

说明书

发明名称: 高密度快速流化床反应器、  
催化裂解制低碳烯烃的装置及其方法

技术领域

[0001] 本申请涉及一种高密度快速流化床反应器、催化裂解制低碳烯烃的装置及其方法，属于化工催化领域。

背景技术

[0002] 烯烃是重要的基本有机化工原料，也是现代化学工业的基石。烯烃生产技术路线主要包含石脑油裂解制烯烃、甲醇制烯烃、丙烷脱氢制丙烯、烷烃裂解制烯烃、烯烃裂解制烯烃等。低碳烯烃非常活泼，易于发生聚合、烷基化、芳构化等反应，生成副产物，降低低碳烯烃的收率。

[0003] UOP公司开发了烯烃催化裂解(OCP)技术，C4-C8烯烃原料在高温低压条件下转化为乙烯和丙烯，其中的丙烯和乙烯比约为4:1。OCP单元有两台径向流反应器，其中的一台在线运行，另一台再生后备用。反应器的再生周期是48小时。反应器在线运行和离线再生的状态切换通过设在反应器进出口的阀门组来实现。

[0004] 中石化开发了烯烃催化裂解(OCC)技术，混合C4-C6原料中所含的烯烃在分子筛催化剂的作用下裂解为丙烯、乙烯等。OCC单元

[0005] 有两台固定床反应器，一开一备，反应系统采用连续切换的方式运行，催化剂的再生过程采用自动切换再生的程序进行控制。

[0006] 催化裂解制低碳烯烃反应是强吸热过程，径向流反应器以及固定床反应器，一般采用提高原料的进料温度实现供热，然而，烯烃、二烯烃以及炔烃等原料组分的预热温度过高则会结焦，影响装置连续运行。另外，催化剂在反应过程中逐渐失去活性，需要通过切换反应器实现连续运行。供热和失活难题限制了径向流反应器技术以及固定床反应器技术的发展和进步。

[0007] 发明内容

- [0008] 低碳烯烃非常活泼，易于发生聚合、烷基化、芳构化等反应，生成副产物，降低低碳烯烃的收率。反应接触时间是影响混合烃催化裂解制备低碳烯烃反应过程的低碳烯烃选择性的重要因素。提高流化床反应器的反应区表观线速度可降低反应接触时间、提高低碳烯烃选择性，但反应区的床层密度通常会同时大幅度地下降，催化剂藏量也随之大幅度地下降，进而导致裂解原料的转化率下降，即，低碳烯烃选择性和原料转化率之间存在负相关关系。
- [0009] 为了提高低碳烯烃的收率和裂解原料的转化率，根据本申请的第一个方面，提供了一种高密度快速流化床反应器。
- [0010] 一种高密度快速流化床反应器，所述高密度快速流化床反应器包括反应器外壳体、反应器内壳体和输送管；
- [0011] 所述反应器内壳体位于所述反应器外壳体的下部；
- [0012] 所述输送管位于高密度快速流化床反应器中上部的中心区域，
- [0013] 所述反应器内壳体围合而成的区域是反应区；
- [0014] 所述输送管的底端连接于反应区的顶端；
- [0015] 所述反应器外壳体和反应器内壳体围合而成的环形区域是催化剂停留区；
- [0016] 所述反应区的底部和催化剂停留区的底部连通；
- [0017] 所述反应器外壳体和输送管围合而成的区域是气固分离区；
- [0018] 所述催化剂停留区和气固分离区连通，并位于气固分离区的下方。
- [0019] 可选地，所述输送管的底端和反应区的顶端连通。
- [0020] 可选地，所述高密度快速流化床反应器包括催化剂分布管、流化蒸汽分布器、原料分布器；
- [0021] 所述催化剂分布管穿过反应器内壳体连通催化剂停留区和反应区；
- [0022] 所述流化蒸汽分布器位于催化剂停留区的底部；
- [0023] 所述原料分布器位于反应区的底部。
- [0024] 可选地，所述催化剂分布管的下表面开孔。
- [0025] 可选地，所述高密度快速流化床反应器包括第一气固分离设备、第二气固分离设备；
- [0026] 所述第一气固分离设备、第二气固分离设备位于气固分离区；

