(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利

(10)授权公告号 CN 101743292 B
(45)授权公告日 2014.12.03

(21)申请号 200780026613.0
(22)申请日 2007.07.11
(30)优先权数据
11/487,011 2006.07.13 US
(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2009.01.13
(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2007/015950 2007.07.11
(87)PCT国际申请的公布数据
WO2008/008470 EN 2008.01.17
(73)专利权人 沙特阿拉伯石油公司
地址 沙特阿拉伯宰赫兰
专利权人 新日本石油株式会社
(72)发明人 克里斯托弗·F·迪恩 T·奥库哈拉 Y·富吉亚马
(74)专利代理机构 中国专利代理(香港)有限公司 72001
代理人 刘锴 范赤
(51)Int.Cl.
C10G 11/00(2006.01)
(56)对比文件
CN 1089641 A,1994.07.20, 说明书第13页倒数第2段-14页第6段,第15页最后1段,第16页第1段, 第21页第3段,第22页第2段, 图3.
审查员 张华

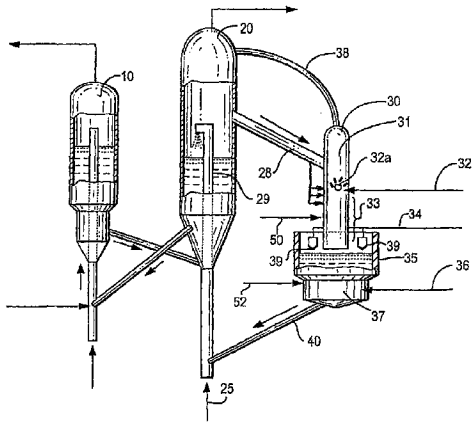
权利要求书2页 说明书7页 附图2页

(54)发明名称

和FCC单元操作一起的重油的辅助裂化

(57)摘要

通过下述方式提高了由乙烯、丙烯、丁烯和汽油组成的轻质烃类的产量:将源自外部来源的重油进料物流引入辅助的下流式反应器,所述辅助的下流式反应器使用与用于裂化重油的相邻的FCC装置相同的催化剂组成,从下流式反应器取出期望的轻质烃反应产物物流,和在相同的再生器中再生催化剂,所述再生器用于再生来自FCC装置的用过的催化剂。通过将下流式反应器的进料物流限制为可以在相对苛刻条件下加工的重油,最大化了期望的轻质烯烃的回收效率,同时最小化非期望的副产物的产量。



CN 101743292 B

1. 一种提高源自原油蒸馏装置的重油进料物流转化为由乙烯、丙烯、丁烯和汽油组成的轻质烃产物物流的方法，该方法包括：

a. 将独立于 FCC 进料的新鲜重油的进料物流导入到辅助的下流式反应器的顶部，所述下流式反应器包含新鲜的或再生过的热催化剂，具有与用于 FCC 装置中的催化剂相同组成，所述 FCC 装置与下流式反应器通过共同的催化剂再生器而联系；

b. 将重油通过多个注射喷嘴引入混合区并且与受控流动的热催化剂接触而提供均匀混合物；

c. 操作下流式反应器，进料物流在反应区的停留时间为 0.1 秒 -5 秒，操作温度为 990° F-1,300° F，催化剂与进料物流比值按重量计为 20-50，从而通过裂化重油进料物流来生产轻质烃反应产物；

d. 在反应区的下游的快速分离区中，分离在下流式反应器裂化过程中产生的轻质烃反应产物物流与用过的催化剂；和

e. 回收轻质烃反应产物物流。

2. 权利要求 1 的方法，其包括结合并且混合来自下流式反应器的用过的催化剂与来自 FCC 装置的用过的催化剂并且将所结合的用过的催化剂再生以便在 FCC 装置和下流式反应器中再次使用。

3. 权利要求 1 的方法，其中操作下流式反应器，进料物流停留时间为 0.2 秒 -2 秒。

4. 权利要求 1 的方法，其中催化剂与进料物流比值按重量计为 20-40。

5. 权利要求 1 的方法，其中来自下流式反应器的回收的轻质烃反应产物物流受到分馏处理。

6. 权利要求 1 的方法，其中来自下流式反应器的回收的轻质烃反应产物物流与来自 FCC 装置的流出物物流结合用于分馏处理。

7. 权利要求 2 的方法，其是连续操作的。

8. 权利要求 1 的方法，其中通过旋风分离器工艺分离烃反应产物物流与用过的催化剂。

9. 权利要求 1 的方法，其包括在反应区之下将骤冷流体施加到反应产物和催化剂。

10. 权利要求 1 的方法，其包括在反应区的下游汽提用过的催化剂。

11. 一种和在流化催化裂化 (FCC) 装置中石油原料的加工一起的产生主要由轻质烯烃乙烯、丙烯和丁烯，和汽油组成的产物物流的方法，所述流化催化裂化 (FCC) 装置包含所规定的组成的催化剂，用于 FCC 装置中的催化剂，其是由用过的催化剂再生的，该方法包括：

