(19)中华人民共和国国家知识产权局

(12)发明专利申请

(10)申请公布号 CN 110662821 A
(43)申请公布日 2020.01.07

(21)申请号 201880033962.3

(22)申请日 2018.04.25

(30)优先权数据
62/489,681 2017.04.25 US

(85)PCT国际申请进入国家阶段日
2019.11.22

(86)PCT国际申请的申请数据
PCT/US2018/029325 2018.04.25

(87)PCT国际申请的公布数据
WO2018/200650 EN 2018.11.01

(71)申请人 沙特阿拉伯石油公司
地址 沙特阿拉伯宰赫兰

(72)发明人 穆萨德·萨利姆·阿勒-加米W·徐 阿龙·智·阿卡

(74)专利代理机构 北京天昊联合知识产权代理有限公司 11112
代理人 张珂珂 金小芳

(51)Int.Cl.
C10G 9/28(2006.01)
C10G 11/16(2006.01)
C10G 11/20(2006.01)

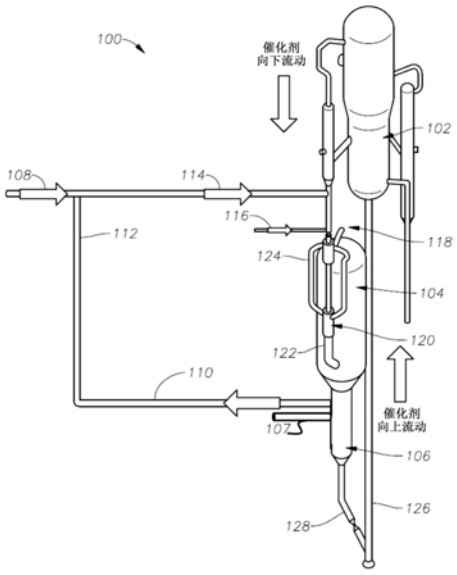
权利要求书2页 说明书6页 附图1页

(54)发明名称

通过烃原料的蒸汽催化下行床热解提高轻质烯烃产率

(57)摘要

用于含烃的烃入口料流的蒸汽和催化裂化的系统和方法。系统和方法可以包括:催化剂进料流,其中该催化剂进料流包含流体和多相催化剂,该多相催化剂能够催化多相催化剂表面上的烃的裂化;蒸汽进料流,其中该蒸汽进料流能够实现烃的蒸汽裂化,并且其中该蒸汽进料流降低了多相催化剂的焦化;以及下流式反应器,其中该下流式反应器能够接收并混合烃入口料流、催化剂进料流和蒸汽进料流,其中该下流式反应器能够通过蒸汽裂化和催化裂化生产轻质烯烃,并且其中该下流式反应器能够使得多相催化剂通过重力向下流动。



CN 110662821 A

1.一种用于烃入口料流的蒸汽裂化和催化裂化的系统,所述烃入口料流的特征在于包含烃,所述系统的特征在于:

催化剂进料流,其中所述催化剂进料流的特征在于流体和多相催化剂,所述多相催化剂能够催化所述多相催化剂表面上的所述烃的裂化;

蒸汽进料流,其中所述蒸汽进料流能够实现所述烃的蒸汽裂化,并且其中所述蒸汽进料流降低了多相催化剂的焦化;以及

下流式反应器,其中所述下流式反应器能够接收并混合所述烃入口料流、所述催化剂进料流和所述蒸汽进料流,其中所述下流式反应器式能够通过蒸汽裂化和催化裂化生产轻质烯烃,并且其中所述下流式反应器能够使得多相催化剂通过重力向下流动。

2.根据权利要求1所述的系统,其中所述下流式反应器在500℃至700℃之间的温度范围内运行。

3.根据权利要求1或2所述的系统,其特征还在于具有规整填料的催化剂烃汽提塔,其中所述催化剂烃汽提塔能够通过施加蒸汽除去吸附至所述多相催化剂上的烃。

4.根据权利要求3所述的系统,其中所述蒸汽进料流的特征在于再循环蒸汽料流,其中所述再循环蒸汽料流的特征在于为了除去吸附至所述多相催化剂上的烃而在所述具有规整填料的催化剂烃汽提塔中使用的蒸汽。

