

甲醇和/或二甲醚与甲苯制对二甲苯联产低碳烯烃的流化床装置及方法

技术领域

本申请涉及一种生产对二甲苯(PX)联产低碳烯烃的装置及生产方法,尤其适用于甲醇和/或二甲醚与甲苯烷基化制对二甲苯联产低碳烯烃的流化床装置及生产方法,属于化学化工领域。

背景技术

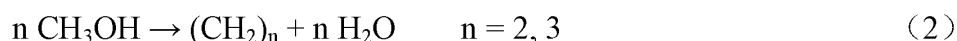
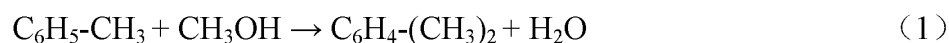
对二甲苯(PX)是石化工业的基本有机原料之一,在化纤、合成树脂、农药、医药、高分子材料等众多领域有着广泛的用途。目前对二甲苯生产主要采用甲苯、C₉芳烃及混合二甲苯为原料,通过歧化、异构化、吸附分离或深冷分离而制取。由于其产物中的对二甲苯含量由热力学控制,对二甲苯在 C₈混合芳烃中只占~24%,工艺过程中物料循环处理量大,设备庞大、操作费用高。特别是二甲苯中三个异构体的沸点相差很小,通过常规的蒸馏技术很难得到高纯度的对二甲苯,而必须采用昂贵的吸附分离工艺。近年来,国内外许多专利公开了生产对二甲苯的新路线,其中甲苯甲醇烷基化技术是高选择性生产对二甲苯的新途径,已经受到了业界的高度重视和极大关注。

低碳烯烃,即乙烯和丙烯,是两种基本的石油化工原料,其需求量日益增加。乙烯和丙烯主要以石脑油为原料进行生产,依赖于石油路线。近年来,非石油路线制取乙烯、丙烯越来越受到重视,特别是甲醇转化制取低碳烯烃(MTO)工艺路线,此路线是实现石油替代战略,减轻和缓解我国对石油的需求和依赖的重要途径。

传统的甲苯烷基化方法包含在反应器的上游将甲苯和甲醇混合,然后将混合物一起供入反应器。反应器种类包含固定床和流化床。为了提高甲苯的转化率,反应物分阶段注入已经在各种固定床和流化床工艺中得到采用。

MTO 反应和烷基化反应之间的竞争是影响对甲苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性的主要因素。在同一个反应器中同时实现两个反应,工艺简单,但甲苯转化率较低;在不同的反应器中分别实现两个反应,工艺较为复杂,但甲苯转化率和对二甲苯收率较高。因此,甲苯甲醇烷基化制备对二甲苯联产低碳烯烃工艺在工艺配置和反应器设计方面急需较大的突破,从而能够协调、优化烷基化反应和 MTO 反应之间的竞争,提高甲苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

上述提及的制备对二甲苯和低碳烯烃的新途径，其反应过程都是酸催化反应。基于 ZSM-5 分子筛催化剂的甲苯甲醇烷基化制对二甲苯反应过程中必然存在甲醇制烯烃反应。在这个反应过程中主要发生如下几个反应：



甲醇既是甲苯甲醇烷基化反应的原料，也是 MTO 反应的原料，但 MTO 反应速率远高于甲苯甲醇烷基化反应速率。

MTO 反应的特点之一是反应速率远高于甲苯甲醇烷基化反应，另一个重要特点是催化剂结碳后，甲醇转化速率下降，低碳烯烃选择性升高。因此，控制催化剂的结碳，是提高 MTO 反应过程中低碳烯烃选择性的一个有效途径。

从以上分析可知，本技术领域需要从催化剂设计和反应器设计两个方面来协调、优化烷基化反应和 MTO 反应之间的竞争，使之协同作用、提高甲苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃收率。

发明内容

根据本申请的一个方面，提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与甲苯制对二甲苯联产低碳烯烃的湍动流化床反应器，该湍动流化床反应器，解决或改善了甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃过程中 MTO 反应和烷基化反应之间的竞争问题，实现 MTO 反应和烷基化反应的协同作用，通过控制传质和反应，协调、优化烷基化反应和 MTO 反应的竞争，使之协同作用，提高甲苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

我们的实验研究表明，甲苯和甲醇共同进料，原料中甲醇含量较低时，MTO 反应快速消耗了大部分的甲醇（烷基化反应物），抑制了甲苯甲醇烷基化反应，甲苯转化率较低。原料中的甲醇含量远远过量时，甲醇与甲苯在分子筛孔道内扩散速度的不同使得单位时间内甲苯的吸附量偏低，也不利于甲苯甲醇烷基化反应。因此，优化反应区内甲醇和甲苯的浓度，是提高甲苯转化率和对二甲苯收率的一个有效途径。

用于甲醇和/或二甲醚与甲苯制对二甲苯联产低碳烯烃的湍动流化床反应器，包含第一反应器进料分布器和多个第二反应器进料分布器，所述第一反应器进料分布器和多个第二反应器进料分布器沿所述湍动流化床反应器中气体流向依次布置。

优选地，所述第二反应器进料分布器为 2 至 10 个。

优选地，所述湍动流化床反应器包括第一反应器气固分离器和第二反

应器气固分离器，所述第一反应器气固分离器置于稀相区或反应器壳体外部，所述第二反应器气固分离器置于稀相区或反应器壳体外部；

所述第一反应器气固分离器设有再生催化剂入口，所述第一反应器气固分离器的催化剂出口置于反应区的底部，所述第一反应器气固分离器的气体出口置于稀相区；

所述第二反应器气固分离器的入口置于所述稀相区，所述第二反应器气固分离器的催化剂出口置于所述反应区，所述第二反应器气固分离器的气体出口连接于湍动流化床反应器产品气出口；

