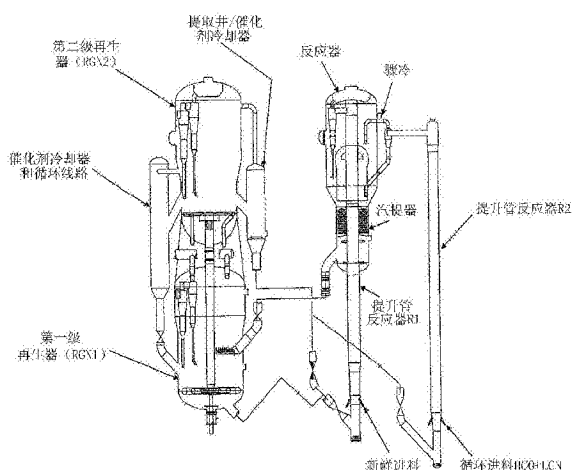




(45)授权公告日 2017.02.15

地址 美国德克萨斯州

本发明提供改进的流化催化裂解过程,所述流化催化裂解过程与两级再生过程联接,其中循环催化剂的活性独立控制用于以低强度裂解烃给料或蒸汽从而在一个提升管中生产大量的轻质循环油/馏分,同时在以高强度操作的第二提升管中裂解包含重质循环油(HCO)、轻质裂解石脑油(LCN)等的循环流从而生产LPG。



1. 用于提高来自烃进料的中间馏分的产量和品质的方法,所述方法包括:

a) 将部分再生的催化剂和完全再生的催化剂输送至第一提升管反应器,并且将完全再生的催化剂输送至第二提升管反应器;

b) 裂解第一进料,所述第一进料选自烃进料和包含第一提升管反应器中的至少未裂解的塔底物的循环进料,从而生产第一裂解产物和废催化剂;

c) 在单个反应器容器中从所述废催化剂中分离包含中间馏分的所述第一裂解产物;

d) 回收包含所述中间馏分的所述第一裂解产物并且从所述第一裂解产物中分离未裂解的塔底物;

e) 在第二提升管反应器中裂解第二进料,所述第二进料选自循环进料或烃进料,但是不同于第一进料,从而生产第二裂解产物;

f) 在所述单个反应器容器中从废催化剂中分离包含中间馏分的第二裂解产物;和

g) 将来自第一和第二提升管反应器的废催化剂送往多级催化剂再生器单元,

其中所述多级催化剂再生单元提供具有不同MAT活性的所述部分再生的催化剂和所述完全再生的催化剂从而用于所述第一和/或所述第二提升管反应器中,

其中所述MAT表示微活性测试。

2. 根据权利要求1所述的方法,其中多级催化剂再生器单元为单个两级催化剂再生器单元,并且废催化剂在所述两级催化剂再生器的第一再生级中部分再生,所述部分再生的催化剂的第一部分输送至第一提升管反应器;所述部分再生的催化剂的第二部分输送至所述两级催化剂再生器的第二再生级,从而生产完全再生的催化剂,并且所述完全再生的催化剂输送至所述第二提升管反应器和所述第一提升管反应器。

3. 根据权利要求1所述的方法,其中所述部分再生的催化剂具有的MAT活性小于完全再生的催化剂的MAT活性。

4. 根据权利要求1所述的方法,其中所述部分再生的催化剂具有30重量%至65重量%的MAT活性。

5. 根据权利要求1所述的方法,其中所述完全再生的催化剂具有50重量%至80重量%的MAT活性。

6. 根据权利要求1所述的方法,其中部分再生的催化剂具有0.2至0.5重量%的再生催化剂含碳量(CRC)。

7. 根据权利要求6所述的方法,其中部分再生的催化剂具有0.3至0.4重量%的再生催化剂含碳量(CRC)。

8. 根据权利要求1所述的方法,其中烃进料选自真空瓦斯油、重质常压瓦斯油、常压渣油、真空渣油、焦化瓦斯油、减粘裂化瓦斯油、脱沥青油、加氢裂解塔底物、植物油和源自生物物质的重质转化产物,及其任何组合或加氢处理的相应物。

9. 根据权利要求1所述的方法,其中烃进料注入第一提升管反应器并且循环进料注入第二提升管反应器。

10. 根据权利要求1所述的方法,其中烃进料注入第二提升管反应器并且循环进料注入第一提升管反应器。

11. 根据权利要求1所述的方法,其中第一和第二提升管反应器的裂解产物包含一种或多种气态产物流,所述气态产物流包含C₃至C₆轻质烯烃、C₆-C₈轻质FCC汽油、轻质裂解石脑

油(LCN)、包含苯和C₈-C₉烃的中间FCC汽油、包含C₉-C₁₁烃的重质FCC汽油,和其他汽油沸程产物,所述其他汽油沸程产物包含沸程为C₅至430°F的材料、沸程为330°F至630°F的中间馏分,和沸程为650°F至900°F的未裂解的塔底物。

12.根据权利要求11所述的方法,其中未裂解的塔底物包含烃切取馏分的至少一种,所述烃切取馏分选自沸程为650°F至900°F的重质循环油产物(HCO)和沸程为467°F至970°F和以上的淤浆油。

13.根据权利要求1所述的方法,其中循环进料包含选自轻质FCC汽油(LCN)、重质循环油产物(HCO)和淤浆油的至少一种产物。

14.根据权利要求1所述的方法,其中第一提升管反应器以850°F至950°F的出口温度操作。

15.根据权利要求1所述的方法,其中第二提升管反应器以970°F至1150°F的出口温度操作。

16.根据权利要求1所述的方法,其中所述第一提升管反应器的催化剂/油(C/O)比例小于第二提升管反应器的催化剂/油比例。

17.根据权利要求16所述的方法,其中所述第一提升管反应器的催化剂/油(C/O)比例比第二提升管反应器的催化剂/油比例小0.1重量/重量至4重量/重量。

18.根据权利要求10所述的方法,其中所述第一提升管反应器的催化剂/油(C/O)比例比第二提升管反应器的催化剂/油比例大2重量/重量至10重量/重量。

19.根据权利要求1所述的方法,其中所述废催化剂在再生之前进行汽提。

20.根据权利要求1所述的方法,其中对来自所述第二提升管反应器的所述裂解产物进行骤冷。

21.用于最大化中间馏分产量的烃裂解系统,包括:多级催化剂再生单元,所述多级催化剂再生单元将部分再生的催化剂和完全再生的催化剂提供至第一提升管反应器,将完全再生的催化剂提供至第二提升管反应器,所述第一提升管反应器和第二提升管反应器的每一者接收选自烃进料和循环进料的不同进料;和单个反应器容器,所述单个反应器容器将焦化催化剂送往所述再生单元,其中所述系统的催化剂在所述部分再生的催化剂和所述完全再生的催化剂中具有不同的MAT活性。

22.根据权利要求21所述的系统,其中所述多级催化剂再生器单元为包括第一再生级和第二再生级的单个两级催化剂再生单元,并且其中催化剂在第一再生级的出口处为部分再生的催化剂,而在第二再生级的出口处为完全再生的催化剂。

23.根据权利要求22所述的系统,其中第二再生级的催化剂与第一再生级中的催化剂混合。

24.根据权利要求22所述的系统,其中第一再生级中的催化剂具有的MAT活性小于第二再生级的催化剂的MAT活性。

25.根据权利要求22所述的系统,其中第一再生级中的催化剂具有0.2重量%至0.6重量%的再生催化剂含碳量(CRC)。

26.根据权利要求22所述的系统,其中第一再生级中的催化剂具有0.3重量%至0.4重量%的再生催化剂含碳量(CRC)。

27.根据权利要求21所述的系统,其中烃进料选自真空瓦斯油、重质常压瓦斯油、常压

渣油、真空渣油、焦化瓦斯油、减粘裂化瓦斯油、脱沥青油、加氢裂解塔底物、植物油和源自生物质转化的重质产物,及其任何组合或加氢处理的相应物。

28.根据权利要求21所述的系统,其中来自第一和第二提升管反应器的裂解产物包含一种或多种气态产物流,所述气态产物流包含C₃至C₆轻质烯烃、C₆-C₈轻质FCC汽油(LCN)、包含苯和C₈-C₉烃的中间FCC汽油、包含C₉-C₁₁烃的重质FCC汽油,和其他汽油沸程产物,所述其他汽油沸程产物包含沸程为C₅至430°F的材料、沸程为330°F至650°F的中间馏分,和沸程为650°F至900°F和以上的未裂解的塔底物。

29.根据权利要求21所述的系统,其中未裂解的塔底物包含烃切取馏分的至少一种,所述烃切取馏分选自沸程为650°F至900°F的重质循环油产物(HCO)和沸程为670°F至970°F和以上的淤浆油。

