



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 111344383 B

(45) 授权公告日 2022.09.16

(21) 申请号 201880068490.5

(22) 申请日 2018.09.10

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 111344383 A

(43) 申请公布日 2020.06.26

(30) 优先权数据
15/710,626 2017.09.20 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日
2020.04.21

(86) PCT国际申请的申请数据
PCT/US2018/050247 2018.09.10

(87) PCT国际申请的公布数据
W02019/060158 EN 2019.03.28

(73) 专利权人 环球油品有限责任公司
地址 美国伊利诺伊州

(72) 发明人 唐纳德·A·艾曾加

马西莫·桑加利

理查德·K·赫恩

莎迪特·乌拉斯·阿基戈兹 范忠

(74) 专利代理机构 北京市中咨律师事务所
11247

专利代理师 唐秀玲 林柏楠

(51) Int.Cl.

C10G 47/00 (2006.01)

C10G 7/00 (2006.01)

(56) 对比文件

CN 105051162 A, 2015.11.11

CN 105051165 A, 2015.11.11

CN 102027096 A, 2011.04.20

CN 1371961 A, 2002.10.02

审查员 吴成

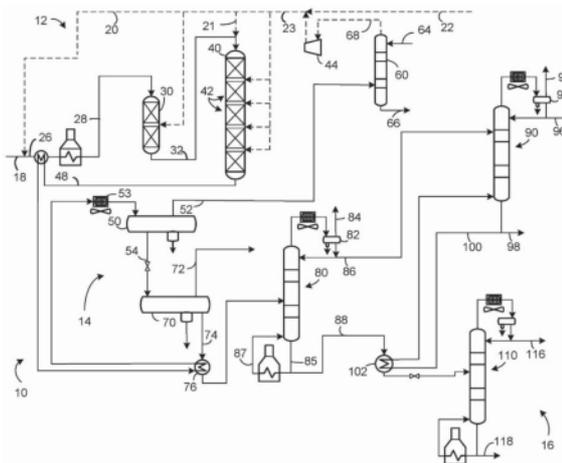
权利要求书1页 说明书10页 附图2页

(54) 发明名称

用于回收加氢裂化流出物的方法

(57) 摘要

我们已发现了一种用于加氢裂化馏出物流并且在不具有汽提塔的情况下将其分离成多种产物馏分的方法,所述产物馏分包括LPG、轻石脑油、重石脑油和馏出物。此外,使分馏塔底再沸腾需要不超过两个依赖于外部设施的加热器。所述方法消除了所述汽提塔,并且可省略使用外部设施的所述再沸加热器中的一个。



1. 一种加氢处理方法,包括:

在加氢裂化反应器中利用氢气流通过加氢裂化催化剂将柴油进料流加氢裂化以提供加氢裂化流;

在分离器中分离所述加氢裂化流以提供气态加氢裂化流和液体加氢裂化流;

在第一分馏塔中分馏所述液体加氢裂化流以提供包含LPG和轻石脑油的第一塔顶流及包含重石脑油和煤油的第一塔底流;

在第二分馏塔中分馏所述第一塔顶流以提供包含LPG的第二塔顶流和包含轻石脑油的第二塔底流;

在第三分馏塔中分馏所述第一塔底流以提供包含重石脑油的第三塔顶流和包含馏出物的第三塔底流;以及

使所述第三塔顶流与从所述第二塔底流获得的蒸出流热交换,以使所述蒸出流再沸腾并使其返回至所述第二分馏塔。

2. 根据权利要求1所述的加氢处理方法,其还包括使所述第一塔底流与从所述第二塔底流获得的蒸出流热交换,以使所述蒸出流再沸腾并使其返回至所述第二分馏塔。

3. 根据权利要求1所述的加氢处理方法,其中所述第三分馏塔在比所述第二分馏塔低的压力下操作。

4. 根据权利要求1所述的加氢处理方法,其中所述第三分馏塔在比所述第一分馏塔低的压力下操作。

5. 根据权利要求1所述的加氢处理方法,其还包括将所述第一塔顶流作为液体流。

6. 根据权利要求1所述的加氢处理方法,其还包括将所述第二塔顶流作为液体流。

7. 根据权利要求1所述的加氢处理方法,其中所述第一塔底流包含比所述第一塔顶流更多的重石脑油。

8. 根据权利要求1所述的加氢处理方法,其中所述柴油进料流具有使用TBP蒸馏方法得出的介于150°C和200°C之间的T5及介于343°C和399°C之间的T95,所述T5或T95意指使用TBP得出的样品分别沸腾5液体体积百分比或95液体体积百分比时的温度。

9. 根据权利要求1所述的加氢处理方法,其中所述第三塔底流具有使用ASTM D-86蒸馏方法得出的介于177°C和204°C之间的T5及介于266°C和371°C之间的T95,所述T5或T95意指使用ASTM D-86得出的样品分别沸腾5液体体积百分比或95液体体积百分比时的温度。

用于回收加氢裂化流出物的方法

[0001] 优先权声明

[0002] 本申请要求2017年9月20日提交的美国申请号15/710,626的优先权,其引用的申请的内容据此全文以引用方式并入。

技术领域

[0003] 该技术领域是加氢裂化烃流,具体地讲加氢裂化馏出物流的回收。

背景技术

[0004] 加氢处理可包括在加氢处理催化剂和氢气的存在下将烃转化为更有价值的产物的方法。加氢裂化是一种加氢处理方法,其中烃在氢气和加氢裂化催化剂的存在下裂化成较低分子量的烃。根据所需的输出,加氢裂化单元可含有一个或多个相同或不同催化剂的床。加氢裂化可利用一个或两个加氢裂化反应器级进行。

[0005] 加氢处理回收段通常包括分离段中的一系列分离器,以将气体与液体材料分离,并且将液体流冷却和减压以使其准备用于分馏成产物。回收氢气以再循环至加氢处理单元。将利用汽提介质诸如蒸汽汽提加氢处理的流出物的汽提塔用于在产物分馏之前从加氢处理的液体流中移除不希望的硫化氢和其他轻质气体。

