



(12) 发明专利

(10) 授权公告号 CN 103429708 B

(45) 授权公告日 2016. 03. 09

(21) 申请号 201280014515. 6

(22) 申请日 2012. 03. 09

(30) 优先权数据

13/069, 485 2011. 03. 23 US

(85) PCT国际申请进入国家阶段日

2013. 09. 23

(86) PCT国际申请的申请数据

PCT/US2012/028511 2012. 03. 09

(87) PCT国际申请的公布数据

W02012/128975 EN 2012. 09. 27

(73) 专利权人 沙特阿拉伯石油公司

地址 沙特阿拉伯达兰

(72) 发明人 M·M·阿勒-图巴伊提

A·M·阿勒-索马利

O·R·克塞奥卢

(74) 专利代理机构 中国国际贸易促进委员会专

利商标事务所 11038

代理人 柳冀

(51) Int. Cl.

C10G 15/00(2006. 01)

(56) 对比文件

CN 101418222 A, 2009. 01. 29,

CN 101418222 A, 2009. 01. 29,

US 6656346 B2, 2003. 12. 02,

CN 1225522 C, 2005. 11. 02,

US 4990239 A, 1991. 02. 05,

US 3619407 A, 1971. 11. 09,

US 3380912 A, 1968. 04. 30,

US 2003/0006168 A1, 2003. 01. 09,

US 3759820 A, 1973. 09. 18,

CN 1031248 A, 1989. 02. 22,

CN 101089144 A, 2007. 12. 19,

审查员 王亭亭

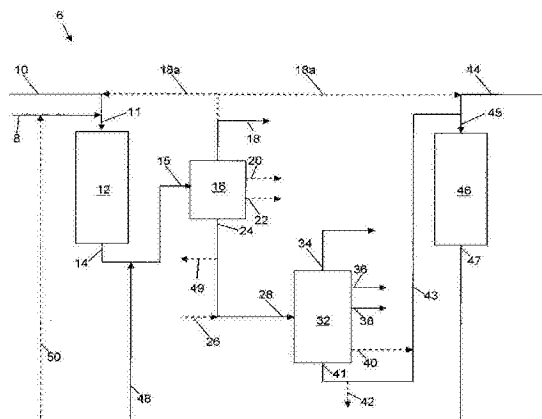
权利要求书3页 说明书13页 附图2页

(54) 发明名称

整合的加氢裂化和流化催化裂化系统和方法

(57) 摘要

提供一种裂化烃类原料的系统和方法,就希望的产品产率而言,其允许显著的灵活性。整合的方法包括将原料和氢引入到包含第一加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应区域中以产生第一区域流出物。将该第一区域流出物通到分馏区域中以至少产生低沸点馏分和高沸点馏分,以及任选地一种或多种中间馏分。将底部馏分输送到流化催化裂化反应和分离区域中,从这里回收烯烃和汽油。



1. 一种整合的加氢裂化和流化催化裂化方法,用于将包含沸点高于 300℃的烃类的原料转化为中间馏出物以及轻质烯烃丙烯和丁烯,所述方法包括:

a. 将原料和氢引入到包含第一加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应区域中以产生第一区域流出物;

b. 将第一区域流出物通到分馏区域中以至少产生低沸点馏分和高沸点馏分,以及任选地一种或多种中间馏分;

c. 将高沸点馏分通到流化催化裂化反应和分离区域中,其中流化催化裂化反应和分离区域在使烯烃消耗反应最小化的条件下操作并且包括流化催化裂化反应器,该流化催化裂化反应器为下流式构造,在 580℃至 630℃范围内的反应温度和 10:1 至 30:1 的催化剂与油之比下操作,并且催化剂颗粒与高沸点馏分的接触时间为 0.1 秒至 1 秒;

d. 从流化催化裂化反应和分离区域中以基于初始原料的体积计至少 10V%至 20V%的量回收轻质烯烃丙烯和丁烯;

e. 从流化催化裂化反应和分离区域中回收汽油;

f. 将至少部分来自流化催化裂化反应和分离区域的剩余的循环油和氢输送到包含第二加氢裂化催化剂的第二加氢裂化反应区域中,以产生第二阶段流出物;和

g. 将至少部分第二阶段流出物循环到分馏区域和 / 或第一加氢裂化反应区域中。

2. 一种整合的加氢裂化和流化催化裂化方法,用于将包含沸点高于 300℃的烃类的原料转化为中间馏出物以及轻质烯烃丙烯和丁烯,所述方法包括:

a. 将原料和氢引入到包含第一加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应区域中以产生第一区域流出物;

b. 将第一区域流出物通到分馏区域中以至少产生低沸点馏分和高沸点馏分,以及任选地一种或多种中间馏分;

c. 将高沸点馏分通到流化催化裂化反应和分离区域中,其中流化催化裂化反应和分离区域在使烯烃消耗反应最小化的条件下操作并且包括流化催化裂化反应器,该流化催化裂化反应器为提升管构造,在 500℃至 620℃范围内的反应温度和 8:1 至 20:1 的催化剂与油之比下操作,并且催化剂颗粒与高沸点馏分的接触时间为 1 秒至 2 秒;

d. 从流化催化裂化反应和分离区域中以基于初始原料的体积计至少 10V%至 20V%的量回收轻质烯烃丙烯和丁烯;

e. 从流化催化裂化反应和分离区域中回收汽油;

f. 将至少部分来自流化催化裂化反应和分离区域的剩余的循环油和氢输送到包含第二加氢裂化催化剂的第二加氢裂化反应区域中,以产生第二阶段流出物;和

g. 将至少部分第二阶段流出物循环到分馏区域和 / 或第一加氢裂化反应区域中。

3. 权利要求 1 或 2 的方法,其中步骤 (g) 包括将部分第二阶段流出物输送到分馏区域中。

4. 权利要求 1 或 2 的方法,其中步骤 (g) 包括将部分第二阶段流出物输送到第一加氢裂化反应区域中。

5. 权利要求 1 或 2 的方法,还包括从流化催化裂化反应和分离区域中排放气体。

6. 权利要求 1 或 2 的方法,还包括从分馏区域中回收石脑油。

7. 权利要求 1 或 2 的方法,还包括从分馏区域中回收中间馏出物。

8. 权利要求 1 或 2 的方法,其中移除一部分来自分馏区域的高沸点馏分。

9. 权利要求 8 的方法,其中移除的部分是高沸点馏分的 1V% -10V%。

10. 权利要求 1 或 2 的方法,其中步骤 (c) 还包括将另外的原料引入到流化催化裂化反应和分离区域中。

11. 权利要求 1 或 2 的方法,其中步骤 (c) 包括输送流化裂化催化剂混合物,其包含作为流化裂化基础催化剂的流化裂化催化剂和催化剂添加剂。

12. 权利要求 11 的方法,其中流化裂化基础催化剂构成总流化裂化催化剂混合物的 60wt% -95wt%。

13. 权利要求 11 的方法,其中流化裂化基础催化剂选自粘土和无机多孔氧化物。

14. 权利要求 12 的方法,其中流化裂化基础催化剂的堆密度为 0.5g/ml-1.0g/ml,平均粒径为 50 微米 -90 微米,表面积为 $50\text{m}^2/\text{g}$ - $350\text{m}^2/\text{g}$,及孔体积为 0.05ml/g-0.5ml/g。

15. 权利要求 11 的方法,其中催化剂添加剂包括形状选择性沸石。

16. 权利要求 15 的方法,其中形状选择性沸石的特征是平均孔径小于 Y-型沸石的平均孔径。

17. 权利要求 15 的方法,其中形状选择性沸石选自 ZSM-5 沸石、沸石 Ω 、SAPO-5 沸石、SAPO-11 沸石、SAPO-34 沸石、五硅环沸石型的铝硅酸盐以及包含至少一种上述形状选择性沸石的组合。