a. 将单独的重油进料物流引入靠近 FCC 装置的下流式反应器的上部；

b. 将用于 FCC 装置中的相同类型的受控流动的热再生过的催化剂与通过多个喷嘴注入到混合区的重油进料物流一起引入下流式反应器的混合区用于与催化剂均匀混合，催化剂与重油进料物流的比值为 20-50，按重量计；

c. 使催化剂和重油混合物通过下流式反应器中的反应区，所述反应区被维持在 990° F-1,300° F 的温度，停留时间为 0.1 秒 -5 秒；

d. 在反应区的下游的反应器的快速分离区中，分离轻质烯烃和汽油的所得的反应产物物流与用过的催化剂；

e. 回收反应产物物流；和

f. 使来自下流式反应器的用过的催化剂通到单独的再生器，所述再生器还包含来自 FCC 装置的用过的催化剂用于再生。

12. 权利要求 11 的方法，其中操作下流式反应器，进料物流停留时间为 0.2 秒 -2 秒。

13. 权利要求 11 的方法，其中催化剂与进料物流比值为 20-40，按重量计。

14. 权利要求 11 的方法，其中来自下流式反应器的回收的反应产物物流与来自 FCC 装置的流出物物流结合用于分馏处理。

15. 权利要求 11 的方法，其中来自下流式反应器的回收的反应产物物流受到分馏处理。

16. 权利要求 1 的方法，其中调整热催化剂流入下流式反应器的混合区的流速以便控制反应区中的温度。

17. 权利要求 11 的方法，其中调整热催化剂流入下流式反应器的混合区的流速以便控制反应区中的温度。

和 FCC 单元操作一起的重油的辅助裂化

技术领域

[0001] 本发明涉及和流化催化裂化工艺操作一起加工重质烃，如瓦斯油、真空瓦斯油和渣油以便提高轻质烃，如乙烯、丙烯和丁烯，和汽油的产量。

背景技术

[0002] 丙烯是仅次于乙烯的第二重要的石化原料结构单元。丙烯传统上是作为来自用于生产乙烯的蒸汽裂化和用于生产汽油的炼油厂流化催化裂化工艺的副产品获得的。丙烯的需要的凸出增长已经开始超过了乙烯，使得现有工艺不能满足可预见到的未来丙烯需要的增长。

[0003] 流化催化裂化，或 FCC，是众所周知的并且广泛使用的用于将重质烃、瓦斯油和渣油转化为轻质烃级分的工艺。用于重质烃、瓦斯油和渣油的催化裂化的工艺是众所周知的并且目前被应用于所有类型的加工各种这些原料的 FCC 装置中。

[0004] 一般地说，用于裂化烃原料的工艺依赖于与维持在合适的温度与压力的反应区中的流化催化颗粒的接触。当重质进料接触催化剂并且裂化为轻质产物时，碳质沉积物，一般被称为焦炭，在催化剂上形成并且使其失活。失活的或者用过的催化剂与裂化产物分离，汽提掉可除去的烃并且被通入再生器，其中在空气存在下焦炭从催化剂中烧掉而产生基本上再生过的催化剂。燃烧产物从再生器中作为烟道气除去。加热的再生过的催化剂然后被循环回到 FCC 装置。与具有短时间的接触时间的催化裂化有关的该工艺的概述提供在 USP 3,074,878 中，其全部公开内容引入本文作为参考。已经建议了各种方法和装置用于提高或增加来自 FCC 装置的特定产品物流的产量。有时候，已经提供了辅助反应器及其他处理容器来处理特别的级分或反应产物物流。在有些情况下，提供了多个反应器，每一个具有不同的进料，以便取得特别期望的产物物流。

[0005] 从现有技术中已知的是使用下流式反应器用于加工各种等级的油料，包括重油。还已知的是与其它反应产物和未反应的进料一起，从下流式反应器中回收轻质烯烃，例如，乙烯、丙烯和丁烯，和汽油产物物流。

[0006] 下流式反应区描述于 USP 5,904,837 中，用于油料的流化催化裂化，包括直馏和裂化的瓦斯油、真空瓦斯油 (VGO)、常压和减压蒸馏渣油和重质馏分油，这些是通过加氢渣油和瓦斯油单独地或者以混合物的形式获得的。该工艺使用下流式反应区，分离区、催化剂汽提区和催化剂再生区。还公开了在反应器的出口使用控制温度的骤冷油。所获得的主要产物物流是汽油，例如，收率约 38％ -40％，最大 16％丙烯。

[0007] 另一下流式 FCC 工艺公开在 USP 5,951,850 中，其中控制工艺条件、反应区温度、剂 / 油比和催化剂再生区温度以便裂化各种重质馏分油而提供较少的干气，如氢气、甲烷和乙烷，并且提供较高的轻馏分烯烃的收率。在这种 FCC 工艺中，使用更严格的操作条件，即，反应温度和剂 / 油比，产生了略多的轻质烯烃，代价是降低了汽油产物。

