

一种含氧化合物制低碳烯烃的方法及其使用的设备

技术领域

本发明涉及一种含氧化合物制取低碳烯烃的工艺及其使用的设备。

背景技术

低碳烯烃，即乙烯和丙烯，是两种重要的基础化工原料，其需求量在不断增加。一般地，乙烯、丙烯是通过石油路线来生产，但由于石油资源有限的供应量及较高的价格，由石油资源生产乙烯、丙烯的成本不断增加。近年来，人们开始大力发展替代原料转化制乙烯、丙烯的技术。甲醇转化制烯烃(MTO)的工艺受到越来越多的重视，已实现百万吨级的生产规模。随着世界经济的发展，低碳烯烃，特别是丙烯，需求量与日俱增，析迈公司(CMAI)分析称，在 2016 年前，乙烯需求量将以年均 4.3%的速度增长，丙烯需求量将以年均 4.4%的速度增长。由于我国经济的高速增长，我国乙烯和丙烯的需求量的年增长率均超过世界平均水平。

20 世纪 80 年代初，UCC 公司成功开发出了 SAPO 系列分子筛，其中 SAPO-34 分子筛催化剂在用于 MTO 反应时表现出优异的催化性能，具有很高的低碳烯烃选择性，而且活性很高，但催化剂在使用一段时间后由于积碳而失去活性。SAPO-34 分子筛催化剂在使用过程中存在明显的诱导期，在诱导期内，烯烃的选择性较低，烷烃的选择性较高，随着反应时间的增加，低碳烯烃选择性逐渐上升，诱导期过后，催化剂在一定时间内保持高的选择性和高的活性，随着时间的继续延长，催化剂的活性迅速下降。

US6166282 中公布了一种甲醇转化为低碳烯烃的技术和反应器，采用快速流化床反应器，气相在气速较低的密相反应区反应完成后，上升到内径急速变小的快分区后，采用特殊的气固分离设备初步分离出大部分的夹带催化剂。由于反应后产物气与催化剂快速分离，有效的防止了二次反应的发生。经模拟计算，与传统的鼓泡流化床反应器相比，该快速流化床反应器内径及催化剂所需藏量均大大减少。但该方法中低碳烯烃碳基收率一般均在 77%左右，存在低碳烯烃收率较低的问题。

CN101402538B 公布了一种提高低碳烯烃收率的方法，该方法采用在

甲醇转化为低碳烯烃的第一反应区上部设置一个第二反应区，且该第二反应区直径大于第一反应区，以增加第一反应区出口的产品气体在第二反应区内的停留时间，使得未反应的甲醇、生成的二甲醚和碳四以上烃继续反应，达到提高低碳烯烃收率的目的，该方法虽然可以在一定程度上提高低碳烯烃的收率，但是由于第一反应区出来的催化剂已经带有较多的积碳，而碳四以上烃裂解需要较高的催化剂活性，因此该方法中第二反应区内的碳四以上烃转化效率仍然偏低，从而导致低碳烯烃收率偏低。

CN102276406A 公布了一种增产丙烯的生产方法。该技术设置三个反应区，第一快速床反应区用于甲醇转化至烯烃，提升管反应区和第二快速床反应区串联用于转化乙烯、碳四以上烃和未反应的甲醇或二甲醚。此专利中碳四以上烃等物质在提升管反应区和第二快速床反应区中的停留时间较短，转化效率偏低，从而导致丙烯收率偏低。

CN102875289A 公布了一种内部布置提升管反应器的流化床反应装置，用于提高低碳烯烃的产率。第一原料进入流化床反应区，与催化剂接触，生成包括低碳烯烃的产品，同时形成待生催化剂；待生催化剂一部分进入再生器再生，形成再生催化剂，一部分进入出口端位于反应区内部的提升管，与第二原料接触，将待生催化剂提升至反应区内；再生催化剂返回流化床反应器反应区。此专利所披露的反应装置无汽提部分，待生催化剂将会携带部分产品气体进入再生器，与氧气发生燃烧，降低低碳烯烃的产量。

CN102875296A 公布的甲醇制烯烃技术设置了快速床、下行床和提升管三个反应区。催化剂在再生器、快速床、提升管和下行床之间循环，流向十分复杂、流量分配和控制十分困难，催化剂的活性变化较大。