18. 权利要求 15 的方法,其中形状选择性沸石的堆密度为 0.5g/ml-1.0g/ml,平均粒径为 50 微米 -90 微米,表面积为 $10\text{m}^2/\text{g}$ - $200\text{m}^2/\text{g}$,及孔体积为 0.01ml/g-0.3ml/g。

19. 权利要求 15 的方法,其中流化裂化催化剂混合物包含 5wt% -40wt%的催化剂添加剂。

20. 权利要求 15 的方法,其中催化剂添加剂包含 20wt% -70wt%的形状选择性沸石。

21. 权利要求 15 的方法,其中催化剂添加剂包含 30wt% -60wt%的形状选择性沸石。

22. 一种整合裂化装置,包括:

第一加氢裂化反应区域

包含第一加氢裂化催化剂,和包括

进料入口,其与原料来源和氢来源流体连通,和

第一区域出口;

分馏区域,包括

入口,其与第一区域出口流体连通,

塔顶气体出口,

底部出口,和

任选地一个或多个中间馏分出口;

流化催化裂化反应和分离区域,其在促进烯烃和汽油的形成和使烯烃消耗反应最小化的条件下操作,流化催化裂化反应和分离区域包括:

至少一个入口,其与分馏区域底部出口流体连通,

烯烃出口,

汽油出口,和

至少一个循环油出口,

- 第二加氢裂化反应区域
包含第二加氢裂化催化剂,并且包括
至少一个入口,其与流化催化裂化反应和分离区域的循环油出口及氢气来源流体连通,和
第二区域出口,其与分馏区域入口流体连通。
23. 权利要求 22 的装置,其中第二区域出口还与第一加氢裂化反应区域的进料入口流体连通。
24. 权利要求 22 的装置,还包括与分馏区域的底部出口流体连通的排放出口。
25. 权利要求 22 的装置,其中流化催化裂化反应和分离区域的入口与原料来源流体连通,该原料来源与分馏区域的底部出口分离。
26. 权利要求 22 的装置,其中流化催化裂化反应和分离区域包括下流式反应器。
27. 权利要求 22 的装置,其中流化催化裂化反应和分离区域包括提升管反应器。
28. 权利要求 22 的装置,还包括
至少一个流量计,构建和布置其以测量在出口之一处的产量;和
与流量计电子连通的控制器,对其进行编程以基于测量的产量指导调节的进行。
29. 权利要求 28 的装置,其中测量产量是烯烃出口处的流速。
30. 权利要求 28 的装置,其中调节改变了第一加氢裂化反应区域或第二加氢裂化反应区域的转化效率。

整合的加氢裂化和流化催化裂化系统和方法

[0001] 相关申请

[0002] 不适用

背景技术

技术领域

[0003] 本发明涉及组合加氢裂化和流化催化裂化操作的整合的裂化系统和方法,特别是对于在轻质烯烃和中间馏出物产品的制备中提高的灵活性。

[0004] 在很多石油炼厂中商业地使用加氢裂化方法。利用它们以加工在传统加氢裂化装置中沸点在 370°C -520°C 和在渣油加氢裂化装置中沸点在 520°C 及以上的各种进料。通常,加氢裂化方法将进料分子分裂为较小即较轻分子,该分子具有较高平均挥发性和经济价值。另外,通过提高氢与碳的比和通过去除有机硫和有机氮化合物,加氢裂化方法典型地改善烃原料的质量。来自加氢裂化操作的巨大经济效益已经导致该方法的改进和更具活性的催化剂的显著发展。

[0005] 温和加氢裂化或单级单程加氢裂化发生在比加氢处理方法更苛刻并且没有传统全压力加氢裂化方法那么苛刻的操作条件下。这种加氢裂化方法是更成本有效的,但典型地导致较低的产品产率和质量。温和加氢裂化方法与传统加氢裂化相比生产更少的相对较低质量的中间馏出物产品。取决于所加工的原料和产品的规格可使用单一或多个催化剂体系。单级加氢裂化是各种配置中最简单的,并且典型地设计为在单一或双催化剂体系上使中间馏出物产率最大化。作为堆积床配置或在多个反应器中可部署 (deploy) 双催化剂系统。

[0006] 在串流配置中,将来自第一反应器的包含轻质气体 (例如 C₁-C₄、H₂S、NH₃) 和所有残余烃类的全部加氢处理 / 加氢裂化产品物流送入第二反应器。在两级配置中,通过将原料通过在第一反应器内的加氢处理催化剂床上来精炼原料。将流出物通到分馏塔以分离沸点为 36°C -370°C 的轻质气体、石脑油和柴油产品。然后使沸点高于 370°C 的烃类通到第二反应器用于另外的裂化。

[0007] 在流化催化裂化 (FCC) 方法中,用保持在流态化状态的在连续基础上再生的酸性催化剂来催化裂化石油衍生的烃类。来自这种方法的主要产品通常是汽油。通过 FCC 方法也生产较少量的其它产品,例如液化石油气和裂化瓦斯油。在将再生的催化剂循环回到反应区域之前,在高温及空气的存在下,将沉积在催化剂上的焦炭烧掉。

[0008] 近年来,存在通过 FCC 操作除了生产汽油之外,生产用于各种化学工艺的有价值的粗原料的轻质烯烃的趋势。这些操作具有显著的经济优势,尤其对于与石油化工生产设施高度整合的炼油厂。

[0009] 存在不同的方法以通过 FCC 操作生产轻质烯烃。某些 FCC 操作是基于原料与催化剂的短接触时间,例如,如在美国专利号 4,419,221、3,074,878 和 5,462,652 中公开的,通过引用将它们并入本文。然而,原料和催化剂之间的短接触时间典型地导致相对低的进料

转化率。

[0010] 其它的 FCC 操作是基于使用五硅环沸石型沸石,例如在美国专利号 5,326,465 中公开的,通过引用将它并入本文。然而,五硅环沸石型沸石催化剂的使用将仅通过过度裂化也是高价值产品的汽油馏分来提高轻质馏分烃的产率。

[0011] 另外的 FCC 操作是基于在高温下进行裂化反应,例如在美国专利号 4,980,053 中公开的,通过引用将它并入本文。然而,这种方法可导致相对高水平的干气生产。

[0012] 另外的 FCC 操作是基于在高温下和短接触时间和使用特定基础裂化催化剂和包含形状选择性沸石的添加剂的催化剂混合物下裂化进料油,如在美国专利号 6,656,346 中公开的,通过引用将它并入本文。基于这种方法的工艺也称作高苛刻度流化催化裂化(HS-FCC)。这种工艺的特点包括下流式反应器、高反应温度、短接触时间和高催化剂与油的比。

[0013] 下流式反应器允许更高的催化剂与油的比,由于不需要通过蒸发的进料提升固体催化剂颗粒,并且这特别适合于 HS-FCC。另外,与传统 FCC 工艺相比,HS-FCC 工艺在相当高的反应温度(550℃-650℃)下操作。在这些反应温度下,发生两个竞争的裂化反应,热裂化和催化裂化。热裂化有助于较轻产品如干气和焦炭的形成,而催化裂化提高丙烯和丁烯的产率。在下流式反应器中的短停留时间也有利于使热裂化最小化。不希望的继发反应如消耗烯烃的氢转移反应被抑制。通过在反应器入口处将催化剂颗粒和进料混合并分散且之后在反应器出口立即分离来达到希望的短停留时间。为了补偿由于短接触时间(造成的)转化率的下降,HS-FCC 工艺在相对高的催化剂与油的比下操作。