[0006] 包括分馏塔有加氢处理回收段依赖于源自加氢处理单元外部的设施,以提供用于蒸发分馏材料的加热器负荷。更多依赖于加氢处理单元中产生的热而不是外部设施的分馏段更节能。

[0007] 在一些区域中,柴油需求低于对轻质燃料产品的需求。提出馏出物或柴油加氢裂化用于生产轻质燃料产品,诸如石脑油和液化石油气(LPG)。

[0008] 因此,持续需要提高用于从加氢裂化馏出物原料中回收燃料产品的方法的效率。

发明内容

[0009] 我们已发现了一种用于加氢裂化馏出物流并且在不具有汽提塔的情况下将其分离成多种产物馏分的方法。此外,使分馏塔底再沸腾需要不超过两个依赖于外部设施的加热器。

附图说明

[0010] 图1为简化的工艺流程图。

[0011] 图2为图1的另选的工艺流程图。

[0012] 定义

[0013] 术语“连通”意指在枚举的部件之间可操作地允许物质流动。

[0014] 术语“下游连通”意指在下游连通中流向主体的至少一部分物质可以从与其连通的主体可操作地流动。

[0015] 术语“上游连通”意指在上游连通中从主体流出的至少一部分物质可以可操作地

流向与其连通的对象。

[0016] 术语“直接连通”意指来自上游部件的流进入下游部件,而不经过分馏或转化单元,不会因物理蒸馏或化学转化而发生组成变化。

[0017] 术语“绕过”是指对象至少在绕过的范围内与绕过主体失去下游连通。

[0018] 术语“塔”意指用于分离一种或多种不同挥发性的组分的一个或多个蒸馏塔。除非另外指明,否则每个塔包括在塔的塔顶上的用于冷凝一部分塔顶料流并使其回流回塔的顶部的冷凝器,以及在塔的底部的用于蒸发一部分底部料流并将其送回塔的底部的再沸器。可以预热塔的进料。顶部压力是塔的蒸汽出口处塔顶蒸气的压力。底部温度是液体底部出口温度。塔顶管线和底部管线是指从任何回流或再沸的塔下游到塔的净管线。汽提塔可省略塔的塔底的再沸器,并且相反利用液化的惰性介质(诸如蒸汽)来提供加热需求和分离动力。汽提塔通常从顶部塔盘进料并从底部取出汽提产物。

[0019] 如本文所用,术语“T5”或“T95”意指使用ASTM D-86或TBP得出的样品分别沸腾5液体体积百分比或95液体体积百分比(根据具体情况)时的温度。

[0020] 如本文所用,术语“外部设施”意指源自加氢处理单元的外部以通常提供用于蒸发分馏材料的加热器负荷的设施。外部设施可通过火焰加热器、蒸汽换热器和热油加热器提供加热器负荷。

[0021] 如本文所用,术语“初沸点”(IBP)意指使用ASTM D-86或TBP得出的样品开始沸腾的温度。

[0022] 如本文所用,术语“端点”(EP)意指使用ASTM D-86或TBP得出的样品全部煮沸的温度。

[0023] 如本文所用,术语“真沸点”(TBP)是指用于确定对应于ASTM D2892的物质的沸点的测试方法,其用于生产可获得分析数据的标准质量的液化气体、馏分和残余物,以及通过质量和体积两者确定上述馏分的产量,从所述质量和体积使用十五个理论塔板在回流比为5:1的塔中得到蒸馏温度与质量%的关系图。

[0024] 如本文所用,术语“石脑油沸腾范围”是指使用TBP蒸馏方法得出,烃在介于0°C (32°F)和100°C (212°F)之间的IBP或者介于15°C (59°F)和100°C (212°F)之间的T5的范围内沸腾,并且“石脑油分馏点”包括介于150°C (302°F)和200°C (392°F)之间的T95。

[0025] 如本文所用,术语“柴油沸腾范围”是指使用TBP蒸馏方法得出,烃在介于125°C (257°F)和175°C (347°F)之间的IBP或者介于150°C (302°F)和200°C (392°F)之间的T5的范围内沸腾,并且“柴油分馏点”包括介于343°C (650°F)和399°C (750°F)之间的T95。

[0026] 如本文所用,术语“转化率”意指进料向在柴油分馏点以下沸腾的材料的转化率。使用真沸点蒸馏方法得出,石脑油沸腾范围的石脑油分馏点介于150°C (302°F)和200°C (392°F)之间。

[0027] 如本文所用,术语“分离器”意指这样的容器,其具有一个入口和至少一个塔顶蒸气出口和一个底部液体出口,并且还可具有来自储槽(boot)的含水料流出口。闪蒸转筒是一种可与可在较高的压力下操作的分离器下游连通的分离器。

具体实施方式

[0028] 典型的馏出物加氢裂化回收段包括四个塔。汽提塔利用蒸汽流从液体加氢裂化流

中汽提出硫化氢。产物分馏塔将汽提的液体加氢裂化流分离成包含LPG和石脑油的塔顶流及包含煤油产物的塔底流。将产物塔顶流在脱丁烷分馏塔中分馏成包含LPG的脱丁烷塔顶流和包含石脑油的脱丁烷塔底流。将脱丁烷塔底流在石脑油分离分馏塔中分馏成轻石脑油塔顶流和重石脑油塔底流。三个分馏塔全部都需要使用加氢裂化单元的外部设施的加热器,诸如火焰加热器或其他合适的加热器,诸如热油换热器或高压蒸汽换热器,以用于使塔底流的一部分再沸腾,然后使其返回到塔,或另一热输入装置诸如分馏进料加热器。所提出的方法消除了汽提塔,并且可省略使用外部设施的再沸加热器中的一个。