5.根据权利要求4所述的系统,其特征还在于,催化剂再生器能够通过燃烧处于所述多相催化剂上的焦炭来使废多相催化剂再生。

6.根据权利要求5所述的系统,其中所述催化剂进料流的特征在于新的、未使用的多相催化剂和来自所述催化剂再生器的再生催化剂。

7.根据权利要求1至6中任一项所述的系统,其中来自所述烃入口料流的轻质烯烃的产率为至少30%。

8.根据权利要求1至7中任一项所述的系统,其中当所述蒸汽进料流大于所述烃入口料流的3重量%时,所述系统能够接收所述蒸汽进料流。

9.根据权利要求1至7中任一项所述的系统,其中当所述蒸汽进料流在所述烃入口料流的5重量%至15重量%时,所述系统能够接收所述蒸汽进料流。

10.根据权利要求1至7中任一项所述的系统,其中当所述蒸汽进料流为所述烃入口料流的10重量%时,所述系统能够接收所述蒸汽进料流。

11.一种用于烃的蒸汽和催化裂化的方法,所述方法的特征在于以下步骤:

提供催化剂进料,其中所述催化剂进料的特征在于流体和多相催化剂,所述多相催化剂能够催化所述多相催化剂表面上的所述烃的裂化;

提供蒸汽,其中所述蒸汽能够实现所述烃的蒸汽裂化,并且其中所述蒸汽能够减少所述多相催化剂的焦化;以及

通过同时进行蒸汽裂化和催化裂化来混合所述烃、所述催化剂进料和所述蒸汽以生产轻质烯烃,其中所述多相催化剂通过重力向下流动。

12.根据权利要求11所述的方法,其中混合所述烃的步骤的特征还在于以下步骤:使下流式反应器在500℃至700℃之间的温度范围内运行。

13.根据权利要求11或12所述的方法,其特征还在于以下步骤:在混合所述烃、所述催化剂进料和所述蒸汽以生产轻质烯烃的步骤之后,通过施加蒸汽来除去吸附至所述多相催

化剂的烃。

14.根据权利要求13所述的方法,其特征还在于以下步骤:将除去吸附至所述多相催化剂的烃的步骤中使用的所述蒸汽再循环,以用于所述提供蒸汽的步骤。

15.根据权利要求11至14中任一项所述的方法,其特征还在于以下步骤:通过燃烧处于所述多相催化剂上的焦炭来使所述多相催化剂再生。

16.根据权利要求11至14中任一项所述的方法,其中所述催化剂进料的特征在于新的、未使用的多相催化剂和再生催化剂。

17.根据权利要求11至14中任一项所述的方法,其中来自烃入口料流的轻质烯烃的产率为至少30%。

18.根据权利要求11至17中任一项所述的方法,其中所述提供蒸汽的步骤的特征在于,提供大于所述烃的3重量%的蒸汽进料。

19.根据权利要求11至17中任一项所述的方法,其中所述提供蒸汽的步骤的特征在于,提供所述烃的5重量%至15重量%的蒸汽进料。

20.根据权利要求11至17中任一项所述的方法,其中所述提供蒸汽的步骤的特征在于,提供所述烃的10重量%的蒸汽进料。

通过烃原料的蒸汽催化下行床热解提高轻质烯烃产率

技术领域

[0001] 本公开的实施方案涉及烃原料的裂化。特别地，本公开的实施方案涉及在流化催化下流式反应器中通过催化裂化和蒸汽裂化(热解)来裂化烃原料。

背景技术

[0002] 在工业上，催化技术和非催化技术两者都应用于将各种烃原料转化成有价值的化学成分。例如，蒸汽裂化(非催化裂化)应用于烃原料以生产作为产物的乙烯，而流化催化裂化(FCC)(催化裂化)应用于烃原料以生产作为产物的汽油。当前，诸如乙烯和丙烯之类的“轻质”烯烃是通过以下两种主要方法由原油、天然气馏分(如乙烷)、液化石油气(LPG)、石脑油、瓦斯油和渣油制得的：蒸汽裂化和流化催化裂化。