[0014] 尽管单个的和分离的加氢裂化和 FCC 方法得到非常好地发展并且适于它们的预期目的,但是仍然存在在炼油操作中提高灵活性、效率和高价值产品产率的需要。

发明内容

[0015] 根据一个或多个实施方案,本发明涉及以就希望的产品产率而言以允许显著灵活性的方式裂化烃类原料的系统和方法。

[0016] 根据一个或多个实施方案,提供一种用于转化原料的整合的方法,特别是用于包含具有沸点高于 300℃ 的烃类的原料。该整合的方法包括加氢裂化和流化催化裂化,包括以下步骤:

[0017] a. 将原料和氢引入到包含第一加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应区域中以产生第一区域流出物;

[0018] b. 将该第一区域流出物通到分馏区域中以至少产生低沸点馏分和高沸点馏分,以及任选地一种或多种中间馏分;

[0019] c. 将底部的馏分通到在促进烯烃和汽油形成和将烯烃消耗反应最小化的条件下操作的流化催化裂化反应和分离区域中;

[0020] d. 从流化催化裂化反应和分离区域中回收烯烃;

[0021] e. 从流化催化裂化反应和分离区域中回收汽油;

[0022] f. 将至少部分来自流化催化裂化反应和分离区域的剩余的循环油和氢输送到包含第二加氢裂化催化剂的第二加氢裂化反应区域中,以产生第二阶段流出物;和

[0023] g. 将至少部分第二阶段流出物循环到分馏区域和/或第一加氢裂化反应区域中。

[0024] 下面详细讨论其它方面、实施方案和这些示例性方面和实施方案的优点。此外，应当理解的是，前面的信息和下面的详细描述仅仅是不同方面和实施方案的说明性的实施例，且目的是提供用于理解要求保护的方面和实施方案的属性和特征的概述或框架。包括附图以提供不同方面和实施方案的说明和进一步理解，并且并入且构成本说明书的一部分。附图与本说明书的剩余部分一起，用于解释描述和要求保护的方面和实施方案的原理和操作。

附图说明

[0025] 下面参考描述或涉及本发明的装置、系统和方法的附图进一步详细描述本发明。为了说明本发明的目的，附图中显示目前优选的实施方案，具有虚线所显示的任选的单元操作、入口、出口和 / 或物流。在意欲没有按比例绘制的附图中，每个用不同数字说明的相似部件用相似的数值来表示。在附图中：

[0026] 图 1 是本文描述的整合的加氢裂化和流化催化裂化系统的工艺流程图；

[0027] 图 2 是下流式流化催化裂化反应器系统的整体图；和

[0028] 图 3 是提升管流化催化裂化反应器系统的整体图。

具体实施方式

[0029] 提供整合的方法和装置，用于精制和加氢裂化烃类进料例如减压瓦斯油，以获得提高的产率和较高质量的产品，包括轻质烯烃丙烯和丁烯和中间馏出物产品。典型地，加氢裂化装置不生产轻质烯烃，并且传统或高苛刻度 FCC 方法不生产适合用作运输燃料的中间馏出物。然而，本文提供的该整合的方法和装置同时生产轻质烯烃和中间馏出物产品，同时使副产品的产生量最小化，因为在整合的装置的生产区内处理全部或大多数未转化的底部物流。根据本方法和装置，由于第一阶段加氢裂化流出物在分馏器的顶部，并且仅将底部物流（例如沸点为 370℃ 及以上）通到 FCC 反应和分离区域中用于裂化，从而进一步将重质馏分裂化为中间馏出物（例如沸点为 180℃ -370℃），因此提高了总的中间馏出物产率。

[0030] 重要地，通过整合加氢裂化和 FCC 操作，灵活性水平达到通过单个非整合工艺不可达到的水平。例如，在其中加氢裂化装置转化率相对高例如 80V% 的操作中，由于包括但不限于反应器选择、催化剂类型、催化剂活性降低程度、操作条件和原料的特定性质的因素，将存在更少的原料进入 FCC 装置，且结果整合装置将产生更多石脑油和柴油产品以及更少的轻质烯烃例如丙烯。另一方面，在其中加氢裂化装置转化率相对低水平例如 60V% 的操作中，将存在相对增加的原料进入 FCC 装置从而导致相对较高水平的烯烃产品。表 1 显示相对于加氢裂化装置中转化率水平的烯烃、石脑油和中间馏出物产品的示例性的体积百分数产率。显著地，烯烃产率的范围可为当加氢裂化器转化率仅为 20V% 时的高达 19V% 到当加氢裂化器转化率为 100V% 时的 0V%，其中体积百分数是基于初始进料的体积。

[0031] 表 1

[0032]

加氢裂化器转化率	FCC 进料 *	烯烃产率	石脑油产率	中间馏出物产率
20	80	19.2	7.17	12.06

30	70	16.8	10.76	18.09
40	60	14.4	14.34	24.11
50	50	12	17.93	30.14
60	40	9.6	21.51	36.17
70	30	7.2	25.10	42.20
80	20	4.8	28.69	48.23
90	10	2.4	32.27	54.26
100	0	0	35.86	60.29

[0033] * FCC 进料值接近并基于加氢裂化转化率水平。由于气体进料组成和并入加氢裂化器中的氢的量,该值可稍微高或低。

[0034] 通常,用于改善的裂化的方法和装置包括第一加氢裂化反应区域,在其中在氢的存在下将原料加氢处理(即加氢脱硫、加氢脱氮、氢化)并且将其裂化。将来自第一加氢裂化反应区域的流出物分馏,该流出物包含从第一加氢裂化反应区域产生的裂化的烃、部分裂化的烃和未转化的烃。将分馏器底部物流通到流化催化裂化(FCC)反应和分离区域中,该底部物流包含未转化的烃类和任何沸点高于预定的流化催化裂化进料切割点的裂化的烃类和/或部分裂化的烃类。将FCC装入物(charge)裂化,且将FCC流出物分离为裂化反应产生的轻质烯烃和汽油,和包含未转化的烃类和部分裂化的烃类的较重组分,例如循环油。将较重组分进一步在第二加氢裂化反应区域中氢化且裂化,流出物返回到来自FCC反应和分离区域上游的分馏器中。

[0035] 特别地,参考图1,提供整合的加氢裂化和流化催化裂化装置6的流程图。装置6包括包含第一加氢裂化催化剂的第一加氢裂化反应区域12、分馏区域16、FCC反应和分离区域32和包含第二加氢裂化催化剂的第二加氢裂化反应区域46。

[0036] 第一加氢裂化反应区域12包括用于接收原料和氢气的进料入口11。入口11经导管8与原料来源和经导管10与氢来源流体连通。在另一个实施方案中,第一加氢裂化反应区域可包括单独的原料入口和一个或多个单独的氢入口。

[0037] 在第一加氢裂化反应区域12中,生产出中间产品,包括气体、石脑油、中间馏出物和包含部分裂化的烃类和未转化的烃类的较高沸点的烃类。将该中间产品经第一加氢裂化反应区域出口14排放并且输送到分馏区域16。

[0038] 分馏区域16包括与第一加氢裂化反应区域出口14流体连通的入口15。另外,如下描述,入口15也与第二加氢裂化反应区域出口47流体连通,使得将组合的装入物在区域16中分馏。

[0039] 在一个实施方案中,将组合的给料分馏为经出口18排放的塔顶气体,例如,包含具有沸点低于约36℃的分子;任选地一种或多种中间馏分,其包含沸点范围为约36℃-约180℃的经出口20排放的石脑油馏分,和沸点范围为约180℃-约370℃的经出口22排放