[0029] 在附图中,用于加氢处理烃的加氢处理单元10包括加氢处理反应器段12、分离段14和分馏段16。加氢处理单元10被设计用于将柴油范围的烃加氢裂化成馏出物,诸如煤油、石脑油和LPG产物。将烃管线18中的柴油流和氢气管线20中的氢气流进料至加氢处理反应器段12。加氢处理流出物在分离段14中分离,并在分馏段16中分馏成产物。

[0030] 在加氢处理反应器段12中进行的加氢处理可以为加氢裂化和任选的加氢处理。加氢裂化是加氢处理反应器段12中的优选方法。因此,术语“加氢处理(hydroprocessing)”在本文中包括术语“加氢裂化(hydrocracking)”。

[0031] 在一个方面,本文所述的方法和设备特别适用于加氢裂化包含馏出物的烃进料流。适宜的馏出物可包括使用TBP蒸馏方法得出,在介于125°C (257°F)和175°C (347°F)之间的IBP或者介于150°C (302°F)和200°C (392°F)之间的T5的范围内沸腾,并且“柴油分馏点”包括介于343°C (650°F)和399°C (750°F)之间的T95的柴油进料。

[0032] 氢气管线20中的氢气流可从加氢处理氢气管线23中分离出来。管线20中的氢气流可以为加氢处理氢气流。加氢处理氢气流可加入烃管线18中的烃流以在烃进料管线26中提供烃进料流。烃进料管线26中的烃进料流可通过与加氢裂化流出物管线48中的加氢裂化流热交换来加热及在火焰加热器中加热。加氢处理进料管线28中的加热的烃进料流可进料至任选的加氢处理反应器30。

[0033] 加氢处理是在加氢处理催化剂的存在下使氢气与烃接触的方法,所述加氢处理催化剂主要用于从烃原料除去杂原子,诸如硫、氮和金属。在加氢处理中,具有双键和三键的烃可被饱和。芳族化合物也可被饱和。因此,术语“加氢处理(hydroprocessing)”在本文中可包括术语“加氢处理(hydrotreating)”。

[0034] 加氢处理反应器30可以是固定床反应器,其包括一个或多个容器、每个容器中的单个或多个催化剂床,以及一个或多个容器中的加氢处理催化剂的各种组合。预期加氢处理反应器30在液态烃进料的体积大于氢气的体积的连续液相中操作。加氢处理反应器30也可在常规连续气相、移动床或流化床加氢处理反应器中操作。加氢处理反应器30可提供10体积%至30体积%的单程转化率。

[0035] 加氢处理反应器30可包括用于降低压降的专用材料的保护床,之后是一个或多个高质量加氢处理催化剂床。保护床过滤颗粒并拾取烃进料流中的污染物,诸如镍、钒、硅和砷等金属,它们会使催化剂失活。保护床可包含与加氢处理催化剂类似的物质。补充氢气可在加氢处理反应器30中的催化剂床之间的级间位置处添加。

[0036] 合适的加氢处理催化剂是任何已知的常规加氢处理催化剂,并且包括在高表面积载体物质(优选地氧化铝)上由至少一种VIII族金属(优选地铁、钴和镍,更优选地钴和/或镍)和至少一种VI族金属(优选地钼和钨)组成的那些。其他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。在本说明书的范围内的是,在同一加氢处理反应器30中使用多于一种的加氢处理催化剂。VIII族金属通常以2重量%至20重量%、优选4重量%至12重量%的范围内的量存在。VI族金属将通常以1重量%至25重量%、优选2重量%至25重量%的范围内的量存在。

[0037] 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) 并且优选地343℃ (650°F) 至399℃ (750°F) 的温度,2.8MPa (表压) (400psig) 至17.5MPa (表压) (2500psig) 的压力,0.1hr⁻¹、合适地0.5hr⁻¹至5hr⁻¹、优选地1.5hr⁻¹至4hr⁻¹的新鲜含烃原料的液时空速以及84Nm³/m³ (500scf/bbl) 至1,250Nm³/m³油 (7,500scf/bbl)、优选地168Nm³/m³油 (1,000scf/bbl) 至1,011Nm³/m³油 (6,000scf/bbl) 的氢气速率,以及加氢处理催化剂或加氢处理催化剂的组合。

[0038] 烃进料管线28中的烃进料流可利用来自加氢处理氢气管线20中的加氢处理氢气流通过加氢处理反应器30中的加氢处理催化剂进行加氢处理,以提供加氢处理的烃流,所述烃流在加氢处理流出物管线32中离开加氢处理反应器30。加氢处理的流出物流仍然主要在柴油沸腾范围内沸腾,并且可被认为是加氢裂化柴油进料流。负载有氨和硫化氢的氢气可在分离器中从加氢裂化柴油进料流除去,但是加氢裂化柴油进料流合适地直接进料至加氢裂化反应器40而不进行分离。加氢裂化柴油进料流可与加氢裂化氢气管线21中的从加氢处理氢气管线23获得的加氢裂化氢气流混合,并通过入口进料至加氢裂化反应器40以进行加氢裂化。

[0039] 加氢裂化是指烃在氢气的存在下裂化成较低分子量烃的过程。加氢裂化反应器40可以是固定床反应器,其包括一个或多个容器、每个容器中的单个或多个催化剂床42,以及一个或多个容器中的加氢处理催化剂和/或加氢裂化催化剂的各种组合。预期加氢裂化反应器40在液态烃进料的体积大于氢气的体积的连续液相中操作。加氢裂化反应器40也可在常规连续气相、移动床或流化床加氢裂化反应器中操作。

[0040] 加氢裂化反应器40包括多个加氢裂化催化剂床42。如果加氢裂化反应器段12不包括加氢处理反应器30,则加氢裂化反应器40中的催化剂床42可包括加氢处理催化剂,其用于在用后续容器中的加氢裂化催化剂或加氢裂化反应器40中的催化剂床42加氢裂化烃进料流之前对烃进料流进行饱和、脱金属、脱硫或脱氮。

