

一种流化床反应器、装置以及应用

技术领域

本申请涉及一种流化床反应器、用于含氧化合物制备低碳烯烃的装置以及应用，属于化工设备技术领域。

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。

一种流化床反应器，所述流化床反应器包括主壳体和焦调控区壳体；所述主壳体包括上壳体和下壳体；所述上壳体围合成气固分离区，所述下壳体围合成反应区；所述反应区和气固分离区轴向连通；所述焦调控区壳体沿周向设置在所述主壳体的外壁上；所述焦调控区壳体与所述主壳体围合成环形空腔，所述环形空腔为焦调控区；在所述焦调控区中，沿径向设有n个挡板，所述n个挡板将所述焦调控区分割为n个焦调控区子区，n为整数；所述焦调控区子区设有焦调控原料入口；其中，n-1个所述挡板上开设有催化剂流通孔，以使进入所述焦调控区的催化剂沿着环形方向流动。

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。

本申请中，进入焦调控区的催化剂可以为新催化剂，或者为再生催化剂。优选地，为再生催化剂，这样可以同时在线实现再生和焦调控。

可选地，在所述焦调控区中，所述 n 个挡板包括第 1 挡板、第 2 挡板至第 n 挡板；

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；

所述第 1 挡板与所述第 2 挡板分割而成的第 1 焦调控区子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 焦调控区子区设有焦调控催化剂输送管，所述焦调控催化剂输送管的出口位于所述反应区；

所述焦调控区子区的下方设有焦调控原料入口，所述焦调控原料入口为焦调控区分布器；

所述焦调控区子区的顶部设有焦调控区气体输送管，所述焦调控区气体输送管的出口位于气固分离区。

具体地，每块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“L”型管道，当然，也可以为其他合适的形状。

优选地，焦调控催化剂输送管可以为“L”型管道，这样焦调控催化剂输送管的出口处于反应区较低的位置，与从反应区分布器中进入的含有含氧化合物的原料高效接触，反应，并且也避免了焦调控催化剂进入第一汽提器中。

在焦调控区子区的下方设有焦调控区分布器。

优选地，在每一个焦调控区子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分布不均匀的

现象，可以更好地实现催化剂焦含量以及焦含量分布控制。

所述焦调控区子区的顶部设有气体输送管。

优选地，在每个焦调控区子区的顶部设有气体输送管。可以更好地实现催化剂焦含量分布控制。

可选地，所述 n 的取值范围为： $2 \leq n \leq 10$ 。

可选地，所述反应区的内下方还设有反应区分布器；

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，所述反应区设有流化床反应器取热器，所述反应区的底部设有第一汽提器；所述第一汽提器的入口位于所述下壳体内；所述第一汽提器的出口位于所述下壳体外；所述第一汽提器的入口的开口端位于焦调控催化剂输送管的出口端的上方；所述焦调控催化剂输送管的出口端位于所述反应区分布器的上方。

具体地，将第一汽提器入口管的开口端设置在焦调控催化剂输送管的出口端的上方，避免了从焦调控催化剂输送管出来的焦调控催化剂进入第一汽提器入口管。

将焦调控催化剂输送管的出口端设置在反应区分布器的上方，可以使焦调控催化剂直接高效地与从反应区分布器中出来的反应原料直接反应。

可选地，所述气固分离区设有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催化剂出口管穿透焦调控区顶部插设在第 1 焦调控区子区中（即第一气固分离设备的催化剂出口管通过焦调控区催化剂进口插设在第 1 焦调控区子区中；）；所述第一气固分离设备的气体出口设置于气固分离区；所述第二气固分离设备的入口位于所述气固分离区；所述第二气固分离设备的催化剂出口端位于反应区。

优选地，所述焦调控区气体输送管位于所述第二气固分离设备的催化剂出口端的上方。

可选地，所述气固分离区的内上部还设有第一集气室；

所述第二气固分离设备的气体出口与所述第一集气室连通；

所述第一集气室还与产品气输送管连通。

根据本申请的第二方面，还提供了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和上述任一项所述的流化床反应器。