30.根据权利要求21所述的系统,其中循环进料包含选自轻质FCC汽油(LCN)、重质循环油产物(HCO)和淤浆的至少一种产物。

31.根据权利要求21所述的系统,其中第一提升管反应器以850°F至950°F的出口温度操作。

32.根据权利要求21所述的系统,其中第二提升管反应器以970°F至1150°F的出口温度操作。

33.根据权利要求21所述的系统,其中第一再生器以1150°F至1300°F的出口温度操作。

34.根据权利要求21所述的系统,其中第二再生器以1300°F至1400°F的出口温度操作。

35.根据权利要求21所述的系统,其中部分再生的催化剂具有30重量%至65重量%的MAT活性。

36.根据权利要求21所述的系统,其中完全再生的催化剂具有50重量%至80重量%的MAT活性。

37.根据权利要求21所述的系统,其中所述第一提升管反应器的催化剂/油(C/O)比例小于第二提升管反应器的催化剂/油比例。

38.根据权利要求37所述的系统,其中所述第一提升管反应器的催化剂/油(C/O)比例比第二提升管反应器的催化剂/油比例小2重量/重量至4重量/重量。

39.根据权利要求37所述的系统,其中所述第一提升管反应器的催化剂/油(C/O)比例比第二提升管反应器的催化剂/油比例小至少1重量/重量。

40.根据权利要求21所述的系统,其中催化剂为选自如下的至少一者:二氧化硅、氧化铝、具有八面沸石结构的大孔沸石、二氧化硅-氧化铝、锆、镁、具有五元环结构的中孔径沸石,和所述材料的一些或全部的组合。

41.根据权利要求40所述的系统,其中所述催化剂取决于目标产率包含ZSM5添加剂和/或塔底转化添加剂。

用于最大化来自流化催化裂解单元(FCCU)的馏分产量的方法

技术领域

[0001] 本发明涉及用于提高或最大化来自烃给料的中间馏分的产量的反应器。更具体地,本发明涉及提高或最大化来自烃给料的中间馏分(例如轻质循环油)的产量的独特方法和反应器系统。

背景技术

[0002] 常见的商业实践是通过裂解重质石油级分从而生产汽油、取暖油和柴油。用于实现该转化的一个主要的商业技术是流化催化裂解(FCC)。在FCC中,进料石油级分(例如真空瓦斯油、重质常压瓦斯油等)在高温和约1至5个绝对大气压的低压下在不加入氢的情况下与热的活性催化剂颗粒接触。催化剂应当具有足够的量和足够的温度从而使油进料蒸发,将油进料升高至约900至1100°F的裂解温度并且供应反应的吸收热。油和催化剂共同(同时)流动足够的时间从而进行意的转化。在重质石油级分至轻质级分的转化过程中,焦炭沉积在催化剂颗粒上从而使催化剂颗粒失活。从裂解石油产物中分离这些失活的催化剂颗粒,汽提出挥发性烃并且输送至分离的再生器。在再生器中,焦化催化剂与含氧气体(例如空气)组合,从而烧尽催化剂上的焦炭并且再活化和加热催化剂。加热的再活化催化剂然后与进一步的重质油进料混合,从而完成循环。典型的FCC过程详细描述于美国专利第4,064,039、4,344,926、4,194,965、3,963,603、4,428,822和3,879,281号,所述专利以引用的方式全部并入本文。

[0003] 大大减少与严苛操作条件(包括高温)相关的问题的特别成功的方法例如描述于美国专利第4,664,778、4,601,814、4,336,160、4,332,674和4,331,533号。在这些方法中,提供高温流化催化裂解再生操作的组合从而以对汽油和轻质组分的高选择性和低焦炭产量同时转化瓦斯油和渣油中包含的高沸点组分和低沸点组分。这些高温转化方法由于使用两级催化剂再生方法而变得部分可能。在所述再生方法的第一级中,具有含烃材料(例如沉积在其上的焦炭)的催化剂颗粒在氧浓度和温度的条件下再生,选择所述氧浓度和温度从而特别烧尽与含烃材料相关的氢。这些条件造成在催化剂上留下残留的碳水平和富含一氧化碳(CO)的烟道气的产生。这种相对温和的第一再生用于限制在氢燃烧的过程中形成的蒸汽的存在下的局部催化剂热点,使得所形成的蒸汽不会显著降低催化剂活性。因此从第一再生器级回收基本上不含残留焦炭中的氢并且包含残留碳的部分再生的催化剂并且送往第二级更高温的再生器,在所述第二级更高温的再生器中,残留的碳在高达1500°F的高温下基本上完全燃烧成CO₂。该第二级再生在一定条件和足够氧的存在下进行,从而基本上烧尽所有残留的碳沉积物并且产生富含CO₂的流动气体。

[0004] 从第二级取出再生的催化剂并且在所需的高温下以足够的量装载至提升管反应器从而造成烃进料的基本上完全的蒸发。催化剂颗粒通常在高于1300°F和通常高于1400°F的温度下,使得在所选择的催化剂进料速度和烃进料速度下,烃进料的可蒸发组分在提升管反应器中基本上完全迅速蒸发,因此完成之后的进料的催化裂解。

[0005] 使用这种技术的FCC单元的图解示于图1。所述单元由一个提升管反应器、填充汽

提器和多级再生器组成。所示再生器为两级再生器,其中废催化剂颗粒被依次送往第一和第二(相对更低和更高的温度)催化剂再生区域。一旦催化剂完成如上文所述的通过再生器的循环,从第二级再生器取出完全再生的催化剂并且在所需的高温下以足够的量装载至提升管反应器从而造成烃进料的基本上完全的蒸发。在与完全再生的热催化剂接触时蒸发的烃进料经历催化裂解,同时在提升管反应器中向上行进。一旦蒸发的催化裂解的烃产物和废催化剂均到达汽提器容器,从裂解产物中除去废催化剂,送往汽提器区域从而除去挥发物然后送往再生器的塔底部分,从而完成FCC单元循环。

[0006] 正如本领域技术人员将理解的,虽然汽油通常为FCC单元的最有价值的产物,其他产物可能季节性涨价至这样的程度:增加其产率是有利的。例如,在冬季当用作取暖油中的共混组分时,轻质循环油(LCO)的价值可能大于汽油的价值。正如本领域技术人员将理解的,上述FCC方法具有从给定的烃给料提高所选择的产物产率(例如汽油或轻质循环油(LCO)/馏分)的潜在能力。当FCC单元操作从汽油生产模式例如转换成最大馏分生产模式或操作时,LCO产率及其十六烷品质得到改进,因此可以更有利地用于共混从而例如形成柴油燃料产物。在另一个实施方案中,这些方法还具有产生大的烯烃(特别是丙烯和丁烯)产率的潜在能力,所述烯烃用作有价值的烷基化汽油进料,或用于石化产品的制造。在这些情况下,因此通常需要以这样的方式操作FCC方法,从而根据需提高或最大化一种或多种给定产物的产量。

[0007] 提高LCO产率的一种方法是降低FCC单元裂解强度使得转化下降。在低转化下,重质产物(轻质循环油、重质循环油和澄清油)的产率将提高而轻质产物(汽油、LPG和瓦斯)和焦炭的产率将降低。裂解强度可以以数种方式降低,例如降低催化剂活性,降低提升管反应器的温度、气体停留时间,通过提高进料预热温度而降低催化剂/油比例。特别地,已知可以通过将提升管出口裂解温度限制在约870°F至约970°F的范围内,更特别在约900°F至约950°F的范围内从而提高LCO馏分产率。替代性地,还已知在FCC方法中可以通过在给定的时间内循环通过提升管反应器的再生的热催化剂的量,例如催化剂/油比例,从而控制转化。因此,当烃给料至包含C₃/C₄烯烃和低沸程材料的气态产物产出的转化降低时,LCO/馏分和其他燃料产物的产量达到最大化。

[0008] 然而,降低催化剂/油比例或限制提升管裂解出口温度从而最大化LCO/馏分产量伴随着数个缺点。首先,较低的催化剂/油比例降低催化活性比率。此外,当提升管出口温度降低时,提升管进料区域或混合区域中的温度也降低,这可能损害进料蒸发,特别是在重质进料加工的情况下。本领域技术人员公知的是,混合温度控制(MTC)技术通过人为提高提升管进料区域中的混合区域温度从而帮助蒸发进料而无需提高提升管出口温度。

[0009] 在另一个方法中,催化剂可以为取代的从而允许精炼机维持尽可能高的裂解强度同时最大化LCO产率。包含活性基质的催化剂提供用于通常在重质循环油和澄清油中发现的大烃分子的更多的裂解位点。通常与高氧化铝含量和高比表面积相关的该更大的基质裂解活性允许这些催化剂将塔底物升级成轻质循环油。虽然最大化LCO产率的催化路径是有吸引力的,改变商业FCC单元中的催化剂可能需要数周或数月来完成,从而当LCO需求突然变化时,该方法是不实用的。

[0010] 在又一个方法中,FCC单元进料可以分馏从而在LCO沸程中除去轻质馏分,然后使进料经受裂解过程。然而,如果现有的设备无法使用,增加轻质循环油的进料分馏方法将过

于昂贵。

[0011] 鉴于如上,因此本发明的目的是提供高温流化催化裂解再生方法,其中来自瓦斯油或渣油或其混合物等的催化裂解的一种或多种所需产物的产量达到最大化。更具体地,本发明的目的是提供这样的方法,所述方法通过控制催化剂活性(使用部分再生的催化剂)、催化剂/油比例、更低的提升管出口温度和使用提升管MTC以增强进料蒸发,从而具有生产更多馏分的灵活性。

