

流化床反应器、装置以及含氧化合物制备低碳烯烃的方法

技术领域

本申请涉及一种流化床反应器、装置以及含氧化合物制备低碳烯烃的方法，属于化工催化领域。

背景技术

甲醇制烯烃技术(MTO)主要有中国科学院大连化学物理研究所的DMTO(甲醇制烯烃)技术和美国UOP公司的MTO技术。2010年，采用DMTO技术的神华包头甲醇制烯烃工厂建成投产，此为MTO技术的全球首次工业化应用，截至2019年底，已有14套DMTO工业装置投产，低碳烯烃产能共计约800万吨/年。

最近几年，DMTO技术进一步发展，性能更加优良的新一代DMTO催化剂逐渐开始工业化应用，为DMTO工厂创造了更高的效益。新一代DMTO催化剂具有更高的甲醇处理能力和低碳烯烃选择性。现有的DMTO工业装置难以充分利用新一代DMTO催化剂的优势，因此，需要开发出一种可以适应高甲醇处理能力、高低碳烯烃选择性的新一代DMTO催化剂需求的DMTO装置及生产方法。

发明内容

根据本申请的一个方面，提供了一种流化床反应器，该流化床反应器可以通过焦调控反应在线改性DMTO催化剂，本申请中的改性指的是调控DMTO催化剂中的焦含量、焦含量分布和焦物种，从而控制DMTO催化剂性能，提高低碳烯烃选择性。

本申请中所述的低碳烯烃是指乙烯和丙烯。

申请人研究发现，影响DMTO催化剂的活性和低碳烯烃选择性的主要因素是催化剂中的焦含量、焦含量分布和焦物种。催化剂的平均焦含量相同时，焦含量分布窄，则低碳烯烃选择性高、活性高。催化剂中的焦物种包含多甲基芳烃和多甲基环烷烃等，其中，多甲基苯和多甲基萘能促进乙烯的生成。因此，控制催化剂中的焦含量、焦含量分布以及焦物种是控制DMTO催化剂活性、提高低碳烯烃选择性的关键。

根据本申请的第一方面，提供了一种流化床反应器，所述流化床反应器包括反应器壳体、反应区、焦调控区和输送管；

所述反应器壳体包括下壳体 and 上壳体；所述下壳体围合成反应区；所述输送管设于所述反应区的上方并与所述反应区连通；所述输送管的外周设有上壳体；所述上壳体与所述输送管围合形成空腔；所述空腔包括焦调控区；

所述输送管的上部设有气体出口；

所述反应区包括反应原料进口和焦调控催化剂进口；

所述焦调控区包括催化剂进口、焦调控催化剂出口、焦调控气体出口和焦调控原料进口；

所述焦调控区为环状的腔体；

所述焦调控区内设置有 n 个挡板， n 个所述挡板将焦调控区分割为 n 个子焦调控区，所述 n 个子焦调控区包括第 1 子焦调控区、第 2 子焦调控区至第 n 子焦调控区；

$n-1$ 个所述挡板上均设有至少一个催化剂流通孔，以使催化剂在焦调控区内沿着环形流动； n 为整数；

所述催化剂进口设于第 1 子焦调控区；所述焦调控催化剂出口设于第 n 个子焦调控区；所述焦调控气体出口设于相邻两个挡板之间。

当焦调控区仅含一个区时，进入所述焦调控区的催化剂的停留时间分布近似于全混釜反应器的停留时间分布，此种条件下，获得的焦调控催化剂颗粒上的焦含量均一性较差，即，有的催化剂颗粒焦含量很少，有的催化剂颗粒焦含量又很多，导致催化剂的平均活性较低、平均选择性较低。本申请中，通过设置焦调控区，并在焦调控区中沿径向安装挡板，将焦调控区分割为若干个焦调控区子区，从而控制了进入所述焦调控区的催化剂的停留时间分布，使得焦调控催化剂中的焦含量分布窄，平均活性较高、平均选择性较高。同时，采用分区控制的方式也有利于控制焦调控催化剂上的焦物种以及焦含量。

可选地，所述第 1 挡板上未开设有所述催化剂流通孔；所述第 2 至第 n 挡板上均开设有所述催化剂流通孔。

可选地，本申请中的焦调控区的直径小于反应区的直径。

优选地，所述焦调控区的直径由下至上扩大。

可选地，所述第 1 挡板与所述第 2 挡板分割而成的第 1 子焦调控区设有焦调控区催化剂进口；

所述第 1 挡板与所述第 n 挡板分割而成的第 n 子焦调控区设有焦调控催化剂输送管，所述焦调控催化剂输送管与所述反应区连通；所述焦调控催化剂输送管的一端设于所述焦调控催化剂出口处，另一端设于所述反应区中。

优选地，在所述焦调控催化剂输送管上还设有焦调控催化剂滑阀，用于控制催化剂的循环。

所述子焦调控区的下方设有焦调控区分布器；

所述焦调控气体出口由焦调控区气体输送管连接于所述输送管。

本申请中，通过设置焦调控区，在焦调控区内安装同心依序排列的挡板，挡板上有流通孔，将焦调控区分割为若干个子焦调控区，使得催化剂在焦调控区内形成环形流动，从而控制了进入所述焦调控区的催化剂的停留时间，以及焦调控的方式，也就是说在每个子区进行调控时，调控空间中的催化剂的含量比较均匀，使得催化剂中的焦含量分布窄，而且也控制催化剂上的焦物种以及焦含量。避免

