氢加工流出物中的较重材料具有与供

入冷汽提段 60''' 中的冷加氢加工流出物 56 不同的组成。例如,热加氢加工流出物 48 可具有比冷加氢加工流出物 56 更多的硫化物且更热。为保持本发明的有利效果,挡板 440 防止热汽提段 50''' 中的材料、蒸气和液体与不想要的硫化物进入冷汽提段 60''' 中。挡板 440 特别防止来自热汽提器 50''' 的顶部产物段 402 的蒸气中的硫化氢进入底部产物管线 92''' 中的冷汽提料流中。

[0092] 图 4 中的挡板 440 可包含半球形壁或头。挡板 440 可延伸在冷汽提段 60''' 的底部段 428 的整个横截面。代替或除挡板 440 外,挡板可包含延伸在热汽提段 50''' 的顶部 402 的整个横截面的半球形壁 442 或头。挡板 440 防止来自热汽提段 50''' 的顶部热蒸气或其它材料与来自冷汽提段 60''' 的冷蒸气或其它材料混合。没有来自热汽提段 50''' 的材料进入冷汽提段 60''' 中,反之亦然。冷汽提器底部产物段 428 与热汽提器的热汽提器底部产物段 432 分离以将底部产物管线 92''' 中的冷汽提料流与底部产物管线 106''' 中的热汽提料流分离。此外,冷汽提器底部段 428 与热汽提器顶部产物段 402 分离以防止来自热汽提器顶部产物段 402 的硫化氢进入冷底部产物管线 92''' 中的冷汽提料流中。

[0093] 管线 48 中的热加氢加工流出物供给热汽提段 50''',且管线 56 中的冷加氢加工流出物供给在挡板 440 对侧的冷汽提段 60'''. 通向冷汽提段 60''' 的冷汽提介质管线 78 将汽提介质供入冷汽提段 60''' 中,且通向热汽提段 50''' 的热汽提介质管线 94 将汽提介质供入热汽提段 50''' 中。汽提介质通常为中压蒸汽,且关于汽提介质的热和冷标记不表示相对温度。热汽提段 50''' 中的塔板 444 和冷汽提段 60''' 中的塔板 446 或其它填充材料增强蒸气液体接触和汽提。冷汽提底部产物管线 92''' 可通过挡板 440 从冷汽提段 60''' 的底部段 428 延伸以取出冷汽提料流,所述挡板 440 可在冷汽提段 60''' 的底部。冷汽提底部产物管线 92''' 可延伸通过挡板 440 和汽提容器 430 的壁 450 以通过汽提容器 400 的壁 450 取出冷汽提料流。

[0094] 热汽提底部产物管线 106''' 可从热汽提段 50''' 的底部段 432 延伸以通过热汽提器 50''' 的底部 436 取出热汽提料流。冷汽提料流在底部产物管线 92''' 中产生,且热汽提料流在底部产物管线 106''' 中产生。

[0095] 来自冷汽提段 60''' 的顶部产物段 404 的顶部产物管线 80''' 和来自热汽提段 50''' 的顶部产物段 402 的顶部产物管线 96''' 都供给共同的顶部冷凝器 408 以将冷蒸气流和热蒸气流冷凝以提供在冷凝物管线 410 中的冷凝的顶部产物流。还预期如同图 1 中,分开的顶部回收设备可用于各个顶部产物管线 80''' 和 96'''. 冷凝器 408 与冷汽提段 60''' 的顶部产物段 404 和顶部产物管线 80''' 以及热汽提段 50''' 的顶部产物段 402 和顶部产物管线 96''' 下游连通。顶部产物管线 80''' 中的冷蒸气流和顶部产物管线 96''' 中的热蒸气流可在进入冷凝器 408 中以前混入结合管线 406 中。冷凝物管线 410 可将冷凝的顶部产物流输送至与冷汽提段 60''' 的顶部产物管线 80''' 和热汽提段 50''' 的顶部产物管线 96''' 连通的共同顶部接收器 412 中。在顶部接收器 412 中,冷凝的顶部产物流分离成在顶部产物管线 414 中的废气流以进一步加工和在底部产物管线 416 中的冷凝的接收器底部产物流。可从顶部接收器 412 的进料斗(未显示)中收集酸性水流。

