



(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 109963925 A

(43)申请公布日 2019.07.02

(21)申请号 201780069998.2

(22)申请日 2017.10.23

(30)优先权数据

62/422,094 2016.11.15 US

62/504,702 2017.05.11 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日

2019.05.13

(86)PCT国际申请的申请数据

PCT/US2017/057843 2017.10.23

(87)PCT国际申请的公布数据

W02018/093535 EN 2018.05.24

(71)申请人 埃克森美孚研究工程公司

地址 美国新泽西州

(72)发明人 斯蒂芬·H·布朗

布赖恩·A·坎宁安

伦道夫·J·斯迈利

萨米亚·伊利亚斯

杰西·R·曼阿努斯

阿尔德林·G·丘弗斯 许腾

格雷戈里·R·约翰逊

约翰·P·格里利

(74)专利代理机构 中原信达知识产权代理有限

责任公司 11219

代理人 郭国清 穆德骏

(51)Int.Cl.

C10G 67/04(2006.01)

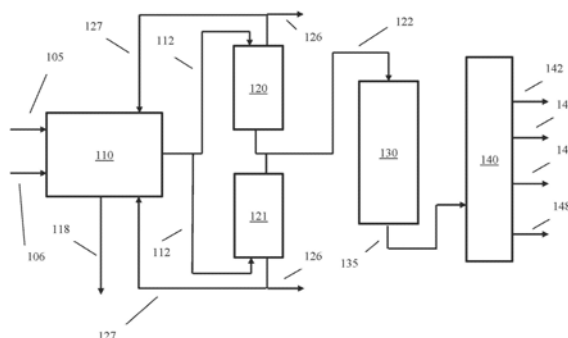
权利要求书3页 说明书39页 附图10页

(54)发明名称

有缺陷的馏分和裂化共进料的处理

(57)摘要

提供了用于改质催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物以形成燃料和/或燃料共混产品的系统和方法。所述蒸汽裂化器焦油可以任选地对应于软质蒸汽裂化器焦油,其包含蒸汽裂化器瓦斯油和/或另一种类型的瓦斯油或其他稀释剂。已出人意料地发现,催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物可以在固定床条件下进行加氢操作,同时减少或最小化在所述加氢操作催化剂上的焦形成的量和/或同时减少或最小化所述固定床的堵塞,正如在含有显著部分的蒸汽裂化器焦油的进料的固定床处理期间所通常期望的。此外或可选地,已出人意料地发现,通过将蒸汽裂化器焦油与催化油浆共混,可以减少或最小化蒸汽裂化器焦油内粉焦的形成。这可以帮助蒸汽裂化器焦油的固定床处理,因为在除去粒子后,所述催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物可以维持降低的或最小化的粉焦和/或其他粒子的水平。



1. 一种用于脱沥青塔残油的加氢处理的方法,所述方法包括:将包含有缺陷的馏分和共进料的进料在加氢操作条件下经加氢操作催化剂处理以形成加氢操作过的流出物,所述共进料包含10重量%或更少的正庚烷不溶物、约90或更高的 S_{BN} 、约50或更高的 I_N 、至少343°C的T10蒸馏点和566°C或更低的T90蒸馏点,所述进料包含约20重量%或更多的所述共进料和约10重量%或更多的所述有缺陷的馏分,所述共进料和所述有缺陷的馏分占所述进料的50重量%或更多,其中a)所述有缺陷的馏分包含含有至少10重量%正庚烷不溶物的脱沥青塔残油,并且所述加氢操作条件包括淤浆加氢操作条件;或b)所述有缺陷的馏分包含蒸汽裂化器焦油,所述共进料包含催化油浆,所述给料包含约100wppm或更低的总粒子含量和7或更小的API重度,并且所述加氢操作条件包括固定床加氢处理条件。

2. 一种用于处理包含蒸汽裂化器焦油的进料的方法,所述方法包括:将进料在有效的加氢处理条件下经固定床中的加氢处理催化剂处理以形成加氢处理过的流出物,所述进料包含a)以所述进料的重量计约60重量%至约99重量%(或约70重量%至约99重量%)的催化油浆部分,其包括 $\sim 650^\circ\text{F}+$ ($\sim 343^\circ\text{C}+$)部分并具有至少约50的 I_N ,和b)约1.0重量%至约30重量%的蒸汽裂化器焦油部分(以所述进料的重量计),所述进料具有约100wppm或更低的总粒子含量和7或更小(或5或更小或0或更小)的API重度,所述加氢处理过的流出物的液体部分具有比所述进料的API重大至少5(或大至少10或大至少15)的API重度。

3. 根据权利要求1或2所述的方法,所述方法还包括分离包含所述催化油浆部分和所述蒸汽裂化器焦油部分的给料,以至少形成包含所述进料的第一分离流出物和第二分离流出物,所述给料具有至少约200wppm(或至少约500wppm或至少约1000wppm)的总粒子含量,所述第二分离流出物包含至少约200wppm的粒度为25 μm 或更大的粒子。

4. 一种用于处理包含蒸汽裂化器焦油的进料的方法,所述方法包括:

分离进料,所述进料包含:

a)以所述进料的重量计约60重量%至约99重量%(或约70重量%至约99重量%)的催化油浆部分,其包括 $\sim 650^\circ\text{F}+$ ($\sim 343^\circ\text{C}+$)部分并具有至少约50的 I_N ,和

b)约1.0重量%至约30重量%(以所述进料的重量计)的蒸汽裂化器焦油部分,以至少形成总粒子含量为约100wppm或更低的第一分离流出物和包含至少约200wppm的粒度为25 μm 或更大的粒子的第二分离流出物;以及

将所述第一分离流出物在有效的加氢处理条件下经固定床中的加氢处理催化剂处理,以形成加氢处理过的流出物,所述第一分离流出物具有7或更小(或5或更小或0或更小)的API重度,所述加氢处理过的流出物的液体部分具有比所述进料的API重大至少5(或大至少10或大至少15)的API重度。

5. 根据权利要求4所述的方法,其中分离所述进料包括将所述进料在沉降容器中沉降一定的沉降时间,以形成沉降器流出物和沉降器底部残留物,所述沉降器底部残留物包含至少约200wppm的粒度为25 μm 或更大的粒子,所述沉降任选地在至少约100°C的沉降温度下进行。

6. 根据权利要求4或5所述的方法,其中分离所述进料包括将至少一部分所述给料通入到静电分离级中,以形成总粒子含量低于所述进料的总粒子含量的第一静电分离流出物和具有比所述进料更高的总粒子含量的第二静电分离流出物。

7. 根据上述权利要求中任一项所述的方法,其中所述进料和/或第一分离流出物包含

约3重量%至约10重量% (以所述进料的重量计) 的 $\sim 1050^{\circ}\text{F} + (\sim 566^{\circ}\text{C} +)$ 部分, 所述有效的加氢处理条件有效地转化所述进料和/或第一分离流出物的至少约50重量%的 $\sim 566^{\circ}\text{C} +$ 部分, 所述有效的加氢处理条件任选地消耗至少约1500SCF/bbl ($\sim 260\text{Nm}^3/\text{m}^3$) 的氢气。

8. 根据上述权利要求中任一项所述的方法, 其中所述进料和/或第一分离流出物还包含1重量%至30重量% (以所述进料的重量计) 的助熔剂, 所述助熔剂具有至少 343°C 的T5沸点。

9. 根据上述权利要求中任一项所述的方法, 其中所述进料和/或第一分离流出物还包含约10重量%或更少 (以所述进料的重量计) 的不同于催化油浆部分或蒸汽裂化器焦油部分的馏分。

10. 根据上述权利要求中任一项所述的方法, 其中所述进料和/或第一分离流出物包含至少约5重量% (以所述进料的重量计) 或至少约10重量%或至少约15重量%的蒸汽裂化器焦油部分。

11. 根据上述权利要求中任一项所述的方法, 其中所述进料 (或第一分离流出物) 包含至少约 343°C 的T10蒸馏点; 或者其中所述进料和/或第一分离流出物具有约50wppm或更低或约25wppm或更低的总粒子含量; 或其组合。

12. 一种加氢操作系统, 所述系统包含:

沉降罐;

一级或多级静电分离器, 其包含与所述沉降罐流体连通、用于接收沉降器流出物的至少一个分离器级入口和至少一个分离器级出口; 和

加氢操作反应器, 其包含与所述至少一个分离器级出口流体连通的反应器入口和反应器出口, 所述加氢操作反应器还包含含有加氢操作催化剂的至少一个固定床。

13. 根据权利要求12所述的加氢操作系统, 其中所述沉降罐包含与焦化器、流化床催化裂化器或燃料油池中的至少一者流体连通的沉降器底部残留物出口。

14. 根据权利要求12或13所述的加氢操作系统, 其中所述一级或多级静电分离器包含串联布置的静电分离器、并联布置的静电分离器或其组合, 所述一级或多级静电分离器任选地还包含与焦化器、流化床催化裂化器或燃料油池中的至少一者流体连通的分离器级冲洗出口。

15. 一种加氢处理过的流出物的液体部分, 其根据权利要求1-11中任一项所述的方法来制备。

16. 一种加氢处理过的流出物的液体部分, 其通过对包含蒸汽裂化器焦油的进料进行处理来形成, 所述加氢处理过的流出物通过包括下述步骤的方法来形成:

分离进料, 所述进料包含a) 以所述进料的重量计约60重量%至约99重量% (或约70重量%至约99重量%) 的催化油浆部分, 其包含 $\sim 650^{\circ}\text{F} + (\sim 343^{\circ}\text{C} +)$ 部分并具有至少约50的 I_N , 和b) 约1.0重量%至约30重量%的蒸汽裂化器焦油部分, 以至少形成总粒子含量为约100wppm或更低的第一分离流出物和包含至少约200wppm的粒度为 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子的第二分离流出物; 以及

将所述第一分离流出物在有效的加氢处理条件下经固定床中的加氢处理催化剂处理, 以形成加氢处理过的流出物, 所述第一分离流出物具有7或更小 (或5或更小或0或更小) 的API重度, 所述加氢处理过的流出物的液体部分具有至少5的API重度, 所述加氢处理过的流

出物的液体部分的API重度比所述进料的API重大至少5(或大至少10、或大至少15)。

17. 一种用于脱沥青塔残油的淤浆加氢操作的方法,所述方法包括:将包含脱沥青塔残油和共进料的进料在淤浆加氢操作条件下经淤浆加氢操作催化剂处理,以形成加氢操作过的流出物,所述脱沥青塔残油包含相对于所述脱沥青塔残油的重量至少10重量%的正庚烷不溶物,所述共进料包含约90或更高的 S_{BN} 、约50或更高的 I_N 、至少343℃的T10蒸馏点和566℃或更低的T90蒸馏点,所述进料包含约20重量%或更多的所述共进料和约10重量%或更多的所述脱沥青塔残油,所述共进料和脱沥青塔残油占所述进料的50重量%或更多。

18. 根据权利要求1或17所述的方法,其中所述进料包含约30重量%或更多或约50重量%或更多的所述脱沥青塔残油;或者其中所述进料包含约30重量%或更多或约50重量%或更多的所述共进料;或者其中所述共进料和脱沥青塔残油占所述进料的70重量%或更多或80重量%或更多;或其组合。

19. 根据权利要求1、17或18中任一项所述的方法,其中所述进料包含约20重量%或更多或约40重量%或更多或约50重量%或更多的催化油浆;或者其中所述进料包含约20重量%或更多或约40重量%或更多或约50重量%或更多的蒸汽裂化器焦油。

20. 根据权利要求1或17-19中任一项所述的方法,其中所述共进料具有约110或更高或约120或更高或约150或更高的 S_{BN} ,或者其中所述共进料具有约70或更高或约90或更高的 I_N ;或其组合。

21. 根据权利要求1或17-20中任一项所述的方法,其中所述共进料包含催化油浆、蒸汽裂化器焦油、焦化器瓦斯油、芳烃萃取馏分或其组合。

22. 根据权利要求1或17-21中任一项所述的方法,其中所述淤浆加氢操作条件相对于566℃有效地转化至少25重量%或至少40重量%或至少50重量%的所述脱沥青塔残油。

23. 根据权利要求1或17-22中任一项所述的方法,其中将所述进料经相对于所述进料的重量1000wppm或更少或500wppm或更少的淤浆加氢操作催化剂。

24. 根据权利要求1或17-23中任一项所述的方法,其中所述加氢操作过的流出物包含3.0重量%或更少或2.0重量%或更少的甲苯不溶化合物。

25. 一种用于淤浆加氢操作的进料,所述进料包含:

约10重量%或更多的脱沥青塔残油,所述脱沥青塔残油包含相对于所述脱沥青塔残油的重量至少10重量%的正庚烷不溶物;

约50重量%或更多的共进料,所述共进料包含约90或更高的 S_{BN} 、约50或更高的 I_N 、至少343℃的T10蒸馏点和566℃或更低的T90蒸馏点;以及

约100wppm至约1000wppm的催化剂粒子,所述催化剂粒子包含VIB族金属。

26. 根据权利要求25所述的进料,其中所述共进料包含催化油浆,所述进料包含约20重量%或更多的所述催化油浆。

27. 根据权利要求25或26所述的进料,其中所述共进料包含催化油浆、蒸汽裂化器焦油、焦化器瓦斯油、芳烃萃取馏分或其组合。

28. 根据权利要求25至27中任一项所述的进料,其中所述共进料具有约70或更高或约90或更高的 I_N ;或者其中所述共进料具有约110或更高或约120或更高或约150或更高的 S_{BN} ;或其组合。

29. 根据权利要求25至28中任一项所述的进料,其中所述VIB族金属包含Mo。

有缺陷的馏分和裂化共进料的处理

技术领域

[0001] 提供了用于重质芳烃馏分例如催化油浆馏分、蒸汽裂化器焦油馏分和/或脱沥青塔残油馏分的共混物的加氢操作的系统和方法。

背景技术

[0002] 流化床催化裂化 (FCC) 方法通常在炼油厂中用作不需另外的氢气即可转化给料以产生适合用作燃料的较低沸点馏分的方法。尽管FCC方法可以有效地转化大部分通常的输入进料,但在常规操作条件下,至少一部分得到的产物可以对应于作为“底部残留物”馏分离开所述过程的馏分。这种底部残留物馏分通常是高沸程馏分例如 $\sim 650^{\circ}\text{F}+$ ($\sim 343^{\circ}\text{C}+$) 馏分。由于这种底部残留物馏分也可含有FCC催化剂细粉,因此这种馏分有时也被称为催化油浆。

[0003] 蒸汽裂化,也被称为热解,长久以来已被用于将各种不同的烃类给料裂化成烯烃,优选为轻质烯烃例如乙烯、丙烯和丁烯。常规的蒸汽裂化利用热解炉,在其中将通常包含原油或其任选地脱盐的馏分的给料充分加热,以引起较大分子的热分解。有价值且合意的产物包括轻质烯烃例如乙烯、丙烯和丁烯。然而,所述热解过程还产生倾向于合并以形成被称为蒸汽裂化焦油或蒸汽裂化器焦油、在后文中被称为“SCT”的高分子量材料的分子。它们是从热解炉的流出物获得的价值最低的产品。通常,含有较高沸点材料的给料(“重质进料”)倾向于产生更大量的SCT。应该指出,术语热裂解装置、热解装置和蒸汽裂化器在本文中同义使用;都是指常规被称为蒸汽裂化器的装置,尽管蒸汽是任选的。

[0004] SCT属于最不想要的热解产物,因为几乎未发现它的用途。SCT倾向于与蒸汽裂化器上游的炼油厂管馏器的“原始”(意味着它尚未经任何烃类转化过程例如FCC或蒸汽裂化)产物不相容。这种不相容性的至少一个原因是沥青质的存在。沥青质的分子量高,并且在即使以不显著的量共混在其他材料例如燃料油料流中时也可沉淀出来。

[0005] 蒸汽裂化过程通常在炼油厂中用作从重油或其他低价值馏分生产烯烃的方法。在蒸汽裂化期间产生的副产物可以是蒸汽裂化器焦油。蒸汽裂化器焦油通常可以是具有与真空瓦斯油和/或真空渣油馏分相近的沸程的高芳烃产物。常规来说,蒸汽裂化器焦油可难以使用固定床反应器来处理,这是因为蒸汽裂化器焦油进料中的各种不同分子具有高反应性,引起积垢和可操作性问题。这些处理难题可以被例如进料的高粘度、蒸汽裂化器焦油进料内粉焦的存在和/或与蒸汽裂化器焦油的组成相关的其他性质进一步复杂化。

[0006] 在炼油厂背景中另一种类型的对处理具有有缺陷的的馏分是从溶剂脱沥青过程产生的脱沥青残留物或“残油”。对某些类型的进料来说,所述脱沥青残留物可用作沥青产品和/或作为用于形成沥青产品的共混料。然而,许多类型的脱沥青残留物不适合用于沥青生产,并且对沥青的商业需求通常显著低于脱沥青残留物的可用量。

[0007] 美国专利申请出版物2017/0002279描述了在各种不同条件下对催化油浆进行固定床加氢操作的方法。

[0008] 美国专利申请出版物2017/0022433描述了在各种不同条件下对脱沥青塔残油和

共进料进行固定床加氢操作的方法。

[0009] 美国专利7,279,090描述了对真空渣油进料进行脱沥青并使用沸腾床反应器处理所述脱沥青塔残油的方法。实施例报告了在所述沸腾床反应器中处理的脱沥青塔残油具有65%至70%的转化率。脱沥青的油可以在固定床反应器或沸腾床反应器中处理。

发明内容

[0010] 一方面,提供了一种对包含蒸汽裂化器焦油的进料进行处理的方法。所述方法包括将进料在有效的加氢处理条件下经固定床中的加氢处理催化剂处理,以形成加氢处理过的流出物。所述进料可以包含a)约60重量%至约99重量%(或约70重量%至约99重量%)的催化油浆部分,其包含 $\sim 650^{\circ}\text{F}+(\sim 343^{\circ}\text{C}+)$ 部分并具有至少约50的 I_N 。所述进料还可以包含b)约1.0重量%至约30重量%的蒸汽裂化器焦油部分。所述催化油浆部分和蒸汽裂化器焦油部分可以是指在任何粒子分离之前的部分和/或已经过至少一个粒子分离过程处理的部分。所述进料可以具有约100wppm或更低的总粒子含量和7或更小的API重度。所述加氢处理过的流出物的液体部分可以具有比所述进料的API重大至少5(或大至少10、或大至少15)的API重度。任选地,所述进料还可以包含1重量%至30重量%的助熔剂,所述助熔剂具有至少 343°C 的T5沸点。

[0011] 任选地,所述进料可以通过分离包含所述催化油浆部分和蒸汽裂化器焦油部分的给料,以至少形成包含所述进料的第一分离流出物和第二分离流出物来形成。在分离之前,所述给料可以具有至少约200wppm(或至少约500wppm或至少约1000wppm)的总粒子含量。所述第二分离流出物可以包含至少约200wppm的粒度为 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子。在某些情况下,分离所述给料可以包括将所述给料在沉降容器中沉降一定的沉降时间,以形成沉降器流出物和沉降器底部残留物,所述沉降器底部残留物包含至少约200wppm的粒度为 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子。在某些情况下,分离所述给料可以包括将至少一部分所述给料(例如所述沉降器流出物)通入到静电分离级中,以形成总粒子含量低于所述给料的总粒子含量的第一静电分离流出物和具有比所述给料更高的总粒子含量的第二静电分离流出物。任选地,所述催化油浆部分和蒸汽裂化器焦油部分中的至少一者可以对应于已经过以前的粒子去除过程例如分离过程处理,以至少形成第一分离流出物和第二分离流出物的部分。任选地,所述催化油浆部分和蒸汽裂化器焦油部分中的至少一者可以对应于尚未经过以前的粒子去除过程处理的部分。

[0012] 在某些情况下,所述进料可以包含约3重量%至约10重量%的 $\sim 1050^{\circ}\text{F}+(\sim 566^{\circ}\text{C}+)$ 部分,所述有效的加氢处理条件有效地转化所述进料和/或第一分离流出物的至少约50重量%的 $\sim 566^{\circ}\text{C}+$ 部分,所述有效的加氢处理条件任选地消耗至少约1500SCF/bbl($\sim 260\text{Nm}^3/\text{m}^3$)的氢气。此外或可选地,所述进料还可以包含约10重量%或更少的催化油浆部分或蒸汽裂化器焦油部分之外的馏分。此外或可选地,所述进料还可以包含至少约5重量%或至少约10重量%或至少约15重量%的所述蒸汽裂化器焦油部分。此外或可选地,所述进料可以具有至少约 343°C 的T10蒸馏点。此外或可选地,所述进料可以具有约50wppm或更低或约25wppm或更低的总粒子含量。

[0013] 另一方面,提供了一种加氢操作系统。所述加氢操作系统可以包括沉降罐。所述加氢操作系统还可以包括一级或多级静电分离器,其包含与所述沉降罐流体连通、用于接收

沉降器流出物的至少一个分离器级入口和至少一个分离器级出口。所述加氢操作系统还可以包括加氢操作反应器,其包含与所述至少一个分离器级出口流体连通的反应器入口和反应器出口,所述加氢操作反应器还包含含有加氢操作催化剂的至少一个固定床。任选地,所述沉降罐可以包括与焦化器、流化床催化裂化器或燃料油池中的至少一者流体连通的沉降器底部残留物出口。在某些情况下,所述一级或多级静电分离器可以包含串联布置的静电分离器、并联布置的静电分离器或其组合。所述一级或多级静电分离器还可以任选地包含与焦化器、流化床催化裂化器或燃料油池中的至少一者流体连通的分离器级冲洗出口。

[0014] 另一方面,提供了一种通过处理包含蒸汽裂化器焦油的进料而形成的加氢处理过的流出物的液体部分。所述加氢处理过的流出物可以通过包括下述步骤的方法来形成:对进料进行分离,所述进料包含a) 约60重量%至约99重量% (or约70重量%至约99重量%) 的催化油浆部分,其包括 $\sim 650^{\circ}\text{F}$ ($\sim 343^{\circ}\text{C}$) 部分并具有至少约50的 I_N ,和b) 约1.0重量%至约30重量%的蒸汽裂化器焦油部分,以至少形成总粒子含量为约100wppm或更低的第一分离流出物和包含至少约200wppm的粒度为 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子的第二分离流出物。然后将所述第一分离流出物在有效的加氢处理条件下经固定床中的加氢处理催化剂处理,以形成加氢处理过的流出物。所述第一分离流出物可以具有7或更小的API重度。所述加氢处理过的流出物的液体部分具有至少5的API重度,和/或所述加氢处理过的流出物的液体部分的API重度可以比所述进料的API重大至少5 (或大至少10或大至少15)。

[0015] 另一方面,提供了一种在淤浆加氢操作条件处理包含脱沥青塔残油的进料的方法。所述方法包括将包含脱沥青塔残油和共进料的进料在淤浆加氢操作条件下经淤浆加氢操作催化剂处理,以形成加氢操作过的流出物。所述脱沥青塔残油可以包含相对于所述脱沥青塔残油的重量至少10重量%的正庚烷不溶物。所述共进料可以具有10重量%或更少的正庚烷不溶物和/或约90或更高的 S_{BN} 和/或至少 343°C 的T10蒸馏点和/或 566°C 或更低的T90蒸馏点。所述进料可以包含约20重量%或更多的所述共进料和约10重量%或更多的所述脱沥青塔残油。此外,50重量%或更多的所述进料可以对应于所述共进料和脱沥青塔残油。