了有的催化剂颗粒焦含量很少，有的催化剂颗粒焦含量又很多，导致催化剂焦含量分布宽。

可选地， $2 \leq n \leq 10$ 。

具体地，挡板上开设的催化剂流通孔可以为1个，或者也可以为多个，本申请不做严格限定。当设置多个催化剂流通孔时，催化剂流通孔彼此的相对位置本申请也不做严格限定，例如，多个催化剂流通孔可以平行设置，或者也可以无规则设置。

本申请中，对焦调控催化剂输送管的形状不做严格限定，只要保证焦调控催化剂输送管可以将焦调控催化剂运送至反应区即可；例如可以为弯折结构的长条状管道，当然，也可以为其他合适的形状。

优选地，在每一个子焦调控区的下方均设有焦调控区分布器。这样可以实现焦调控原料的整体均匀进入焦调控区，避免各个子区之间出现焦调控原料不均匀的现象，可以更好地实现催化剂焦含量分布窄。

可选地，所述焦调控区的横截面为环形；所述子焦调控区的横截面为扇形。

可选地，所述焦调控气体出口由焦调控区气体输送管连接于所述输送管。

可选地，所述子焦调控区的底部设有焦调控区分布器；

所述焦调控原料进口与所述焦调控区分布器连通，或者所述焦调控原料进口位于所述焦调控区分布器的下方。

优选地，每个子焦调控区的底部都设有焦调控区分布器。

可选地，所述反应原料进口处设有反应区分布器；所述反应区分布器设于所述反应区的底部。

具体地，所述反应区分布器用于通入反应原料。

具体地，本申请中，反应原料为含有含氧化合物的原料。

可选地，所述流化床反应器还包括待生剂区；所述待生剂区设于所述焦调控区的上方并套设于所述输送管的外周；所述待生剂区与所述焦调控区之间设置有隔板；

所述待生剂区的底部设置有待生剂区分布器。

可选地，所述待生剂区还包括流化床反应器取热器。

可选地，所述流化床反应器还包括气固分离区；所述气固分离区设于所述待生剂区的上方并套设于所述输送管的外周；

所述气固分离区中设有气固分离设备；

所述待生剂区和所述气固分离区相连通。

可选地，所述气固分离设备包括第一气固分离设备和第二气固分离设备；

所述第一气固分离设备的入口与所述输送管连通；所述第一气固分离设备的催化剂出口设于所述待生剂区；

所述第二气固分离设备的催化剂出口也设于所述待生剂区。

可选地，所述流化床反应器还包括产品气输送管和集气室；所述产品气输送管和所述集气室设于所述反应器壳体的上部；所述产品气输送管设于所述反应器壳体的顶端；所述产品气输送管与所述集气室的顶部连接；

所述第二气固分离设备的气体出口连接于所述集气室；所述第一气固分离设备的气体出口连接于所述集气室。

可选地，所述流化床反应器还包括待生剂循环管；所述待生剂循环管设于所述反应器壳体外。

所述待生剂循环管的入口与所述待生剂区连接，所述待生剂循环管的出口与所述反应区的底部连接。

可选地，所述待生剂循环管上还设有待生剂循环滑阀，用于控制待生催化剂的循环。

根据本申请的第二方面，还提供了一种含氧化合物制备低碳烯烃的方法，采用上述流化床反应器中的至少一种进行。

可选地，所述方法至少包括：

将焦调控原料和来自再生器的催化剂通入焦调控区，反应，生成焦调控催化剂和焦调控产品气；所述催化剂经由挡板上的催化剂流通孔形成环形流动。

可选地，所述方法包括：

(1) 将焦调控原料从焦调控区分布器通入焦调控区，将催化剂从催化剂进口通入焦调控区，所述焦调控原料和所述催化剂在焦调控区接触反应，生成焦调控催化剂和焦调控产品气；所述焦调控催化剂经由焦调控催化剂出口进入所述反应区，所述焦调控产品气经由所述焦调控气体出口进入所述输送管；

(2) 将含有含氧化合物的原料由反应原料进口送入反应区，与焦调控催化剂接触，即可得到含有低碳烯烃的物流 A。

可选地，所述焦调控原料包括 C₁-C₆ 的烃类化合物。

优选地，所述烃类化合物选自 C₁-C₆ 的烷烃、C₁-C₆ 的烯烃中的至少一种。

可选地，所述焦调控原料还包括氢气、醇类化合物、水中的至少一种；

所述醇类化合物和水的总含量在焦调控原料中的质量含量大于等于 10wt% 且小于等于 50wt%。

优选地，所述醇类化合物选自甲醇、乙醇中的至少一种。

可选地，所述焦调控原料包括：0-20wt% 氢气、0-50wt% 甲烷、0-50wt% 乙烷、0-20wt% 乙烯、0-50wt% 丙烷、0-20wt% 丙烯、0-90wt% 丁烷、0-90wt% 丁烯、0-90wt% 戊烷、0-90wt% 戊烯、0-90wt% 己烷、0-90wt% 己烯、0-50wt% 甲醇、0-50wt% 乙醇、0-50wt% 水；