[0096] 底部产物管线 416 中的冷凝的接收器底部料流可分离成三部分。管线 416 中的至少第一部分冷凝的接收器底部产物流可在热回流管线 102''' 中回流至热汽提段 50''' 顶部。热回流管线 102''' 可与顶部接收器 412 的底部产物管线 416 下游连通,且热汽提段

50''' 可与热回流管线 102''' 下游连通。

[0097] 管线 416 中的至少第二部分冷凝的接收器底部产物流可在冷回流管线 86''' 中回流至冷汽提段 60''' 顶部。冷回流管线 86''' 可与顶部接收器 412 的底部产物管线 416 下游连通,且冷汽提段 60''' 可与冷回流管线 86''' 下游连通。必须调整管线 86''' 中的冷回流和管线 102''' 中的热回流的流速以确保各个汽提段 50''' 和 60''' 接收足够的回流以将足够的液体供入各个塔中。

[0098] 管线 416 中的包含不稳定石脑油的第三部分冷凝的接收器底部产物可在管线 418 中输送至分馏塔(未显示)中以进一步加工。

[0099] 图 4 中的实施方案的其余部分可与关于图 1、2 和 3 所述的相同,除了先前所指出的例外。堆叠的汽提器仅需要一个容器和单个汽提器容器 430 的一个着陆点而不是两个容器。

实施例

[0100] 本发明使用热汽提器和冷汽提器而不是单一汽提器,反直觉地节约资金和操作费用。在通过方法交换而加热以后,冷汽提料流不通过产物分馏进料加热器,而是进入产物分馏塔中。仅底部产物管线中的热汽提料流进入产物分馏进料加热器中,因此显著降低加热器的进料速率,由此因此降低产物分馏进料加热器负荷和尺寸。

[0101] 我们筹划加氢加工 10,500,000 升(66,000bb1) 进料/天的加氢加工单元,通过本发明提供的产物分馏进料加热器进料速率降低导致加热器中所用燃料降低超过 40%。较少的蒸汽通过与热料流热交换而产生,因为回收单元以更多热效率操作。总之,具有热汽提器和冷汽提器的加氢加工设备可耗费比具有单一汽提器的常规加氢加工设备相比少 \$2,500,000/ 年的操作成本。

[0102] 相同设备的资本成本也降低。尽管两个汽提器比一个汽提器稍微更昂贵,火焰加热器由于其降低的负荷而少 40%。因此,双汽提器发明导致资本设备费用降低 \$1,600,000。

[0103] 本发明将一个容器加在回收单元上,令人惊讶地产生较少的操作成本和资本成本。

[0104] 本文中描述了本发明的优选实施方案,包括发明人已知进行本发明的最好模式。应当理解所述实施方案仅为示例性的,且应不理解为限制本发明的范围。

[0105] 没有进一步描述,相信本领域技术人员可使用先前的描述,最完整程度地使用本发明。因此,前述优选的具体实施方案应理解为仅是说明性的,且不得以任何方式限制公开内容的其余部分。

