



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 112262202 B

(45) 授权公告日 2023.04.28

(21) 申请号 201980038864.3

(22) 申请日 2019.06.26

(65) 同一申请的已公布的文献号
申请公布号 CN 112262202 A

(43) 申请公布日 2021.01.22

(30) 优先权数据
16/019,054 2018.06.26 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日
2020.12.11

(86) PCT国际申请的申请数据
PCT/US2019/039284 2019.06.26

(87) PCT国际申请的公布数据
WO2020/006100 EN 2020.01.02

(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

哈里·S·巴杰帕伊

理查德·K·霍恩

(74) 专利代理机构 北京市中咨律师事务所
11247

专利代理师 张蓉珺 林柏楠

(51) Int.Cl.
C10G 47/00 (2006.01)
C10G 67/14 (2006.01)

(56) 对比文件
CN 106062140 A, 2016.10.26
CN 106062140 A, 2016.10.26
US 7172686 B1, 2007.02.06
US 2014271396 A1, 2014.09.18
US 2014262948 A1, 2014.09.18
WO 2017136637 A1, 2017.08.10

审查员 卢嫦凤

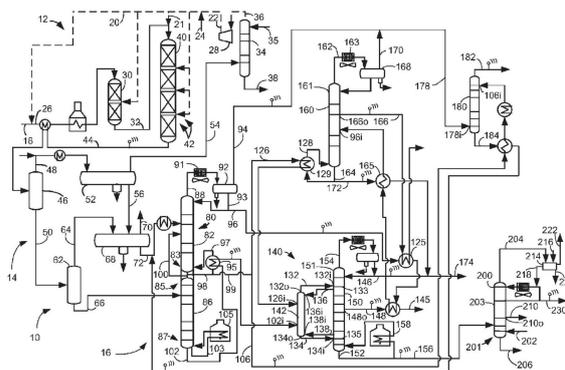
权利要求书1页 说明书20页 附图2页

(54) 发明名称

用重质分馏塔氢化裂解的方法和设备

(57) 摘要

本发明涉及一种用于氢化裂解烃料流的方法和设备,所述方法和设备将冷汽提料流和热汽提料流进料至可再沸腾的产物分馏塔。产物分馏塔底料流被传递至重质分馏塔,其可被汽提并且可处于真空下。



1. 一种用于回收氢化裂解产物的方法,包括:

在氢化裂解反应器中在氢化裂解催化剂上用氢气流对进料流进行氢化裂解以提供氢化裂解的料流;

将所述氢化裂解的料流分离成热液体氢化裂解的料流和冷液体氢化裂解的料流;

在热汽提塔中汽提所述热液体氢化裂解的料流以提供热汽提料流;

在冷汽提塔中汽提所述冷液体氢化裂解的料流以提供冷汽提料流;

将所述冷汽提料流和所述热汽提料流进料至产物分馏塔;

将产物分馏塔塔底料流传递至重质分馏塔;以及

将所述冷汽提料流在传递至产物分馏塔之前传递至预分馏塔。

2. 根据权利要求1所述的方法,还包括在真空下操作所述重质分馏塔。

3. 根据权利要求1所述的方法,还包括从所述重质分馏塔中排出包含柴油的重质馏出物料流。

4. 根据权利要求1所述的方法,还包括排出所述产物分馏塔塔底料流中的进料至所述产物分馏塔的大部分柴油。

5. 根据权利要求3所述的方法,还包括从所述重质馏出物料流中排出大部分所述柴油。

6. 根据权利要求1所述的方法,还包括使来自所述产物分馏塔的塔底的产物再沸料流再沸腾,使所述产物再沸料流返回至所述产物分馏塔的塔底。

7. 根据权利要求5所述的方法,还包括将气体汽提料流进料至所述重质分馏塔的塔底。

8. 根据权利要求1所述的方法,还包括将所述冷汽提料流分流成等分试样部分,该等分试样部分包括分馏进料冷汽提料流和吸收料流,并将整个分馏进料冷汽提料流进料至所述产物分馏塔。

9. 根据权利要求1所述的方法,还包括将所述冷汽提料流的一个等分试样进料至所述产物分馏塔。

10. 根据权利要求1所述的方法,还包括以下项中的至少一项:

感测所述方法的至少一个参数并由所述感测生成信号或数据;以及生成并传输信号或数据。

11. 一种用于回收氢化裂解产物的设备,包括:

氢化裂解反应器;

分离器,所述分离器与所述氢化裂解反应器连通;

热汽提塔,所述热汽提塔与从所述分离器的塔底延伸的塔底管线连通;

冷汽提塔,所述冷汽提塔与从所述分离器的塔顶延伸的塔顶管线连通;

预分馏器,所述预分馏器与从所述热汽提塔的塔底延伸的热塔底管线和从所述冷汽提塔的塔底延伸的冷塔底管线连通;

产物分馏塔,所述产物分馏塔与所述预分馏器的塔顶出口和所述预分馏器的塔底出口连通;和

重质分馏塔,所述重质分馏塔与来自所述产物分馏塔的塔底管线连通。

用重质分馏塔氢化裂解的方法和设备

技术领域

[0001] 该领域是具有改进的效率高对氢化裂解烃料流的回收。

背景技术

[0002] 氢化处理可包括在氢化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。氢化裂解是一种氢化处理方法,其中烃在氢气和氢化裂解催化剂的存在下裂解成较低分子量的烃。根据所需的输出,氢化裂解单元可含有一个或多个相同或不同的催化剂床。氢化裂解可利用一个或两个氢化裂解反应器级进行。

[0003] 氢化处理回收部分通常包括分离部分中的一系列分离器,以将气体物质与液体物质分离,并且冷却液体料流并使之减压,以使其准备用于分馏成产物。回收氢气以再循环至氢化处理单元。典型的氢化裂解回收部分包括六个塔。汽提塔用蒸汽流将硫化氢从液体氢化裂解的料流中汽提。在脱乙烷塔中分馏液体汽提料流,该脱乙烷塔的塔顶馏出物与蒸汽汽提塔顶料流一起在吸收塔中用海绵吸收以产生LPG。产物分馏塔将汽提的液体氢化裂解的料流分离成包含石脑油的塔顶分馏料流(可能是馏出物侧产物料流)和包含未转化油(包含馏出物)的塔底料流。将产物分馏塔顶料流和脱乙烷塔塔底料流在脱丁烷塔分馏塔中分馏成包含LPG的脱丁烷塔塔顶料流和包含石脑油的脱丁烷塔底料流。将脱丁烷塔底料流在石脑油分流塔中分馏成轻质石脑油塔顶料流和重质石脑油塔底料流。

[0004] 包括分馏塔的氢化处理回收部分依赖于源自氢化处理单元外部的设施,以提供用于气化分馏物质的加热器负荷。比外部设施更依赖于在氢化处理单元中产生的热量的分馏部分更节能。汽提塔通常依赖于蒸汽汽提以将挥发性物质与较重的烃物质分离。

[0005] 在一些区域,柴油需求低于对较轻质燃料产物的需求。提出馏出物或柴油氢化裂解以生产较轻质燃料产物,诸如石脑油和液化石油气(LPG)。石脑油产物料流可以被提出用于石化生产并且被视为进料被送至重整装置单元,随后是芳烃联合装置(aromatics complex)。

[0006] 因此,持续需要提高从氢化裂解的馏出物原料中回收石化原料的工艺的效率。

发明内容

[0007] 用于氢化裂解烃料流的方法和将冷汽提料流和热汽提料流进料至可再沸腾的产物分馏塔。产物分馏塔底料流被传递至重质分馏塔,该重质分馏塔可被汽提并且可处于真空下。可提供柴油料流和煤油料流,它们没有进一步汽提以满足产品规格的需要。

附图说明

[0008] 图1是简化的工艺流程图。

[0009] 图2是图1的另选的实施方案。

[0010] 定义

[0011] 术语“连通”意指在枚举的部件之间可操作地允许物质流动。

[0012] 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对象可操作地流动。

[0013] 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。

[0014] 术语“直接连通”意指来自上游部件的料流进入下游部件,而不经转化单元,不会因物理或化学转化而发生组成变化。

[0015] 术语“间接连通”意指来自上游部件的料流经过分离或转化单元由于物理分离或化学转化而经历组成变化后进入下游部件。

[0016] 术语“绕过”意指对象至少在绕过的范围内与绕过主体失去下游连通。

[0017] 术语“塔”意指用于分离不同挥发性物质的一种或多种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,以及在塔的塔底处的用于气化一部分塔底料流并将其送回塔的塔底的再沸器。可以预热塔的进料。顶部压力是塔的蒸气出口处塔顶蒸气的压力。塔底温度是液体塔底出口温度。塔顶管线和塔底管线是指从任何回流或再沸腾的塔下游到塔的净管线。汽提器塔可省略塔的塔底处的再沸器,并且相反提供对液化的惰性介质(诸如蒸汽)的加热要求和分离动力。汽提塔通常对顶部塔盘进料并从塔底获取汽提产物。

[0018] 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。

[0019] 如本文所用,术语“外部设施”意指源自氢化处理单元外部的设施,其通常提供用于气化分馏物质的加热器负荷。外部设施可通过火焰加热器、蒸汽热交换器和热油加热器提供加热器负荷。

[0020] 如本文所用,术语“初始沸点”(IBP)意指使用ASTM D-86或TBP得出的样品开始沸腾的温度。

[0021] 如本文所用,术语“端点”(EP)意指使用ASTM D-86或TBP得出的样品全部沸腾的温度。

[0022] 如本文所用,术语“真沸点”(TBP)意指符合ASTM D2892的用于确定物质的沸点的测试方法,该ASTM D2892用于生产可获得分析数据的标准化质量的液化气体、馏出物馏分和残余物,以及通过质量和体积两者确定上述馏分的产量,根据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。

[0023] 如本文所用,术语“石脑油沸腾范围”意指使用TBP蒸馏方法,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 (302F)和200°C (392°F)之间的T95。

[0024] 如本文所用,术语“煤油沸腾范围”意指使用TBP蒸馏方法,烃在介于125°C (257°F)和175°C (347°F)之间的IBP的范围内沸腾,并且“煤油分馏点”包括介于215°C (419°F)和260°C (500°F)之间的端点。