[0016] 在某些情况下,所述进料可以包含30重量%或更多或50重量%或更多的所述脱沥青塔残油。所述脱沥青塔残油可以任选地包含至少20重量%或至少40重量%的正庚烷不溶物。在某些情况下,所述进料可以包含30重量%或更多或50重量%或更多的所述共进料。所述共进料可以对应于催化油浆、蒸汽裂化器焦油、焦化器瓦斯油、芳烃萃取馏分或其组合。在某些情况下,70重量%或更多或80重量%或更多的所述进料可以对应于所述共进料和脱沥青塔残油。

[0017] 另一方面,提供了一种用于在淤浆加氢操作条件下进行处理的包含脱沥青塔残油的进料。所述进料可以包含脱沥青塔残油、共进料和约100wppm至约1000wppm的催化剂粒子,例如包含Mo和/或VIB族金属的催化剂粒子。

附图说明

[0018] 图1示出了用于处理包含催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混进料的反应系统的一个实例。

[0019] 图2示出了蒸汽裂化器焦油进料中粒子的沉降速率。

[0020] 图3示出了蒸汽裂化器焦油进料和包含蒸汽裂化器焦油和芳烃流体的进料的沉降

速率。

[0021] 图4示出了包含蒸汽裂化器焦油和芳烃流体的进料的沉降速率。

[0022] 图5示出了来自于催化油浆的加氢处理的结果。

[0023] 图6示出了来自于催化油浆的加氢处理的结果相对于共混进料的加氢处理的结果。

[0024] 图7示出了来自于催化油浆的加氢处理的结果相对于共混进料的加氢处理的结果。

[0025] 图8示出了用于淤浆加氢操作的反应系统的一个实例。

[0026] 图9示出了来自于脱沥青塔残油、蒸汽裂化器焦油或脱沥青塔残油与蒸汽裂化器焦油的共混物的淤浆加氢操作的加氢操作流出物中的甲苯不溶物的量。

[0027] 图10示出了来自于脱沥青塔残油和各种不同共进料的淤浆加氢操作的加氢操作流出物中的甲苯不溶物的量。

具体实施方式

[0028] 在各种不同情况下,提供了通过加氢操作在共进料存在下对有缺陷的进料进行改质的系统和方法。适用于有缺陷的进料的改质的加氢操作的类型可以取决于所述有缺陷的进料的本质。对于对应于蒸汽裂化器焦油的有缺陷的进料来说,所述有缺陷的进料可以在固定床加氢操作条件下,在催化油浆共进料存在下处理。对于对应于具有显著含量的微残碳和/或正庚烷不溶性化合物的脱沥青塔残油的有缺陷的进料来说,所述有缺陷的进料可以在淤浆加氢操作条件下,在对应于裂化进料的共进料存在下处理。所述裂化进料可以对应于具有高的溶解度共混值的实质上真空瓦斯油沸程的进料。

[0029] 在某些情况下,提供了用于改质催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物,以形成石脑油沸程和/或馏出物沸程和/或残留物燃料产品的系统和方法。在这些情况下,所述蒸汽裂化器焦油可以对应于有缺陷的进料。所述蒸汽裂化器焦油可以任选地对应于软质蒸汽裂化器焦油,其包含蒸汽裂化器瓦斯油和/或另一种类型的瓦斯油或其他稀释剂。软质蒸汽裂化器焦油进料可以具有改进的粘度和/或流动性质。已出人意料地发现,催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物可以在固定床条件下进行加氢操作,同时减少或最小化所述加氢操作催化剂上的焦形成的量和/或同时减少或最小化所述固定床的堵塞,正如在含有显著部分的蒸汽裂化器焦油的进料的固定床处理期间所通常期望的。此外或可选地,已出人意料地发现通过将蒸汽裂化器焦油与催化油浆共混,可以减少或最小化蒸汽裂化器焦油中粉焦的形成。这可以帮助所述蒸汽裂化器焦油的固定床处理,因为在除去粒子后,所述催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物可以维持降低的或最小化水平的粉焦和/或其他粒子。加氢处理可以是在从催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物除去细粉后可以作为固定床过程执行的适合类型的加氢操作的一个实例。

[0030] 蒸汽裂化器焦油(SCT)可以对应于在用于烯烃生产的重油进料的蒸汽裂化期间产生的副产物或残留产物。出于各种原因,SCT的常规固定床处理通常是不实用的。作为单独的进料,SCT可以快速污染固定床处理装置。不希望受到任何特定理论的束缚,这部分地是由SCT内的沥青质造成的,其在加氢操作期间变得不可溶,从而在固定催化剂床内引起沥青质沉淀。具体来说,SCT可具有相对高的 S_{BN} 和 I_N 两种值。由于在引起进料转化(例如相对

于700°F/~371°C的转化或相对于1050°F/~566°C的转化)的加氢操作期间 S_{BN} 可以明显比 I_N 更快地下降,因此以有意义的方式对SCT进行加氢操作的尝试可以快速引起固定床反应器的积垢和/或堵塞。将SCT与其他进料共同处理的尝试可以潜在地加重这种难度,因为大多数常规的炼油厂进料可以具有明显比SCT更小的起始 S_{BN} 值。此外,SCT进料的部分可以引起SCT进料的部分粘附于处理设备内的表面,从而导致进一步结垢的粘度和/或其他流动性质。另一个问题可能是SCT产生另外的粉焦、固体沥青质或其他粒子的倾向性。当将SCT过滤以除去粒子时,平衡过程可造成在所述SCT内形成另外的粒子。这些粒子可对固定床催化剂床的堵塞有贡献。由于这些难点中的一者或多者,在炼油厂背景中通常可能避免SCT的固定床处理。反之,通常将SCT用作燃料油池的组分,这对应于相对低价值的用途。

[0031] 在各种不同情况下,上述难点中的一者或多者可以通过使用蒸汽裂化器焦油部分和催化油浆部分(即来自于FCC过程的底部残留物)的共混物作为用于生产石脑油和馏出物沸程燃料产品的进料来克服。在这个讨论中,除非另有规定,否则对蒸汽裂化器焦油或蒸汽裂化器焦油部分的指称被认为是可互换的。应该指出,蒸汽裂化器焦油或蒸汽裂化器焦油部分被定义为包括已通过分离级以降低粒子含量的蒸汽裂化器焦油和/或蒸汽裂化器焦油部分。同样地,除非另有规定,否则对催化油浆或催化油浆部分的指称被认为是可互换的,并且被定义为包括已通过分离级以降低粒子含量的催化油浆和/或催化油浆部分。

[0032] 在各种不同情况下,所述共混进料可以包含至少约0.1重量%或至少约1.0重量%或至少约5.0重量%或至少约10重量%的蒸汽裂化器焦油。此外或可选地,所述进料可以包含约30重量%或更少或约25重量%或更少或约20重量%或更少或约15重量%或更少或约10重量%或更少的蒸汽裂化器焦油。具体来说,进料可以包含约0.1重量%至约25重量%或约0.1重量%至约30重量%或约1.0重量%至约20重量%的蒸汽裂化器焦油。在某些情况下,所述共混进料还可以包含1.0重量%至30重量%(或1.0重量%至20重量%或1.0重量%至10重量%)的“助熔剂”,其采取分开添加的助熔剂的形式或采取软质蒸汽裂化器焦油的形式。例如,所述共混进料可以任选地包含至少约1.0重量%或至少约5.0重量%或至少约10重量%和/或约30重量%或更少或约25重量%或更少或约20重量%或更少或约10重量%或更少的助熔剂。所述共混进料还可以包含至少约50重量%或至少约60重量%或至少约70重量%或至少约80重量%或至少约90重量%的催化油浆。此外或可选地,所述进料可以含有约99重量%或更少或约95重量%或更少或约90重量%或更少的催化油浆。具体来说,进料可以包含约50重量%至约99重量%或约50重量%至约90重量%或约70重量%至约99重量%的催化油浆。任选地,所述进料可以基本上由催化油浆和蒸汽裂化器焦油构成,具有少于约10重量%或少于约5.0重量%或少于约1.0重量%或少于约0.1重量%的其他进料组分。具体来说,所述进料可以任选地包含约0重量%至约10重量%或约0重量%至约5.0重量%或约0.1重量%至约5.0重量%或约0.1重量%至约1.0重量%的其他组分。与用于燃料生产的许多类型的潜在进料相比,催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物中的沥青质可以在与所述催化油浆中的其他芳烃化合物的转化的时间尺度相当的时间尺度上明显地转化。这可具有下述效果,即在加氢操作期间,催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物的 S_{BN} 的降低速率可与 I_N 的降低速率相近,使得在处理期间沥青质的沉淀可以被减少、最小化或消除。作为结果,已出人意料地发现催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物可以在有效的加氢操作条件下进行处理,获得所述进料的显著转化而不引起催化剂的过度焦化。

[0033] 对蒸汽裂化器焦油和催化油浆的共混进料进行加氢操作的另一个有利特点是可以获得的产物体积的增加。由于蒸汽裂化器焦油和/或催化油浆中芳烃核心的百分率高,这种共混物的加氢操作可以引起氢气的显著消耗。向蒸汽裂化器焦油和催化油浆的共混物添加的额外的氢气可以引起所述加氢操作过的流出物的体积增加。用于所述加氢处理的额外氢气可以从任何方便的来源提供。

[0034] 例如,氢气可以通过页岩气或另一种天然气类型的进料的蒸汽重整来产生。在这个实例中,可以将对应于廉价的催化油浆和源自于美国页岩气的廉价的氢气的输入料流合并,来生产液化丙烷气(LPG)、汽油、柴油/馏出物燃料和/或(超)低硫燃料油。通过处理由催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物构成的进料,可以避免使用常规共混给料时发生的不相容性。

[0035] 在某些情况下,在商业化加氢处理器运行的正常范围之内的加氢操作能够向包含催化油浆和SCT的进料添加 $\sim 1500-4000\text{SCF/bbl}$ ($\sim 260\text{Nm}^3/\text{m}^3$ 至 $\sim 690\text{Nm}^3/\text{m}^3$)的氢气。这可以导致进料显著转化成 700°F - (371°C -)产物,例如至少约40重量%或至少约50重量%或至少约60重量%并多达约90重量%或更多转化成 371°C -产物。在某些情况下,所述 $\sim 371^\circ\text{C}$ -产物可以满足在美国对低硫柴油燃料共混料的要求。此外或可选地,所述 $\sim 371^\circ\text{C}$ -产物可以通过进一步加氢操作成低硫柴油燃料或共混料来改质。剩余的 $\sim 700^\circ\text{F}$ + ($\sim 371^\circ\text{C}$ +)产物任选地可以满足 <0.5 重量%S的船用锅炉燃料或 <0.1 重量%S的船用锅炉燃料的正常技术规格,和/或可以与馏出物沸程共混料共混以生产可以满足 $<\sim 0.1$ 重量%S的船用锅炉燃料的技术规格的最终共混物。应该指出,在某些情况下,上述进料的显著转化可以对应于相对于 750°F (399°C)而不是 371°C 的转化。此外或可选地,上述低硫柴油燃料共混料在某些情况下可以对应于 $\sim 399^\circ\text{C}$ -产物而不是 $\sim 371^\circ\text{C}$ -产物。在这些情况下,所述 $\sim 399^\circ\text{C}$ +产品可以任选地满足 <0.5 重量%S的船用锅炉燃料或 <0.1 重量%S的船用锅炉燃料的技术规格。此外或可选地,可以形成 $\sim 343^\circ\text{C}$ +产物,其不需另外共混即可适合用作 <0.1 重量%S的船用锅炉燃料。

[0036] 用于表征转化的另一个选项可以是表征相对于 1050°F (566°C)的转化。催化油浆和(任选地添加助熔剂的)SCT的共混物可仅含有百分之几重量例如约3重量%至约15重量%的 566°C +组分。然而,在常规理解下,这种 566°C +部分的超过约50%的转化预计将导致固定床加氢处理反应器的快速焦化和堵塞。已出人意料地确定,本文中描述的加氢处理条件可以使得 566°C +化合物的至少约50%的转化,并仅有极少的焦形成。在各种不同情况下, 566°C +组分向 566°C -组分转化的量可以为至少约50重量%或至少约60重量%或至少约70重量%或至少约80重量%,例如多达 566°C +组分基本上完全转化。具体来说, 566°C +组分向 566°C -组分转化的量可以为约50重量%至约100重量%或约60重量%至约100重量%或约70重量%至约100重量%。

[0037] 在各种不同情况下,作为固定床加氢操作的替选方案,可以将催化油浆、蒸汽裂化器焦油、和/或高溶解度芳烃石油馏分与脱沥青塔残渣或“残油”共混,以形成用于在淤浆加氢转化条件下进行加氢操作的给料。在这些可替选情况下,所述脱沥青塔残渣可以对应于所述有缺陷的进料。其他高溶解度芳烃石油馏分可以包括但不限于焦化器底部残留物和用于形成润滑剂基础油的溶剂处理期间产生的芳烃萃取馏分。更通常地,高溶解度芳烃石油馏分可以对应于T10至T90馏程在约 343°C - 538°C (或 343°C - 566°C)的馏分。高溶解度芳烃

馏分也可以具有约90或更高或约100或更高或约110或更高或约120或更高,例如高达约250或可更高的 S_{BN} 。此外或可选地,高溶解度芳烃馏分可以具有约50或更高或约70或更高或约90或更高的 I_N 。这些馏分通常可以对应于裂化馏分,因为源自于直馏原油来源的馏分通常由于低的芳烃含量和/或高的链烷烃含量而具有较低的 S_{BN} 值。相比之下,裂化馏分可包含较高浓度的没有脂族侧链的多环芳烃和较低浓度的链烷烃。

[0038] 淤浆加氢转化是一种可对各种不同类型的具有低的氢碳比的进料的处理有益的过程。例如,用于改质真空渣油沸程进料的一种选项可以是使用真空渣油作为焦化器的进料。尽管这可以引起一些所述进料改质成燃料沸程产品,但多达20重量%至50重量%的所述进料可以被转化成焦炭这种低价值产品。淤浆加氢转化可以潜在地提供一种可替代方法,用于处理真空渣油进料并同时减少焦炭的产生,这部分地是由在所述淤浆加氢转化期间向所述进料添加氢的能力造成的。具体来说,对于典型/常规类型的淤浆加氢转化进料来说,淤浆加氢转化的优点可以是能够生产相对恒定量的淤浆加氢转化“木沥青”(或未转化的材料),尽管给料中康拉特逊残碳或微残碳的量提高。由于由焦化器产生的焦炭的量通常与进料的微残碳含量强烈相关,因此当进料的微残碳增加时,淤浆加氢转化可以提供增加的益处。

[0039] 在某些炼油厂背景中,可以通过首先进行溶剂脱沥青来减少需要处理的真空渣油进料的体积。溶剂脱沥青通常使用小烷烃(C_3-C_7)作为溶剂来进行,并且可以导致产生脱沥青的油馏分和与所述脱沥青溶剂不相容的残留物或残油馏分。所述脱沥青的油馏分可以是有益的,因为这种馏分通常可以使用常规的炼油厂方法来处理。然而,所述脱沥青塔残油馏分可带来挑战。对于某些进料来说,所述残油馏分可以对应于适合用于沥青商业化应用的沥青。然而,出于品质和/或经济原因,这种残油的处置通常是不可利用的。因此,脱沥青塔残留物或残油馏分通常需要进一步处理(例如焦化)。

[0040] 使用脱沥青塔残油作为常规焦化器的进料可以导致相对于所述进料的重量50重量%或更高的焦炭产率。这种高的焦炭产率通常可以造成下述形势,即对脱沥青塔残油馏分进行焦化在经济上是不利的。这可以使淤浆加氢转化成为用于残油处理的有益选项。然而,由于高的正庚烷不溶物(沥青质)浓度,脱沥青塔残留物或残油也可以是用于淤浆加氢转化的有缺陷的馏分。尽管对于广泛的各种进料来说淤浆加氢转化可以产生相对稳定量的木沥青,但脱沥青塔残油中浓缩的沥青质可以引起所述淤浆加氢转化产物中甲苯不溶化合物的水平升高,正如根据ASTM D4072所确定的。取决于脱沥青过程的本质和脱沥青装置的进料,残油馏分可具有40重量%或更高的微残碳含量,和/或约10重量%或更高或约20重量%或更高或约30重量%或更高,例如高达50重量%或更高的正庚烷不溶物含量。对于在使用 C_{5+} 溶剂脱沥青期间形成的残油馏分来说,正庚烷不溶性化合物和/或微残碳的浓度可趋向于更高的值。不受任何特定理论的限制,当在淤浆加氢操作条件下处理残油馏分时,正庚烷不溶性化合物的含量升高可引起不相容的中间相形成。所述不相容的中间相可以对应于主要包含堆叠的、部分加氢转化的沥青质的半固体相。当所述中间相中的分子形成自由基时,所述自由基可以容易地与所述中间相中的其他分子缩合,以形成显得对应于传统焦炭的甲苯不溶化合物。这种对于常规淤浆加氢操作进料来说不会发生的焦炭(和/或另外的甲苯不溶化合物)的产生,可以引起额外的木沥青产生,从而减少或最小化了淤浆加氢转化过程的关键益处之一。

[0041] 尝试减少在对残油馏分进行淤浆加氢操作期间产生的甲苯不溶物的一种选项,可以是将所述残油用直馏真空瓦斯油稀释。不幸的是,直馏真空瓦斯油馏分可倾向于具有相对低的芳烃含量,例如大约25重量%或更低。结果,尝试对脱沥青塔残油和直馏真空瓦斯油的混合进料进行淤浆加氢操作,可倾向于在反应器内引起相分离和/或不均质性,这可对维持处理条件的控制造成问题。

[0042] 已发现,在脱沥青塔残留物或残油的淤浆加氢操作期间形成的焦炭/过量甲苯不溶化合物的量,可以通过将所述残油与高溶解度芳烃石油馏分共同处理来减少或最小化。优选地,可以将所述脱沥青塔残油与共进料(采取高溶解度芳烃馏分的形式)合并,所述共进料具有与脱沥青塔残油相当的或更高的溶解性指数,例如约90或更高或约110或更高或约120或更高的溶解性指数,并且在加氢处理期间溶解性指数和不溶性指数表现出相近的降低速率。这种共进料的实例是FCC底部残留物馏分和/或另一种高溶解度芳烃共进料。添加到所述脱沥青塔残油的这些共进料的量可以是高达约90重量%或约10重量%至80重量%或约20重量%至约70重量%或约40重量%至约90重量%的任何方便的量。包含至少10重量%的高溶解度芳烃馏分作为共进料可以提供协同益处,因为在所述淤浆加氢转化产物中观察到的甲苯不溶物的减少量,超过从所述进料的简单稀释所预期的量。在各种不同情况下,用于淤浆加氢转化的进料中脱沥青塔残油的量可以为所述进料的至少约10重量%或约10重量%至70重量%或约20重量%至约60重量%或至少约30重量%或至少约40重量%或至少约50重量%或至少约60重量%。合在一起,脱沥青塔残油和共进料(即高溶解度芳烃化合物)的量可以对应于所述进料的约50重量%或更高或约70重量%或更高或约80重量%或更高,例如高达基本上所有的所述进料。

[0043] 在某些情况下,当在较少量加氢操作催化剂存在下对包含脱沥青塔残油和共进料的给料进行淤浆加氢操作时,可以在减少从所述给料的淤浆加氢操作产生的甲苯不溶物中获得另外的优势。在这些情况下,在所述淤浆加氢操作环境中加氢操作催化剂的量可以对应于1000wppm或更少的催化剂或500wppm或更少的催化剂。如果需要目标焦炭产率,可以在使用较少催化剂的同时使用共进料的充分稀释来维持目标焦炭产率。在低催化剂浓度下运行可以提供各种不同的潜在优点。例如,较少的催化剂使用转化成较低的运行成本。此外,较少的催化剂意味着较少的无机物质进入木沥青副产物中。这可以提高所述木沥青的价值并且可以潜在地允许另外的木沥青处置和/或随后的处理选项。应该指出,在淤浆加氢操作期间产生的甲苯不溶物的量包括了在处理期间存在的任何催化剂。然而,在低催化剂浓度下,甲苯不溶物的量可以粗略对应于木沥青副产物中焦炭的量。

[0044] 正如本文中定义的,术语“含烃的”包括含有烃类和烃类样化合物的组合物或馏分,所述烃类样化合物可含有通常存在于石油或可再生油馏分中的杂原子,和/或通常可在石油馏分的常规处理期间被引入。通常存在于石油或可再生油馏分中的杂原子包括但不限于硫、氮、磷和氧。可存在于含烃馏分或组合物中的碳和氢之外的其他类型的原子可以包括碱金属以及痕量过渡金属(例如Ni、V或Fe)。

[0045] 在本讨论中,可以对催化油浆、FCC底部残留物和主要塔底残留物做出指称。这些术语在本文中可互换使用。可以注意到,在最初形成时,催化油浆可包含百分之几重量的催化剂细粉。这些催化剂细粉可以任选地通过任何方便的方法例如沉降、过滤、稀释或其组合来去除(例如部分去除到所需水平)。任何这样的催化剂细粉可以在将源自于催化油浆的馏

分并入到产品池例如石脑油燃料池或柴油燃料池中之前去除。在本讨论中,除非另有明确指示,否则对催化油浆的指称被定义为包括在这种用于降低催化油浆内的催化剂细粉含量的过程之前或之后的催化油浆。

[0046] 在某些情况下,可对给料相对于转化温度的转化做出指称。相对于温度的转化可以基于所述给料的在标准压力(~1个大气压;~100kPa-a)下,在高于所述转化温度下沸腾的部分来定义。在过程期间(或任选地横跨多个过程)的转化量可以对应于从高于所述转化温度沸腾转化成低于所述转变温度沸腾的给料的重量百分率。作为示例性的假定实例,考虑包含40重量%的在700°F(~371°C)或更高温度下沸腾的组分的给料。根据定义,剩余的60重量%的所述给料在低于700°F(~371°C)下沸腾。对于这种给料来说,相对于371°C的转化温度的转化量将只基于最初在371°C或更高温度下沸腾的40重量%。

[0047] 在各种不同情况下,可对在石油给料的蒸馏期间产生的一种或多种类型的馏分做出指称。这些馏分可包括石脑油馏分、煤油馏分、柴油馏分和真空瓦斯油馏分。这些类型的馏分中的每种可以基于沸程来定义,例如包含所述馏分的至少90重量%或所述馏分的至少95重量%的沸程。例如,对于许多类型的石脑油馏分来说,所述馏分的至少90重量%或至少95重量%可以具有~85°F(~29°C)至~350°F(~177°C)范围内的沸点。对于某些更重的石脑油馏分来说,所述馏分的至少90重量%、或至少95重量%可以具有~85°F(~29°C)至~400°F(~204°C)范围内的沸点。对于煤油馏分来说,所述馏分的至少90重量%或至少95重量%可以具有~300°F(~149°C)至~600°F(~288°C)范围内的沸点。对于定向用于某些用途例如喷气燃料生产的煤油馏分来说,所述馏分的至少90重量%或至少95重量%可以具有~300°F(~149°C)至~550°F(~288°C)范围内的沸点。对于柴油馏分来说,所述馏分的至少90重量%、或至少95重量%可以具有~400°F(~204°C)至~750°F(~399°C)范围内的沸点。对于(真空)瓦斯油馏分来说,所述馏分的至少90重量%、优选地至少95重量%可以具有~650°F(~343°C)至~1100°F(~593°C)范围内的沸点。任选地,对于某些瓦斯油馏分来说,更窄的沸程可以是合乎需要的。对于这种瓦斯油馏分来说,所述馏分的至少90重量%或至少95重量%可以具有~650°F(~343°C)至~1000°F(~538°C)或~650°F(~343°C)至~900°F(~482°C)范围内的沸点。残留物燃料产品可以具有可变化和/或与一个或多个上述沸程交叠的沸程。残留物船用燃料产品可以满足在ISO 8217的表2中规定的要求。

