(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 101516813 B
(45)授权公告日 2015.08.12

(21)申请号 200780036104.6
(22)申请日 2007.09.27
(30)优先权数据
11/540,110 2006.09.28 US
(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2009.03.27
(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2007/079635 2007.09.27
(87)PCT国际申请的公布数据
WO2008/039891 EN 2008.04.03
(73)专利权人 环球油品公司
地址 美国伊利诺伊
(72)发明人 M·A·舒尔茨 K·A·库奇
(74)专利代理机构 北京市中咨律师事务所 11247
代理人 林柏楠 刘金辉
(51)Int.Cl.
C07C 4/02(2006.01)

(56)对比文件
US 2003/0116474 A1,2003.06.26,说明书第[0022]至[0024]段.
CN 1527874 A,2004.09.08,说明书第1-15页.
US 6927314 B1,2005.08.09,说明书第1-9栏以及附图.

审查员 宫方斌

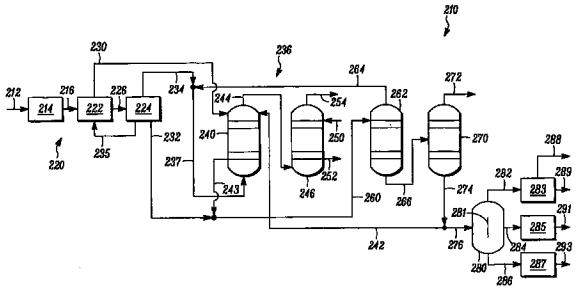
权利要求书2页 说明书7页 附图2页

(54)发明名称

轻质烯烃加工中的分隔壁分离

(57)摘要

本发明涉及在来自经变化以提高轻质烯烃生产的FCC加工的流出物的加工中使用分隔壁分离塔(280)的加工方案和设置。该分隔壁分离塔适宜地将由这类改性FCC加工产生或生成的石脑油原料分离,以产生或形成含有C_5-C_6化合物的轻级分(282)、含有C_7-C_8化合物的中间级分(284)和含有C_9+化合物的重级分(286)。



CN 101516813 B

1. 处理包含 C_5至 C_9+ 烃的石脑油原料的方法，所述方法包括将包含 C_5至 C_9+ 烃的石脑油原料 (276) 引入分隔壁分离塔 (280)，并将该原料分离成包含含 5 至 6 个碳原子的化合物的轻级分 (282)、包含含 7 至 8 个碳原子的化合物的中间级分 (284) 和包含含多于 8 个碳原子的化合物的重级分 (286)，所述方法还包括将至少一部分所述含 5 至 6 个碳原子的轻级分化合物裂化，以形成包含 C_2和 C_3烯烃的裂化烯烃流出物。

2. 权利要求 1 的方法，还包括从所述中间级分化合物中回收芳烃。

3. 权利要求 1 或 2 的方法，还包括将所述含多于 8 个碳原子的重级分化合物选择性地掺入含汽油烃的料流中。

4. 权利要求 1 或 2 的方法，还包括通过使重质烃原料与烃裂化催化剂在流化反应器区 (214) 中接触而制造包含一系列烃产物、包括轻质烯烃的烃流出物 (216)，由此将该重质烃原料催化裂化以形成所述石脑油原料。

5. 权利要求 4 的方法，其中所述烃裂化催化剂具有包括含大孔分子筛的第一组分和含不大于中等孔径大小的沸石的第二组分的催化剂组合物，所述不大于中等孔径大小的沸石具有小于或等于 0.7 纳米的有效孔隙开口直径，构成该催化剂组合物的至少 1.0 重量%，且重质烃原料与烃裂化催化剂的所述接触包括使重质烃原料与包含再生催化剂和结焦催化剂的掺混催化剂在流化反应器区中在烃裂化反应条件下接触，以产生含有包括轻质烯烃的烃产物的裂化流。

6. 权利要求 5 的方法，还包括在分离段 (222) 中分离烃流出物 (216)，以形成至少一个分离器液流 (232) 和分离器蒸气流 (234)，该至少一个分离器液流包含 C_3+ 烃，该分离器蒸气流包含 C_3- 烃。

7. 权利要求 6 的方法，还包括：

在吸收区 (236) 中处理所述分离器蒸气流 (234) 以形成包含 C_2- 烃的吸收区流出物流 (254)，包括使所述分离器蒸气流 (234) 与第一吸收剂溶剂在主吸收器 (240) 中接触以形成在所述第一吸收剂溶剂中包含 C_3+ 烃的回返工艺流 (243) 和包含 C_2- 材料的塔顶流 (244)；

从所述分离器液流 (232) 中分离 C_2- 材料，以形成 C_3+ 工艺流 (266)；和

从所述 C_3+ 工艺流中分离出 C_5+ 材料，以形成包含 C_5+ 材料的第一产物工艺流 (274) 和包含 C_3和 C_4烃的第二产物工艺流 (272)。