本领域所公知的，低碳烯烃的选择性和催化剂上的积碳量密切相关，要保证高的低碳烯烃选择性，SAPO-34 催化剂上需要一定数量的积碳。目前 MTO 工艺所采用的主要反应器为流化床，而流化床接近于全混流反应器，催化剂积炭分布很宽，不利于提高低碳烯烃的选择性。MTO 工艺的剂醇比很小，生焦率较低，要实现较大的、容易控制的催化剂循环量，就需要在再生区中将催化剂上的积碳量、碳含量均匀性控制在一定水平，进而达到控制反应区内催化剂上的积碳量、碳含量均匀性的目的。因此，控

制反应区内的催化剂积碳量和碳含量均匀性于某一水平是 MTO 工艺中的关键技术。

为解决上述问题，一些研究者提出了在流化床内设置上下两个反应区、两个流化床串联、流化床和提升管、下行床串联等技术，初步揭示了控制催化剂积碳量和碳含量均匀性的方法，取得了一定的有益效果，但也同时增加 MTO 工艺的复杂性、控制难度增加。本发明提出了通过在密相流化床中设置内构件形成多个二级反应区(再生区)的方案来解决控制催化剂积碳量和碳含量均匀性的问题，进而提高低碳烯烃的选择性。

发明内容

本发明所要解决的技术问题是现有技术中存在的低碳烯烃选择性不高的问题，目的在于提供一种新的提高低碳烯烃选择性的方法。该方法用于低碳烯烃的生产中，具有催化剂积碳均匀性好、低碳烯烃收率较高、低碳烯烃生产工艺经济性较好的优点。

为实现上述目的，一方面，本发明提供一种含氧化合物制低碳烯烃的方法，包括以下步骤：

a) 将含有含氧化合物的原料从 n 个进料支线并行通入密相流化床反应器中的第 1 个至第 n 个二级反应区，与催化剂接触，生成含有低碳烯烃产品的物流和待生催化剂；其中所述催化剂依序串行通过第 1 个至第 n 个二级反应区，碳含量逐渐增加；其中所述密相流化床反应器由物料流动控制器分隔成 n 个二级反应区；

b) 将由所述第 1 个至第 n 个二级反应区流出的含低碳烯烃产品的物流与其携带的待生催化剂分离；所述含低碳烯烃产品的物流进入产品分离工段，经分离、提纯得到低碳烯烃产品；分离出的待生催化剂进入第 n 个二级反应区；

c) 由第 n 个二级反应区流出的待生催化剂经过汽提、提升进入密相流化床再生器再生；所述待生催化剂依序串行通过第 1 至 m 个二级再生区；再生介质从 m 个再生区进料支线并行通入第 1 个至第 m 个二级再生区，所述待生催化剂与所述再生介质接触，碳含量逐渐下降，完成再生后的催化剂随后经汽提、提升返回第 1 个二级反应区；其中所述密相流化床再生

器由物料流动控制器分隔成 m 个二级再生区；其中， $n \geq 2$ 并且 $m \geq 2$ ，更优选 $8 \geq n \geq 3$ 并且 $8 \geq m \geq 3$ 。

在一个优选实施方式中，在所述密相流化床反应器中，所述物料流动控制器中的气体表观线速度小于等于催化剂的最小流化速度。

在一个优选实施方式中，在所述密相流化床再生器中，所述物料流动控制器中的气体表观线速度小于等于催化剂的最小流化速度。

在一个优选实施方式中，所述催化剂含有 SAPO-34 分子筛。

在一个优选实施方式中，所述密相流化床反应区反应条件为：气体表观线速度为 $0.1-1.5\text{m/s}$ ，反应温度为 $400-550^\circ\text{C}$ ，床层密度为 $200-1200\text{kg/m}^3$ 。

在一个优选实施方式中，所述密相流化床的第 1 个至第 n 个二级反应区内的催化剂平均积炭量依次递增，第 1 个二级反应区内的催化剂平均积炭量为 $0.5-3\text{wt}\%$ ，第 n 个二级反应区内的催化剂平均积炭量为 $7-10\text{wt}\%$ 。

在一个优选实施方式中，所述密相流化床再生区反应条件为：气体表观线速度为 $0.1-1.5\text{m/s}$ ，再生温度为 $500-700^\circ\text{C}$ ，床层密度为 $200-1200\text{kg/m}^3$ 。