所述反应区位于所述湍动流化床反应器的下部，所述稀相区位于所述湍动流化床反应器的上部。

优选地，所述第一反应器气固分离器和第二反应器气固分离器是旋风分离器。

优选地，所述湍动流化床反应器包括反应器取热器，反应器取热器置于所述湍动流化床反应器壳体内部或外部。

进一步优选地，所述反应器取热器设置于所述多个反应器进料分布器之间。

优选地，所述湍动流化床反应器包括反应器汽提器，所述反应器汽提器在湍动流化床反应器的底部由外向内穿过反应器壳体并且开口于湍动流化床反应器的反应区内，所述反应器汽提器的底部设有反应器汽提气入口和待生催化剂出口。

优选地，所述湍动流化床反应器包含多孔板，所述多孔板位于第一反应器进料分布器和至少一个第二反应器进料分布器之间，所述多孔板的开孔率 $\leq 50\%$ 。

优选地，所述湍动流化床反应器包含多孔板，所述多孔板位于第一反应器进料分布器和与第一反应器进料分布器最近的一个第二反应器进料分布器之间，所述多孔板的开孔率为 $5\% \sim 50\%$ 。

进一步优选地，所述反应器汽提器在反应器壳体内部的开口的水平高度高于第一反应器进料分布器且高于所述多孔板。

本申请中，低碳烯烃包括乙烯、丙烯、丁烯中的至少一种。

本申请中，“甲醇和/或二甲醚”，是指进料中的甲醇可以全部或部分的被二甲醚代替，包括三种情况：只有甲醇；或者只有二甲醚；或者甲醇和二甲醚都有。

本申请中，“甲醇和/或二甲醚与甲苯”，包括三种情况：甲醇和甲苯；或者二甲醚和甲苯；或者甲醇、二甲醚和甲苯。

如无特别说明，本申请中的甲醇均可以全部或部分的被二甲醚代替，

涉及甲醇的量，也可以将二甲醚换算为相同碳原子数的甲醇进行计算。

根据本申请的又一个方面，提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与甲苯制对二甲苯联产低碳烯烃的装置，该装置，解决或改善了甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃过程中 MTO 反应和烷基化反应之间的竞争问题，实现 MTO 反应和烷基化反应的协同作用，通过控制传质和反应，协调、优化烷基化反应和 MTO 反应的竞争，使之协同作用，提高甲苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

所述装置包含以上述任一项所述的湍动流化床反应器中的至少一种和用于再生催化剂的流化床再生器。

优选地，所述流化床再生器是湍动流化床再生器，所述流化床再生器包含再生器壳体、再生器气固分离器、再生器取热器和再生器汽提器；流化床再生器的下部是再生区，流化床再生器的上部是再生器稀相区，再生器进料分布器置于再生区的底部，再生器取热器置于再生区，再生器气固分离器置于稀相区或再生器壳体外部；

所述再生器气固分离器的入口置于再生器稀相区，所述再生器气固分离器的催化剂出口置于再生区，再生器汽提器开口于再生器壳体的底部。

优选地，所述流化床再生器包含再生器壳体、再生器进料分布器、再生器气固分离器、再生器取热器、烟气出口和再生器汽提器；

所述流化床再生器的下部是再生区，流化床再生器的上部是稀相区；

再生器进料分布器置于再生区的底部，再生器取热器置于再生区，再生器气固分离器置于稀相区或再生器壳体外部，再生器气固分离器的入口置于稀相区，再生器气固分离器的催化剂出口置于再生区，再生器气固分离器的气体出口连接于烟气出口，再生器汽提器开口于再生器壳体的底部；

所述反应器汽提器的待生催化剂出口连接于待生斜管的入口，待生斜管中设有待生滑阀，待生斜管的出口连接于待生提升管的入口，待生提升管的底部设有待生提升气入口，待生提升管的出口连接于流化床再生器的稀相区；

所述再生器汽提器的底部设有再生器汽提气入口，再生器汽提器的底部连接于再生斜管的入口，再生斜管中设有再生滑阀，再生斜管的出口连接于再生提升管的入口，再生提升管的底部设有再生提升气入口，再生提升管的出口连接于第一反应器气固分离器的再生催化剂入口，所述第一反应器气固分离器置于流化床反应器的稀相区或反应器壳体外部。

根据本申请的又一个方面,提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与甲苯制对二甲苯联产低碳烯烃的方法,该方法,解决或改善了甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃过程中 MTO 反应和烷基化反应之间的竞争问题,实现 MTO 反应和烷基化反应的协同作用,通过控制传质和反应,协调、优化烷基化反应和 MTO 反应的竞争,使之协同作用,提高甲苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

所述甲醇和/或二甲醚与甲苯制对二甲苯联产低碳烯烃的方法,采用上述任一项所述的湍动流化床反应器中的至少一种。

优选地,将含有甲醇和/或二甲醚与甲苯的原料 A 由第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区,将含有甲醇和/或二甲醚的原料 B 分别由多个第二反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触,生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流 C 和待生催化剂。

优选地,将所述物流 C 分离获得对二甲苯、低碳烯烃、C₅₊链烃、芳烃副产物以及未转化的甲醇、二甲醚和甲苯;

其中,未转化的甲醇和二甲醚由多个第二反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区,芳烃副产物和未转化的甲苯由第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触。

优选地,所述待生催化剂经流化床再生器再生后,进入湍动流化床反应器中反应区的底部。

优选地,所述的方法,包括如下步骤:

(1) 将含有甲醇和/或二甲醚与甲苯的物流 A 由湍动流化床反应器下方的第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触;

(2) 将含有甲醇和/或二甲醚的物流 B 分别由 2 至 10 个第二反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触,生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流 C 和待生催化剂;所述 2 至 10 个第二反应器进料分布器依次布置在第一反应器进料分布器的上方;

(3) 将步骤(2)得到物流 C 经分离出未转化的甲醇和二甲醚物流 C-1、芳烃副产物和未转化的甲苯物流 C-2;将物流 C-1 分别由 2 至 10 个第二反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触;将物流 C-2 由第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触;

所述芳烃副产物包含苯、邻二甲苯、间二甲苯、乙苯和 C₉₊芳烃;