- [0027] 所述第一气固分离设备的入口连接于输送管的出口；
- [0028] 所述第一气固分离设备的催化剂出口位于气固分离区的下部，第一气固分离设备的气体出口位于气固分离区的上部；
- [0029] 所述第二气固分离设备的催化剂出口位于气固分离区的下部。
- [0030] 可选地，所述第一气固分离设备包围所述输送管。
- [0031] 可选地，所述第一气固分离设备采用惯性分离器。以实现产品气和催化剂的快速分离。
- [0032] 可选地，所述第二气固分离设备采用一组或多组气固旋风分离器，每组气固旋风分离器包含一个第一级气固旋风分离器和一个第二级气固旋风分离器。
- [0033] 可选地，所述高密度快速流化床反应器包括反应器集气室、产品气输送管；
- [0034] 所述反应器集气室位于高密度快速流化床反应器的顶部；
- [0035] 所述产品气输送管连接于反应器集气室的顶部；
- [0036] 所述第二气固分离设备的气体出口连接于反应器集气室。
- [0037] 作为一种优选的实施方式，所述高密度快速流化床反应器包含：反应器外壳体，反应器内壳体，输送管，原料分布器，第一气固分离设备，流化蒸汽分布器，催化剂分布管，第二气固分离设备，反应器集气室，产品气输送管，催化剂抽出管，反应器汽提器，待生滑阀和待生剂输送管。
- [0038] 所述反应器内壳体围合而成的区域是反应区，所述反应器外壳体和反应器内壳体围合而成的环形区域是催化剂停留区，反应区的底部和催化剂停留区的底部连通，所述反应器外壳体和输送管围合而成的区域是气固分离区，催化剂停留区和气固分离区连通，并位于气固分离区的下方。
- [0039] 所述原料分布器位于反应区的底部，输送管位于高密度快速流化床反应器中、上部的中心区域，输送管的底端连接于反应区的顶端，输送管的出口连接于第一气固分离设备的入口。
- [0040] 所述第一气固分离设备位于气固分离区，第一气固分离设备的催化剂出口位于气固分离区的下部，第一气固分离设备的气体出口位于气固分离区的上部。
- [0041] 所述流化蒸汽分布器位于催化剂停留区的底部。

- [0042] 所述催化剂分布管穿过反应器内壳体连通催化剂停留区和反应区，催化剂分布管下表面开孔。
- [0043] 所述第二气固分离设备位于气固分离区，第二气固分离设备的入口位于气固分离区，第二气固分离设备的气体出口连接于反应器集气室，第二气固分离设备的催化剂出口位于气固分离区的下部。
- [0044] 所述反应器集气室位于高密度快速流化床反应器的顶部，所述产品气输送管连接于反应器集气室的顶部。
- [0045] 所述催化剂抽出管穿过反应器外壳体，位于催化剂停留区的下部。
- [0046] 所述反应器汽提器连接于催化剂抽出管，所述待生滑阀的入口连接于反应器汽提器的底部，待生滑阀的出口连接于待生剂输送管的入口，待生剂输送管的出口连接于流化床再生器。
- [0047] 根据本申请的第二个方面，提供了一种催化裂解制低碳烯烃的装置。
- [0048] 一种催化裂解制低碳烯烃的装置，所述装置包括上述所述的高密度快速流化床反应器和流化床再生器；
- [0049] 催化剂抽出管穿过反应器外壳体，位于催化剂停留区的下部；反应器汽提器连接于催化剂抽出管，待生滑阀的入口连接于反应器汽提器的底部，待生滑阀的出口连接于待生剂输送管的入口，待生剂输送管的出口连接于流化床再生器的中部；
- [0050] 再生器汽提器位于流化床再生器的底部，再生滑阀的入口连接于再生器汽提器的底部，再生滑阀的出口连接于再生剂输送管的入口，再生剂输送管的出口连接于高密度快速流化床反应器的气固分离区的下部。
- [0051] 可选地，所述流化床再生器包括再生器壳体、再生器分布器、燃油分布器、第三气固分离设备、再生器集气室、烟气输送管；
- [0052] 所述再生器分布器位于流化床再生器的底部；
- [0053] 所述燃油分布器位于再生器分布器的上方；
- [0054] 所述第三气固分离设备位于流化床再生器的上部，第三气固分离设备的入口位于流化床再生器的上部，第三气固分离设备的气体出口连接于再生器集气室，第三气固分离设备的催化剂出口位于流化床再生器的下部；