[0025] 如本文所用,术语“柴油沸腾范围”意指使用TBP蒸馏方法,烃在介于125°C (257°F)和260°C (500°F)之间并且优选地不超过175°C (347°F)的IBP或者介于150°C (302°F)和260°C (500°F)之间并且优选地不超过200°C (392°F)的T5的范围内沸腾,并且“柴油分馏点”包括介于343°C (650F)和399°C (750°F)之间的T95。

[0026] 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塔底液体出口,并且还可具有来自储槽 (boot) 的含水料流出口。闪蒸罐是可与可在较高的压力处操作的分离器下游连通的一种类型的分离器。

[0027] 如本文所用,术语“主要的”或“大部分”意指大于50%,适当地大于75%,并且优选地大于90%。

[0028] 如本文所用,术语“C_x”应理解为是指具有由下标“x”表示的碳原子数的分子。类似地,术语“C_x-”是指含有小于或等于x、并且优选地x和更少个碳原子的分子。术语“C_x+”是指具有大于或等于x、并且优选地x和更多个碳原子的分子。

[0029] 如本文所用,术语“富组分流”是指从容器出来的富流具有比到容器的进料大的组分浓度。

[0030] 如本文所用,术语“贫组分流”是指从容器出来的贫流具有比到容器的进料小的组分浓度。

具体实施方式

[0031] 用于从氢化裂解的馏出物回收产物的本发明提出的方法和设备包括冷汽提塔和热汽提塔、脱丁烷塔、产物分馏塔、海绵吸收塔和重质分馏塔。冷汽提塔和热汽提塔可具有集成式再沸器。将冷汽提料流和热汽提料流进料至包括预分馏塔的产物分馏塔,预分馏塔顶料流和预分馏塔底料流从该预分馏塔传递至产物分馏塔。产物分馏塔产生三种产物:包含轻质石脑油(LN)的塔顶产物流、包含重质石脑油(HN)的中间产物流、以及塔底未转化油(UCO)料流,从而省略了对单独的石脑油分流塔的需要。冷汽提塔或热汽提塔可提供液体汽提塔顶料流和汽提料流。液体汽提塔顶料流可被分馏以在单个轻质分馏塔中提供轻质分馏塔顶料流、轻质分馏中间料流和轻质分馏塔底料流,从而不需要单独的脱乙烷塔。脱乙烷塔和石脑油分流塔不需要满足下游单元的期望规格,从而节省了资金和操作费用。冷汽提塔或热汽提塔还可提供蒸气汽提塔顶料流,来自该蒸气汽提塔顶料流的LPG烃可被来自汽提料流的吸收剂吸收。可将产物分馏塔底料流传递至重质分馏塔以提供馏出物流和未转化的油料流,所述未转化的油料流可被汽提并且可处于真空下。

[0032] 在图1中,用于氢化处理烃的氢化处理单元10包括氢化处理反应器部分12、分离部分14和回收部分16。氢化处理单元10可被设计用于将较重的烃氢化裂解成馏出物,诸如柴油、煤油、石脑油和LPG产物。例如,将烃管线18中的VGO料流和氢气管线20中的氢气流进料至氢化处理反应器部分12。在一个方面,柴油料流可以是烃管线18中的较轻质烃。氢化处理的流出物在分离部分14中分离,并在回收部分16中分馏成产物。

[0033] 发生在氢化处理反应器部分12中的氢化处理可以是任选地在加氢处理之前氢化裂解。氢化裂解是氢化处理反应器部分12中优选的方法。因此,术语“氢化处理”在本文中包括术语“氢化裂解”。

[0034] 在一个方面,本文所述的方法和设备可用于氢化裂解包含馏出物的烃进料流。合适的馏出物可包括使用TBP蒸馏方法,在介于125°C (257°F) 和175°C (347°F) 之间的IBP、介于150°C (302°F) 和200°C (392°F) 之间的T5的范围内沸腾的柴油进料,并且/或者“柴油分馏点”包括介于343°C (650°F) 和399°C (750°F) 之间的T95。特别合适的进料流可为真空瓦斯油(VGO),其通常为通过常压渣油的真空分馏制备的具有一定的沸点范围的烃物质,该沸点范

围为至少232℃ (450°F) 的IBP、288℃ (550°F) 至343℃ (650°F) 的T5、介于510℃ (950°F) 和570℃ (1,058°F) 之间的T95以及/或者不超过626℃ (1,158°F) 的EP。

[0035] 氢气管线20中的氢气流可从氢化处理氢气管线22中分流出来。管线20中的氢气流可以是加氢处理氢气流。加氢处理氢气流可加入烃管线18中的烃料流以在烃进料管线26中提供烃进料流。烃进料管线26中的烃进料流可通过与氢化裂解的流出物管线44中的氢化裂解的料流并且在火焰加热器中进行热交换来加热。烃进料管线26中的加热的烃进料流可进料至任意的加氢处理反应器30。

[0036] 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“氢化处理 (hydroprocessing)”在本文中可包括术语“加氢处理 (hydrotreating)”。

[0037] 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在其中液体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。

[0038] 加氢处理反应器30可包括特定物质针对压降缓解的保护床,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,诸如像镍、钒、硅和砷的金属,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。

[0039] 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,其中贵金属选自钯和铂。在本说明书的范围内的是,在同一加氢处理反应器30中使用多于一种类型的加氢处理催化剂。VIII族金属通常以2重量%至20重量%、优选地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%、优选地2重量%至25重量%的范围内的量存在。

[0040] 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) (2,500psig) 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。

[0041] 烃进料管线18中的烃进料流可在加氢处理反应器30中的加氢处理催化剂上用来自加氢处理氢气管线20的加氢处理氢气流进行加氢处理以提供加氢处理的料流,其在加氢处理的流出物管线32中离开加氢处理反应器30。加氢处理的料流仍然主要在进料流的沸点范围内沸腾,并且可以视为氢化裂解进料流。负载有氨和硫化氢的氢气可在分离器中从氢化裂解进料流除去,但是氢化裂解进料流合适地直接进料至氢化裂解反应器40而不进行分离。氢化裂解进料流可在氢化裂解氢气管线21中与从氢化处理氢气管线22获取的氢化裂解

氢气流混合,并通过入口进料至氢化裂解反应器40以进行氢化裂解。

[0042] 氢化裂解是指烃在氢气的存在下裂解成较低分子量烃的过程。氢化裂解反应器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/或氢化裂解催化剂的各种组合。预期氢化裂解反应器40在其中液体烃进料的体积大于氢气的体积的连续液相中操作。氢化裂解反应器40也可在常规连续气相、移动床或流化床氢化裂解反应器中操作。

[0043] 氢化裂解反应器40包括多个氢化裂解催化剂床42。如果氢化裂解反应器部分12不包括加氢处理反应器30,则氢化裂解反应器40中的催化剂床42可包括加氢处理催化剂,其用于在后续容器中的氢化裂解催化剂或氢化裂解反应器40中的催化剂床42氢化裂解烃进料流之前对烃进料流进行饱和、脱金属、脱硫或脱氮。

[0044] 在来自氢化裂解氢气管线21的氢化裂解氢气流的存在下,在氢化裂解反应器40中在氢化裂解催化剂上对加氢处理的进料流进行氢化裂解以提供氢化裂解的料流。氢气汇流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处将补充氢气添加至每个氢化裂解催化剂床42,因此补充氢气在进入下游催化剂床42之前与从上游催化剂床42排出的经氢化处理的流出物混合。

[0045] 氢化裂解反应器可提供氢化裂解进料管线32中的加氢处理的烃料流的至少20体积%,通常大于60体积%的总转化率以提供沸点低于通常为柴油或石脑油的最重期望产物的分馏点的产物。氢化裂解反应器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。氢化裂解反应器40可在温和的氢化裂解条件下操作,这将提供烃进料流至沸点低于期望分馏点的产物的20体积%至60体积%、优选20体积%至50体积%的总转化率。

[0046] 氢化裂解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。附加的金属氢化组分可选自VIB族,以与基料结合。

[0047] 沸石裂解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埃和12埃之间的那些沸石,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。

[0048] 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,为了用作裂解基料,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 3,130,006中。

[0049] 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,优选的裂解基料是基于初始离子交换容量缺少至少10重量%并且优选地至少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。

[0050] 在本发明的优选的氢化裂解催化剂中用作氢化组分的活泼金属是VIII族的那些；即铁、钴、镍、钨、铈、钪、钇和铂。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。

[0051] 掺入氢化金属的方法是使基料物质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，如果需要，然后将所得催化剂粉末过滤、干燥、用添加的润滑剂、粘结剂等制成球粒等，并在空气中在例如371°C (700°F) 至648°C (1,200°F) 的温度处煅烧，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。

[0052] 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他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。附加的金属促进的氢化裂解催化剂也可用于本发明的方法中，该催化剂包括例如磷酸铝分子筛、结晶铬硅酸盐 (Crystalline chromosilicates) 和其他结晶硅酸盐。结晶铬硅酸盐在US 4,363,178中有更全面的描述。

[0053] 通过一种方法，氢化裂解条件可包括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) (3,000psig) 的压力，0.4hr⁻¹至2.5hr⁻¹的液时空速 (LHSV)，以及421Nm³/m³油 (2,500scf/bbl) 至2,527Nm³/m³油 (15,000scf/bbl) 的氢气速率。如果需要温和的氢化裂解，条件可包括315°C (600°F) 至441°C (825°F) 的温度，5.5MPa (表压) (800psig) 至13.8MPa (表压) (2,000psig) 或更通常6.9MPa (表压) (1,000psig) 至11.0MPa (表压) (1,600psig) 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421Nm³/m³油 (2,500scf/bbl) 至1,685Nm³/m³油 (10,000scf/bbl) 的氢气速率。

[0054] 氢化裂解的料流可在氢化裂解的管线44中离开氢化裂解反应器40并在与氢化裂解反应器40和任选地加氢处理反应器30下游连通的分离部分14中分离。分离部分14包括一个或多个分离器，该一个或多个分离器与包括加氢处理反应器30和/或氢化裂解反应器40的氢化处理反应器下游连通。在一方面，氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流可与烃进料管线26中的烃进料流进行热交换，以在进入热分离器46之前被冷却。