(4) 将步骤(2)得到待生催化剂经流化床再生器再生,再生催化剂经第一反应器气固分离器,气固分离后,进入湍动流化床反应器中反应区

的底部。

优选地，由第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的混合物中，芳烃的分子摩尔数与甲醇和/或二甲醚的碳摩尔数之比大于 0.5。

进一步优选地，由第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的混合物中，芳烃的分子摩尔数与甲醇和/或二甲醚的碳摩尔数之比为 0.5~5。

本申请中，分子摩尔数是指所述物质中分子数量的摩尔数，碳摩尔数是指所述物质中碳原子数量的摩尔数。

优选地，由多个第二反应器进料分布器进入湍动流化床反应器的混合物中的全部含氧化合物和由第一反应器进料分布器进入的甲醇的摩尔比大于 1。

进一步优选地，由多个第二反应器进料分布器进入的全部含氧化合物和由第一反应器进料分布器进入的甲醇的摩尔比为 1~20。

进一步优选地，待生催化剂经过反应器汽提器、待生斜管、待生滑阀和待生提升管进入流化床再生器的稀相区；

再生介质通入流化床再生器的再生区，和待生催化剂发生烧炭反应，生成含有 CO、CO₂ 的烟气和再生催化剂，烟气经过再生器气固分离器除尘后排放；

再生催化剂经过再生器汽提器、再生斜管、再生滑阀和再生提升管进入第一反应器气固分离器入口，气固分离后，再生催化剂进入湍动流化床反应器中反应区的底部；

反应器汽提气由反应器汽提气入口进入反应器汽提器和待生催化剂逆流接触，然后进入湍动流化床反应器；待生提升气由待生提升气入口进入待生提升管和待生催化剂顺流接触，然后进入流化床再生器的稀相区；

再生器汽提气由再生器汽提气入口进入再生器汽提器和再生催化剂逆流接触，然后进入流化床再生器；再生提升气由再生提升气入口进入再生提升管和再生催化剂顺流接触，然后进入第一反应器气固分离器的入口，所述第一反应器气固分离器置于流化床反应器的稀相区或反应器壳体外部。

优选地，所述再生催化剂碳含量 $\leq 0.5\text{wt}\%$ 。

进一步优选地，所述再生介质为空气、贫氧空气或水蒸气中的至少一种；

和/或，所述反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气和/或氮气。

优选地，所述湍动流化床反应器反应区反应条件为：气体表观线速度为 0.1m/s~2.0m/s，反应温度为 350°C~600°C，反应压力为 0.1MPa~1.0MPa，

床层密度为 $200\text{kg/m}^3 \sim 1200\text{kg/m}^3$ 。

优选地，所述流化床再生器再生区反应条件为：气体表观线速度为 $0.1\text{m/s} \sim 2\text{m/s}$ ，再生温度为 $500^\circ\text{C} \sim 750^\circ\text{C}$ ，再生压力为 $0.1\text{MPa} \sim 1.0\text{MPa}$ ，床层密度为 $200\text{kg/m}^3 \sim 1200\text{kg/m}^3$ 。

本申请中，所述湍动流化床反应器中，催化剂在流态化状态下存在下部的密相区和上部的稀相区。其中密相区为所述湍动流化床反应器的反应区。

本申请提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的湍动流化床反应器，所述湍动流化床反应器包含：反应器壳体 2、n 个反应器进料分布器 (3-1~3-n)、反应器气固分离器 4、反应器气固分离器 5、反应器取热器 (6)、产品气出口 7 和反应器汽提器 8，其中湍动流化床反应器 1 的下部是反应区，湍动流化床反应器 1 的上部是稀相区，n 个反应器进料分布器 (3-1~3-n) 由下至上排列置于反应区，反应器取热器 (6) 置于反应区或反应器壳体 2 外部，反应器气固分离器 4 和反应器气固分离器 5 置于稀相区或反应器壳体 2 外部，反应器气固分离器 4 设有再生催化剂入口，反应器气固分离器 4 的催化剂出口置于反应区的底部，反应器气固分离器 4 的气体出口置于稀相区，反应器气固分离器 5 的入口置于稀相区，反应器气固分离器 5 的催化剂出口置于反应区，反应器气固分离器 5 的气体出口连接于产品气出口 7，反应器汽提器 8 在湍动流化床反应器的底部由外向内穿过反应器壳体并且开口于湍动流化床反应器 1 的反应区内，反应器汽提器 8 的底部设有反应器汽提气入口 9，并且反应器汽提器的底部设有待生催化剂出口。

在一个优选实施方式中，湍动流化床反应器 1 的 n 个反应器进料分布器 (3-1~3-n) 由下至上置于反应区， $3 \leq n \leq 11$ ，n 为反应器进料分布器的总数。

在一个优选实施方式中，反应器汽提器 8 在反应器壳体 2 内部的开口的水平高度高于第一反应器进料分布器，以避免新鲜催化剂直接进入反应器汽提器。

在一个优选实施方式中，反应器气固分离器 4 和反应器气固分离器 5 是旋风分离器。

本申请进一步提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的装置，所述装置包含上述的湍动流化床反应器 1 和用于再生催化剂的流化床再生器 14。

在一个优选实施方式中，流化床再生器 14 是湍动流化床再生器。

在一个优选实施方式中，流化床再生器 14 包含再生器壳体 15、再生器进料分布器 16、再生器气固分离器 17、再生器取热器 18、烟气出口 19 和再生器汽提器 20，其中流化床再生器 14 的下部是再生区，流化床再生器 14 的上部是稀相区，再生器进料分布器 16 置于再生区的底部，再生器取热器 18 置于再生区，再生器气固分离器 17 置于稀相区或再生器壳体 15 外部，再生器气固分离器 17 的入口置于稀相区，再生器气固分离器 17 的催化剂出口置于再生区，再生器气固分离器 17 的气体出口连接于烟气出口 19，再生器汽提器 20 的入口连接于再生器壳体 15 的底部；