[0003] 丙烯和其他轻质烯烃是从蒸汽裂化和FCC两者中获得的副产物。工业上使用的某些蒸汽裂化器使用乙烷作为进料，尽管乙烷基蒸汽裂化器有望成为诸如丙烯之类的烯烃的供应方，但由于将来由乙烷基进料生产的烯烃(特别是丙烯)较少，因而可能在供应方面出现缺口。对除乙烯以外的其他轻质烯烃(例如丙烯)的需求不断增加使得对常规FCC工艺进行了重新配置，以生产更理想的化学品。

[0004] 然而，已知的裂化方法仍然不能以足够的选择性水平生产轻质馏分烯烃。例如，高温裂化反应将导致重质馏分油同时发生热裂化，从而提高了来自所述油的干气(例如甲烷)的产率。烃原料与催化剂的短接触时间将造成轻质馏分烯烃的产量减少，相反，由于抑制了氢转移反应并且防止了重质馏分油更多地转化为轻质馏分油，从而会生成轻质馏分链烷烃。

发明内容

[0005] 申请人已经认识到需要有效的裂化装置、方法和系统，以从烃原料中选择性地生产轻质烯烃，例如乙烯和丙烯。本公开提出了这样的装置、方法和系统，其中催化裂化和蒸汽裂化的协同作用被一同应用，以使用流化催化热解(FCP)(也称为流化催化蒸汽裂化)将烃原料转化为轻质烯烃，例如乙烯和丙烯。

[0006] 本公开内容包括这样的工艺和方法：应用通过使用蒸汽裂化、催化裂化和下行床(downer)高严苛度流化催化裂化(HS-FCC)反应器结构所产生的协同效应，使得使用包括例如原油在内的各种烃原料的轻质烯烃(例如乙烯和丙烯)的产率最大化。本文使用的短语“轻质烯烃”通常是指C_2-C_4烯烃。轻质烯烃的转化率将取决于烃原料的组成，并且在一些实施方案中，预期转化率为至少30％，乙烯连同丙烯的总产率为至少20％。将运行蒸汽催化裂化工艺，以使进料的约20％至70％选择性地主要转化成轻质烯烃，如乙烯和丙烯。

[0007] 诸如FCC和蒸汽裂化之类的现有技术的系统和方法的缺陷包括：(I)由于焦炭的形成和来自原油中的重金属或其他催化剂污染物的污染而造成的催化剂快速失活以及(II)原油的在宽沸点范围内烃的不同裂化产物。本公开的系统和方法的实施方案施加了蒸汽以辅助催化裂化从而提高了轻质烯烃的产率。同时，蒸汽将起到稀释剂的作用以减少焦炭的

形成和烃在催化剂上的沉积。本公开的系统和方法将提供更高的烃进料向轻质烯烃的转化率，以用于提高轻质烯烃的产率和选择性，而该结果不能仅从催化裂化中获得。

[0008] 更具体而言，在蒸汽存在下的FCC催化剂将用于高严苛度下行床催化裂化系统中，从而在低于非催化蒸汽裂化工艺通常所需温度的温度下提高轻质烯烃(如乙烯和丙烯)的产量。

[0009] 因此，本公开的实施方案包括一种用于含烃的烃入口料流的蒸汽裂化和催化裂化的系统。该系统包括：催化剂进料流，其中该催化剂进料流包含流体和多相催化剂，该多相催化剂能够催化多相催化剂表面上的烃的裂化；蒸汽进料流，其中该蒸汽进料流能够实现烃的蒸汽裂化，并且其中该蒸汽进料流降低了多相催化剂的焦化；以及下流式反应器，其中该下流式反应器能够接收并混合烃入口料流、催化剂进料流和蒸汽进料流，其中该下流式反应器能够通过蒸汽裂化和催化裂化生产轻质烯烃，并且其中该下流式反应器能够使得多相催化剂通过重力向下流动。