的中间馏出物馏分；和经出口 24 排放的例如初始沸点为约 370℃的底部馏分。在分离和清洁后，可将塔顶气体的部分 18a 循环到第一加氢裂化反应区域 12 和 / 或第二加氢裂化反应区域 46。

[0040] 在另一个实施方案中，将组合的给料分馏成为经出口 18 排放的低沸点馏分、经出口（其可为出口 20 或出口 22 中的任一个，因此它不需要其它出口）排放的中间沸点馏分和经出口 24 排放的高沸点馏分。可将该中间沸点馏分通到下游装置操作（未示出）从而用于进一步分离或加工，例如成为石脑油馏分和中间馏出物馏分。

[0041] 在另一个实施方案中，可将来自分馏区域 16 的石脑油和 / 或中间馏出物通到 FCC 反应和分离区域 32（图 1 中未示出），例如，为了转化成为轻质烯烃和 / 或汽油。可将石脑油和 / 或中间馏出物与高沸点馏分一起输送。或者，可将石脑油和 / 或中间馏出物与高沸点馏分分开输送到 FCC 装置的不同的提升管或下行管（downer）中，或输送到单独的 FCC 装置。

[0042] 在进一步的实施方案中，将组合的给料分馏成为经出口 18 排放的低沸点馏分和经出口 24（因此不需要出口 20 和 22）排放的高沸点馏分。在本实施方案中的分馏器的切割点可为，例如 370℃，其中沸点范围是约 36℃ - 约 180℃的石脑油馏分和沸点范围是约 180℃ - 约 370℃的中间馏出物馏分与塔顶气体一起排放，并且通到下游装置操作（未示出）进行进一步的分离或加工，包括收集石脑油和中间馏出物。在分离和清洁后，可将包含氢和轻质烃类例如 C₁-C₄的塔顶气体的一部分 18a 循环到第一加氢裂化反应区域 12 和 / 或第二加氢裂化反应区域 46。

[0043] 在某些实施方案中，提供任选地与来自出口 24 的排出物物流流体连通的放液（bleed）出口 49 以去除可引起设备积垢的重质多核芳族化合物。经泄放（bleed）的部分底部物流或高沸点馏分可为约 0V%- 约 10V%，在某些实施方案中约 1V%- 约 5V% 和在进一步的实施方案中约 1V%- 约 3V%。

[0044] 将经出口 24 排放的底部馏分或高沸点馏分输送到 FCC 反应和分离区域 32，其在促进烯烃形成同时使消耗烯烃的反应例如氢转移反应最小化的条件下操作。FCC 反应和分离区域 32 通常包括一个或多个反应部分，其中引入给料和有效量的流化裂化催化剂。另外，FCC 反应和分离区域 32 包括再生部分，其中使已变得结焦并且因此接近活性催化位点变得有限或不存在的裂化催化剂经历高温和氧气来源以燃烧积累的焦炭和蒸汽以汽提吸附在废催化剂上的重质油。另外，FCC 反应和分离区域 32 包括分离装置，例如分馏塔以分割 FCC 反应产品成为烯烃、汽油和重质产品。虽然本文关于图 2 和 3 描述了某些 FCC 装置的配置，但本领域普通技术人员将理解可使用其它已知的 FCC 装置。

[0045] 通常，FCC 反应和分离区域 32 包括进料入口 28，其与分馏区域 16 的高沸点或底部物流出口 24 流体连通。在另一个实施方案中，将与引入到第一加氢裂化反应区域 12 的原料分离的原料来源任选地输送到 FCC 反应和分离区域 32，例如经导管 26。该原料的性质可与待引入到第一加氢裂化反应区域 12 的原料的相同或不同。在某些实施方案中，经导管 26 引入的原料是经处理的具有低硫和氮含量的减压瓦斯油。另外，蒸汽可与原料 28 结合在一起以雾化或分散进入 FCC 装置的原料。

[0046] FCC 反应和分离区域 32 包括多个用于排放产品、部分裂化的烃类、未反应的烃类和副产品的出口。通常，将来自流化催化裂化反应器的流出物分馏并且经水和气体出口 34、

烯烃出口 36、汽油出口 38、轻质循环油出口 40 和重质循环油出口 41 排放。在某些实施方案中,轻质和重质循环油两者可经单独出口排放。回收并收集烯烃和汽油做为最终产品或中间产物,即可经历进一步下游的分离和 / 或加工。

[0047] 将循环油,包括来自 FCC 反应和分离区域出口 40 的轻质循环油和来自 FCC 反应和分离区域出口 41 的重质循环油,组合并且例如经导管 43 通到第二加氢裂化反应区域 46。也可从 FCC 反应和分离区域 32 中排放泄放物流 (bleed stream) 42,它是比重质循环油物流更重的淤浆油物流并且典型地包含催化剂颗粒。第二加氢裂化反应区域 46 包括用于接收循环油和氢的入口 45,其与导管 43 和经导管 44 与氢来源流体连通。在另一个实施方案中,第二加氢裂化反应区域可包括单独的循环油入口和一个或多个单独的氢入口。注意到该氢来源可与进料到第一加氢裂化反应区域 12 的来源相同,或是单独的来源。例如,在某些系统中,可希望给第一加氢裂化反应区域 12 和第二加氢裂化反应区域 46 提供不同纯度水平和 / 或氢分压的氢。

[0048] 在第二加氢裂化反应区域 46 中,生产中间产品,其包括气体、石脑油、中间馏出物和包含部分裂化的和未转化的烃类的较高沸点的烃。中间产品物流经第二区域出口 47 排放,它经导管 48 与来自第一加氢裂化反应区域 12 的中间产品物流一起通到分馏区域 16。

[0049] 在某些任选的实施方案中,例如经导管 50,可将至少部分第二加氢裂化反应区域的中间产品循环,到第一加氢裂化反应区域 12 的入口 11。

[0050] 有利地,在本发明的方法中,中间馏出物产量可为基于经入口 8 和 26 的初始进料的约 10V%- 约 60V%,在某些实施方案中约 20V%- 约 50V%,和在进一步的实施方案中约 20V%- 约 40V%。另外,轻质烯烃产量可为基于经入口 8 和 26 的初始进料的约 3V%- 约 20V%,在某些实施方案中约 5V%- 约 20V%,和在进一步的实施方案中约 10V%- 约 20V%。如上面的表 1 中所示,轻质烯烃产量和中间馏出物产量近似地成反比,即因为通过降低加氢裂化器转化程度而降低中间馏出物生产时,使更多的原料通到 FCC 操作从而提高轻质烯烃的产量。

[0051] 用于上面描述的装置和方法中的初始进料 (即经导管 8 和任选地经导管 26 引入的) 可为从各种来源获得的部分精炼的油产品。通常,原料包含沸点高于约 300℃ 的烃,和在某些实施方案中范围为约 370℃ - 约 600℃ 的减压瓦斯油。部分精炼的油原料的来源可为原油、合成原油、沥青、油砂、果壳油 (shell oil),煤液体,或包含上述的来源之一的组合。例如,部分精炼的油的原料可以是减压瓦斯油、脱沥青油和 / 或从溶剂脱沥青工艺中获得的脱金属油、从焦化工艺获得的轻质焦化或重质焦化瓦斯油、与本文描述的整合的 FCC 工艺分离的 FCC 工艺中获得的循环油、从减粘裂化工艺中获得的瓦斯油、或上述部分精炼的油产品的任意组合。在某些实施方案中,真空瓦斯油是合适的用于整合的裂化工艺的初始原料。