[0055] 热分离器分离氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流以在热塔顶管线48中提供含烃热蒸气氢化裂解的料流，并且在热塔底管线50中提供含烃热液体氢化裂解的料流。热分离器46可与氢化裂解反应器40下游连通。热分离器46在150°C (300°F) 至371°C (700°F) 下操作，并且优选在175°C (350°F) 至260°C (500°F) 下操作。热分离器46可在比导致通过介入设备的压降的氢化裂解反应器40略低的压力处操作。热分离器可在介于3.4MPa (表压) (493psig) 和20.4MPa (表压) (2,959psig) 之间的压力处操作。热塔顶管线48中的含烃热气体氢化裂解的料流的温度可为热分离器46的操作温度。

[0056] 在进入冷分离器52之前，可冷却热塔顶管线48中的热蒸气氢化裂解的料流。由于

在氢化裂解反应器40中发生反应,其中从进料除去氮、氯和硫,因此形成氨和硫化氢。在特征升华温度处,氨和硫化氢将组合形成二硫化铵,并且氨和氯将组合形成氯化铵。每种化合物均具有特征升华温度,其可允许化合物涂覆设备,特别是热交换设备,从而损害设备性能。为了防止在传输热蒸气氢化裂解的料流的热塔顶管线48中沉积二硫化铵或氯化铵盐,可在热塔顶管线48中的某个点处(该位置的温度高于任一化合物的特征升华温度)将适量的洗涤水引入到冷却器上游的热塔顶管线48中。

[0057] 热蒸气氢化裂解的料流可在冷分离器52中分离以在冷塔顶管线54中提供包含富氢气体料流的冷蒸气氢化裂解的料流和在冷塔底管线56中提供冷液体氢化裂解的料流。冷分离器52用于从氢化裂解的料流中的烃液体中分离出富氢气体,以用于再循环到冷塔顶管线54中的氢化裂解反应器40。因此,冷分离器52与热分离器46的热塔顶管线48和氢化裂解反应器40下游连通。冷分离器52可在100°F (38°C) 至150°F (66°C)、合适地115°F (46°C) 至145°F (63°C) 并且恰好低于氢化裂解反应器40和热分离器46的压力(考虑到通过居间设备的压降)处操作,以保持氢气和轻质气体处于塔顶以及通常液体烃处于塔底。冷分离器52可在介于3MPa(表压)(435psig)和20MPa(表压)(2,901psig)之间的压力处操作。冷分离器52还可具有用于收集水相的储槽。冷塔底管线56中的冷氢化裂解的料流的温度可为冷分离器52的操作温度。

[0058] 冷塔顶管线54中的冷蒸气氢化裂解的料流富含氢气。因此,可从冷气体料流回收氢气。冷塔顶管线54中的冷气体料流可通过塔盘或填充的再循环吸收塔34,其中冷气体料流被吸收液(诸如通过管线35进料的水溶液)洗涤,以通过将含有硫化氢和二氧化碳的酸性气体吸收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、二乙醇胺、单乙醇胺和甲基二乙醇胺。代替优选的胺或除了优选的胺之外,可使用其他胺。贫胺与冷蒸气料流接触并吸收酸性气体污染物诸如硫化氢和二氧化碳。所得的“变温和的”冷蒸气氢化裂解的料流在再循环吸收塔顶管线36中从再循环吸收塔34的塔顶出口取出,并且富胺在再循环吸收塔底管线38中在再循环吸收塔的塔底出口处从塔底取出。来自塔底的用过的吸收液可再生并在管线35中再循环回到(未示出)再循环吸收塔34。

[0059] 吸收的富氢气流经由再循环吸收塔顶管线36从吸收塔34排出,并且可在再循环压缩机28中压缩以在管线22中提供再循环氢气流。管线22中的再循环氢气流可用补充管线24中的补充氢气流补充,以在氢气管线20中提供氢气流。管线22中的再循环氢气流的一部分可被引导至加氢处理反应器30和氢化裂解反应器40中的中间催化剂床出口,以控制随后的催化剂床(未示出)的入口温度。再循环吸收塔34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)(2,900psig)的塔顶压力下操作。

[0060] 热塔底管线50中的含烃热液体氢化裂解的料流可被视为热液体氢化裂解的料流,并且在回收部分16中作为热氢化裂解的液体料流汽提。在一个方面,热塔底管线50中的热液体氢化裂解的料流可发生压降并在热闪蒸罐62中闪蒸以在热闪蒸塔顶管线64中提供轻质馏分的闪蒸热蒸气氢化裂解的料流,并且在热闪蒸塔底管线66中提供闪蒸热液体氢化裂解的料流。热闪蒸罐62可以是将热液体氢化裂解的料流分流成蒸气和液体馏分的任何分离器。热闪蒸罐62可与热塔底管线50直接下游连通,并且与氢化裂解反应器40下游连通。热闪蒸罐62可在与热分离器46相同的温度但是在介于1.4MPa(表压)(200psig)和6.9MPa(表压)(1,000psig)之间的较低压力(合适地不超过3.8MPa(表压)(550psig))处操作。热闪蒸塔底

管线56中的闪蒸热液体氢化裂解的料流可在回收部分16中分馏。热闪蒸塔底管线66中的闪蒸热液体氢化裂解的料流的温度可以是热闪蒸罐62的操作温度。

[0061] 在一个方面,冷塔底管线56中的冷液体氢化裂解的料流可被视为冷液体氢化裂解的料流,并且在回收部分16中分馏。在另一个方面,冷液体氢化裂解的料流可发生压降并在冷闪蒸罐68中闪蒸,以分离冷塔底管线56中的冷液体氢化裂解的料流。冷闪蒸罐68可以是将氢化裂解的料流分流成蒸气和液体馏分的任何分离器。冷闪蒸罐68还可具有用于收集水相的储槽。冷闪蒸罐68可与冷分离器52的冷塔底管线56直接下游连通并且与氢化裂解反应器40下游连通。

[0062] 在另一个方面,热闪蒸塔顶管线64中的闪蒸热氢化裂解的料流可在回收部分16中分馏为氢化裂解的料流。在另一个方面,闪蒸热蒸气氢化裂解的料流可被冷却并且还在冷闪蒸罐68中分离。冷闪蒸罐68可分离冷塔底管线56中的冷液体氢化裂解的料流和/或热闪蒸塔顶管线64中的闪蒸热蒸气氢化裂解的料流,以在冷闪蒸塔顶管线70中提供闪蒸冷蒸气氢化裂解的料流并且在冷闪蒸塔底管线72中提供闪蒸冷液体氢化裂解的料流。在一个方面,从闪蒸冷液体氢化裂解的料流中汽提轻质气体诸如硫化氢。因此,汽提塔80可与冷闪蒸罐68和冷闪蒸塔底管线72下游连通。冷闪蒸罐68可与冷分离器52的冷塔底管线56、热闪蒸罐62的热闪蒸塔顶管线64和氢化裂解反应器40下游连通。冷塔底管线56中的冷液体氢化裂解的料流和热闪蒸塔顶管线64中的闪蒸热蒸气料流可一起或分开地进入冷闪蒸罐68中。冷闪蒸罐68可在与冷分离器52相同的温度、但通常在介于1.4MPa(表压)(200psig)和6.9MPa(表压)(1,000psig)之间、并且优选地介于3.0MPa(表压)(435psig)和3.8MPa(表压)(550psig)之间的较低压力处操作。可从冷闪蒸罐68中的储槽除去闪蒸的含水料流。冷闪蒸塔底管线72中的闪蒸冷液体氢化裂解的料流的温度可与冷闪蒸罐68的操作温度相同。冷闪蒸塔顶管线70中的闪蒸冷蒸气氢化裂解的料流可包含可被进一步回收的大量氢气。

[0063] 回收部分16可包括汽提塔80、产物分馏塔140、轻质分馏塔160、海绵吸收塔180和重质分馏塔200。汽提塔80可与分离部分14中的塔底管线下游连通,以从氢化裂解的料流中汽提挥发物。例如,汽提塔80可与热塔底管线50、热闪蒸塔底管线66、冷塔底管线56和/或冷闪蒸塔底管线72下游连通。在一个方面,汽提塔80可以是含有冷汽提塔82和热汽提塔86的容器,其具有将汽提塔82、86中的每一个与另一个隔离的至少一个壁。冷汽提塔82可与氢化裂解反应器40、冷塔底管线56下游连通,并且在一个方面,与冷闪蒸塔底管线72下游连通,以用于汽提冷氢化裂解的液体料流,该冷氢化裂解的液体料流可以是闪蒸冷氢化裂解的液体料流。冷汽提塔82可与热塔顶管线48和热闪蒸塔顶管线64下游连通。热汽提塔86可与氢化裂解反应器40、热塔底管线50下游连通,并且在一个方面,与热闪蒸塔底管线72下游连通,以用于汽提热液体氢化裂解的料流,该热液体氢化裂解的料流比冷液体氢化裂解的料流热至少25℃,优选至少50℃。在一个方面,冷液体氢化裂解的料流可以是冷闪蒸塔底管线72中的闪蒸冷液体氢化裂解的料流。

[0064] 汽提塔82和86在高压处操作以分别保持汽提料流中的 C_{5+} 和 C_{6+} 烃,并且将大部分 C_4 和硫化氢和其他酸性气体汽提到塔顶。冷闪蒸塔底管线72中的闪蒸冷液体氢化裂解的料流可以被视为冷液体氢化裂解的料流,任选地加热,在吸收塔塔底管线184中与富LPG的吸收剂流混合,并且在可以在塔的上半部的入口处进料到冷汽提塔82。可为闪蒸冷液体氢化裂解的料流的冷液体氢化裂解的料流可在冷汽提塔82中汽提,该闪蒸冷液体氢化裂解的料