- [0055] 所述再生器集气室位于流化床再生器的顶部，烟气输送管连接于再生器集气室的顶部。
- [0056] 可选地，所述再生器汽提器的入口管穿透再生器壳体，开口于再生器分布器的上方。
- [0057] 可选地，所述第三气固分离设备采用一组或多组气固旋风分离器，每组气固旋风分离器包含一个第一级气固旋风分离器和一个第二级气固旋风分离器。
- [0058] 本申请的流化床再生器可实现催化裂解制低碳烯烃过程的热平衡并通过再生恢复催化剂的活性。
- [0059] 作为一种优选的实施方式，所述流化床再生器包含：再生器壳体，再生器分布器，燃油分布器，第三气固分离设备，再生器集气室，烟气输送管，再生器汽提器，再生滑阀和再生剂输送管。
- [0060] 所述再生器分布器位于流化床再生器的底部，所述燃油分布器位于再生器分布器的上方，所述第三气固分离设备位于流化床再生器的上部，第三气固分离设备的入口位于流化床再生器的上部，第三气固分离设备的气体出口连接于再生器集气室，第三气固分离设备的催化剂出口位于流化床再生器的下部，再生器集气室位于流化床再生器的顶部，烟气输送管连接于再生器集气室的顶部。
- [0061] 所述再生器汽提器位于再生器壳体之外，再生器汽提器的入口管穿透再生器壳体，开口于再生器分布器的上方，再生滑阀的入口连接于再生器汽提器的底部，再生滑阀的出口连接于再生剂输送管的入口，再生剂输送管的出口连接于高密度快速流化床反应器的气固分离区的下部。
- [0062] 根据本申请的第三个方面，提供了一种催化裂解制低碳烯烃的方法。该方法采用连续反应-再生流化床工艺。
- [0063] 一种催化裂解制低碳烯烃的方法，使用上述所述的催化裂解制低碳烯烃的装置进行。
- [0064] 一种催化裂解制低碳烯烃的方法，包括以下步骤：
- [0065] 将气化后的混合烃原料通入反应区，与催化剂接触，反应，生成含有产品气和催化剂的物流I；
- [0066] 物流I通过输送管，并进行气固分离后，催化剂进入催化剂停留区；

- [0067] 蒸汽进入催化剂停留区，蒸汽携带少量的催化剂由催化剂停留区进入气固分离区；
- [0068] 气固分离区中的产品气和蒸汽携带催化剂经气固分离后，催化剂返回催化剂停留区，产品气和蒸汽进入下游工段；
- [0069] 催化剂停留区中的一部分催化剂经催化剂分布管进入反应区，催化剂停留区中的一部分催化剂经催化剂停留区的底部进入反应区的底部；
- [0070] 催化剂停留区中的一部分催化剂进入流化床再生器进行再生，再生后的催化剂进入高密度快速流化床反应器。
- [0071] 可选地，所述高密度快速流化床反应器的反应区的工艺操作条件为：气体表观线速度为1.5–7.0m/s，温度为500–680℃，压力为50–250kPa，床层密度为150–500kg/m<sup>3</sup>，反应接触时间为0.5–2s。
- [0072] 可选地，所述高密度快速流化床反应器的催化剂停留区的工艺操作条件为：气体表观线速度为0.02–0.2m/s，温度为500–680℃，床层密度为600–800kg/m<sup>3</sup>。
- [0073] 可选地，所述催化剂停留区向所述反应区流动的催化剂循环强度为500–1000kg/(m<sup>2</sup> · s)。
- [0074] 可选地，所述混合烃原料是C<sub>4</sub>+烃，包含碳原子数≥4的烷烃和烯烃。
- [0075] 可选地，所述混合烃原料是C<sub>4</sub>–C<sub>12</sub>烃。
- [0076] 可选地，所述催化剂为ZSM-5分子筛。
- [0077] 可选地，在流化床再生器中，再生气体和催化剂接触，燃油从燃油分布器进入流化床再生器的底部，再生气体和燃油接触后燃烧，燃烧形成的烟气携带催化剂经气固分离后，催化剂返回流化床再生器的底部，经汽提进入高密度快速流化床反应器的气固分离区。
- [0078] 可选地，所述再生气体是空气，所述燃油是柴油。
- [0079] 可选地，所述流化床再生器的工艺操作条件为：气体表观线速度为0.5–2.0m/s，再生温度为600–750℃，再生压力为50–250kPa，床层密度为200–800kg/m<sup>3</sup>。
- [0080] 作为一种优选的实施方式，所述催化裂解制低碳烯烃的方法包括：
- [0081] 来自再生剂输送管的催化剂进入高密度快速流化床反应器的气固分离区，然后进入催化剂停留区；气化后的原料从原料分布器进入反应区，与催化剂接触，

生成含有低碳烯烃的产品气，产品气携带催化剂经输送管进入第一气固分离设备，气固分离后，催化剂进入催化剂停留区；蒸汽从流化蒸汽分布器进入催化剂停留区，蒸汽携带少量的催化剂由催化剂停留区进入气固分离区；气固分离区中的产品气和蒸汽携带催化剂进入第二气固分离设备，气固分离后，气体进入反应器集气室，催化剂返回催化剂停留区；产品气和蒸汽经由产品气输送管进入下游工段；催化剂停留区中的催化剂经催化剂分布管进入反应区；催化剂停留区中的催化剂经催化剂停留区的底部进入反应区的底部；催化剂停留区中的催化剂经催化剂抽出管进入反应器汽提器，汽提之后，催化剂再经由待生滑阀和待生剂输送管进入流化床再生器的中部；