8. 权利要求 7 的方法，还包括将所述包含 C_5+ 材料的第一产物工艺流 (274) 的至少一部分 (242) 引入主吸收器作为所述第一吸收剂溶剂。

9. 制造石油化学原料的系统 (210)，所述系统包括：

流体催化裂化器反应器区 (214)，在此烃进料 (212) 反应，产生包含含 C_5至 C_9+ 烃的石脑油原料的反应器区流出物 (216)；

回收区 (220)，在此从所述反应器区流出物中回收至少一部分所述包含 C_5至 C_9+ 烃的石脑油原料；

分隔壁分离塔 (280)，在此将至少一部分所述回收的包含 C_5至 C_9+ 烃的石脑油原料分离，形成包含含 5 至 6 个碳原子的化合物的轻级分 (282)、包含含 7 至 8 个碳原子的化合物的中间级分 (284)、和包含含多于 8 个碳原子的化合物的重级分 (286)；

轻级分化合物裂化区 (283)，在此将至少一部分所述含 5 至 6 个碳原子的轻级分化合物裂化，形成包含 C_2和 C_3烯烃的裂化烯烃流出物 (288)；

芳烃回收区 (285)，在此从所述含 7 至 8 个碳原子的中间级分化合物中回收芳烃；和

掺混区 (287)，在此将所述含有多于 8 个碳原子的重级分化合物选择性地掺入含汽油烃的料流中。

轻质烯烃加工中的分隔壁分离

背景技术

[0001] 概括而言，本发明涉及烃加工，并更特别涉及经由分隔壁分离塔加工所得石脑油工艺流以形成或获得由含有特定所需范围的碳原子的烃构成的工艺流。

[0002] 全球石油化学工业的主要部分涉及轻质烯烃材料的制造及其经由聚合、低聚、烷基化等公知化学反应在许多重要化学产品制造中的后继应用。轻质烯烃包括乙烯、丙烯及其混合物。这些轻质烯烃是现代石油化学和化学工业中的基本组成部分。

[0003] 轻质烯烃传统上通过例如来自石油来源的烃类的蒸汽或催化裂化法制造。重质烃流的流化催化裂化 (FCC) 通常通过使原材料（无论其是真空瓦斯油、残油还是相对高沸点烃的其它来源）与例如由细碎或微粒状固体材料构成的催化剂接触来进行。通过使气体或蒸气以足以产生所需流体输送状态的速度传送通过催化剂，使该催化剂以类似流体的方式输送。油与流化材料的接触催化了该裂化反应。

[0004] 裂化反应通常在催化剂上沉积焦炭。离开反应区的催化剂常被称作“废的”，即由于焦炭沉积在催化剂上而部分失活。焦炭由氢和碳构成，并且可以包括痕量的随原材料进入该工艺的其它材料，如硫和金属。焦炭的存在干扰废催化剂的催化活性。焦炭被认为阻塞催化剂表面上的发生裂化反应的酸位点。传统上将废催化剂转移到汽提塔（汽提塔从催化剂中移除吸附的烃和气体），然后转移到再生器以通过用含氧气体氧化来除去焦炭。收集与汽提塔中的废催化剂相比具有降低的焦炭含量的存量催化剂（下文被称作再生催化剂），以送回反应区。将催化剂表面的焦炭氧化释放出大 量热，其中一部分随通常被称作烟道气的焦炭氧化气态产物逸出再生器。其余热量与再生催化剂一起离开再生器。流化催化剂在反应区和再生区之间不断循环。流化催化剂除了提供催化功能外，还充当在区域间传热的载体。在授予 Tagamolila 等人的 US 5,360,533、授予 Lomas 的 US 5,584,985、授予 Castillo 的 US 5,858,206 和授予 Eng 的 US 6,843,906 中更充分地描述了 FCC 加工，这些专利各自的内容经此引用并入本文。各种接触区、再生区和汽提区的具体细节以及在各区域之间传输催化剂的设置是本领域技术人员公知的。

[0005] 这类 FCC 加工通常导致形成含有多种具有一定范围碳原子数的烃产物的产物或流出物流。因此，这类加工也通常与烃回收加工相关联，以回收产物烃的特定级分或部分，从而原样使用或在后继或附加加工后使用。例如，乙烯和丙烯可以作为所需产物回收，例如以用在相应或相关聚合装置中的聚合物级原料形式回收。更具体地，来自 FCC 装置的裂化蒸气进入分离区（通常为主塔形式），分离区提供气流、汽油级分、轻循环油 (LCO) 和包括重循环油 (HCO) 组分的澄清油 (CO)。在传统 FCC 加工中，这类气流通常通过气体浓缩系统进一步加工，以产生干气流，即氢、C_1和 C_2烃、和通常少于 5 摩尔％的 C_3+ 烃，混合液化石油气（“LPG”）流，即 C_3和 C_4烃，有时也常称作湿气和稳定化的石脑油流。可以然后将石脑油汽提以除去 C_2- 材料，并然后脱丁烷以除去 LPG。