在一个优选实施方式中，所述密相流化床再生区第 1 个至第 m 个二级再生区内催化剂平均积炭量依次递减，第 1 个二级再生区内的催化剂平均积炭量为 $3-10\text{wt}\%$ ，第 m 个二级再生区内的催化剂平均积炭量为 $0-3\text{wt}\%$ 。

在一个优选实施方式中，所述含氧化合物为甲醇和/或二甲醚；所述低碳烯烃为乙烯、丙烯或丁烯中的任意一种或任意几种的混合物；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。

在另一方面，本发明提供一种用于实施上述方法的密相流化床反应器，所述密相流化床反应器包括反应区、气固分离区、汽提区，其特征在于，所述反应区经由物料流动控制器分隔为 n 个二级反应区，其中 $n \geq 2$ 。

在另一方面，本发明提供一种用于实施上述方法的密相流化床再生器，所述密相流化床再生器包括再生区、气固分离区、汽提区，其特征在于，所述再生区经由物料流动控制器分隔为 m 个二级再生区，其中 $m \geq 2$ 。

本发明的有益效果包括但不限于以下方面：(1)密相流化床具有较高的床层密度，催化剂速度较低、磨损低；(2)物料流动控制器中的物料下

行流动管中的气速小于等于催化剂的最小流化速度，催化剂处于密相堆积状态，形成了催化剂的单向密相输送流，避免了相邻二级反应区（或相邻二级再生区）之间的催化剂返混，停留时间分布窄；(3)物料流动控制器中的取热部件具有控制反应区温度的作用；(4)物料流动控制器将反应区分隔为 n 个二级反应区，催化剂依次串行通过第 1 至第 n 二级反应区，停留时间分布窄，待生催化剂碳含量的均匀性大幅度提高；(5)物料流动控制器将再生区分隔为 m 个二级再生区，催化剂依次串行通过第 1 至第 m 二级再生区，停留时间分布窄，再生催化剂碳含量的均匀性大幅度提高；(6)实现了较为精确的控制再生催化剂和待生催化剂的碳含量，并且碳含量分布较为均匀，提高了低碳烯烃的选择性，并可根据需求调控碳含量来优化丙烯/乙烯的比率；(7)因催化剂的碳含量分布较为均匀，反应区所需的催化剂藏量降低；(8)多个二级反应区的结构便于实现反应器的大型化。

附图说明

图 1 为本发明所述方法的流程示意图；

图 2 为本发明所述包含 4 个二级反应区的密相流化床的结构示意图，其中 A-A 剖面图中的箭头是二级反应区间的催化剂流动方向；

图 3 为本发明所述包含 4 个二级再生区的密相流化床的结构示意图，其中 B-B 剖面图中的箭头是二级再生区间的催化剂流动方向；

图 4 为本发明所述汽提器的结构示意图；

图 5 为本发明所述物料流动控制器的结构示意图。

附图中的附图标记说明如下：

1-反应器进料管线；1-1 第 1 个二级反应区进料支线；1-2 第 2 二级反应区进料支线；1-3 第 3 二级反应区进料支线；1-4 第 4 二级反应区进料支线；2-密相流化床反应器；2-1 第 1 二级反应区；2-2 第 2 二级反应区；2-3 第 3 二级反应区；2-4 第 4 二级反应区；3-旋风分离器；4-产品物料管线；5-汽提器；6-水蒸气管线；7-提升管；8-提升气管线；9-再生器进料管线；9-1 第 1 二级再生区进料支线；9-2 第 2 二级再生区进料支线；9-3 第 3 二级再生区进料支线；9-4 第 4 二级再生区进料支线；10-密相流化床再生器；10-1 第 1 二级再生区；10-2 第 2 二级再生区；10-3 第 3 二级再

生区；10-4 第 4 二级再生区；11-旋风分离器；12-废气管线；13-汽提器；14-水蒸气管线；15-提升管；16-提升气管线；17-物料流动控制器；18-物料溢流口；19-隔板；20-孔口；21-物料下行流动管；22-底部挡板；23-取热部件。