反应器汽提器 8 的待生催化剂出口连接于待生斜管 10 的入口，待生斜管 10 中设有待生滑阀 11，待生斜管 10 的出口连接于待生提升管 12 的入口，待生提升管 12 的底部设有待生提升气入口 13，待生提升管 12 的出口连接于流化床再生器 14 的稀相区；并且再生器汽提器 20 的底部设有再生器汽提气入口 21，再生器汽提器 20 的底部连接于再生斜管 22 的入口，再生斜管 22 中设有再生滑阀 23，再生斜管 22 的出口连接于再生提升管 24 的入口，再生提升管 24 的底部设有再生提升气入口 25，再生提升管 24 的出口连接于反应器气固分离器 4 的入口。

在另一方面，本申请提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法，包括：

将含有甲苯和甲醇的原料由湍动流化床反应器 1 最下方的反应器进料分布器 3-1 送入湍动流化床反应器 1 的反应区，将甲醇由湍动流化床反应器 1 中的反应器进料分布器 3-2 至 3-n 送入湍动流化床反应器 1 的反应区，与催化剂接触，生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流和含碳的待生催化剂；

将由湍动流化床反应器 1 流出的含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流送入产品分离系统，经分离获得对二甲苯、乙烯、丙烯、丁烯、C₅₊链烃、芳烃副产物以及未转化的甲醇、二甲醚和甲苯，芳烃副产物包含苯、邻二甲苯、间二甲苯、乙苯和 C₉₊芳烃，未转化的甲醇和二甲醚由反应器进料分布器 3-2 至 3-n 送入湍动流化床反应器 1 的反应区，芳烃副产物和未转化的甲苯由反应器进料分布器 3-1 送入湍动流化床反应器 1 的反应区，与催化剂接触，转化为产物；

待生催化剂经流化床再生器 14 再生，再生催化剂经反应器气固分离器 4 的气固分离后，进入湍动流化床反应器 1 中反应区的底部。

在一个优选实施方式中，本申请所述的方法使用上述用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的装置进行。

在一个优选实施方式中，待生催化剂经过反应器汽提器 8、待生斜管

10、待生滑阀 11 和待生提升管 12 进入流化床再生器 14 的稀相区；

再生介质从再生器进料分布器 16 通入流化床再生器 14 的再生区，和待生催化剂发生烧炭反应，生成含有 CO、CO₂ 的烟气和再生催化剂，烟气经过再生器气固分离器 17 除尘后排放；

再生催化剂经过再生器汽提器 20、再生斜管 22、再生滑阀 23 和再生提升管 24 进入反应器气固分离器 4 入口，气固分离后，再生催化剂进入湍动流化床反应器 1 中反应区的底部；

反应器汽提气由反应器汽提气入口 9 进入反应器汽提器 8 和待生催化剂逆流接触，然后进入湍动流化床反应器 1；待生提升气由待生提升气入口 13 进入待生提升管 12 和待生催化剂顺流接触，然后进入流化床再生器 14 的稀相区；

再生器汽提气由再生器汽提气入口 21 进入再生器汽提器 20 和再生催化剂逆流接触，然后进入流化床再生器 14；再生提升气由再生提升气入口 25 进入再生提升管 24 和再生催化剂顺流接触，然后进入反应器气固分离器 4 的入口。

本申请所述的用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法中，由湍动流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中，芳烃和甲醇的物质质量比大于 0.5，进一步优选地，大于 1。

本申请所述的用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法中，由反应器进料分布器 3-2 至 3-n 进入的含氧化合物和由反应器进料分布器 3-1 进入的甲醇的物质质量比大于 1，进一步优选地，大于 5。

在一个优选实施方式中，所述催化剂含有 HZSM-5 分子筛，该催化剂同时具有甲醇和/或二甲醚与甲苯烷基化、甲醇制烯烃和甲醇芳构化的功能。

在一个优选实施方式中，所述催化剂含有 HZSM-11 分子筛，该催化剂同时具有甲醇和/或二甲醚与甲苯烷基化、甲醇制烯烃和甲醇芳构化的功能。

在一个优选实施方式中，所述再生催化剂碳含量<0.5wt.%，进一步优选地，再生催化剂碳含量<0.1wt.%。

在一个优选实施方式中，所述湍动流化床反应器反应区反应条件为：气体表观线速度为 0.1m/s~2.0m/s，反应温度为 350℃~600℃，反应压力为 0.1MPa~1.0MPa，床层密度为 200kg/m³~1200kg/m³。

在一个优选实施方式中，所述流化床再生器再生区反应条件为：气体表观线速度为 0.1m/s~2m/s，再生温度为 500℃~750℃，再生压力为 0.1MPa~1.0MPa，床层密度为 200kg/m³~1200kg/m³。

在一个优选实施方式中，所述再生介质为空气、贫氧空气或水蒸气中的任意一种或任意几种的混合物；所述反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气或氮气。

本申请所述的用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法中，甲苯转化率高于 50%，甲醇转化率高于 70%，对二甲苯选择性高于 90%，基于芳烃的对二甲苯单程收率高于 48%，低碳烯烃（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性大于 70%，取得了较好的技术效果。

本申请中的湍动流化床反应器的主要特征在于芳烃原料由最下方的反应器进料分布器进入，含氧化合物由 n 个反应器进料分布器分别进入，高活性的再生催化剂直接进入反应区底部。芳烃原料包含新鲜甲苯、未转化的甲苯以及芳烃副产物，含氧化合物包含新鲜甲醇、未转化的甲醇和二甲醚。其一，在反应区的下部，催化剂活性高，有利于甲苯的烷基化反应和芳烃副产物的异构化反应、甲基转移反应等；其二，采用含氧化合物多段进料的方式，仅有一小部分的含氧化合物由反应器的底部进料，底部区域含氧化合物浓度低、芳烃浓度高，削弱了在分子筛孔道内扩散速度快的含氧化合物对扩散速度慢的芳烃的吸附竞争优势，保证大部分的芳烃在底部区域内吸附于催化剂中；其三，大部分的含氧化合物由中上部进料，含氧化合物转化反应主要发生在反应区的中上部，避免了底部区域的高活性的再生催化剂由于 MTO 反应过程中产生的结碳而快速降低活性；其四，反应区的中上部区域中催化剂的结碳量较高，有利于提高 MTO 反应的低碳烯烃选择性；其五，采用含氧化合物多段进料的方式，反应区域内含氧化合物浓度分布较为均匀，提供了充分的烷基化反应物，吸附于催化剂中的芳烃和烷基化反应物接触后，快速发生烷基化反应，提高甲苯转化率和对二甲苯收率。