[0052] 第一加氢裂化反应区域和第二加氢裂化反应区域可包括相同类型的反应器或不同类型的反应器。合适的反应装置包括固定床反应器、移动床反应器、沸腾床反应器、配备挡板的淤浆浴反应器、搅拌浴反应器、旋转管反应器、淤浆床反应器、或本领域普通技术人员认可的其它合适的反应装置。在某些实施方案中,并且特别地对于减压瓦斯油和类似原料,第一和第二加氢裂化反应区域都使用固定床反应器。在另外的实施方案中,并且特别是对于较重原料和其它难于裂化的原料,第一和第二加氢裂化反应区域都使用沸腾床反应器。

[0053] 通常,加氢裂化反应区域中的反应器的操作条件包括:

[0054] 反应温度为约 300℃ - 约 500℃,在某些实施方案中约 330℃ - 约 475℃,且在进一步实施方案中为约 330℃ - 约 450℃;

[0055] 氢分压为约 60Kg/cm²- 约 300Kg/cm²,在某些实施方案中为约 100Kg/cm²- 约 200Kg/cm²,且在进一步实施方案中为约 130Kg/cm²- 约 180Kg/cm²;

[0056] 液时空速 (LHSV) 为约 0.1h⁻¹- 约 10h⁻¹,在某些实施方案中为约 0.25h⁻¹- 约 5h⁻¹,且在进一步实施方案中为约 0.5h⁻¹- 约 2h⁻¹;和

[0057] 氢/油比为约 500 归一化的 m³/m³ (Nm³/m³)- 约 2500Nm³/m³,在某些实施方案中为约 800Nm³/m³- 约 2000Nm³/m³,和在进一步实施方案中为约 1000Nm³/m³- 约 1500Nm³/m³。

[0058] 将适合于特定的给料和希望的产品的催化剂维持在区域内的加氢裂化反应器中。如本领域普通技术人员所知的,在第一和第二区域中的催化剂可以不同。

[0059] 在某些实施方案中,第一区域加氢裂化催化剂包括包含无定形氧化铝催化剂、无定形二氧化硅氧化铝催化剂,沸石基催化剂中的任意一种或组合。在某些实施方案中,第一区域加氢裂化催化剂可具有活性相材料,包括包含 Ni、W、Mo 或 Co 中的任何一种或组合。

[0060] 在其中第一加氢裂化反应区域的目标是加氢脱氮的实施方案中,使用负载 Ni-Mo 或 Ni-W 活性金属的酸性氧化铝或二氧化硅氧化铝基催化剂或它们的组合。加氢脱氮反应通常是第一加氢裂化反应区域的目标,因为可提供的第二加氢裂化反应区域催化剂通常不忍受氮的存在。在使用这些加氢脱氮催化剂的工艺压力和温度下也发生加氢脱硫反应。在加氢脱氮条件下转化了大量的硫化物。在其中目标是去除所有氮并提高烃类转化率的实施方案中,使用具有包含 Ni-Mo、Ni-W 或它们的组合的活性金属的二氧化硅氧化铝、沸石或它们的组合作为催化剂。

[0061] 在某些实施方案中,第二区域加氢裂化催化剂包括包含沸石基催化剂、无定形氧化铝催化剂、无定形二氧化硅氧化铝催化剂中的任意一种或组合。为了有效地将精炼的和部分裂化的原料转化成为轻质馏分,合适的催化剂包括例如具有包含 Ni-Mo、Ni-W 或它们的组合的活性金属的二氧化硅氧化铝、沸石或它们的组合的酸性催化剂。

[0062] 在 FCC 反应和分离区域 32 中,在促进烯烃的形成和使消耗烯烃的反应例如氢转移反应最小化的条件下,发生催化裂化反应。这些条件通常取决于 FCC 装置的类型和配置。

[0063] 在促进烯烃和汽油的形成的条件下操作的不同类型的流化催化裂化反应器是已知的,包括由 Nippon Oil Corporation(日本)开发的高苛刻度 FCC 工艺、由中石化石油加工研究院(中国北京)开发的深度催化裂化(DCC-I 和 DCC-II)和催化热解工艺、由 Indian Oil 公司(印度)开发的 Indmax 工艺、由 ExxonMobil(美国 Texas, Irving)和 KBR, Inc.(美国 Texas, Houston)开发的 MAXOFIN™、由 Fortum 公司(芬兰, Fortum)开发的 NExCC™、由 UOP LLC(美国, Illinois, Des Plaines)开发的 PetroFCC、由 ABB Lummus Global, Inc.(美国, New Jersey, Bloomfield)开发的选择性组分裂化、由 Petrobras(巴西)开发的高烯烃 FCC 和由 Stone&Webster, Incorporated of Stoughton(美国, Massachusetts)开发的超选择裂化。

[0064] 在某些实施方案中,合适的高苛刻度流化催化裂化装置操作包括下流式反应器并且它的特征是高反应温度、短接触时间和高催化剂与油的比。因为不需要通过蒸发的原料来提升催化剂,因此下流式反应器允许较高的催化剂与油的比。反应温度范围为约

550℃ – 约 650℃, 该温度比传统流化催化裂化反应温度高。在这些反应温度下, 发生两个竞争的裂化反应, 热裂化和催化裂化。热裂化有助于轻较轻产品, 主要是干气和焦炭的形成, 而催化裂化提高丙烯的产率。因此, 在下流式反应器中的停留时间相对短, 例如, 小于约 1 秒, 和在某些实施方案中约 0.2–0.7 秒以使热裂化最小化。由于非常短的停留时间, 因此抑制了不希望的继发反应如消耗烯烃的氢转移反应。为了在短停留时间内使转化率最大化, 使用高的催化剂与油的比, 例如大于 20:1, 并且在反应器入口将催化剂和原料混合并分散, 并且在反应器出口立即分离。

[0065] 在某些实施方案中, 提供配置了下流式反应器的 FCC 装置, 其在促进烯烃的形成且使消耗烯烃的反应, 例如氢转移反应最小化的条件下操作。图 2 是包括下流式反应器并且可用于根据本发明的混合系统和方法中的 FCC 装置 100 的整体工艺流程图。FCC 装置 100 包括具有反应区域 114 和分离区域 116 的反应器 / 分离器 110。FCC 装置 100 还包括用于再生废催化剂的再生区域 118。

[0066] 特别地, 将给料 120 引入到反应区域, 在某些实施方案中还伴随蒸汽或其它合适的用于雾化进料的气体, 并且还转移有效量的经加热的新鲜的或来自再生区域 118 的热再生固体裂化催化剂颗粒, 例如通过向下导向的导管或管 122, 通常被称为转移管线或竖管, 到反应区域 114 顶部的抽出阱或料斗器 (未示出)。典型地允许热催化剂流量稳定, 以均匀地导向到反应区域 114 的混合区域或进料注入部分中。

[0067] 来自分馏区域的底部馏分单独或与上面讨论的另外的进料组合作为 FCC 装置 100 的给料。将给料通过典型地位于接近引入再生催化剂进入反应区域 114 中的位置的进料注入喷嘴注入到混合区域中。这些多个注入喷嘴导致催化剂和油完全地并且均匀地混合。一旦给料与热催化剂接触, 就发生裂化反应。烃类裂化产品的反应蒸气、未反应的进料和催化剂混合物快速流过反应区域 114 的剩余部分并且进入在反应器 / 分离器 110 底部的快速分离区域 116。将裂化的和未裂化的烃类导向通过导管或管 124 进入本领域已知的传统产品回收部分。