[0012] 本发明的另一个目的是提供如上所述的方法,其中催化裂解方法在分离的提升管反应器中依次进行,每个分离的提升管反应器独立地在所选择的条件下操作。

[0013] 本发明的其他目的将通过如下说明和本发明的优选实施方案的详细讨论而变得明显。

发明内容

[0014] 根据本发明,提供了改进的流化催化裂解再生方法,其中通过控制来自多级再生器的具有所需微活性的催化剂的输入和温度将各个提升管的催化裂解活性选择性限制至最佳范围或更优选的范围,使得所需产物(例如中间馏分)增加或最大化,从而实现所需的给料转化率,所述微活性通过根据ASTM D-3907的微活性测试(MAT)定义。为此,可以通过在保持分离的提升管反应器中分别调节裂解条件从而完成所需的选择性催化裂解反应,其中每个提升管反应器内的催化剂通过共享式多级再生器提供。

[0015] 因此,本发明提供用于最大化来自烃进料的中间馏分的产量和品质的方法,所述方法包括:

[0016] a)将部分再生的催化剂输送至第一提升管反应器,并且将完全再生的催化剂输送至第二提升管反应器和任选地输送至所述第一反应 器;

[0017] b)裂解第一进料,所述第一进料选自烃进料和包含第一提升管反应器中的至少未裂解的塔底物的循环进料,从而生产第一裂解产物和废催化剂;

[0018] c)在单个反应器容器中从所述废催化剂中分离包含中间馏分的所述第一裂解产物;

[0019] d)回收包含所述中间馏分的所述第一裂解产物并且从所述第一裂解产物中分离未裂解的塔底物;

[0020] e)在第二提升管反应器中裂解第二进料,所述第二进料选自循环进料或烃进料,但是不同于第一进料,从而生产第二裂解产物;

[0021] f)在所述单个反应器容器中从废催化剂中分离包含中间馏分的第二裂解产物;和

[0022] g)将来自第一和第二提升管反应器的废催化剂送往多级催化剂再生器单元,

[0023] 其中所述多级催化剂再生单元提供具有不同MAT活性的所述部分再生的催化剂和所述完全再生的催化剂从而用于所述第一和/或所述第二提升管反应器中。

[0024] 所述方法的多级催化剂再生器单元包括单个两级催化剂再生器单元并且废催化剂在所述两级催化剂再生器的第一再生级中部分再生,所述部分再生的催化剂的第一部分输送至第一提升管反应器;所述部分再生的催化剂的第二部分输送至所述两级催化剂再生器的第二再生级,从而生产完全再生的催化剂,并且所述完全再生的催化剂输送至所述第二提升管反应器和任选地输送至所述第一提升管反应器。

[0025] 此外,本发明涉及用于最大化来自烃进料的中间馏分的产量和品质的烃裂解系统,包括:多级催化剂再生单元,所述多级催化剂再生单元将部分再生的催化剂和/或完全再生的催化剂分别提供至第一提升管反应器和第二提升管反应器,所述第一提升管反应器和第二提升管反应器的每一者接收选自烃进料和循环进料的不同进料;和单个反应器容器,所述单个反应器容器将焦化催化剂送往所述再生单元,其中所述系统的催化剂在所述部分再生的催化剂和所述完全再生的催化剂中具有不同的MAT活性。

[0026] 所述系统的多级催化剂再生器单元包括具有第一再生级和第二再生级的单个两级催化剂再生单元,并且其中催化剂在第一再生级的出口处为部分再生的催化剂而在第二再生级的出口处为完全再生的催化剂。

[0027] 本发明的一个优点在于有可能使用具有不同催化剂MAT活性的相同催化剂操作FCCU,即将部分再生的催化剂进料至第一提升管反应器(R1)并且将完全再生的催化剂进料至第二提升管反应器(R2),其中第二提升管反应器可以被视为循环提升管。因此,从在低MAT活性下的提升管反应器(R1)获得的塔底产物易于在使用更高MAT催化剂并且在更高强度(即操作条件,例如更高的提升管出口温度)下的提升管反应器(R2)中裂解。

[0028] 该FCCU构造利用了由任何多级再生器构造(例如两级再生器)提供的灵活性,其中可以通过调节操作条件(例如燃烧空气流速)从而控制来自在部分燃烧条件下的第一再生器(RGN1)的再生催化剂含碳量(CRC)。对于通过单胞尺寸表征的给定的催化剂类型,图4显示了对于CRC的每0.1重量%的变化,MAT活性如何变化。用于控制第一再生器(RGN1)中的催化剂的CRC和温度的另一种方法是将来自第二再生器(RGN2)的完全再生的热催化剂循环至RGN1,从而以所需比例加入再生的热催化剂以降低催化剂上的平均CRC和提高RGN1温度。另外就此而言,催化剂冷却器可以安装在从RGN2至RGN1的循环线路中从而提供操作灵活性,用于解除对RGN1中的催化剂的平均CRC和平均温度的控制。另一种选择是将催化剂冷却器安装在RGN1或RGN2容器上。

[0029] 本发明的一个目的是在最大化LCO产量和十六烷指数同时最小化淤浆产率的转化区域中操作FCCU。

[0030] 通过参考优选实施方案的如下详细讨论和显示和说明这些实施方案的附图将更好地理解本发明的方法。然而应理解,这些显示的实施方案不旨在限制本发明,因为可以在权利要求书的范围内作出各种修改而不偏离其精神。

附图说明

[0031] 通过附图中的实施例显示整个发明的各个实施方案,其中:

[0032] 图1为现有技术的具有一个提升管反应器的流化催化裂解装置的示意图(改编自Gauthier等人,2000,FCC:Fluidization phenomena and technologies.Oil&Gas Science and Technology—Rev.IFP55(2),187-207;以引用的方式并入本文)。

[0033] 图2为显示在本发明的试验工厂中转化对液体产率的作用的图表。还显示了最大化LCO倾向于提高淤浆油的产率。标准转化被定义为新鲜进料转化成焦炭和沸程 $\leq 430^{\circ}\text{F}$ 的产物的重量%。因此,当更少的给料转化时,LCO和淤浆油的量将提高。重要地,有价值的淤浆油达到最小化并且更有价值的LCO达到最大化。

[0034] 图3为本发明的流化催化裂解装置的示意图,其中两级再生器包括循环路线和催

化剂冷却器从而将完全再生的催化剂供应至第一再生级,并且将完全或部分再生的催化剂供应至两个提升管反应器,从而最大化中间馏分的产量。

[0035] 图4为显示作为催化剂单位尺寸的函数的再生催化剂含碳量(CRC)对催化剂微活性测试(MAT)的作用的图表。

[0036] 图5为显示新鲜进料至焦炭和沸点 $\leq 430^{\circ}\text{F}$ 的产物的转化的图表。CRC越低,给料的转化越高,因为催化剂越有活性。最大LCO产量需要更少的活性催化剂和强度更低的操作,例如更低的提升管出口温度。

[0037] 图6A为显示图3的修改方法的流程图,其中实线表示烃流而虚线表示催化剂流,并且提升管反应器R1接收再生器RGN1的部分再生的催化剂,而提升管反应器R2接收再生器RGN1的完全再生的催化剂。如果需要,来自再生器RGN1的部分再生的催化剂可以与一些来自再生器RGN2的完全再生的催化剂混合,然后进入提升管反应器R1。

[0038] 图6B为显示图3中描述的用于最大化中间馏分的方法的流程图,其中实线表示烃流而虚线表示催化剂流。提升管反应器R1接收再生器RGN1的部分再生的催化剂,而提升管反应器R2接收再生器RGN2的完全再生的催化剂。

[0039] 图6C为显示图3的方法的另一个替代方案的流程图,所述替代方案以单个提升管模式以高强度操作,其中进料提升管反应器R2关闭而新鲜进料提升管反应器R1接收再生器RGN2的完全再生的催化剂。图6C中所示的实施方案显示了本发明从最大LCO操作模式至最大汽油模式的转换的灵活性。

具体实施方式

[0040] 根据本发明,提供了用于最大化中间馏分的产量的改进的烃裂解系统,所述系统包括:单个多级催化剂再生单元,所述单个多级催化剂再生单元将部分再生的催化剂和/或完全再生的催化剂提供至用于接收烃进料的第一提升管反应器和用于接收循环进料的第二提升管反应器。部分再生的催化剂和完全再生的催化剂由于不同的CRC水平而具有不同的MAT活性。

[0041] 本发明设想了旨在最大化来自烃给料的中间馏分的产量的催化裂解方法。在下文中,中间馏分将被称为轻质循环油(LCO),所述轻质循环油(LCO)为沸程为约 302°F 至约 716°F 的烃切取馏分。正如本领域技术人员很好理解的,该沸程可以根据例如共混要求从一个精炼厂至另一个精炼厂变化至某一程度,从而提供具有符合当地强制性规定的性质的最终产物。给料可以为真空瓦斯油、重质常压瓦斯油、常压渣油、真空渣油、焦化瓦斯油、减粘裂化瓦斯油、脱沥青油、加氢裂解塔底物和来自提取过程的任何烃进料流或上述流的任何组合或加氢处理的相应物。进料还可以存在一些源自生物质的组分,例如植物油或通过各种方法获得的生物质至油产物。

[0042] 出于本发明的目的,上述烃给料将被称为新鲜烃进料或新鲜进料。同样地,出于本发明的目的,表述“循环”或“循环进料”表示例如在新鲜进料提升管反应器中已经经历一些烃裂解的烃流,然而,也可以设想成进料可能来自分离的FCC单元。本领域技术人员将理解,初始裂解过程的产物可能需要经历额外的加工,例如蒸馏,从而分离需要在循环进料反应器提升管中进一步裂解的产物。这种额外的分离/蒸馏方法是本领域技术人员公知的。