所述烃类化合物不为 0。

可选地，所述含氧化合物选自甲醇、二甲醚中的至少一种；

可选地，所述催化剂包括 SAPO 分子筛；

所述焦调控催化剂中的焦含量为 4-9wt%；

所述焦调控催化剂中的焦含量分布的四分位差小于 1wt%。

具体地，本申请中，通过焦调控区的设置以及焦调控工艺的选择，实现了焦调控催化剂中的焦含量为 4-9wt%，由于催化剂为颗粒状，所以催化剂的焦含量是指每个催化剂颗粒焦含量的均值，但是每个催化剂颗粒中的焦含量实际上是不一样的。本申请中，可以将焦调控催化剂中的焦含量分布的四分位差控制在小于 1wt% 的范围内，使得催化剂整体焦含量分布窄，从而提高催化剂的活性、以及低碳烯烃选择性。

可选地，所述焦调控催化剂中的焦物种包括多甲基苯和多甲基萘；

所述多甲基苯和多甲基萘的质量和在焦总质量中的含量 $\geq 70\text{wt}\%$ ；

分子量 > 184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量 $\leq 25\text{wt}\%$ ；

其中，所述焦总质量是指焦物种的总质量。

本申请中，焦物种的类型，以及焦物种的含量也非常重要，也是本申请调控的目的之一。本申请中，通过焦调控的设置以及焦调控工艺参数的选择，实现了多甲基苯和多甲基萘在焦总质量中的含量 $\geq 70\text{wt}\%$ 的效果，提高了催化剂的活性，以及低碳烯烃选择性。

可选地，所述焦调控区的工艺操作条件为：气体表观线速度为 0.1-0.5m/s，反应温度为 300-700℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 400-800kg/m³；

所述反应区的工艺操作条件为：气体表观线速度为 0.5-7.0m/s，反应温度为 350-550℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 100-500kg/m³。

可选地，在所述步骤（2）之后还包括下述步骤：

（3）将含有低碳烯烃的物流 A 和从焦调控气体出口流出的焦调控产品气在输送管中形成混合物流 B，物流 B 经过输送管进入第一气固分离设备，气固分离后，分为气相物流 C 和固相物流 D，气相物流 C 是含有低碳烯烃的气体，固相物流 D 是待生催化剂。

可选地，所述待生催化剂中的焦含量为 9-13wt%。

可选地，在所述步骤（3）之后还包括如下步骤：

（4）所述气相物流 C 进入集气室，固相物流 D 进入待生剂区；将待生剂区流化气体从待生剂区流化气体进口通入待生剂区，和待生催化剂接触，待生剂区流化气体和其携带的待生催化剂形成物流 E。

可选地，所述待生剂区流化气体包括氮气、水蒸气中的至少一种。

可选地，在所述步骤（4）之后还包括如下步骤：

（5）物流 E 进入第二气固分离设备，气固分离后，分为气相物流 F 和固相物流 G，气相物流 F 是待生剂区流化气体，固相物流 G 是待生催化剂，气相物流 F 进入集气室，固相物流 G 进入待生剂区；气相物流 C 和气相物流 F 在集气室中混合形成产品气，产品气经由产品气输送管进入下游工段。

可选地，在所述步骤（5）之后还包括如下步骤：

（6）所述待生剂区的待生催化剂经过待生剂循环管返回流化床反应器的反应区的底部。

可选地，所述待生剂区的工艺操作条件为：气体表观线速度为 0.1-1.0m/s，反应温度为 350-550℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 200-800kg/m³。

根据本申请的第三方面，还提供了一种装置，所述装置包括流化床反应器和流化床再生器；所述流化床反应器和所述流化床再生器连通；

所述流化床反应器选自上述流化床反应器中的至少一种。

可选地，所述流化床再生器包括再生器壳体；

所述再生器壳体上设有待生催化剂进口；

所述待生催化剂进口与所述流化床反应器的待生剂区连通；

优选地，所述待生催化剂进口与所述流化床反应器的待生剂区通过第一汽提器连通。

进一步优选地，所述流化床反应器的待生剂区和所述第一汽提器之间通过待生斜管连通。

可选地，所述第一汽提器和所述待生催化剂进口通过待生剂输送管连通。

优选地，所述待生剂输送管上设有待生滑阀，用于控制催化剂的循环。

具体地，本申请提供的用于含氧化合物制备低碳烯烃的装置，设有流化床再生器，利用流化床再生器，将待生催化剂再生，将再生后的催化剂通入焦调控区中，进行焦调控，焦调控后再通入反应区进行催化反应。可以在线催化剂和在线焦调控催化剂，提高了生产效率。

可选地，所述再生器壳体的底端与所述焦调控区连通；

优选地，所述再生器壳体的底端与所述焦调控区通过第二汽提器连通；

优选地，所述第二汽提器内设有再生器取热器。

可选地，所述再生器壳体中还设有再生器分布器；

所述第二汽提器的一端伸入所述再生器壳体内。

可选地，所述第二汽提器和所述再生催化剂进口之间通过再生剂输送管连通。

优选地，所述再生剂输送管上设有再生滑阀。

可选地，所述流化床再生器还包括再生器气固分离设备、再生器集气室和烟气输送管；

所述再生器气固分离设备设于所述再生器壳体内；所述再生器集气室和所述烟气输送管设于所述再生器壳体的上部；所述烟气输送管设于所述再生器壳体的顶端；所述烟气输送管与所述再生器集气室的顶部连接；