流包括氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流的至少一部分,以在从冷汽提塔的塔顶延伸的冷汽提塔顶管线88中提供C₄-烃、氢气、硫化氢和其他气体的冷汽提塔顶料流并且在源自分离部分14的冷汽提管线98中提供冷汽提料流。汽提冷凝器91可与汽提塔顶管线88下游连通。汽提接收器92可与汽提冷凝器91下游连通。冷汽提塔顶料流可在汽提冷凝器91中冷凝并在汽提接收器92中分离。来自接收器92的汽提接收器塔顶管线94携带包含LPG和轻质气体的蒸气汽提塔顶料流。在从汽提接收器的底部延伸的汽提接收器塔底管线93中来自接收器92底部的不稳定液体石脑油可以在回流到冷汽提塔82顶部的回流部分和液体汽提塔顶料流之间分流,该液体汽提塔顶料流可以在液体汽提塔顶管线96中被输送到轻质分馏塔160的轻质分馏进料入口96i。可从塔顶接收器92的储槽收集酸性水流。轻质分馏塔160可以与汽提接收器塔底管线93和液体汽提塔顶管线96下游连通。

[0065] 冷汽提塔82可以介于149°C (300°F) 和288°C (550°F) 之间、优选地不超过260°C (500°F) 的塔底温度以及0.35MPa (表压) (50psig)、优选地不小于0.70MPa (表压) (100psig) 至不超过2.0MPa (表压) (290psig) 的塔顶压力操作。塔顶接收器92中的温度在38°C (100°F) 至66°C (150°F) 的范围内,并且压力基本上与冷汽提塔82的塔顶压力相同或更低。

[0066] 冷汽提塔82可使用惰性气体介质诸如蒸汽用于汽提介质和/或输入至塔的热量。在一个实施方案中,可在再沸器95中使在从冷汽提塔82的塔底83延伸的冷再沸汽提管线97中从冷汽提塔82的塔底83获取的冷再沸汽提料流或在从冷汽提塔82的塔底83延伸的冷汽提管线98中从冷汽提塔82的塔底83获取的冷汽提料流沸腾,并且使其返回至冷汽提塔82,以向塔82提供热量。冷汽提塔82的塔底83位于塔中的最低塔盘下方。这是向冷汽提塔82输入惰性气体介质料流诸如蒸汽的替代形式,其避免了塔顶中的露点问题,并且避免了蒸汽输送和水回收所需的另外的设备。热油可用于加热再沸器95。

[0067] 净冷汽提管线99中的净冷汽提料流可在进料至冷汽提塔82的冷液体氢化裂解的料流中和在氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流中主要包含C₅₊烃。在一个实施方案中,净冷汽提管线99中的净冷汽提料流可分流成等分试样部分,该等分试样部分包括分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提料流和吸收管线106中的吸收料流。分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提料流可通过在轻质热交换器129中与在轻质再沸管线128中的轻质再沸料流进行热交换而冷却,并且进料至产物分馏塔140。

[0068] 产物分馏塔140可与冷汽提塔82和汽提塔80的冷汽提管线98下游连通。在一个实施方案中,可将净冷汽提管线99中的整个冷汽提料流进料至产物分馏塔。在另一个实施方案中,分馏进料冷汽提管线126中包含分馏进料冷汽提料流的整个等分试样部分可进料至产物分馏塔140。在一个方面,产物分馏塔140可包括超过一个分馏塔。产物分馏塔140可与热分离器46、冷分离器52、热闪蒸罐62和冷闪蒸罐68中的一个、一些或全部下游连通。

[0069] 闪蒸热塔底管线66中的闪蒸热液体氢化裂解的料流可被视为热液体氢化裂解的料流并在热汽提塔86中汽提,以在热汽提塔顶管线100中提供C₅-烃、氢气、硫化氢和其他气体的热汽提塔顶料流,并且在源自分离部分14的热汽提管线102中提供热汽提料流。塔顶管线100可被冷凝,并且一部分回流至热汽提塔86。然而,在该图的实施方案中,热汽提塔顶管线100中来自热汽提塔86的塔顶的热汽提料流可以在一方面直接传递到冷汽提塔82中而不首先冷凝或回流。热汽提塔顶管线100可从热汽提塔86的塔顶85延伸,该塔顶在热汽提塔中的最后一个塔盘上方。冷汽提塔可与热汽提塔顶管线100下游连通。承载闪蒸冷液体氢化裂

解的料流的冷闪蒸塔底管线72的入口可处于高于塔顶管线100的入口的高度处,或者它们可混合并进料至冷汽提塔82的相同入口。热汽提塔86可利用介于160°C (320F) 和360°C (680°F) 之间的塔底温度以及0.35MPa (表压) (50psig)、优选0.70MPa (表压) (100psig) 至2.0MPa (表压) (292psig) 的塔顶压力操作。汽提塔在较高压力处运行以优化LPG和LN的回收。

[0070] 可在再沸器105中使在从热汽提塔的塔底87延伸的热再沸汽提管线103中从热汽提塔86的塔底87获取的再沸热汽提料流或在从热汽提塔的塔底87延伸的热汽提管线102中从热汽提塔86的塔底87获取的热汽提料流沸腾,并且使其返回至热汽提塔86,以向塔提供热量。再沸器105可以是与从热汽提塔86的塔底87延伸的再沸热汽提管线103和/或热汽提管线102下游连通的火焰加热器。热汽提塔的塔底87位于塔中的最低塔盘下方。这是向热汽提塔86输入热汽提介质料流诸如蒸汽的替代形式,其避免了塔顶中的露点问题,并且避免了蒸汽输送和水回收所需的另外的设备。热油料流可以另选地用于热交换器中以使在再沸热汽提管线103中的再沸料流再沸腾。热汽提管线102中的热汽提料流(如果再沸热汽提管线103中的再沸料流从热汽提料流中获取,则其可为净热汽提料流)可在进料至热汽提塔86的热液体氢化裂解的料流中主要包含 C_{6+} 石脑油。热汽提管线102中的热汽提料流可主要包含来自氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流的 C_{6+} 物质。

[0071] 在热汽提管线102中的热汽提料流的至少一部分热汽提料流可被进料至产物分馏塔140。因此,产物分馏塔140可与热汽提塔86的热汽提管线102下游连通。热汽提管线102中的热液体氢化处理的料流可以比冷汽提管线98中的冷汽提料流处于更热的温度。

[0072] 在另一个方面,热汽提管线102中的热汽提料流足够热以与冷再沸汽提管线97中的冷再沸料流进行热交换,并且使其沸腾至热交换器95中的再沸温度。热汽提料流将仍然处于足够的温度处以进入产物分馏塔140而无需加热。热交换器95可以是间接热交换器,并且具有与从热汽提塔86的塔底87延伸的热汽提管线102和/或再沸热汽提管线103下游连通的一侧,以及与从冷汽提塔82的塔底83延伸的冷汽提管线98和/或冷再沸汽提管线97下游连通的另一侧。在热交换器95中冷却之后,热汽提管线102中的热汽提料流可进料至产物分馏塔140。另选地,冷汽提料流可通过与热油进行热交换或通过氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流在热交换器95中沸腾。

[0073] 产物分馏塔140可与热汽提塔86下游连通,以将热汽提料流分离成产物料流。即使热汽提料流可能已在热交换器95中冷却,其在至产物分馏塔140的路线中不被进一步加热。因此,热汽提料流在不低于将其进料至产物分馏塔140的温度的温度下从热汽提塔86中排出。冷汽提料流不进一步沿至产物分馏塔140的路线加热。冷汽提料流可在也不低于其进料至产物分馏塔140的温度的温度处从冷汽提塔82中排出。

[0074] 产物分馏塔140可包括预分馏塔142。在一个实施方案中,预分馏塔142位于产物分馏塔140的外部。产物分馏塔140的不包含预分馏塔142的部分被称为产物分馏塔140的产物部分150。在一个方面,分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提料流可通过分馏进料冷汽提入口126i进料至预分馏塔142。在一个实施方案中,可以将包含分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提料流的整个等分试样部分进料至产物分馏塔140的预分馏塔142中。预分馏塔142可包括这样的塔,该塔可与从冷汽提塔82的塔底83延伸的冷塔底管线98下游连通或直接下游连通。预分馏塔142可对分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提料

流进行预分馏,以在预分馏塔顶管线132中提供预分馏塔顶料流,并且在预分馏塔底管线134中提供预分馏塔底料流。

[0075] 热汽提管线102中的热汽提料流可进料或绕过预分馏塔142。在一个方面,热汽提管线102中的热汽提料流可通过热汽提入口102i进料至预分馏塔142。在该实施方案中,将热汽提管线102中的整个热汽提料流进料至产物分馏塔140的预分馏塔142。预分馏塔142可包括这样的塔,该塔可与从热汽提塔86的塔底87延伸的热塔底管线102下游连通或直接下游连通。在一个方面,分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提料流和热汽提管线102中的热汽提料流两者可进料至预分馏塔142。预分馏塔142可包括这样的塔,该塔可与从热汽提塔86的塔底87延伸的热塔底管线102和从冷汽提塔82的塔底83延伸的冷塔底管线98下游连通。预分馏塔142可对分馏进料冷汽提料流和热汽提料流进行预分馏,以在预分馏塔顶管线132中提供预分馏塔顶料流,并且在预分馏塔底管线134中提供预分馏塔底料流。用于传输分馏塔进料冷汽提料流的分馏进料冷汽提管线126的分馏进料冷汽提入口126i可以位于比用于在热塔底管线102中传输的热汽提料流的热塔底入口102i更高的高度处。

[0076] 预分馏塔顶管线132将为蒸气的预分馏塔顶料流从预分馏塔142的顶部出口132o传递至蒸气进料上入口132i,进入产物分馏塔140的产物部分150中的蒸气进料塔盘133上方的蒸气空间。预分馏塔底管线134将为液体的预分馏塔底料流从预分馏塔142的塔底出口134o传递至液体进料入口134i,至产物分馏塔140的产物部分150中的液体进料塔盘上。预分馏塔142可以是与产物分馏塔140热集成的塔,因此在预分馏塔142上不实现再沸器或冷凝器。预分馏塔142可以是Petlyuk塔。