[0043] 所述方法中使用的催化剂优选具有有限的活性,因为目的是生产中间馏分而不是

汽油。催化剂将最小化氢转移反应,因为这些氢转移反应将环烷转化成芳族化物并且降低馏分产率和馏分的十六烷值。催化剂优选由大孔沸石和活性基质组成,所述活性基质包含将重质油主要裂解成LCO(柴油沸程)和汽油的成分。新鲜催化剂中的大孔沸石的含量可以限制为小于催化剂的10重量%,显著小于在大多汽油源流体裂解催化剂中所发现的含量。催化剂可以优选具有基质上的相对弱的酸性位点。部分再生催化剂的含碳量也可能毒化最强的酸性位点,进一步提高进料提升管中的LCO产量。

[0044] 本领域技术人员将注意和理解,本发明使用FCC系统显著提高或最大化中间馏分的产量,所述FCC系统特别包括至少两个提升管反应器和多级催化剂再生单元,所述多级催化剂再生单元能够提供具有不同催化活性(即MAT活性)的再生催化剂。本发明的效果如下实现:将部分再生的催化剂供应至一个提升管反应器(即“新鲜”提升管反应器R1)中的烃给料,并且将完全再生的催化剂供应至包含“循环”进料的第二提升管反应器R2。循环进料将主要包含使用具有低催化剂MAT活性的催化剂得自新鲜进料提升管反应器的低价值产物,例如淤浆油。循环进料在第二反应器提升管(即“循环提升管反应器”或R2)中使用具有更高催化剂MAT活性和裂解强度(由于更高的温度和催化剂/油比例)的催化剂而裂解。将注意,根据经济学,石脑油切取馏分存料也可以在循环提升管反应器中循环从而提升LPG产量。

[0045] MAT代表微活性并且表示给定催化剂的给料裂解潜力。在FCC方法中,由于蒸汽、高温和金属的结合作用造成对催化剂活性降低负责的沸石破坏,在单元中循环的催化剂经受一些老化。为了适应催化剂补充速度,需要从单元中取样平衡催化剂并且通过微活性测试评估其活性。该测试通常在固定床微反应器中使用标准给料和操作条件(例如提升管出口温度(ROT)和催化剂/油比例(C/O))而进行。通过该测试,以重量百分比(重量%)表示的MAT被限定为给料至沸点 $\leq 430^{\circ}\text{F}$ 的产物的转化。本领域技术人员已知通过该测试也可以确定一些其他因素,例如焦炭和瓦斯因素,从而更好地理解平衡催化剂的裂解潜力和性质。将注意在标准操作条件下使用标准测试允许在测试催化剂之间进行相对比较。对于典型的FCC平衡催化剂,催化剂MAT为50至80重量%,更通常为62至77重量%。对于在最大汽油模式(即最大瓦斯模式)下操作的FCC单元,催化剂MAT通常高于70重量%。

[0046] 得自裂解所述给料的产物包括但不限于:气态产物流,所述气态产物流包含 C_2 至 C_6 轻质烯烃、 C_6 - C_8 轻质FCC汽油、包含苯和 C_8 - C_9 烃的中间FCC汽油、包含 C_9 - C_{11} 烃的重质FCC汽油,和其他汽油沸程产物,所述其他汽油沸程产物包含沸程为 C_5 (约 100°F)至约 430°F 的材料、沸程为约 430°F 至约 650°F 的轻质循环油/馏分、沸程为约 650°F 至约 900°F 的重质循环油产物,和沸程为约 970°F 和以上的淤浆油。一些单元不具有重质循环抽取(heavy cycle draw)并且它们的淤浆油为 $650^{\circ}\text{F}+(\text{plus})$ 材料。如上所述,根据本发明的一个实施方案,所述方法允许提高的中间馏分的产量,所述中间馏分在下文称为轻质循环油,其为沸程为 302°F 至 716°F 和优选 430°F 至 580°F 的烃切取馏分。

[0047] 本发明的一个实施方案的FCC单元的图示于图3。所述单元由两个提升管反应器系统(本文中称为新鲜进料提升管反应器R1和循环进料提升管反应器R2)、反应器/汽提器容器、催化剂/蒸汽分离设备和多级再生器组成。在本发明的方法中优选的是,再生器为多级或两级再生器类型,其中废催化剂颗粒以如下文献中所述方法的方式依次经过第一和第二(相对更低和更高的温度)催化剂再生区域/级(再生器RGN1和再生器RGN2),所述文献为例如美国专利第4,664,778、4,601,814、4,336,160、4,332,674和4,331,533号,其以引用的方

式并入本文。

[0048] 根据本发明,第一再生器级再生器RGN1充当温和预燃烧区域,所述温和预燃烧区域部分(例如约40至约70%)除去催化剂上的焦炭,从而恢复FCC催化剂的一些催化活性(部分再生)。

[0049] 根据本发明的一个实施方案,为了提高或最大化轻质循环油/馏分的产量,在新鲜进料提升管反应器中处理烃所使用的催化剂优选必须具有有限的MAT活性,所述MAT活性通常为约30至约65重量%,更特别地,所述MAT活性低于约56重量%和优选低于约62重量%,可以通过控制再生器RGN1的操作来调节/调整再生催化剂上的含碳(焦炭)量而控制所述MAT活性。

[0050] 来自再生器RGN2的更具活性的完全再生的催化剂输送至第二或循环提升管反应器,即提升管反应器R2,从而使用独立于主提升管反应器的反应条件任选转化循环给料。至提升管反应器R2的催化剂的MAT活性通常为约50至约80重量%。

[0051] 在本发明的另一个实施方案中,正如本领域技术人员将理解的,除了控制提升管反应器中的催化剂活性之外,轻质循环油/馏分的产量最大化还可以通过调节催化剂/油比例和/或提升管反应器的出口温度得以实现/补充。

[0052] 如图3中所示,来自再生器RGN1的具有所需的有限活性和温度的部分再生催化剂直接流至被称为新鲜进料提升管反应器R1的提升管反应器的底部。在用于稳定催化剂流动的短的再加速区域之后,预热的微细雾化的油进料注入新鲜进料提升管反应器R1用于与部分再生的催化剂接触。优选地,使用本领域已知的雾化喷嘴或足以造成进料的迅速和基本完全蒸发的高能注入系统注入油进料。在本发明的一个实施方案中,为了提高轻质循环油/馏分的产量,提升管反应器R1的新鲜进料催化剂混合物的温度从约832°F至约1155°F变化,优选从约900°F至约950°F变化。正如本领域技术人员将理解的,烃催化剂混合物的更低的温度具有降低烃进料至汽油和C₃-C₆烯烃产物的催化转化速度的作用,因此提高了轻质循环油/馏分的产量,并且较小程度地形成比轻质循环油更重的材料。这些更重的材料然后可以依次循环从而在循环进料提升管反应器R2中在来自第二级再生器RGN2的完全再生催化剂上在约970°F至约1205°F,优选约990°F至约1150°F的裂解温度下裂解。

[0053] 对于给定的进料和预热温度,将在两个提升器中调整催化剂循环从而匹配单元的热平衡。由于提升管反应器R1与提升管反应器R2的强度非常不同,因此预期一个提升管与另一个提升管的催化剂/油重量比例(C/O)也非常不同。在提升管反应器R1中,由于裂解温度较低,C/O将从约4至约10,优选从约4.5至约6变化,而在较高裂解温度下的提升管反应器R2中,C/O将从约8至约20,优选从约10至约15变化。

[0054] 在新鲜进料提升管反应器R1的端部处,可以任选安装提升管终端设备从而迅速分离烃蒸汽和催化剂颗粒,从而减少进一步的热裂解和催化裂解。这种设备通常建议高强度操作,这不是本发明的情况,除非FCCU不再以“馏分模式”运行而是出于经济学原因重新以“汽油模式”运行。尽管提升管终端设备可以位于汽提器容器的外部,在如图3中所示的优选实施方案中,提升管终端设备位于反应器容器的内部和上方稀释部中。在提升管反应器R2的顶部安装外部粗切取馏分旋风分离设备从而从蒸汽产物中分离催化剂。分离的催化剂通过浸入管流入汽提器。将蒸汽与烃流(例如HCO)骤冷至提升管反应器R1的蒸汽温度从而最小化来自热裂解的产物降解。来自第一提升管反应器R1分离设备的出口的蒸汽流与来自

第二提升管反应器R2的蒸汽流组合并且送往反应器旋风分离器从而在进入主分馏器(未示出)之前进一步除去夹带的催化剂细粒。汽提器反应器容器还包括充当汽提器的低致密相部分,其中使用蒸汽从而以逆流方式除去大部分夹带的挥发性烃蒸汽,优选具有填充物和多个蒸汽注入口。在上方稀释相中,分离的裂解产物(任选可以骤冷)从提升管终端设备送往旋风分离器从而进一步分离夹带的催化剂颗粒。旋风分离器可以朝上方稀释相打开或者关闭地联接至提升管终端设备。离开旋风分离器的烃蒸汽产物然后在下游主分馏塔中分离成分离的产物级分。当裂解反应贯穿两个提升管进行时,重质烃裂解成随着提升管中的催化剂向上移动的气态产物,和沉积在催化剂上的通常为进料的4-8重量%的焦炭,因此大大降低其活性。来自汽提器容器的汽提区域的经汽提的废催化剂送往第一级再生器RGN1流化床的顶部。