所述再生器气固分离设备的气体出口与所述再生器集气室连接；所述再生器气固分离设备的再生催化剂出口设于所述再生器壳体的下部。

根据本申请的第四方面，还提供了一种含氧化合物制备低碳烯烃的方法，采用上述装置中的至少一种进行。

可选地，所述方法包括：待生剂区的待生催化剂进入所述流化床再生器内，在所述流化床再生器内再生后，进入所述焦调控区。

可选地，所述方法至少包括：

(a) 所述待生催化剂经过第一汽提器，汽提之后，进入流化床再生器的中部；

(b) 将再生气体从再生气体进口通入流化床再生器的底部，再生气体和待生催化剂接触，发生化学反应，生成含有烟气和再生催化剂的物流 H，物流 H 进入再生器气固分离设备，气固分离后，分为烟气和再生催化剂，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，再生催化剂返回流化床再生器的底部，流化床再生器中的再生催化剂进入第二汽提器，汽提、取热之后，进入流化床反应器的焦调控区。

优选地，所述再生催化剂中的焦含量 $\leq 3\text{wt}\%$ 。

可选地，所述再生气体选自氧气、氮气、水蒸气、空气中的至少一种；

优选地，所述再生气体包括：0-100wt%空气、0-50wt%氧气、0-50wt%氮气和 0-50wt%水蒸气。

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 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m³。

可选地，所述再生催化剂中的焦含量 $\leq 3\text{wt}\%$ 。

所述制备低碳烯烃方法还包括以下步骤：

将待生剂区中的待生催化剂通入流化床再生器中，进行再生处理，生成再生催化剂，将所述再生催化剂通入流化床反应器的焦调控区中，与焦调控原料接触反应。

具体地，本申请中的流化床反应器由下至上分为反应区、焦调控区、待生剂区和气固分离区。该方法包括：a) 在流化床反应器的焦调控区中，焦调控原料和催化剂接触，生成焦调控产品气和焦调控催化剂，焦调控催化剂进入流化床反应器的反应区；在反应区中，含有含氧化合物的原料和焦调控催化剂接触，生成含有低碳烯烃的产品气和待生催化剂；b) 在流化床再生器中，再生气体和待生催化剂接触，生成烟气和再生催化剂，所述再生催化剂再流入焦调控区中。

本申请中的 C_1-C_6 的烃类化合物指的是碳原子数为 1-6 的烃类化合物。

本申请能产生的有益效果包括：

(1) 本申请中的催化剂能通过焦调控区中的挡板中的催化剂流通孔从上游子区依序流向下游子区，使得①焦调控区中的催化剂藏量可以自动调节，即，可以通过控制催化剂在焦调控区中的平均停留时间，从而控制催化剂中的焦含量；②采用 n 个子焦调控区的结构控制催化剂的停留时间分布，其停留时间分布近似于 n 个串联的全混釜反应器，从而获得焦含量分布窄的催化剂。

(2) 本申请通过控制催化剂中的焦物种的转化和生成，一方面将催化剂中残留的非活性的大分子焦物种转化为小分子焦物种，另一方面，焦调控原料还可进入催化剂中生成高活性的小分子焦物种，并且小分子焦物种以多甲基苯和多甲基萘为主，可以提高乙烯的选择性。

(3) 本申请中的通过焦调控反应在线改性 DMTO 催化剂的方法，可以获得焦含量高，焦含量分布窄，焦物种的主要成分是多甲基苯和多甲基萘的焦调控催化剂，将低碳烯烃选择性较低的催化剂转化为低碳烯烃选择性高的焦调控催化剂。

(4) 本申请的催化剂也可以不经过焦调控过程处理，直接用于含氧化合物制备低碳烯烃过程，不经过焦调控处理时，所得的产品气中的低碳烯烃选择性为 80-83wt%；本申请的催化剂经过焦调控过程处理后再用于含氧化合物制备低碳烯烃过程，所得的产品气中的低碳烯烃选择性为 93-96wt%。

(5) 本申请的方法中流化床反应器的反应区的气体表观线速度高，可以获得较高的甲醇通量，提高设备单位体积的甲醇处理量，甲醇质量空速可以达到 $5-20h^{-1}$ ，待生剂区用于取热、降低待生催化剂的温度，并向反应区输送低温的待生催化剂，提高反应区的床层密度、控制反应区的床层温度，当气体表观线速度为 0.5-7.0m/s 时，相对应的床层密度为 500-100kg/m³。

(6) 本申请的流化床反应器采用了流化床反应器第一气固分离设备直接连接于输送管的结构，实现了物流 B 中含有低碳烯烃的气体和待生催化剂的快速分离，避免了低碳烯烃在待生催化剂的作用下进一步反应生成具有更大分子量的烃类副产品。

附图说明

图 1 为本申请一个实施方案的含氧化合物制低碳烯烃（DMTO）装置的示意图。

图 2 为本申请一个实施方案的流化床反应器的焦调控区的横截面示意图。

图 1 和图 2 中的附图标记说明如下：

1 流化床反应器；1-1 反应器壳体；1-2 反应区分布器；

1-3 输送管；1-4 焦调控区分布器；1-5 挡板；

1-6 焦调控区气体输送管；1-7 待生剂区分布器；

1-8 流化床反应器取热器；1-9 第一气固分离设备；

1-10 第二气固分离设备；1-11 集气室；1-12 产品气输送管；
1-13 焦调控催化剂输送管；1-14 焦调控催化剂滑阀；
1-15 待生剂循环管；1-16 待生剂循环滑阀；1-17 待生斜管；
1-18 第一汽提器；1-19 待生滑阀；1-20 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 再生器气固分离设备；2-4 再生器集气室；
2-5 烟气输送管；2-6 第二汽提器；2-7 再生器取热器；
2-8 再生滑阀；2-9 再生剂输送管。