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。可以在线再生催化剂和在线焦调控催化剂，提高了生产效率。

可选地，所述流化床再生器包括再生器壳体，所述再生器壳体包含再生器上壳体和再生器下壳体，所述再生器上壳体围合成气固分离区，所述再生器下壳体围合成再生区；所述再生器壳体上设有待生剂入口；所述待生剂入口通过待生剂输送管与第一汽提器出口管连通。

可选地，所述再生区的底部还设有再生区分布器；

所述再生区分布器用于通入再生气体。

可选地，所述再生区的底部设有第二汽提器；所述第二汽提器的入口位于所述再生器壳体内；所述第二汽提器的出口位于所述再生器壳体外；所述第二汽提器的通过再生剂输送管与第一气固分离设备连通；所述第二汽提器的入口的开口端位于所述再生区分布器的上方。

可选地，所述再生器壳体中还设有第三气固分离设备和第二集气室；所述第二集气室位于所述再生器壳体的内顶部；所述第三气固分离设备的气体出口与所述第二集气室连通；所述第二集气室与烟气输送管连通；所述第三气固分离设备的催化剂出口端位于所述第二汽提器入口管开口端的上方。

根据本申请的第三方面，还提供了一种含氧化合物制备低碳烯烃的方法，所述方法包括通过上述任一项所述的流化床反应器，焦调控反应在线改性 DMTO 催化剂；

所述方法包括以下步骤：

将催化剂和焦调控原料通入焦调控区，所述催化剂沿着所述焦调控区子区以环形方向流动的同时，与焦调控原料发生反应，生成包括焦调控催化剂的产物，所述焦调控催化剂为改性的 DMTO 催化剂。

可选地，所述催化剂沿着设置在挡板上的催化剂流通孔以环形方向流动；所述焦调控原料由焦调控区分布器进入焦调控区子区，与催化剂发生反应。

具体地，催化剂沿着设置在挡板上的催化剂流通孔以环形方向流动的同时，焦调控原料由位于下方的焦调控区分布器进入焦调控区子区，与催化剂接触、调节催化剂中的焦含量，气相（包括未反应的焦调控原料）由焦调控区上方的气体输送管输送至气固分离区。

可选地，制备得到的所述焦调控催化剂通过焦调控催化剂输送管进入反应区，与反应区分布器通入的含有含氧化合物的原料接触，反应，生成含有低碳烯烃和待生催

化剂的物流 A;

所述产物中还包括焦调控产品气, 所述焦调控产品气通过焦调控区气体输送管进入气固分离区。

可选地, 所述物流 A 与进入气固分离区的焦调控产品气混合, 形成物流 B;

所述物流 B 进入第二气固分离设备进行气固分离, 得到气相物流 C 和固相物流 D,

所述气相物流 C 为含有低碳烯烃的产品气;

所述固相物流 D 包括待生催化剂。

可选地, 所述气相物流 C 进入第一集气室, 由产品气输送管进入下游工段;

所述固相物流 D 返回流化床反应器的反应区;

所述反应区中的催化剂由第一汽提器入口管的开口端进入所述第一汽提器中, 进行汽提, 汽提后进入下游区域。

具体地, 所述下游区域可以为再生器。

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%;

可选地, 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, 烃类化合物的总量不为 0。

可选地, 所述催化剂包括 SAPO 分子筛;

所述催化剂中的焦含量 $\leq 3\text{wt}\%$;

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%, 由于催化剂为粉体, 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颗粒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，所述待生催化剂中的焦含量为 $9\text{-}13\text{wt}\%$ 。

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，焦调控区的工艺条件为：气体表观线速度为 $0.1\text{-}0.5\text{m/s}$ ，反应温度为 $300\text{-}700^\circ\text{C}$ ，反应压力为 $100\text{-}500\text{kPa}$ ，床层密度为 $400\text{-}800\text{kg/m}^3$ 。