[0055] 在再生器RGN1的流化床中,通过催化剂上夹带/沉积的焦炭在严格控制的空气流动中的燃烧使催化剂活性恢复至所需水平。在所述方法中,经汽提的废催化剂送往再生器RGN1中的催化剂的第一致密流化床,所述再生器RGN1维持在氧气下和低于约1500°F,优选不高于约1300°F的温度限制条件下。沉积在废催化剂上的含烃材料或焦炭在再生器RGN1中的燃烧在相对温和的温度下进行,所述温度足以烧尽焦炭沉积物中存在的基本上所有的夹带烃蒸汽和沉积在催化剂上的一部分焦炭。再生温度因此最优选限制于约1150°F至约1305°F的范围内,优选限制于不超过催化剂的水热稳定性或常规低温再生操作(约1400°F至约1450°F)的冶金极限的温度。在与来自再生器RGN2的烟道气合并之前,相对富含一氧化碳的烟道气从第一再生区域中回收并且可以例如通过电力回收原动机部分(power recovery prime mover section)从而产生电力或驱动鼓风机。经结合的烟道气送往一氧化碳锅炉或焚化炉,通过促进可用一氧化碳的更完全的燃烧从而产生蒸汽。

[0056] 除了恢复催化剂活性之外,再生器RGN1中的燃烧过程还提高了催化剂温度,因此为进料的蒸发和提升管中的裂解反应提供必要的能量。本领域技术人员将注意和理解,基本上有可能通过调整空气流速调节燃烧过程,因此将再生催化剂含碳量(CRC)及其温度调节至可以提高或最大化新鲜进料提升管中的馏分产量的水平。出于该目的,CRC目标应在约0.2至约0.8重量%之间,优选在约0.30至约0.6重量%之间,从而实现所需的催化剂失活,从而在提升管反应器R1中生产馏分。如图3中所示,来自未在新鲜进料提升管反应器中使用的再生器RGN1的部分再生催化剂,通过空气提升至升高的第二再生器RGN2,在所述第二再生器RGN2中剩余焦炭沉积物在升高的催化剂温度下在基本上无水的环境中基本上完全烧成二氧化碳从而最小化催化剂失活,所述升高的催化剂温度在约1300°F至约1800°F的范围内,优选在约1300至1400°F的范围内。第二再生区域被设计成限制催化剂存量和催化剂在高温下在其中的停留时间同时促进碳燃烧速度,从而实现小于约0.1重量%的再生催化剂残余含碳量(CRC)。

[0057] 在再生器RGN2中加工之后,完全再生的催化剂通过立管流入被称为循环进料提升管的提升管反应器R2的底部。预热的微细雾化油循环进料(其可能包含例如获自新鲜进料提升管反应器R1的塔底产物)注射至来自循环进料提升管(即提升管反应器R2)中的再生器RGN2的完全再生的热催化剂上。根据本发明的一个实施方案,在接触提升管反应器中的催化剂时,进料蒸发从而形成烃进料与分散的高温流体催化剂颗粒的高度蒸发的接触相。循环提升管反应器R2内的操作条件被设定为使得循环进料的转化达到最大化。因此,反应器

温度在约950°F至约1200°F的范围内,C/O在约7至约20重量/重量,优选约10至约15重量/重量的范围内。操作条件和送往该循环提升管的进料量可以以不同方式设定从而满足变化的经济学。

[0058] 对于两个提升管(即提升管反应器R1和R2),烃进料也可以在高温下在一种或多种稀释剂(例如蒸汽)的存在下在提升管接触区域中与流体裂解催化剂颗粒接触。所述稀释剂也可以通过雾化喷嘴等注射从而引入提升管。如果例如使用蒸汽作为稀释剂,蒸汽可以以基于烃进料批量的约2至约8重量%的量存在。本领域技术人员已知在提升管中使用稀释剂(例如蒸汽)允许改进进料蒸发,降低烃分压和停留时间。一个有趣的副作用是由于归因于稀释作用的更低的氢转移速度而造成产物的芳族化物含量的进一步降低。因此对于本发明,高度建议特别是在新鲜进料提升管中使用稀释剂从而帮助进料蒸发,否则由于关于进料品质的低强度操作条件使得进料蒸发难以完成。此外,归因于稀释作用,中间馏分的产量及其品质将得以改进。

[0059] 存在于循环进料提升管(提升管反应器R2)顶部的裂解产物和废催化剂通过输送导管送往外部分离器设备从而从废催化剂中分离裂解产物。该分离设备可以为任何种类,但是其设计应当允许迅速和有效地从热催化剂中分离裂解气体,从而限制促进干气和焦炭形成的不期望的副反应。废催化剂通过立管从外部粗切取馏分分离器中除去并且送往汽提器容器的低致密相汽提部分,用于汽提和随后的再生。离开粗切取馏分分离器的顶部的裂解产物可以骤冷(由于循环提升管中的高强度操作,骤冷在本发明中是推荐的),然后送往汽提器反应器容器的上方稀释相从而在旋风分离器中除去夹带的催化剂细粒并且从汽提器反应器容器中除去用于下游加工。

[0060] 根据本发明的一个构造,可以考虑歧管从而将新鲜进料送往供应有来自再生器RGN1的低催化剂活性的提升管反应器R1或供应有来自再生器RGN2的完全再生催化剂的提升管反应器R2。所述FCCU将具有操作范围方面的极高的灵活性,从而根据经济学同时实现最大馏分模式和最大转化/汽油模式。

[0061] 在本发明的一个实施方案中,再生器RGN1中的催化剂的CRC水平和温度也可以如下控制:使来自再生器RGN2的完全再生的热催化剂循环通过循环线路(即图3中的催化剂冷却器和循环线路)从而以所需比例降低平均CRC(即更具活性)和提高再生器RGN1温度。在本发明的另一个实施方案中,在再生器RGN2和再生器RGN1之间的循环线路还可以具有催化剂冷却器(即图3中的催化剂冷却器和循环线路)从而提供操作灵活性,用于解除对再生器RGN1中的催化剂的平均CRC和平均温度的控制。催化剂冷却器的提供是本领域技术人员已知的。在本发明的又一个实施方案中,如果需要进一步提高C/O比例从而改进对于所需产物的选择性,可以在如图3中所示的再生器RGN2至循环提升管(反应器提升管R2)的提取井中加入催化剂冷却器(提取井/催化剂冷却器,图3中所示)。在又一个实施方案中,如果需要进一步降低C/O比例同时降低新鲜进料提升管中的提升管出口温度从而最大化馏分产量同时维持再生器RGN1中的足够温度从而获得对于给定的再生器RGN1停留时间的有利的燃烧动力学,可以在再生器RGN1(未示出)至新鲜进料提升管反应器R1的提取井中加入催化剂冷却器。

[0062] 因此根据本发明的方法,例如在生产提高产率的轻质循环油/馏分时,可以使用再生器中的燃烧的调节和催化剂冷却和循环,通过维持所需的CRC水平、提升管反应器出口温

度和C/O比例从而进行新鲜进料提升管反应器的用于所需产物产量的简述(profiling)。如果目标是降低汽油的产量,提升管反应器的简述(profiling)也可以以本文所述的方式进行,通过提高轻质循环油/馏分和/或任选LPG的产量从而维持循环进料提升管反应器中的所需的CRC水平、提升管反应器出口温度和C/O比例。

[0063] 进行本发明的方法的主题装置因此是流化催化裂解-再生操作的组合,所述装置包括至少两个细长的提升管反应器、单个反应器/汽提器容器和两级再生器系统,所述提升管反应器用于在允许选择性转化成所需产物的操作参数下催化裂解烃进料,例如新鲜或循环塔底物和/或其他不太期望的催化裂解产物。提升管反应器中的一个具有用于接收来自第一再生器反应器的底部的部分再生催化剂的底部口和至少一个用于接收包含新鲜未裂解烃进料的烃进料流的入口或注入口。另一个提升管反应器具有用于通过提取并接收来自第二再生器级的完全再生的热催化剂的底部口,和至少一个用于接收包含重质循环油、轻质裂解石脑油的烃进料流的入口或注入口,和裂解的烃进料的塔底物循环设备。

[0064] 如图3中图解所示,使用一个提升管(例如提升管反应器R1)从而在低强度条件(低温和低催化剂MAT活性)下最大化来自新鲜进料的LCO的产量。使用第二提升管(例如提升管反应器R2)从而在更 严苛的操作条件(高温和高催化剂MAT)下裂解不期望的产物(循环自主分馏器),从而生产包含汽油和烯烃和有限量的LCO的轻质产物。在此,第二提升管(提升管反应器R2)的目的主要是“破坏”来自自主提升管(即提升管反应器R1)的不期望的产物和/或来自精炼厂内的其他单元的不期望的流。催化剂可以包含ZSM5添加剂从而提高第二提升管中的轻质烃蒸汽产物的产量。

[0065] 显示转化对LCO、总裂解石脑油(TCN)、淤浆油和LCO十六烷指数的作用的FCC试验工厂结果的一个实例示于图2。特别地,显示了裂解强度对LCO、淤浆油和总裂解石脑油(TCN)的产率的作用,其中在该实例中,LCO(430°F-660°F)选择性在约50-60重量%之间的转化下达到约21重量%的稳定水平。因此,优选的转化范围在约50和60重量%之间。通过降低转化/强度最大化LCO产率还造成生产显著量的淤浆油,同时相比于在高于60重量%的转化下进行裂解的情况,产生更高品质的LCO。