[0006] 考虑到对用于各种石油化学用途（例如用于聚乙烯、聚丙烯等的制造）的轻质烯烃（例如乙烯和丙烯）的日益增长的需要和要求，以及产生相对较少重质烯烃（例如丁烯和戊烯，它们由于环境考量而通常较不宜于作为汽油调合组分）的要求，可能需要对重质

烃原料进行裂化反应加工，以提高所得产品构成中轻质烯烃的相对量。

[0007] 研究工作已经开发出产生或导致较大相对收率的轻质烯烃（即乙烯和丙烯）的FCC法。在授予Pittman等人的US 6,538,169中更充分描述了此类加工，其内容完全经此引用并入本文。如其中所公开，可以适宜地使烃进料流与包含再生催化剂和结焦催化剂的掺混催化剂接触。该催化剂具有 包括第一组分和第二组分的组合。第二组分包含不大于中等孔径大小的沸石，其中该沸石构成该催化剂组合物的至少1重量%。该接触在立管中发生，以使进料流中的烃裂化并获得含有烃产物（包括轻质烯烃）和结焦催化剂的裂化流。裂化流从立管一端离开，使得烃进料流与掺混催化剂在立管中的接触时间平均少于或等于2秒。

[0008] 此外，还提出了可以通过使重质烃产物、特别是重质烯烃（例如C_4-C_6烯烃）反应，即裂化成轻质烯烃，由此进一步提高由至少某些类型的烃加工产生的轻质烯烃的量。授予Marker的US 5,914,433（其整个公开内容完全经此引用并入本文）公开了由含氧物原料制造包含每分子具有2至4个碳原子的烯烃的轻质烯烃的方法。该方法包括将含氧物原料通入含金属铝磷酸盐催化剂的含氧物转化区以制造轻质烯烃流。从所述轻质烯烃流中分丙烯流和/或混合的丁烯，并将其裂化以提高乙烯和丙烯产物的收率。

[0009] 尽管这类FCC和烯烃裂化加工经证实通常有效地产生所需轻质烯烃，但仍追求进一步改进。特别地，追求后FCC工艺流加工中的改进，以简化所需的进一步的下游加工和/或提高其效率和/或效力。更具体地，追求并需要进一步改进所得流出材料的加工，特别是与迄今通常可得的相比产生烃产物的所需更精确的级分，特别是以更能量有效的方式实现这一点。

发明概要

[0010] 本发明的总体目的是提供烃流（例如来自FCC法的烃流）的改进的加工，设计或操作该加工法以获得提高的相对量的轻质烯烃。

[0011] 本发明的更具体目的是克服一个或多个上述问题。

[0012] 本发明的所述目的可以至少部分通过处理包括C_5至C_9+烃的石脑油原料的具体方法实现。根据一个优选实施方案，该方法包括将包括C_5至C_9+烃的石脑油原料引入分隔壁分离塔，并将该原料分离成包括含5至6个碳原子的化合物的轻级分、包括含7至8个碳原子的化合物的中间级分、和包括含多于8个碳原子的化合物的重级分。

[0013] 现有技术通常都未能提供或实现如下加工：即由这种FCC加工制造或 提供如需要的那样精确的所需烃产物级分，特别是未能提供如需要的那样能量有效的实现这一点的方式。

[0014] 本发明还涉及制造石油化学原料的方法。根据一个实施方案，该方法包括将烃进料引入流体催化裂化器反应器区，以制造包括含C_5至C_9+烃的石脑油原料的反应器区流出物。从反应器区流出物中回收至少一部分所述包括C_5至C_9+烃的石脑油原料。将至少一部分所述回收的包括C_5至C_9+烃的石脑油原料引入分隔壁分离塔，将该原料分离成包括含5至6个碳原子的化合物的轻级分、包括含7至8个碳原子的化合物的中间级分、和包括含多于8个碳原子的化合物的重级分。将至少一部分所述含5至6个碳原子的轻级分化合物裂化，形成包含C_2和C_3烯烃的裂化烯烃流出物。从所述含7至8个碳原子的中间级分化合