[0068] 如果需要控制温度, 可在反应区域 114 底部附近紧接着分离区域 116 之前提供。该急冷注射快速降低或停止裂化反应并且可用于控制裂化苛刻度和考虑到添加的工艺灵活性。

[0069] 反应温度, 即下流式反应器的出口温度, 可通过打开或关闭催化剂滑阀 (未示出) 来控制, 该阀控制再生区域 118 进入反应区域 114 的顶部的再生催化剂的流量。吸热裂化反应所需要的热由再生催化剂供应。通过改变热再生催化剂的流速, 可控制操作苛刻度或裂化条件以生产希望的轻质烯烃和汽油的产率。

[0070] 也提供汽提器 132, 用于将油与转移到再生区域 118 的催化剂分离。来自分离区域 116 的催化剂流到包括其中通过物流管线 134 引入合适的汽提气体例如蒸汽的催化剂汽提部分的汽提器 132 的较低部分。典型地汽提部分提供有数个挡板或结构填料 (未示出), 在其上面向下流动的催化剂逆向通过流动的汽提气体。使用向上流动的汽提气体, 典型地是蒸汽以“汽提”或去除任何保留在催化剂孔重或催化剂颗粒之间的另外的烃类。

[0071] 来自燃烧空气物流 128 的提升力将经汽提的或废催化剂输送通过再生区域 118 的提升管 (lift riser)。也可与另外的燃烧空气接触的该废催化剂经历任何积累的焦炭的受控的燃烧。经导管 130 从再生器中去除烟道气体。在再生器中, 将副产品焦炭的燃烧中产

生的热转移到催化剂提高所需要的温度以向反应区域 114 中的吸热的裂化反应提供热。

[0072] 在一个实施方案中,可整合到图 1 的、促进烯烃形成和使消耗烯烃的反应最小化的系统的合适的 FCC 装置 100 包括高苛刻度流化催化裂化反应器,可与在美国专利号为 6,656,346 和美国专利公开号为 2002/0195373 中描述的那些类似,通过引用将两篇都并入本文。下流式反应器的重要的性质包括在具有向下流动的反应器的顶部引入原料、与提升管反应器相比较短的停留时间、和高催化剂与油的比,例如在约 20:1-约 30:1 的范围。

[0073] 通常,合适的下流式 FCC 装置的反应器的操作条件包括:

[0074] 反应温度为约 550℃-约 650℃,在某些实施方案中约 580℃-约 630℃,且在进一步实施方案中为约 590℃-约 620℃;

[0075] 反应压力为约 1Kg/cm²-约 20Kg/cm²,在某些实施方案中为约 1Kg/cm²-约 10Kg/cm²,且在进一步实施方案中为约 1Kg/cm²-约 3Kg/cm²;

[0076] 接触时间(在反应器中)为约 0.1 秒-约 30 秒,在某些实施方案中约 0.1 秒-约 10 秒,且在进一步实施方案中约 0.2 秒-约 0.7 秒;和

[0077] 催化剂与进料的比为约 1:1-约 40:1,在某些实施方案中约 1:1-约 30:1,且在进一步实施方案中约 10:1-约 30:1。

[0078] 在某些实施方案中,提供配置提升管反应器的 FCC 装置,其在促进烯烃的形成和使消耗烯烃的反应,例如氢转移反应最小化的条件下操作。图 3 是包括提升管反应器并可用于根据本发明的混合系统和方法中的 FCC 装置 200 的整体工艺流程图。FCC 装置 200 包括具有提升管部分 212、反应区域 214 和分离区域 216 的反应器/分离器 210。FCC 装置 200 还包括用于再生废催化剂的再生容器 218。

[0079] 将烃原料经导管 220 输送,并且在某些实施方案中还伴随蒸汽或其它合适的用于雾化原料的气体,用于与有效量的经加热的新鲜的或来自再生容器 218 经导管 222 输送的再生固体裂化催化剂颗粒混合和密切接触。进料混合物和裂化催化剂在形成引入到提升管 212 中的悬浮体的条件下接触。

[0080] 在连续的工艺中,裂化催化剂和烃类原料的混合物向上前进通过提升管 212 进入反应区域 214。在提升管 212 和反应区域 214 中,热的裂化催化剂颗粒通过碳碳键断裂而催化地裂解相对大的烃分子。

[0081] 在反应期间,如在传统 FCC 操作中,裂化催化剂变得结焦并且因此接近活性催化位点受到限制或不存在。使用任何在 FCC 装置中已知的合适的配置将反应产物与结焦催化剂分离,通常在被称为 FCC 装置 200 中的分离区域 216,例如,位于在反应区域 214 上方的反应器 210 的顶部。分离区域可包括任何本领域普通技术人员公知的合适的装置如,例如旋风分离器。通过导管 224 取出反应产品。

[0082] 包含来自烃类原料的流化裂化的焦炭沉积物的催化剂颗粒从分离区域 214 通过导管 226 通到再生区域 218。在再生区域 218 中,结焦的催化剂与经导管 228 进入再生区域 218 的含氧气体物流,例如纯氧或空气接触。再生区域 218 在已知的典型的 FCC 操作条件和配置下操作。例如,再生区域 218 可作为流化床操作以产生包括通过导管 230 排放的燃烧产品的再生废气。热的再生催化剂从再生区域 218 通过导管 222 转移到提升管 212 的底部用于与烃类原料混合,并且如上所述。

[0083] 在一个实施方案中,可整合到图 1 的、促进烯烃形成和使消耗烯烃的反应最小

化的系统的合适的 FCC 装置 200 包括高苛刻度流化催化裂化反应器,可与在美国专利号 7,312,370,6,538,169 和 5,326,465 中描述的那些类似。

[0084] 在替代的实施方案中,可将来自分馏区域 16,包含底部馏分、中间馏出物馏分和石脑油馏分的液体产品单独引入到具有多个提升管的 FCC 装置的一个或多个单独的提升管反应器中。例如,可将底部馏分经主提升管引入,和可将石脑油和 / 或中间馏出物物流经副提升管引入。以这种方式,可使烯烃产量最大化同时使甲烷和乙烷的形成最小化,因为可在每个提升管中使用不同的操作条件。

[0085] 通常,合适的提升管 FCC 装置的反应器的操作条件包括:

[0086] 反应温度为约 480℃ - 约 650℃,在某些实施方案中约 500℃ - 约 620℃,且在进一步实施方案中为约 500℃ - 约 600℃;

[0087] 反应压力为约 1Kg/cm² - 约 20Kg/cm²,在某些实施方案中为约 1Kg/cm² - 约 10Kg/cm²,且在进一步实施方案中为约 1Kg/cm² - 约 3Kg/cm²;

[0088] 接触时间(在反应器中)为约 0.7 秒 - 约 10 秒,在某些实施方案中约 1 秒 - 约 5 秒,且在进一步实施方案中约 1 秒 - 约 2 秒;和

[0089] 催化剂与进料的比为约 1:1 - 约 15:1,在某些实施方案中约 1:1 - 约 10:1,且在进一步实施方案中约 8:1 - 约 20:1。

[0090] 将适合于特定的给料和希望的产品的催化剂输送到 FCC 反应和分离区域中的流化催化裂化反应器。在某些实施方案中,为了促进烯烃的形成和使消耗烯烃的反应,例如氢转移反应最小化,在 FCC 反应和分离区域中使用包含 FCC 基础催化剂和 FCC 催化剂添加剂的 FCC 催化剂混合物。