[0010] 在该系统的一些实施方案中，下流式反应器在约500℃至约700℃之间的温度范围内运行。在该系统的其他实施方案中，该系统包括具有规整填料的催化剂烃汽提塔，其中该催化剂烃汽提塔能够通过施加蒸汽除去吸附至多相催化剂上的烃。仍在该系统的其他实施方案中，蒸汽进料流包括再循环蒸汽料流，其中该再循环蒸汽料流包括具有规整填料的催化剂烃汽提塔中使用的蒸汽，以除去吸附至多相催化剂上的烃。还在其他实施方案中，该系统进一步包括催化剂再生器，该催化剂再生器能够通过燃烧处于多相催化剂上的焦炭使废多相催化剂再生。

[0011] 在其他实施方案中，催化剂进料流包含新的、未使用的多相催化剂和来自催化剂再生器的再生催化剂。在某些实施方案中，来自烃入口料流的轻质烯烃的产率为至少约30％。仍在其他实施方案中，当蒸汽进料流大于烃入口料流的约3重量％时，该系统能够接收蒸汽进料流。在其他实施方案中，当蒸汽进料流在烃入口料流的约5重量％和约15重量％之间时，该系统能够接收蒸汽进料流。仍在其他实施方案中，当蒸汽进料流为烃入口料流的约10重量％时，该系统能够接收蒸汽进料流。

[0012] 此外，公开了一种用于烃的蒸汽和催化裂化的方法，并且该方法包括以下步骤：提供催化剂进料的步骤，其中该催化剂进料包含流体和多相催化剂，该多相催化剂能够催化多相催化剂表面上的烃的裂化；提供蒸汽的步骤，其中该蒸汽能够实现烃的蒸汽裂化，并且其中该蒸汽能够减少多相催化剂的焦化；以及通过同时进行蒸汽裂化和催化裂化来混合烃、催化剂进料和蒸汽以生产轻质烯烃的步骤，其中多相催化剂通过重力向下流动。

[0013] 在该方法的一些实施方案中，混合烃的步骤还包括以下步骤：使下流式反应器在约500℃至约700℃之间的温度范围内运行。在其他实施方案中，该方法还包括以下步骤：在混合烃、催化剂进料和蒸汽以生产轻质烯烃的步骤之后，通过施加蒸汽来除去吸附至多相催化剂的烃。仍在其他实施方案中，该方法还包括以下步骤：使除去吸附至多相催化剂的烃的步骤中使用的蒸汽再循环，以用于提供蒸汽的步骤中。还在其他实施方案中，该方法包括以下步骤：通过燃烧处于多相催化剂上的焦炭来再生多相催化剂。仍在其他实施方案中，催化剂进料包含新的、未使用的多相催化剂和再生催化剂。

[0014] 仍在该方法的其他实施方案中，来自烃入口料流的轻质烯烃的产率为至少约30％。在一些实施方案中，提供蒸汽的步骤包括以大于烃的约3重量％提供蒸汽进料。在某

些实施方案中，提供蒸汽的步骤包括以烃的约5重量％和约15重量％之间提供蒸汽进料。仍在其他实施方案中，提供蒸汽的步骤包括以烃的约10重量％提供蒸汽进料。

附图说明

[0015] 根据以下描述、权利要求和附图，将更好地理解本公开的这些和其他特征、方面和优点。然而，应当注意，附图仅示出了本公开的几个实施方案，因此不应被视为是对本公开范围的限制，因为本公开可以允许其他等效实施方案。

[0016] 图1为示出了应用流化催化热解(FCP)的装置和方法的一种布局的示意图。

具体实施方式

[0017] 为了更详细地理解用于流化催化热解的装置、系统和方法的实施方案以及其他实施方案的特征和优点将变得显而易见的方式，可通过参考构成本说明书一部分的附图中示出的各种实施方案来更具体地描述先前简要概述的本公开的实施方案。然而，应当注意，附图仅示出了本公开的各种实施方案，因此不应被视为限制本公开的范围，因为本公开也可以包括其他有效的实施方案。