[0077] 从产物分馏塔140的产物部分150中的蒸气进料塔盘133的下侧上的液体出口中获取回流管线136中的液体回流料流,并且回流回至预分馏塔142。将回流料流从蒸气进料塔盘133上的液体出口中取至产物分馏塔140的产物部分150,该蒸气进料塔盘低于用于预分馏塔顶料流的蒸气进料上入口132i。用于回流管线136的回流入口136i处在低于预分馏塔142上的顶部出口132o的高度处。汽提管线138中的蒸气汽提料流从产物分馏塔140的产物部分150中的液体进料塔盘135上方的蒸气空间中的蒸气出口中获取,并且返回至预分馏塔142。汽提料流从预分馏塔底料流的液体进料入口134i上方的蒸气出口取至产物分馏塔140的产物部分150。用于汽提管线138的汽提入口138i处于高于预分馏塔140上的塔底出口134o的高度处。产物分馏塔140的产物部分150可与预分馏塔142的塔顶出口132o和预分馏塔的塔底出口134o下游连通。

[0078] 在一个实施方案中,热塔底管线102中的热汽提料流可绕过预分馏塔142并直接进入产物分馏塔140的产物部分150。在该方面,热塔底管线102的入口位于来自预分馏塔142的液体进料入口134i的下方。在该实施方案中,将热汽提管线102中的整个热汽提料流进料至产物分馏塔140的产物部分150。因此,产物分馏塔140的产物部分150可与热汽提塔86的热汽提管线102直接下游连通。如果热汽提管线102首先向产物分馏塔140的产物部分150(预分馏塔142与其下游连通)进料,则预分馏塔142可以与热汽提塔86的热汽提管线102下游间接连通。

[0079] 产物分馏塔140分离三种产物料流,所述三种产物料流包括轻质石脑油(LN)、重质石脑油(HN)和馏出物。在预分馏塔142中对至少分馏进料冷汽提料流进行预分馏之后,产物分馏塔140对分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提料流和热汽提管线102中的热汽

提料流进行分馏,以在净产物塔顶管线146中提供包含LN的产物塔顶料流,在产物中间管线148中提供包含从侧面出口148o获取的重质石脑油的产物中间料流,并且在净产物塔底管线156中提供包含未转化的油料流的净产物塔底料流。如果烃管线18中的烃料流为真空瓦斯油料流,则未转化的油料流可为较重的料流诸如真空瓦斯油。另选地,如果烃管线18中的烃料流为馏出物料流,则未转化的油料流可为馏出物诸如柴油和/或煤油。

[0080] 来自产物分馏塔140的产物部分的产物塔顶管线154中的产物塔顶料流可被冷却以完成冷凝,从而在净产物塔顶管线146中提供包含LN的净产物塔顶料流。产物塔顶料流的回流部分可以回流到产物分馏塔140的产物部分150。净产物塔顶管线146中的净产物塔顶料流在分馏塔进料冷汽提管线126中的分馏塔进料冷汽提料流和在热汽提管线102中的热汽提料流中主要包含C₅-C₆石脑油。来自产物分馏塔140的产物部分150的塔底的产物塔底管线152中的产物塔底料流可以在净产物塔底管线156中的净产物塔底料流和产物再沸管线158中的产物沸腾料流之间分流。产物再沸管线158中的产物沸腾料流在加热器中再沸腾,所述加热器需要外部设施诸如火焰加热器或热油,并且返回至产物分馏塔140的产物部分。从侧面出口148o获取的中间料流从产物分馏塔140的产物部分150的侧面获取。中间料流从通往产物分馏塔140的产物部分150的预分馏塔顶料流的蒸气进料上入口132i和通往产物分馏塔的产物部分的预分馏塔底料流的下部液体入口134i之间的侧面出口148o排出。包含馏出物或VGO的未转化油料流可从产物分馏塔底管线152中获取,并且在再循环油管线156中提供至氢化裂解反应器40或提供至未示出的用于第二阶段单元的第二氢化裂解反应器。在另选的实施案中,未转化的油料流可从产物分馏塔底管线152中获取,并且在未转化的油料管线156中提供给重质分馏塔200以用于进一步分馏。产物分馏塔140可在介于204°C (400°F) 和385°C (725°F) 之间的温度以及介于69kPa (绝对压力) 和414kPa (绝对压力) 之间的压力处操作。可操作产物分馏塔140以最小化能量消耗,因为在汽提塔80中实现了良好的分流,并且因为汽提塔80和产物分馏塔140是热集成的以使轻质组分和重质组分的再混合最小化。

[0081] 净产物塔底管线156中的净产物塔底料流主要包含来自氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流的包括柴油和/或煤油或VGO的馏出物。石脑油与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。净产物塔顶管线146中的净产物塔顶料流包含的LN比产物中间管线148中的产物中间料流中的LN或净产物塔底管线156中的净产物塔底料流中的LN多。LN与HN之间的分馏点可介于77°C (170°F) 和99°C (210°F) 之间。产物中间管线148中的产物中间料流包含的HN比净产物塔顶管线146中的净产物塔顶料流中的HN或净产物塔底管线152中的净产物塔底料流中的HN多。从侧面出口148o获取的中间管线148中的中间料流主要包含来自氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流的C₆-C₁₂物质。

[0082] 使用ASTM D-86蒸馏方法,如果净产物塔底管线156中的净产物塔底料流包含VGO,其可以具有介于165°C (330°F) 和204°C (400°F) 之间的T5以及介于480°C (900°F) 和565°C (1,050°F) 之间的T95。使用ASTM D-86蒸馏方法,如果净产物塔底管线156中的净产物塔底料流包含含有煤油和/或柴油的馏出物,其可以具有介于165°C (330°F) 和204°C (400°F) 之间的T5以及介于266°C (510°F) 和371°C (700°F) 之间的T95。使用ASTM D-86蒸馏方法,产物中间管线148中包含HN的产物中间料流可具有介于65°C (150°F) 和120°C (248°F) 之间的T5以及介于154°C (310°F) 和193°C (380°F) 之间的T95。包含LN的净产物塔顶管线146中的净产

物塔顶料流可具有介于7°C (45°F) 和40°C (100°F) 之间的T5以及介于50°C (120°C) 和82°C (180°F) 之间的T95。

[0083] 图2示出了图1的产物分馏塔140'的另选实施方案。图2中的许多元件具有与图1中相同的配置,并且具有相同的参考标号。图2中对应于图1中的元件但具有不同配置的元件具有与图1相同的附图标号,但用撇号(')标记。在图2的实施方案中,预分馏塔142'包含在产物分馏塔140'中。产物分馏塔140'可以包括分隔壁144,该分隔壁将产物分馏塔140'分成预分馏塔142'和产物部分150'。分隔壁144的顶端144t和底端144b分别不接触产物分馏塔140'的顶部和塔底,因此物质可在分隔壁144上方和下方从预分馏塔142'行进至产物部分150',反之亦然。分隔壁144的顶端144t限定预分馏塔142'的通向产物分馏塔140'的上入口132',并且分隔壁的底端144b限定预分馏塔142'的通向产物分馏塔140'的下入口134'。

[0084] 分馏进料冷汽提管线126'中的分馏进料冷汽提料流可通过产物分馏塔140'的壁151'进料至预分馏塔142'。预分馏塔142'可与冷塔底管线98下游连通。分馏进料冷汽提管线126'中的冷汽提料流的分馏进料冷入口126i'垂直地位于分隔壁144的顶端144t和底端144b之间。分隔壁144插置在预分馏塔142'和侧面出口148o之间,因此进料物质必须行进在分隔壁144的上方或下方以离开产物中间管线148中的产物中间料流中的侧面出口148o。预分馏塔142'对分馏进料冷汽提料流进行预分馏,以提供通过在分隔壁144的顶端144t上上升而离开预分馏塔142'的预分馏塔顶料流和通过在分隔壁144的底端144b下下降而离开预分馏塔142'的预分馏塔底料流。

[0085] 热汽提管线102'中的热汽提料流可通过产物分馏塔140'的壁151'进料至预分馏塔142'。预分馏塔142'可与热塔底管线102'下游连通。在该方面,分馏进料冷汽提管线126'中的冷汽提料流的分馏进料冷入口126i'和热汽提管线102'中的热汽提料流的热汽提进料入口102i'垂直地位于分隔壁144的顶端144t和底端144b之间。分隔壁144插置在预分馏塔142'和侧面出口148o之间,因此进料物质必须行进在分隔壁144的上方或下方以离开产物中间管线148中的产物中间料流中的侧面出口148o。预分馏塔142'对热汽提料流进行预分馏,以提供通过在分隔壁144的顶端144t上上升而离开预分馏塔142'的预分馏塔顶料流和通过在分隔壁144的底端144b下下降而离开预分馏塔142'的预分馏塔底料流。

[0086] 在另一方面,热汽提管线102'中的热汽提料流可被进料至产物分馏塔140',以便通过将热汽提进料入口102i'定位在分隔壁144的底端144b下方而绕过预分馏塔142'。

[0087] 作为蒸气的预分馏塔顶料流从预分馏塔142'通过通往产物分馏塔140'的上入口132'上升至分隔壁144的顶端144t上方。上入口132'可由分隔壁144上方的上塔盘133'中的烟囱限定。作为液体的预分馏塔底料流从预分馏塔142'通过通往产物分馏塔140'的塔底入口134'下降至产物分馏塔140'中的分隔壁144的底端144b下方。预分馏塔142'与产物分馏塔140'热集成,因此在预分馏塔142'上不实现另外的再沸器或冷凝器。产物分馏塔140'可为分隔壁塔。

[0088] 来自产物分馏塔140'中的分隔壁144的顶端144t上方的液体回流料流可回流回至预分馏塔142'以及至顶端144t下方的产物部分150'。从产物分馏塔140'到预分馏塔142'的回流出口136'可以是上托盘133'中的降液管或液体收集井,该液体收集井在上塔盘下方在低于通往预分馏塔142'的上入口132'的高度处分配液体。来自产物分馏塔140'中的分隔壁144的底端144b下方的蒸气汽提料流可返回至预分馏塔142'以及至底端144b下方的产物部

分150'。从产物分馏塔140'回到预分馏塔142'的汽提出口可以与塔底入口134'相同。产物分馏塔140'可与来自预分馏塔140'的上入口132'和来自预分馏塔的下入口134'下游连通。