[0048] 一种表征石油馏分的溶解性质的方法可以对应于馏分的甲苯当量(TE),其基于在例如美国专利5,871,634中所描述的甲苯当量试验(关于甲苯当量、溶解性指数(S_{BN})和不溶性指数(I_N)的定义,通过参考并入本文)。计算碳芳香度指数(CCAI)可以根据ISO 8217来确定。BMCI可以是指本领域技术人员常用的美国矿务局关联指数(Bureau of Mines Correlation Index)。

[0049] 简单来说,石油(含有正庚烷不溶性沥青质)的不溶性指数(I_N)和溶解度共混值(S_{BN})的确定,需要在油与试验液体混合物的至少两种体积比下测试所述油在试验液体混合物中的溶解性。所述试验液体混合物通过将两种液体以各种不同的比例混合来制备。一种液体是非极性的,并且是所述油中的沥青质的溶剂,而另一种液体是非极性的,并且是所述油中的沥青质的非溶剂。由于沥青质被定义为在正庚烷中不溶并且在甲苯中可溶,因此最方便的是选择同样的正庚烷作为所述试验液体的非溶剂,并选择甲苯作为所述试验液体的溶剂。尽管可以做出许多其他试验非溶剂和试验溶剂的选择,但使用它们与这里描述的使

用正庚烷和甲苯相比并不提供对优选的油共混过程的更好的定义。

[0050] 为第一次试验选择油与试验液体混合物的方便的体积比,例如1ml油与5ml试验液体混合物。然后将正庚烷和甲苯以各种不同的已知比例共混,来制备所述试验液体混合物的各种不同混合物。以所选的油与试验液体混合物的体积比将每种这些混合物与油混合。然后为其每一者确定沥青质是可溶还是不可溶。可以使用任何方便的方法。一种可能性是使用光学显微镜在50至600×放大倍数下,使用透射光观察在载玻片与盖玻片之间的试验液体混合物与油的共混物的液滴。如果所述沥青质在溶液中,则将观察到如果有的话也是很少的深色粒子。如果所述沥青质不可溶,将观察到许多深色、通常呈褐色的粒子,其尺寸通常为0.5至10微米。另一种可能的方法是将试验液体混合物与油的共混物的液滴置于一张滤纸上并晾干。如果所述沥青质不溶,围绕由所述油形成的黄褐色斑点的中心将看到深色环或圆圈。如果所述沥青质可溶,由所述油形成的斑点的颜色将相对均匀。将使用所有试验液体混合物与油共混的结果根据试验液体混合物中甲苯百分数的增加进行排序。所需值将在溶解沥青质的最低甲苯百分数与沉淀沥青质的最高甲苯百分数之间。使用在这些限度之间的甲苯百分数制备更多的试验液体混合物,以所选的油与试验液体混合物的体积比与油共混,并确定所述沥青质可溶还是不可溶。所需值将在溶解沥青质的最低甲苯百分数与沉淀沥青质的最高甲苯百分数之间。继续这一过程,直至在所需精确度内确定所需值。最后,取所述所需值为溶解沥青质的最低甲苯百分数和沉淀沥青质的最高甲苯百分数的平均值。这是在所述所选的油与试验液体混合物的体积比 R_1 下的第一基准点 T_1 。这个试验被称为甲苯当量试验。

[0051] 可以通过与所述第一基准点相同的过程来确定第二基准点,区别仅在于选择不同的油与试验液体混合物的体积比。或者,可以选择低于为所述第一基准点所确定的甲苯百分数,并且可以向已知体积的油添加试验液体混合物,直至沥青质刚刚开始沉淀。在该点处,在所选的试验液体混合物中的甲苯百分数 T_2 下油与试验液体混合物的体积比 R_2 ,变成所述第二基准点。由于最终数字的精确度随着所述第二基准点与所述第一基准点的进一步远离而提高,因此用于确定所述第二基准点的优选试验液体混合物是0%甲苯或100%正庚烷。这个试验被称为庚烷稀释试验。

[0052] 不溶性指数 I_N 由下式给出:

$$[0053] \quad (1) \quad I_N = T_2 - \left[\frac{T_2 - T_1}{R_2 - R_1} \right] R_2$$

[0054] 并且溶解度共混值 S_{BN} 由下式给出:

$$[0055] \quad (2) \quad S_{BN} = I_N \left[1 + \frac{1}{R_2} \right] - \frac{T_2}{R_2}$$

[0056] 应该指出,其他程序例如在美国专利5,871,634中公开的程序,可用于确定不含沥青质的油样品的 S_{BN} 。

[0057] 在本讨论和权利要求书中,来自于处理级的流出物可以部分地通过表征产物的馏分来表征。例如,来自于处理级的流出物可以部分地基于所述流出物的可以被转变成液体产物的部分来表征。这可以对应于流出物的 C_3+ 部分,并且也可以被称为总液体产物。作为另一个实例,来自于处理级的流出物可以部分地基于所述流出物的另一部分例如 C_5+ 部分或 C_6+ 部分来表征。在本讨论中,正如本领域技术人员所理解的,对应于“ C_x+ ”部分的部分可

以是初始沸点粗略对应于含有“x”个碳的脂族烃类的沸点的部分。

[0058] 在本讨论中,低硫燃料油可以对应于含有约0.5重量%或更少硫的燃料油。也被称为排放控制区燃料的超低硫燃料油,可以对应于含有约0.1重量%或更少硫的燃料油。低硫柴油可以对应于含有约500wppm或更少硫的柴油燃料。超低硫柴油可以对应于含有约15wppm或更少或约10wppm或更少硫的柴油燃料。

[0059] 在本讨论和权利要求书中,除非另有规定,否则对重量%或体积%的指称是指所描述的进料或馏分的重量。

[0060] 给料-催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物

[0061] 在某些情况下,可以对包含催化油浆部分和蒸汽裂化器焦油部分两者的共混物的给料进行处理以除去粒子,然后加氢操作,例如通过在固定床反应器中加氢处理。这种共混给料的性质或多或少可以随着蒸汽裂化器焦油和催化油浆的相对量而变。此外或可选地,催化油浆和/或蒸汽裂化器焦油可作为高溶解度芳烃共进料用于脱沥青塔残留物或残油的淤浆加氢操作。

[0062] 流化床催化裂化(FCC)过程通常可以在炼油厂中用于提高可以从给料产生的燃料的量。由于FCC过程通常不涉及向反应环境添加氢气,因此FCC过程可用于以比加氢操作更低的成本将较高沸点馏分转变成石脑油和/或馏出物沸程的产品。然而,这些较高沸点馏分通常可含有多环芳香族化合物,其在不存在附加氢气的情况下,不容易通过在FCC过程中常用的中孔或大孔分子筛被转化。结果,FCC过程通常产生在本质上可以是高芳香性的底部残留物馏分。所述底部残留物馏分也可含有在FCC过程中从催化剂的流化床产生的催化剂细粉。这种类型的FCC底部残留物馏分可以被称为催化油浆或主要塔底残留物。

[0063] 通常,用于形成催化油浆的分馏界限可以是至少约650°F(~343°C)。结果,根据ASTM D2887测量,催化油浆可以具有至少约650°F(~343°C)的T5蒸馏点(沸点)或T10蒸馏点。在某些情况下,所述D2887 10%蒸馏点可更高,例如至少约675°F(~357°C)或至少约700°F(~371°C)。在某些情况下,FCC产物的更宽沸程的部分可以用作进料(例如FCC液体产物的350°F+/~177°C+沸程馏分),其中所述更宽沸程的部分包含对应于催化油浆的650°F+(~343°C+)馏分。所述进料的催化油浆(650°F+/~343°C+)馏分不一定必须代表来自于FCC过程的“底部残留物”馏分,只要所述催化油浆部分包含本文中描述的一种或多种其他进料特性即可。

[0064] 除了初始沸点、T5蒸馏点和/或T10蒸馏点之外和/或作为它们的替选方案,其他蒸馏点可在表征给料中 useful。例如,给料可以基于所述给料的在高于1050°F(~566°C)下沸腾的部分来表征。在某些情况下,给料(或给料的650°F+/~343°C+部分)可以具有1050°F(~566°C)或更高的ASTM D2887T95蒸馏点或1050°F(~566°C)或更高的T90蒸馏点。在权利要求书中,对沸点、蒸馏点、和/或重量分数沸点/蒸馏点的指称参考ASTM D2887。如果给料或其他样品含有不适合使用D2887表征的组分,可以使用ASTM D7169代替。

[0065] 也可以对所述催化油浆的密度或单位体积的重量进行表征。在各种不同情况下,所述催化油浆(或给料的650°F+部分)的密度可以为至少约1.06g/cc或至少约1.08g/cc或至少约1.10g/cc。所述催化油浆的密度可以为所述催化油浆内存在的重质芳烃核心的量提供指示。在某些情况下,较低密度的催化油浆进料可以对应于可具有适用于加氢处理而没有显著和/或快速焦形成的较高预期的进料。

[0066] 催化油浆也可以包含正庚烷不溶物 (NHI) 或沥青质。在某些情况下,所述催化油浆进料(或进料的650°F+部分)可以含有至少约3重量%或至少约5重量%和/或高达约10重量%的正庚烷沥青质。用于表征催化油浆的重质组分的另一种选项可以基于所述进料中微残碳(MCR)的量。在各种不同情况下,所述催化油浆进料(或进料的650°F+部分)中MCR的量可以为至少约5重量%或至少约8重量%或至少约10重量%和/或高达约16重量%。

[0067] 基于催化油浆进料中NHI和/或MCR的含量,这种进料的不溶性指数(I_N)可以为至少约60或至少约70或至少约80或至少约90。此外或可选地,这种进料的 I_N 可以为约140或更小或约120或更小或约110或更小或约100或更小或约90或更小或约80或更小。应该指出,明确设想了将上面对于 I_N 提到的每个下限与上面对于 I_N 提到的每个上限相结合。此外或可选地,明确设想了将上面对于 I_N 提到的每个下限与上面对于NHI和/或MCR提到的每个下限和/或上限相结合。

[0068] 本文中使用的“焦油”或蒸汽裂化器焦油(SCT)在本领域中也被称为“热解燃料油”。所述术语在本文中可互换使用。所述焦油通常从蒸汽裂化器(热解炉)下游的第一分馏器,作为所述分馏器的底部残留产物获得,名义上具有至少约550°F+(~288°C+)的沸点。沸点和/或重量分数蒸馏点可以通过例如ASTM D2892来确定。或者,SCT可以具有至少约550°F(~288°C)的T5沸点(5重量%将沸腾出来的温度)。SCT的最终沸点可以取决于初始热解进料的本质和/或热解条件,并且通常可以为约1450°F(~788°C)或更低。

[0069] 任选地,所述进料还可以包含用于所述蒸汽裂化器焦油的助熔剂,例如改进所述蒸汽裂化器焦油的流动性能的助熔剂。适用于蒸汽裂化器焦油馏分的助熔剂的实例包括但不限于蒸汽裂化器瓦斯油和其他类型的大气压或真空瓦斯油沸程馏分。因此,助熔剂可以对应于具有至少343°C的T5沸点和/或593°C或更低的T95沸点的馏分。优选的助熔剂是高度芳香性的,例如蒸汽裂化器瓦斯油、LCCO、重质FCC石脑油和重质重整液。与MCB和蒸汽裂化器焦油给料相似,芳香族助熔剂可以具有高 S_{BN} 。

[0070] 催化油浆和SCT的共混进料与在炼油厂背景中通常处理的重油馏分相比可以具有相对低的氢含量。在某些情况下,共混进料可以具有约8.0重量%或更低、约7.5重量%或更低或约7.0重量%或更低或约6.5重量%或更低的氢含量。具体来说,共混进料可以具有约5.5重量%至约8.0重量%或约6.0重量%至约7.5重量%的氢含量。此外或可选地,共混进料可以具有至少约10重量%或至少约15重量%或至少约20重量%,例如高达约40重量%或更高的微残碳(或可选地康拉特逊残碳值)。在权利要求书中,ASTM D4530可用于确定残碳。

[0071] 包含催化油浆和/或SCT的进料在本质上也可以是高芳香性的。在某些情况下,进料的石蜡含量可以为约2.0重量%或更低或约1.0重量%或更低,例如基本上没有石蜡含量。在某些情况下,进料的环烷烃含量也可以为约10重量%或更低或约5.0重量%或更低。在其他情况下,进料的石蜡和环烷烃总含量可以为约10重量%或更低。对于芳烃而言,至少约65重量%或至少约75重量%的所述进料可以是芳烃,正如通过 ^{13}C -NMR所确定的。例如,所述芳烃可以为约65重量%至约90重量%或约65重量%至85重量%或约70重量%至约90重量%。具体来说,超过3个环的芳烃含量(即4+环芳烃)可以为约45重量%至约90重量%或约50重量%至约75重量%或约50重量%至约70重量%。此外或可选地,至少约30重量%或至少约40重量%的共混进料可以对应于超过4个环的芳烃(即5+环芳烃)。具体来说,超过4个环的芳烃含量可以为约30重量%至约60重量%或约40重量%至约55重量%或约40重量%至

约50重量%。此外或可选地,1环芳烃含量可以为约15重量%或更低或约10重量%或更低或约5重量%或更低,例如低至约0.1重量%。在权利要求书中,对芳烃重量百分率的指称可以使用 ^{13}C -NMR来确定。

[0072] 由于SCT的低的氢含量和/或高度芳香性本质,SCT的溶解性指数(S_{BN})和不溶性指数(I_{N})可以相对高。SCT可以具有至少约100,特别是约120至约230或约150至约230或约180至约220的 S_{BN} 。此外或可选地,SCT可以具有约70至约150或约100至约140或约80至约140的 I_{N} 。此外或可选地,所述SCT的 S_{BN} 与 I_{N} 之间的差可以为至少约30或至少约40或至少约50,例如高达约150。

[0073] 不受任何特定理论的限制,催化油浆的高 S_{BN} 含量可以使得SCT与催化油浆共混,以制造适用于固定床加氢操作的进料。基于催化油浆进料中NHI和/或MCR的含量,这种进料的不溶性指数(I_{N})可以为至少约60,例如至少约70、至少约80或至少约90。此外或可选地,这种进料的 I_{N} 可以为约140或更小,例如约130或更小、约120或更小、约110或更小、约100或更小、约90或更小或约80或更小。上面提到的 I_{N} 的每个下限可以明确地与上面提到的 I_{N} 的每个上限相结合考虑。具体来说,催化油浆进料的 I_{N} 可以为约60至约140或约60至约120或约80至约140。

[0074] 催化油浆和SCT的共混进料也可以具有比许多类型的原油或炼油厂馏分更高的密度。在各种不同情况下,共混进料在 15°C 下可以具有约 $1.08\text{g}/\text{cm}^3$ 至约 $1.20\text{g}/\text{cm}^3$ 或 $1.10\text{g}/\text{cm}^3$ 至 $1.18\text{g}/\text{cm}^3$ 的密度。作为比较,许多类型的真空渣油馏分可具有约 $1.05\text{g}/\text{cm}^3$ 或更低的密度。此外或可选地,重质烃类的密度(或单位体积的重量)可以根据ASTM D287-92(2006)原油和石油产品的API重度的标准试验方法(比重计法)来确定,所述方法根据API重度来表征密度。通常,API重度越高,油的密度越低。API重度的单位是度,尽管API值通常可以不伴有单位的情况下报告。在各种不同情况下,共混进料(包含任何任选的助熔剂)的API重度可以为7或更低或5或更低或0或更低,例如低至约-15或更低。

[0075] 在催化油浆和SCT中通常存在污染物例如氮和硫,它们通常采取有机结合的形式。氮含量可以在以共混进料的总重量计约50wppm至约10,000wppm元素氮或更高的范围内。硫含量可以在以共混进料的总重量计约0.1重量%至约10重量%的范围内。具体来说,所述硫含量可以为约0.1重量%至约10重量%或1.0重量%至约10重量%或约2.0重量%至约6.0重量%。

[0076] 作为一个实例,SCT可以作为热解炉的产物而获得,在所述热解炉中,其他产物包括包含乙烯、丙烯、丁烯的气相和包含 C_{5+} 物质的液相,将初级分馏步骤中的液体产物蒸馏,以得到包含蒸汽裂化的石脑油馏分(例如 $\text{C}_5\text{-C}_{10}$ 物质)和蒸汽裂化的瓦斯油(SCGO)馏分(即约 400 至 550°F 或 ~ 204 至 $\sim 288^{\circ}\text{C}$ 的沸程,例如 $\text{C}_{10}\text{-C}_{15}/\text{C}_{17}$ 物质)的塔顶馏出物,以及包含SCT并具有高于约 550°F ($\sim 288^{\circ}\text{C}$)的沸程的底部残留物馏分例如 $\text{C}_{15}/\text{C}_{17+}$ 物质。

[0077] 术语“沥青质”在本领域中是公知的,并且通常是指可以从原油获得并具有高于 1200°F 的初始沸点的材料(即 $1200^{\circ}\text{F}+$ 或 $\sim 650^{\circ}\text{C}+$ 材料),并且其在直链烷烃例如己烷和庚烷、即链烷烃溶剂中不溶。沥青质是高分子量的复杂芳环结构,并且可以作为胶体分散系存在。它们溶于芳烃溶剂如二甲苯和甲苯中。沥青质含量可以通过本领域技术人员已知的各种不同技术例如ASTM D3279来测量。在各种不同情况下,SCT可以具有至少约5重量%或至少约10重量%或至少约15重量%,例如高达约40重量%的正庚烷不溶性沥青质含量。催化

油浆也可以包含沥青质,例如对应于正庚烷不溶物的沥青质。在某些情况下,所述催化油浆进料(或进料的 $\sim 650^{\circ}\text{F}+\sim 343^{\circ}\text{C}$ +部分)可以含有至少约1.0重量%或至少约2.0重量%或至少约3.0重量%或至少约5.0重量%,例如多达约10重量%或更多的正庚烷不溶物或沥青质。具体来说,所述催化油浆进料(或进料的 $\sim 343^{\circ}\text{C}$ +部分)可以含有约1.0重量%至约10重量%或约2.0重量%至约10重量%或约3.0重量%至约10重量%的正庚烷不溶物或沥青质。用于表征催化油浆的重质组分的另一种选项可以基于所述进料中微残碳(MCR)的量。在各种不同情况下,所述催化油浆进料(或进料的 $\sim 343^{\circ}\text{C}$ +部分)中MCR的量可以为至少约3重量%或至少约5重量%或至少约10重量%,例如多达约15重量%或更多。

[0078] 通常,用于制造SCT的副产物的热解炉可以是例如本身在本领域中已知的典型的热解炉,其运行条件可以由本领域普通技术人员在拥有本公开后,不需超过常规的实验即可确定。典型的条件包括 $760\text{--}880^{\circ}\text{C}$ 之间的辐射出口温度,0.01至1秒的裂化停留时间长度和每kg烃类0.2至4.0kg水蒸汽的蒸汽稀释度。

[0079] 通常,作为进料用于本文描述的各种不同过程的催化油浆可以对应于FCC处理的产物。具体来说,催化油浆可以对应于来自于FCC过程的底部残留物馏分和/或沸程高于典型的轻循环油的其他馏分。

[0080] 在某些情况下,适合使用的催化油浆的性质如上所述。为了产生这些适合的催化油浆,用于产生所述催化油浆的FCC过程可以基于递送到所述FCC过程的进料来表征。例如,对轻质进料例如不含NHI或MCR组分的进料进行FCC过程,可以倾向于产生 I_N 小于约50的FCC底部残留产物。这种FCC底部残留产物可以通过常规技术与用于加氢操作的其他进料共混。相比之下,本文描述的过程可以提供处理 I_N 大于约50(例如高达约200或更高)、例如约60至140或约70至约130的FCC馏分(例如底部残留物馏分)的优点。

[0081] 从催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物除去粒子

[0082] 含有蒸汽裂化器焦油的进料的处理中的许多困难可与粉焦的存在相关。粉焦可以对应于尺寸从几微米到数百微米的粒子。蒸汽裂化器焦油还可含有用于形成另外的粉焦的溶剂化前体。如果将含有蒸汽裂化器焦油的进料进行过滤或其他处理以除去粉焦,溶液中的所述前体化合物可沉淀,以形成另外的粉焦。这在尝试在常规条件下处理蒸汽裂化器焦油时可造成困难,因为即使将最初存在于蒸汽裂化器焦油馏分中的粉焦除去,在过滤与固定床反应器中的处理之间也可形成另外的粉焦。所述粉焦可具有足够的尺寸引起固定床反应器中催化剂床的堵塞,造成有效处理进料的能力快速下降。

[0083] 正如上文提到的,催化油浆馏分最初可含有催化剂细粉。催化油浆中的催化剂细粉可以任选地在形成催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物之前除去。如果在与蒸汽裂化器焦油形成共混物时在催化油浆中存在催化剂细粉,这些催化剂细粉可以通过本文中描述的用于从共混物的蒸汽裂化器焦油部分除去粉焦的方法来去除。

[0084] 在从蒸汽裂化器焦油和催化油浆的共混进料过滤和/或以其他方式分离粒子之前,所述共混进料可以包含至少约100wppm或至少约200wppm或至少约500wppm的粒度为 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子。此外或可选地,所述共混进料可以包含至少约500wppm或至少约1000wppm或至少约2000wppm的总粒子。在分离以除去粒子之后,可以形成对应于粒子含量降低的共混进料的第一分离流出物,所述粒子含量降低的共混进料具有低于约500wppm或低于约100wppm的总粒子含量。也可以形成至少一种第二流出物,其包含至少约200wppm或至少约

500wppm,例如多达约5000wppm或更多的粒度为25 μ m或更大的粒子。

[0085] 在某些情况下,可以使用基于粒度的物理过滤除去催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混物中的粉焦、催化剂细粉和/或其他粒子。这可以对应于将所述共混进料通过过滤器,以形成粒子含量降低的透过液和富含粒子的渗余物。尽管这可是有效的,但例如由于维持跨过滤器(或多个滤器)的所需流速的困难和/或由于必须将滤器离线以使得再生和维护的困难,这可能难以在商业规模上进行。