[0106] 在前文中,除非另有指出,所有温度以 °C 描述,所有份和百分数为重量计。压力为在容器出口处,特别是在具有多个出口的容器中在蒸气出口处给出。

[0107] 由先前描述中,本领域技术人员可容易地确定本发明的主要特征,并且可不偏离其精神和范围地作出本发明的各种变化和改进以使它适于各种用途和条件。

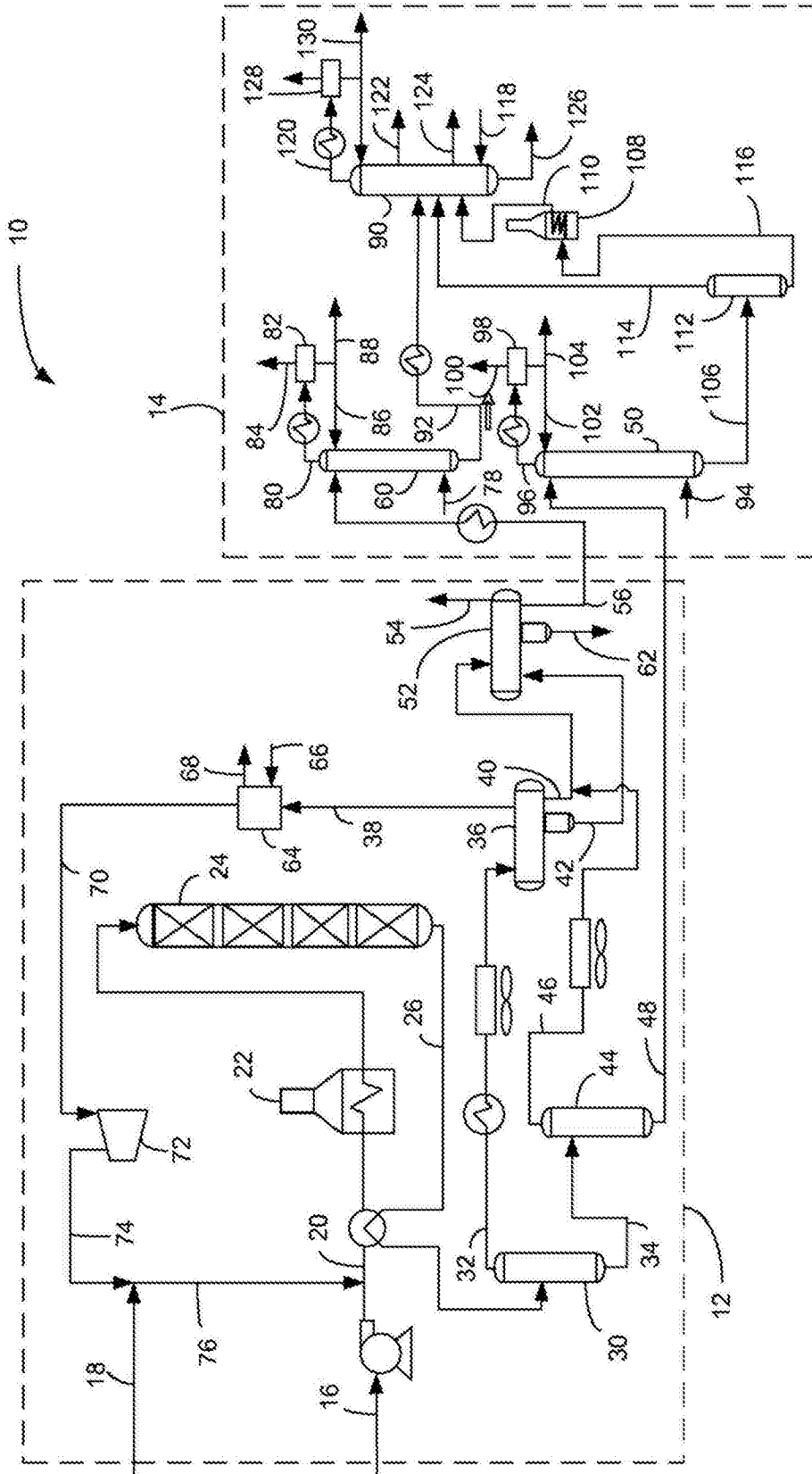


图 1

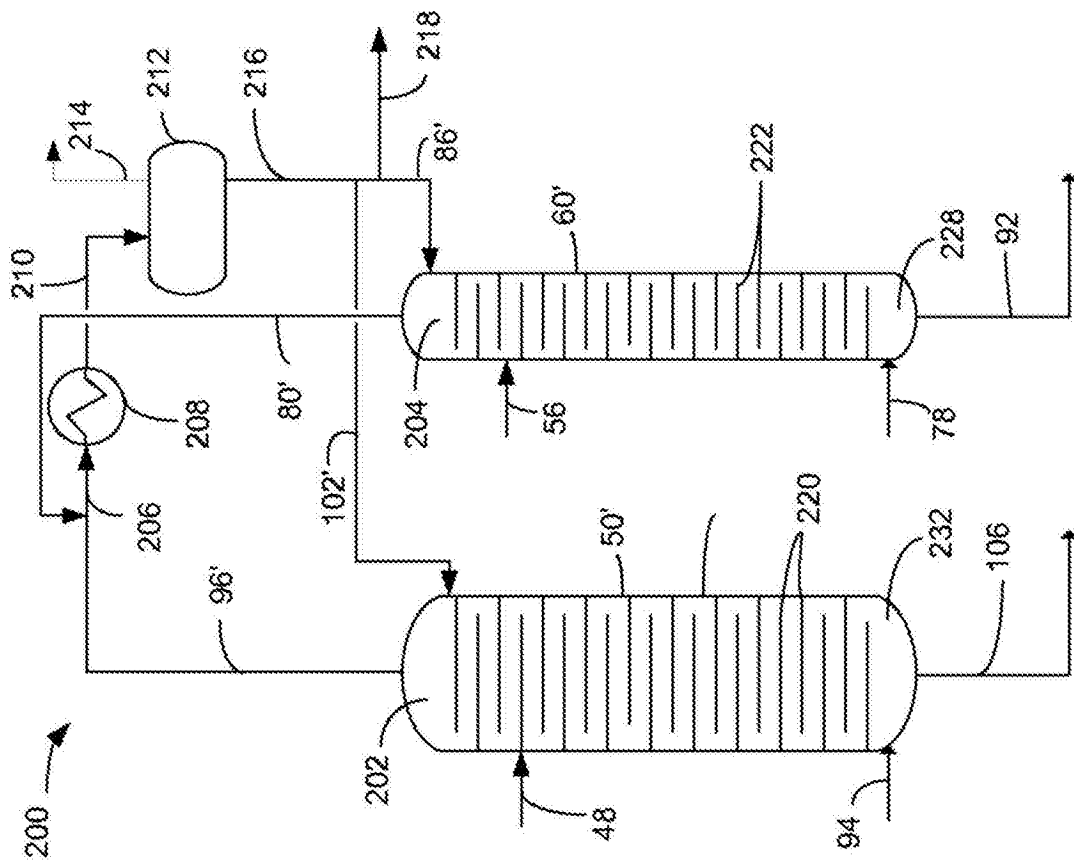