[0018] 现在参照图1，其示出了应用流化催化热解(FCP)的装置和方法的一种布局的示意图。FCP系统100包括催化剂再生器102、下流式反应器104和具有规整填料的催化剂汽提塔106。FCP系统100还包括蒸汽供应管线108、蒸汽出口管线110、蒸汽再循环管线112(其为任选的)以及蒸汽入口管线114，蒸汽入口管线114可合并来自蒸汽供应管线108的蒸汽以及来自任选的蒸汽再循环管线112的蒸汽。通过进料注入管线116将烃进料(例如除其他烃以外的原油或替代其他烃的原油)进料至FCP系统100，并且通过产物出口管线118将产物(例如包括乙烯和丙烯在内的轻质烯烃)排出FCP系统100。

[0019] FCP系统100还包括气固分离器120(例如旋风分离器)以从固体催化剂中分离气态成分，例如包括诸如乙烯和丙烯之类的轻质烯烃在内的气态产物。使用一个或多个旋风分离器或类似的分离器分离催化剂和产物，将固体催化剂颗粒送至催化剂再生器102，同时将由烃组成的产物从系统100送出并送至下游以进行分离和收集。合并的下流式反应器入口管线122将蒸汽、催化剂和烃原料提供给下流式反应器104。在下流式反应器104中，协同且一致地进行催化裂化和蒸汽裂化(热解)以由烃原料生产轻质烯烃。轻质烯烃(气体)经由气体流出管线124和产物出口管线118排出。

[0020] 将来自进料注入管线116的烃原料装入混合区(用于进料的雾化)，在混合区中将烃原料与来自蒸汽入口管线114的高压蒸汽和来自催化剂再生器102的热再生催化剂混合。高压蒸汽分散了原料，并且蒸汽、烃和催化剂(再生催化剂和新催化剂中的任一者或两者)的混合物向下移动通过下流式反应器104中发生烃裂化反应的反应区。来自反应区的蒸汽、废催化剂和烃产物的混合物进入气固分离器120中的气固分离区。通过离心力使废固体催化剂与气体分离，并且催化剂通过重力向下流动至具有规整填料的催化剂汽提塔106的上部。

[0021] 在产物回收部分中，回收来自气固分离器120的烃产物气体，如乙烯和丙烯。对于废催化剂，将高压蒸汽注入具有规整填料的催化剂汽提塔106中，以汽提吸附在催化剂颗粒上的重质烃。将来自废催化剂的重质烃蒸气和未反应的进料从具有规整填料的催化剂汽提

塔106中抽出并输送以进行产物回收。然后将废催化剂从具有规整填料的催化剂汽提塔106中转移至催化剂再生器102中。

[0022] 从催化剂再生器102向下指向具有规整填料的催化剂汽提塔106、标记为“催化剂向下流动”的向下箭头示出了经活化的催化剂(任选地,新的或再生的或两者兼有)利用重力向下通过系统的大致流动。标记为“催化剂向上流动”的向上箭头示出了催化剂返回管线126中失活焦化催化剂从催化剂汽提塔底部管线128到催化剂再生器102的大致流动。向上的气流(例如空气)通过催化剂返回管线126将失活焦化催化剂颗粒从催化剂汽提塔底部管线128携带到催化剂再生器102。

[0023] 在FCP系统100中,在下流式反应器104中施加一定量的蒸汽,以提高烃进料的轻质烯烃产率,并降低固体催化剂的焦化率。催化剂系统使用合适的含有沸石的高烯烃催化剂,例如沸石soconymobil-5™(ZSM-5)。ZSM-5是一种铝硅酸盐沸石,属于五元环(pentasil)沸石家族$Na_nAl_nSi_{96-n}O_{192}\cdot 16H_2O$($0<n<27$),在石油工业中用作多相催化剂。其他合适的催化剂包括:八面沸石,例如八面沸石-Na、八面沸石-Mg和八面沸石-Ca,它们具有相同的基本组成:$(Na_2,Ca,Mg)_{3.5}[Al_7Si_{17}O_{48}]\cdot 32(H_2O)$,不同之处在于,钠、镁和钙的量不同;以及耐火氧化物(如氧化铝)支撑的BEA沸石(β型沸石)。