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。

本申请实施例中使用的 SAPO 分子筛来源于中科催化（大连）有限公司。

为了提高 DMTO 催化剂的性能，本申请提供了一种通过焦调控反应在线改性 DMTO 催化剂的方法，其步骤包含：

（1）将催化剂输送至焦调控区；

（2）将焦调控原料输送至焦调控区；

（3）焦调控原料和催化剂在焦调控区中接触并发生反应，焦调控原料在催化剂上结焦，结焦后的催化剂被称之为焦调控催化剂，焦调控催化剂中的焦含量为 4-9wt%，焦物种中包含多甲基苯和多甲基萘，多甲基苯和多甲基萘的质量在焦总质量中的含量为 $\geq 70\text{wt}\%$ ，分子量 >184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量为 $\leq 25\text{wt}\%$ ；

（4）将焦调控催化剂输送至反应区。

所述催化剂是焦含量 $\leq 3\text{wt}\%$ 的 DMTO 催化剂，所述 DMTO 催化剂的活性组分是 SAPO 分子筛。

所述焦调控反应的反应温度为 300-700℃。

本申请还提供了一种包含上述通过焦调控反应在线改性 DMTO 催化剂的方法的含氧化合物制备低碳烯烃的方法及其使用的装置。所述装置包含流化床反应器 1 和流化床再生器 2。

一种用于含氧化合物制备低碳烯烃的装置，所述装置包括流化床反应器 1，其中，所述流化床反应器 1 由下至上分为反应区、焦调控区、待生剂区和气固分离区，所述流化床反应器 1 包含：反应器壳体 1-1，反应区分布器 1-2，输送管 1-3，焦调控区分布器 1-4，挡板 1-5，焦调控区气体输送管 1-6，

待生剂区分布器 1-7, 流化床反应器取热器 1-8, 第一气固分离设备 1-9, 第二气固分离设备 1-10, 集气室 1-11, 产品气输送管 1-12, 焦调控催化剂输送管 1-13, 焦调控催化剂滑阀 1-14, 待生剂循环管 1-15, 待生剂循环滑阀 1-16, 待生斜管 1-17, 第一汽提器 1-18, 待生滑阀 1-19 和待生剂输送管 1-20;

所述反应区分布器 1-2 位于流化床反应器 1 的反应区的底部, 输送管 1-3 位于流化床反应器 1 的中心部域, 其底端连接于反应区的顶端;

所述焦调控区位于反应区之上, 焦调控区内设置 n 个挡板 1-5, 挡板 1-5 将焦调控区分割为 n 个子焦调控区, n 为整数, $2 \leq n \leq 10$, 每个子焦调控区的底部都独立设置焦调控区分布器 1-4, 焦调控区的横截面是环形, 子焦调控区的横截面是扇形, 第 1 至 n 子焦调控区同心依序排列, 挡板 1-5 中含有催化剂流通孔, 但第 1 子焦调控区和第 n 子焦调控区间的挡板 1-5 不含催化剂流通孔, 再生剂输送管 2-9 的出口连接于流化床反应器 1 中的第 1 子焦调控区, 焦调控催化剂输送管 1-13 的入口连接于第 n 子焦调控区, 焦调控催化剂输送管 1-13 中设置焦调控催化剂滑阀 1-14, 焦调控催化剂输送管 1-13 的出口连接于反应区的下部, 子焦调控区的上部设置焦调控区气体输送管 1-6, 焦调控区气体输送管 1-6 的入口位于子焦调控区的上部, 焦调控区气体输送管 1-6 的出口连接于输送管 1-3;

所述待生剂区分布器 1-7 位于待生剂区的底部, 流化床反应器取热器 1-8 位于待生剂区;

所述第一气固分离设备 1-9、第二气固分离设备 1-10 和集气室 1-11 位于流化床反应器 1 的气固分离区, 第一气固分离设备 1-9 的入口连接于输送管 1-3 的上部, 第一气固分离设备 1-9 的气体出口连接于集气室 1-11, 第一气固分离设备 1-9 的催化剂出口位于待生剂区, 第二气固分离设备 1-10 的入口位于流化床反应器 1 的气固分离区, 第二气固分离设备 1-10 的气体出口连接于集气室 1-11, 第二气固分离设备 1-10 的催化剂出口位于待生剂区, 产品气输送管 1-12 连接于集气室 1-11 的顶部;

所述待生剂循环管 1-15 的入口连接于待生剂区, 待生剂循环管 1-15 的出口连接于反应区的底部, 待生剂循环管 1-15 中设置待生剂循环滑阀 1-16;

所述待生斜管 1-17 的入口连接于待生剂区, 待生斜管 1-17 的出口连接于第一汽提器 1-18 的上部, 第一汽提器 1-18 置于反应器壳体 1-1 之外, 待生滑阀 1-19 的入口经管道连接于第一汽提器 1-18 的底部, 待生滑阀 1-19 的出口经管道连接于待生剂输送管 1-20 的入口, 待生剂输送管 1-20 的出口连接于流化床再生器 2 的中部。