物中回收芳烃。将所述含有多于 8 个碳原子的重级分化合物选择性地掺入含汽油烃的料流中。

[0015] 本发明进一步涉及制造石油化学原料的系统。根据一个实施方案，该系统包括流体催化裂化器反应器区，在此，烃进料反应，产生包括含 C_5至 C_9+ 烃的石脑油原料的反应器区流出物。该系统进一步包括回收区，在此，从所述反应器区流出物中回收至少一部分包含 C_5至 C_9+ 烃的石脑油原料。提供分隔壁分离塔，在此，将至少一部分所述回收的包含 C_5至 C_9+ 烃的石脑油原料分离，形成包含含 5 至 6 个碳原子的化合物的轻级分、包含含 7 至 8 个碳原子的化合物的中间级分、和包含含多于 8 个碳原子的化合物的重级分。提供轻级分化合物裂化区，在此将至少一部分所述含 5 至 6 个碳原子的轻级分化合物裂化，形成包含 C_2和 C_3烯烃的裂化烯烃流出物。该系统进一步包括芳烃回收区，在此从所述含 7 至 8 个碳原子的中间级分化合物中回收芳烃。该系统还包括掺混区，在此将所述含有多于 8 个碳原子的重级分化合物选择性地掺入含汽油烃的料流中。

[0016] 本文所用的术语“轻质烯烃”被理解为通常是指单独或结合的 C_2和 C_3烯烃，即乙烯和丙烯。

[0017] 如下文更详细描述的那样，本文提到的“富含乙烯的含烃流”被理解为通常是指通常含有至少 20％乙烯、根据至少某些优选实施方案或含有至 少 25％乙烯、至少 30％乙烯、至少 35％乙烯、至少 40％乙烯或者 40 至 60％乙烯的含烃流。

[0018] 提到的“C_x烃”被理解为是指具有下标“x”所示的碳原子数的烃分子。类似地，术语“含 C_x的料流”是指含有 C_x烃的料流。术语“C_x+ 烃”是指具有下标“x”所示的或更高的碳原子数的烃分子。例如，“C_4+ 烃”包括 C_4、C_5和更高碳数的烃。术语“C_x- 烃”是指具有下标“x”所示的或更少的碳原子数的烃分子。例如，“C_4- 烃”包括 C_4、C_3和更低碳数的烃。

[0019] 根据联系所附权利要求书和附图作出的下列详述，其它目的和优点是本领域技术人员显而易见的。

[0020] 附图简述

[0021] 图 1 是催化裂化重质烃原料和从中回收所需烃级分的系统的简化示意图。

[0022] 图 2 是根据一个实施方案的分隔壁分离塔的简化示意图。

[0023] 发明详述

[0024] 可以裂化合适的重质烃原料，且可根据优选实施方案使用分隔壁分离塔加工由此产生的流出物，以制造或形成烃产物流，其合意地具有比迄今通常可得的更精确的烃产物级分，更特别地，可以合意地以更能量有效的方式实现这一点。

[0025] 图 1 示意性显示了根据本发明一个实施方案的用于催化裂化重质烃原料和由经此产生的流出物获得所需烃级分的系统，在总体上用标号 210 标示。要理解的是，下列描述对下列权利要求书的范围没有不必要的限制。本领域技术人员根据本文提供的教导会认可和意识到，已经通过取消各种普通或常规的工艺设备件，包括一些热交换器、工艺控制系统、泵、分级系统等，简化了所示系统或工艺流程图。还可以认识到，附图中所示的工艺流程可以在不背离本发明的基础整体概念的情况下在许多方面作出改动。

[0026] 在系统 210 中，经由管道 212 将合适的重质烃原料流引入流化反应器区 214，在此使重质烃原料与烃裂化催化剂区接触，以制造包含一系列烃产物、包括轻质烯烃的烃流出物。

[0027] 如上述授予Pittman等人的US 6,538,169中所述，适用于该实施方案的实践中的流化催化裂化反应器区可以包括分离器、再生器、掺混容器和提供气动传送区（在此发生转化）的直立管。该设置使催化剂以专门描述的方式循环并接触进料。

[0028] 更具体地且如其中所述，催化剂通常包含两种组分，这两种组分可以在或不在相同基质上。这两种组分在整个系统内循环。第一组分可以包括流化催化裂化领域中所用的任何公知催化剂，如活性非晶粘土型催化剂和/或高活性结晶分子筛。分子筛催化剂由于其对所需产物的大大提高的选择性而优于非晶催化剂。沸石是FCC法中最常用的分子筛。优选地，第一催化剂组分包含大孔沸石（例如Y-型沸石）、活性氧化铝材料、粘合剂材料（包括二氧化硅或氧化铝）、和惰性填料（例如高岭土）。

[0029] 适合作为第一催化剂组分的沸石分子筛应该具有大的平均孔径。通常，大孔径分子筛具有开口有效直径大于0.7纳米的孔隙，该有效直径由大于10元且通常12元的环确定。大孔隙的孔径指数大于31。合适的大孔沸石组分包括合成沸石，例如X-型和Y-型沸石、丝光沸石和八面沸石。已经发现，在第一催化剂组分中，具有低稀土含量的Y沸石是优选的。低稀土含量是指催化剂的沸石部分上的稀土氧化物少于或等于1.0重量%。W.R.Grace&Co.制造的Octacat™催化剂是合适的低稀土Y-沸石催化剂。