[0041] 在来自加氢裂化氢气管线21的加氢裂化氢气流的存在下,通过加氢裂化反应器40中的加氢裂化催化剂对加氢处理的柴油进料流进行加氢裂化以提供加氢裂化流。氢气歧管可将补充氢气流递送至催化剂床42中的一个、一些或每个。在一个方面,在相邻床之间的级间位置将补充氢气添加至每个加氢裂化催化剂床42,因此补充氢气与在进入下游催化剂床42之前从上游催化剂床42排出的加氢处理流出物混合。

[0042] 加氢裂化反应器可提供加氢裂化进料管线32中的加氢处理烃流至沸点低于最重的期望产物(通常为石脑油)的分馏点的产物的至少20体积%且通常大于60体积%的总转化率。加氢裂化反应器40可基于总转化率以进料的超过30体积%的部分转化率或至少90体积%的完全转化率操作。加氢裂化反应器40可在温和的加氢裂化条件下操作,这将提供烃进料流至沸点低于石脑油分馏点的产物的20体积%至60体积%、优选地20体积%至50体积%的总转化率。

[0043] 加氢裂化催化剂可利用在其上沉积VIII族金属氢化组分的无定形二氧化硅-氧化

铝基料或沸石基料。附加的氢化组分可选自VIB族,以与基料结合。

[0044] 沸石裂化基料在本领域中有时被称为分子筛,并且通常由二氧化硅、氧化铝和一种或多种可交换阳离子诸如钠、镁、钙、稀土金属等构成。其特征还在于具有相对均匀的介于4埃和14埃(10^{-10} 米)之间的直径的晶体孔。优选采用二氧化硅/氧化铝摩尔比(介于3和12之间)相对较高的沸石。在自然界中发现的合适的沸石包括例如丝光沸石、辉沸石、片沸石、镁碱沸石、环晶沸石、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,例如合成的八面沸石和丝光沸石。优选的沸石是晶体孔径介于8和12埃(10^{-10} 米)之间的沸石,其中二氧化硅/氧化铝的摩尔比为4至6。落入优选组中的沸石的一个示例是合成Y分子筛。

[0045] 天然存在的沸石通常以钠形式、碱土金属形式或混合形式存在。合成沸石几乎总是以钠形式制备。在任何情况下,为了用作裂化基料,优选大多数或所有原始沸石一价金属与多价金属和/或与铵盐进行离子交换,然后加热以分解与沸石缔合的铵离子,从而在它们的位置留下实际上通过进一步除去水而除去阳离子的氢离子和/或交换位点。这种性质的氢或“除去阳离子的”Y沸石更具体地描述于US 3,100,006中。

[0046] 混合的多价金属-氢沸石可通过与铵盐交换离子,然后与多价金属盐部分反交换,然后煅烧来制备。在一些情况下,诸如在合成丝光沸石的情况下,氢形式可通过直接酸处理碱金属沸石来制备。在一个方面,优选的裂化基料是基于初始离子交换容量缺少至少10重量%并且优选至少20重量%的金属阳离子的那些。在另一个方面,理想和稳定的一类沸石是其中氢离子满足至少20重量%离子交换容量的沸石。

[0047] 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是VIII族的活性金属,即铁、钴、镍、钨、铈、钼、钨、钨和铂。除了这些金属之外,还可结合采用其他促进剂,包括VIB族金属,例如钼和钨。催化剂中的氢化金属的量可在宽范围内变化。一般而言,可使用介于0.05重量%和30重量%之间的任何量。就贵金属而言,通常优选使用0.05重量%至2重量%的贵金属。

[0048] 掺入氢化金属的方法是使基料与所需金属的合适的化合物的水溶液接触,其中金属以阳离子形式存在。在添加所选择的一种或多种氢化金属后,接着将所得催化剂粉末过滤、干燥,根据需要添加的润滑剂、粘结剂等制成球粒,并在空气中在例如371°C (700°F)至648°C (200°F)的温度下煅烧,以便活化催化剂并分解铵离子。另选地,可将基料组分制成球粒,然后添加氢化组分并通过煅烧活化。

[0049] 上述催化剂可以未稀释形式采用,或者粉末状催化剂可与其它活性相对较低的催化剂、稀释剂或粘结剂诸如氧化铝、硅胶、二氧化硅-氧化铝共凝胶、活性粘土等以介于5重量%和90重量%之间的范围内的比例混合并共制球粒。这些稀释剂可原样采用,或者它们可含有较小比例的添加的氢化金属,诸如VIB族和/或VIII族金属。附加的金属促进的加氢裂化催化剂也可用于本发明的方法中,该催化剂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。结晶铬硅酸盐在US 4,363,178中有更全面的描述。

[0050] 通过一种方法,加氢裂化条件可包括290°C (550°F)至468°C (875°F)、优选地343°C (650°F)至445°C (833°F)的温度,4.8MPa(表压)(700psig)至20.7MPa(表压)(3000psig)的压力,0.4hr⁻¹至2.5hr⁻¹的液时空速(LHSV),421Nm³/m³(2,500scf/bbl)至2,527Nm³/m³油(15,000scf/bbl)的氢气速率。如果需要温和的加氢裂化,条件可包括35°C (600°F)至441°C

(825°F) 的温度, 5.5MPa (表压) (800psig) 至 3.8MPa (表压) (2000psig) 或更通常 6.9MPa (表压) (1000psig) 至 11.0MPa (表压) (1600psig) 的压力, 0.5hr^{-1} 至 2hr^{-1} 并且优选地 0.7hr^{-1} 至 1.5hr^{-1} 的液时空速 (LHSV) 以及 $421\text{Nm}^3/\text{m}^3$ 油 (2,500scf/bbl) 至 $1,685\text{Nm}^3/\text{m}^3$ 油 (10,000scf/bbl) 的氢气速率。