[0008] 另一用于操作下流式 FCC 反应器以便用于加工瓦斯油或重油的方法公开在 USP 6,656,346 中并且提供了大量的轻质烯烃的回收。在这种方法中，使用了两种类型的沸石，

反应区温度范围是较窄的，相比于 USP 5,951,850 中所公开的，并且接触时间是更短的。丙烯的转化率为约 20wt％－将近 24wt％的总转化收率。

[0009] 以上下流式 FCC 单元操作的每一个包括催化剂再生器以便燃烧来自用过的催化剂的焦炭并且提高催化剂的温度来为吸热裂化反应提供热量。

[0010] 与 FCC 装置和工艺有关的现有技术还包括多个反应器级的实例，其具有不同的原料，可用于产生包含轻质烯烃的产物物流。然而，这些公开内容都没有提供解决作为现有 FCC 装置工艺的辅助以有效的措施提高轻质烯烃特别是丙烯产量的问题。

[0011] 因此本发明的目的是提供一种方法，其中，来自外部来源如重油或来自用于 FCC 工艺的相同油料原料的进料物流被进一步裂化而提供轻质反应产物物流。

[0012] 本发明的进一步的目标是提供这样的方法，所述方法能够有效地利用用于 FCC 装置中的相同的催化剂来运转。

[0013] 本发明的又一个目标是提供一种新方法，其用于有效地将重质烃、瓦斯油和 / 或渣油原料裂化以生产由乙烯、丙烯、丁烯和汽油组成的轻质烃产物物流，所述反应产物物流能够被单独地回收并且进一步分馏以便回收单独的组分，或者与来自 FCC 装置的流出物物流结合用于进一步的分馏。

[0014] 术语“重油进料”应被理解为包括任何烃进料，其沸点范围在 600° F 至 1050° F 或更高。

[0015] 发明内容

[0016] 上述目标和进一步的优点通过本发明的改进工艺和装置而获得，其中向现有的 FCC 工艺单元操作添加下流式流化催化反应器作为辅助反应器。辅助的下流式反应器系统使用了与 FCC 装置中所用的相同的热再生过的催化剂，由此最小化了新设备的资本投资和操作成本。再生过的催化剂和重质烃或瓦斯油进料物流，其可源自与 FCC 装置相同的或者独立于 FCC 装置的来源，被引入并且在反应区之上的下流式反应器的上部中充分地混合。

[0017] 混合物通过反应区，停留时间为 0.1 秒 -5 秒，优选地 0.2 秒 -2 秒。反应区操作温度可以为 990° F-1,300° F。在反应区中，催化剂与油料的比值，或剂 / 油比，按重量为 10-50，优选的操作范围为按重量计 20-40。剂油比的测定是操作苛刻度的指标并且最佳值的测定是本领域众所周知的。

[0018] 辅助的下流式反应器相比于 FCC 反应器可以具有相同的或不同的容量。如本领域技术人员将会理解的是，当在再生器中燃烧时，在本发明的下流式反应器中在催化剂上产生和沉积的焦炭将是充足的，从而增加了用于 FCC 装置或者辅助下流式装置的再生的焦炭的温度。

[0019] 要被考虑的设计因素是再生器容器能够维持将再生过的催化剂供给到 FCC 装置和辅助的下流式反应器所需的处理量。管理和控制催化剂材料和原料的处理量，控制再生器内的和从再生器流出的催化剂温度同样在本领域技术人员的知识范畴内并且包括自动控制系统。如同样将对本领域技术人员显而易见的是，催化剂材料的质量和条件还必须定期地监控，特别地，在裂化一种或多种重油原料，在反应器之一或两者中，施加苛刻的条件的情况下。

[0020] 本发明的辅助工艺的有效操作取决于对于给定的由一种或多种 重质烃进料组成的进料物流的裂化条件的优化。较低的停留时间和较高的剂油比按重量计为 20-40，相比于

FCC 主反应区，是对于重质烃进料物流特定的。

[0021] 应将理解的是本发明广泛地包涵和在流化催化裂化 (FCC) 装置中单独的石油原料的加工一起的产生主要由轻质烯烃乙烯、丙烯和丁烯，和汽油组成的产物物流的方法，所述流化催化裂化 (FCC) 装置包含所规定的组成的催化剂，FCC 和相关的下流式反应器催化剂进料，其是由用过的催化剂再生的，所述方法包括以下步骤：

[0022] a. 提供单独的重油进料物流并且将其导入靠近 FCC 装置的下流式反应器的上部；

[0023] b. 将用于 FCC 装置中的相同类型的热的再生过的催化剂引入下流式反应器用于与重油进料物流混合，催化剂与进料物流的比值按重量计为 10-50；

[0024] c. 使催化剂和重油混合物通过下流式反应器中的反应区，所述反应区被维持在 990° F-1,300° F 的温度，停留时间为 0.1 秒 -5 秒，以便裂化重油；