[0066] 在本发明中,为了达到合适的进料蒸发,因此强烈推荐使用混合温度控制(MTC)技术,因为低裂解强度操作是高品质馏分生产的关键。

[0067] 关于催化剂类型和组成,任何种类的现有和未来商业FCC催化剂和/或添加剂可以用于本发明的方法。可以加入催化剂添加剂从而改进塔底物的裂解和最小化淤浆产量。

[0068] 本发明的方法主要依靠CRC对催化剂活性的作用,如图4中所示。图4清楚强调了提高再生催化剂的含碳量(CRC)导致催化剂活性或MAT的系统性降低,所述系统性降低的程度取决于催化剂类型,在此通过其单胞尺寸进行表征。除了其他参数,单胞尺寸通常与催化剂的沸石类型和含量相关并且与沸石的稀土元素类型和含量相关。单胞尺寸为沸石晶体中重复晶胞之间的距离。典型平衡催化剂(在FCC单元中循环的催化剂)的单胞从24.2至24.4变化。单胞尺寸给出了活性位点的相对指示,因此给出了催化剂活性的相对指示。例如,对于单胞尺寸为24.3埃的催化剂,CRC每升高0.1重量%,催化剂MAT活性将降低约1.2重量%。换言之,如果完全再生催化剂的活性为60重量%(0重量%的CRC),如果CRC从0升高至0.3重量%,其活性将降低至约56.4重量%。

[0069] 本发明不期望局限于任何理论,催化剂应当优选降低或最小化氢转移反应,氢转

移反应可能降低馏分产率及其十六烷值。在本发明的一个实施方案中,催化剂包含大孔沸石(例如合成八面沸石(X和Y)、USY、Y w/ZSM-5添加剂;对于其他实例,Weitkamp和Puppe的Catalysis and Zeolites:Fundamentals and Applications(Springer-Verlag,1999)中提供了大量参考,所述文献以引用的方式全部并入本文)和提供更多用于大烃分子的裂解位点的活性基质。活性基质具有强酸性位点和弱酸性位点和最佳孔结构。由于烃进料与具有活性基质上的强酸性位点的催化剂的接触,预期可能产生更轻质的产物(例如汽油、LPG和瓦斯)。

[0070] 参考图6A,显示了适合进行本发明的方法的具体实施方案的流程图。首先,具有所需MAT活性的部分再生催化剂通过入口202从第一级再生器RGN1103送往提升管反应器R1 101。如果需要,再生器RGN2 104的一些完全再生催化剂可以途经导管210从而与部分再生催化剂混合,从而良好控制进入提升管反应器R1 101的催化剂活性。待催化裂解的新鲜烃进料通过导管装置201引入提升管反应器R1 101。裂解烃产物在汽提器209中分离并且通过线路208送往主分馏器212,而废催化剂通过线路203返回第一级再生器RGN1 103用于再生/加工。虽然来自再生器103的部分再生催化剂可以通过入口202再次送往提升管反应器R1 101,其也可以通过入口204送往第二级再生器RGN2104从而产生完全再生的催化剂。然后,来自第二级再生器RGN2 104的完全再生催化剂通过线路206送往提升管反应器R2 102的底部。同时地,来自主分馏器212的待转化成LPG的未裂解和/或不期望的产物通过线路循环进料207送往提升管反应器R2 102从而使用完全再生催化剂进一步裂解。提升管反应器R2 102的废催化剂与来自提升管反应器R1 101的废催化剂在汽提器209中组合,汽提烃蒸汽并且通过导管203送往再生器RGN1 103用于再生。在外部分离器(未示出)中从废催化剂中分离裂解产物。烃蒸汽产物在进入汽提器209之前使用例如通过导管211供应的HCO进行骤冷,从而降低其温度,烃蒸汽产物在汽提器209中与来自提升管反应器R1 101的烃产物组合。

[0071] 根据本发明的一个实施方案,如图6A中所示,提升管反应器R1101优选在降低的转化下操作从而最大化LCO生产的品质和数量。根据该实施方案,如果目的是最小化汽油产量同时维持高水平的LPG产量,使用第二反应器R2 102裂解循环流从而从来自提升管反应器R1101的未裂解塔底物制备有价值的产物,和/或将汽油裂解成LPG,或加工C4烯烃的下游单元,例如烷基化单元或ETBE/MTBE单元。提升管反应器R2 102将在比提升管反应器R1101更高的提升管出口温度、C/O和催化剂MAT活性下操作,从而最大化转化和LPG产量。如果需要进一步提高C/O比例从而改进对所需产物的选择性,可以在从再生器RGN2 104至提升管反应器R2 102的催化剂回路中加入催化剂冷却器(未示出)。也可以使用其他催化剂冷却器(未示出)冷却从再生器RGN1 103至提升管反应器R1 101的催化剂,从而进一步提高C/O和提升管出口温度以最大化LCO产量同时维持再生器RGN1 103中的足够温度用于再生。

[0072] 现在参考图6B,显示了切换进料的流程图。首先,来自再生器RGN2 104的完全再生催化剂通过线路206送往提升管反应器R2 102的底部。然后,待催化裂解的新鲜烃进料通过导管装置新鲜进料201引入提升管反应器R2 102。来自提升管反应器R2 102的裂化产物在汽提器209中分离,而废催化剂通过线路205返回再生器RGN1 103用于再生/加工。来自主分馏器212的未裂解和/或不期望的产物(即HCO和/或倾析油)通过线路207送往提升管反应器R1 101从而使用部分再生催化剂进一步裂解,所述部分再生催化剂通过入口202从第一级再生器RGN1 103送往提升管反应器R1 101。虽然来自再生器RGN1 103的部分再生催化剂可

以通过入口202再次送往提升管反应器R1 103,其也可以通过入口204送往第二级再生器RGN2 104从而产生完全再生的催化剂。在通过线路208送往主分馏器212(产物在该处分离)之前,所需的裂解产物从提升管反应器R1 101中分离并且与来自提升管反应器R2 102的烃产物在汽提器209中组合。来自提升管反应器R1 101和提升管反应器R2 102的废催化剂组合并且在汽提器209中汽提夹带的烃,然后通过线路205送入再生器RGN1 103用于再生。可以使用在新鲜进料201提升管反应器R1 101和提升管反应器R2 102之间切换进料的替代性实施方案,从而提高或最大化汽油产量。

[0073] 在上述实施方案的又一个替代性实施方案中,本发明的方法和装置还致力于(如果需要的话)通过关闭滑动阀和维持蒸汽吹扫从而完全停止循环进料的加工。因此,FCC单元恢复具有单个提升管反应器的标准两级再生器FCC操作模式。为了保持FCC的全容量,可以增加在完全再生催化剂提取井出口和新鲜进料提升管反应器之间的连接,从而将再生催化剂送入主新鲜进料提升管反应器。

[0074] 现在参考图6C,其中显示了提升管反应器R2 102(即循环提升管)关闭(图6C中未示出)使得系统用作标准FCC构造的流程图。首先,来自再生器RGN2 104的完全再生催化剂通过线路206送往提升管反应器R1 101的底部。然后,待催化裂解的新鲜烃进料通过导管装置新鲜进料201引入提升管反应器R1 101。来自提升管反应器R1 101的裂化产物在汽提器209中分离,而废催化剂通过线路203返回再生器RGN1103用于再生/加工。烃产物通过导管208送往主分馏器212用于进一步加工。

[0075] 正如上文已经讨论的,通过改变反应器温度、C/O比例和催化剂活性(通过CRC水平)调节/控制提升管反应器R1中新鲜进料201的转化从而实现最大化的馏分产率同时最小化干气、焦炭和淤浆。使用本发明的方法的试验工厂已经经过检查。图2中所示的结果显示了转化对LCO、总裂化石脑油(TCN)、淤浆和LCO十六烷指数的作用。为了在最大化馏分产量及其十六烷指数同时最小化淤浆油产率的新鲜进料转化区域中操作FCCU,新鲜进料的转化应当优选维持在约50和约60重量%之间,并且可以根据进料品质而变化。除了操作参数(例如提升管出口温度)之外,通过改变CRC从而进行最大化馏分产量的新鲜进料的转化。新鲜进料转化对CRC的敏感性例如显示于图5。对于该实施例,感兴趣的转化区域对应于优选在约0.2至约0.5重量%之间的CRC和在约50重量%至约67重量%范围内的催化剂MAT活性。通过改变反应器温度、C/O(催化剂/油比例)和催化剂表面积或活性改变反应器提升管(例如R1)中的转化,从而实现最大化的中间馏分产率同时最小化干气、焦炭和淤浆油。可以使用混合温度控制技术从而帮助反应器提升管(例如R1)中的进料蒸发。

[0076] 本领域技术人员将理解本发明不限于上文特别显示和描述的内容。相反,本发明的范围通过权利要求书限定。应当进一步理解上文描述仅代表实施方案的示例性实施例。为了读者的便利,上文描述专注于可能实施方案的代表例,教导本发明的原理的例子。可以通过不同实施方案的部分的不同组合得出其他实施方案。