具体实施方式

为了提高含氧化合物制取低碳烯烃的工艺中的低碳烯烃选择性，本发明提供一种含氧化合物制取低碳烯烃的方法，包括以下步骤：

- a) 将含有含氧化合物的原料从 n 个进料支线并行通入密相流化床反应器中的第 1 个至第 n 个二级反应区，与催化剂接触，生成含有低碳烯烃产品的物流和待生催化剂；其中所述催化剂依序串行通过第 1 个至第 n 个二级反应区，碳含量逐渐增加；其中所述密相流化床反应器由物料流动控制器分隔成 n 个二级反应区；
- b) 将由所述第 1 个至第 n 个二级反应区流出的含低碳烯烃产品的物流与其携带的待生催化剂分离；所述含低碳烯烃产品的物流进入产品分离工段，经分离、提纯得到低碳烯烃产品；分离出的待生催化剂进入第 n 个二级反应区；
- c) 由第 n 个二级反应区流出的待生催化剂经过汽提、提升进入密相流化床再生器再生；所述待生催化剂依序串行通过第 1 至 m 个二级再生区；再生介质从 m 个再生区进料支线并行通入第 1 个至第 m 个二级再生区，所述待生催化剂与所述再生介质接触，碳含量逐渐下降，完成再生后的催化剂随后经汽提、提升返回第 1 个二级反应区；其中所述密相流化床再生器由物料流动控制器分隔成 m 个二级再生区。

其中， $n \geq 2$ ，优选 $8 \geq n \geq 3$ ； $m \geq 2$ ，优选 $8 \geq m \geq 3$ 。

优选地，密相流化床反应器中，物料流动控制器中气体表观线速度小于等于催化剂的最小流化速度。

优选地，密相流化床再生器中，物料流动控制器中气体表观线速度小于等于催化剂的最小流化速度。

优选地，所述催化剂含有 SAPO-34 分子筛。

优选地，所述密相流化床反应区反应条件为：气体表观线速度为 0.1-1.5m/s，反应温度为 400-550℃，床层密度为 200-1200kg/m³；第 1 个二级反应区内的催化剂平均积炭量为 0.5-3wt%，第 n 个二级反应区内的催化剂平均积炭量为 7-10wt%。

优选地，所述密相流化床再生区反应条件为：气体表观线速度为 0.1-1.5m/s，再生温度为 500-700℃，床层密度为 200-1200kg/m³；第 1 个至第 m 个二级再生区内催化剂平均积炭量依次递减，第 1 个二级再生区内的催化剂平均积炭量为 3-10wt%，第 m 个二级再生区内的催化剂平均积炭量为 0-3wt%。

优选地，所述含氧化合物为甲醇和/或二甲醚；所述低碳烯烃为乙烯、丙烯或丁烯中的任意一种或任意几种的混合物；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。

本发明提供的技术方案还包括：

(1)提供一种密相流化床反应器，包括反应区、气固分离区、汽提区，反应区由物料流动控制器分隔为 n 个二级反应区， $n \geq 2$ ；

(2)提供一种密相流化床再生器，包括再生区、气固分离区、汽提区，再生区由物料流动控制器分隔为 m 个二级再生区， $m \geq 2$ ；

优选地，含有含氧化合物的原料进入密相流化床反应器与再生催化剂接触，生成包括低碳烯烃的产品和含碳的待生催化剂，同时再生催化剂依序通过第 1 至第 n 个二级反应区，碳含量逐渐增加；

优选地，由第 n 个二级反应区流出的待生催化剂经过汽提、提升进入密相流化床再生器再生，待生催化剂依序通过第 1 个至第 m 个二级再生区，与再生介质接触，碳含量逐渐下降，随后经汽提、提升返回第 1 个二级反应区；

优选地，所述低碳烯烃产品物流与待生催化剂分离后进入分离工段，分离出的待生催化剂进入第 n 个二级反应区。

在一个具体实施方案中，本发明所述的含氧化合物制低碳烯烃的流程示意图如图 1 所示。将含有含氧化合物的原料从反应器进料管线（1）及其支线（1-1，……，1-n）并行通入密相流化床反应器（2）中的二级反应区（2-1，……，2-n），与包括 SAPO-34 分子筛的催化剂接触，生成气