[0025] d. 分离含轻质烯烃、汽油和未反应的进料的反应产物物流与用过的催化剂；

[0026] e. 回收反应产物物流；和

[0027] f. 使来自下流式反应器的用过的催化剂通到单独的再生器，所述再生器还包含来自 FCC 装置的用过的催化剂用于再生并且循环回到 FCC 装置和下流式反应器。

[0028] 适用于实施本发明的下流式反应器是本领域已知的。这种反应器的一个实例描述在 USP 5,904,837(′ 837 专利）中，其公开内容全盘引入本文作为参考。应当理解的是′ 837 公开内容涉及 FCC 装置工艺，其必要地包括再生器，而本发明的特点在于其利用现有的再生器。

[0029] 合适的下流式反应器的第二个实例描述于 USP 6,045,690(′ 690 专利）中并且其涉及使用下流式反应器的 FCC 装置操作，同样地，其也与本发明改进方案不同，后者与 FCC 装置的催化剂再生器一起使用。在′ 690 专利的下流式反应器中，在反应区中在两个位置引入再生过的催化剂：再生过的催化剂在反应区入口被引入并且与重油混合，而第二部分的再生过的催化剂在反应区的入口和出口之间在至少一个中 间位置中被引入。骤冷油还任选地在靠近反应器的出口位置被引入以便降低裂化产物、未反应的烃和催化剂的反应混合物的温度。这种骤冷油是回收级分，其沸点为至少约 570° F。

[0030] 本发明的改进的辅助工艺能够与现有技术 FCC 装置一起使用，无论它们使用上流式或下流式反应流程的提升管裂化或是床层裂化来将原料催化转化为期望的轻质烃，特别地提供总单元操作的提高的丙烯收率。

[0031] 在辅助的下流式反应器加工中可以利用的烃原料可以包括沸点范围为 600° F-1050° F 的那些，优选地 650° F-1050° F，作为初和终馏点温度。这些原料在本领域中通常被称为直馏瓦斯油、真空瓦斯油、来自常和减压蒸馏塔的渣油和来自炼油厂工艺的裂化瓦斯油。优选用于本发明的辅助下流式反应器的是源自加氢裂化和加氢处理工艺的重油。所述原料可以单独地或者以组合方式使用以便在根据本发明的下流式反应器中进行处理。

[0032] 任何现有的 FCC 催化剂可以用于实施本发明的改进工艺。典型的 FCC 催化剂，有或者没有催化剂添加剂，适用于这种工艺改进。

[0033] 为了最优化催化剂与产物和未反应的原材料的分离，快速分离是优选的。可以获得期望的快速分离的合适的设备公开在 USP 6,146,597(′ 597 专利）中，其公开内容在此全盘引入作为参考。

[0034] 附图说明

[0035] 参考附图以下将更详细地描述本发明的装置和方法，其中相同或相似的部件由相同的附图标记所表示，其中：

[0036] 图 1 是现有技术的典型的 FCC 装置和工艺的简化示意图；和

[0037] 图 2 是本发明的装置和工艺的实施方案的简化示意图。

[0038] 具体实施方式

[0039] 如上所指出的，本发明的方法和装置可以与许多现有技术已知的 FCC 工艺装置一起使用。参考图 1，图示描述了典型的现有技术 FCC 工艺。反应器容器 (10) 接收烃，或油，原料 (12)，其被允许进入提升管反应器 (14) 的下端，其中它与新鲜的和 / 或再生过的催化剂混合，后者是通过管道 (22) 输送的。为这种简化示意图和说明的目的，没有包括 通常使用的并且本领域技术人员众所周知的许多阀门、温度传感器、电子控制器等，以便集中于本发明的主要特征。

[0040] 在这种连续过程中，催化剂和 FCC 反应器进料物流的混合物向上通过提升管进入反应区，其中温度、压力和停留时间还被控制在通常范围内并且与用于该工艺的一种或多种催化剂的操作性能、装置的结构、原料的类型和特性和各种的其它参数相关，这些是本领域技术人员众所周知的并且不构成本发明的部分。反应产物通过管道 (16) 取出，用于回收和 / 或进一步在炼油厂中处理。

[0041] 来自 FCC 装置的用过的催化剂经由输送管 (18) 取出，用于输送到再生器 (20) 的下部，所述再生器 (20) 最便利地位于相对紧密地接近 FCC 装置 (10)。通过输送管 (18) 进入的用过的催化剂接触到至少通过管道 (24) 进入的空气物流，用于累积的焦炭的受控燃烧。经由管道 (26)，从再生器 (20) 中除去烟道气，通过燃烧焦炭，提高了再生过的催化剂的温度，从而为吸热的裂化反应提供热量。