[0091] 特别地,基础裂化催化剂的基体可包括一种或多种粘土,例如高岭土、蒙脱土、多水高岭土和膨润土,和 / 或一种或多种无机多孔氧化物,例如氧化铝、二氧化硅、氧化硼、氧化铬、氧化镁、氧化锆、氧化钛和二氧化硅 - 氧化铝。基础裂化催化剂优选的堆密度为 0.5g/ml - 1.0g/ml,平均粒径为 50 微米 - 90 微米,表面积为 50m²/g - 350m²/g 和孔体积为 0.05ml/g - 0.5ml/g。

[0092] 除了基础裂化催化剂,合适的催化剂混合物包含含有形状选择性沸石的添加剂。本文的形状选择性沸石是指孔径小于 Y 型沸石孔径的沸石,使得仅具有受限形状的烃类可以通过它的孔进入沸石。合适的形状选择性沸石组分包括 ZSM-5 沸石、沸石 Ω 、SAPO-5 沸石、SAPO-11 沸石、SAPO34 沸石、和五硅环沸石型的铝硅酸盐。添加剂中的形状选择性沸石的含量范围通常是 20-70wt%,且优选地为 30-60wt%。

[0093] 优选地,添加剂的堆密度为 0.5g/ml - 1.0g/ml、平均粒径为 50 微米 - 90 微米,表面积为 10m²/g - 200m²/g 及孔体积为 0.01ml/g - 0.3ml/g。

[0094] 催化剂混合物中基础裂化催化剂的百分比范围可为 60-95 重量%并且催化剂混合物中添加剂的百分比范围为 5-40wt%。如果基础裂化催化剂的百分比低于 60wt%或添加剂的百分比高于 40wt%,则不可获得高的轻质馏分烯烃产率,因为进料油的转化率低。如果基础裂化催化剂的百分比高于 95wt%或添加剂的百分比低于 5wt%,则不可获得高轻质馏分烯烃产率,同时可达到进料油的高转化率。为了该简化的示意性的说明和描述的目的,不包括大量的习惯上使用的和流化催化裂化领域普通技术人员公知的阀、温度传感器、电子控制器等。也没有显示在传统加氢裂化装置中的伴随部件如,例如,泄放物流、废催化剂

排放子系统、和催化剂替代子系统。进一步地,没有显示在传统 FCC 系统中的伴随部件如,例如,空气供给、催化剂料斗和烟道气处理。

[0095] 在一些实施方案中,装置和 / 或装置的单个单元操作可包括控制器以监测和调整所需的产品构成。控制器可取决于例如可基于消费者需求和 / 或市场价值的所需的操作条件指导装置内的任何参数。控制器可调整或调节阀、进料器或泵,其与一个或多个基于由操作者数据输入和 / 或自动接收 (retrieve) 数据产生的一个或多个信号的装置操作连接。

[0096] 在一个实施方案中,控制器可与阀、进料器和 / 或与来自分馏器 16 的流出物相关的泵电子连通并对其进行调节以将一定量的一种或多种中间分馏 (例如经出口 22 的中间馏出物和 / 或经出口 20 的石脑油) 导向 FCC 反应和分离装置,而不是将它们通到各自的产品池,如果希望的产品构成包括在牺牲这些一种或多种中间馏分时提高烯烃产量。

[0097] 在另一个实施方案中,控制器可与恒温调节器、压力调节器、阀、进料器和 / 或与第一加氢裂化反应区域 12 和 / 或第二加氢裂化反应区域 46 相关的泵电子连通并对其进行调节以调节停留时间、氢进料速度、操作温度、操作压力或其它变量以改变加氢裂化转化效率。

[0098] 整合的加氢裂化和 FCC 装置的一个或多个实施方案的系统 and 控制器提供具有多种操作模式的多功能装置,它可响应多种输入以提高回收的产品的灵活性。控制器可使用一个或多个可为例如通用目的的计算机的计算机系统来实现。或者,计算机系统可包括专门编程的、特定目的的硬件,例如期望用于炼厂内的特定单元操作的应用程序特定的集成电路 (ASIC) 或控制器。

[0099] 计算机系统可包括一个或多个典型地与一个或多个存储设备连接的处理器,存储设备可包括例如磁盘驱动存储、闪存设备、RAM 存储设备或其它用于储存数据的设备中的任何一种或多种。存储器典型地用于存储程序和系统操作期间的数据。例如,存储器可用来存储涉及一段时间的参数的历史数据,及操作数据。可将包括实施本发明实施方案的程序码的软件存储在计算机可读和 / 或可写的非挥发性记录媒介上,且然后典型地复制到存储器,然后在那里它可由一个或多个处理器来执行。这样的程序码可用任意多种编程语言或它们的组合书写。

[0100] 计算机系统的组件可以是通过一个或多个相互连接的机制耦合的,相互连接的机制可以包括一个或多个总线,例如,在集成在相同的设备中的组件之间,和 / 或网络,例如在安装在单独的分离的设备中的组件之间。相互连接机制典型地能够使通信例如数据、指令将在系统的组件之间进行交换。

[0101] 计算机系统也可包括一个或多个输入设备,例如键盘、鼠标、跟踪球、话筒、触摸屏和其它人机界面设备,以及一个或多个输出设备,例如打印设备、显示屏或扬声器。另外,计算机系统可包含一个或多个界面,其可将计算机系统连接到通信网络,补充或作为替代连接到由一个或多个系统的组件形成的网络。

[0102] 根据整合的裂化装置的一个或多个实施方案,一个或多个输入设备可包括传感器和 / 或流量计,用于测量装置和 / 或它们的单元操作的任一个或多个参数。或者一个或多个传感器、流量计、泵或装置的其它组件可连接到与计算机系统操作性耦合的通信网络。上述的任何一个或多个可耦合到另一个计算机系统或组件,以通过一个或多个通信网络与计算机系统连通。这样的配置允许任何传感器或信号发生设备位于离计算机系统显著的距离和

/ 或允许任何传感器位于离任何子系统和 / 或控制器显著的距离,然而仍提供其间的的数据。可通过利用任何合适的技术,包括但不限于利用无线协议的那些,实施这样的连通机制。

[0103] 虽然通过示例的方式描述了计算机系统作为一种类型的计算机系统,在其上可实施整合的裂化装置的多个方面,应当理解,本发明并不限定于在如示例地示出的软件中或计算机系统上实现。事实上,除了在例如通用目的的计算机系统、控制器、或它们的组件或子部分上实现,也可以替代地作为一个专用的系统或作为专用的可编程序逻辑控制器 (PLC) 或在分布式控制系统实现。此外,应当理解的是,整合裂化装置的一个或多个特征或方面可在软件、硬件或固件、或它们的任意组合中实施。例如,由控制器可执行的算法的一个或多个段可在单独的计算机上执行,这进而可以通过一个或多个网络来连通。

[0104] 在一些实施方案中,在整个整合的裂化装置的位置可包括一个或多个传感器和 / 或流量计,它们与人工操作者或自动控制系统连通,以在可编程序逻辑控制的整合的裂化装置中实施合适的工艺调节。在一个实施方案中,本文描述的整合的裂化装置包括控制器,其可以是任何合适的编程的或专用的计算机系统、PLC 或分布式控制系统。可测量来自分馏器 16 和 FCC 反应和分离区域 32 的某种产品物流的流速,且可根据需要改变流量方向以满足需要的产品构成。

[0105] 在某些实施方案中,在如本文描述的操作者或控制器的控制下,整合的裂化装置可在第一或第二加氢裂化反应区域 12、46 用减少效力的催化剂操作以有利于底部物流的生产,即具有传统认为不适合用于它们各自操作的活性水平。以这种方式,提高了进入 FCC 反应和分离区域 32 的进料的量,从而导致提高了它的经出口 36 和 / 或 38 的产品烯烃和 / 或汽油。