[0086] 在各种不同情况下,从共混进料除去粒子的改进的方法可以对应于通过沉降从所述共混进料除去一部分粒子,然后使用静电过滤以除去另外的粒子。

[0087] 沉降可以为从进料除去较大粒子提供方便的方法。在沉降过程中,可以将所述共混进料在沉降罐或其他容器中保持一段时间。这个时间段可以被称为沉降时间。在所述沉降时间内,所述共混进料可以处于沉降温度下。尽管可以潜在地使用任何方便的沉降温度(例如约20 $^{\circ}$ C至约200 $^{\circ}$ C的温度),但约100 $^{\circ}$ C或更高(例如至少105 $^{\circ}$ C或至少110 $^{\circ}$ C)的温度对于使得足够地降低所述共混进料的粘度以便于沉降来说可是有益的。此外或可选地,所述沉降温度可以是约200 $^{\circ}$ C或更低或约150 $^{\circ}$ C或更低或约140 $^{\circ}$ C或更低。具体来说,所述沉降温度可以是约100 $^{\circ}$ C至约200 $^{\circ}$ C或约105 $^{\circ}$ C至约150 $^{\circ}$ C或约110 $^{\circ}$ C至约140 $^{\circ}$ C。所述沉降温度的上限可以不太重要,超过200 $^{\circ}$ C的温度也可以是适合的。然而,除非所述共混进料已经因为其他原因而处于高温下,否则将沉降温度提高到高于约150 $^{\circ}$ C的值可以为沉降过程提供降低的或最小化的边际收益,同时需要额外的显著量的能量来维持所述沉降时间内的温度。

[0088] 在所述沉降时间后,粒子可以集中在所述沉降罐的下部中。可以将所述包含催化油浆部分和蒸汽裂化器焦油部分的共混进料从所述沉降罐的上部取出,同时将富含粒子的底部残留物留在罐中。所述沉降过程可适合于从所述共混进料降低粒度为约25 μ m或更大的粒子的浓度。

[0089] 在从所述共混进料除去较大粒子后,可以将所述共混进料通入到静电分离器中。适合的静电分离器的实例可以是可从General Atomic获得的GulftronicTM静电分离器。静电分离器可以适合地用于除去各种不同尺寸的粒子,包括较大粒子以及小至尺寸为约5 μ m或更小或甚至更小的粒子两者。然而,使用沉降过程除去较大粒子以减少或最小化大粒子在静电分离器中的积累可是有益的。这可以减少静电分离器的冲洗和再生所需的时间的量。

[0090] 在静电分离器中,所述分离器中的介电珠可以被充电,以极化所述介电珠。然后将含有待除去的粒子的流体通入到所述静电分离器中。所述粒子可以被吸引到所述介电珠,使得除去粒子。在一段时间后,可以将所述静电分离器冲洗以使得除去所述分离器中任何积累的粒子。

[0091] 在各种不同情况下,静电分离器可以与沉降罐相组合用于粒子去除。对来自于沉降罐的共混进料流出物进行静电分离,可以使得共混进料中的粒子数降低到约500wppm或更低或约100wppm或更低或约50wppm或更低,例如低至约20wppm或可更低。具体来说,在静电分离后所述共混进料中的粒子浓度可以为约0wppm至约500wppm或约0wppm至约100wppm或约0wppm至约50wppm或约1wppm至约20wppm。在某些情况下,可以使用单个静电分离级将所述共混进料中的粒子浓度降低到所需水平。在某些情况下,可以使用串联的两个或更多个静电分离级来实现目标粒子浓度。

[0092] 在静电分离级中,多个静电分离器可以并联布置。除了使得在单一时间处理更大体积的进料之外,并联运行也可以使得第一组的一个或多个静电分离器以分离模式运行,同时第二组的一个或多个静电分离器可以处于冲洗或再生模式下。更通常地,可以使用任何方便数目的错列循环,以使得从进料连续除去粒子,同时使得冲洗分离器以除去积累的粒子。

[0093] 各个静电分离器单元的循环长度可以对应于任何方便的循环长度,其基于进入所述单元的进料的流速和所述进料中悬浮的固体(即粒子)的密度。通常的循环可以包括长度为约1分钟至约30分钟的循环的分离部分和约1分钟至约30分钟的冲洗或再生部分。

[0094] 固定床加氢处理

[0095] 在除去细粉后,可以对包含催化油浆部分和蒸汽裂化器焦油部分的共混进料进行加氢处理。适合类型的加氢处理的实例可以是在滴流床条件或其他固定床条件下的加氢处理。

[0096] 应该指出,蒸汽裂化器焦油和通常的催化油浆两者可以对应于 I_N 大于50的进料。常规来说, I_N 大于约50的进料已被视为不适合于固定床(例如滴流床)加氢操作。这种常规观点可能是由于认为 I_N 大于约50的进料可能在反应器内引起显著的焦形成,从而导致固定反应器床的快速堵塞。代替使用固定床反应器,具有高 I_N 值的进料按惯例使用可以使得在处理期间再生催化剂的其他类型的反应器例如流化床反应器或沸腾床反应器来处理。或者,在固定床催化剂用于处理高 I_N 进料的常规使用期间,可以按惯例选择条件以实现进料中相对于 $\sim 1050^\circ\text{F}$ ($\sim 566^\circ\text{C}$)的转化温度的低量的转化,例如低于约30%至约50%的转化。在常规理解的基础上,可需要对高 I_N 进料进行有限量的转化,以避免固定床反应器内快速的沉淀和/或焦形成。

[0097] 在各种不同情况下,可以将包含催化油浆部分和蒸汽裂化器焦油部分的共混进料在有效的加氢处理条件下加氢处理,以形成加氢处理过的流出物。任选地,所述有效的加氢处理条件可以被选择成使得将所述加氢处理过的流出物的正庚烷沥青质含量降低到低于约1.0重量%或低于约0.5重量%或低于约0.1重量%,并任选地低至基本上没有剩余的正庚烷沥青质。此外或可选地,所述有效的加氢处理条件可以任选地被选择成使得将所述加氢处理过的流出物的微残碳含量降低到低于约2.5重量%或低于约1.0重量%或低于约0.5重量%或低于约0.1重量%,并任选地低至基本上没有剩余的微残碳。

[0098] 此外或可选地,在各种不同情况下,可以选择处理条件的组合以实现所需水平的给料转化,例如相对于 $\sim 700^\circ\text{F}$ ($\sim 371^\circ\text{C}$)的转化温度的转化。例如,处理条件可以被选择成实现给料的 $\sim 700^\circ\text{F}+$ ($\sim 371^\circ\text{C}+$)部分的至少约40%,例如至少约50重量%或至少约60重量%或至少约70重量%的转化。此外或可选地,所述转化百分率可以为约80重量%或更低或约75重量%或更低或约70重量%或更低。具体来说,相对于 371°C 的转化的量可以为约40重量%至约80重量%或约50重量%至约70重量%或约60重量%至约80重量%。任选地,也可以控制 $1050^\circ\text{F}+$ ($\sim 566^\circ\text{C}+$)组分向 $1050^\circ\text{F}-$ ($\sim 566^\circ\text{C}-$)组分转化的量。在某些任选情况下,至少约20重量%或至少约50重量%或至少约70重量%或至少约80重量%的 $1050^\circ\text{F}+$ ($\sim 566^\circ\text{C}+$)组分可以被转化成 $1050^\circ\text{F}-$ ($\sim 566^\circ\text{C}-$)组分,例如高达所述共混进料的 $\sim 566^\circ\text{C}+$ 组分基本上完全转化。具体来说, $\sim 566^\circ\text{C}+$ 组分向 $\sim 566^\circ\text{C}-$ 组分转化的量可以为约20重量%至约100重量%或约50重量%至约100重量%或约70重量%至约100重量%。

[0099] 加氢操作(例如加氢处理)可以在氢气存在下进行。氢气流可以被进料或注入到对应于加氢操作催化剂的位置的容器或反应区或加氢操作区中。可以将包含在氢气“处理气体”中的氢气提供到所述反应区。本文中提到的处理气体可以是纯氢气或以超过目标反应所需的量含有氢气的含氢气体料流。处理气体可以任选地包含不负面干扰或影响所述反应或产物的一种或多种其他气体(例如氮气和轻质烃类例如甲烷)。杂质例如 H_2S 和 NH_3 是不想要的,并且通常可以在将所述处理气体通往反应器之前从所述处理气体中除去。在所述处理气体料流可不同于基本上由氢气构成(即至少约99体积%的氢气)的料流的情况下,引入到反应级中的处理气体料流可以含有至少约50体积%或至少约75体积%的氢气或至少约90体积%的氢气。

[0100] 在加氢处理期间,可以将进料料流与加氢处理催化剂在有效的加氢处理条件下相接触,所述条件包括约 450°F 至约 800°F ($\sim 232^\circ\text{C}$ 至 $\sim 427^\circ\text{C}$)或约 550°F 至约 750°F ($\sim 288^\circ\text{C}$ 至 $\sim 399^\circ\text{C}$)范围内的温度,约1.5MPag至约41.6MPag(~ 200 至 ~ 6000 psig)或约2.9MPag至约20.8MPag(~ 400 至 ~ 3000 psig)范围内的压力,约0.1至约 10hr^{-1} 或约0.1至 5hr^{-1} 的液时空速(LHSV),和约430至约 $2600\text{Nm}^3/\text{m}^3$ (~ 2500 至 ~ 15000 SCF/bbl)或约850至约 $1700\text{Nm}^3/\text{m}^3$ (~ 5000 至 ~ 10000 SCF/bbl)的氢气处理气体速率。

[0101] 在一种情况下,所述加氢处理步骤可以包含至少一个加氢处理反应器,并且任选地可以包含串联布置的两个或更多个加氢处理反应器。任选地,加氢处理反应器中的初始床和/或一串反应器中的初始反应器可以对应于保护床或保护反应器。保护床或保护反应器可以在较低严酷性条件下运行和/或可以包括较低活性的加氢处理催化剂。这可以有助于管理放热和/或也可以有助于减少反应器积垢。在每个加氢处理反应器后可以任选地包含蒸气分离鼓,以从所述反应器流出物除去气相产物。所述气相产物可以包括氢气、 H_2S 、 NH_3 和含有4个或更少碳原子的烃类(即“ C_4 -烃类”)。任选地,可以将所述 C_3 和/或 C_4 产物的部分冷却以形成液体产物。所述有效的加氢处理条件可以适合于从得到的液体产物中除去所述进料料流中至少约70重量%或至少约80重量%或至少约90重量%的硫含量。此外或可选地,可以从得到的液体产物中除去所述进料料流中至少约50重量%或至少约75重量%的氮含量。在某些情况下,来自于加氢处理装置的最终液体产物可以含有低于约1000ppmw的硫或低于约500wppm的硫或低于约300wppm的硫或低于约100wppm的硫。

[0102] 所述有效的加氢处理条件可以任选地适合于将显著量的额外氢气并入到所述加氢处理过的流出物中。在这些任选情况中,在加氢处理期间,被所述进料消耗以便形成所述加氢处理过的流出物的氢气可以对应于至少约1500SCF/bbl($\sim 260\text{Nm}^3/\text{m}^3$)或至少约1700SCF/bbl($\sim 290\text{Nm}^3/\text{m}^3$)或至少约2000SCF/bbl($\sim 330\text{Nm}^3/\text{m}^3$)或至少约2200SCF/bbl($\sim 370\text{Nm}^3/\text{m}^3$),例如多达约5000SCF/bbl($\sim 850\text{Nm}^3/\text{m}^3$)或更多的氢气。具体来说,所述氢气的消耗量可以是约1500SCF/bbl($\sim 260\text{Nm}^3/\text{m}^3$)至约5000SCF/bbl($\sim 850\text{Nm}^3/\text{m}^3$)或约2000SCF/bbl($\sim 340\text{Nm}^3/\text{m}^3$)至约5000SCF/bbl($\sim 850\text{Nm}^3/\text{m}^3$)或约2200SCF/bbl($\sim 370\text{Nm}^3/\text{m}^3$)至约5000SCF/bbl($\sim 850\text{Nm}^3/\text{m}^3$)。

[0103] 适合于在这里使用的加氢处理催化剂包含含有至少一种VIA族金属和至少一种VIII族金属、包括其混合物的催化剂。适合的金属的实例包括Ni、W、Mo、Co及其混合物,例如CoMo、NiMoW、NiMo或NiW。这些金属或金属混合物通常作为耐火金属氧化物支持物上的氧化物或硫化物存在。用于承载的加氢处理催化剂的单独的或在混合物中的金属的量,可以在

以所述催化剂的重量计~0.5至~35重量%的范围内。此外或可选地,对于VIA族和VIII族金属的混合物来说,所述VIII族金属可以以催化剂计~0.5至~5重量%的量存在,并且所述VIA族金属可以以催化剂计5至30重量%的量存在。金属的混合物也可以作为本体金属催化剂存在,其中金属的量可以是以催化剂重量计~30重量%或更高。

[0104] 适用于加氢处理催化剂的金属氧化物支持物包括氧化物例如二氧化硅、氧化铝、二氧化硅-氧化铝、二氧化钛或氧化锆。适合用作支持物的氧化铝的实例包括多孔氧化铝例如 γ 或 η 氧化铝。在所述支持物可以对应于多孔金属氧化物支持物的某些情况下,所述催化剂可以具有约30 Å至约1000 Å或约50 Å至约500 Å或约60 Å至约300 Å的平均孔径(通过氮吸附测量到的)。孔径可以例如根据ASTM方法D4284-07压汞法来确定。此外或可选地,所述催化剂可以具有约100至350m²/g或约150至250m²/g的比表面积(通过BET方法测量到的)。在某些情况下,承载的加氢处理催化剂可以具有成型挤出物的形式。所述挤出物的直径可以在1/32至1/8英寸(~0.7至~3.0mm)、1/20至1/10英寸(~1.3至~2.5mm)或1/20至1/16英寸(~1.3至~1.5mm)的范围内。所述挤出物可以是圆柱形或成型的。挤出物形状的非限制性实例包括三叶形和四叶形。

[0105] 在某些任选情况下,所述加氢处理过的进料的一种或多种馏分例如一种或多种454°C+馏分,可以被第二次加氢操作以产生二次加氢操作的馏分。在一个或多个第二加氢操作级中,在加氢操作期间,可以将进料料流经加氢处理条件、芳烃饱和条件或其组合处理。第二级的加氢处理条件可以包括将进料与加氢处理催化剂在有效的加氢处理条件下相接触,所述条件包括约600°F至约800°F(~316°C至~427°C)或约680°F至约790°F(~360°C至~421°C)范围内的温度,约13.8MPag至约34.4MPag(~2000psig至~5000psig)或约20.8MPag至约27.6MPag(~3000至~4500psig)范围内的压力,约0.1至约10hr⁻¹或约0.1至5hr⁻¹的液体时空速(LHSV),和约430至约2600Nm³/m³(~2500至~15000SCF/bbl)或约850至约1700Nm³/m³(~5000至~10000SCF/bbl)的氢气处理气体速率。所述加氢处理催化剂可以是如上所述的加氢处理催化剂。

[0106] 所述第二级中的芳烃饱和条件可以与第二级加氢处理条件相近。在某些情况下,所述加氢处理催化剂和芳烃饱和催化剂可以对应于堆叠的催化剂床。所述芳烃饱和催化剂可以对应于任何方便类型的芳烃饱和催化剂。

[0107] 加氢精制和/或芳烃饱和催化剂可以包括含有VI族金属、VIII族金属及其混合物的催化剂。在一个实施方式中,优选的金属包括至少一种具有强烈加氢功能的金属硫化物。在另一个实施方式中,所述加氢精制催化剂可以包含VIII族贵金属例如Pt、Pd或其组合。所述金属混合物也可以作为本体金属催化剂存在,其中金属的量以催化剂计为约30重量.%或更高。适合的金属氧化物支持物包括低酸性氧化物,例如二氧化硅、氧化铝、二氧化硅-氧化铝或二氧化钛,优选为氧化铝。用于芳烃饱和的优选的加氢精制催化剂包含至少一种在多孔支持物上具有相对强的加氢功能的金属。通常的支持物材料包括无定形或结晶氧化物材料例如氧化铝、二氧化硅和二氧化硅-氧化铝。所述支持物材料也可以被改性,例如通过卤化作用或特别是氟化作用改性。任选地,加氢精制催化剂可以包括承载在结晶材料上的加氢金属,其属于M41S类别或家族的催化剂。所述M41S家族的催化剂是具有高二氧化硅含量的中孔材料。实例包括MCM-41、MCM-48和MCM-50。

[0108] 进料的其他加氢操作

[0109] 在各种不同情况下,可以包含催化脱蜡作为第二或随后的处理级的一部分。优选地,根据本发明的脱蜡催化剂是沸石(和/或沸石类晶体),其主要通过将烃类给料异构化来进行脱蜡。更优选地,所述催化剂是具有一维孔隙结构的沸石。适合的催化剂包括10-元环孔隙沸石,例如EU-1、ZSM-35(或镁碱沸石)、ZSM-11、ZSM-57、NU-87、SAPO-11和ZSM-22。优选的材料是EU-2、EU-11、ZBM-30、ZSM-48或ZSM-23。ZSM-48可以是最优选的。注意,具有ZSM-23结构、二氧化硅与氧化铝比例为20:1至40:1的沸石有时可以被称为SSZ-32。与上述材料同构的其他沸石类晶体包括Theta-1、NU-10、EU-13、KZ-1和NU-23。

[0110] 在各种不同情况下,所述脱蜡催化剂可以包含金属加氢组分。所述金属加氢组分通常可以是第6族和/或第8-10族金属。优选地,所述金属加氢组分包含第8-10族贵金属。优选地,所述金属加氢组分包含Pt、Pd或其混合物。在一个可选的优选实施方式中,所述金属加氢组分可以是第8-10族非贵金属与第6族金属的组合。适合的组合可以包括Ni、Co或Fe与Mo或W,优选为Ni与Mo或W。

[0111] 所述金属加氢组分可以以任何方便的方式添加到所述催化剂。用于添加所述金属加氢组分的一种技术可以通过初湿含浸法。例如,在将沸石与粘合剂合并后,可以将所述合并的沸石和粘合剂挤出成催化剂粒子。然后将这些催化剂粒子经含有适合的金属前体的溶液处理。或者,可以通过离子交换将金属添加到所述催化剂,其中金属前体可以在挤出之前添加到沸石(或沸石和粘合剂)的混合物。

[0112] 所述催化剂中金属的量可以为以催化剂计至少~0.1重量%,或以催化剂计至少~0.2重量%或至少~0.3重量%或至少~0.5重量%。所述催化剂中金属的量可以为以催化剂计~20重量%或更低,或~10重量%或更低或~5重量%或更低或~3重量%或更低或~1重量%或更低。对于所述金属包含Pt、Pd、另一种第8-10族贵金属或其组合的情况来说,金属的量可以为~0.1至~5重量%,优选为~0.1至~2重量%或~0.2至~2重量%或~0.5至1.5重量%。对于所述金属包含第8-10族非贵金属与第6族金属的组合的情况来说,金属的合并量可以为~0.5重量%至~20重量%或~1重量%至~15重量%或~2重量%至~10重量%。

[0113] 优选地,所述脱蜡催化剂可以是具有低的二氧化硅与氧化铝比例的催化剂。例如,对于ZSM-48来说,所述沸石中二氧化硅与氧化铝的比例可以低于~200:1,例如低于~110:1、低于~100:1、低于90:1或低于80:1。具体来说,所述二氧化硅与氧化铝的比例可以为~30:1至~200:1或~60:1至~110:1或~70:1至~100:1。

[0114] 所述脱蜡催化剂可以任选地包含粘合剂。在某些实施方式中,在根据本发明的过程中使用的脱蜡催化剂是使用低比表面积粘合剂来配制,低比表面积粘合剂代表比表面积为~100m²/g或更低或~80m²/g或更低或~70m²/g或更低,例如低至~40m²/g或更低的粘合剂。

[0115] 任选地,可以选择所述粘合剂和沸石粒度,以提供具有微孔比表面积与总比表面积的所需比率的催化剂。在根据本发明使用的脱蜡催化剂中,所述微孔比表面积对应于来自于所述脱蜡催化剂中沸石的一维孔隙的比表面积。所述总比表面积对应于所述微孔比表面积加上外部比表面积。在所述催化剂中使用的任何粘合剂对所述微孔比表面积没有贡献,并且不显著增加所述催化剂的总比表面积。所述外部比表面积可以对应于所述总催化剂的比表面积减去所述微孔比表面积的差值。所述粘合剂和沸石两者可对所述外部比表面

积的值有贡献。优选地,对于脱蜡催化剂来说,微孔比表面积与总比表面积的比率可以等于或大于~25%。

[0116] 沸石可以以任何方便的方式与粘合剂结合。例如,粘合的催化剂可以如下生产:从所述沸石和粘合剂两者的粉末开始,使用添加的水将所述粉末结合并研磨以形成混合物,然后将所述混合物挤出以产生所需尺寸的粘合的催化剂。可以使用挤出助剂来改变沸石与粘合剂的混合物的挤出流动性质。所述催化剂中构架氧化铝的量可以在~0.1至~3.3重量%或~0.1至~2.7重量%或~0.2至~2.0重量%或~0.3至~1.0重量%的范围内。

[0117] 在某些实施方式中,可以使用由两种或更多种金属氧化物构成的粘合剂。在这些实施方式中,所述低比表面积粘合剂的重量百分率可以优选地高于所述较高比表面积粘合剂的重量百分率。

[0118] 任选地,如果用于形成混合金属氧化物粘合剂的两种金属氧化物都具有足够低的比表面积,则所述粘合剂中每种金属氧化物的比例不太重要。当使用两种或更多种金属氧化物形成粘合剂时,所述两种金属氧化物可以通过任何方便的方法并入到所述催化剂中。例如,可以将一种粘合剂在沸石粉末形成期间例如在喷雾干燥期间与所述沸石混合。然后可以在挤出之前将所述喷雾干燥的沸石/粘合剂粉末与第二种金属氧化物粘合剂混合。在另一种情况下,所述脱蜡催化剂可以自粘合并且不含粘合剂。催化脱蜡区中的过程条件可以包括~200至~450°C、优选地~270至~400°C的温度,~1.8至~34.6mPa(~250至~5000psi)、优选地~4.8至~20.8mPa的氢气分压,~0.2至~10hr⁻¹、优选地~0.5至~3.0hr⁻¹的液时空速,和约35Nm³/m³至约1700Nm³/m³(~200至~10,000SCF/bbl)、优选地约170Nm³/m³至约850Nm³/m³(~1000至~5000SCF/bbl)的氢处理气体速率。

[0119] 产物性质-加氢处理过的流出物和来自于CSO处理的FCC产物

[0120] 来自于催化油浆和蒸汽裂化器焦油的共混进料的处理的中间体和/或终产物可以以各种不同方式进行表征。可以被表征的一种产物类型可以是源自于共混进料的加氢处理的加氢处理过的流出物。此外或可选地,所述源自于共混进料的加氢处理的加氢处理过的流出物可以被分馏成馏出物和残留物沸程部分。所述馏出物和/或残留物沸程部分可以被表征。

[0121] 在加氢处理后,所述加氢处理过的流出物的液体(C₃₊)部分可以具有所述共混进料体积的至少约95%或所述进料体积的至少约100%或至少约105%或至少约110%、例如高达所述体积的约150%的体积。具体来说,C₃₊液体产物的产率可以为约95体积%至约150体积%或约110体积%至约150体积%。任选地,所述C₃和C₄烃类可用于例如形成作为潜在液体产物的液化丙烷或丁烷气。因此,所述流出物的C₃₊部分可以被计为所述流出物产物的“液体”部分,尽管所述加氢处理过的流出物的液体部分中的一部分化合物可在所述反应器的出口温度和压力条件下作为气相离开所述加氢处理反应器(或级)。