综上所述，本申请中的湍动流化床反应器可以协调、优化甲醇和/或二甲醚与甲苯烷基化反应和 MTO 反应之间的竞争，使之协同作用、提高甲苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃收率。

本申请从反应器设计和工艺配置的角度出发，通过控制甲醇和/或二甲醚相对于甲苯的浓度来协调、优化烷基化反应和 MTO 反应之间的竞争，提高对二甲苯收率和低碳烯烃选择性，以确保既不会出现 MTO 反应快速消耗大部分的甲醇和/或二甲醚从而抑制烷基化反应的情况，也不会发生因甲醇和/或二甲醚含量远远过量、MTO 反应大量发生、单位时间催化剂内甲苯的吸附量偏低从而不利于烷基化反应的情况。

本申请能产生的有益效果包括：

(1) 本申请所提供的流化床反应器和装置，在原料反应速率差距较大的共进料体系中，通过不同原料物流在不同区域分布进料，实现传质控制，进而协调、优化共进料体系，提高反应收率。

(2) 本申请所提供的甲醇甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法，同时具有较高的甲苯转化率和对二甲苯选择性，甲苯转化率大于 50%，产物中对二甲苯在二甲苯异构体中的选择性大于 90%，基于芳烃的对二甲苯单程收率大于 48%，取得了较好的技术效果。

附图说明

图 1 为本申请根据本申请一个实施方案的用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的装置示意图。

附图中的附图标记说明如下：

1-湍动流化床反应器；2-反应器壳体；3-反应器进料分布器（3-1~3-n）；4-反应器气固分离器；5-反应器气固分离器；6-反应器取热器；7-产品气出口；8-反应器汽提器；9-反应器汽提气入口；10-待生斜管；11-待生滑阀；12-待生提升管；13-待生提升气入口；14-流化床再生器；15-再生器壳体；16-再生器进料分布器；17-再生器气固分离器；18-再生器取热器；19-烟气出口；20-再生器汽提器；21-再生器汽提气入口；22-再生斜管；23-再生滑阀；24-再生提升管；25-再生提升气入口；26-多孔板。

具体实施方式

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。

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。

作为本申请的一种实施方式，用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的装置示意图如图 1 所示，该装置包含：湍动流化床反应器 1，其包含反应器壳体 2、n 个反应器进料分布器 3-1 至 3-n（图 1 中 3-1 至 3-n 之间的分布器以 3-i 作为示例）、反应器气固分离器 4、反应器气固分离器 5、反应器取热器 6、产品气出口 7、反应器汽提器 8 和多孔板 26，其中湍动流化床反应器 1 的下部是反应区，湍动流化床反应器 1 的上部是稀相区，n 个反应器进料分布器 3-1 至 3-n 由下至上排列置于反应区， $2 \leq n \leq 11$ ，多孔板 26 处于反应器进料分布器 3-1 和反应器进料分布器 3-2 之间，反应器取热器 6 置于反应区或反应器壳体 2 外部，反应器气固分离器 4 和反应器气固分离器 5 置于稀相区或反应器壳体 2 外部，反应器气固

分离器 4 的入口连接于再生提升管 24, 反应器气固分离器 4 的催化剂出口置于反应区的底部, 反应器气固分离器 4 的气体出口置于稀相区, 反应器气固分离器 5 的入口置于稀相区, 反应器气固分离器 5 的催化剂出口置于反应区, 反应器气固分离器 5 的气体出口连接于产品气出口 7, 反应器汽提器 8 的入口在湍动流化床反应器 1 的反应区内, 其水平高度高于第一反应器进料分布器并高于多孔板 26。

如图 1 所示, 该装置包含: 流化床再生器 14, 其包含再生器壳体 15、再生器进料分布器 16、再生器气固分离器 17、再生器取热器 18、烟气出口 19 和再生器汽提器 20, 其中流化床再生器 14 的下部是再生区, 流化床再生器 14 的上部是稀相区, 再生器进料分布器 16 置于再生区的底部, 再生器取热器 18 置于再生区, 再生器气固分离器 17 置于稀相区或再生器壳体 15 外部, 再生器气固分离器 17 的入口置于稀相区, 再生器气固分离器 17 的催化剂出口置于再生区, 再生器气固分离器 17 的气体出口连接于烟气出口 19, 再生器汽提器 20 的入口连接于再生器壳体 15 的底部。

如图 1 所示, 反应器汽提器 8 的底部设有反应器汽提气入口 9, 反应器汽提器 8 的底部连接于待生斜管 10 的入口, 待生斜管 10 中设有待生滑阀 11, 待生斜管 10 的出口连接于待生提升管 12 的入口, 待生提升管 12 的底部设有待生提升气入口 13, 待生提升管 12 的出口连接于流化床再生器 14 的稀相区;

如图 1 所示, 再生器汽提器 20 的底部设有再生器汽提气入口 21, 再生器汽提器 20 的底部连接于再生斜管 22 的入口, 再生斜管 22 中设有再生滑阀 23, 再生斜管 22 的出口连接于再生提升管 24 的入口, 再生提升管 24 的底部设有再生提升气入口 25, 再生提升管 24 的出口连接于反应器气固分离器 4 的入口。