在一个优选实施方式中, 第一气固分离设备 1-9 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。

在一个优选实施方式中, 第二气固分离设备 1-10 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。

在一个优选实施方式中, 第二气固分离设备 1-10 为一段管道, 其入口位于气固分离区, 其出口

连接于集气室 1-11。

一种用于含氧化合物制备低碳烯烃的装置，所述装置包括流化床再生器 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，再生器气固分离设备 2-3，再生器集气室 2-4，烟气输送管 2-5，第二汽提器 2-6，再生器取热器 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，再生器气固分离设备 2-3 位于流化床再生器 2 的上部，再生器气固分离设备 2-3 的入口位于流化床再生器 2 的上部，再生器气固分离设备 2-3 的气体出口连接于再生器集气室 2-4，再生器气固分离设备 2-3 的再生催化剂出口位于流化床再生器 2 的下部，再生器集气室 2-4 位于流化床再生器 2 的顶部，烟气输送管 2-5 连接于再生器集气室 2-4 的顶部；

所述第二汽提器 2-6 位于再生器壳体 2-1 之外，第二汽提器 2-6 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，再生器取热器 2-7 位于第二汽提器 2-6 之中，再生滑阀 2-8 的入口经管道连接于第二汽提器 2-6 的底部，再生滑阀 2-8 的出口经管道连接于再生剂输送管 2-9 的入口，再生剂输送管 2-9 的出口连接于流化床反应器 1 中的第 1 子焦调控区。

在一个优选实施方式中，再生器气固分离设备 2-3 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。

根据本申请的另一个方面，还提供了一种采用上述任一项所述的装置的含氧化合物制备低碳烯烃的方法，包括以下步骤：

(1) 将焦调控原料从焦调控区分布器 1-4 通入流化床反应器 1 的焦调控区，将催化剂从再生剂输送管 2-9 通入流化床反应器 1 的焦调控区，焦调控原料和催化剂在焦调控区接触，发生化学反应，生成焦调控催化剂和焦调控产品气；焦调控催化剂经由挡板 1-5 中的催化剂流通孔依序通过第 1-n 子焦调控区，再经由焦调控催化剂输送管 1-13、焦调控催化剂滑阀 1-14 进入流化床反应器 1 的反应区；焦调控产品气经由焦调控区气体输送管 1-6 进入输送管 1-3；将含有含氧化合物的原料从反应区分布器 1-2 通入流化床反应器 1 的反应区，与焦调控催化剂接触，生成含有低碳烯烃和待生催化剂的物流 A，物流 A 和焦调控产品气在输送管 1-3 中混合形成物流 B，物流 B 再经过输送管 1-3 进入第一气固分离设备 1-9，气固分离后，分为气相物流 C 和固相物流 D，气相物流 C 是含有低碳烯烃的气体，固相物流 D 是待生催化剂，气相物流 C 进入集气室 1-11，固相物流 D 进入待生剂区；将待生剂区流化气体从待生剂区分布器 1-7 通入待生剂区，和待生催化剂接触，待生剂区流化气体和其携带的少量待生催化剂形成物流 E，物流 E 进入第二气固分离设备 1-10，气固分离后，分为气相物流 F 和固相物流 G，气相物流 F 是待生剂区流化气体，固相物流 G 是待生催化剂，气相物流 F 进入集气室 1-11，固相物流 G 进入待生剂区；气相物流 C 和气相物流 F 在集气室 1-11 中混合形成产品气，产品气经由产品

气输送管 1-12 进入下游工段；待生剂区的一部分待生催化剂经过待生剂循环管 1-15 和待生剂循环滑阀 1-16 返回流化床反应器 1 的反应区的底部，另一部分待生催化剂经由待生斜管 1-17 进入第一汽提器 1-18，汽提之后，待生催化剂再经由待生滑阀 1-19 和待生剂输送管 1-20 进入流化床再生器 2 的中部；

(2) 将再生气体从再生器分布器 2-2 通入流化床再生器 2 的底部，在流化床再生器 2 中，再生气体和待生催化剂接触，发生化学反应，待生催化剂中的部分焦被燃烧消除，生成含有烟气和再生催化剂的物流 H，物流 H 进入再生器气固分离设备 2-3，气固分离后，分为烟气和再生催化剂，烟气进入再生器集气室 2-4，再经由烟气输送管 2-5 进入下游的烟气处理系统，再生催化剂返回流化床再生器 2 的底部，流化床再生器 2 中的再生催化剂进入第二汽提器 2-6，汽提、取热之后，再经由再生滑阀 2-8 和再生剂输送管 2-9 进入流化床反应器 1 的焦调控区。

在一个优选实施方式中，所述焦调控原料的组成为 0-20wt% 氢气、0-50wt% 甲烷、0-50wt% 乙烷、0-20wt% 乙烯、0-50wt% 丙烷、0-20wt% 丙烯、0-90wt% 丁烷、0-90wt% 丁烯、0-90wt% 戊烷、0-90wt% 戊烯、0-90wt% 己烷、0-90wt% 己烯、0-50wt% 甲醇、0-50wt% 乙醇和 0-50wt% 水。