[0042] 现在参看图 2，应当理解的是反应器 (10) 和再生器 (20) 包括与结合图 1 描述的那些共有的部件并且其描述和功能将不再复述。图 2 中描述的新的装置部件和操作方法是下流式反应器 (30)，其经由输送管 (28) 接收热再生过的催化剂，其在 1250° F-1500° F 温度范围内被引入容器的上部。热催化剂在产出井 (withdrawal well) 或贮料斗 (hopper) 中被接收，在此它进行稳定，然后被引入下流式反应区 (33)。进料管线 (32) 引入重油进料物流 (32)，其可以是全部或部分地与 FCC 装置的原料相同，或者是不同的如上所述的重油或重油混合物。进料物流 (32) 与进入的稳定过的再生过的催化剂混合，后者来自贮料斗，通过重力进料。重油优选地通过喷嘴 (31) 引入而促进均匀混合。重油和催化剂的混合物进入反应区 (33)，其被维持在约 990° F-1,300° F 的温度。剂 / 油比优选按重量计为 20-40。在反应区中混合物的停留时间为约 0.2 秒 - 约 2 秒。

[0043] 尽管各种催化剂可用于该方法中，应当理解的是在主 FCC 装置中使用的相同的催化剂还在辅助下流式反应器 (30) 中用于重油进料物流的催化裂化。典型的 FCC 装置使用沸石、二氧化硅 - 氧化铝、一氧化碳燃烧促进添加剂、塔底裂化添加剂和促进轻质烯烃的添加剂。在本发明的实施中，优选的是单独地或者与 ZSM-5 催化剂添加剂结合使用 Y、REY、USY 和 RE-USY 型的沸石催化剂。如本领域技术人员将理解的是，优选地选择催化剂和添加剂以便最大化和最优化轻质烯烃和汽油的产量。选择催化剂系统不构成本发明的一部分。

[0044] 继续参考图 2，通过管线 (34) 回收轻质反应产物物流。根据本发明的方法，包含

乙烯、丙烯、丁烯、汽油和来自裂化反应的任何其它副产物和未反应的进料的轻质烃反应产物物流被取出并且可以在分开的回收段中单独地进行回收或者与来自 FCC 装置的反应产物物流结合用于进一步的分馏和最后的回收。这是本工艺的特别的优点并且提供了以基于这样的变量如进料物流利用率、特定产品需求、下游精炼和 / 或其它处理能力与主 FCC 装置 (10) 的输出进行选择的炼油厂操作。

[0045] 汽提蒸汽通过管线 (36) 进入，从用过的催化剂中驱散任何可除去的烃。产物气体从下流式反应器 (30) 的反应区 (33) 中排出并且被引入汽提塔容器 (37) 的上部，其中它们与汽提蒸汽及其他气体和蒸气结合，通过旋流分离器 (39) 并且通过产物管线 (34) 离开汽提塔容器以便根据本领域已知的方法进行产物回收。

[0046] 从下流式反应器 (30) 中回收的用过的催化剂通过输送管 (40) 排出，并且进入滴管 (dip tube)，或上升式提升管，(29) 的下端，所述滴管 (diptube)，或上升式提升管，(29) 从根据本发明方法改进的催化剂再生器 (20) 延伸。在这种实施方案中，经由增压空气管线 (25)，在滴管或上升式提升管 (29) 的末端，空气被引入到用过的催化剂输送管 (40) 之下。下文提供了辅助的下流式反应器的功能的更详细的说明。

[0047] 下流式反应器 (30) 的结构和材料的选择，以及特定的操作性能和参数将取决于在原料管线 (32) 引入的重油进料的特定品质和流速，这又将取决于原料的来源。下文阐述了更详细的操作条件。

[0048] 继续参考图 2，大约 1250° F-1500° F 的热的再生过的催化剂通过常规方式，例如，通过向下导向的管道或导管 (28)，一般称为输送管或竖管，从 FCC 工艺的再生器容器 (20) 传递到反应区 (33) 之上的下流式反应器顶部的产出井 (withdrawal well) 或贮料斗 (hopper)(31)，在此使得热催化剂流动稳定，以便当其被导入反应区 (33) 的混合区或进料注射部分时是均匀的。稳压管线 (38) 连接产出井 (withdrawal well)(31) 的顶部至现有的再生器 (20)。

[0049] 反应温度，即下流式反应器的出口温度，通过打开和关闭催化剂 滑动阀 (未示) 来控制，所述催化剂滑动阀控制了来自产出井 (withdrawal well)(31) 和进入混合区的再生过的催化剂的流动。吸热的裂化反应所需的热量是由再生过的催化剂供给的。通过改变热的再生过的催化剂的流速，操作苛刻度或裂化条件可以被控制以生产出期望收率的轻质烯烃和汽油。