[0089] 产物分馏塔140'分离三种产物料流,所述三种产物料流包括轻质石脑油(LN)、重质石脑油(HN)和馏出物。产物分馏塔140'在预分馏塔142'中预分馏之后对分馏进料冷汽提管线126'中的分馏进料冷汽提料流进行分馏,以及可能在预分馏塔142'中预分馏之后对热汽提管线102'中的热汽提料流进行分馏,以在净产物塔顶管线146中提供包含LN的产物塔顶料流,在产物中间管线148o中提供包含从侧面出口148o获取的重质石脑油的产物中间料流,并且在净产物塔底管线156中提供包含馏出物诸如柴油和/或煤油和/或VG0的净产物塔底料流。来自产物分馏塔140'的产物塔顶管线154中的产物塔顶料流可被冷却以完成冷凝,从而在净产物塔顶管线146中提供包含LN的净产物塔顶料流。产物塔顶料流的回流部分可回流至产物分馏塔140'。来自产物分馏塔140'的塔底的产物塔底管线152中的产物塔底料流可以在净产物塔底管线156中的净产物塔底料流和产物再沸管线158中的产物沸腾料流之间分流。产物再沸管线158中的产物沸腾料流在加热器中再沸腾,所述加热器需要外部设施诸如火焰加热器,并且返回至产物分馏塔140'。从侧面出口148o获取的中间料流从产物分馏塔140'的侧面获取。中间料流从通往产物分馏塔140'的预分馏塔顶料流的上入口132'和通往产物分馏塔的预分馏塔底料流的下入口134'之间的侧面出口148o排出。产物分馏塔140'可在介于204°C(400°F)和385°C(725°F)之间的温度以及介于103kPa(表压)和276kPa(表压)之间的压力处操作。图2的实施方案的其余部分如针对图1所描述的那样构造和操作。

[0090] 液体汽提塔顶管线96中的液体汽提塔顶料流包含仍可被回收的有价值的烃。因此,可将其输送到轻质分馏塔160以进行分馏,从而回收LPG和LN范围内的轻质烃。轻质分馏塔160可以与冷汽提塔82的冷汽提塔顶管线88下游连通。

[0091] 液体汽提塔顶管线96中的液体汽提料流可以通过回收部分16中的热交换加热以进行轻质分馏。具有与轻质分馏中间管线166下游连通的一侧和与液体汽提塔顶管线96下游连通的另一侧的轻质中间热交换器125将热从轻质分馏中间料流传递至液体汽提塔顶料流。具有与产物分馏中间管线148下游连通的一侧和与液体汽提塔顶管线96(与轻质中间热交换器125下游连通)下游连通的另一侧的产物中间热交换器145将热量从产物分馏中间料流传递至一次加热的液体汽提塔顶料流。具有与净轻质分馏塔底管线172下游连通的一侧和与液体汽提塔顶管线96(与产物中间热交换器145下游连通)下游连通的另一侧的轻质塔底热交换器165将热量从净轻质分馏塔底料流传递至两次加热的液体汽提塔顶料流。液体汽提塔顶管线96中的液体汽提塔顶料流仅通过与回收部分16中的较热料流进行热交换而被加热,以被充分加热用于轻质分馏塔160中的分馏。

[0092] 轻质分馏塔160对通过轻质馏分进料入口96i进料的液体汽提塔顶管线96中的液体汽提塔顶料流进行分馏,以在从轻质分馏塔的塔顶延伸的轻质塔顶管线162中提供为蒸气的轻质分馏塔顶料流、在从轻质分馏塔的侧面161延伸的轻质分馏中间管线166中提供轻质分馏中间料流,并且在从轻质分馏塔的塔底延伸的轻质分馏塔底管线164中提供轻质分馏塔底料流。在单个轻质分馏塔160中实现将液体汽提塔顶管线96中的液体汽提塔顶料流轻质分馏成三个前述料流。

[0093] 轻质冷凝器163可与轻质塔顶管线162下游连通以至少部分地冷凝其中的轻质分

馏塔顶料流。轻质塔顶接收器168可与轻质冷凝器163和轻质塔顶管线162下游连通。在轻质分馏塔塔顶管线162中的轻质分馏塔顶料流可以在轻质塔顶接收器168中至少部分地冷凝和分离成用于回流到塔160的液体轻质分馏塔顶料流和在轻质接收器塔顶管线170中的主要包含干燥气体的蒸气轻质分馏塔顶料流,干燥气体是 C_2 和更轻质的气体,包括非有机气体。

[0094] 在一个实施方案中,轻质分馏塔160可以是脱丁烷塔,以将液体冷汽提塔顶管线96中的液体汽提料流分馏成主要包含 C_{5+} 烃的轻质塔底料流。轻质分馏塔底料流可在轻质塔底管线164中从轻质分馏塔160的塔底排出。从轻质塔底料流或从轻质分馏塔160的塔底在轻质塔底管线164中获取的再沸料流可以在轻质再沸管线128中沸腾并送回轻质分馏塔以向塔提供热量。这是向塔160输入热惰性介质料流诸如蒸汽的替代形式,其避免了塔顶中的露点问题,并且避免了蒸汽输送和水回收所需的另外的设备。轻质再沸管线128中的轻质再沸料流可通过在轻质热交换器129中与分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提料流进行换热而加热,并且被进料回到轻质分馏塔160,其中该分馏进料冷汽提料流比轻质再沸管线128中的轻质再沸料流更热。

[0095] 在包含在轻质石脑油范围内沸腾的 C_5-C_6 烃的实施方案中,净轻质塔底料流在净轻质塔底管线172中被排出。LPG与LN之间的分馏点可介于 $4^{\circ}C$ ($40^{\circ}F$) 和 $38^{\circ}C$ ($100^{\circ}F$) 之间。包含LN的净轻质塔底管线172中的净轻质塔底料流可具有介于 $7^{\circ}C$ ($45^{\circ}F$) 和 $40^{\circ}C$ ($104^{\circ}F$) 之间的T5以及介于 $50^{\circ}C$ ($120^{\circ}C$) 和 $82^{\circ}C$ ($180^{\circ}F$) 之间的T95。净轻质分馏塔底管线172中的净轻质塔底料流主要含有来自氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流和分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提料流的 C_5-C_6 烃,也称为LN,而不需要额外的石脑油分流塔。净轻质塔底管线172中的净轻质塔底料流可在轻质塔底热交换器165中进行热交换,以在液体冷汽提管线96中的液体汽提料流进入轻质分馏塔160之前加热该液体汽提料流。净轻质塔底管线172中的冷却的净轻质塔底料流可与净产物塔顶管线146中的包含LN的净产物塔顶料流混合,以提供LN产物管线174中的LN产物料流。氢化裂解产物管线44中的氢化裂解产物料流中的大部分LN在LN产物管线174中的LN产物料流中获取。净LN产物管线174中的净LN产物料流可具有介于 $7^{\circ}C$ ($45^{\circ}F$) 和 $40^{\circ}C$ ($104^{\circ}F$) 之间的T5以及介于 $50^{\circ}C$ ($120^{\circ}C$) 和 $82^{\circ}C$ ($180^{\circ}F$) 之间的T95。

[0096] 轻质分馏中间料流可以从所述轻质分馏塔160的侧面161的中间侧面出口166o在轻质分馏中间管线166中获取。与液体汽提塔顶管线96下游连通的通往轻质分馏塔160的轻质分馏进料入口96i位于低于轻质分馏中间管线166的中间侧面出口166o的高度处。来自氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流的大部分LPG在轻质分馏中间管线166中的轻质分馏中间料流中。轻质分馏中间管线166中的轻质分馏中间料流与液体汽提塔顶管线96中的液体冷汽提料流进行热交换并提供LPG产物料流。轻质分馏中间管线166中的包含LPG的LPG产物料流可包含介于10mol%和30mol%之间的丙烷及介于60mol%和90mol%之间的丁烷。

[0097] 轻质分馏塔160可利用介于 $105^{\circ}C$ ($225^{\circ}F$) 和 $200^{\circ}C$ ($392^{\circ}F$) 之间、优选介于 $160^{\circ}C$ ($320^{\circ}F$) 和 $200^{\circ}C$ ($392^{\circ}F$) 之间的塔底温度以及689kPa (表压) (100psig) 至2.4MPa (表压) (350psig)、优选1MPa (表压) (150psig) 至2MPa (表压) (300psig) 的塔顶压力操作。通过使用单个三产物脱丁烷塔轻质分馏塔160,省略了脱乙烷塔,包括伴随的再沸器和冷凝器,从而导致较少的冷凝器负荷。

[0098] 来自汽提接收器92的汽提接收器塔顶管线94中的蒸气汽提料流可包含可回收的LPG烃。包含LPG烃和干燥气体的蒸气汽提塔顶料流可被输送到海绵吸收塔180以回收LPG和石脑油烃。在一个方面,将汽提接收器塔顶管线94中的整个蒸气汽提塔顶料流输送到海绵吸收塔180,以从整个蒸气汽提塔顶料流中吸收LPG。

[0099] 来自轻质接收器168的轻质接收器塔顶管线170中的蒸气轻质分馏塔顶料流可包含可回收的LPG烃。包含LPG烃和干燥气体的蒸气轻质分馏塔顶料流可被输送到海绵吸收塔180以回收LPG和石脑油烃。在一个方面,将轻质接收器塔顶管线170中的整个蒸气轻质分馏塔顶料流输送到海绵吸收塔180,以从整个蒸气汽提塔顶料流中吸收LPG。

[0100] 在贫吸收管线106中从净冷汽提管线99中的净冷汽提料流中获取贫吸收料流。在一个方面,贫吸收管线106中的贫吸收料流是净冷汽提管线99中的净冷汽提料流的等分试样部分。在一个方面,分馏进料冷汽提管线126中的分馏进料冷汽提流也可以作为等分试样部分从净冷汽提管线99中的净冷汽提料流中获取。贫吸收管线106中的贫吸收料流通过与吸收塔塔底管线184中的富吸收料流的热交换来冷却,并且在其被进料到海绵吸收塔180之前被进一步冷却。由于冷汽提塔82使用再沸器95代替蒸汽汽提来加热塔,因此不需要诸如聚结器的设备来从吸收管线106中的贫吸收料流中去除水。因此,由于在用再沸塔汽提期间缺乏添加的蒸汽,贫吸收料流中不存在水相。海绵吸收塔180与冷汽提塔82直接下游连通,并且具体地与冷汽提管线98直接下游连通。