相产品物流和待生催化剂,气相产品物流和夹带的待生催化剂进入旋风分离器(3),气相产品物流经旋风分离器的出口、产品物料管线(4)进入后续分离工段,夹带的待生催化剂经旋风分离器的料腿进入第 n 个二级反应区(2- n);来自密相流化床再生器(10)的再生催化剂经过汽提器(13)、提升管(15)进入密相流化床反应器(2),其中汽提器(13)底部连接水蒸气管线(14),提升管(15)底部连接提升气管线(16),再生催化剂在密相流化床反应器(2)中依序串行经过第 1 个至第 n 个二级反应区(2-1, …, 2- n),积碳后形成待生催化剂;将再生介质从再生器进料管线(9)及其支线(9-1, …, 9- m)并行通入密相流化床再生器(10)中的二级再生区(10-1, …, 10- m),与待生催化剂接触,烧炭后生成尾气和再生催化剂,尾气和夹带的再生催化剂进入旋风分离器(11),尾气经旋风分离器的出口、废气管线(12)进入尾气处理工段,处理后排放,夹带的再生催化剂经旋风分离器的料腿进入第 m 个二级再生区(10- m);来自密相流化床反应器(2)的待生催化剂经过汽提器(5)、提升管(7)进入密相流化床再生器(10),其中汽提器(5)底部连接水蒸气管线(6),提升管(7)底部连接提升气管线(8),待生催化剂在密相流化床再生器(10)中依序串行经过第 1 个至第 m 个二级再生区(10-1, …, 10- m),烧炭后形成再生催化剂。

在一个更具体的实施方案中,本发明的包含 4 个二级反应区的密相流化床反应器的结构示意图如图 2 所示。3 个物料流动控制器(17)和一个挡板竖直设置,将反应区分隔为 4 个二级反应区,催化剂依序通过第 1 个至第 4 个二级反应区,然后进入汽提器。

在一个更具体的实施方案中,本发明的包含 4 个二级再生区的密相流化床再生器的结构示意图如图 3 所示。3 个物料流动控制器(17)和一个挡板竖直设置,将再生区分隔为 4 个二级再生区,催化剂依序通过第 1 个至第 4 个二级再生区,然后进入汽提器。

在一个更具体的实施方案中,本发明所述的汽提器的结构示意图如图 4 所示。汽提器上部管壁上开口作为第 n 个二级反应区(或第 m 个二级再生区)与汽提器之间的物料溢流口(18)。

在一个更具体的实施方案中,本发明所述的物料流动控制器的结构示

意图如图 5 所示。物料流动控制器 (17) 由隔板 (19)、孔口 (20)、物料下行流动管 (21)、底部挡板 (22) 和取热部件 (23) 组成。催化剂由下行流动管上方进入物料下行流动管, 其中气体表观线速度小于等于最小流化速度, 物料下行流动管内的催化剂处于密相堆积状态, 形成物料流动推动力, 推动催化剂经过孔口流入其后的二级反应区(或再生区)。取热部件可采用盘管结构, 固定于隔板之上。

优选地, 上述技术方案中, 所述密相流化床反应区内气体表观线速度为 0.1-1.5m/s; 所述密相流化床再生区内气体表观线速度为 0.1-1.5m/s; 所述物料流动控制器内气体表观线速度小于等于催化剂的最小流化速度; 所述催化剂包括 SAPO-34 分子筛; 所述反应区底部设有进料口, 进料包括甲醇、二甲醚等; 所述汽提器的汽提介质包含水蒸气; 所述再生区底部设有再生介质入口, 再生介质包括空气、贫氧空气、水蒸气等; 所述反应区的反应温度为 400-550℃, 床层密度为 200-1200kg/m³, 第 1 个至第 n 个二级反应区内催化剂平均积炭量依次递增, 第 1 个二级反应区的平均积炭量为 0.5-3wt%, 第 n 个二级反应区的平均积炭量为 7-10wt%; 所述再生区的反应温度为 500-700℃, 床层密度为 200-1200kg/m³, 第 1 个至第 m 个二级再生区内催化剂平均积炭量依次递减, 第 1 个二级再生区的平均积炭量为 3-10wt%, 第 m 个二级再生区的平均积炭量为 0-3wt%。采用本发明的方法, 可以达到控制催化剂积碳量、改善碳含量均匀性以及提高低碳烯烃选择性的目的, 具有较大的技术优势, 可用于低碳烯烃的工业生产中。

为更好地说明本发明, 便于理解本发明的技术方案, 本发明的典型但非限制性的实施例如下:

实施例 1

密相流化床反应器内设置 4 个二级反应区, 密相流化床再生器内设置 4 个二级再生区, 含有含氧化合物的原料进入密相流化床反应器, 与包括 SAPO-34 分子筛的催化剂接触, 生成的气相产品物流和待生催化剂, 气相物料和夹带的待生催化剂进入旋风分离器, 气相产品物流经旋风分离器的出口进入后续分离工段, 夹带的待生催化剂经旋风分离器的料腿进入第 4 个二级反应区。再生催化剂经过汽提器、提升管进入密相流化床反应器,

并依序经过第 1 个至第 4 个二级反应区，积碳后形成待生催化剂，待生催化剂再经过汽提器、提升管进入密相流化床再生器，并依序经过第 1 个至第 4 个二级再生区，烧炭后形成再生催化剂。密相流化床反应器反应条件为：反应温度为 400℃，气相线速度为 0.3m/s，床层密度为 1000kg/m³，第 1 个二级反应区的平均积炭量为 2wt%，第 2 个二级反应区的平均积炭量为 6wt%，第 3 个二级反应区的平均积炭量为 8wt%，第 4 个二级反应区的平均积炭量为 10wt%；密相流化床再生器反应条件为：反应温度为 500℃，气相线速度为 0.3m/s，床层密度为 1000kg/m³，第 1 个二级再生区的平均积炭量为 7wt%，第 2 个二级再生区的平均积炭量为 4wt%，第 3 个二级再生区的平均积炭量为 2wt%，第 4 个二级再生区的平均积炭量为 1wt%。反应产品采用在线气相色谱分析，低碳烯烃碳基收率为 91.1wt%。

实施例 2

密相流化床反应器内设置 3 个二级反应区，密相流化床再生器内设置 2 个二级再生区，含有含氧化合物的原料进入密相流化床反应器，与包括 SAPO-34 分子筛的催化剂接触，生成的气相产品物流和待生催化剂，气相物料和夹带的待生催化剂进入旋风分离器，气相产品物流经旋风分离器的出口进入后续分离工段，夹带的待生催化剂经旋风分离器的料腿进入第 3 个二级反应区。再生催化剂经过汽提器、提升管进入密相流化床反应器，并依序经过第 1 个至第 3 个二级反应区，积碳后形成待生催化剂，待生催化剂再经过汽提器、提升管进入密相流化床再生器，并依序经过第 1 个至第 2 个二级再生区，烧炭后形成再生催化剂。密相流化床反应器反应条件为：反应温度为 450℃，气相线速度为 0.5m/s，床层密度为 900kg/m³，第 1 个二级反应区的平均积炭量为 3wt%，第 2 个二级反应区的平均积炭量为 7wt%，第 3 个二级反应区的平均积炭量为 9wt%；密相流化床再生器反应条件为：反应温度为 600℃，气相线速度为 0.7m/s，床层密度为 700kg/m³，第 1 个二级再生区的平均积炭量为 4wt%，第 2 个二级再生区的平均积炭量为 2wt%。反应产品采用在线气相色谱分析，低碳烯烃碳基收率为 90.5wt%。

实施例 3

密相流化床反应器内设置 6 个二级反应区，密相流化床再生器内设置 5 个二级再生区，含有含氧化合物的原料进入密相流化床反应器，与包括 SAPO-34 分子筛的催化剂接触，生成的气相产品物流和待生催化剂，气相物料和夹带的待生催化剂进入旋风分离器，气相产品物流经旋风分离器的出口进入后续分离工段，夹带的待生催化剂经旋风分离器的料腿进入第 6 个二级反应区。再生催化剂经过汽提器、提升管进入密相流化床反应器，并依序经过第 1 个至第 6 个二级反应区，积碳后形成待生催化剂，待生催化剂再经过汽提器、提升管进入密相流化床再生器，并依序经过第 1 个至第 5 个二级再生区，烧炭后形成再生催化剂。密相流化床反应器反应条件为：反应温度为 480℃，气相线速度为 0.7m/s，床层密度为 700kg/m³，第 1 个二级反应区的平均积炭量为 1wt%，第 2 个二级反应区的平均积炭量为 3wt%，第 3 个二级反应区的平均积炭量为 4wt%，第 4 个二级反应区的平均积炭量为 5wt%，第 5 个二级反应区的平均积炭量为 6wt%，第 6 个二级反应区的平均积炭量为 7wt%；密相流化床再生器反应条件为：反应温度为 650℃，气相线速度为 1.0m/s，床层密度为 500kg/m³，第 1 个二级再生区的平均积炭量为 5wt%，第 2 个二级再生区的平均积炭量为 3wt%，第 3 个二级再生区的平均积炭量为 2wt%，第 4 个二级再生区的平均积炭量为 1wt%，第 5 个二级再生区的平均积炭量为 0.01wt%。反应产品采用在线气相色谱分析，低碳烯烃碳基收率为 91.4wt%。