[0030] 第二催化剂组分包含含有中孔或更小孔沸石催化剂（例如ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-23、ZSM-35、ZSM-38、ZSM-48）和其它类似材料的催化剂。US 3,702,886描述了ZSM-5。其它合适的中孔或更小孔沸石包括镁碱沸石、毛沸石和Petroleos de Venezuela，S.A.开发的ST-5。第二催化剂组分优选将该中孔或更小孔沸石分散在包含粘合剂材料（例如二氧化硅或氧化铝）和惰性填料（例如高岭土）的基质上。第二组分还可以包含一些其它活性材料，例如β沸石。这些催化剂组合物具有10至25重 量%或更高的结晶沸石含量和75至90重量%的基质材料含量。含有25重量%结晶沸石材料的催化剂是优选的。可以使用具有较高结晶沸石含量的催化剂，只要它们具有令人满意的耐磨耗性即可。中孔和更小孔沸石的特征在于具有小于或等于0.7纳米的有效孔隙开口直径、10元或更少元的环、和小于31的孔径指数。

[0031] 总催化剂组合物应含有1至10重量%的中孔至小孔沸石，大于或等于1.75重量%是优选的。当第二催化剂组分含有25重量%结晶沸石时，该组合物含有4至40重量%的第二催化剂组分，优选含量大于或等于7重量%。ZSM-5和ST-5型沸石特别优选，因为它们的高耐焦性有助于在催化剂组合物多次通过立管时保持活性裂化位点，由此保持整体活性。第一催化剂组分构成该催化剂组合物的余量。催化剂组合物中第一与第二组分的相对比例在整个FCC装置中不会显著变化。

[0032] 通过进一步裂化较轻的石脑油范围分子，该催化剂组合物的第二组分中的高浓度中孔或更小孔沸石提高了对轻质烯烃的选择性。但同时，所得较低浓度的第一催化剂组分仍表现出充足活性，以便将重质进料分子的转化率保持在相当高的水平。

[0033] 适合根据本文加工的相对较重的进料包括传统的FCC原料、或较高沸点或残油进料。常见的传统原料是真空瓦斯油，其通常是通过常压残油的真空分级制成的烃材料，并具有315至622℃(600至1150° F)的宽沸点范围，更通常具有343至551℃(650至1025° F)的较窄沸点范围。重质或残油进料，即沸点高于499℃(930° F)的烃级分，也是合适的。本发明的流化催化裂化加工通常最适于比沸点高于177℃(350° F)的石脑油范围烃类更重

的原料。

[0034] 将流出物或至少其所选部分从流化反应器区 214 经由管道 216 通入烃分离系统 220，该系统例如包括主塔段 222 和分段压缩段 224。主塔段 222 可以合意地包括主塔分离器和相联的主塔塔顶高压接受器，在此可以将流化反应器区流出物分离成所需级分，包括例如流经管道 226 的主塔蒸气流，和例如流经管道 230 的主塔液流。

[0035] 为了利于图解和论述，在此可能没有显示且在下文中也没有具体描述其它级分管线，例如，包括重汽油流、轻循环油（“LCO”）流、重循环油（“HCO”）流和澄清油（“CO”）流。

[0036] 将主塔蒸气流管道 226 引入例如构成两段压缩的分段压缩段 224。分段压缩段 224 导致形成在管道 232 中的高压分离器液流和在管道 234 中的高压分离器蒸气流。尽管这类高压液体和高压蒸气的压力可变，但实际上，这类料流通常处于 1375kPag 至 2100kPag(200 至 300psig) 的压力。压缩段 224 还可能导致形成主要由较重烃材料构成的、并例如可经管道 235 返回主塔段 222 的回流材料流。