[0051] 加氢裂化流可在加氢裂化流出物管线48中离开加氢裂化反应器40并在与加氢裂化反应器40和任选地加氢处理反应器30下游连通的分离段14中分离。分离段14包括与加氢处理反应器下游连通的一个或多个分离器, 所述加氢处理反应器包括加氢处理反应器30和/或加氢裂化反应器40。在一个方面, 加氢裂化流出物管线48中的加氢裂化流可与烃进料管线26中的烃进料流进行热交换, 在冷却器53中进一步冷却并被递送至冷分离器50。在另一个方面, 可随后使加氢裂化流出物管线48中的加氢裂化流与冷闪蒸塔底管线74中的冷闪蒸液体加氢裂化流热交换以进一步冷却该加氢裂化流并加热该冷闪蒸液体加氢裂化流。

[0052] 可在冷分离器56中分离冷却的加氢裂化流以提供冷蒸汽加氢裂化流, 所述冷蒸汽加氢裂化流包含在从冷分离器50的顶部延伸的冷塔顶管线52中的富氢气体流和在从冷分离器50的底部延伸的冷塔底管线54中的冷液体加氢裂化流。冷分离器50用于从加氢处理流中的烃液体中分离富氢气体, 以用于再循环到冷塔顶管线52中的反应器段12。因此, 冷分离器50与加氢裂化反应器40下游连通。冷分离器50可在 100°F (38°C) 至 150°F (66°C)、合适地 115°F (46°C) 至 145°F (63°C) 并且恰好低于加氢裂化反应器40的压力 (考虑到通过居间设备的压降) 下操作, 以保持氢气和轻质气体处于塔顶以及通常液态烃处于塔底。冷分离器50可在介于 3MPa (表压) (435psig) 和 20MPa (表压) (2,900psig) 之间的压力下操作。冷分离器50还可具有用于收集水相的储槽。冷塔底管线54中的冷液体加氢裂化流的温度可为冷分离器50的操作温度。在另一方面, 附加的热分离器 (未示出) 可用于增强的热回收和热交换网络优化。热分离器可在 250°F (121°C) 至 500°F (260°C) 下以及介于加氢裂化反应器和冷分离器之间的压力下操作。

[0053] 冷塔顶管线52中的冷蒸汽加氢裂化流富含氢气。因此, 可从冷蒸汽加氢裂化流回收氢气。冷塔顶管线58中的冷蒸汽加氢裂化流可通过塔盘或填充的再循环洗涤塔60, 其中所述冷蒸汽加氢裂化流使用洗涤提取液 (诸如通过管线64进料的水溶液) 洗涤, 以通过将包括硫化氢的酸性气体萃取到水溶液中来除去该酸性气体。优选的水溶液包括贫胺, 诸如链烷醇胺 DEA、MEA 和 MDEA。代替优选的胺或除了优选的胺之外, 可使用其他胺。贫胺与冷蒸汽加氢裂化流接触并吸收酸性气体污染物, 诸如硫化氢。所得的“变温和的”冷蒸汽加氢裂化流在再循环洗涤塔顶管线68中从再循环洗涤塔60的塔顶出口取出, 并且富胺在再循环洗涤塔底管线66中在再循环洗涤塔的塔底出口处从塔底取出。来自塔底的用过的洗涤液可再生并在管线64中再循环回到再循环洗涤塔60。经洗涤的富氢气流经由再循环洗涤器塔顶管线68从洗涤器排出, 并且可在再循环压缩机44中压缩。洗涤器塔顶管线68中的经洗涤的富氢气流可在压缩机44上游或下游的补充管线22中用补充氢气流补充。经压缩的氢气流将氢气供应到氢气管线23中的氢气流。再循环洗涤塔60可以介于 38°C (100°F) 和 66°C (150°F) 之间的气体入口温度和 3MPa (表压) (435psig) 至 20MPa (表压) (2900psig) 的塔顶压力操作。

[0054] 在一个方面, 冷塔底管线54中的冷液体加氢裂化流可发生压降并在冷闪蒸罐70中闪蒸, 以分离冷塔底管线54中的冷液体加氢裂化流。冷闪蒸罐70可与冷分离器50的冷塔底管线54直接下游连通并且与加氢裂化反应器40下游连通。冷闪蒸罐70可将冷塔底管线54中

的冷液体加氢裂化流分离,以在从冷闪蒸罐70的顶部延伸的冷闪蒸塔顶管线72中提供冷闪蒸蒸汽加氢裂化流并在从冷闪蒸罐的底部延伸的冷闪蒸塔底管线74中提供冷闪蒸液体加氢裂化流。在一个方面,通常从冷闪蒸塔底管线74中的冷闪蒸液体加氢裂化流汽提轻质气体诸如硫化氢。然而,该发现的过程省略了汽提塔。在与冷闪蒸换热器76的加氢裂化流出物管线48中的加氢裂化流热交换后,将冷闪蒸液体加氢裂化流直接输送至产物分馏塔80,以使冷闪蒸液体加氢裂化流的温度升高至介于254°C (490°F) 和282°C (540°F) 之间。

[0055] 冷闪蒸罐70可与冷分离器50和加氢裂化反应器40的冷塔底管线54下游连通。冷闪蒸罐70可在与冷分离器50相同的温度、但通常在介于1.4MPa(表压)(200psig)和6.9MPa(表压)(1000psig)之间、并且优选地介于2.4MPa(表压)(350psig)和3.8MPa(表压)(550psig)之间的较低压力下操作。可从冷闪蒸罐70中的储槽除去闪蒸的含水流。冷闪蒸塔底管线74中排出的冷闪蒸液体加氢裂化流的温度可与冷闪蒸罐70的操作温度相同。冷闪蒸塔顶管线72中的冷闪蒸蒸汽加氢裂化流包含大量的氢气,所述氢气可诸如在变压吸附单元中被洗涤和回收。在另一方面,附加的热闪蒸罐(未示出)可与热分离器下游连通。热闪蒸罐可在与热分离器相同的温度下并且在类似于冷闪蒸罐的压力下操作。可将来自热闪蒸罐的蒸气冷却并由冷塔底管线54混合到冷闪蒸罐的入口。