[0122] 在加氢处理后,所述加氢处理过的流出物的液体(C₃₊)部分的沸程可以以各种不同方式表征。在某些情况下,所述总液体产物可以具有约320°C至约400°C或约340°C至约390°C或约350°C至约380°C的T50蒸馏点。在某些情况下,所述总液体产物可以具有约450°C至约525°C的T90蒸馏点。在某些情况下,所述总液体产物可以具有至少约250°C的T10蒸馏点,这可以反映出在较高沸点化合物的加氢操作期间发生的向沸点低于200°C的C₃₊化合物的低量的转化。在某些情况下,蒸馏点高于约~566°C的液体(C₃₊)部分的(重量)百分率可

以为约2重量%或更低,例如约1.5重量%或更低、约1.0重量%或更低、约0.5重量%或更低、约0.1重量%或更低或约0.05重量%或更低(即基本上没有蒸馏点高于约1050°F/~566°C的化合物)。此外或可选地,蒸馏点低于约~371°C的液体部分的(重量)百分率可以为至少约40重量%或至少约50重量%或至少约60重量%,例如up至高达约90重量%或更高。

[0123] 所述加氢处理过的总液体产物和/或所述加氢处理过的产物的一部分可以具有有利的能量密度。所述总液体产物和/或总液体产物的一部分的能量含量可以为至少约40.0MJ/kg,例如至少约40.5MJ/kg、至少约41.0MJ/kg、至少约41.5MJ/kg和/或约43.0MJ/kg或更低或约42.5MJ/kg或更低。具体来说,所述能量密度可以为约40.0MJ/kg至约43.0MJ/kg或约41.0MJ/kg至约43.0MJ/kg或约40.0MJ/kg至约41.5MJ/kg。这种有利的能量密度可以使得将所述总液体产物和/或总液体产物的一部分添加到各种不同类型的燃料产品,并同时维持所述燃料产品的能量密度。

[0124] 在某些情况下,所述加氢处理过的流出物的液体(C₃₊)部分的密度(在15°C下)可以为约1.05g/cc或更低,例如约1.02g/cc或更低、约1.00g/cc或更低、约0.98g/cc或更低、约0.96g/cc或更低、约0.94g/cc或更低、约0.92g/cc或更低,例如低至约0.84g/cc或更低。具体来说,所述密度可以为约0.84g/cc至约1.02g/cc或约0.92g/cc至约1.02g/cc或约0.84g/cc至约1.00g/cc。此外或可选地,所述加氢处理过的流出物的液体部分的API重度可以为至少0或至少5或至少10。具体来说,所述API重度可以为5至25或7至15。在某些情况下,所述加氢处理过的流出物的API重度相对于所述共混进料的API重度可以提高。例如,所述加氢处理过的流出物(或其液体部分)的API重度可以比所述共混进料的API重度高至少5或高至少10或高至少15,例如多达高25或更高。

[0125] 所述加氢处理过的流出物的液体(C₃₊)部分的硫含量可以为约5000wppm或更低或约3000wppm或更低或约2000wppm或更低或约1000wppm或更低或约700wppm或更低或约500wppm或更低或约300wppm或更低或约100wppm或更低,例如至少约1wppm。具体来说,所述硫含量可以为约1wppm至约5000wppm或约100wppm至约2000wppm或约1wppm至约500wppm。

[0126] 所述加氢处理过的流出物的液体(C₃₊)部分的微残碳可以为约4.0重量%或更低或约3.0重量%或更低或约2.5重量%或更低或约2.0重量%或更低或约1.0重量%或更低或约0.5重量%或更低,例如基本上完全除去微残碳。具体来说,所述微残碳可以为约0重量%至约3.0重量%或约0重量%至约2.0重量%或约0重量%至约1.0重量%。

[0127] 如通过ASTM D3279确定的,所述加氢处理过的流出物的液体(C₃₊)部分中正庚烷不溶物(NHI)的量可以为约2.0重量%或更低或约1.5重量%或更低或约1.0重量%或更低或约0.5重量%或更低或约0.1重量%或更低,例如基本上完全除去NHI。

[0128] 所述加氢处理过的流出物的液体(C₃₊)部分的氢含量可以为至少约9.5重量%或至少约10.0重量%或至少约10.5重量%或至少约11.0重量%或至少约11.5重量%。具体来说,所述氢含量可以为约9.5重量%至约12.0重量%或约10.5重量%至约12.0重量%或约11.0重量%至约12.0重量%。

[0129] 所述加氢处理过的流出物的液体(C₃₊)部分的I_N可以为约40或更小或约30或更小或约20或更小或约10或更小或约5或更小,例如小到约0。

[0130] 在某些情况下,所述加氢处理过的流出物的沸程/蒸馏点低于约700°F(~371°C)的部分可以用作低硫燃料油或用于低硫燃料油的共混料,和/或可以被进一步加氢操作(任

选地与其他馏出物料流),以形成超低硫石脑油和/或馏出物(例如柴油)燃料产品例如超低硫燃料或用于超低硫燃料的共混料。所述沸程/蒸馏点为至少约700°F (~371°C)的部分可以用作硫含量为约0.1重量%或更低的超低硫燃料油,或任选地与其他馏出物或燃料油料流共混以形成超低硫燃料油或低硫燃料油。在某些情况下,至少所述液体加氢处理过的流出物的蒸馏点为至少约~371°C的部分可以作为进料用于FCC处理。

[0131] 在某些情况下,所述加氢处理过的流出物的部分可以用作燃料产品和/或燃料共混料。一种选项可以是使用来自于加氢处理的总液体产物作为用于低硫燃料油或超低硫燃料油的共混料。所述加氢处理过的产物的硫含量可以足够低,以使得作为共混料用于降低燃料油组合物的总硫含量。此外,所述加氢处理过的产物可以具有足够的芳烃化合物含量,以适合于与燃料油共混。此外,所述加氢处理过的流出物的能量含量可以与燃料油的能量含量相当。

[0132] 另一种选项可以是使用来自于加氢处理的总液体产物的底部残留物部分作为燃料油共混料。所述底部残留物部分可以对应于基于方便的蒸馏点例如约550°F (288°C)至约750°F (399°C)或约600°F (343°C)至约750°F (399°C)或约600°F (343°C)至约700°F (371°C)的分馏点所定义的部分。所述总液体产物的剩余部分可以适合作为共混料,任选地在进一步加氢处理后用于柴油燃料、燃料油、加热用油和/或船用瓦斯油。

[0133] 在某些情况下,来自于包含催化油浆和SCT的共混进料的处理的较高沸点馏分,可以具有显著含量的多环烃类和/或多环含烃化合物。例如,所述加氢处理过的流出物的850°F+(454°C+)部分可以包含约50重量%至约100重量%或约60重量%至约100重量%或约70重量%至约100重量%的多环含烃化合物(例如多环烃类)。此外或可选地,所述加氢处理过的流出物(或至少所述加氢处理过的流出物的454°C+部分)的一部分可以任选地被再次加氢操作,以形成二次加氢操作过的流出物。在这种任选情况下,所述二次加氢操作过的流出物可以包含芳烃,但所述芳烃可以基本上都是环烷芳烃。在某些情况下,所述454°C+馏分的任何二次加氢操作的部分中的芳烃总含量可以为约5重量%至70重量%或约10重量%至约60重量%或约15重量%至50重量%,而环烷芳烃之外的芳烃含量可以为约2.0重量%或更低或约1.0重量%或更低或约1000wppm或更低,例如低至基本上不含环烷芳烃之外的芳烃(0%)。在其他情况下,所述454°C+馏分的任何二次加氢操作的部分中的芳烃总含量可以为约0.1重量%至5.0重量%或约0.1重量%至约2.5重量%或约1.0重量%至约5.0重量%,而环烷芳烃之外的芳烃含量可以为约1.0重量%或更低或约1000wppm或更低,例如低至基本上不含环烷芳烃之外的芳烃(0%)。在某些情况下,至少50重量%或至少60重量%或至少70重量%或至少80重量%,例如高达100重量%的所述多环含烃化合物可以是环烷烃。对于在所述二次加氢操作过的流出物的454°C+部分中存在的环烷芳烃来说,约2000wppm或更少或约1000wppm或更少或约500wppm或更少的所述环烷芳烃可以对应于含有4个或更多个芳环的环烷芳烃,例如少至基本上不含具有4个或更多个芳环的环烷芳烃(0%)。此外或可选地,这种馏分的石蜡含量可以为约10重量%或更低或约5.0重量%或更低或约2.0重量%或更低。作为实例,这种馏分可以具有至少510°C的T10沸点、至少566°C的T50沸点和/或621°C或更低的T90沸点。在权利要求书中,样品中的总环含量、环烷烃含量和环烷芳烃含量可以使用任选地与¹³C-NMR相组合的FTICR-MS来确定。

[0134] 所述总液体产物、总液体产物的底部残留物部分和/或总液体产物在除去底部残

留物之后的较低沸点部分可具有出人意料地高含量的芳烃、环烷烃或芳烃和环烷烃。与低硫燃料油或超低硫燃料油相比,所述总液体产物(或其馏分)可以具有相对高的氢含量。所述相对高的氢含量可以对至少具有与燃料油相比而言相当的能量密度有益。所述总液体产物(或其馏分)可以具有相对低的石蜡含量,所述石蜡可以对应于可以具有与各种不同燃料油的良好相容性和/或良好的低温操作性能例如倾点和/或浊点的产物(或馏分)。所述总液体产物(或其馏分)可以具有低于 $\sim 30^{\circ}\text{C}$ 或低于 $\sim 15^{\circ}\text{C}$ 或低于 $\sim 0^{\circ}\text{C}$,例如低至约 -24°C 或更低的倾点。

[0135] 所述加氢处理过的流出物的液体(C_3+)部分和/或所述加氢处理过的流出物的底部残留物部分可以具有约50重量%至约80重量%或约60重量%至约75重量%或约55重量%至约70重量%的芳烃含量,和约25重量%至约45重量%或约28重量%至约42重量%的饱和烃含量。此外或可选地,所述底部残留物部分可以具有约 30°C 至约 -30°C 或约 30°C 至约 -20°C 或约 0°C 至约 -20°C 的倾点。此外或可选地,所述底部残留物部分可以具有约 $150\text{mm}^2/\text{s}$ 至约 $1000\text{mm}^2/\text{s}$ 或约 $160\text{mm}^2/\text{s}$ 至约 $950\text{mm}^2/\text{s}$ 的 50°C 下的运动粘度。在某些情况下,所述总液体产物(或其馏分例如底部残留物馏分)可以提供低倾点与低硫含量的有益组合。具体来说,所述倾点可以为 15°C 或更低并且硫含量为1000wppm或更低,或者所述倾点可以为 10°C 或更低并且硫含量为500wppm或更低,或者所述倾点可以为 15°C 或更低并且硫含量为300wppm或更低。

[0136] 可能部分地由于所述底部残留物的芳烃含量,所述加氢处理过的流出物的底部残留物部分可以具有至少约70或至少约80或至少约85,例如高达约100或更高的美国矿务局关联指数(Bureau of Mines Correlation Index) (BMCI)值。此外或可选地,所述加氢处理过的流出物的底部残留物部分可以具有约900或更低或约870或更低,例如低至约800或更低的计算碳芳香度指数(CCAI)。

[0137] 给料-高溶解度芳烃馏分和脱沥青塔残油

[0138] 上文描述的催化油浆和蒸汽裂化器焦油进料是高溶解度芳烃馏分的实例。高溶解度芳烃馏分其他实例包括焦化器底部残留物和溶剂处理以形成润滑剂基础油期间产生的芳烃萃取馏分。

[0139] 对于重质焦化器瓦斯油来说,适合的重质焦化器瓦斯油可以具有至少约 600°F (316°C)的初始沸点或T5蒸馏点和/或至少约 650°F (343°C)的T10蒸馏点和约 1050°F (566°C)或更低的T90蒸馏点和/或约 1150°F (621°C)或更低或约 1100°F (593°C)或更低的T95蒸馏点或最终沸点。与主要塔底残留物相似,重质焦化器瓦斯油可以具有足够高的溶解性指数和/或足够低的溶解性指数下降速率,以使得共同处理重质焦化器瓦斯油和脱沥青塔残油。

[0140] 焦化是一种热裂化过程,适用于将重质进料转化成燃料沸程产物。焦化器的给料通常还包含5重量%至25重量%的来自于焦化器的再循环产物,其可以被称作焦化器底部残留物。这种再循环馏分使得将金属、沥青质、微残碳和/或其他固体返回到焦化器,而不是并入到焦化器瓦斯油产物中。这可以维持焦化器瓦斯油产物的所需产品质量,但导致由焦化过程产生的轻馏分和焦的量的净增加。代替使用焦化器底部残留物作为焦化器的再循环料流,可以使用焦化器底部残留物料流作为高溶解度芳烃馏分,与脱沥青塔残油一起用于淤浆加氢转化。所述焦化器底部残留物可以对应于T10蒸馏点为至少 550°F (288°C)或至少

300℃或至少316℃,并且T90蒸馏点为566℃或更低或550℃或更低或538℃或更低的馏分。所述焦化器再循环馏分可以具有约20重量%至约50重量%或约30重量%至约45重量%的芳烃碳含量,和约4.0重量%至约15重量%或约6.0重量%至约15重量%或约4.0重量%至约10重量%或约6.0重量%至约12重量%的微残碳含量。通常的焦化器底部残留物料流具有90至120之间的 S_{BN} 。

[0141] 润滑油萃取液是指可以在给料的溶剂处理以形成(第I组) 润滑剂基础油期间形成的芳烃萃取馏分。与主要塔底残留物相似,润滑油萃取液馏分可以具有足够高的溶解性指数和/或足够低的溶解性指数下降速率,以使得共同处理润滑油萃取液和脱沥青塔残油。

[0142] 脱沥青残留物或残油对应于在溶剂脱沥青过程中产生的次级馏分。在溶剂脱沥青期间,可以将脱沥青装置的进料与溶剂混合。然后萃取所述进料的在所述溶剂中可溶的部分,留下在所述溶剂中具有很低或没有溶解性的残留物。所述脱沥青给料的被所述溶剂萃取的部分通常被称为脱沥青油。通常的溶剂脱沥青条件包括将给料馏分与溶剂以约1:2至约1:10、例如约1:8或更低的重量比混合。取决于进料和溶剂的本质,通常的溶剂脱沥青温度在40℃至200℃或40℃至150℃的范围内。溶剂脱沥青期间的压力可以为约50psig (345kPag) 至约500psig (3447kPag)。

[0143] 应该指出,上述溶剂脱沥青条件代表了总体范围,并且所述条件将随着进料而变。例如,在通常的脱沥青条件下,提高温度可倾向于降低产率并同时提高得到的脱沥青油的品质。在通常的脱沥青条件下,提高溶剂的分子量可倾向于提高产率并同时降低得到的脱沥青油的品质,因为渣油馏分中的其他化合物可以在由较高分子量烃类构成的溶剂中可溶。在通常的脱沥青条件下,增加溶剂的量可倾向于提高得到的脱沥青油的产率。正如本领域技术人员理解的,用于特定进料的条件可以在从溶剂脱沥青得到的脱沥青油的产率的基础上选择。在各种不同情况下,来自于使用 C_3 - C_4 溶剂的溶剂脱沥青的脱沥青油的产率相对于脱沥青进料的重量可以为25重量%至45重量%,相应的脱沥青塔残油的产率为55重量%至75重量%。这种类型的脱沥青(例如丙烷脱沥青)可以被称为低产率脱沥青。低产率脱沥青是在许多炼油厂过程例如润滑剂基础油生产中使用的通常的脱沥青过程。作为对比,在高产率脱沥青期间,来自于使用 C_4+ 溶剂的溶剂脱沥青的脱沥青油的产率相对于脱沥青进料的重量可以为至少50重量%或至少60重量%或至少65重量%或至少70重量%,例如高达95重量%或更高。在所述脱沥青进料包含瓦斯油沸程部分例如由于进料中一种或多种裂化组分的存在而造成的瓦斯油沸程部分的情况下,来自于溶剂脱沥青的产率可以根据脱沥青油的950°F+ (510℃) 部分的重量相对于进料的510℃+部分的重量来表征。在使用 C_4+ 溶剂的这些情况下,来自于溶剂脱沥青的510℃+脱沥青油的产率相对于脱沥青进料的510℃+部分的重量可以为至少40重量%或至少50重量%或至少60重量%或至少65重量%或至少70重量%(例如高达95重量%或更高)。此外或可选地,总产率可以为至少80重量%或至少90重量%或至少96重量%(例如高达99重量%或更高)。

[0144] 应该指出,高提升(即高DAO产率)脱沥青可以倾向于产生比来自于常规脱沥青的通常残油品质更低的脱沥青塔残油。高提升脱沥青塔残油的性质可以通过在脱沥青进料中包含约10重量%或更多的裂化组分来改进。裂化组分例如催化油浆、焦化器瓦斯油、蒸汽裂化器焦油、煤焦油和/或减粘裂化炉瓦斯油可以对应于馏分的显著部分具有低于566℃的蒸馏点的馏分。结果,即使在高提升脱沥青条件下,一部分从裂化组分产生的脱沥青塔残油也

具有低于566℃的蒸馏点。这可以改进所述残油的各种不同性质,以使得引入到焦化器中。在各种不同情况下,由包含裂化馏分的进料的高提升脱沥青产生的至少5重量%或至少10重量%或至少15重量%或至少20重量%、例如多达30重量%或更多的残油,可以具有566℃或更低的蒸馏点。

[0145] 淤浆加氢转化

[0146] 图8示出了适合于进行淤浆加氢转化的反应系统的一个实例。提供图8中的配置作为理解淤浆加氢转化过程的总体特点的辅助。应该理解,除非另有规定,否则与图8相结合描述的条件通常可以应用于任何方便的淤浆加氢转化配置。

[0147] 在图8中,将重油给料805在进入一个或多个淤浆加氢转化反应器810之前与催化剂808混合。在进入反应器810之前,给料805和催化剂808的混合物可以被加热,以便获得淤浆加氢转化反应所需的温度。氢料流802也被进料到反应器810中。在图8中示出的配置中,给料805和氢料流802两者被显示为在进入反应器810之前加热。任选地,可以在氢料流802进入反应器810之前将一部分给料805与氢料流802混合。任选地,给料805也可以包含一部分再循环的真空瓦斯油855。任选地,氢料流802也可以包含一部分再循环的氢842。

[0148] 将来自于淤浆加氢转化反应器810的流出物通入到一个或多个分离级中。例如,初始分离级可以是高压高温(HPHT)分离器822。来自于HPHT分离器822的较高沸点部分可以被通向低压高温(LPHT)分离器824,而来自于HPHT分离器822的较低沸点(气体)部分可以被通往高温低压(HTLP)分离器826。来自于LPHT分离器824的较高沸点部分可以被通入到分馏器830中。来自于LPHT分离器824的较低沸点部分可以与来自于HPLT分离器826的较高沸点部分合并,并通入到低压低温(LPLT)分离器828。来自于HPLT分离器826的较低沸点部分可以被用作再循环氢料流842,任选地在从所述料流除去气相污染物例如H₂S或NH₃之后。来自于LPLT分离器828的较低沸点部分可以被用作闪蒸气体或燃料气体841。来自于LPLT分离器828的较高沸点部分也被通入到分馏器830中。

[0149] 在某些配置中,HPHT分离器822可以在与淤浆HDC反应器810的出口温度相近的温度下运行。这减少了运行HPHT分离器822所需的能量的量。然而,这也意味着来自于HPHT分离器822的较低沸点部分和较高沸点部分两者在将未转化的进料再循环到反应器810之前经历了全程的蒸馏和其他处理步骤。

[0150] 在一个可选配置中,来自于HPHT分离器822的较高沸点部分被用作再循环料流818,其被添加回进料805中,用于在反应器810中处理。在这种类型的可选配置中,来自于反应器810的流出物可以被加热,以减少通过再循环料流818再循环的被转化的材料的量。这使得将HPHT分离器822中的条件与反应器810中的反应条件分开。

[0151] 在图8中,分馏器830被显示为大气压分馏器。分馏器830可用于形成多种产物料流例如轻馏分或C₄-料流843、一种或多种石脑油料流845、一种或多种柴油和/或馏出物(包括煤油)燃料料流847和底部残留物馏分。然后将所述底部残留物馏分通入到真空分馏器835中,以形成例如轻真空瓦斯油852、重真空瓦斯油854和底部残留物或木沥青馏分856。任选地,可以从真空分馏器835产生其他类型和/或更多类型的真空瓦斯油馏分。所述重真空瓦斯油馏分854可以被至少部分地用于形成再循环料流855,用于与重油进料805合并。

[0152] 在一个反应系统中,淤浆加氢转化可以通过在一个或多个淤浆加氢转化反应器中处理进料来进行。淤浆加氢转化反应器中的反应条件可以随着催化剂的本质、进料的本质、

所需产物和/或所需的转化量而变。

[0153] 对于催化剂来说,取决于催化剂的本质,适合的催化剂浓度可以在约50wppm至约20,000wppm(或约2重量%)的范围内。催化剂可以被直接并入到烃类给料中,或者可以将催化剂并入到进料的侧流或滑流中,然后与给料的主流合并。另一种选项是通过将催化剂前体引入到进料(或进料的侧流/滑流)中并通过后续反应形成催化剂,在原位形成催化剂。

[0154] 用于加氢转化的催化活性金属可以包括来自于周期表的IVB族、VB族、VIB族、VIIB族或VIII族的金属。适合的金属的实例包括铁、镍、钼、钒、钨、钴、钨及其混合物。所述催化活性金属可以作为固体颗粒物以元素形式或作为有机化合物或无机化合物例如硫化物(例如硫化铁)或其他离子型化合物存在。金属或金属化合物纳米聚集体也可用于形成所述固体颗粒物。

[0155] 采取固体颗粒物形式的催化剂通常是催化活性金属的化合物或采取元素形式的金属,其单独地或承载在耐火材料例如无机金属氧化物(例如氧化铝、二氧化硅、氧化钛、氧化锆及其混合物)上。其他适合的耐火材料可以包括碳、煤和粘土。沸石和非沸石类分子筛也可用作固体支持物。使用支持物的一个优点是它能够充当“焦吸收剂”或沥青质前体的吸附剂,否则它们可引起处理设备的积垢。

[0156] 在某些情况下,可希望原位形成用于淤浆加氢转化的催化剂,例如从金属硫酸盐(例如单水合硫酸铁)催化剂前体或在加氢转化反应区环境中或在预处理步骤中分解或反应以形成所需的良好分散且有催化活性的固体颗粒物(例如硫化铁)的另一种类型的催化剂前体形成催化剂。前体还包括含有感兴趣的催化活性金属(其热分解以形成具有催化活性的固体颗粒物(例如硫化铁))的油溶性有机金属化合物。其他适合的前体包括可以被转化成有催化活性(或更高催化活性)的化合物例如金属硫化物的金属氧化物。在一个特定实施方式中,含有金属氧化物的矿物可用作在无机耐火材料金属氧化物支持物(例如氧化铝)上包含催化活性金属的固体颗粒物(例如硫化铁)的前体。