[0082] 再生气体从再生器分布器进入流化床再生器的底部，在流化床再生器中，再生气体和催化剂接触，催化剂中的积碳被燃烧消除，燃油从燃油分布器进入流化床再生器的底部，再生气体和燃油接触后燃烧提高催化剂的温度，燃烧形成的烟气携带催化剂进入第三气固分离设备，气固分离后，烟气进入再生器集气室，再经由烟气输送管进入下游的烟气处理系统，催化剂返回流化床再生器的底部，流化床再生器中的催化剂进入再生器汽提器，汽提之后，再经由再生滑阀和再生剂输送管进入高密度快速流化床反应器。

[0083] 本申请能产生的有益效果包括：

[0084] (1)本申请所提供的高密度快速流化床反应器，其主要包含反应区、催化剂停留区和气固分离区，经由催化剂停留区向反应区流动的催化剂循环强度高达  $500\text{--}1000\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，从而提高反应区的床层密度，实现了在高表观线速度条件下获得高床层密度，克服了低碳烯烃选择性和原料转化率之间的负相关关系。

[0085] (2)本申请所提供的催化裂解制低碳烯烃的装置，在流化床再生器中喷油、补燃，提高催化剂的温度，催化剂在流化床再生器和高密度快速流化床反应器之间循环，为催化裂解制低碳烯烃反应提供热量，实现了热平衡。

[0086] (3)本申请所提供的催化裂解制低碳烯烃的方法，通过流化床反应-再生工艺实现了连续的混合烃催化裂解制低碳烯烃过程。产品气在高密度快速流化床反应器中的反应接触时间 $<2\text{s}$ ，有效的提高了低碳烯烃选择性。原料单程转化率 $\geq 50\%\text{wt}$ ，“乙烯+丙烯”选择性 $\geq 70\%\text{wt}$ ，丙烯/乙烯(质量比) $\geq 3$ 。

## 附图说明

[0087] 图1为本申请一个实施方案的装置示意图。

[0088] 图1中的附图标记说明如下：

1-高密度快速流化床反应器；

1-1反应器外壳体 1-2反应器内壳体 1-3输送管

1-4原料分布器 1-5第一气固分离设备 1-6流化蒸汽分布器

1-7催化剂分布管 1-8第二气固分离设备 1-9反应器集气室

1-10产品气输送管 1-11催化剂抽出管 1-12反应器汽提器

1-13待生滑阀 1-14待生剂输送管

2-流化床再生器；

2-1再生器壳体 2-2再生器分布器 2-3燃油分布器

2-4第三气固分离设备 2-5再生器集气室 2-6烟气输送管

2-7再生器汽提器 2-8再生滑阀 2-9再生剂输送管。

## 具体实施方式

[0089] 下面结合实施例详述本申请，但本申请并不局限于这些实施例。

[0090] 如无特别说明，本申请的实施例中的原料和催化剂均通过商业途径购买。

[0091] 在一个具体实施方案中，本申请所述的一个实施方案的装置示意图如图1所示，所述装置包含高密度快速流化床反应器(1)和流化床再生器(2)。

[0092] 1.所述高密度快速流化床反应器(1)包含：反应器外壳体(1-1)，反应器内壳体(1-2)，输送管(1-3)，原料分布器(1-4)，第一气固分离设备(1-5)，流化蒸汽分布器(1-6)，催化剂分布管(1-7)，第二气固分离设备(1-8)，反应器集气室(1-9)，产品气输送管(1-10)，催化剂抽出管(1-11)，反应器汽提器(1-12)，待生滑阀(1-13)和待生剂输送管(1-14)；所述反应器内壳体(1-2)围合而成的区域是反应区(A)，所述反应器外壳体(1-1)和反应器内壳体(1-2)围合而成的环形区域是催化剂停留区(B)，反应区(A)的底部和催化剂停留区(B)的底部连通，所述反应器外壳体(1-1)和输送管(1-3)围合而成的区域是气固分离区(C)，催化剂停留区(B)和气固分离区(C)连通，并位于气固分离区(C)的下方；所述原料分布器(1-4)位于反应

区(A)的底部, 输送管(1-3)位于高密度快速流化床反应器中、上部的中心区域, 输送管(1-3)的底端连接于反应区(A)的顶端, 输送管(1-3)的出口连接于第一气固分离设备(1-5)的入口; 所述第一气固分离设备(1-5)位于气固分离区(C), 第一气固分离设备(1-5)的催化剂出口位于气固分离区(C)的下部, 第一气固分离设备(1-5)的气体出口位于气固分离区(C)的上部; 所述流化蒸汽分布器(1-6)位于催化剂停留区(B)的底部; 所述催化剂分布管(1-7)穿过反应器内壳体(1-2)连通催化剂停留区(B)和反应区(A), 催化剂分布管(1-7)下表面开孔; 所述第二气固分离设备(1-8)位于气固分离区(C), 第二气固分离设备(1-8)的入口位于气固分离区(C), 第二气固分离设备(1-8)的气体出口连接于反应器集气室(1-9), 第二气固分离设备(1-8)的催化剂出口位于气固分离区(C)的下部; 所述反应器集气室(1-9)位于高密度快速流化床反应器的顶部, 所述产品气输送管(1-10)连接于反应器集气室(1-9)的顶部; 所述催化剂抽出管(1-11)穿过反应器外壳体(1-1), 位于催化剂停留区(B)的下部; 所述反应器汽提器(1-12)连接于催化剂抽出管(1-11), 所述待生滑阀(1-13)的入口连接于反应器汽提器(1-12)的底部, 待生滑阀(1-13)的出口连接于待生剂输送管(1-14)的入口, 待生剂输送管(1-14)的出口连接于流化床再生器(2)。