[0056] 分馏段16可包括产物分馏塔80、脱丁烷分馏塔90和主分馏塔110。冷闪蒸塔底管线74中的冷闪蒸液体加氢裂化流可主要包含LPG、石脑油,以及含煤油和/或柴油的馏出物材料。冷闪蒸塔底管线74中的冷闪蒸液体加氢裂化流可通过与加氢裂化流出物管线48中的加氢裂化流进行热交换来加热,并进料至产物分馏塔80。冷闪蒸塔底管线可蒸出至柴油沸腾范围,其具有使用TBP蒸馏方法得出的介于343°C (650°F) 和399°C (750°F) 之间的T95。产物分馏塔80可与加氢裂化反应器40下游连通。在一个方面,产物分馏塔80包括单个分馏塔。产物分馏塔80可与冷分离器50和冷闪蒸罐70下游连通。

[0057] 产物分馏塔80可分馏冷闪蒸液体加氢裂化流以提供包含LPG和轻石脑油(LN)的产物塔顶流及包含重石脑油(HN)和馏出物的产物塔底流。馏出物流可包含柴油和/或其可包含煤油。LN和HN之间的分馏点可介于77°C (170°F) 和99°C (210°F) 之间。来自产物分馏塔80的塔顶流可在接收器82中冷却和分离,以提供包含乙烷和轻质气体的净塔顶气体流,所述轻质气体包括废气管线84的净废气流中的硫化氢及净塔顶液体管线86中的包含LPG和LN的净液体塔顶流。接收器液体的回流部分可返回至产物分馏塔80。来自产物分馏塔80的产物塔底管线85中的塔底流可在净产物塔底管线88中的净产物塔底流和在火焰加热器中再沸腾并且返回至再沸腾管线87中的产物分馏塔80的蒸出流之间分流。产物分馏塔80可在介于204°C (400°F) 和260°C (500°F) 之间的温度及介于690kPa和1379kPa之间的压力下操作。净产物塔底管线88中的净产物塔底流包含比净产物塔顶液体管线86中的净产物塔顶流更多的重石脑油。

[0058] 将净产物液体塔顶管线86中的净产物液体塔顶流进料至脱丁烷分馏塔90中,以将LPG与轻石脑油分离。脱丁烷分馏塔90可分馏净液体塔顶流以提供包含LPG的脱丁烷塔顶流和包含轻石脑油的脱丁烷塔底流。来自脱丁烷分馏塔90的塔顶流可在接收器92中冷却和分离,以提供塔顶气体流,所述塔顶气体流包含附加的乙烷和轻质气体,所述轻质气体包括在脱丁烷废气管线94的脱丁烷废气流中的剩余硫化氢,以及净脱丁烷塔顶液体管线96中的包含LPG的净脱丁烷液体塔顶流。接收器液体的回流部分可返回至脱丁烷分馏塔90。来自脱丁

烷分馏塔的脱丁醇塔底流可在净脱丁烷塔底管线98中的净脱丁烷塔底流和脱丁烷再沸腾管线100中的脱丁烷蒸出流之间分流。脱丁烷再沸腾管线100中的脱丁烷蒸出流可与间接换热器102中的净产物塔底管线88中的净产物塔底流热交换。净产物塔底流的温度足够热以使脱丁烷蒸出流再沸腾,而不需要依赖于外部设施的火焰加热器。在热交换和再沸腾后,使脱丁烷蒸出流返回到脱丁烷分馏塔90中。脱丁烷分馏塔可在介于121°C (250°F) 和177°C (350°F) 之间的温度及介于690kPa和1379kPa之间的压力下操作。脱丁烷塔底管线98中的脱丁烷塔底流包含比脱丁烷净塔顶液体管线96中的脱丁烷净塔顶流更多的轻石脑油。

[0059] 包含LN的净脱丁烷塔底管线98中的净脱丁烷塔底流可具有介于7°C (45°F) 和16°C (60°F) 之间的T5及介于71°C (160°C) 和82°C (180°F) 之间的T95。脱丁烷净塔顶液体管线96中的包含LPG的脱丁烷净液体塔顶流可包含介于10mol%和30mol%之间的丙烷及介于60mol%和90mol%之间的丁烷。

[0060] 将净产物塔底管线88中的净产物塔底流与换热器102中的再沸腾管线100中的脱丁烷蒸出流热交换,以冷却前者,并且可使其压力下降,然后将其进料到主分馏塔110以将HN与馏出物分离。主分馏塔110可分馏净产物塔底流以提供包含HN的主塔顶流及包含馏出物诸如煤油和/或柴油的主塔底流。可将来自主分馏塔110的主塔顶流冷却以完全冷凝,从而在主塔顶管线116中提供包含HN的净主塔顶流。主塔顶流的回流部分可返回至主分馏塔110。来自主分馏塔110的主塔底流可在净主塔底管线118中的净主塔底流与主再沸腾管线中的主蒸出流之间分流。使主沸腾管线中的主蒸出流在火焰加热器中再沸腾并返回至主分馏塔110。主分馏塔110可在介于204°C (400°F) 和260°C (500°F) 之间的温度及介于103kPa和345kPa (表压) 之间的压力下操作,所述压力小于脱丁烷分馏塔90和产物分馏塔80中的压力。净主塔底管线118中的净主塔底流包含比净主塔顶液体管线116中的净主塔顶流更多的馏出物。

[0061] 净主塔底管线118中的包含煤油和/或柴油的净主塔底流可具有使用ASTM D-86蒸馏方法得出的介于177°C (350°F) 和204°C (400°F) 之间的T5及介于266°C (510°F) 和371°C (700°F) 之间的T95。净主塔顶管线116中的包含HN的净主塔顶流可具有使用ASTM D-86蒸馏方法得出的介于99°C (210°F) 和110°C (230°F) 之间的T5及介于154°C (310°F) 和193°C (380°F) 之间的T95。石脑油和馏出物之间的石脑油分馏点可介于150°C (302°F) 和200°C (392°F) 之间。