[0024] 与使用蒸汽有关的一个问题是催化剂的水热稳定性,并且在本公开的实施方案中使用的催化剂适合或能够承受现有技术系统中促进催化剂降解的水热条件。在本公开的实施方案中使用的催化剂是在流化床而不是填充床中使用的,从而能够得到更高的轻质烯烃转化率。在本发明的实施方案中,蒸汽不仅用于烃进料的雾化、催化剂的流化和从废催化剂中汽提出烃,而且还有利地以能够在催化剂表面上同时实现烃的蒸汽裂化和催化裂化的量使用。可以将蒸汽在烃进料和催化剂之前注入下流式反应器104、与烃进料和催化剂同时注入下流式反应器104、或在烃进料和催化剂之前以及同时注入下流式反应器104。本公开的实施方案中的蒸汽不仅仅用于汽提废催化剂,而是通过在下流式反应器104中引起蒸汽裂化反应而积极地影响产物向轻质烯烃的分配。

[0025] 蒸汽用于热解以及减少催化剂上焦炭的形成。可以将新鲜的蒸汽和来自催化剂再生器102的新鲜催化剂注入一同引入下流式反应器104。此外,可以将具有规整填料的催化剂汽提塔106中使用的用于清除催化剂上吸附的残留烃的蒸汽再循环至下流式反应器104。在一些实施方案中,FCP系统100的优选运行温度在约500℃至约700℃的范围内。现有技术蒸汽裂化中使用的温度范围为约750℃至约900℃,但是在本公开的实施方案中,该温度比蒸汽裂化中使用的温度低约50℃至约400℃。

[0026] 在FCP系统100中,将烃原料(例如石油原料)预热并与蒸汽混合,然后供给至下流式反应器104,在下流式反应器104中,与来自催化剂再生器102的热催化剂紧密混合并接触。使用预热蒸汽使烃进料雾化并降低进料的粘度,然后再输送至反应器。在进入下流式反应器104之前,除了催化裂化之外,还注入另外的蒸汽以补充蒸汽裂化(热解)反应所需的蒸汽总量。在本公开的实施方案中,供给至下流式反应器104的蒸汽的量大于烃进料的约3重量%,在一些实施方案中,供给至下流式反应器104的蒸汽的量大于烃进料的约5重量%,在一些实施方案中,供给至下流式反应器104的蒸汽的量大于烃进料的约10重量%,并且在一些实施方案中,供给至下流式反应器104的蒸汽的量在烃进料的约5重量%和约15重量%之间,例如约10重量%。

[0027] 在蒸汽的存在下，将烃原料催化裂化，同时还发生蒸汽裂化，并且包含焦炭的废催化剂通过重力转移至具有规整填料的催化剂汽提塔106中。用蒸汽汽提沉积在催化剂颗粒上的烃(除焦炭之外)，并将部分清洁的但仍焦化的催化剂转移至催化剂再生器102，在催化剂再生器102中引入除纯氧之外的空气、或替代纯氧的空气，以燃烧催化剂颗粒上的焦炭。通过受控循环速率将任选地具有或不具有新鲜催化剂补充的热的再生催化剂送至下流式反应器104，以实现系统的热平衡。在一些实施方案中，可以将另外的蒸汽通过汽提塔蒸汽入口107注入具有规整填料的催化剂汽提塔106中。

[0028] 在FCC运行中，理想地，在稳态下，仅产生满足反应器能量需求所需的焦炭量，然后焦炭在再生器中燃烧。各FCC单元都具有一定的焦炭燃烧能力，可以用作根据进料将严苛度提高或降低至所需水平的基础。一个目标是生产足够的焦炭以维持进料转化率和后续的下游工艺，如分馏。调节催化剂的循环速率、进料和产物的循环速率以及其他参数，可以使烃进料适当地转化为烯烃。