图 2

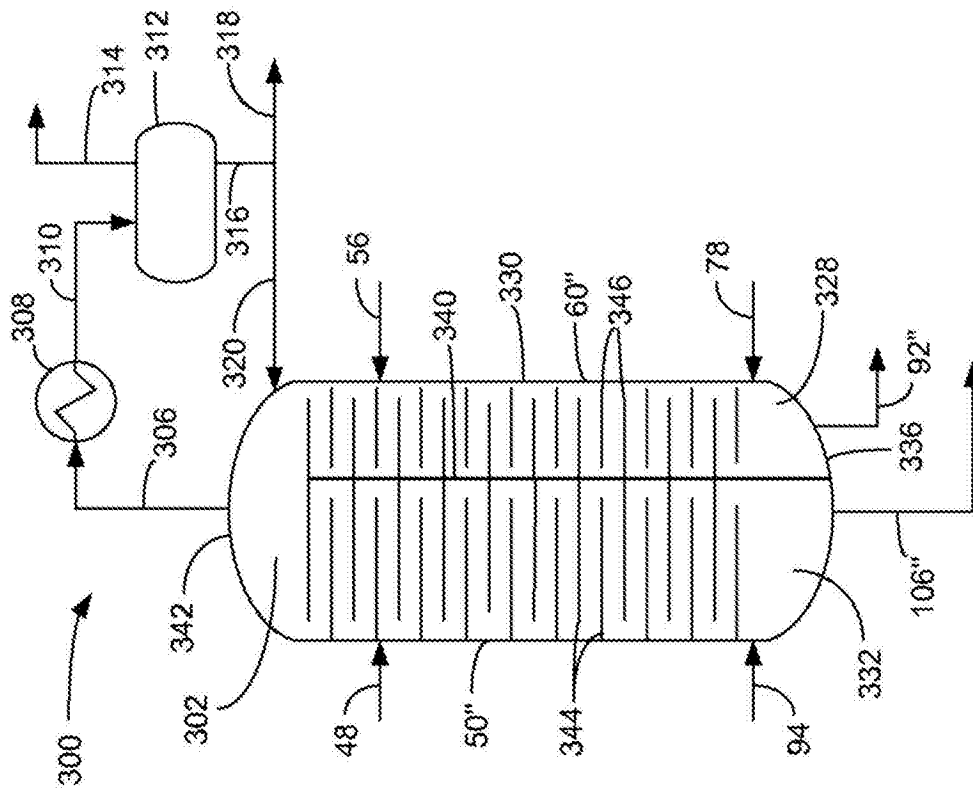


图 3

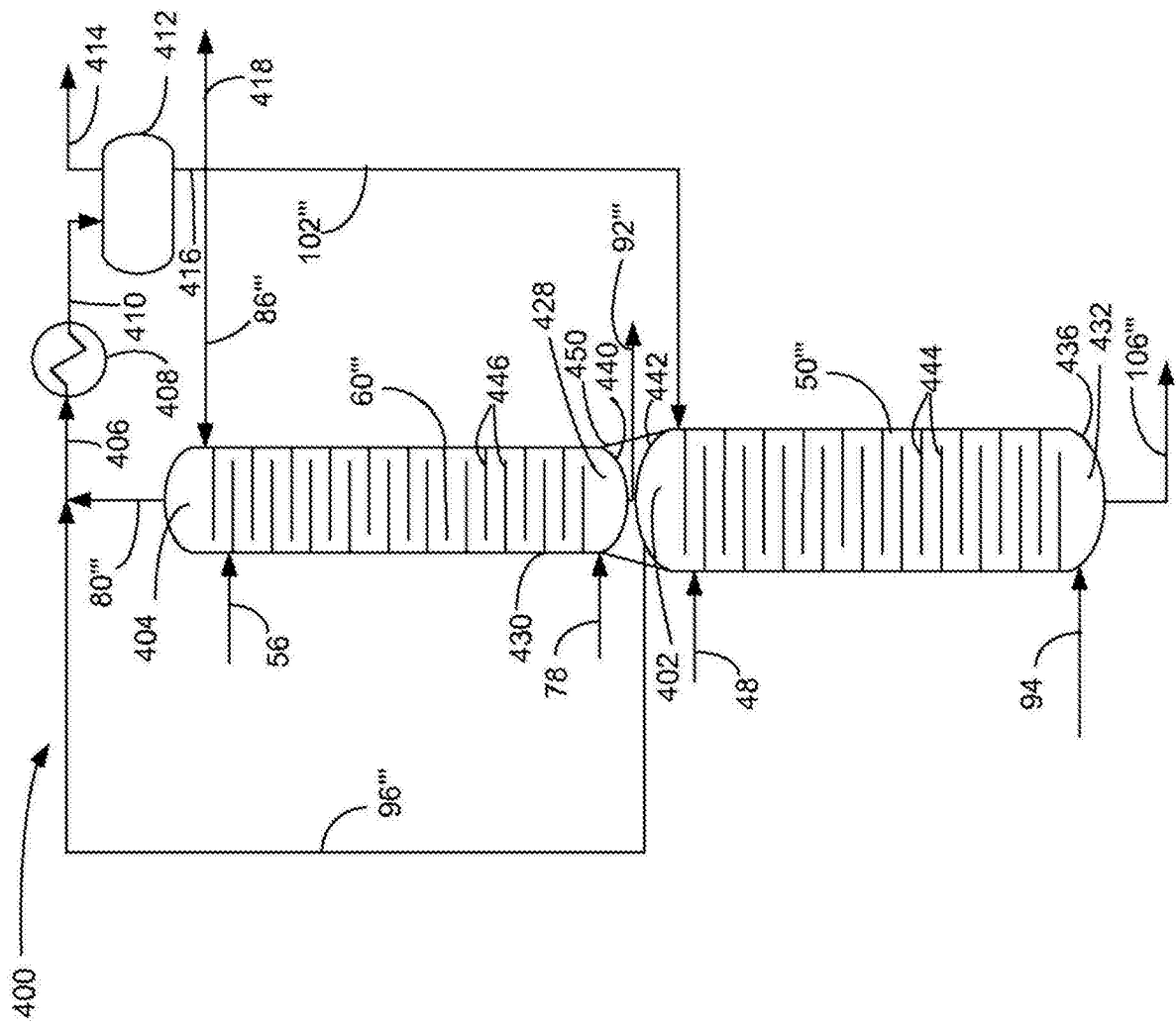


图 4