[0050] 重油原料 (32) 通过进料注射喷嘴 (32a) 被注入到混合区，所述进料注射喷嘴 (32a) 紧靠再生过的催化剂进入下流式反应器 (30) 的引入点放置。这些多个注射喷嘴 (32a) 导致催化剂和油充分地和均匀地混合。一旦原料接触热催化剂，裂化反应发生。烃裂化产物和未反应的重油进料和催化剂混合物的反应蒸气迅速地流过下流式反应器的其余部分并且进入在反应器底部部分的快速分离区 (35)。根据本领域已知的装置和程序控制反应区中的混合物的停留时间。

[0051] 如果必要的话，对于温度控制来说，紧靠在分离器之前，在靠近反应区 (33) 的底部，提供了骤冷注射 (50)。这种骤冷注射迅速地降低或停止了裂化反应并且可以用于控制裂化苛刻度并且提供了增加的工艺柔性。

[0052] 快速分离器 (35) 与下流式反应器 (30) 的末端部分一起被放置在被称为催化剂汽提塔 (37) 的大型容器的上段中。快速分离器将反应蒸气和催化剂直接地导入汽提塔容器

(37) 的顶部部分中。

[0053] 反应蒸气从快速分离器出口向上运动到汽提塔中，与来自该容器的催化剂汽提段的汽提过的烃产物蒸气和汽提气结合并且通过常规的分离装置如一个或多个旋风分离器(39)，其进一步分离任何夹带的催化剂颗粒与蒸气。捕获在旋风分离器中的来自分离器的催化剂通过旋风分离器料腿导入到汽提塔容器 (37) 的底部用于排入到催化剂的床中，所述催化剂从汽提段中的快速分离器中回收。

[0054] 在合并的蒸气物流通过旋风分离器并且离开汽提塔容器后，通过通常被称为反应器蒸气物流管线 (34) 的管道或导管导入到 FCC 技术领域已知的常规的产物回收段。

[0055] 来自快速分离器和旋风分离器料腿的催化剂流到汽提塔容器的下段，所述汽提塔容器包括催化剂汽提段，合适的汽提气，如蒸汽通过管线 (36) 引入其中。汽提段具有数个挡板或规整填料（未示），在其上向下流动的催化剂逆流通过流动的汽提气。向上流动的汽提气，其通 常是蒸汽，用于除去任何其它保留在催化剂孔中的或催化剂颗粒之间的烃。

[0056] 汽提的催化剂通过上升式提升管 (29) 由燃烧空气物流 (25) 输送，所述上升式提升管 (29) 终止于典型的 FCC 工艺中的现有的、但改进的再生器 (20) 中，从而烧掉任何焦炭，其是裂化过程的副产物。在再生器中，由燃烧副产物焦炭所产生的热量被转移到催化剂，所述副产物焦炭由裂化重质烃类在典型的 FCC 工艺的第一反应区 (10 和 14) 中以及由在下流式反应器 (30) 的区 (33) 中的重油裂化产生。

[0057] 再生器容器 (20) 可以是任何常规的先前已知的设计并且可以与本发明的改进工艺和下流式反应区一起使用。当为实施本发明而改进时，再生器 - 反应器管道 (28) 或用于再生器的再生过的催化剂输送管的放置应是这样的，使得其确保大量的再生过的催化剂的稳定且连续的流动，这是满足下流式反应器的最大设计要求所需要的。

[0058] 对于本发明方法的催化剂要求可以与任何通常用于 FCC 工艺的催化剂一起来确定，例如沸石、二氧化硅 - 氧化铝、一氧化碳燃烧促进添加剂、塔底裂化添加剂、生产轻质烯烃的添加剂和任何其它通常用于 FCC 工艺的催化添加剂。在 FCC 工艺中的优选的裂化沸石是 Y、REY、USY 和 RE-USY 型沸石。为提高 (enhanced) 轻质烯烃的产量，通常用于 FCC 工艺以生产轻质烯烃和提高 FCC 汽油辛烷值的优选的择形催化添加剂是 ZSM-5 沸石晶体或其它五元高硅沸石类型催化剂结构。这种 ZSM-5 添加剂与常规 FCC 催化剂中的裂化催化剂沸石和基料结构混合并且优选地用于本发明方法中以便最大化和最优化在辅助的下流式反应器中轻质烯烃的产量。

[0059] 作为用于同时处理重油的现有 FCC 工艺的改进，本发明的特别的优点在于可以提供单独的从各个反应器进行产物回收以便进一步下游加工。和现有的 FCC 反应器一起，本发明的方法和设备提供了提高的产物回收，由此有效地提高了 FCC 装置工艺的总生产能力以便生产出更多的轻质烯烃而满足上述日益增长的市场需求。另外，本工艺具有以下优点：产物可以在 FCC 装置的现有的段中进行回收，而无需另外的设备和资本支出。