以上已对本发明进行了详细描述，但本发明并不局限于本文所描述具体实施方式。本领域技术人员理解，在不背离本发明范围的情况下，可以作出其他更改和变形。本发明的范围由所附权利要求限定。

权 利 要 求

1. 一种含氧化合物制低碳烯烃的方法，包括以下步骤：

a) 将含有含氧化合物的原料从 n 个进料支线并行通入密相流化床反应器中的第 1 个至第 n 个二级反应区，与催化剂接触，生成含有低碳烯烃产品的物流和待生催化剂；其中所述催化剂依序串行通过第 1 个至第 n 个二级反应区，碳含量逐渐增加；其中所述密相流化床反应器由物料流动控制器分隔成 n 个二级反应区；

b) 将由所述第 1 个至第 n 个二级反应区流出的含低碳烯烃产品的物流与其所携带的待生催化剂分离；所述含低碳烯烃产品的物流进入产品分离工段，经分离、提纯得到低碳烯烃产品；分离出的待生催化剂进入第 n 个二级反应区；

c) 由第 n 个二级反应区流出的待生催化剂经过汽提、提升进入密相流化床再生器再生；所述待生催化剂依序串行通过第 1 至 m 个二级再生区；再生介质从 m 个再生区进料支线并行通入第 1 个至第 m 个二级再生区，所述待生催化剂与所述再生介质接触，碳含量逐渐下降，完成再生后的催化剂随后经汽提、提升返回第 1 个二级反应区；其中所述密相流化床再生器由物料流动控制器分隔成 m 个二级再生区；

其中， $n \geq 2$ 并且 $m \geq 2$ 。

2. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于， $8 \geq n \geq 3$ 并且 $8 \geq m \geq 3$ 。

3. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，在所述密相流化床反应器中，所述物料流动控制器中的气体表观线速度小于等于催化剂的最小流化速度。

4. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，在所述密相流化床再生器中，所述物料流动控制器中的气体表观线速度小于等于催化剂的最小流化速度。

5. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，所述催化剂含有 SAPO-34 分子筛。

6. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，所述密相流化床反应区反应条件为：气体表观线速度为 0.1-1.5m/s，反应温度为 400-550℃，床层

密度为 200-1200kg/m³。

7. 根据权利要求 1 所述的方法, 其特征在于, 所述密相流化床的第 1 个至第 n 个二级反应区内的催化剂平均积炭量依次递增, 第 1 个二级反应区内的催化剂平均积炭量为 0.5-3wt%, 第 n 个二级反应区内的催化剂平均积炭量为 7-10wt%。

8. 根据权利要求 1 所述的方法, 其特征在于, 所述密相流化床再生区反应条件为: 气体表观线速度为 0.1-1.5m/s, 再生温度为 500-700℃, 床层密度为 200-1200kg/m³。

9. 根据权利要求 1 所述的方法, 其特征在于, 所述密相流化床再生区第 1 个至第 m 个二级再生区内催化剂平均积炭量依次递减, 第 1 个二级再生区内的催化剂平均积炭量为 3-10wt%, 第 m 个二级再生区内的催化剂平均积炭量为 0-3wt%。

10. 根据权利要求 1 所述的方法, 其特征在于, 所述含氧化合物为甲醇和/或二甲醚; 所述低碳烯烃为乙烯、丙烯或丁烯中的任意一种或任意几种的混合物; 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。

11. 一种用于实施根据权利要求 1-9 中任一项所述的方法的密相流化床反应器, 所述密相流化床反应器包括反应区、气固分离区、汽提区, 其特征在于, 所述反应区经由物料流动控制器分隔为 n 个二级反应区, 其中 $n \geq 2$ 。

12. 一种用于实施根据权利要求 1-9 中任一项所述的方法的密相流化床再生器, 所述密相流化床再生器包括再生区、气固分离区、汽提区, 其特征在于, 所述再生区经由物料流动控制器分隔为 m 个二级再生区, 其中 $m \geq 2$ 。