[0157] 淤浆加氢转化反应器内的反应条件可以包括约400°C至约490°C或约400°C至约450°C或约425°C至约490°C的温度。某些类型的淤浆加氢转化反应器在高氢气分压条件下运行,例如具有约1000psig(6.9MPag)至约3400psig(23.4MPag)或约1500psig(10.3MPag)至约3400psig(23.4MPag)或约2000psig(13.8MPag)至约3400psig(23.4MPag)或约1000psig(6.9MPag)至约3000psig(20.7MPag)或约1500psig(10.3MPag)至约3000psig(20.7MPag)的氢气分压。由于催化剂在所述给料内采取淤浆形式,因此淤浆加氢转化反应器的空间速度可以根据处理的进料的体积相对于用于处理所述进料的反应器的体积来表征。用于淤浆加氢转化的适合的空间速度可以在例如约0.05v/v/hr⁻¹至约2v/v/hr⁻¹,例如约0.1v/v/hr⁻¹至约1v/v/hr⁻¹的范围内。氢处理气体可以以约3000scf/bbl至约10000scf/bbl(~490m³/m³至~1700m³/m³)的速率进料到所述反应器。

[0158] 用于淤浆加氢转化的反应条件可以被选择成使得遍及所有淤浆加氢转化反应器(如果存在超过一个串联布置的反应器的话)的进料的净转化率为至少约80%,例如至少约90%或至少约95%。对于淤浆加氢转化来说,转化率可以被定义为沸点高于转化温度例如975°F(524°C)的化合物向沸点低于所述转化温度的化合物的转化率。或者,用于定义转化率的量的转化温度可以是1050°F(566°C)。重质进料的在淤浆加氢转化后未转化的部分可以被称为来自于所述淤浆加氢转化的木沥青或底部残留物馏分。

[0159] 在淤浆加氢转化之后,可以使用加氢处理级(例如固定床加氢处理级)来进一步减少淤浆加氢转化产物中杂原子污染物的量。加氢处理通常被用于降低进料的硫、氮和芳烃含量。用于来自于闪蒸分离器的原油的重质部分的加氢处理的催化剂可以包括常规的加氢操作催化剂,例如包含至少一种VIII族非贵金属(IUPAC周期表的第8-10列)、优选为Fe、Co和/或Ni例如Co和/或Ni和至少一种VI族金属(IUPAC周期表的第6列)、优选为Mo和/或W的加氢操作催化剂。这种加氢操作催化剂任选地包含过渡金属硫化物,其被浸渍或分散在耐火支持物或载体例如氧化铝和/或二氧化硅上。所述支持物或载体本身通常没有显著/可测量到的催化活性。通常被称为本体催化剂的基本上不含载体或支持物的催化剂,通常与它们的承载的对应物相比具有更高的体积活性。

[0160] 用于淤浆加氢转化过程后的加氢处理的催化剂可以采取本体形式或承载形式。除了氧化铝和/或二氧化硅之外,其他适合的支持物/载体材料可以包括但不限于沸石、氧化钛、二氧化硅-氧化钛和氧化钛-氧化铝。适合的氧化铝是多孔氧化铝例如 γ 或 η 氧化铝,其具有50至200 Å或75至150 Å的平均孔径,100至300m²/g或150至250m²/g的比表面积,和0.25至1.0cm³/g或0.35至0.8cm³/g的孔隙体积。更通常地,可以使用适合于以常规方式对馏出物(包括润滑剂基础油)沸程进料进行加氢处理的催化剂的任何方便的尺寸、形状和/或孔径分布。超过一种类型的加氢操作催化剂可用于一个或多个反应容器中,这一点在本发明的范围之内。

[0161] 所述至少一种采取氧化物形式的VIII族非贵金属通常可以以约2重量%至约40重量%、优选地约4重量%至约15重量%范围内的量存在。所述至少一种采取氧化物形式的VI族金属通常可以以约2重量%至约70重量%范围内的量,优选地对于承载的催化剂来说以约6重量%至约40重量%或约10重量%至约30重量%范围内的量存在。这些重量百分数是基于所述催化剂的总重量。适合的金属催化剂包括在氧化铝、二氧化硅、二氧化硅-氧化铝或氧化钛上的钴/钼(1-10%的作为氧化物的Co,10-40%的作为氧化物的Mo)、镍/钼(1-10%的作为氧化物的Ni,10-40%的作为氧化物的Co)或镍/钨(1-10%的作为氧化物的Ni,10-40%的作为氧化物的W)。

[0162] 所述加氢处理(在淤浆加氢转化后)在氢气存在下进行。因此,将氢料流进料或注入到加氢操作催化剂位于其中的容器或反应区或加氢操作区中。包含在氢“处理气体”中的氢气被提供到所述反应区。正如在本发明中提到的,处理气体可以是纯氢气或含有氢气的气体,其是含有足以用于目标反应的量的氢气的气体料流,任选地包含一种或多种其他气体(例如氮气和轻质烃类例如甲烷),并且不会不利地干扰或影响所述反应或产物。杂质例如H₂S和NH₃是不想要的,并通常在通往反应器之前从处理气体中除去。引入到反应级中的处理气体料流优选地含有至少约50体积.%、更优选地至少约75体积.%的氢气。

[0163] 加氢处理条件(在淤浆加氢转化后)可以包括200°C至450°C或315°C至425°C的温度,250psig(1.8MPag)至5000psig(34.6MPag)或300psig(2.1MPag)至3000psig(20.8MPag)的压力,0.1hr⁻¹至10hr⁻¹的液时空速(LHSV),和200scf/B(35.6m³/m³)至10,000scf/B(1781m³/m³)或500(89m³/m³)至10,000scf/B(1781m³/m³)的氢处理速率。

[0164] 在某些情况下,淤浆加氢转化后的加氢处理级可以在受到淤浆加氢转化反应器中的条件影响的条件下运行。例如,可以将来自于淤浆加氢转化的流出物使用在近似淤浆加氢转化反应器的压力下运行的高压分离器进行分离,然后通入到所述加氢处理反应器中。

在这种类型的情况下,所述加氢处理反应器中的压力可以与淤浆加氢转化反应器中的压力相同或相近。在其他情况下,在分离后,可以将来自于所述淤浆加氢转化反应器的燃料和气相产物通入到加氢处理反应器中。这使得初始通入到淤浆加氢转化反应器中的氢气用作加氢处理的氢气源。

[0165] 固定床反应系统配置的实例

[0166] 图1示意性示出了用于处理包含催化油浆和蒸汽裂化器焦油两者的进料的反应系统的一个实例。在图1中,可以将包含催化油浆的初始进料105和包含蒸汽裂化器焦油的进料106引入到沉降罐110中。任选地,进料105和进料106可以在进入沉降罐110之前合并。所述共混进料可以在所述沉降罐中保留足够量的时间,以使得将所述共混进料分离成粒子含量降低的沉降器流出物112和粒子含量提高的沉降器底部残留物118。来自于所述沉降器的底部残留物可以去往焦化器、FCC装置或直接去往垃圾填埋场。沉降器流出物112可以经沉降器出口离开所述沉降器,然后通过一个或多个静电分离器例如静电分离器120和121,以产生具有进一步降低的粒子含量的静电分离的沉降器流出物122。然后将所述静电分离的沉降器流出物122通入固定床加氢操作反应器130例如加氢处理反应器,以产生加氢操作过的流出物135。然后将加氢操作过的流出物135任选地分离成一种或多种所需馏分,例如通过在分馏器140中分离。这可以使得形成例如一种或多种轻馏分级分142、一种或多种石脑油沸程馏分144、一种或多种柴油沸程馏分146和/或一种或多种较重或底部残留物馏分148。在所述图1中示出的示例性反应系统中,示出了并行运行的两个静电分离器120和121。这可以使得一个静电分离器(例如分离器120)从沉降器流出物112除去粒子,同时第二个静电分离器121可以处于冲洗或再生循环中。更通常地,可以使用任何方便数目的静电分离器,例如用静电分离器120代表多个分离器并用静电分离器121代表多个分离器。再生流出物126可以例如用作焦化器或流化床催化裂化装置的进料。任选地,可以将再生流出物126的一部分127再循环回到沉降罐110。

[0167] 实施例1-粒子去除

[0168] 为了证实沉降对粒子去除的有效性,在各种不同温度下对蒸汽裂化器焦油样品进行各种不同时间长度的沉降。将蒸汽裂化器焦油进料或包含约50重量%的蒸汽裂化器焦油和约50重量%的Exxon Mobil Aromatic 200流体的进料引入到沉降罐中。该后一种混合物被用于调查较低粘度混合物对沉降速率的影响。将所述进料在大约室温($\sim 25^{\circ}\text{C}$)、约 90°C 或约 115°C 的温度下在沉降罐中保持图2至4中示出的沉降时间。所述蒸汽裂化器焦油进料包含约2200wppm的粒度为 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子。

[0169] 图2示出了蒸汽裂化器焦油进料在 90°C 和 115°C 下的沉降速率。在图中,对应于 115°C 的沉降速率曲线用箭头指明。如图2中所示,将沉降罐中的温度提高到 115°C 显著提高了粒子沉降速率,导致在约30小时后沉降器流出物中 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子几乎减少99%。这证实了使用至少 100°C 或至少 110°C 的温度可以有益于实现更快的沉降速率。

[0170] 图3示出了蒸汽裂化器焦油进料和包含50重量%蒸汽裂化器焦油的进料在约 115°C 的沉降罐温度下的沉降速率的比较。在图中,包含50重量%蒸汽裂化器焦油的进料的沉降速率曲线用箭头指明。图3显示,向蒸汽裂化器焦油添加稀释剂可以显著提高沉降速率。

[0171] 图4示出了包含50重量%蒸汽裂化器焦油的进料在约 25°C 和约 115°C 的温度下的沉降速率。在图中,对应于 115°C 的沉降速率曲线用箭头指明。与图2相似,在至少约 100°C 的

温度下进行沉降可以显著提高粒度为约25 μm 或更大的粒子的沉降速率。基于图2至4,也显示出沉降速率与温度具有一级关系(即一级动力学)。

[0172] 基于图2至4中的结果,沉降可以提供适合的方法用于降低大于25 μm 的粒子的含量。然后可以在加氢操作之前将来自于沉降的流出物通入到静电分离器中,以进一步降低粒子含量。

[0173] 实施例2-催化油浆的固定床加氢处理

[0174] 将源自于多个FCC过程的催化油浆混合在一起,以形成合并的催化油浆进料。所述合并的催化油浆进料具有约670 $^{\circ}\text{F}$ ($\sim 354^{\circ}\text{C}$)的T10蒸馏点、约800 $^{\circ}\text{F}$ ($\sim 427^{\circ}\text{C}$)的T50和约1000 $^{\circ}\text{F}$ ($\sim 538^{\circ}\text{C}$)的T90。所述合并的催化油浆进料包含约12重量%的微残碳、约3重量%的硫、约2500wppm的氮含量和约7.4重量%的氢含量。所述合并的催化油浆进料具有约1.12g/ cm^3 的密度并包含约10重量%的饱和烃、约70重量%的4+环芳烃和约20重量%的1至3环芳烃。所述合并的催化油浆在处理之前也被过滤以除去催化剂细粉,使得得到的透过液具有低于约25wppm的总粒子含量。将从所述合并的催化油浆进料形成的过滤的透过液在固定床加氢处理装置(中试规模)中,在可商购的承载的中孔NiMo加氢处理催化剂存在下加氢处理。

[0175] 在所述运行开始时,加氢处理条件包括约2600psig($\sim 17.9\text{MPag}$)的压力、约0.25 hr^{-1} 的LHSV、约370 $^{\circ}\text{C}$ 的温度和约10,000SCF/bbl($\sim 1700\text{Nm}^3/\text{m}^3$)的氢处理气体速率。这些条件足以将所述总液体流出物的硫含量降低至约125wppm。在运行开始时,所述总产物的分馏产生3重量% H_2S 、1重量% C_4- 、5重量%石脑油($\text{C}_5-177^{\circ}\text{C}$)、47重量%的硫含量低于10wppm的柴油沸程产物(177 $^{\circ}\text{C}-371^{\circ}\text{C}$)和45重量%的371 $^{\circ}\text{C}+$ 产物(包括 ~ 2.5 重量%的566 $^{\circ}\text{C}+$ 产物)。所述371 $^{\circ}\text{C}+$ 产物具有约1.0g/ cm^3 的比重,并适合用作加氢裂化器进料、FCC进料或作为燃料油销售。

[0176] 将所述反应器运行大约300天。在运行结束时,加氢处理条件包括约2600psig($\sim 17.9\text{MPag}$)的压力、约0.25 hr^{-1} 的LHSV、约410 $^{\circ}\text{C}$ 的温度和约10,000SCF/bbl($\sim 1700\text{Nm}^3/\text{m}^3$)的氢处理气体速率。在运行结束时,所述总液体流出物中的硫含量为约117wppm。在运行结束时,所述总产物的分馏产生3重量% H_2S 、3重量% C_4- 、8重量%石脑油($\text{C}_5-177^{\circ}\text{C}$)、45重量%的硫含量低于10wppm的柴油沸程产物(177 $^{\circ}\text{C}-371^{\circ}\text{C}$)和41重量%的371 $^{\circ}\text{C}+$ 产物。在运行结束时,初始进料的566 $^{\circ}\text{C}+$ 部分的转化率大于约90%。所述371 $^{\circ}\text{C}+$ 产物具有约1.0g/ cm^3 的比重,并适合用作加氢裂化器进料、FCC进料或作为燃料油销售。

[0177] 在所述运行过程中,提高温度以维持所述流出物中的目标硫引起额外的转化。尽管较高的温度使沸程分布向较轻产物迁移,但对整个运行中的加氢操作来说,所述反应器在其他方面保持稳定。这种稳定性可以在例如运行过程中液体流出物的 I_N 与 S_{BN} 之间的关系中看到。图5示出了在处理催化油浆进料的运行期间 I_N 、 S_{BN} 和 $S_{BN}-I_N$ 随1050 $^{\circ}\text{F}+$ (566 $^{\circ}\text{C}+$)转化的变化。图5中的菱形对应于 S_{BN} 值随566 $^{\circ}\text{C}+$ 转化的变化,正方形对应于 I_N 值随转化的变化,三角形对应于在给定转化量下 S_{BN} 与 I_N 值之间的差。图5中的上方线对应于对 S_{BN} 值的拟合,而图5中的下方线对应于对 I_N 值的拟合。如图5中所示,对于在所有转化值下的产物来说, I_N 保持足够低于 S_{BN} ,使得在所述反应器内不发生沥青质和/或其他粒子的沉淀。

[0178] 实施例3-蒸汽裂化器焦油的固定床加氢处理

[0179] 将蒸汽裂化器焦油进料在与来自于实施例2的条件相近的条件下加氢处理。所述

蒸汽裂化器焦油进料具有约420°F (~216°C)的T10蒸馏点、约680°F (~360°C)的T50和约1300°F (~704°C)的T90。所述共混进料包含约22重量%的微残碳、约3.3重量%的硫、约1100wppm的氮含量和约1.16g/cm³的密度。将所述蒸汽裂化器焦油进料过滤以形成总粒子含量低于约25wppm的透过液。将所述透过液在与实施例2中使用的配置相似的中试装置中经承载的中孔NiMo催化剂处理。在7天的处理后,所述装置中的压力降超过100psig (~0.7MPag),这使得进一步处理不实用。所述反应器中的催化剂与焦熔化在一起,并且必须从反应器钻出。

[0180] 实施例4-共混进料(催化油浆和SCT)的加氢处理-在恒定严酷性下的比较

[0181] 将催化油浆和实施例3的蒸汽裂化器焦油以80:20的重量比混合,以形成共混进料。所述共混进料具有约550°F (~288°C)的T10蒸馏点、约782°F (~417°C)的T50和约984°F (~529°C)的T90。所述共混进料包含约12重量%的微残碳、约3重量%的硫、约1600wppm的氮含量和约1.11g/cm³的密度。正如上文指出的,将所述进料在加氢处理之前过滤,以将总粒子含量较低到低于25wppm。将所述进料在中试规模固定床反应器中经与实施例2的催化剂相似的承载的中孔NiMo催化剂处理。在这个实例中,将反应条件维持在近似恒定的严酷性、包括恒定的温度下。所述反应条件包括约2000psig (~13.8MPag)的压力、约0.3hr⁻¹或约0.5hr⁻¹的LHSV、约370°C的温度和约10,000SCF/bbl (~1700Nm³/m³)的氢处理气体速率。一开始,将所述催化剂经仅包含催化油浆的进料处理42天。然后将进料切换到所述共混进料另外处理48天。在所述反应器中没有观察到堵塞。

[0182] 图6示出了在油上90天(DOO)的过程中来自于处理运行的总液体产物的密度。图6的左侧部分(处理运行的初始部分)中的正方形对应于仅由“主要塔底残留物”或MCB构成的进料,所述MCB是用于指称催化油浆的另一个术语。图6的右侧部分中的“x”符号对应于包含催化油浆和20重量%的蒸汽裂化器焦油(SCT)的进料。如图6中所示,在任一种测试的空速下,向所述催化油浆添加20重量%SCT不引起总液体流出物的密度的处理趋势线的变化。应该指出,在这些运行期间温度被维持在约370°C下,与提高温度以维持所需的目标硫含量相反。因此,来自于处理共混进料的硫含量的提高实质上是由于典型的催化剂失活,这通常通过提高处理运行过程中的温度来补偿。

[0183] 图7提供了在本实施例中试验的进料和得到的加氢处理过的液体流出物的性质的进一步比较。如图7中所示,除了沸点差异与进料之间的差异相关之外,来自于所述共混进料的处理的加氢处理过的流出物在量上与来自于所述催化油浆的处理的加氢处理过的流出物相近。考虑到传统观点认为SCT不适合于固定床加氢处理并根据实施例3的结果,这是出人意料的。

[0184] 实施例5-共混进料(催化油浆和SCT)的加氢处理

[0185] 将实施例2的催化油浆和实施例3的蒸汽裂化器焦油以80:20的重量比混合,以形成共混进料。将所述共混进料过滤以将总粒子含量较低到低于约25wppm。将所述共混进料在与实施例2中的催化剂相似的催化剂存在下,并在与实施例2中的反应器相似的反应器中进行处理。这个实施例中的共混进料具有约583°F (~306°C)的T10蒸馏点、约786°F (~419°C)的T50和约1020°F (~549°C)的T90。这个实施例中的共混进料包含约11重量%的微残碳、约3重量%的硫、约1600wppm的氮含量和约1.11g/cm³的密度。在运行开始时的反应条件包括约2400psig (~16.5MPag)的压力、约0.25hr⁻¹的LHSV、约370°C的温度和约10,000SCF/

bb1 ($\sim 1700\text{Nm}^3/\text{m}^3$) 的氢处理气体速率。

[0186] 在运行开始时,总产物的分馏产生3重量% H_2S 、1重量% C_4 -、5重量%石脑油(C_5 - 177°C)、51重量%的硫含量低于10wppm的柴油沸程产物(177°C - 371°C)和40重量%的 371°C +产物。所述总液体产物的硫含量为75wppm。应该指出,总液体产物中的这种较低的硫含量是在比实施例2中的运行开始条件更低的压力(实施例5中的16.5MPag相比于实施例2中的17.9MPag)下实现的。此外,柴油沸程产物的产率相对于实施例2提高(51重量%相比于47重量%),而 371°C +产物的产率降低(40重量%相比于45重量%)。对于共混进料来说,向催化油浆添加难以处理的馏分实际上能够提高更想要的柴油沸程产物的产率,这是出人意料的。所述柴油沸程产物适合用作例如柴油燃料共混料。所述处理运行继续进行50天而没有堵塞。这个运行中的催化剂失活似乎与用于处理催化油浆进料的实施例2中的失活相近。

[0187] 实施例6-加氢处理过的流出物的表征

[0188] 通过将约80重量%的催化油浆与约20重量%的蒸汽裂化器焦油合并来形成共混进料。所述催化油浆具有表1中示出的性质。

[0189] 表1-催化油浆性质

[0190]	在 15.6°C 下的密度 (g/cm^3)	1.12
	硫 (重量%)	3.9
	氮 (wppm)	1800
	微残碳 (重量%)	9.5
	正庚烷不溶物 (重量%)	3.3
	氢含量 (重量%)	7.2
[0191]	在 80°C 下的粘度 (cSt)	67
	在 105°C 下的粘度 (cSt)	20
	SIMDIS 蒸馏	
	T10 ($^\circ\text{F}/^\circ\text{C}$)	672/356
	T50	791/422
	T90	964/518
	$1050^\circ\text{F}+$ ($566^\circ\text{C}+$) 馏分 (重量%)	6

[0192] 所述蒸汽裂化器焦油进料包含蒸汽裂化器真空瓦斯油部分。所述蒸汽裂化器焦油进料具有表2中示出的性质。

[0193] 表2-蒸汽裂化器焦油性质

[0194]

在 15.6°C 下的密度 (g/cm^3)	1.10
在 70°C 下的密度 (g/cm^3)	1.06
在 90°C 下的密度 (g/cm^3)	1.05

API重度	-2.63
硫(重量%)	2.7
氮(wppm)	860
微残碳(重量%)	17.9
正庚烷不溶物(重量%)	8.6
氢含量(重量%)	7.1
SIMDIS蒸馏	
T5(°F/°C)	385/196
T50	644/340
T90	1143/617

[0195] 将所述催化油浆和催化油浆与蒸汽裂化器焦油的共混进料两者在可商购的承载的NiMo加氢处理催化剂存在下,在约 0.25hr^{-1} 至 1.0hr^{-1} 之间的液时空速、约 360°C 至约 420°C 之间的温度、约 2400psig (16.5MPag)的压力和约 $10,000\text{scf/b}$ ($1700\text{Nm}^3/\text{m}^3$)的氢处理气体速率下加氢处理。对于所述催化油浆给料和共混给料两者来说,约20重量%至60重量%的所述给料被转变成 700°F - (371°C -)产物,其适用于共混在柴油燃料池中。在较高严酷性运行时,可以从两种类型的给料获得硫含量为约20wppm或更低的 371°C -产物。

[0196] 所述加氢处理过的流出物(来自于催化油浆或共混进料)的 850°F + (454°C +)馏分可以被进一步加氢操作,以形成树脂和/或胶黏剂。在另外的高严酷性加氢例如实施例7中所描述的条件后,所述两次加氢操作的产物主要由4-7环多环烃类构成,并且至少50重量%的所述多环烃类对应于多环环烷烃。所述两次加氢操作的 454°C +)馏分包含芳烃,并且基本上所有的所述芳烃对应于环烷芳烃。少于约1000wppm的所述环烷芳烃对应于具有4个或更多个芳环的环烷芳烃。

[0197] 实施例7-用于轻质和重质进料的焦化和淤浆加氢转化的比较

[0198] 将焦化和淤浆加氢转化两者用于重质进料的处理的益处,可以基于对具有不同康拉特逊残碳值的进料进行的焦化和淤浆加氢转化的液体产率的比较来显示。表3示出了从来自于两种不同来源的原油产生的真空渣油馏分的性质。表3中的进料1代表较轻进料,而进料2对应于较重进料。如表3中所示,进料1的康拉特逊残碳值为24.1重量%,而进料2的残碳值为33.5重量%。

[0199] 表3-进料性质

	真空渣油性质	进料 1	进料 2
	比重	1.035	1.082
	硫, 重量%	4.55	6.22
	氮, 重量%	0.38	0.88
[0200]	CCR, 重量%	24.1	33.5
	镍, wppm	27.1	182.4
	钒, wppm	94.5	463.6
	沥青质, 重量%	9.0	30.5
	馏分体积%, 975°F+ (524°C+)	18.3	35.4
[0201]	馏分体积%, 1050F+ (566°C+)	14.1	29.1