[0062] 因此,在不具有汽提塔并且仅具有两个依赖于外部设施的再沸器加热器诸如火焰加热器的情况下,可将裂化的柴油分馏成LPG、LN、HN及含煤油和/或柴油的馏出物。

[0063] 图2示出了图1的另选的实施方案,其中来自脱丁烷分馏塔90'的再沸腾管线100'中的蒸出流与来自主分馏塔110'的主塔顶管线114中的主塔顶流热交换。具有与图1中相同构型的图2中的元件具有与图1中相同的附图标号。具有与图1中的对应元件不同构型的图2中的元件具有相同的附图标号,但用撇号(')表示。除非另外指明,图2的实施方案的构型和操作基本上与图1中的相同。

[0064] 来自脱丁烷分馏塔90'的脱丁烷塔底流可在脱丁烷塔底管线98中的净脱丁烷塔底流和脱丁烷再沸腾管线100'中的脱丁烷蒸出流之间分流。将脱丁烷再沸腾管线100'中的脱丁烷蒸出流与主塔顶换热器102'的主塔顶管线114中的主塔顶流间接热交换,然后使其完全冷凝。净主塔顶管线116中的净主塔顶流从来自主塔顶管线114的冷凝的主塔顶流获得。

主塔顶流的温度足够热以使脱丁烷蒸出流再沸腾,但不需要依赖于外部设施来提供加热器负荷的加热器。在热交换和再沸腾后,使脱丁烷蒸出流返回到脱丁烷再沸腾管线110'的脱丁烷分馏塔90'中。脱丁烷分馏塔90'可在介于121°C (250°F)和177°C (350°F)之间的温度及介于690kPa和1379kPa之间的压力下操作。净脱丁烷塔底管线98中的净脱丁烷塔底流包含比脱丁烷净塔顶液体管线96中的脱丁烷净塔顶流更多的轻石脑油。

[0065] 使净产物塔底管线88'中的净产物塔底流的压力下降并将其进料至主分馏塔110'。图2的所有其他方面基本上与图1中所述的相同。

[0066] 因此,在不具有汽提塔并且仅具有两个依赖于外部设施的再沸器加热器诸如火焰加热器的情况下,可将裂化的柴油分馏成LPG、LN、HN及含煤油和/或柴油的馏出物。

[0067] 具体的实施方案

[0068] 虽然结合具体的实施方案描述了以下内容,但应当理解,该描述旨在说明而不是限制前述描述和所附权利要求书的范围。

[0069] 本发明的第一实施方案是一种方法,所述方法包括在加氢裂化反应器中利用氢气流通过加氢裂化催化剂将柴油进料流加氢裂化以提供加氢裂化流;在分离器中分离所述加氢处理流出物流以提供气态加氢裂化流和液体加氢裂化流;在第一分馏塔中分馏所述液体加氢裂化流以提供包含LPG和轻石脑油的第一塔顶流及包含重石脑油和煤油的第一塔底流;在第二分馏塔中分馏所述第一塔顶流以提供包含LPG的第二塔顶流和包含轻石脑油的第二塔底流;以及在第三分馏塔中分馏所述第一塔底流以提供包含重石脑油的第三塔顶流和包含馏出物的第二塔底流。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其还包括使第一塔底流与从第二塔底流获得的蒸出流热交换以使该蒸出流再沸腾,并使其返回至第二分馏塔。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第三分馏塔在比第二分馏塔更低的压力下操作。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第三分馏塔在比第一分馏塔更低的压力下操作。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其还包括将第一塔顶流作为液体流。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其还包括将第二塔顶流作为液体流。本发明的一个实施方案为本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第一塔底流包含比第一塔顶流更多的重石脑油。本发明的一个实施方案为本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中柴油进料流具有使用TBP蒸馏方法得出的介于150°C (302°F)和200°C (392°F)的T5及介于343°C (650°F)和399°C (750°F)之间的T95。本发明的一个实施方案为本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第三塔底流具有使用ASTM D-86蒸馏方法得出的介于177°C (350°F)和204°C (400°F)之间的T5及介于266°C (510°F)和371°C (700°F)之间的T95。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其还包括使第三塔顶流与从第二塔底流获得的蒸出流热交换以使该蒸出流再沸腾,并使其返回至第二分馏塔。本发明的一个实施方案为本段的先前实施方案至本段的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第三塔顶流具有使用ASTM D-86蒸馏方法得出的介于99°C

(210°F) 和110°C (230°F) 的T5及介于154°C (310°F) 和193°C (380°F) 之间的T95。

[0070] 本发明的第二实施方案是一种方法,所述方法包括在加氢裂化反应器中利用氢气流通过加氢裂化催化剂将柴油进料流加氢裂化以提供加氢裂化流;在分离器中分离所述加氢处理流出物流以提供气态加氢裂化流和液体加氢裂化流;在第一分馏塔中分馏所述液体加氢裂化流以提供包含LPG和轻石脑油的第一塔顶流及包含重石脑油和煤油的第一塔底流;在第二分馏塔中分馏所述第一塔顶流以提供包含LPG的第二塔顶流和包含轻石脑油的第二塔底流;从第二塔底流中获得蒸出流,并且使所述蒸出流返回至所述第二分馏塔;在第三分馏塔中分馏所述第一塔底流以提供包含重石脑油的第三塔顶流和包含馏出物的第二塔底流;以及将所述第一塔底流与所述蒸出流热交换以使所述蒸出流再沸腾。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第二实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第三分馏塔在比第二分馏塔更低的压力下操作。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第二实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第三分馏塔在比第一分馏塔更低的压力下操作。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第二实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其还包括将第一塔顶流作为液体流。本发明的一个实施方案为本段的先前实施方案至本段的第二实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第一塔底流包含比第一塔顶流更高浓度的重石脑油。