[0093] 2.所述流化床再生器(2)包含: 再生器壳体(2-1), 再生器分布器(2-2), 燃油分布器(2-3), 第三气固分离设备(2-4), 再生器集气室(2-5), 烟气输送管(2-6), 再生器汽提器(2-7), 再生滑阀(2-8)和再生剂输送管(2-9); 所述再生器分布器(2-2)位于流化床再生器(2)的底部, 所述燃油分布器(2-3)位于再生器分布器(2-2)的上方; 所述第三气固分离设备(2-4)位于流化床再生器(2)的上部, 第三气固分离设备(2-4)的入口位于流化床再生器(2)的上部, 第三气固分离设备(2-4)的气体出口连接于再生器集气室(2-5), 第三气固分离设备(2-4)的催化剂出口位于流化床再生器(2)的下部, 再生器集气室(2-5)位于流化床再生器(2)的顶部, 烟气输送管(2-6)连接于再生器集气室(2-5)的顶部; 所述再生器汽提器(2-7)位于再生器壳体(2-1)之外, 再生器汽提器(2-7)的入口管穿透再生器壳体(2-1), 开口于再生器分布器(2-2)的上方, 再生滑阀(2-8)的入口连接于再生器汽提器(2-7)的底部, 再

生滑阀(2-8)的出口连接于再生剂输送管(2-9)的入口，再生剂输送管(2-9)的出口连接于高密度快速流化床反应器(1)的气固分离区(C)的下部。

- [0094] 具体地，所述第一气固分离设备(1-5)采用惯性分离器，实现产品气和催化剂的快速分离。
- [0095] 具体地，所述第二气固分离设备(1-8)采用一组或多组气固旋风分离器，每组气固旋风分离器包含一个第一级气固旋风分离器和一个第二级气固旋风分离器。
- [0096] 具体地，所述第三气固分离设备(2-4)采用一组或多组气固旋风分离器，每组气固旋风分离器包含一个第一级气固旋风分离器和一个第二级气固旋风分离器。
- [0097] 在一个具体实施方案中，本申请所述的一种催化裂解制低碳烯烃的方法，包括以下步骤：
- [0098] 1.来自再生剂输送管(2-9)的催化剂进入高密度快速流化床反应器(1)的气固分离区(C)，然后进入催化剂停留区(B)；气化后的原料从原料分布器(1-4)进入反应区(A)，与催化剂接触，生成含有低碳烯烃的产品气，产品气携带催化剂经输送管(1-3)进入第一气固分离设备(1-5)，气固分离后，催化剂进入催化剂停留区(B)；蒸汽从流化蒸汽分布器(1-6)进入催化剂停留区(B)，蒸汽携带少量的催化剂由催化剂停留区(B)进入气固分离区(C)；气固分离区(C)中的产品气和蒸汽携带催化剂进入第二气固分离设备(1-8)，气固分离后，气体进入反应器集气室(1-9)，催化剂返回催化剂停留区(B)；产品气和蒸汽经由产品气输送管(1-10)进入下游工段；催化剂停留区(B)中的催化剂经催化剂分布管(1-7)进入反应区(A)；催化剂停留区(B)中的催化剂经催化剂停留区(B)的底部进入反应区(A)的底部；催化剂停留区(B)中的催化剂经催化剂抽出管(1-11)进入反应器汽提器(1-12)，汽提之后，催化剂再经由待生滑阀(1-13)和待生剂输送管(1-14)进入流化床再生器(2)的中部；
- [0099] 2.再生气体从再生器分布器(2-2)进入流化床再生器(2)的底部，在流化床再生器(2)中，再生气体和催化剂接触，催化剂中的积碳被燃烧消除，燃油从燃油分布器(2-3)进入流化床再生器(2)的底部，再生气体和燃油接触后燃烧提高催化剂的温度，燃烧形成的烟气携带催化剂进入第三气固分离设备(2-4)，气固分离后，烟气进入再生器集气室(2-5)，再经由烟气输送管(2-6)进入下游的烟气处理系统，催化剂返回流化床再生器(2)的底部，流化床再生器(2)中的催化剂进入再生