[0101] 多塔盘海绵吸收塔180可包括在海绵吸收塔180的塔底附近的塔盘位置处的气体入口。海绵吸收塔180在气体入口处经由海绵吸收塔进料管线178接收汽提接收器塔顶管线94中的蒸气汽提料流。海绵吸收塔180可以与冷汽提塔82直接下游连通,并且具体地与汽提接收器塔顶管线94直接下游连通。

[0102] 海绵吸收塔180还可在气体入口处经由海绵吸收塔进料管线178接收轻质接收器塔顶管线170中的蒸气轻质分馏塔顶料流。海绵吸收塔180可与轻质分馏塔160直接下游连通,并且具体地与净轻质接收器塔顶管线170直接下游连通。在一个方面,海绵吸收塔进料管线178可将来自轻质接收器塔顶管线170的蒸气轻质分馏塔顶料流和来自汽提接收器塔顶管线94的蒸气汽提塔顶料流一起进料至海绵吸收塔180。

[0103] 贫吸收管线106中的贫吸收料流可以通过吸收入口进料到海绵吸收塔180中。在海绵吸收塔180中,贫吸收料流与蒸气汽提料流逆流接触。海绵吸收剂从蒸气汽提料流中吸收烃。在海绵吸收塔180中,贫吸收料流和蒸气轻质分馏塔顶料流逆流接触。海绵吸收剂吸收来自蒸气轻质分馏塔顶料流的烃。海绵吸收剂可将来自蒸气轻质分馏塔顶料流和蒸气汽提塔顶料流的烃一起吸收。

[0104] 海绵吸收剂所吸收的烃包括一些甲烷和乙烷以及冷汽提塔顶料流和/或轻质分馏塔顶料流中的大多数LPG、C₃和C₄烃以及任何C₅和C₆₊轻质石脑油烃。海绵吸收塔180在34°C (93°F)至60°C (140°F)的温度以及与汽提接收器92和/或轻质接收器168基本上相同或更低的压力处操作,从而减少摩擦损失。海绵吸收废气流在塔顶出口处通过海绵吸收塔塔顶管线182从海绵吸收塔180的顶部排出。海绵吸收塔塔顶管线182中的海绵吸收废气流的一部分可以被输送到未示出的用于氢气回收的氢气回收单元。富含LPG烃的富吸收料流在富吸收塔塔底管线184中在塔底出口处从海绵吸收塔180的塔底排出,并且可再循环至汽提塔80,并且具体地再循环至冷汽提塔82。吸收塔塔底管线184中的富吸收料流可与贫吸收管线

106中的贫吸收料流进行热交换,以冷却贫吸收料流并加热富吸收料流。冷汽提塔82可通过吸收塔塔底管线184与海绵吸收塔180下游连通。

[0105] 在一个实施方案中,特别是当烃管线18中的进料流是重质进料诸如VG0时,净产物塔底管线156中的净产物塔底料流可被传递至重质分馏塔200,该重质分馏塔可与产物分馏塔140(具体地,产物塔底管线152)下游连通,以用于将净产物塔底管线156中的净产物塔底料流分馏成产物料流。在该实施方案中,产物塔底管线152中的产物塔底料流中的进料至产物分馏塔140的大部分柴油从产物分馏塔140中排出。惰性气体汽提料流诸如来自汽提管线202的蒸汽可被进料至重质分馏塔200的塔底201以向重质分馏塔提供热量并从较重的组分中汽提较轻的组分。重质分馏塔200可与汽提管线202下游连通。

[0106] 重质分馏塔200在重质中间管线210中从重质分馏塔200的侧面203中的侧面出口210产生重质中间料流。使用TBP蒸馏方法,操作重质分馏塔以产生包含柴油的重质中间料流,所述柴油具有介于125°C (257°F)和175°C (347°F)之间,或介于215°C (419°F)和260°C (500°F)之间(如果采用上部中间料流)的TBP初始点,和介于343°C (650°F)和399°C (750°F)之间的T95。来自氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流的大部分柴油在重质中间管线210中的重质中间料流中被排出。我们已经发现,重质中间料流准备用于柴油池,而不需要挥发性烃、水或气体的任何侧面汽提。重质中间料流包含不超过100wppm的水,并且优选不超过50wppm的水,并且具有介于38°C (100°F)和70°C (158°F)之间,优选不超过60°C (140°F)的闪蒸点。

[0107] 重质分馏塔200可在上部中间管线230中从重质分馏塔200的侧面203中的侧面出口产生上部中间料流。可操作重质分馏塔以产生包含煤油的轻质馏出物料流,所述煤油具有介于125°C (257°F)和175°C (347°F)之间,优选介于150°C (302°F)和165°C (329°F)之间的TBP初始点,以及介于215°C (419°F)和260°C (500°F)之间的TBP终点。来自氢化裂解管线44中的氢化裂解的料流的大部分煤油在上部中间管线230中的上部中间料流中被排出。我们已经发现,上部中间料流准备用于煤油池,而不需要挥发性烃、水或气体的任何侧面汽提。上部中间料流包含不超过100wppm的水,并且优选不超过50wppm的水,并且具有介于38°C (100°F)和60°C (140°F)之间的闪蒸点。

[0108] 重质塔底管线206中的未转化的油料流可从重质分馏塔200的塔底回收。未转化的油料流具有高于柴油分馏点的沸点,并且可再循环至氢化裂解反应器40或两阶段氢化裂解单元中的第二氢化裂解反应器(未示出)。未转化的油料流也可用作流体催化裂解进料或用于润滑剂生产。此外,在未转化的油料流被进一步氢化裂解之前,可从重质塔底管线206中的未转化的油料流中去除浓缩在重质多核芳族化合物中的重质多核芳族料流。

[0109] 重质分馏塔200在塔顶低于大气压的真空下操作。塔顶管线204中的塔顶料流可被进料至与重质塔顶管线204下游连通的真空生成装置214。真空生成装置214可包括与惰性气体料流216(诸如蒸汽)连通的喷射器或真空泵,所述惰性气体料流在塔顶管线204中的塔顶料流上抽真空。管线218中来自真空生成装置214的冷凝烃料流可被返回至重质分馏塔200。冷凝的含水料流也可在管线220中从真空生成装置中去除。可包括烃蒸气的蒸气料流可在管线222中从蒸气生成装置中去除。

[0110] 可通过冷却管线230中的上部中间料流的一部分和/或管线210中的重质中间料流并将冷却的料流送回至塔来从重质分馏塔200中去除热量。重质分馏塔200可在介于260°C

(500°F)和370°C(700°F)之间,优选300°C(570°F)的塔底温度下,并且在介于27kPa(绝对)(3.9psia)和67kPa(绝对)(9.7psia)之间,并且优选40kPa(绝对)(5.8psia)至53kPa(绝对)(7.7psia)的塔顶压力下操作。重质塔底管线206中的未转化油的一部分可再沸腾并返回至重质分馏塔200,而不是使用蒸汽汽提来向重质分馏塔增加热量。

[0111] 设想用热油系统使所有塔再沸腾,海绵吸收塔180除外,海绵吸收塔冷运行以使LPG的回收率最大化。

[0112] 上述管线、单元、分离器、塔、周围环境、区或类似物中的任一者可配备一个或多个监测部件,包括传感器、测量装置、数据捕获装置或数据传输装置。信号、工艺或状态测量以及来自监测部件的数据可用于监测工艺设备中、周围和与其有关的条件。由监测部件生成或记录的信号、测量和/或数据可通过一个或多个网络或连接收集、处理和/或传输,所述网络或连接可以是私有或公共的,通用的或专用的,直接的或间接的,有线的或无线的,加密的或未加密的,和/或它们的组合;本说明书并非旨在在这方面进行限制。

[0113] 由监测部件生成或记录的信号、测量和/或数据可被传输到一个或多个计算装置或系统。计算装置或系统可包括至少一个处理器以及存储计算机可读指令的存储器,该计算机可读指令当由至少一个处理器执行时,使一个或多个计算装置执行可包括一个或多个步骤的工艺。例如,可配置一个或多个计算装置以从一个或多个监测部件接收与至少一件与该工艺相关联的设备相关的数据。一个或多个计算装置或系统可被配置为分析该数据。根据数据分析,一个或多个计算装置或系统可被配置为确定对本文所述的一个或多个工艺的一个或多个参数的一种或多种推荐调整。一个或多个计算装置或系统可被配置为传输加密或未加密的数据,其包括对本文所述的一个或多个工艺的一个或多个参数的一种或多种推荐调整。

[0114] 实施例

[0115] 实施例1

[0116] 在两级氢化裂解单元中模拟具有176°C的TBP T5和357°C的T90的直馏瓦斯油和焦化瓦斯油的混合物,其中分馏柴油范围物质循环至第二级氢化裂解反应器。使用如上所述在塔再沸器之间具有热集成的冷汽提塔和热汽提塔导致相对于单个汽提塔的5,397kg/hr(5.95t/hr)的蒸汽使用的消除和29.5kJ/hr(28Mbtu/hr)的加热器负荷的节省。另外,较少的材料被提升到汽提塔顶,从而在塔顶中需要较少的冷凝器负荷,并且在下游轻质分馏塔上需要较少的负载以去除被设计用于在汽提塔底料流中离开的较重物质。来自汽提塔底的汽提料流处于较高温度处,从而在产物分馏塔中需要较少的加热器负荷。

[0117] 实施例2

[0118] 通过比较使用常规产物分馏与使用预分馏塔Petlyuk塔的产物分馏,进一步评估实施例1的模拟。我们发现,具有预分馏塔的产物分馏塔使用16,964kg/hr(18.7t/hr)更少的蒸汽和2.5kJ/hr(2.4Mbtu/hr)更少的负荷。预分馏塔还能够实现较高的塔底温度,这导致反应器部分中的资金节约和较低的冷凝器负荷、较少的酸性水和更多较小直径的塔盘。此外,通过获取重质石脑油的中间馏分并获取轻质石脑油的塔顶馏分,可省略石脑油分流塔。