[0037] 高压分离器液流包括 C_3+ 烃，并基本不含二氧化碳。高压分离器蒸气流包括 C_3- 烃，并包括一定量的二氧化碳。

[0038] 将分离器蒸气流管道 234 经管道 237 引入通常用标号 236 标示的吸收区。该吸收区 236 包括主吸收器 240，在此，分离器蒸气流与由管道 242 提供的经脱丁烷的汽油材料和由管道 230 提供的主塔液流接触，以吸收 C_3+ 烃，并从进入主吸收器 240 的气体中分离 C_2 和较低沸点的级分。通常，吸收区 236 包括主吸收器，该主吸收器合适地包括多段，这些段之间隔着至少一个且优选两个或多个中间冷却器，以助于实现所需吸收。实际上，这种主吸收器可以合意地在每对中间冷却器之间包括五个吸收器段。这样，根据一个优选实施方案，实现所需吸收的主吸收器合意地包括至少 15 个理想段，在这些段之间适宜地隔着至少 2 个中间冷却器。在另一优选实施方案中，合适的用于实现所需吸收的优选主吸收器合意地包括至少 20 个理想段，在这些段之间适宜地隔着至少 3 个中间冷却器。在再一优选实施方案中，合适的用于实现所需吸收的优选主吸收器合意地包括 20 至 25 个理想段，在这些段之间适宜地隔着 4 个或更多个中间冷却器。尽管本发明的更广泛实践不一定受到这样的限制，但在至少某些优选实施方案中，已经发现，在一个或更多个这类主吸收器中间冷却器中使用丙烯作为制冷剂，以助于实现所需吸收是有利的。

[0039] 脱丁烷汽油和主塔液体中吸收的 C_3+ 烃可以流经管道 243，以如下文 所述根据本发明进一步加工。

[0040] 来自主吸收器 240 的废气经管道 244 通向第二或海绵吸收器 246。第二吸收器 246 使废气与来自管道 250 的轻循环油接触。轻循环油吸收大部分残留 C_4 和更高级烃，并经由管道 252 返回主分级器。经管道 254 从第二或海绵吸收器 246 中提取 C_2- 烃流作为废气，以如本领域已知的那样进一步处理或加工。根据优选实施方案，经管道 254 从第二或海绵吸收器 246 中提取的料流合意地为如本文所定义的富含乙烯的含烃流。

[0041] 管道 232 中的分离器液流和来自管道 243 的内容物经由管道 260 通入汽提塔 262，该汽提塔在管道 264 中除去大部分 C_2 和更轻的气体。实际上，这类汽提塔可以合意地在 1650 至 1800kPag(240 至 260psig) 的压力下运行，汽提塔塔底物中 C_2/C_3 摩尔比小于 0.001，且优选为不大于 0.0002 至 0.0004。

[0042] 如所示，管道 264 中的 C_2和较轻气体可以合意地与来自管道 234 的高压分离器蒸气合并，以形成进入主吸收器 240 的管道 237。汽提塔 262 经管道 266 向脱丁烷塔 270 供应液体 C_3+ 料流。根据一个优选实施方案，合适的这类脱丁烷塔包括合意地在 965 至 1105kPag(140 至 160psig) 压力下运行的冷凝器（未具体显示），且塔顶物中 C_5烃不超过 5 摩尔％，塔底物中 C_4烃不超过 5 摩尔％。更优选地，塔顶物中 C_5烃的相对量小于 1 至 3 摩尔％，且塔底物中 C_4烃的相对量小于 1 至 3 摩尔％。

[0043] 经由管道 272 从塔顶提取来自脱丁烷塔 270 的 C_3和 C_4烃流，以如本领域已知的那样进一步处理或加工。

[0044] 管道 274 从脱丁烷塔 270 提取经脱丁烷的汽油流。经管道 242 将一部分经脱丁烷的汽油流送回主吸收器 240 以充当第一吸收剂溶剂。另一部分经脱丁烷的汽油流在管道 276 中通向石脑油分流器 280。

[0045] 根据一个优选实施方案，石脑油分流器 280 合意地为分隔壁分离塔形式，例如具有位于其中的分隔壁 281。这类分隔壁分离塔石脑油分流器合意地有效地将引入其中的经脱丁烷的汽油分离成包含含 5 至 6 个碳原子的化合物的轻级分流、包含含 7 至 8 个碳原子的化合物的中间级分流、和包 含含多于 8 个碳原子的化合物的重级分流。更具体地，这类分隔壁分离塔通常可以在 34 至 104kPag(5 至 15psig) 的冷凝器压力下运行，并根据一个实施方案在 55 至 85kPag(8 至 12psig) 的冷凝器压力下运行。

[0046] 这类分隔壁分离塔通常以比简单侧馏塔更能量有效的方式运行，并也合意地产生了比使用传统侧馏塔通常可得的更精确的产品分离。

[0047] 此外，根据一个优选实施方案，通过分隔壁塔产生或形成的或来自分隔壁塔的产物可以合意地包括在 95％分馏点下具有 72 至 78℃ (162 至 172° F)、且更尤其 75℃ (167° F) 的真沸点 (TBP) 的馏出物，和在 5％分馏点下具有 72 至 78℃ (162 至 172° F)、且更尤其 75℃ (167° F) 的 TBP 和在 95％分馏点下 167 至 173℃ (333 至 343° F)、且更尤其 170℃ (338° F) 的 TBP 的副产物。

[0048] 如本领域技术人员根据本文提供的教导所述认识到的那样，这类轻、中间和重的级分流可以合意地分别适当地流经相应管道 282、284 和 286，从而如需要的那样进一步加工或回收产物。