器汽提器(2-7)，汽提之后，再经由再生滑阀(2-8)和再生剂输送管(2-9)进入高密度快速流化床反应器(1)。

[0100] 本申请所述的方法，原料单程转化率、“乙烯+丙烯”选择性的计算方法如下：

[0101] 原料单程转化率 =  $(1 - \text{产品气中C}_4\text{+烃的质量流量} / \text{C}_4\text{+烃进料质量流量}) \times 100\%$

[0102] “乙烯+丙烯”选择性 =  $\text{产品气中“乙烯+丙烯”的质量流量} / (\text{产品气的质量流量} - \text{产品气中C}_4\text{+烃的质量流量}) \times 100\%$

[0103] 实施例1

[0104] 本实施方案采用图1所示的装置。

[0105] 本实施方案中，所述原料是C<sub>4</sub>-C<sub>6</sub>烃，其中烯烃含量为91%wt，烷烃含量为9%wt。所述催化剂是ZSM-5分子筛催化剂。所述高密度快速流化床反应器(1)的反应区(A)的工艺操作条件为：气体表观线速度为1.5m/s，温度为500℃，压力为250kPa，床层密度为500kg/m<sup>3</sup>，反应接触时间为2s。所述催化剂停留区(B)的工艺操作条件为：气体表观线速度为0.10m/s，温度为500℃，床层密度为670kg/m<sup>3</sup>。经由所述催化剂停留区(B)向所述反应区(A)流动的催化剂循环强度为500kg/(m<sup>2</sup>·s)。

[0106] 所述再生气体是空气。所述燃油是柴油。所述流化床再生器(2)的工艺操作条件为：气体表观线速度为0.5m/s，再生温度为600℃，再生压力为250kPa，床层密度为800kg/m<sup>3</sup>。

[0107] 所述原料单程转化率为81%wt，“乙烯+丙烯”选择性为83%wt，丙烯/乙烯(质量比)为3。

[0108] 实施例2

[0109] 本实施方案采用图1所示的装置。

[0110] 本实施方案中，所述原料是C<sub>4</sub>-C<sub>6</sub>烃，其中烯烃含量为46%wt，烷烃含量为54%wt。所述催化剂是ZSM-5分子筛催化剂。所述高密度快速流化床反应器(1)的反应区(A)的工艺操作条件为：气体表观线速度为2.6m/s，温度为600℃，压力为170kPa，床层密度为310kg/m<sup>3</sup>，反应接触时间为1.2s。所述催化剂停留区(B)的工艺操作条件为：气体表观线速度为0.2m/s，温度为600℃，床层密度为600kg/

$\text{m}^3$ 。经由所述催化剂停留区(B)向所述反应区(A)流动的催化剂循环强度为 $720\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

[0111] 所述再生气体是空气。所述燃油是柴油。所述流化床再生器(2)的工艺操作条件为：气体表观线速度为 $2.0\text{m/s}$ ，再生温度为 $680^\circ\text{C}$ ，再生压力为 $170\text{kPa}$ ，床层密度为 $200\text{kg}/\text{m}^3$ 。

[0112] 所述原料单程转化率为 $51\% \text{wt}$ ，“乙烯+丙烯”选择性为 $75\% \text{wt}$ ，丙烯/乙烯(质量比)为 $4.2$ 。

[0113] 实施例3

[0114] 本实施方案采用图1所示的装置。

[0115] 本实施方案中，所述原料是 $\text{C}_5\text{-C}_{12}$ 烃，其中烯烃含量为 $64\% \text{wt}$ ，烷烃含量为 $36\% \text{wt}$ 。所述催化剂是ZSM-5分子筛催化剂。所述高密度快速流化床反应器(1)的反应区(A)的工艺操作条件为：气体表观线速度为 $4.1\text{m/s}$ ，温度为 $650^\circ\text{C}$ ，压力为 $110\text{kPa}$ ，床层密度为 $190\text{kg}/\text{m}^3$ ，反应接触时间为 $0.8\text{s}$ 。所述催化剂停留区(B)的工艺操作条件为：气体表观线速度为 $0.08\text{m/s}$ ，温度为 $650^\circ\text{C}$ ，床层密度为 $720\text{kg}/\text{m}^3$ 。经由所述催化剂停留区(B)向所述反应区(A)流动的催化剂循环强度为 $810\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

[0116] 所述再生气体是空气。所述燃油是柴油。所述流化床再生器(2)的工艺操作条件为：气体表观线速度为 $1.5\text{m/s}$ ，再生温度为 $720^\circ\text{C}$ ，再生压力为 $110\text{kPa}$ ，床层密度为 $340\text{kg}/\text{m}^3$ 。

[0117] 所述原料单程转化率为 $76\% \text{wt}$ ，“乙烯+丙烯”选择性为 $77\% \text{wt}$ ，丙烯/乙烯(质量比)为 $6.3$ 。