可选地，反应区的工艺条件为：气体表观线速度为 $0.5\text{-}2.0\text{m/s}$ ，反应温度为 $350\text{-}550^\circ\text{C}$ ，反应压力为 $100\text{-}500\text{kPa}$ ，床层密度为 $150\text{-}500\text{kg/m}^3$ 。

根据本申请的第四方面，还提供了一种制备低碳烯烃方法，所述制备低碳烯烃方法包括通过上述任一项所述的装置制备低碳烯烃；

所述制备低碳烯烃方法包括上述任一项所述的方法；

所述制备低碳烯烃方法还包括以下步骤：

将反应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。

可选地，所述方法包括：将反应区中的待生催化剂依次通过第一汽提器和待生剂输送管进入流化床再生器中，与再生气体接触，反应，得到含有烟气和再生催化剂的物流 E，所述物流 E 进入第三气固分离设备，将烟气和再生催化剂分离；

分离后的所述再生催化剂依次通过第二汽提器、再生剂输送管、第一气固分离设备返回流化床反应器的焦调控区中，与焦调控原料接触反应。

可选地，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。

可选地，所述再生气体包括： $0\text{-}100\text{wt}\%$ 空气、 $0\text{-}50\text{wt}\%$ 氧气、 $0\text{-}50\text{wt}\%$ 氮气和 $0\text{-}50\text{wt}\%$ 水蒸气，所述空气、氧气、氮气和水蒸汽的含量不同时为 0。

可选地，再生区的工艺条件为：气体表观线速度为 $0.5\text{-}2.0\text{m/s}$ ，再生温度为 $600\text{-}750^\circ\text{C}$ ，

再生压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m³。

本申请能产生的有益效果包括：

(1) DMTO 催化剂的一个主要特性是甲醇转化过程的低碳烯烃选择性随着催化剂的焦含量升高而升高，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。

本申请中的流化床反应器，设有焦调控区，通过在焦调控区设置的挡板，将焦调控区划分为多个子区，使得催化剂依次顺着子区流动，通过子区控制催化剂的停留时间分布，使其停留时间分布窄，从而控制催化剂中的焦含量分布，使焦含量分布窄；与此同时，也控制了焦含量以及焦物种。最终提高了 DMTO 催化剂的活性，提高低碳烯烃选择性。

(2) 本申请的方法中，催化剂仅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，第一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；第二采用 n 个焦调控区子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。

(3) 本申请通过控制催化剂中的焦物种的转化和生成，一方面将再生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。

(4) 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再生催化剂转化为低碳烯烃选择性高的焦调控催化剂。

(5) 本申请中的再生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%。本申请中的再生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%。

(6) 本申请的方法中，由再生器而来的高温再生催化剂先在焦调控区降温之后再进入反应区，即，反应区中不存在局部高温区，因此，含有含氧化合物的原料的结焦率低。

(7) 本申请中的流化床反应器的反应区包含流化床反应器取热器，可以精确控制反应区的温度。

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。

部件和附图标记列表：

- | | | |
|----------------|----------------|-------------|
| 1 流化床反应器； | 1-1 主壳体； | 1-2 反应区分布器； |
| 1-3 流化床反应器取热器； | 1-4 焦调控区分布器； | |
| 1-5 挡板； | 1-6 第一气固分离设备； | |
| 1-7 焦调控催化剂输送管； | 1-8 焦调控区气体输送管； | |
| 1-9 第二气固分离设备； | 1-10 第一集气室； | |
| 1-11 产品气输送管； | 1-12 第一汽提器； | |
| 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 第三气固分离设备； | 2-4 第二集气室； | |
| 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。