[0029] HS-FCC工艺具有特定的工艺条件，包括向下流动、高反应温度、短接触时间以及高催化剂/油比。在本公开的实施方案中，再生器燃烧气体为再生催化剂的向上流动提供提升力。燃烧气体将湍流流化床上部的再生催化剂提升至加速区，然后提升至提升管式提升管线。然后可以将再生催化剂运送至位于提升管线末端的催化剂料斗。

[0030] 在本公开的实施方案中，在HS-FCC工艺中采用了下流式反应器系统，以使反应器中的逆向混合最小化，从而使停留时间分布变窄。因此，以最小的干气产率(例如甲烷)使轻质烯烃的产量最大化。通过裂化中间馏分和饱和链烷烃，在下流式反应器104中向反应中添加蒸汽提高了轻质烯烃的产量。下流式反应器的使用防止了反应产物的逆向混合和过度裂化，而高催化剂/油比的使用确保了催化裂化占主导。与此同时，高温有利于形成诸如轻质烯烃之类的有用的反应中间体，而短的接触时间可防止副反应，这些副反应引起了有用的中间体的消耗。

[0031] 在一些实施方案中，预期的乙烯加丙烯产率为至少约40％或至少约30％，同时降低了诸如氢气、甲烷和乙烷之类的干气的产量。蒸汽与烃的重量比是进料的函数，也是产率结构(烯烃选择性)和所用催化剂类型之间的折衷。对于本公开的一些实施方案中的下流式反应器，预期停留时间在约0.5秒至约1.5秒之间。蒸汽的使用量还取决于进料烃的类型以及产率结构(烯烃选择性)和所用的催化剂类型之间的折衷。

[0032] 在本公开的实施方案中，FCP单元在约500℃至约700℃之间的温度范围内运行。在这些反应温度下，蒸汽有助于催化裂化，同时使催化剂颗粒上焦炭的形成最小化。如所指出的，当在本公开的实施方案中采用下行床技术时，在下流式反应器中的停留时间短，例如约0.5至约1.5秒之间，并且这将防止由于较长的停留时间而在其他的提升管技术中经常遇到的过度裂化和干气的形成。

[0033] 本公开的系统和方法的实施方案在高催化剂/油比(C/O)(例如在约15至约25的范围内)下运行，以补偿由于短的接触时间所造成的转化率的降低。在高C/O比下运行的一个优点是，催化裂化比热裂化具有更大的贡献，并能保持热量平衡。

[0034] 已经进行了微活性测试，以示出蒸汽对转化率和产物分布的影响。表1的结果表明，即使在运行100小时后，催化剂也是稳定且有活性的。这表明了催化剂在流化床中的性能，其中反应时间以秒为单位。根据表1，合适的催化剂在失活之前可以经历数次运行。

[0035] 表1.在350℃和10％蒸汽时，催化剂上的十二烷转化率。

[0036]

小时	转化率，体积%	选择性				
		环烷烃体积%	链烷烃体积%	异构链烷烃体积%	芳烃体积%	烯烃体积%
1	79.9	3.37	32.98	21.83	6.36	38.01
2	76.0	3.45	31.10	23.24	8.08	33.23
3	72.9	3.30	33.01	24.14	7.46	34.89
4	68.1	3.34	32.24	24.06	8.20	35.15
5	70.6	3.16	32.62	24.54	6.88	35.68
25	66.1	3.10	32.64	22.67	5.76	38.91
56	61.5	2.86	33.02	20.79	4.78	41.86
101	41.3	3.60	31.54	23.35	3.10	43.35

[0037] 除非上下文另外明确指出，否则单数形式“一”、“一个”和“该”包括复数指示物。

[0038] 在附图和说明书中，已经公开了用于流化催化热解的装置、系统和方法的实施方案以及其他实施方案，并且尽管采用了特定术语，但是这些术语仅以描述性意义使用，而不是用于限制的目的。已经具体参考这些示出的实施方案相当详细地描述了本公开的实施方案。然而，显而易见的是，可以在如前述说明书中所描述的本公开的精神和范围内进行各种修改和改变，并且这些修改和改变应被视为本公开的等同物和一部分。