[0106] 在进一步的实施方案中,在如本文描述的操作者或控制器的控制下,第一和第二加氢裂化区域 12、46 任一或两者可用相当低的氢进料水平,即在传统认为不适合用于它们各自操作的水平下操作。以这种方式,减少了氢的消耗,同时提高了进入 FCC 反应和分离区域 32 的进料的量,从而导致提高了它的经出口 36 和 / 或 38 的产品烯烃和 / 或汽油。

[0107] 可导致各种调节或控制的因素包括各种烃类产品的消费者需求、各种烃类产品的市场价值、原料性质例如 API 重度或杂原子含量和产品质量 (例如汽油和中间馏出物指示性性质例如汽油的辛烷值和中间馏出物的十六烷值)。

[0108] 实施例

[0109] 在加氢裂化装置的第一阶段对包含脱金属油和轻重和重质减压瓦斯油馏分的原料进行加氢裂化。原料共混物的特征是密度 889.5Kg/L、2.32w% 的硫、886ppmw 的氮、12.1w% 的氢和 1.2w% 的微碳残余。初沸点为 216℃;5w%,337℃;10w%,371℃;30w%,432℃;50w%,469℃;70w%,510℃;90w%,585℃;95w%,632℃;且终沸点为 721℃。在第一加氢裂化反应区域使用二氧化硅氧化铝基催化剂。第一阶段的操作条件为:氢分压 115bars、温度 385℃,液时空速为 0.27h⁻¹、氢油比为 1263:1。

[0110] 将第一阶段加氢裂化反应区域流出物物流进行分离,然后将初沸点为 370℃ 的未转化的加氢裂化器底部物流 (44w%) 送到具有下流式反应器的高苛刻度 FCC 装置中。在高苛刻度 FCC 装置中使用具有低酸位点密度 (75V%) 的 H-USY 型基础催化剂和添加剂、10w% 商业的 ZSM-5 (25V%)。催化剂与油的比 (质量:质量) 为 30:1。下流器温度为 630℃。在高苛刻度 FCC 装置中有 93w% 的加氢裂化器底部物流被转化。

[0111] 将初沸点为 235℃ 的循环油物流 (6w%) 通到第二阶段加氢裂化反应区域。第二阶段的操作条件为: 氢分压为 115bars、温度 370℃, 液时空速为 0.80h^{-1} 、氢油比为 1263:1。

[0112] 总转化率为 100V% 并在下面表 2 中总结了产率。

[0113] 表 2

[0114]

产率		
	W%	V%
H₂S	2.6	
NH₃	0.1	
CO + CO₂	0.0	
H₂, C₁, C₂	2.8	
C₂	0.3	
C₂=	1.8	
C₃-C₄	2.6	
C₃=	11.1	
C₄	1.6	
C₄=	10.5	
石脑油	12.8	15.9
中间馏出物	41.7	42.9
汽油	14.1	18.5
焦炭	0.2	
总产率*	102.2	
总液体产率	68.6	77.3

[0115] * 注意产率超过 100% 是由于在加氢裂化装置中添加的氢。

[0116] 该方法产生 41.7w% 的中间馏出物产品和 11.1w% 的丙烯产品 (基于初始进料), 没有残渣。估计总汽油产量为 24.0w%, 其包括高苛刻度 FCC 装置汽油和在下游重整处理之后的加氢裂化器石脑油, 重整工艺将研究法辛烷值从约 80 的值提高到约 95 用于用作汽油 (其稍微降低了如传统已知的总产率)。

[0117] 上文及附图中已经描述了本发明的方法和系统, 然而, 对于那些本领域的普遍技术人员来说修改是显而易见的, 并且本发明的保护范围由下面的权利要求来限定。

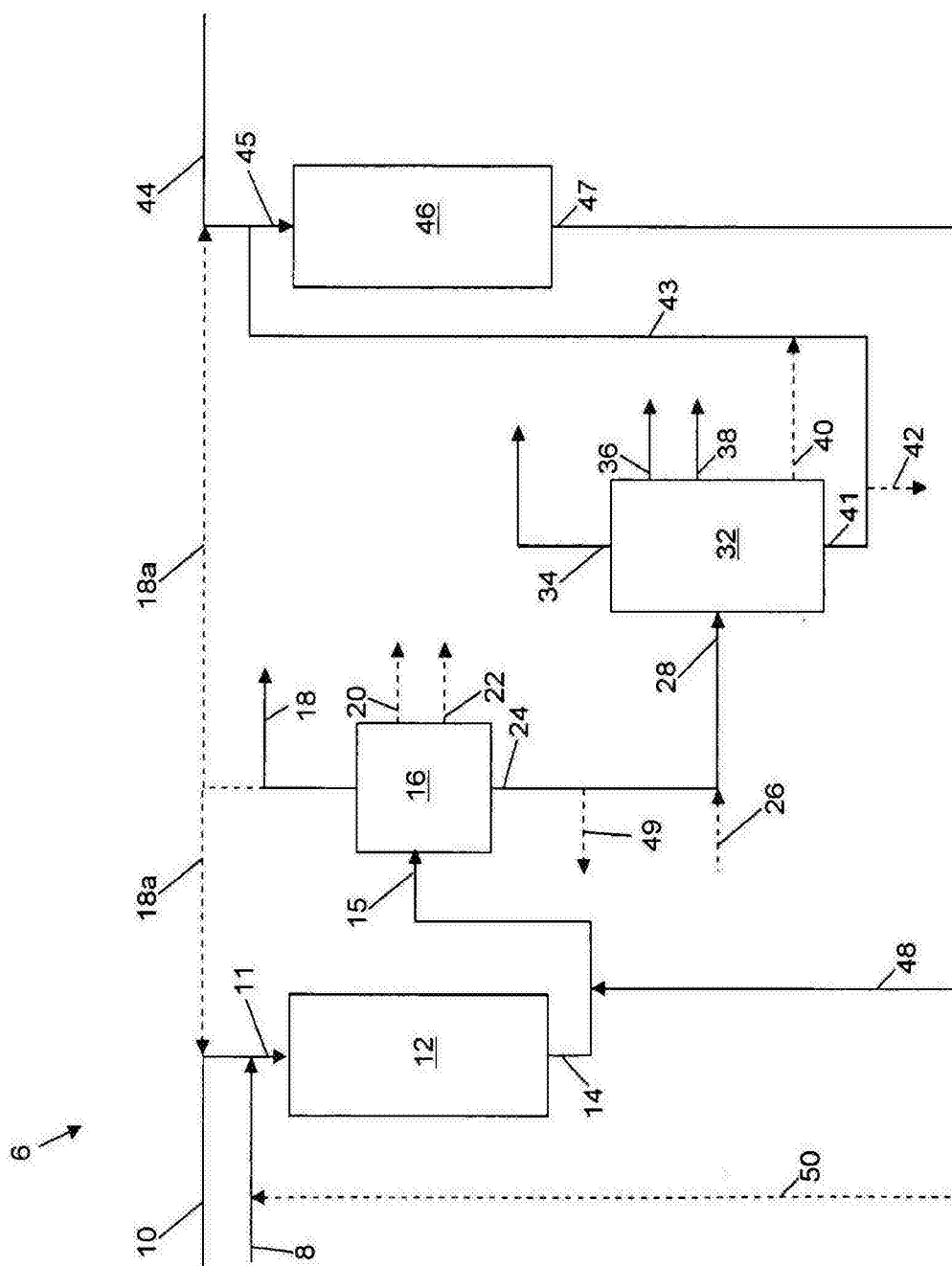


图 1