[0118] 实施例4

[0119] 本实施方案采用图1所示的装置。

[0120] 本实施方案中，所述原料是 $\text{C}_5\text{-C}_{12}$ 烃，其中烯烃含量为 $8\% \text{wt}$ ，烷烃含量为 $92\% \text{wt}$ 。所述催化剂是ZSM-5分子筛催化剂。所述高密度快速流化床反应器(1)的反应区(A)的工艺操作条件为：气体表观线速度为 $7.0\text{m/s}$ ，温度为 $680^\circ\text{C}$ ，压力为 $50\text{kPa}$ ，床层密度为 $150\text{kg}/\text{m}^3$ ，反应接触时间为 $0.5\text{s}$ 。所述催化剂停留区(B)的工艺操作条件为：气体表观线速度为 $0.02\text{m/s}$ ，温度为 $680^\circ\text{C}$ ，床层密度为 $800\text{kg}/\text{m}^3$ 。

$\text{m}^3$ 。经由所述催化剂停留区(B)向所述反应区(A)流动的催化剂循环强度为 $1000\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 。

- [0121] 所述再生气体是空气。所述燃油是柴油。所述流化床再生器(2)的工艺操作条件为：气体表观线速度为 $0.8\text{m/s}$ ，再生温度为 $750^\circ\text{C}$ ，再生压力为 $50\text{kPa}$ ，床层密度为 $520\text{kg}/\text{m}^3$ 。
- [0122] 所述原料单程转化率为 $63\%\text{wt}$ ，“乙烯+丙烯”选择性为 $70\%\text{wt}$ ，丙烯/乙烯(质量比)为 $8.5$ 。
- [0123] 以上所述，仅是本申请的几个实施例，并非对本申请做任何形式的限制，虽然本申请以较佳实施例揭示如上，然而并非用以限制本申请，任何熟悉本专业的技术人员，在不脱离本申请技术方案的范围，利用上述揭示的技术内容做出些许的变动或修饰均等同于等效实施案例，均属于技术方案范围内。

权利要求书

- [权利要求 1] 一种高密度快速流化床反应器，其特征在于，所述高密度快速流化床反应器包括反应器外壳体、反应器内壳体和输送管；  
所述反应器内壳体位于所述反应器外壳体的下部；  
所述输送管位于高密度快速流化床反应器中上部的中心区域，  
所述反应器内壳体围合而成的区域是反应区；  
所述输送管的底端连接于反应区的顶端；  
所述反应器外壳体和反应器内壳体围合而成的环形区域是催化剂停留区；  
所述反应区的底部和催化剂停留区的底部连通；  
所述反应器外壳体和输送管围合而成的区域是气固分离区；  
所述催化剂停留区和气固分离区连通，并位于气固分离区的下方。
- [权利要求 2] 根据权利要求1所述的高密度快速流化床反应器，其特征在于，所述高密度快速流化床反应器包括催化剂分布管、流化蒸汽分布器、原料分布器；  
所述催化剂分布管穿过反应器内壳体连通催化剂停留区和反应区；  
所述流化蒸汽分布器位于催化剂停留区的底部；  
所述原料分布器位于反应区的底部。
- [权利要求 3] 根据权利要求1-2任一项所述的高密度快速流化床反应器，其特征在于，所述催化剂分布管的下表面开孔。
- [权利要求 4] 根据权利要求1-3任一项所述的高密度快速流化床反应器，其特征在于，所述高密度快速流化床反应器包括第一气固分离设备、第二气固分离设备；  
所述第一气固分离设备、第二气固分离设备位于气固分离区；  
所述第一气固分离设备的入口连接于输送管的出口；  
所述第一气固分离设备的催化剂出口位于气固分离区的下部，第一气固分离设备的气体出口位于气固分离区的上部；  
所述第二气固分离设备的催化剂出口位于气固分离区的下部。

- [权利要求 5] 根据权利要求1-4任一项所述的高密度快速流化床反应器，其特征在于，所述第一气固分离设备采用惯性分离器。
- [权利要求 6] 根据权利要求1-5任一项所述的高密度快速流化床反应器，其特征在于，所述第二气固分离设备采用一组或多组气固旋风分离器，每组气固旋风分离器包含一个第一级气固旋风分离器和一个第二级气固旋风分离器。
- [权利要求 7] 根据权利要求1-6任一项所述的高密度快速流化床反应器，其特征在于，所述高密度快速流化床反应器包括反应器集气室、产品气输送管；  
所述反应器集气室位于高密度快速流化床反应器的顶部；  
所述产品气输送管连接于反应器集气室的顶部；  
所述第二气固分离设备的气体出口连接于反应器集气室。
- [权利要求 8] 一种催化裂解制低碳烯烃的装置，其特征在于，所述装置包括权利要求1-7任一项所述的高密度快速流化床反应器和流化床再生器；  
催化剂抽出管穿过反应器外壳体，位于催化剂停留区的下部；反应器汽提器连接于催化剂抽出管，待生滑阀的入口连接于反应器汽提器的底部，待生滑阀的出口连接于待生剂输送管的入口，待生剂输送管的出口连接于流化床再生器的中部；  
再生器汽提器位于流化床再生器的底部，再生滑阀的入口连接于再生器汽提器的底部，再生滑阀的出口连接于再生剂输送管的入口，再生剂输送管的出口连接于高密度快速流化床反应器的气固分离区的下部。
- [权利要求 9] 根据权利要求8所述的装置，其特征在于，所述流化床再生器包括再生器壳体、再生器分布器、燃油分布器、第三气固分离设备、再生器集气室、烟气输送管；  
所述再生器分布器位于流化床再生器的底部；  
所述燃油分布器位于再生器分布器的上方；