[0119] 实施例3

[0120] 通过将使用常规脱乙烷/脱丁烷组合与提供三种产物馏分的单个轻质分馏塔进行

比较,进一步评估实施例1和实施例2的模拟。我们发现,提供LPG的中间轻质馏分的轻质分馏塔使用少1.7kJ/hr (1.6MBtu/hr) 的负荷。轻分馏塔使用一个塔、一个再沸器和一个冷凝器而不是两个、更多塔盘,但冷凝器负荷更小。

[0121] 实施例4

[0122] 通过添加在真空压力下操作的重整分馏塔和蒸汽汽提以从由再沸产物分馏塔提供的产物分馏塔底获得在VG0范围内沸腾的未转化油,进一步评估实施例1和实施例2的模拟。我们发现,提供煤油的上部中间料流和柴油的重质中间馏分的重质分馏塔使用少28%的加热器负荷和少87%的蒸汽。

[0123] 具体的实施方案

[0124] 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。

[0125] 本发明的第一实施方案是一种用于回收氢化裂解产物的方法,包括在氢化裂解反应器中在氢化裂解催化剂上用氢气流对进料流进行氢化裂解以提供氢化裂解的料流;将所述氢化裂解的料流分离成热液体氢化裂解的料流和冷液体氢化裂解的料流;在热汽提塔中汽提所述热液体氢化裂解的料流以提供热汽提料流;在冷汽提塔中汽提所述冷液体氢化裂解的料流以提供冷汽提料流;将所述冷汽提料流和所述热汽提料流进料至产物分馏塔;以及将产物塔底料流传递至重质分馏塔。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括在真空下操作重质分馏塔。本发明的实施方案是本段中的前述实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括从重质分馏塔中排出包含柴油的重质馏出物料流。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括排出产物塔底料流中的进料至产物分馏塔的大部分柴油。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括从重质馏出物料流中的氢化裂解料流中排出大部分柴油。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括使来自产物分馏塔的塔底的产物再沸料流再沸腾,使产物再沸料流返回至产物分馏塔的塔底。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括将气体汽提料流进料至重质分馏塔的塔底。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括将所述冷汽提料流的整个等分试样部分进料至所述产物分馏塔。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括将整个所述热汽提料流进料至所述产物分馏塔。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,包括在传递至产物分馏塔之前将冷汽提料流传递至预分馏器;本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括将所述热汽提料流传递至产物分馏塔,同时经过所述预分馏器。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括在传递至产物分馏塔之前将热汽提料流传递至预分馏器;本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案,还包括在产物分馏塔中对三种产物进行分馏:从产物分馏塔的

塔顶获取的轻质石脑油料流；从产物分馏塔的侧面出口获取的重质石脑油料流和从所述产物分馏塔的塔底获取的未转化的油料流。本发明的实施方案为本段中的现有实施方案至本段中的第一实施方案中的一个、任一个或所有实施方案，还包括以下项中的至少一项：感测所述方法的至少一个参数并由所述感测生成信号或数据；以及生成并传输信号或数据。

[0126] 本发明的第二实施方案是一种用于回收氢化裂解产物的设备，包括氢化裂解反应器；分离器，所述分离器与所述氢化裂解反应器连通；热汽提塔，所述热汽提塔与从所述分离器的塔底延伸的塔底管线连通；冷汽提塔，所述冷汽提塔与从所述分离器的塔顶延伸的塔顶管线连通；预分馏器，所述预分馏器与从所述热汽提塔的塔底延伸的热塔底管线和从所述冷汽提塔的塔底延伸的冷塔底管线连通；产物分馏塔，所述产物分馏塔与所述预分馏器的塔顶出口和所述预分馏器的塔底出口连通；和重质分馏塔，所述重质分馏塔与来自所述产物分馏塔的塔底管线连通。本发明的实施方案是该段中的现有实施方案至该段中的第二实施方案中的一个、任一个或所有实施方案，还包括与所述重质分馏塔的重质塔顶管线连通的真空泵或喷射器。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第二实施方案中的一个、任一个或所有实施方案，还包括与来自所述产物分馏塔的产物塔底管线连通的再沸器，并且所述重质分馏塔与汽提管线连通。

[0127] 本发明的第三实施方案是一种用于回收氢化裂解产物的方法，包括在氢化裂解反应器中在氢化裂解催化剂上用氢气流对进料流进行氢化裂解以提供氢化裂解的料流；将所述氢化裂解的料流分离成热液体氢化裂解的料流和冷液体氢化裂解的料流；在热汽提塔中汽提所述热液体氢化裂解的料流以提供热汽提料流；在冷汽提塔中汽提所述冷液体氢化裂解的料流以提供冷汽提料流；将冷汽提料流进料至产物分馏塔；使来自所述产物分馏塔的塔底的产物再沸料流再沸腾；使所述产物再沸料流返回至所述产物分馏塔的塔底；将产物塔底料流传递至重质分馏塔；以及将气体汽提料流进料至重质分馏塔的塔底。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第三实施方案中的一个、任一个或所有实施方案，还包括将整个所述冷汽提料流和整个所述热汽提料流进料至所述产物分馏塔。本发明的实施方案是本段中的现有实施方案至本段中的第三实施方案中的一个、任一个或所有实施方案，还包括排出重质馏出物料流中的氢化裂解料流中的大部分柴油。

[0128] 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。

[0129] 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。

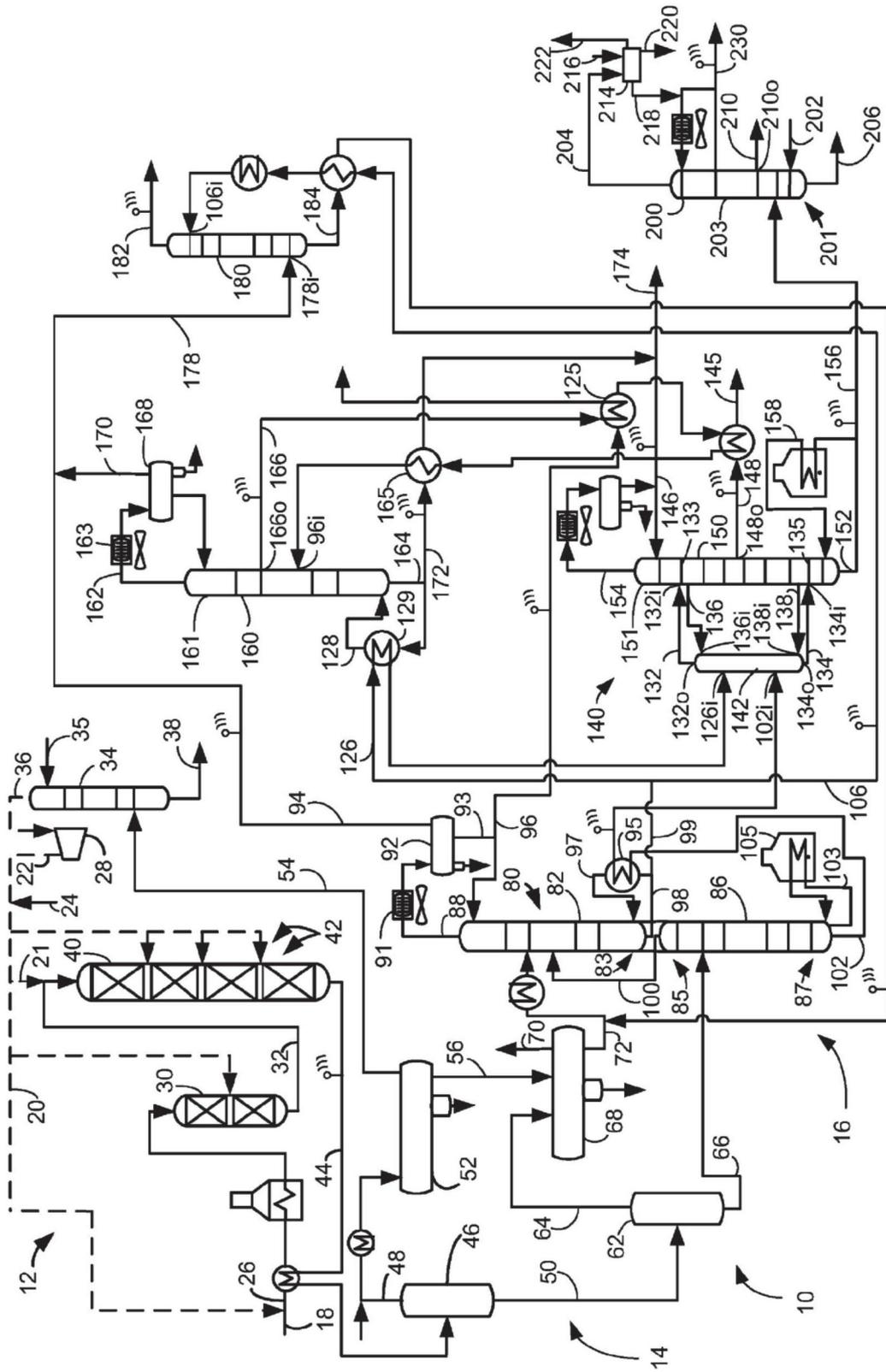


图1

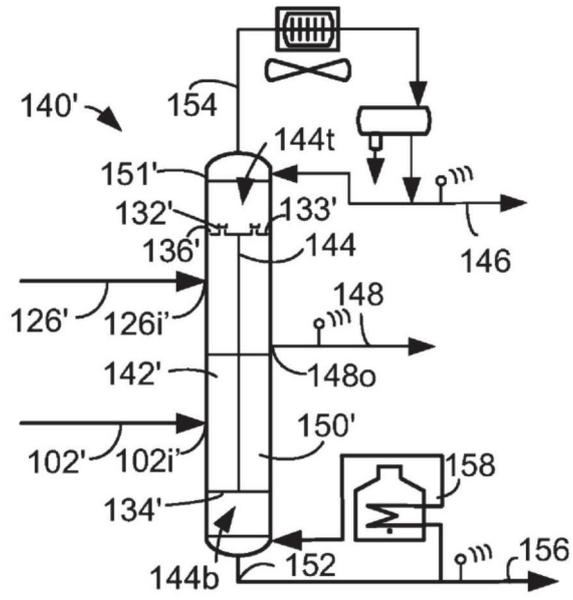


图2