[0049] 例如，在所示实施方案中，将管道 282 中的含 C_5-C_6的料流送往轻级分化合物裂化区 283，在此将至少一部分含 5 至 6 个碳原子的轻级分化合物（例如 C_5-C_6烯烃）以本领域已知的方式裂化，以形成据显示流经管道 288 的包含 C_2和 C_3烯烃的裂化烯烃流出物，以及可能在管道 289 中的石蜡吹扫流。

[0050] 如果需要，可以传送管道 284 中的含 C_7-C_8的料流以进行进一步的所需加工，例如送往芳烃回收区 285，例如，在此可以合意地以本领域已知的方式从这类中间级分化合物中回收芳烃作为管道 291 中的料流。

[0051] 可将管道 286 中的包含含多于 8 个碳原子的化合物的重级分流送往掺混区 287，在此将含有多于 8 个碳原子的重级分化合物选择性地掺入含汽油烃的料流中，显示为管道 293。

[0052] 转向图 2，提供了根据一个实施方案的分隔壁分离塔 310 的简化示意图。该分隔壁分离塔 310 包括位于其中的分隔壁 311，并合意地包括多级（未具体显示），并通常由用标

号 312 标示的中部或中间分隔壁段、上部 或顶部区段 314、和下部或底部区段 316 构成。如所示，上部区段 314 可以合意地与中部分隔壁段 312 相比具有减小的内径，且下部区段 316 可以合意地与中部分隔壁段 312 相比具有增大的直径。根据一个优选实施方案，上部或顶部区段 314 可以合意地包括 4 至 12 级，更优选 8 级；中部或中间区段 312 可以合意地包括 9 至 17 级，更优选 13 级；且下部或底部区段 316 可以合意地包括 4 至 12 级，更优选 8 级。

[0053] 根据优选实施方案和如图所示，可以合意地经管道 320 将石脑油进料引入中间分隔壁段 312。根据优选实施方案，可以经管道 322 从上部或顶部区段 314 提取轻级分。根据优选实施方案，可以经管道 324 从中部或中间区段 312 提取中间级分作为副产物。根据优选实施方案，可以经管道 326 从下部或底部区段 316 提取重级分。

[0054] 由此，通过并入和使用本文所述的分隔壁分离塔，与迄今在这类流出物流的加工中已实现的相比，本发明提供了 FCC 流出物加工所需的更精确的产物级分，并且以更能量有效的方式实现这一点。

[0055] 本文举例公开的本发明可以合适地在不存在本文中未具体公开的任何要素、部件、步骤、组件或成分的情况下实施。

[0056] 尽管在上文的详述中，已经联系其某些优选实施方案描述了本发明，且已经为了举例说明列出许多细节，但本领域技术人员显而易见的是，本发明可以有其它实施方案，并且可以在不背离本发明的基本原理的情况下显著改变本文所述的某些细节。