[0077] 本说明书不旨在穷尽地列举所有可能的变体形式。对于本发明的特定部分可能没有展示替代性实施方案,但是可以通过所述部分的不同组合得出,或者对于一个部分其他未描述的替代性实施方案可能可用,不能视为没有要求保护这些替代性实施方案。将理解许多这些未描述的实施方案在权利要求书的书面范围内,并且其他为等效的。此外,本说明书中引用的所有参考、公开、美国专利和美国专利申请通过引用的方式全部并入本说明书。

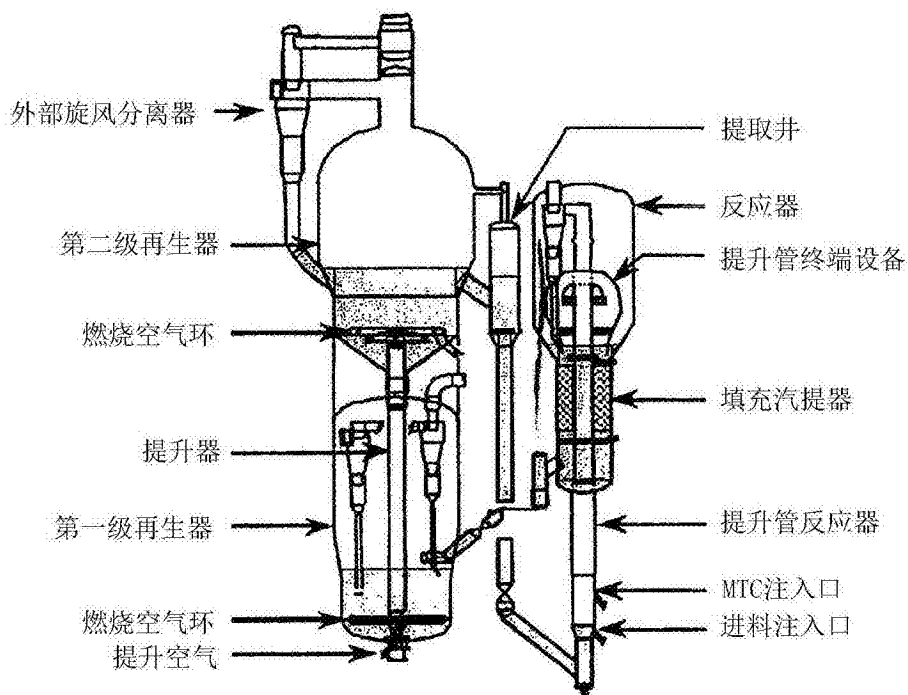


图1(现有技术)