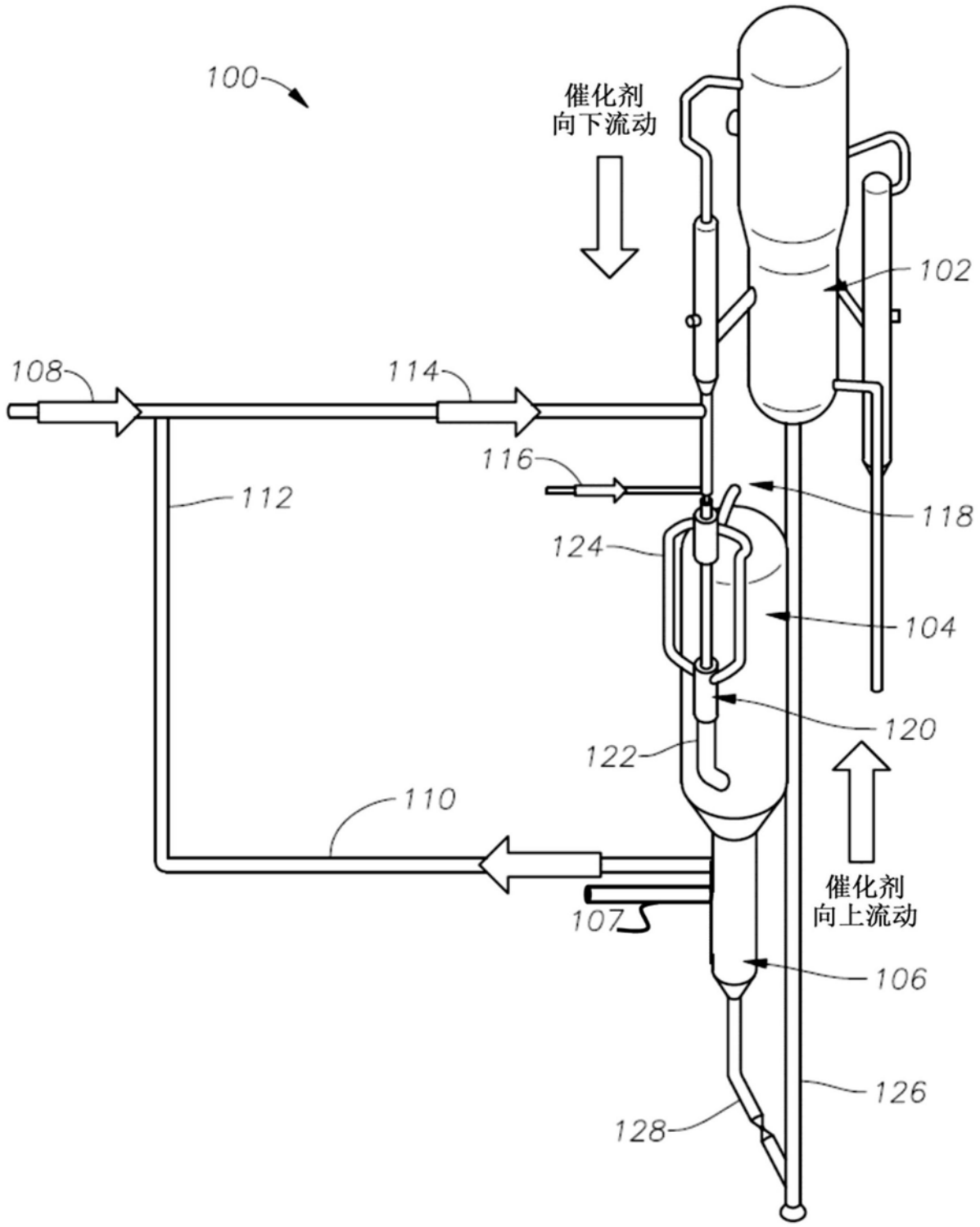

100
催化剂
向下流动
102
108
114
116
112
118
124
104
120
122
110
催化剂
向上流动
107
106
126
128

图1