[0060] 当现有的通常的 FCC 装置装备有改进的本发明的下流式反应器以提高轻质烯烃收率时，以下对比例举例说明了在产物收率方面的改进。 产物收率是对于 FCC 装置来说是典型的，所述 FCC 装置在未加氢的中东真空瓦斯油 (VGO) 原料上操作。下流式反应器收率基于小型中试装置的结果，其代表了使用加氢的中东真空瓦斯油在下流式反应器中的裂化条件。在这个实施例中，催化剂系统是类似的并且使用 USY 沸石。

[0061] 下表总结了当利用下流式改进方案使用不同于提供给常规 FCC 装置的原料的原料时在轻质烯烃的生产方面的收率改进。

[0062]

	FCC 装置	改进方案
反应器类型	上流式提升管	下流式
催化剂类型	USY	USY
原料	中东 VGO 未加氢	加氢的 中东 VGO
API 比重指数	23.2	26.2
密度 g/cm3	0.9147	0.8972
硫 wt.%	2.5	0.13
Con, 碳 wt.%	0,92	0•15
操作条件		
反应器出口	980°F (527°C)	1112°F(600°C)
剂/油比	8.6	40
产物收率	Wt%	Wt.%
H2S	1.03	0.07
H2	0.06	0.08
01	0.79	1.18
C2	0.74	0.94
C2=	0.68	4.10
C3	1.54	1.75
C3=	3.93	19.67
IC4	2.80	2.60
nC4	0.98	0.82
C4=	5.80	16.09
汽油	52.56	32.80
轻质循环油	14.28	8.13
浆料	9.50	5.87
焦炭	5.32	5,92
转化率 %*	76.22	86.00

[0063] *转化率是操作苛刻度的指标并且定义为：%＝ 1-(轻质循环油 + 浆料)/100

[0064] 如表所报道的，在常规的 FCC 装置中产生的轻质烯烃 (C2、C3 和 C4) 的总重量百分数是 10.41，而本发明的方法将这些化合物的收率提高到 39.86wt%。