在上述实施方案中, 流化床再生器 14 可以是湍动流化床再生器; 反应器气固分离器 4、反应器气固分离器 5 和再生器气固分离器 17 可以是旋风分离器。

作为本申请的一个具体实施方案中, 本申请所述的用于甲醇和/或二甲醚与甲苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法包括:

a) 将含有甲苯和甲醇的原料由湍动流化床反应器 1 最下方的反应器进料分布器 3-1 送入湍动流化床反应器 1 的反应区, 将甲醇由湍动流化床反应器 1 中的反应器进料分布器 3-2 至 3-n 送入湍动流化床反应器 1 的反应区, 与催化剂接触, 生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流和含碳的待生催化剂;

b) 将由湍动流化床反应器 1 流出的含有对二甲苯和低碳烯烃产品的

物流送入产品分离系统，经分离获得对二甲苯、乙烯、丙烯、丁烯、 C_{5+} 链烃、芳烃副产物以及未转化的甲醇、二甲醚和甲苯，芳烃副产物包含苯、邻二甲苯、间二甲苯、乙苯和 C_{9+} 芳烃，未转化的甲醇和二甲醚由反应器进料分布器 3-2 至 3-n 送入湍动流化床反应器 1 的反应区，芳烃副产物和未转化的甲苯由反应器进料分布器 3-1 送入湍动流化床反应器 1 的反应区，与催化剂接触，转化为产物；

c) 待生催化剂经过反应器汽提器 8、待生斜管 10、待生滑阀 11 和待生提升管 12 进入流化床再生器 14 的稀相区；

d) 将再生介质从再生器进料分布器 16 通入流化床再生器 14 的再生区，再生介质和待生催化剂发生烧炭反应，生成含有 CO 、 CO_2 的烟气和再生催化剂，烟气经过再生器气固分离器 17 除尘后排放；

e) 再生催化剂经过再生器汽提器 20、再生斜管 22、再生滑阀 23 和再生提升管 24 进入反应器气固分离器 4 入口，气固分离后，再生催化剂进入湍动流化床反应器 1 中反应区的底部；

f) 反应器汽提气由反应器汽提气入口 9 进入反应器汽提器 8 和待生催化剂逆流接触，然后进入湍动流化床反应器 1；待生提升气由待生提升气入口 13 进入待生提升管 12 和待生催化剂顺流接触，然后进入流化床再生器 14 的稀相区；

g) 再生器汽提气由再生器汽提气入口 21 进入再生器汽提器 20 和再生催化剂逆流接触，然后进入流化床再生器 14；再生提升气由再生提升气入口 25 进入再生提升管 24 和再生催化剂顺流接触，然后进入反应器气固分离器 4 的入口。

为更好地说明本申请，便于理解本申请的技术方案，本申请的典型但非限制性的实施例如下。

实施例 1

采用图 1 所示的装置，但湍动流化床反应器 1 中不包含反应器气固分离器 4 和多孔板 26，再生提升管 24 直接连接于湍动流化床反应器 1 的稀相区。湍动流化床反应器 1 含有 1 个反应器进料分布器 3-1。

湍动流化床反应器 1 反应区反应条件为：气体表观线速度约为 1.0m/s ，反应温度约为 500°C ，反应压力约为 0.15MPa ，床层密度约为 350kg/m^3 。

流化床再生器 14 再生区反应条件为：气体表观线速度约为 1.0m/s ，再生温度约为 650°C ，再生压力约为 0.15MPa ，床层密度约为 350kg/m^3 。

催化剂含有 HZSM-5 分子筛，再生催化剂碳含量约为 $0.1\text{wt.}\%$ 。

再生介质为空气；反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气。

由湍动流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中，芳烃和甲醇的摩尔比为 0.5。

实验结果为：甲苯转化率为 26%，甲醇转化率为 98%，对二甲苯选择性为 98%，基于芳烃的对二甲苯单程收率为 24%，低碳烯烃（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性为 63%。

实施例 2

采用图 1 所示的装置，湍动流化床反应器 1 含有 3 个反应器进料分布器 3-1 至 3-3，多孔板 26 的开孔率为 10%，反应器气固分离器 4 置于反应器壳体 2 内部。

湍动流化床反应器 1 反应区反应条件为：气体表观线速度约为 1.0m/s，反应温度约为 500℃，反应压力约为 0.15MPa，床层密度约为 350kg/m³。

流化床再生器 14 再生区反应条件为：气体表观线速度约为 1.0m/s，再生温度约为 650℃，再生压力约为 0.15MPa，床层密度约为 350kg/m³。

催化剂含有 HZSM-5 分子筛，再生催化剂碳含量约为 0.1wt.%。

再生介质为空气；反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气。

由湍动流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中，芳烃和甲醇的物质质量比为 2。

由反应器进料分布器 3-2 至 3-3 进入的含氧化合物和由反应器进料分布器 3-1 进入的甲醇的摩尔比为 3。

实验结果为：甲苯转化率为 52%，甲醇转化率为 96%，对二甲苯选择性为 97%，基于芳烃的对二甲苯单程收率为 49%，低碳烯烃（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性为 73%。

本案例和实施例 1 的区别在于：

①再生催化剂进入湍动流化床反应器的底部，而实施例 1 中再生催化剂进入湍动流化床反应器的稀相区；

②甲醇由 3 个反应器进料分布器（3-1 至 3-3）分别进入，而实施例 1 中甲醇由 1 个反应器进料分布器 3-1 进入。

③含有多孔板，而实施例 1 中不含多孔板。

对比本实施例和实施例 1 可知，催化剂首先接触高浓度的芳烃原料，大幅度的提高了甲苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

实施例 3

采用图 1 所示的装置，湍动流化床反应器 1 含有 6 个反应器进料分布器 3-2 至 3-6，多孔板的开孔率为 5%，反应器气固分离器 4 置于反应器壳体 2 内部。