在FCC试验工厂中转化对渣油进料的产物产率的作用

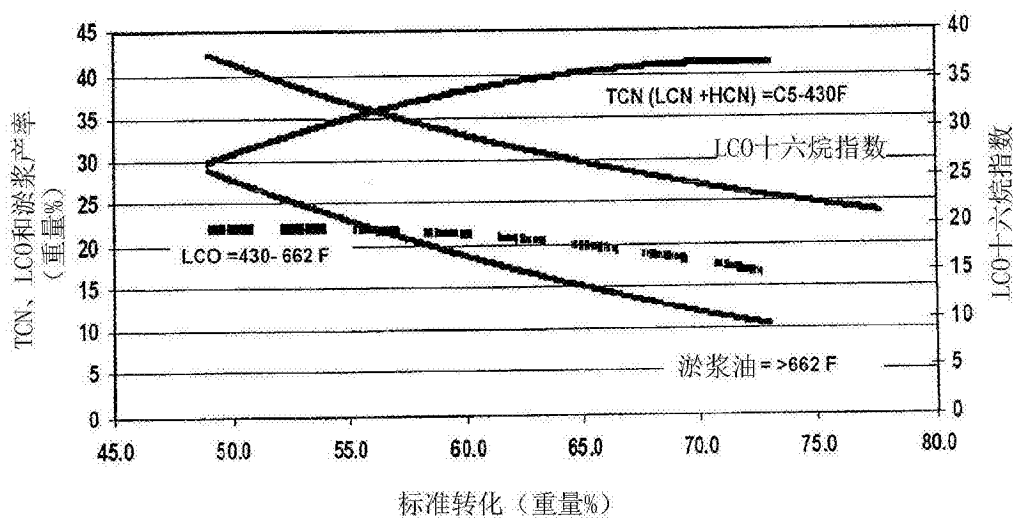


图2

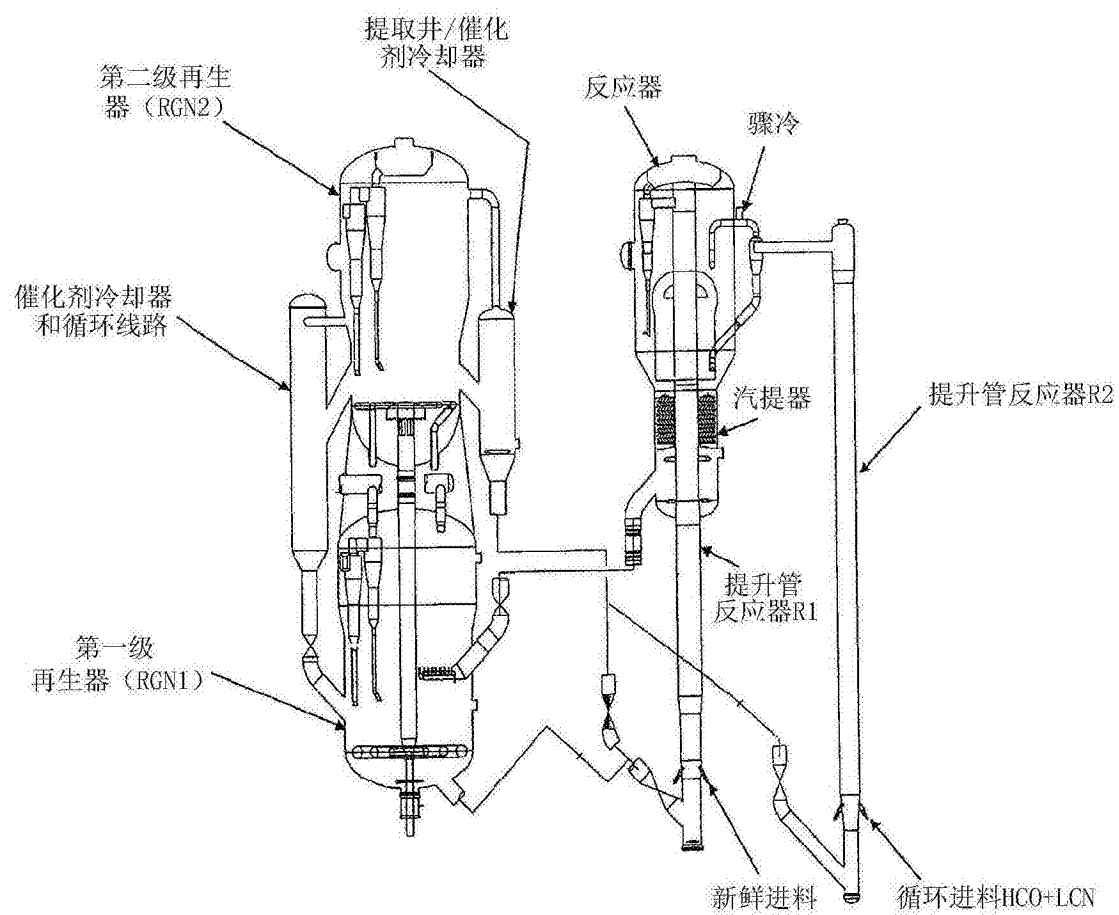


图3

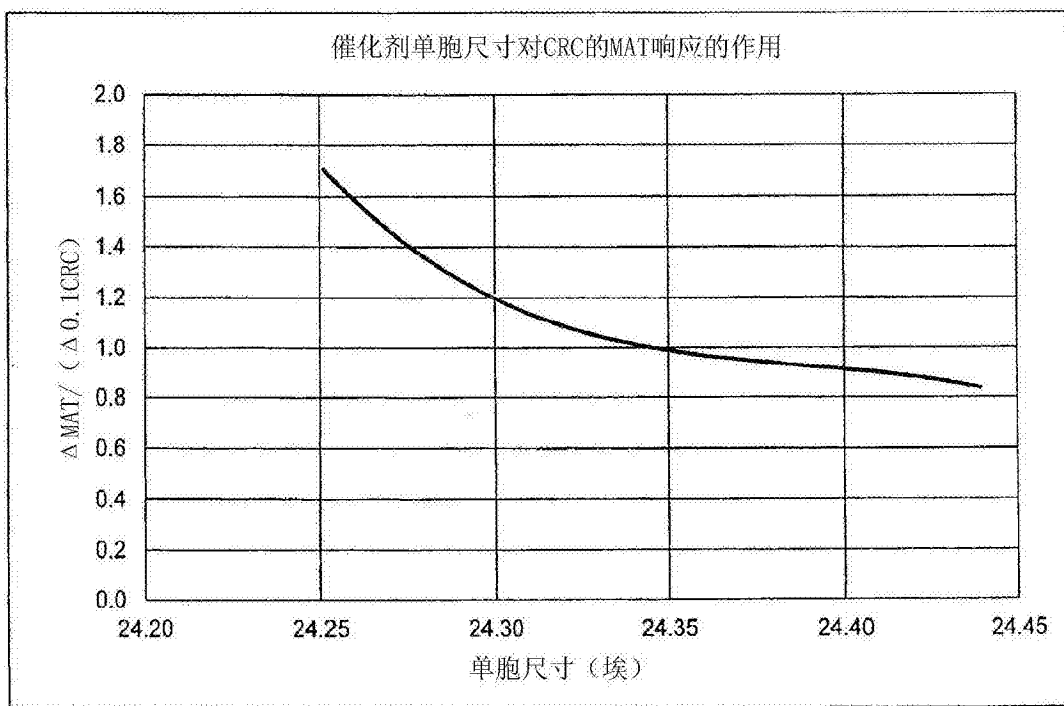


图4

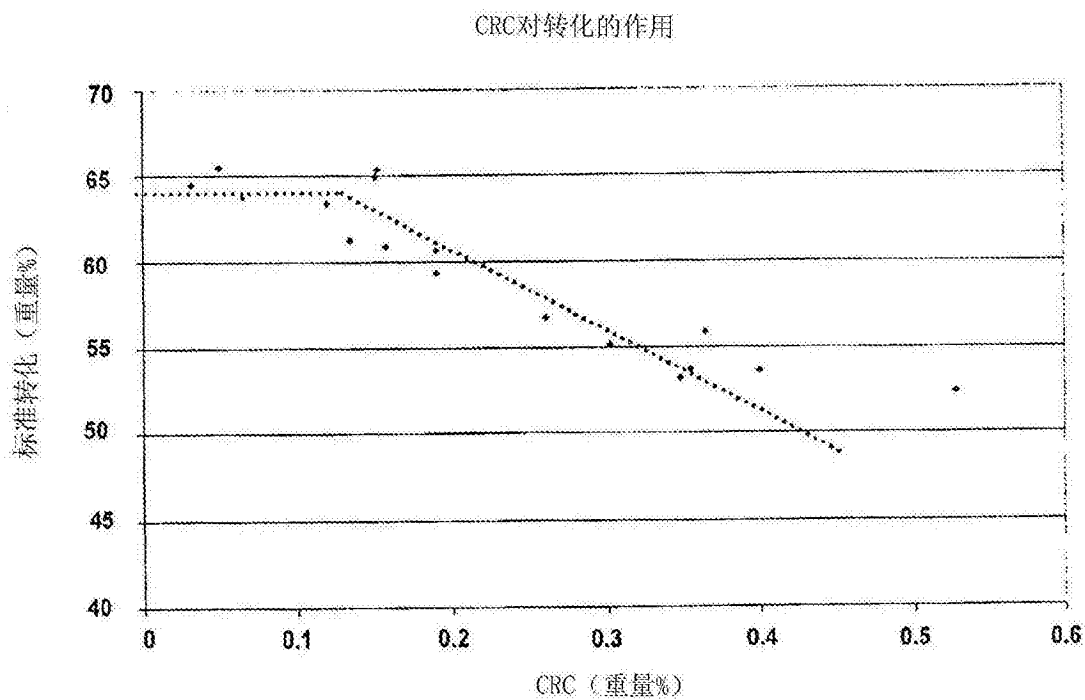


图5

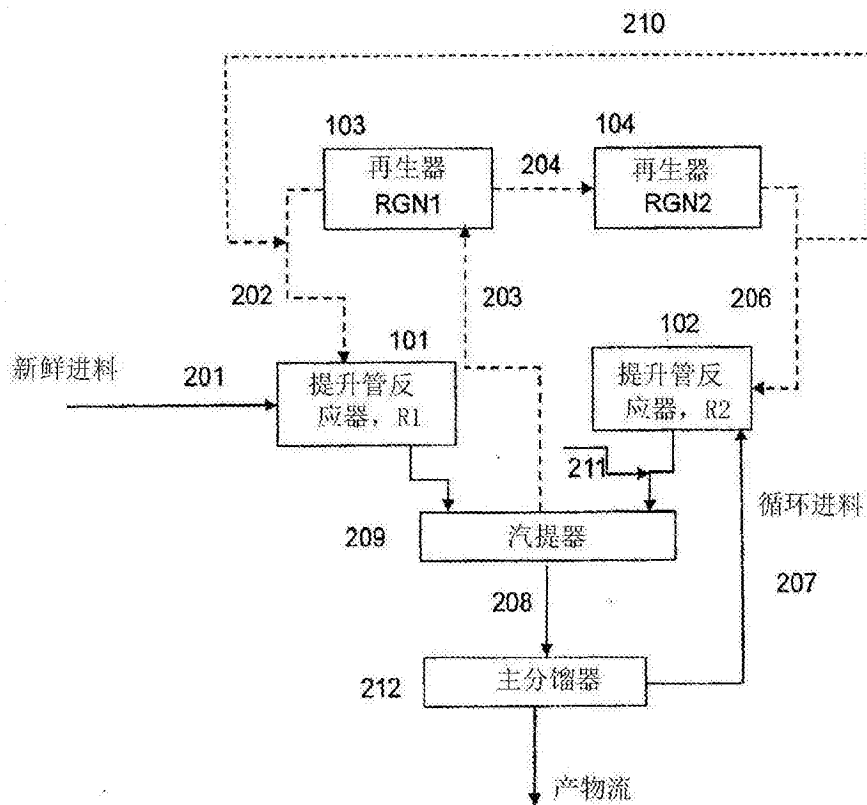


图6A

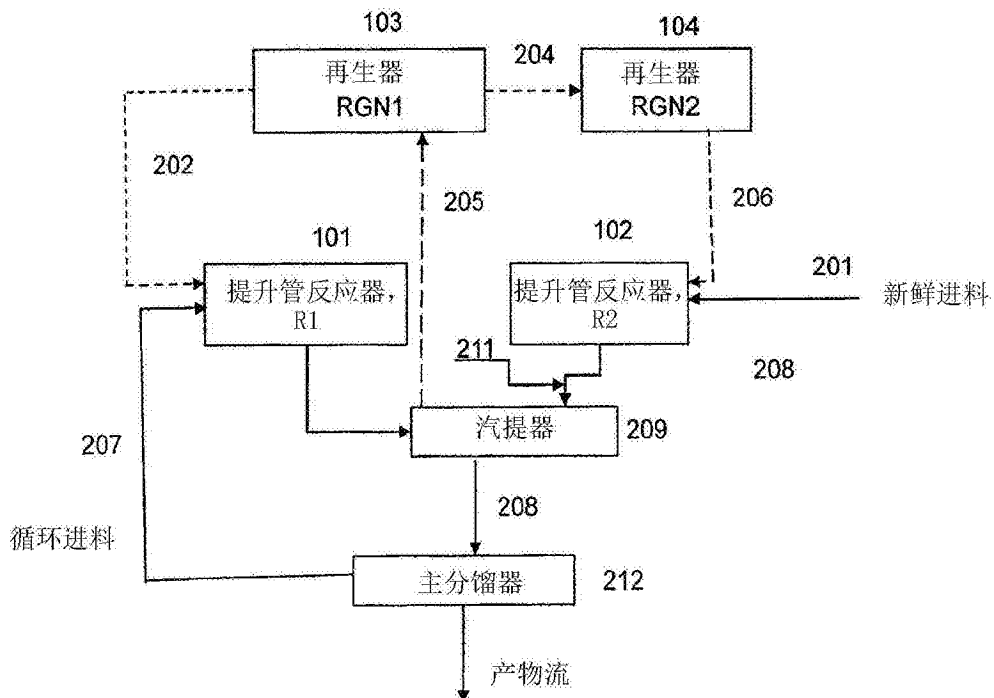


图6B

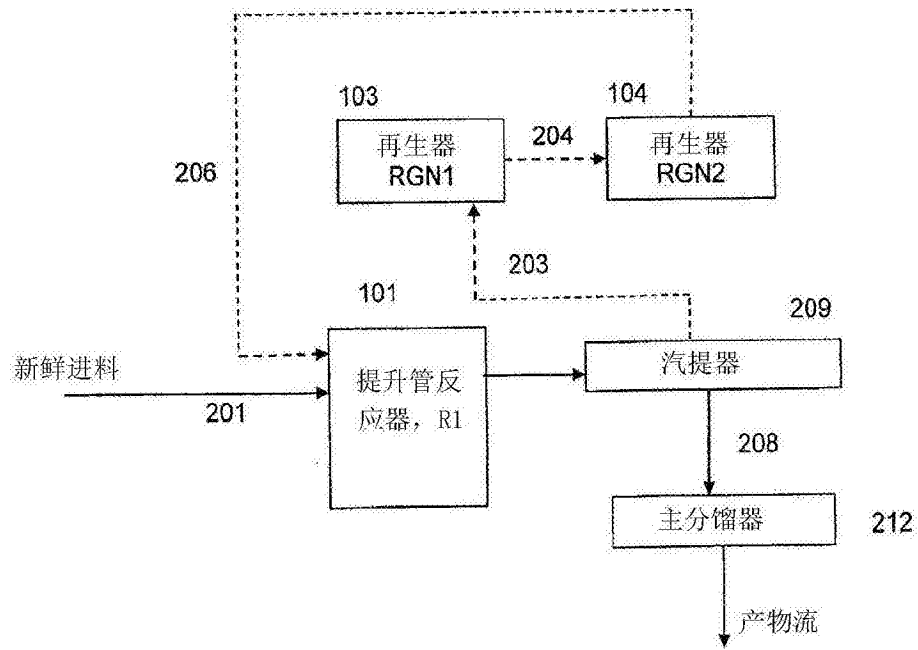


图6C