在一个优选实施方式中，所述的方法中的含氧化合物是甲醇或二甲醚中的一种或甲醇和二甲醚的混合物。

在一个优选实施方式中，所述的方法中的待生剂区流化气体是氮气和 water 蒸气中的一种或氮气和 water 蒸气的混合物。

在一个优选实施方式中，所述的方法中的再生气体是 0-100wt% 空气、0-50wt% 氧气、0-50wt% 氮气和 0-50wt% 水蒸气。

在一个优选实施方式中，所述催化剂的活性组分是 SAPO 分子筛。

在一个优选实施方式中，所述催化剂中的焦含量 $\leq 3\text{wt}\%$ 。

在一个优选实施方式中，所述焦调控催化剂中的焦含量为 4-9wt%，所述焦调控催化剂中的焦含量分布的四分位差小于 1wt%，焦物种中包含多甲基苯和多甲基萘，多甲基苯和多甲基萘的质量在焦总质量中的含量为 $\geq 70\text{wt}\%$ ，分子量 > 184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量为 $\leq 25\text{wt}\%$ 。

在一个优选实施方式中，所述待生催化剂中的焦含量为 9-13wt%，进一步优选地，待生催化剂中的焦含量为 10-12wt%。

在一个优选实施方式中，所述流化床反应器 1 (1) 的焦调控区的工艺操作条件为：气体表观线速度为 0.1-0.5m/s，反应温度为 300-700℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 400-800kg/m³。

在一个优选实施方式中，所述流化床反应器 1 (1) 的反应区的工艺操作条件为：气体表观线速度为 0.5-7.0m/s，反应温度为 350-550℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 100-500kg/m³。

在一个优选实施方式中，所述流化床反应器 1（1）的待生剂区的工艺操作条件为：气体表观线速度为 0.1-1.0m/s，反应温度为 350-550℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 200-800kg/m³。

在一个优选实施方式中，所述流化床再生器 2（2）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 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m³。

本申请所述的方法中，产品气的组成为 38-58wt% 乙烯，35-57wt% 丙烯，≤4wt% C₄-C₆ 烃类和 ≤4wt% 的其他组分，其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO₂ 等，并且乙烯和丙烯在产品气中的总选择性为 93-96wt%。

本申请表述生产单耗时，将含氧化合物中的二甲醚质量依据 C 元素质量等同折算为甲醇质量计，生产单耗的单位为吨甲醇/吨低碳烯烃。

本申请所述的方法中，生产单耗为 2.50-2.58 吨甲醇/吨低碳烯烃。

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

本实施方案采用图 1 和图 2 所示的装置，流化床反应器中的焦调控区含有 2 个挡板，即 n=2，焦调控区包含 2 个焦调控区子区，第二气固分离设备采用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。

本实施方案中，焦调控原料是 6wt% 丁烷、81wt% 丁烯、2wt% 甲醇和 11wt% 水的混合物；含氧化合物是甲醇；待生剂区流化气体是氮气；再生气体是空气；催化剂中的活性组分是 SAPO-34 分子筛；催化剂中的焦含量约为 1wt%；焦调控催化剂中的焦含量约为 4wt%，其中，多甲基苯和多甲基萘的质量在焦总质量中的含量约为 83wt%，分子量>184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 9wt%；焦调控催化剂中的焦含量分布的四分位差约为 0.9wt%；待生催化剂中的焦含量约为 9wt%；流化床反应器的焦调控区的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 0.3m/s，反应温度约为 500℃，反应压力约为 100kPa，床层密度约为 600kg/m³；流化床反应器的反应区的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 7.0m/s，反应温度约为 550℃，反应压力约为 100kPa，床层密度约为 100kg/m³；流化床反应器的待生剂区的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 1.0m/s，反应温度约为 550℃，反应压力约为 100kPa，床层密度约为 200kg/m³；流化床再生器的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 0.5m/s，再生温度约为 700℃，再生压力约为 100kPa，床层密度约为 700kg/m³。

本实施方案中，流化床反应器的含氧化合物的质量空速约为 20h⁻¹；产品气的组成为 58wt% 乙烯，35wt% 丙烯，3wt% C₄-C₆ 烃类和 4wt% 的其他组分，其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO₂ 等；生产单耗为 2.58 吨甲醇/吨低碳烯烃。

实施例 2

本实施方案采用图 1 和图 2 所示的装置，流化床反应器中的焦调控区含有 10 个挡板，即 $n=10$ ，焦调控区包含 10 个焦调控区子区，第二气固分离设备采用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。

本实施方案中，焦调控原料是 22wt% 甲烷、24wt% 乙烷、3wt% 乙烯、28wt% 丙烷、4wt% 丙烯、7wt% 氢气和 12wt% 水的混合物；含氧化合物是 82wt% 甲醇和 18wt% 二甲醚的混合物；待生剂区流化气体是水蒸气；再生气体是 50wt% 空气和 50wt% 水蒸气；催化剂中的活性组分是 SAPO-34 分子筛；催化剂中的焦含量约为 3wt%；焦调控催化剂中的焦含量约为 9wt%，其中，多甲基苯和多甲基萘的质量在焦总质量中的含量约为 71wt%，分子量 >184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 23wt%；焦调控催化剂中的焦含量分布的四分位差约为 0.2wt%；待生催化剂中的焦含量约为 13wt%；流化床反应器的焦调控区的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 0.1m/s，反应温度约为 300℃，反应压力约为 500kPa，床层密度约为 800kg/m³；流化床反应器的反应区的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 0.5m/s，反应温度约为 350℃，反应压力约为 500kPa，床层密度约为 500kg/m³；流化床反应器的待生剂区的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 0.1m/s，反应温度约为 350℃，反应压力约为 500kPa，床层密度约为 800kg/m³；流化床再生器的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 2.0m/s，再生温度约为 600℃，再生压力约为 500kPa，床层密度约为 150kg/m³。