湍动流化床反应器 1 反应区反应条件为：气体表观线速度约为 0.8m/s，反应温度约为 560℃，反应压力约为 0.6MPa，床层密度约为 460kg/m³。

流化床再生器 14 再生区反应条件为：气体表观线速度约为 1.7m/s，再生温度约为 600℃，再生压力约为 0.6MPa，床层密度约为 220kg/m³。

催化剂含有 HZSM-11 分子筛，再生催化剂碳含量约为 0.15wt.%。

再生介质为空气；反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气。

由湍动流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中，芳烃和甲醇的物质质量比为 4。

由反应器进料分布器 3-2 至 3-6 进入的含氧化合物和由反应器进料分布器 3-1 进入的甲醇的摩尔比为 20。

实验结果为：甲苯转化率为 54%，甲醇转化率为 76%，对二甲苯选择性为 93%，基于芳烃的对二甲苯单程收率为 58%，（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性为 75%。

实施例 4

采用图 1 所示的装置，湍动流化床反应器 1 含有 4 个反应器进料分布器 3-1 至 3-4，不含多孔板 26，反应器气固分离器 4 置于反应器壳体 2 外部。

湍动流化床反应器 1 反应区反应条件为：气体表观线速度约为 1.5m/s，反应温度约为 440℃，反应压力约为 0.2MPa，床层密度约为 280kg/m³。

流化床再生器 14 再生区反应条件为：气体表观线速度约为 1.2m/s，再生温度约为 700℃，再生压力约为 0.2MPa，床层密度约为 330kg/m³。

催化剂含有 HZSM-5 分子筛，再生催化剂碳含量约为 0.15wt.%。

再生介质为水蒸气；反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为氮气。

由湍动流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中，芳烃和甲醇的物质质量比为 3。

由反应器进料分布器 3-1 至 3-4 进入的含氧化合物和由反应器进料分布器 3-1 进入的甲醇的摩尔比为 10。

实验结果为：甲苯转化率为 50%，甲醇转化率为 81%，对二甲苯选

择性为 92%，基于芳烃的对二甲苯单程收率为 52%，低碳烯烃（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性为 72%。

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

1、一种用于甲醇和/或二甲醚与甲苯制对二甲苯联产低碳烯烃的湍动流化床反应器，其特征在于，所述湍动流化床反应器包含第一反应器进料分布器和多个第二反应器进料分布器，所述第一反应器进料分布器和多个第二反应器进料分布器沿所述湍动流化床反应器中气体流向依次布置。

所述第一反应器进料分布器的进料中包括甲苯与部分甲醇和/或二甲醚；

所述第二反应器进料分布器的进料中包括甲醇和/或二甲醚。

2、根据权利要求 1 所述的湍动流化床反应器，其特征在于，所述第二反应器进料分布器为 2 至 10 个。

3、根据权利要求 1 所述的湍动流化床反应器，其特征在于，所述湍动流化床反应器包括第一反应器气固分离器和第二反应器气固分离器，所述第一反应器气固分离器置于稀相区或反应器壳体外部，所述第二反应器气固分离器置于稀相区或反应器壳体外部；

所述第一反应器气固分离器设有再生催化剂入口，所述第一反应器气固分离器的催化剂出口置于反应区的底部，所述第一反应器气固分离器的气体出口置于所述稀相区；

所述第二反应器气固分离器的入口置于所述稀相区，所述第二反应器气固分离器的催化剂出口置于所述反应区，所述第二反应器气固分离器的气体出口连接于湍动流化床反应器产品气出口；

所述反应区位于所述湍动流化床反应器的下部，所述稀相区位于所述湍动流化床反应器的上部。

4、根据权利要求 3 所述的湍动流化床反应器，其特征在于，所述第一反应器气固分离器和第二反应器气固分离器是旋风分离器。

5、根据权利要求 1 所述的湍动流化床反应器，其特征在于，所述湍动流化床反应器包括反应器取热器，反应器取热器置于所述湍动流化床反应器壳体内部或外部。

6、根据权利要求 5 所述的湍动流化床反应器，其特征在于，所述反应器取热器设置于所述多个反应器进料分布器之间。

7、根据权利要求 1 所述的湍动流化床反应器，其特征在于，所述湍动流化床反应器包括反应器汽提器，所述反应器汽提器在湍动流化床反应器的底部由外向内穿过反应器壳体并且开口于湍动流化床反应器的反应区内，所述反应器汽提器的底部设有反应器汽提气入口和待生催化剂出

口。

8、根据权利要求 1 所述的湍动流化床反应器，其特征在于，所述湍动流化床反应器包含多孔板，所述多孔板位于第一反应器进料分布器和至少一个第二反应器进料分布器之间，所述多孔板的开孔率 $\leq 50\%$ ；

或者，所述湍动流化床反应器包含多孔板，所述多孔板位于第一反应器进料分布器和与第一反应器进料分布器最近的一个第二反应器进料分布器之间，所述多孔板的开孔率为 $5\% \sim 50\%$ 。

9、根据权利要求 8 所述的湍动流化床反应器，其特征在于，所述反应器汽提器在反应器壳体内部的开口的水平高度高于第一反应器进料分布器且高于所述多孔板。

10、一种用于甲醇和/或二甲醚与甲苯制对二甲苯联产低碳烯烃的装置，其特征在于，所述装置包含权利要求 1 至 9 任一项所述的湍动流化床反应器中的至少一种和用于再生催化剂的流化床再生器。

11、根据权利要求 10 所述的装置，其特征在于，所述流化床再生器是湍动流化床再生器，所述流化床再生器包含再生器壳体、再生器气固分离器、再生器取热器和再生器汽提器；流化床再生器的下部是再生区，流化床再生器的上部是再生器稀相区，再生器进料分布器置于再生区的底部，再生器取热器置于再生区，再生器气固分离器置于稀相区或再生器壳体外部；