[0202] 表4示出了从使用各种不同过程处理表3中的真空渣油进料而得到的产物。在表4中,“延迟焦”是指使用延迟焦化过程处理进料的一个实例。“淤浆HDP(平均值)”是指来自于对进料进行多种不同类型的淤浆加氢转化的平均结果,包括在不同反应器条件(例如温度、H₂压力)和不同反应器配置下进行的淤浆加氢转化。应该指出,在恒定的转化水平下,来自于淤浆加氢转化的总液体产物产率相对恒定。对于所述平均值中的每种淤浆加氢转化方法来说,进料1和进料2的总液体产物产率差异小于所述给料的3重量%。

[0203] 表4中的“转化”一行代表了给料相对于用于从来自于淤浆加氢转化过程的底部残留物或木沥青分离真空瓦斯油的975°F(524°C)分馏点的转化的量。对于转化一行来说,指示了对三种类型的淤浆加氢转化所试验的转化值的范围来代替提供平均值。对于焦化来说,未提供“转化”的量,因为在焦化期间进行的某些“转化”导致焦而不是液体产物的形成。示出的各个产物对应于轻馏分、石脑油、馏出物(燃料)、真空瓦斯油(VGO)、焦或木沥青(取决于所述过程是焦化还是淤浆HDP)和氢气消耗。轻馏分包括H₂S、NH₃、水和C1-C4分子。

[0204] 表4

[0205]

	进料 1 - 延迟焦	进料 1 - 淤浆 HDP (平均值)	进料 2 - 延迟焦	进料 2 - 淤浆 HDP (平均值)
转化 (体积%)		90 - 97		90 - 97
轻馏分 (重量%)	9.6	15.5	12.0	16.9
石脑油 (重量%)	11.1	16.0	10.7	16.0
馏出物 (重量%)	21.5	40.5	18.0	40.5
VGO (重量%)	27.8	24.4	21.4	24.3
焦或木沥青 (重量	30.0	6.1	37.9	6.0

[0206]

%)				
氢气消耗 (scf/B)	0	2000 (337 Nm ³ /m ³)	0	2500 (421 Nm ³ /m ³)

[0207] 如表4中所示,在恒定的转化水平下,来自于淤浆加氢转化的液体产物产率相对恒定。对于每种所述淤浆加氢转化方法来说,进料1和进料2的总液体产物产率差异小于所述给料的3重量%。由于进料2的较重本质,获得所述液体产物产率消耗了额外的氢气。然而,总液体产物的量相对于给料的量相对相近,尽管进料2的CCR含量比进料1的CCR值高约10重量%。

[0208] 作为对比,进料1和进料2的焦化导致产生显著不同量的总液体产物。进料1的焦化产生原始进料的约61重量%的总液体产物。进料2的焦化产生原始进料的约50重量%的总液体产物。因此,康拉特逊残碳值的约10重量%的变化引起总液体产物的约10重量%的变化。

[0209] 理解表4中的结果的另一种方式是考虑液体产率相对于氢气消耗量的边际收益。对进料1进行淤浆加氢转化导致相对于所述给料提高约20重量%的总液体产率,代价是使用约1700-2300scf/B (287-388Nm³/m³) 的氢气。与进料1相比,对进料2进行淤浆加氢转化导致相对于所述给料额外的约10重量%的产率,代价是氢气消耗边际增加约400-700scf/B (67-118Nm³/m³)。这证实了对具有较高康拉特逊残碳值的进料(进料2)使用淤浆加氢转化,相对于所需氢气消耗的量提供了更大优势。通过选择性地使用焦化来处理较低的有缺陷的进料并使用淤浆加氢转化来处理较高康拉特逊残碳值(或更加有缺陷的)进料,可以保留炼油厂中的氢气资源用于更高价值的用途。这可以使得使用淤浆加氢转化来处理更加有缺陷的进料,使得对于更加有缺陷的进料可以实现至少约55重量%的液体产物或至少约60重量%的液体产物的产率。

[0210] 实施例8-在残油的淤浆加氢转化期间甲苯不溶物的产生

[0211] 将脱沥青塔残油和蒸汽裂化器焦油进料在淤浆加氢转化条件下使用Mo催化剂进

行处理。所述淤浆加氢转化条件包括约2000psig (~13.8MPag) 的氢气分压和约450°C 的温度。图9示出了在各种不同的Mo催化剂浓度下,三种进料的淤浆加氢转化的加氢转化流出物中存在的甲苯不溶物的量。应该指出,在低催化剂浓度的基础上,所述加氢转化流出物中的甲苯不溶物的含量粗略对应于焦含量。所述进料对应于100%的来自于戊烷脱沥青的脱沥青塔残油(C₅残油)、100%的软质蒸汽裂化器焦油和C₅残油与软质蒸汽裂化器焦油的以重量计50/50的共混物。对于软质蒸汽裂化器焦油进料来说,约25重量%的进料(例如20重量%-30重量%)对应于直馏和/或加氢处理的真空瓦斯油沸程馏分。如图9中所示,取决于Mo催化剂的量,来自于C₅残油的淤浆加氢转化的流出物产生相对于所述进料约4重量%至8重量%的甲苯不溶物产率。图9中包含的虚线代表了基于所述进料的被不含甲苯不溶物的进料简单稀释50重量%而预期的甲苯不溶物的量。如图9中所示,来自于软质蒸汽裂化器焦油的淤浆加氢转化的流出物导致很少或没有甲苯不溶物产生。因此,预期软质蒸汽裂化器焦油与C₅残油的以重量计50/50的共混物将产生与图9中的虚线相近的甲苯不溶物量。然而,C₅残油与蒸汽裂化器焦油的以重量计50/50的共混物产生相对于预期量明显更低量的甲苯不溶物,其中在较低催化剂浓度下所述出人意料的降低更加显著。具体来说,不受任何特定理论的限制,似乎在较高催化剂浓度下提高催化剂浓度具有降低的额外益处。在较低浓度例如1000wppm或更低或500wppm下。因此,在较低催化剂浓度下,相对于基于脱沥青塔残油进料的简单稀释而预期的流出物中存在的甲苯不溶物水平,观察到更高的协同益处。这证实了使用芳烃共进料处理脱沥青塔残油可以为减少淤浆加氢转化流出物中甲苯不溶物的量而提供出人意料的协同益处。

[0212] 使用C₅残油作为淤浆加氢转化进料的一部分进行了另外的处理运行。图10示出了来自于含有50重量%的C₅残油和50重量%的共进料的进料的淤浆加氢转化的结果,所述共进料对应于直馏真空瓦斯油、软质蒸汽裂化器焦油或催化油浆。用于图10中示出的处理运行的催化剂浓度为约200wppm。淤浆加氢转化条件包括约2100psig (~14.5MPag) 的氢气分压和443°C (830°F) 的温度。

[0213] 如图10中所示,C₅残油与直馏真空瓦斯油的共同处理似乎对甲苯不溶物的量主要引起稀释效应。与直馏真空瓦斯油共同处理还在反应器液体内部造成相分离和不均质性。不受任何特定理论的限制,直馏真空瓦斯油的低S_{BN}值(<50)对反应器中相分离的发生有贡献。淤浆加氢操作环境中的这种相分离为维持对反应器内的反应条件的控制造成困难。作为对比,与软质蒸汽裂化器焦油或催化油浆的共同处理导致甲苯不溶物的量的协同减少,其超出了在使用直馏真空瓦斯油时观察到的稀释效应。不受任何特定理论的限制,使用S_{BN}值为110或更大(例如软质SCT)或150或更大(例如催化油浆)的共进料导致各种不同类型的化合物在淤浆处理环境内的溶解性提高。这种溶解性的提高使得某些类型的化合物在淤浆加氢操作期间,在转化之前和之后两种情况下都保留在溶液中,从而引起甲苯不溶产物形成的量的相应减少。此外,当使用软质蒸汽裂化器焦油或催化油浆作为共进料时,在反应器中没有观察到相分离/不均质性。如图10中所示,在约200wppm的催化剂浓度下,C₅残油与软质蒸汽裂化器焦油或催化油浆的共同处理将加氢操作过的流出物的甲苯不溶物含量降低到低于3.0重量%。

[0214] 其他实施方式

[0215] 实施方式1.一种用于脱沥青塔残油的加氢操作的方法,所述方法包括:将包含有

缺陷的馏分和共进料的进料在加氢操作条件下经加氢操作催化剂处理以形成加氢操作过的流出物,所述共进料包含10重量%或更少的正庚烷不溶物、约90或更高的 S_{BN} 、约50或更高的 I_N 、至少343°C的T10蒸馏点和566°C或更低的T90蒸馏点,所述进料包含约20重量%或更多的所述共进料和约10重量%或更多的所述有缺陷的馏分,所述共进料和有缺陷的馏分占所述进料的50重量%或更多,其中a)所述有缺陷的馏分包含含有至少10重量%正庚烷不溶物的脱沥青塔残油,并且所述加氢操作条件包括淤浆加氢操作条件;或b)所述有缺陷的馏分包含蒸汽裂化器焦油,所述共进料包含催化油浆,所述给料包含约100wppm或更低的总粒子含量和7或更小的API重度,并且所述加氢操作条件包括固定床加氢处理条件。

[0216] 实施方式2.一种用于处理包含蒸汽裂化器焦油的进料的方法,所述方法包括:将进料在有效的加氢处理条件下经固定床中的加氢处理催化剂处理以形成加氢处理过的流出物,所述进料包含a)以所述进料的重量计约60重量%至约99重量%(或约70重量%至约99重量%)的催化油浆部分,其包括 $\sim 650^{\circ}\text{F}+(\sim 343^{\circ}\text{C}+)$ 部分并具有至少约50的 I_N ,和b)约1.0重量%至约30重量%的蒸汽裂化器焦油部分(以所述进料的重量计),所述进料具有约100wppm或更低的总粒子含量和7或更小(或5或更小或0或更小)的API重度,所述加氢处理过的流出物的液体部分具有比所述进料的API重大至少5(或大至少10或大至少15)的API重度。

[0217] 实施方式3.实施方式1或2的方法,所述方法还包括分离包含所述催化油浆部分和蒸汽裂化器焦油部分的给料,以至少形成包含所述进料的第一分离流出物和第二分离流出物,所述给料具有至少约200wppm(或至少约500wppm或至少约1000wppm)的总粒子含量,所述第二分离流出物包含至少约200wppm的粒度为 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子。

[0218] 实施方式4.一种用于处理包含蒸汽裂化器焦油的进料的方法,所述方法包括:分离进料,所述进料包含a)以所述进料的重量计约60重量%至约99重量%(或约70重量%至约99重量%)的催化油浆部分,其包括 $\sim 650^{\circ}\text{F}+(\sim 343^{\circ}\text{C}+)$ 部分并具有至少约50的 I_N ,和b)约1.0重量%至约30重量%(以所述进料的重量计)的蒸汽裂化器焦油部分,以至少形成总粒子含量为约100wppm或更低的第一分离流出物和包含至少约200wppm的粒度为 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子的第二分离流出物;以及将所述第一分离流出物在有效的加氢处理条件下经固定床中的加氢处理催化剂处理,以形成加氢处理过的流出物,所述第一分离流出物具有7或更小(或5或更小或0或更小)的API重度,所述加氢处理过的流出物的液体部分具有比所述进料的API重大至少5(或大至少10或大至少15)的API重度。

[0219] 实施方式5.实施方式4的方法,其中分离所述进料包括将所述进料在沉降容器中沉降一定的沉降时间,以形成沉降器流出物和沉降器底部残留物,所述沉降器底部残留物包含至少约200wppm的粒度为 $25\mu\text{m}$ 或更大的粒子,所述沉降任选地在至少约 100°C 的沉降温度下进行。

[0220] 实施方式6.实施方式4或5的方法,其中分离所述进料包括将至少一部分所述给料通入到静电分离级中,以形成总粒子含量低于所述进料的总粒子含量的第一静电分离流出物和具有比所述进料更高的总粒子含量的第二静电分离流出物。

[0221] 实施方式7.上述实施方式中任一项的方法,其中所述进料和/或第一分离流出物包含约3重量%至约10重量%(以所述进料的重量计)的 $\sim 1050^{\circ}\text{F}+(\sim 566^{\circ}\text{C}+)$ 部分,所述有效的加氢处理条件有效地转化所述进料和/或第一分离流出物的至少约50重量%的 ~ 566

°C+部分,所述有效的加氢处理条件任选地消耗至少约1500SCF/bbl (~260Nm³/m³)的氢气。

[0222] 实施方式8.上述实施方式中任一项的方法,其中所述进料和/或第一分离流出物还包含1重量%至30重量%(以所述进料的重量计)的助熔剂,所述助熔剂具有至少343°C的T5沸点。

[0223] 实施方式9.上述实施方式中任一项的方法,其中所述进料和/或第一分离流出物还包含约10重量%或更少(以所述进料的重量计)的不同于催化油浆部分或蒸汽裂化器焦油部分的馏分。

[0224] 实施方式10.上述实施方式中任一项的方法,其中所述进料和/或第一分离流出物包含至少约5重量%(以所述进料的重量计)或至少约10重量%或至少约15重量%的蒸汽裂化器焦油部分。

[0225] 实施方式11.上述实施方式中任一项的方法,其中所述进料(或第一分离流出物)包含至少约343°C的T10蒸馏点;或者其中所述进料和/或第一分离流出物具有约50wppm或更低或约25wppm或更低的总粒子含量;或其组合。

[0226] 实施方式12.一种加氢操作系统,所述系统包含:沉降罐;一级或多级静电分离器,其包含与所述沉降罐流体连通、用于接收沉降器流出物的至少一个分离器级入口和至少一个分离器级出口;和加氢操作反应器,其包含与所述至少一个分离器级出口流体连通的反应器入口和反应器出口,所述加氢操作反应器还包含含有加氢操作催化剂的至少一个固定床。

[0227] 实施方式13.实施方式12的加氢操作系统,其中所述沉降罐包含与焦化器、流化床催化裂化器或燃料油池中的至少一者流体连通的沉降器底部残留物出口。

[0228] 实施方式14.实施方式12或13的加氢操作系统,其中所述一级或多级静电分离器包含串联布置的静电分离器、并联布置的静电分离器或其组合,所述一级或多级静电分离器任选地还包含与焦化器、流化床催化裂化器或燃料油池中的至少一者流体连通的分离器级冲洗出口。

[0229] 实施方式15.一种加氢处理过的流出物的液体部分,其根据实施方式1-11中任一项的方法来制备。

[0230] 实施方式16.一种加氢处理过的流出物的液体部分,其通过对包含蒸汽裂化器焦油的进料进行处理来形成,所述加氢处理过的流出物通过包括下述步骤的方法来形成:分离进料,所述进料包含a)以所述进料的重量计约60重量%至约99重量%(或约70重量%至约99重量%)的催化油浆部分,其包含~650°F+(~343°C+)部分并具有至少约50的I_N,和b)约1.0重量%至约30重量%的蒸汽裂化器焦油部分,以至少形成总粒子含量为约100wppm或更低的第一分离流出物和包含至少约200wppm的粒度为25μm或更大的粒子的第二分离流出物;以及将所述第一分离流出物在有效的加氢处理条件下经固定床中的加氢处理催化剂处理,以形成加氢处理过的流出物,所述第一分离流出物具有7或更小(或5或更小或0或更小)的API重度,所述加氢处理过的流出物的液体部分具有至少5的API重度,所述加氢处理过的流出物的液体部分的API重度比所述进料的API重大至少5(或大至少10或大至少15)。

[0231] 实施方式17.一种用于脱沥青塔残油的淤浆加氢操作的方法,所述方法包括:将包含脱沥青塔残油和共进料的进料在淤浆加氢操作条件下经淤浆加氢操作催化剂处理,以形成加氢操作过的流出物,所述脱沥青塔残油包含相对于所述脱沥青塔残油的重量至少10重

量%的正庚烷不溶物,所述共进料包含约90或更高的 S_{BN} 、约50或更高的 I_N 、至少343°C的T10蒸馏点和566°C或更低的T90蒸馏点,所述进料包含约20重量%或更多的所述共进料和约10重量%或更多的所述脱沥青塔残油,所述共进料和脱沥青塔残油占所述进料的50重量%或更多。

[0232] 实施方式18.实施方式1或17的方法,其中所述进料包含约30重量%或更多或约50重量%或更多的所述脱沥青塔残油;或者其中所述进料包含约30重量%或更多或约50重量%或更多的所述共进料;或者其中所述共进料和脱沥青塔残油占所述进料的70重量%或更多或80重量%或更多;或其组合。

[0233] 实施方式19.实施方式1、17或18中任一项的方法,其中所述进料包含约20重量%或更多或约40重量%或更多或约50重量%或更多的催化油浆;或者其中所述进料包含约20重量%或更多或约40重量%或更多或约50重量%或更多的蒸汽裂化器焦油。

[0234] 实施方式20.实施方式1或17-19中任一项的方法,其中所述共进料具有约110或更高或约120或更高或约150或更高的 S_{BN} ,或者其中所述共进料具有约70或更高或约90或更高的 I_N ;或其组合。

[0235] 实施方式21.实施方式1或17-20中任一项的方法,其中所述共进料包含催化油浆、蒸汽裂化器焦油、焦化器瓦斯油、芳烃萃取馏分或其组合。

[0236] 实施方式22.实施方式1或17-21中任一项的方法,其中所述淤浆加氢操作条件相对于566°C有效地转化至少25重量%或至少40重量%或至少50重量%的所述脱沥青塔残油。

[0237] 实施方式23.实施方式1或17-22中任一项的方法,其中将所述进料经相对于所述进料的重量1000wppm或更少或500wppm或更少的淤浆加氢操作催化剂处理。

[0238] 实施方式24.实施方式1或17-23中任一项的方法,其中所述加氢操作过的流出物包含3.0重量%或更少或2.0重量%或更少的甲苯不溶化合物。

[0239] 实施方式25.一种用于淤浆加氢操作的进料,其包含:约10重量%或更多的脱沥青塔残油,所述脱沥青塔残油包含相对于所述脱沥青塔残油的重量至少10重量%的正庚烷不溶物;约50重量%或更多的共进料,所述共进料包含约90或更高的 S_{BN} 、约50或更高的 I_N 、至少343°C的T10蒸馏点和566°C或更低的T90蒸馏点;以及约100wppm至约1000wppm的催化剂粒子,所述催化剂粒子包含VIB族金属。

[0240] 实施方式26.实施方式25的进料,其中所述共进料包含催化油浆,所述进料包含约20重量%或更多的所述催化油浆。

[0241] 实施方式27.实施方式25或26的进料,其中所述共进料包含催化油浆、蒸汽裂化器焦油、焦化器瓦斯油、芳烃萃取馏分或其组合。

[0242] 实施方式28.实施方式25至27中任一项的进料,其中所述共进料具有约70或更高或约90或更高的 I_N ;或者其中所述共进料具有约110或更高或约120或更高或约150或更高的 S_{BN} ;或其组合。

[0243] 实施方式29.实施方式25至28中任一项的进料,其中所述VIB族金属包含Mo。

[0244] 当在本文中列出数值下限和数值上限时,考虑到了从任何下限到任何上限的范围。尽管已具体描述了本发明的示例性实施方式,但应该理解,各种不同的其他修改对于本领域技术人员来说是清楚的,并且可以容易地做出而不背离本发明的主旨和范围。因此,无

意将权利要求书的范围限制到本文中阐述的实例和描述,而是应该将所述权利要求书解释为涵盖存在于本发明中的所有可取得专利的新颖性的特点,包括被本发明所属领域的技术人员当作其等效物的所有特点。

[0245] 上面已参考大量实施方式和具体实施例对本发明进行了描述。根据上面的详细描述,许多变化形式将自然而然地显示在本领域技术人员面前。所有这些明显的变化形式在权利要求书的完整目标范围之内。