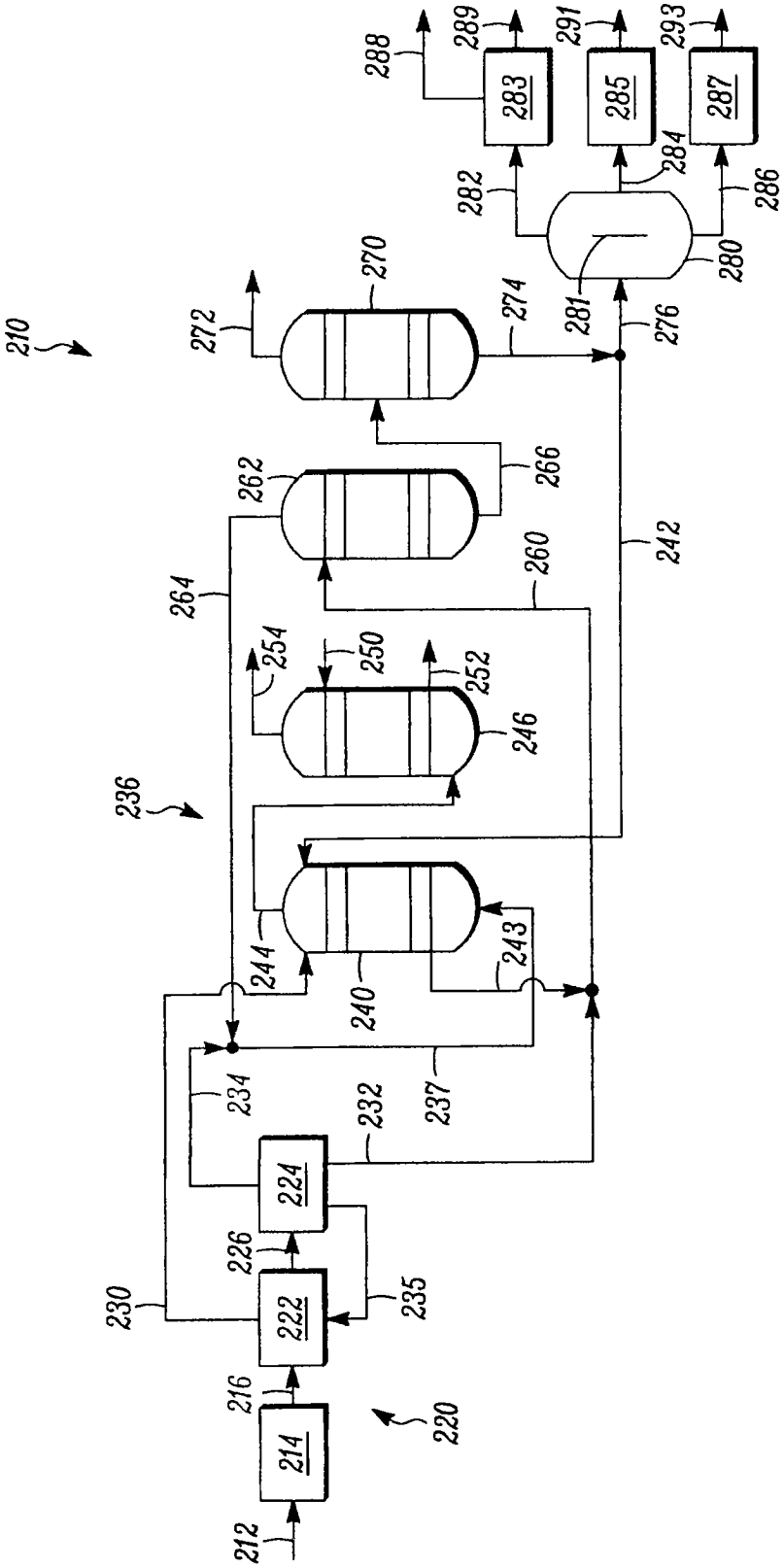

210
212
214
216
220
222
224
226
230
232
234
235
236
237
240
242
243
244
246
250
252
254
260
262
264
266
270
272
274
276
280
281
282
283
284
285
286
287
288
289
291
293

图 1

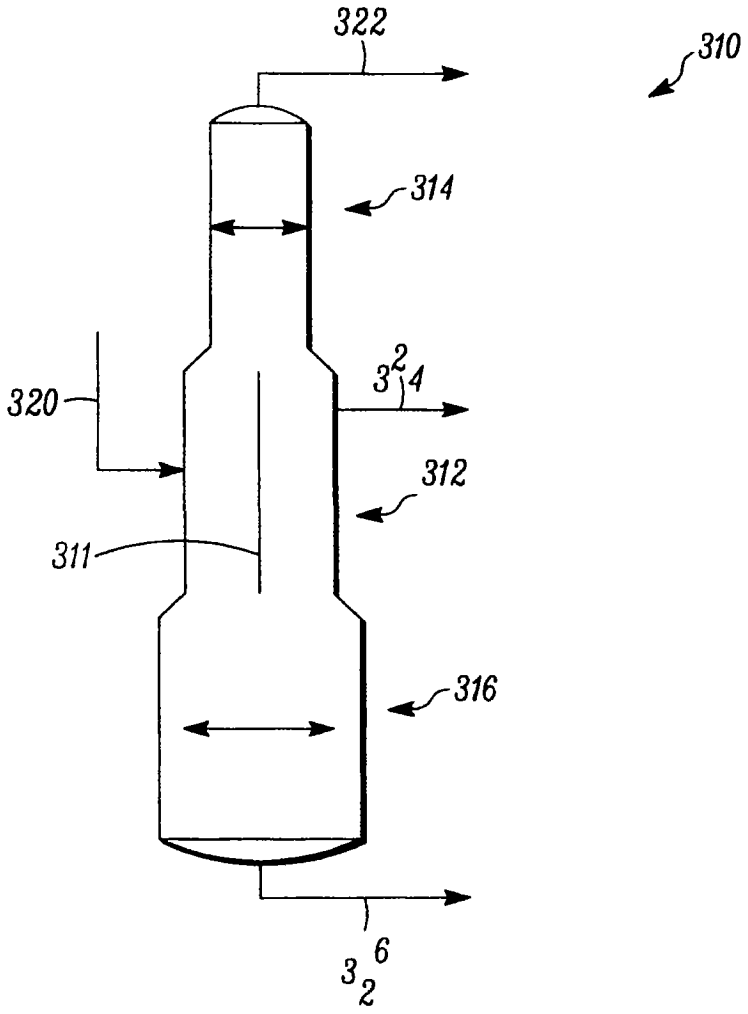


图 2