所述再生器气固分离器的入口置于再生器稀相区，所述再生器气固分离器的催化剂出口置于再生区，再生器汽提器开口于再生器壳体的底部。

12、根据权利要求 10 所述的装置，其特征在于，所述流化床再生器包含再生器壳体、再生器进料分布器、再生器气固分离器、再生器取热器、烟气出口和再生器汽提器；

所述流化床再生器的下部是再生区，流化床再生器的上部是稀相区；

再生器进料分布器置于再生区的底部，再生器取热器置于再生区，再生器气固分离器置于稀相区或再生器壳体外部，再生器气固分离器的入口置于稀相区，再生器气固分离器的催化剂出口置于再生区，再生器气固分离器的气体出口连接于烟气出口，再生器汽提器开口于再生器壳体的底部；

所述反应器汽提器的待生催化剂出口连接于待生斜管的入口，待生斜管中设有待生滑阀，待生斜管的出口连接于待生提升管的入口，待生提升管的底部设有待生提升气入口，待生提升管的出口连接于流化床再生器的稀相区；

所述再生器汽提器的底部设有再生器汽提气入口，再生器汽提器的底

部连接于再生斜管的入口，再生斜管中设有再生滑阀，再生斜管的出口连接于再生提升管的入口，再生提升管的底部设有再生提升气入口，再生提升管的出口连接于第一反应器气固分离器的再生催化剂入口，所述第一反应器气固分离器置于流化床反应器的稀相区或反应器壳体外部。

13、一种甲醇和/或二甲醚与甲苯制对二甲苯联产低碳烯烃的方法，其特征在于，采用权利要求 1 至 9 任一项所述湍动流化床反应器中的至少一种。

14、根据权利要求 13 所述的方法，其特征在于，将含有甲醇和/或二甲醚与甲苯的原料 A 由第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区，将含有甲醇和/或二甲醚的原料 B 分别由多个第二反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触，生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流 C 和待生催化剂。

15、根据权利要求 14 所述的方法，其特征在于，将所述物流 C 分离获得对二甲苯、低碳烯烃、C₅₊链烃、芳烃副产物以及未转化的甲醇、二甲醚和甲苯；

其中，未转化的甲醇和二甲醚由多个第二反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区，芳烃副产物和未转化的甲苯由第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触。

16、根据权利要求 14 所述的方法，其特征在于，所述待生催化剂经流化床再生器再生后，进入湍动流化床反应器中反应区的底部。

17、根据权利要求 13 所述的方法，其特征在于，包括如下步骤：

(1) 将含有甲醇和/或二甲醚与甲苯的物流 A 由湍动流化床反应器下方的第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触；

(2) 将含有甲醇和/或二甲醚的物流 B 分别由 2 至 10 个第二反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触，生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流 C 和待生催化剂；所述 2 至 10 个第二反应器进料分布器依次布置在第一反应器进料分布器的上方；

(3) 将步骤 (2) 得到物流 C 经分离出未转化的甲醇和二甲醚物流 C-1、芳烃副产物和未转化的甲苯物流 C-2；将物流 C-1 分别由 2 至 10 个第二反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触；将物流 C-2 由第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的反应区与催化剂接触；

所述芳烃副产物包含苯、邻二甲苯、间二甲苯、乙苯和 C₉₊芳烃；

(4) 将步骤 (2) 得到待生催化剂经流化床再生器再生，再生催化剂

经第一反应器气固分离器，气固分离后，进入湍动流化床反应器中反应区的底部。

18、根据权利要求 13 所述的方法，其特征在于，由第一反应器进料分布器送入湍动流化床反应器的混合物中，芳烃的分子摩尔数与甲醇和/或二甲醚的碳摩尔数之比大于 0.5。

19、根据权利要求 13 所述的方法，其特征在于，由多个第二反应器进料分布器进入湍动流化床反应器的混合物中的全部含氧化合物和由第一反应器进料分布器进入的甲醇的摩尔比大于 1。

20、根据权利要求 13 所述的方法，其特征在于，催化剂再生采用权利要求 11 至 13 任一项所述的装置中的至少一种。

21、根据权利要求 20 所述的方法，其特征在于，待生催化剂经过反应器汽提器、待生斜管、待生滑阀和待生提升管进入流化床再生器的稀相区。

22、根据权利要求 20 所述的方法，其特征在于，再生介质通入流化床再生器的再生区，和待生催化剂发生烧炭反应，生成含有 CO、CO₂ 的烟气和再生催化剂，烟气经过再生器气固分离器除尘后排放；

再生催化剂经过再生器汽提器、再生斜管、再生滑阀和再生提升管进入第一反应器气固分离器入口，气固分离后，再生催化剂进入湍动流化床反应器中反应区的底部；

反应器汽提气由反应器汽提气入口进入反应器汽提器和待生催化剂逆流接触，然后进入湍动流化床反应器；待生提升气由待生提升气入口进入待生提升管和待生催化剂顺流接触，然后进入流化床再生器的稀相区；

再生器汽提气由再生器汽提气入口进入再生器汽提器和再生催化剂逆流接触，然后进入流化床再生器；再生提升气由再生提升气入口进入再生提升管和再生催化剂顺流接触，然后进入第一反应器气固分离器的入口，所述第一反应器气固分离器置于流化床反应器的稀相区或反应器壳体外部。

23、根据权利要求 22 所述的方法，其特征在于，所述再生催化剂碳含量 $\leq 0.5\text{wt.}\%$ 。

24、根据权利要求 22 所述的方法，其特征在于，所述再生介质为空气、贫氧空气或水蒸气中的至少一种；和/或，所述反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气和/或氮气。

25、根据权利要求 18 至 24 任一项所述的方法，其特征在于，所述湍动流化床反应器反应区的反应条件为：气体表观线速度为 0.1m/s~2.0m/s，反应温度为 350℃~600℃，反应压力为 0.1MPa~1.0MPa，床层密度为

200kg/m³~1200kg/m³。

26、根据权利要求 18 至 24 任一项所述的方法，其特征在于，所述流化床再生器再生区反应条件为：气体表观线速度为 0.1m/s~2.0m/s，再生温度为 500℃~750℃，再生压力为 0.1MPa~1.0MPa，床层密度为 200kg/m³~1200kg/m³。