[0071] 本发明的第三实施方案是一种方法,其包括在加氢裂化反应器中利用氢气流通过加氢裂化催化剂将柴油进料流加氢裂化以提供加氢裂化流,所述柴油进料流具有使用TBP蒸馏方法得出的介于150°C (302°F) 和200°C (392°F) 之间的T5以及介于343°C (650°F) 和399°C (750°F) 之间的T95;在分离器中分离所述加氢处理流出物流以提供气态加氢裂化流和液体加氢裂化流;在第一分馏塔中分馏所述液体加氢裂化流以提供包含LPG和轻石脑油的第一塔顶流及包含重石脑油和煤油的第一塔底流;在第二分馏塔中分馏所述第一塔顶流以提供包含LPG的第二塔顶流和包含轻石脑油的第二塔底流;以及在第三分馏塔中分馏所述第一塔底流以提供包含重石脑油的第三塔顶流和包含煤油的第二塔底流。本发明的一个实施方案为本段的先前实施方案至本段的第三实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第三塔底流具有使用ASTM D-86蒸馏方法得出的介于177°C (350°F) 和204°C (400°F) 之间的T5及介于266°C (510°F) 和371°C (700°F) 之间的T95。本发明的一个实施方案为本段的先前实施方案至本段的第三实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其中第三塔顶流具有使用ASTM D-86蒸馏方法得出的介于99°C (210°F) 和110°C (230°F) 的T5及介于154°C (310°F) 和171°C (340°F) 之间的T95。本发明的一个实施方案是本段的先前实施方案至本段的第三实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,其还包括使第一塔底流与从第二塔底流获得的蒸出流热交换以使该蒸出流再沸腾,并使其返回至第二分馏塔。

[0072] 尽管没有进一步的详细说明,但据信,本领域的技术人员通过使用前面的描述可最大程度利用本发明并且可容易地确定本发明的基本特征而不脱离本发明的实质和范围以作出本发明的各种变化和修改,并且使其适合各种使用和状况。因此,前述优选的具体的实施方案应理解为仅例示性的,而不以无论任何方式限制本公开的其余部分,并且旨在涵盖包括在所附权利要求书的范围内的各种修改和等效布置。

[0073] 在前述内容中,所有温度均以摄氏度示出,并且所有份数和百分比均按重量计,除非另外指明。

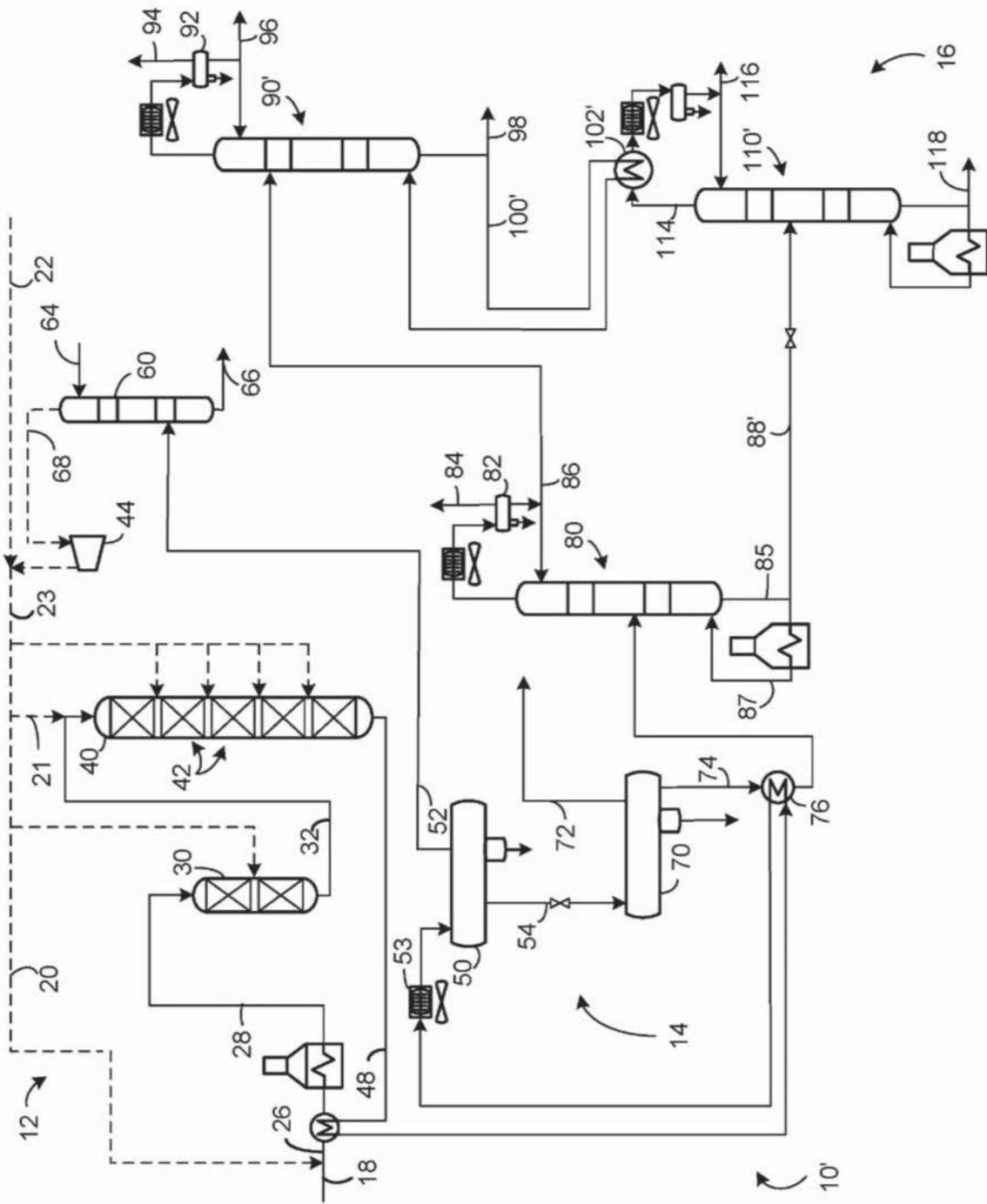


图2