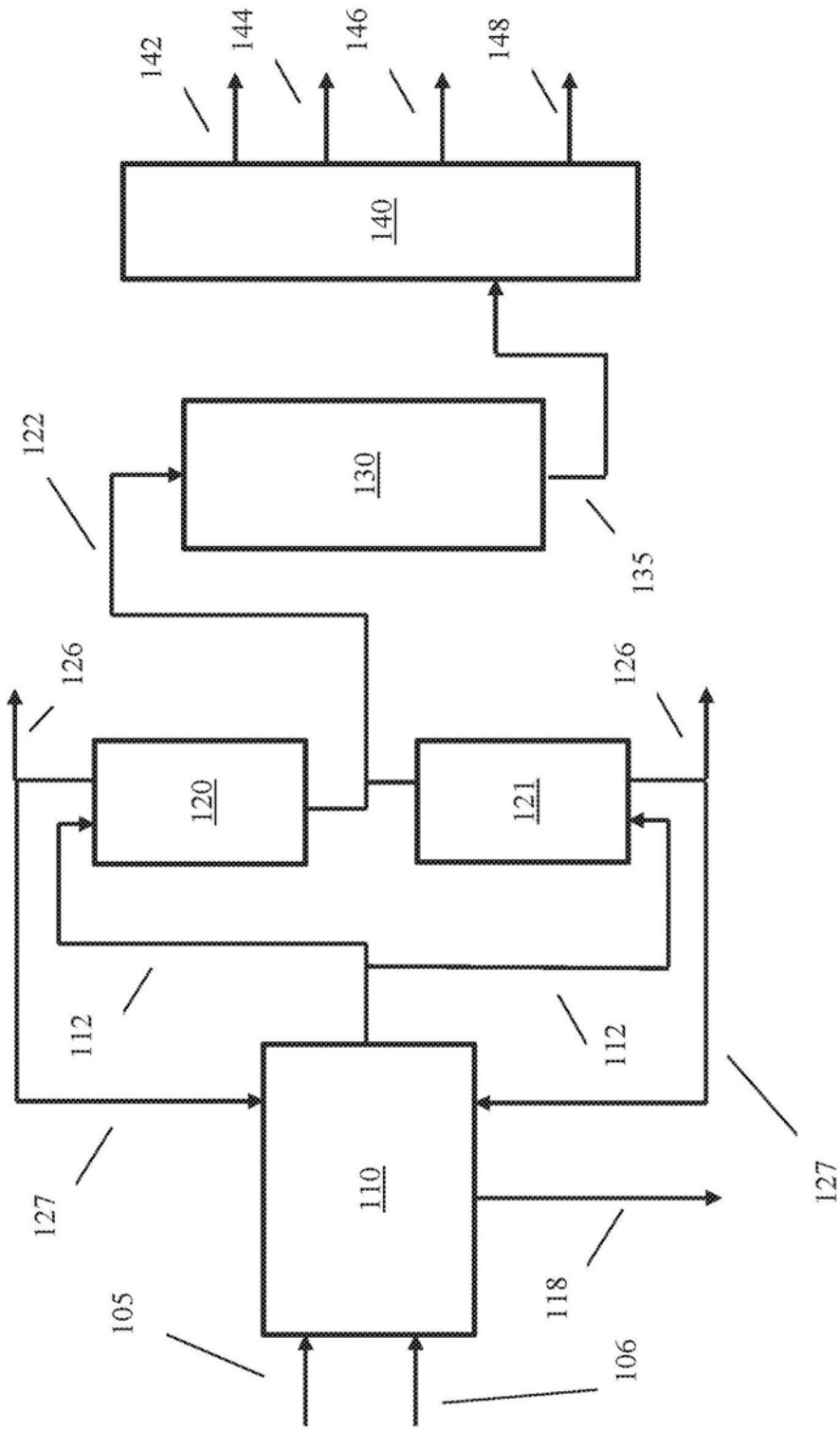


图1

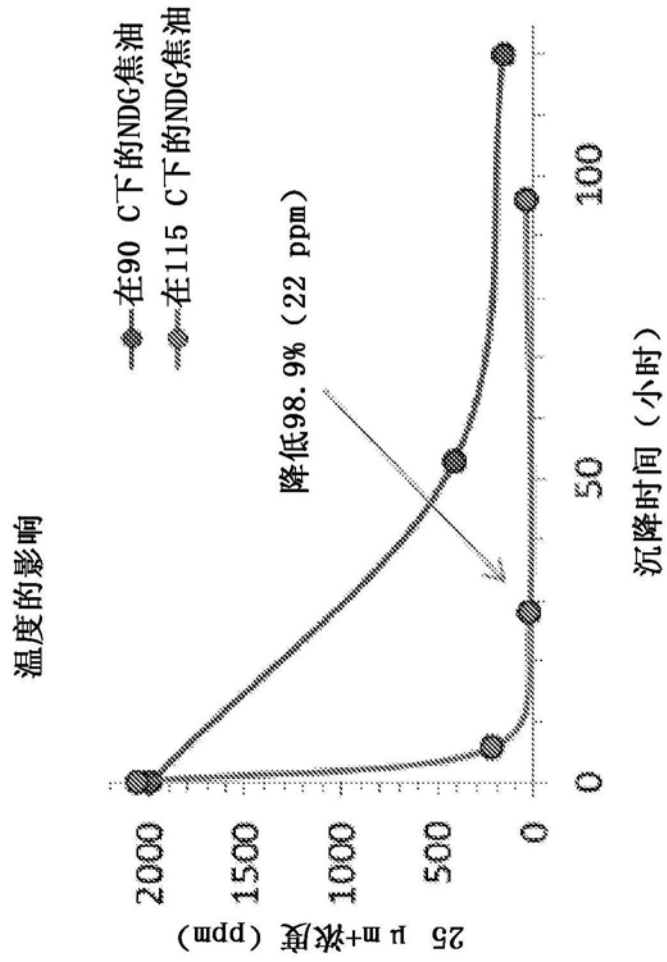


图2

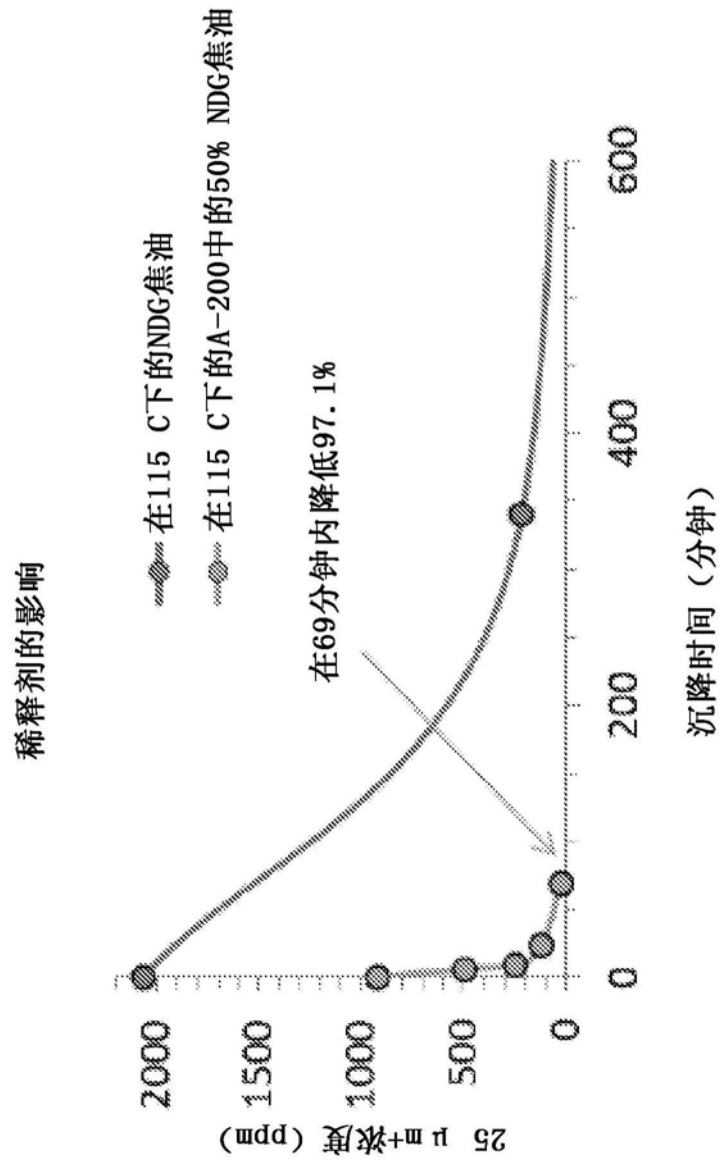


图3

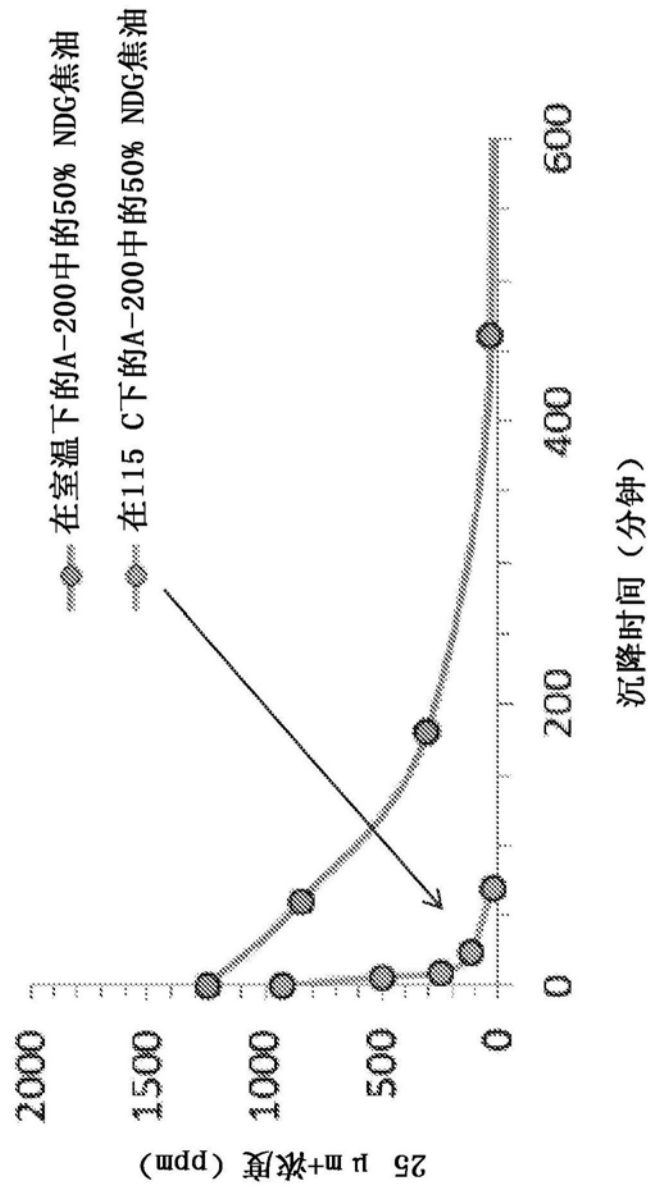


图4

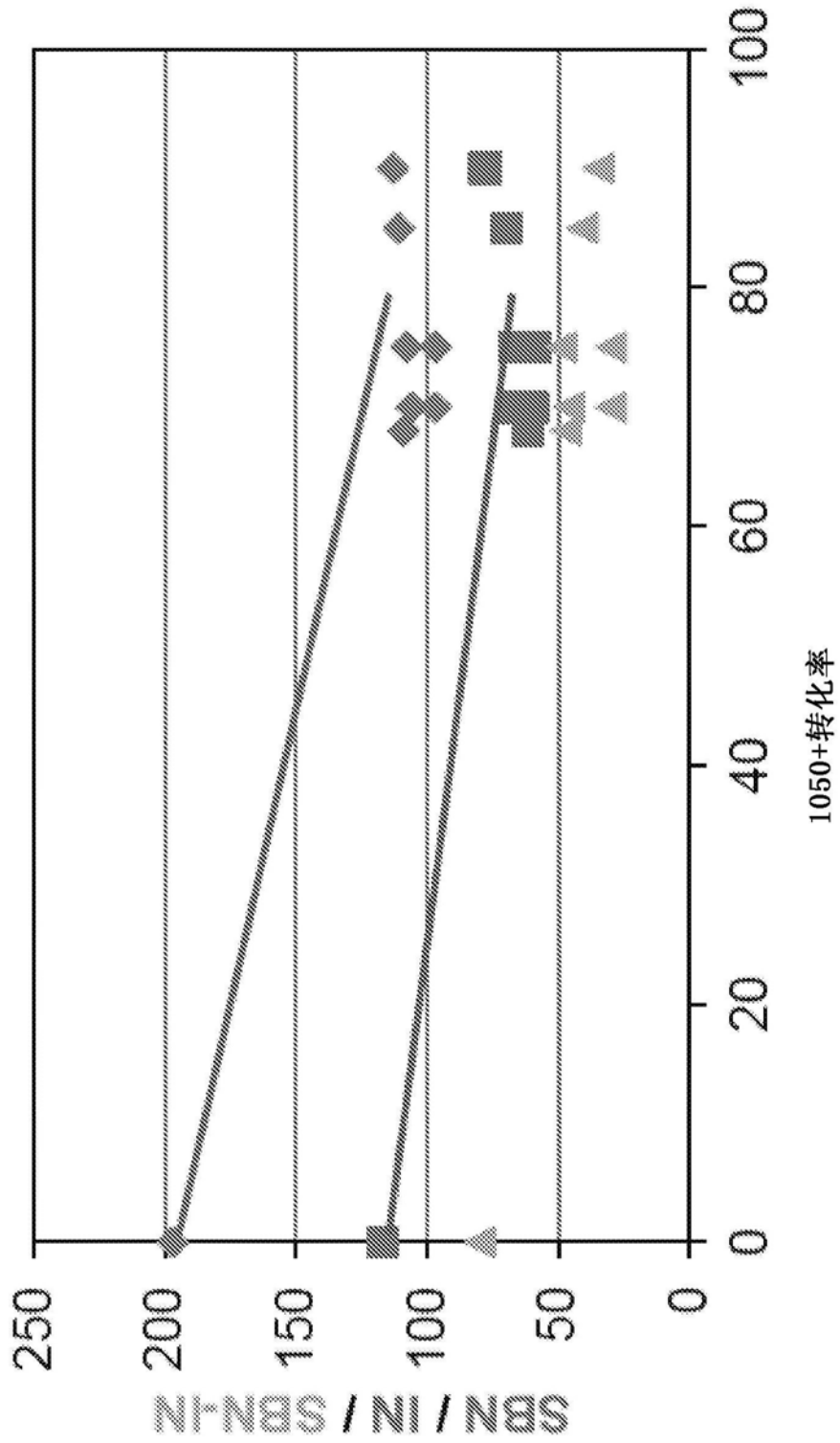
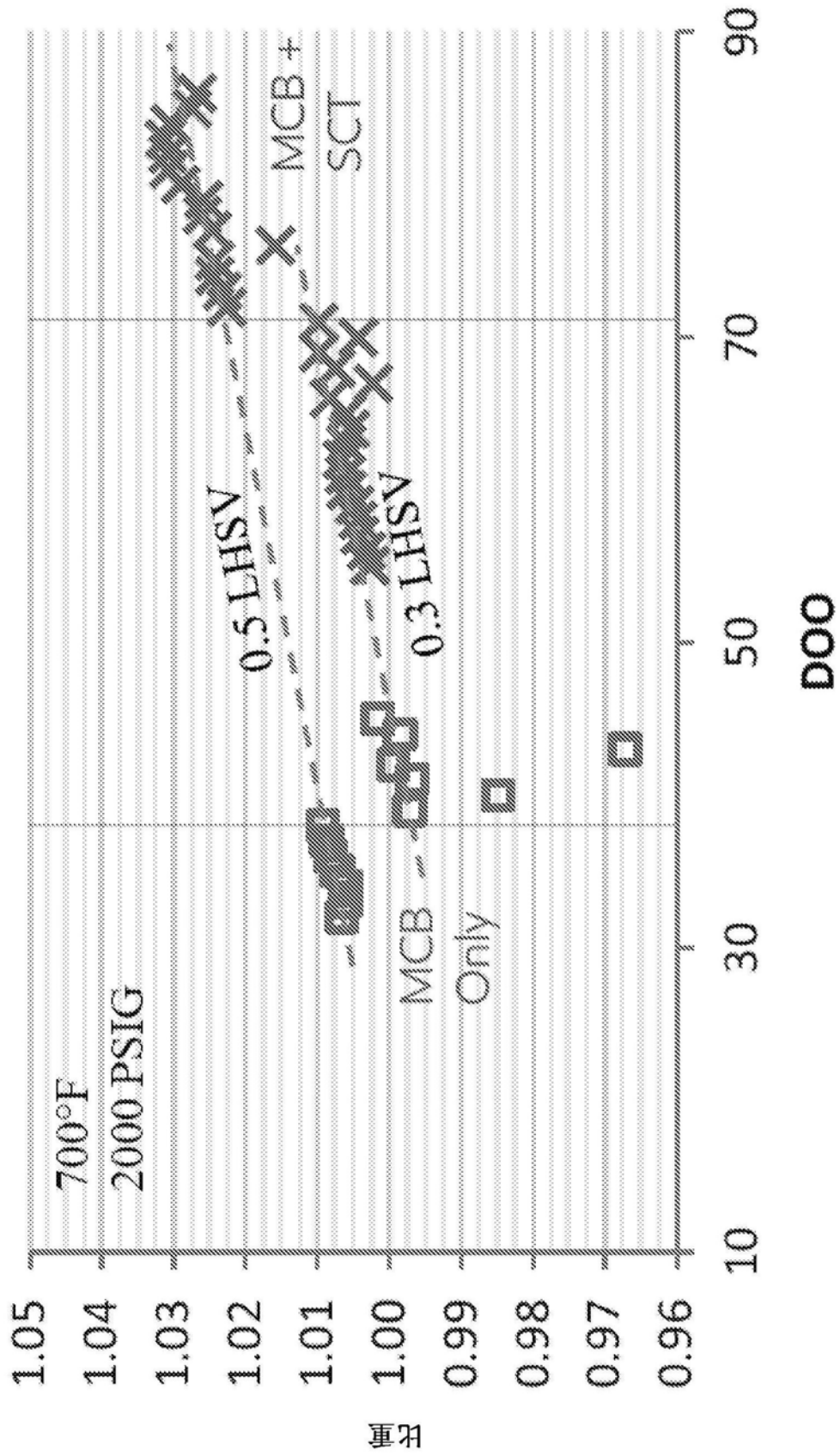


图5



比重

图6

	CSO进料	80% CSO + 20% SCT	HT CSO	HT 80% CSO + 20% SCT
运转天数			38	SCT 55
液/液MB关闭			98%	99.2%
硫 wppm	3.1 (重量%)	3.1 (重量%)	641	1800
氮 wppm	2100	1590	162	277
API 重度	-4.7	-4.4	10.08	9.32
煤油产率 重量%	1	5	3	7
柴油产率 重量%	9	14	35	35
VG0产率 重量%	81	72	57	51
538°C+ 重量%	9	9	5	6

图7

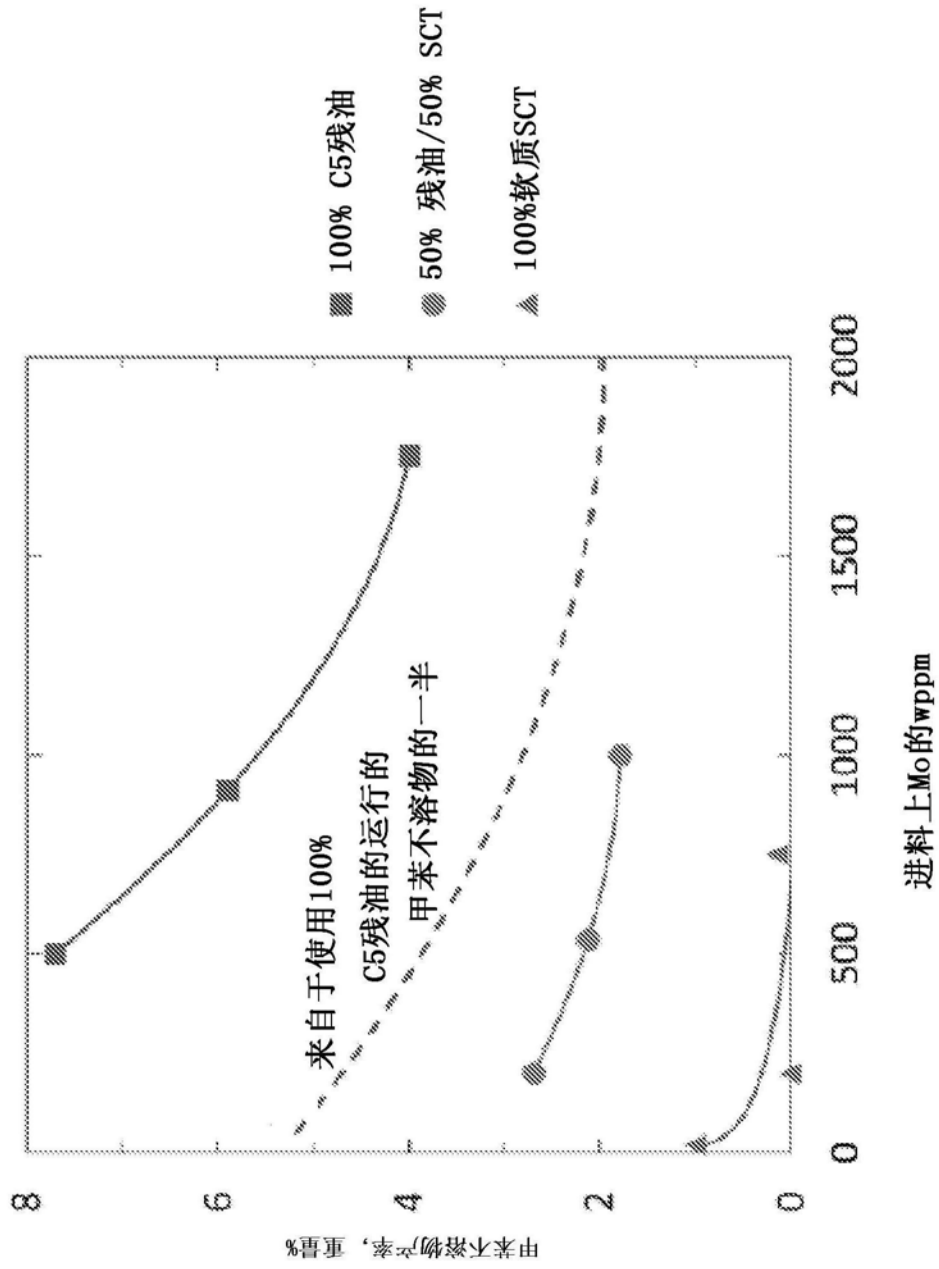


图9

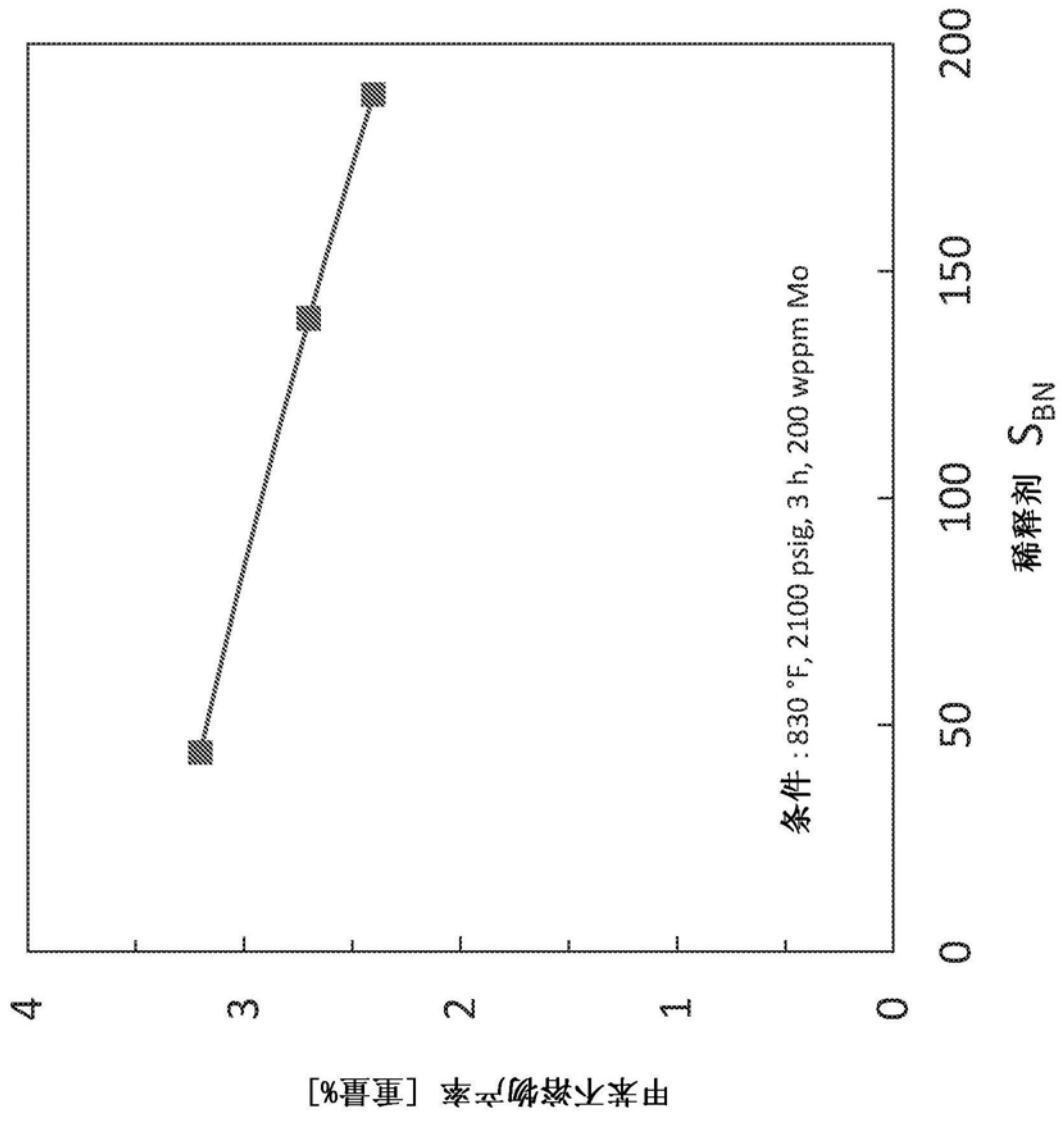


图10