[0065] 这些对比例还表明两种不同的原料可以被引入并且在不同的苛刻度下操作所述工艺以便产生这些收率。

[0066] 应当理解的是上述实施方案是举例说明本发明，并且本领域技术人员能够进行各种改变，其将落入由以下权利要求所确定的本发明的范围内。

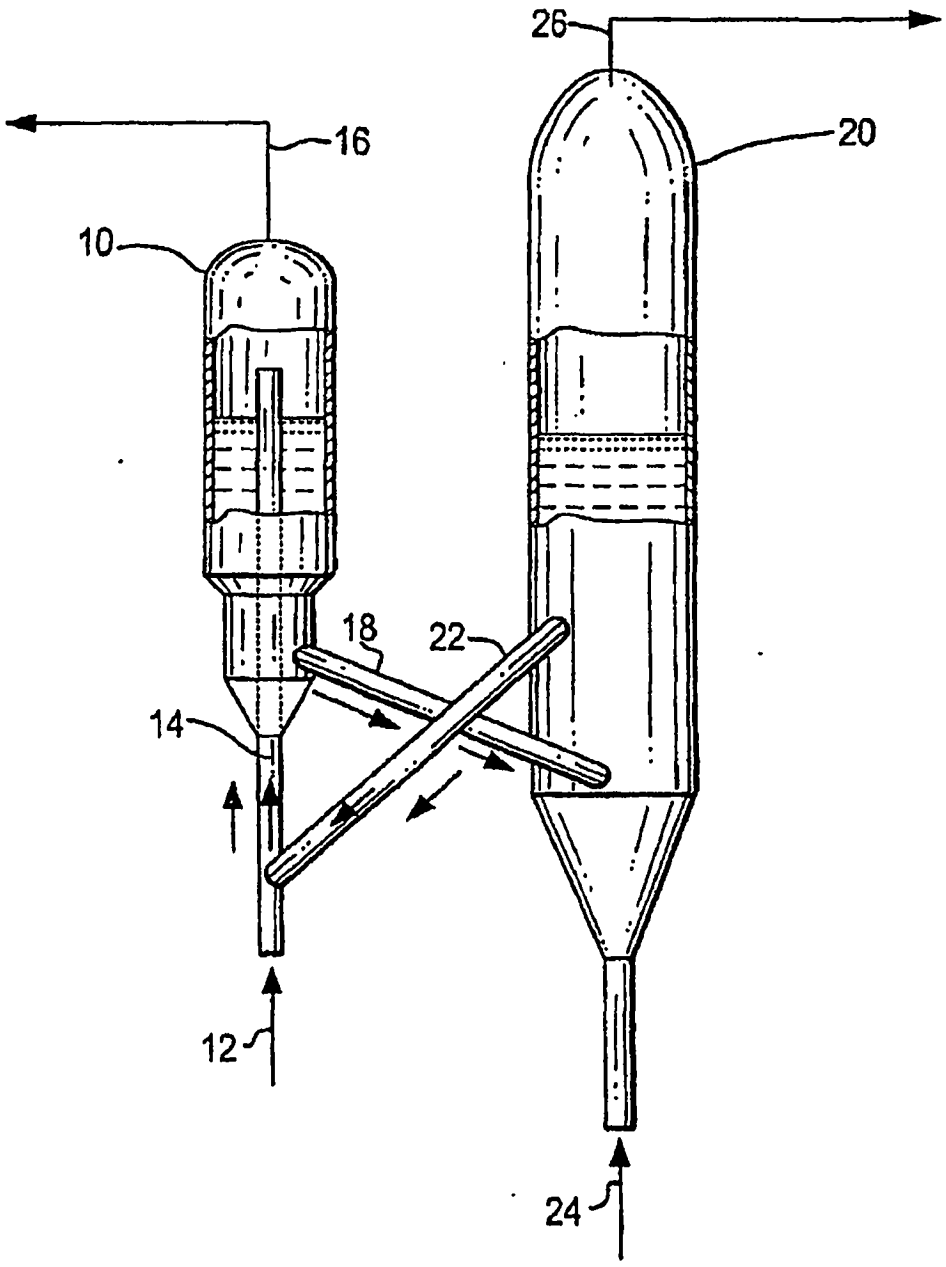


图 1

现有技术

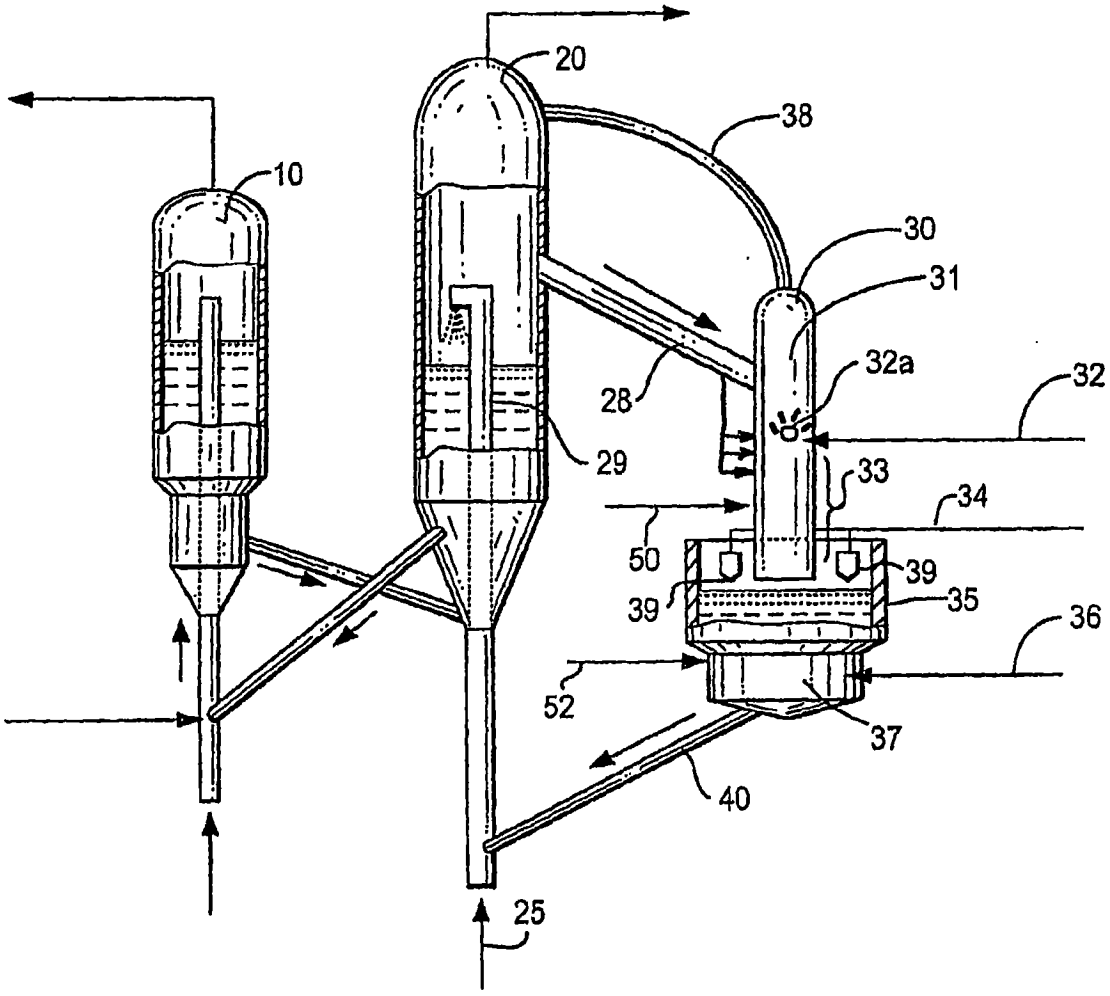


图 2