所述第三气固分离设备位于流化床再生器的上部，第三气固分离设备的入口位于流化床再生器的上部，第三气固分离设备的气体出口连接于再生器集气室，第三气固分离设备的催化剂出口位于流化床再生器的下部；

所述再生器集气室位于流化床再生器的顶部，烟气输送管连接于再生器集气室的顶部。

- [权利要求 10] 根据权利要求8-9任一项所述的装置，其特征在于，所述再生器汽提器的入口管穿透再生器壳体，开口于再生器分布器的上方。
- [权利要求 11] 根据权利要求8-10任一项所述的装置，其特征在于，所述第三气固分离设备采用一组或多组气固旋风分离器，每组气固旋风分离器包含一个第一级气固旋风分离器和一个第二级气固旋风分离器。
- [权利要求 12] 一种催化裂解制低碳烯烃的方法，其特征在于，使用权利要求8-11任一项所述的装置进行。
- [权利要求 13] 根据权利要求12所述的方法，其特征在于，包括以下步骤：
- 将气化后的混合烃原料通入反应区，与催化剂接触，反应，生成含有产品气和催化剂的物流I；
- 物流I通过输送管，并进行气固分离后，催化剂进入催化剂停留区；
- 蒸汽进入催化剂停留区，蒸汽携带少量的催化剂由催化剂停留区进入气固分离区；
- 气固分离区中的产品气和蒸汽携带催化剂经气固分离后，催化剂返回催化剂停留区，产品气和蒸汽进入下游工段；
- 催化剂停留区中的一部分催化剂经催化剂分布管进入反应区，催化剂停留区中的一部分催化剂经催化剂停留区的底部进入反应区的底部；
- 催化剂停留区中的一部分催化剂进入流化床再生器进行再生，再生后的催化剂进入高密度快速流化床反应器。

- [权利要求 14] 根据权利要求12-13任一项所述的方法，其特征在于，所述高密度快速流化床反应器的反应区的工艺操作条件为：气体表观线速度为1.5-7.0m/s，温度为500-680℃，压力为50-250kPa，床层密度为150-500kg/m<sup>3</sup>，反应接触时间为0.5-2s。
- [权利要求 15] 根据权利要求12-14任一项所述的方法，其特征在于，所述高密度快速流化床反应器的催化剂停留区的工艺操作条件为：气体表观线速度为0.02-0.2m/s，温度为500-680℃，床层密度为600-800kg/m<sup>3</sup>。
- [权利要求 16] 根据权利要求12-15任一项所述的方法，其特征在于，所述催化剂停留区向所述反应区流动的催化剂循环强度为500-1000kg/(m<sup>2</sup>·s)。
- [权利要求 17] 根据权利要求12-16任一项所述的方法，其特征在于，所述混合烃原料是C<sub>4</sub>+烃，包含碳原子数≥4的烷烃和烯烃。
- [权利要求 18] 根据权利要求12-17任一项所述的方法，其特征在于，所述混合烃原料是C<sub>4</sub>-C<sub>12</sub>烃。
- [权利要求 19] 根据权利要求12-18任一项所述的方法，其特征在于，所述催化剂为ZSM-5分子筛。
- [权利要求 20] 根据权利要求12-19任一项所述的方法，其特征在于，在流化床再生器中，再生气体和催化剂接触，燃油从燃油分布器进入流化床再生器的底部，再生气体和燃油接触后燃烧，燃烧形成的烟气携带催化剂经气固分离后，催化剂返回流化床再生器的底部，经汽提进入高密度快速流化床反应器的气固分离区。
- [权利要求 21] 根据权利要求12-20任一项所述的方法，其特征在于，所述再生气体是空气，所述燃油是柴油。
- [权利要求 22] 根据权利要求12-21任一项所述的方法，其特征在于，所述流化床再生器的工艺操作条件为：气体表观线速度为0.5-2.0m/s，再生温度为600-750℃，再生压力为50-250kPa，床层密度为200-800kg/m<sup>3</sup>。