本实施方案中，流化床反应器的含氧化合物的质量空速约为 5h⁻¹；产品气的组成为 38wt% 乙烯，57wt% 丙烯，4wt% C₄-C₆ 烃类和 1wt% 的其他组分，其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO₂ 等；生产单耗为 2.53 吨甲醇/吨低碳烯烃。

实施例 3

本实施方案采用图 1 和图 2 所示的装置，流化床反应器中的焦调控区含有 4 个挡板，即 $n=4$ ，焦调控区包含 4 个焦调控区子区，第二气固分离设备为一段管道，其入口位于气固分离区，其出口连接于流化床反应器集气室。

本实施方案中，焦调控原料是 1wt% 丙烷、1wt% 丙烯、3wt% 丁烷、51wt% 丁烯、3wt% 戊烷、22wt% 戊烯、1wt% 己烷、7wt% 己烯、2wt% 甲醇和 9wt% 水的混合物；含氧化合物是二甲醚；待生剂区流化气体是 5wt% 氮气和 95wt% 水蒸气；再生气体是 50wt% 空气和 50wt% 氧气；催化剂中的活性组分是 SAPO-34 分子筛；催化剂中的焦含量约为 2wt%；焦调控催化剂中的焦含量约为 6wt%，其中，多甲基苯和多甲基萘的质量在焦总质量中的含量约为 80wt%，分子量 >184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 11wt%；焦调控催化剂中的焦含量分布的四分位差约为 0.6wt%；待生催化剂中的焦含量约为 11wt%；流化床反应器的焦调控区的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 0.4m/s，反应温度约为 700℃，反应压力约为 300kPa，床层密度约为 500kg/m³；流化床反应器的反应区的工艺操作条件为：

气体表观线速度约为 3.0m/s, 反应温度约为 450℃, 反应压力约为 300kPa, 床层密度约为 230kg/m³; 流化床反应器的待生剂区的工艺操作条件为: 气体表观线速度约为 0.2m/s, 反应温度约为 450℃, 反应压力约为 300kPa, 床层密度约为 600kg/m³; 流化床再生器的工艺操作条件为: 气体表观线速度约为 1.0m/s, 再生温度约为 750℃, 再生压力约为 300kPa, 床层密度约为 360kg/m³。

本实施方案中, 流化床反应器的含氧化合物的质量空速约为 9h⁻¹; 产品气的组成为 48wt% 乙烯, 48wt% 丙烯, 2wt% C₄-C₆ 烃类和 2wt% 的其他组分, 其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO₂ 等; 生产单耗为 2.50 吨甲醇/吨低碳烯烃。

实施例 4

本实施方案采用图 1 和图 2 所示的装置, 流化床反应器中的焦调控区含有 6 个挡板, 即 n=6, 焦调控区包含 6 个焦调控区子区, 第二气固分离设备采用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。

本实施方案中, 焦调控原料是 5wt% 丁烷、72wt% 丁烯、8wt% 甲醇和 15wt% 水的混合物; 含氧化合物是甲醇; 待生剂区流化气体是 73wt% 氮气和 27wt% 水蒸气; 再生气体是 50wt% 空气和 50wt% 氮气; 催化剂中的活性组分是 SAPO-34 分子筛; 催化剂中的焦含量约为 2wt%; 焦调控催化剂中的焦含量约为 6wt%, 其中, 多甲基苯和多甲基萘的质量在焦总质量中的含量约为 77wt%, 分子量>184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 16wt%; 焦调控催化剂中的焦含量分布的四分位差约为 0.3wt%; 待生催化剂中的焦含量约为 12wt%; 流化床反应器的焦调控区的工艺操作条件为: 气体表观线速度约为 0.5m/s, 反应温度约为 600℃, 反应压力约为 200kPa, 床层密度约为 400kg/m³; 流化床反应器的反应区的工艺操作条件为: 气体表观线速度约为 4.0m/s, 反应温度约为 500℃, 反应压力约为 200kPa, 床层密度约为 160kg/m³; 流化床反应器的待生剂区的工艺操作条件为: 气体表观线速度约为 0.5m/s, 反应温度约为 500℃, 反应压力约为 200kPa, 床层密度约为 300kg/m³; 流化床再生器的工艺操作条件为: 气体表观线速度约为 1.5m/s, 再生温度约为 680℃, 再生压力约为 200kPa, 床层密度约为 280kg/m³。

本实施方案中, 流化床反应器的含氧化合物的质量空速约为 13h⁻¹; 产品气的组成为 53wt% 乙烯, 42wt% 丙烯, 4wt% C₄-C₆ 烃类和 1wt% 的其他组分, 其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO₂ 等; 生产单耗为 2.52 吨甲醇/吨低碳烯烃。

对比例

本对比例和实施例 4 的差异在于不采用焦调控反应在线改性 DMTO 催化剂, 焦调控区通入的原料是氮气, 氮气是惰性气体, 不会在焦调控区中改变再生催化剂的性质, 即, 相当于进入反应区的催化剂是再生催化剂。

本实施方案中，产品气的组成为 44wt% 乙烯，38wt% 丙烯，10wt% C4-C6 烃类和 8wt% 的其他组分，其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO₂ 等；生产单耗为 2.92 吨甲醇/吨低碳烯烃。

本对比案例说明了通过焦调控反应在线改性 DMTO 催化剂可以大幅度的提升催化剂的性能，降低生产单耗。

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范围内，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。