下面介绍可能的实施方式。

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：

- 将再生催化剂输送至焦调控区；
- 将包含氢气、甲烷、乙烷、乙烯、丙烷、丙烯、丁烷、丁烯、戊烷、戊烯、己

烷、己烯、甲醇、乙醇和水的焦调控原料输送至焦调控反应器；

c) 焦调控原料和再生催化剂在焦调控反应器中接触并发生反应，焦调控原料在再生催化剂上结焦，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 $\leq 25\text{wt}\%$ ；

d) 将焦调控催化剂输送至甲醇转化反应器。

所述再生催化剂是焦含量 $\leq 3\text{wt}\%$ 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，并且，甲醇、乙醇和水的总含量 $\geq 10\text{wt}\%$ 。

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。

一种流化床反应器 1，所述流化床反应器 1 由下至上分为反应区、焦调控区和气固分离区，所述流化床反应器 1 包含：流化床反应器主壳体 1-1，反应区分布器 1-2，流化床反应器取热器 1-3，焦调控区分布器 1-4，挡板 1-5，第一气固分离设备 1-6，焦调控催化剂输送管 1-7，焦调控区气体输送管 1-8，第二气固分离设备 1-9，第一集气室 1-10，产品气输送管 1-11，第一汽提器 1-12，待生滑阀 1-13 和待生剂输送管 1-14；所述待生滑阀 1-13 用于控制待生催化剂的循环量。

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，流化床反应器取热器 1-3 位于反应区；

所述焦调控区位于反应区上方的环形区域，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 个焦调控区子区， n 为整数， $2 \leq n \leq 10$ ，每个焦调控区子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，焦调控区子区的横截面是扇环形，第 1- n 焦调控区子区同心依序排列，挡板 1-5 中含有催化剂流通孔，但第 1 焦调控区子区和第 n 焦调控区子区间的共用的挡板不含催化剂流通孔；

第一气固分离设备 1-6 位于流化床反应器 1 的气固分离区，第一气固分离设备 1-6

的入口连接于再生剂输送管 2-9 的出口，第一气固分离设备 1-6 的气体出口位于气固分离区，第一气固分离设备 1-6 的催化剂出口位于第 1 焦调控区子区；焦调控催化剂输送管 1-7 的入口连接于第 n 焦调控区子区，焦调控催化剂输送管 1-7 的出口位于反应区；

所述每个焦调控区子区的顶部都独立设置焦调控区气体输送管 1-8，焦调控区气体输送管 1-8 的出口位于气固分离区；第二气固分离设备 1-9 和第一集气室 1-10 位于流化床反应器 1 的气固分离区，第二气固分离设备 1-9 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 1-9 的气体出口连接于第一集气室 1-10，第二气固分离设备 1-9 的催化剂出口位于反应区，产品气输送管 1-11 连接于第一集气室 1-10 的顶部；第一汽提器 1-12 位于流化床反应器 1 的下方，第一汽提器 1-12 的入口管从流化床反应器 1 的底部穿过流化床反应器下壳体，开口于反应区分布器 1-2 的上方，待生滑阀 1-13 的入口连接于第一汽提器 1-12 底部的出口管，待生滑阀 1-13 的出口经管道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 的中部。

在一个优选实施方式中，第一气固分离设备 1-6 采用气固旋风分离器。

在一个优选实施方式中，第一气固分离设备 1-6 采用气固快速分离器。

在一个优选实施方式中，第二气固分离设备 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。

一种用于含氧化合物制备低碳烯烃的装置，所述装置包括用于再生催化剂的流化床再生器 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，第三气固分离设备 2-3，第二集气室 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，第三气固分离设备 2-3 位于流化床再生器 2 的上部，第三气固分离设备 2-3 的入口位于流化床再生器 2 的上部，第三气固分离设备 2-3 的气体出口连接于第二集气室 2-4，第三气固分离设备 2-3 的催化剂出口位于流化床再生器 2 的下部，第二集气室 2-4 位于流化床再生器 2 的顶部，烟气输送管 2-5 连接于第二集气室 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再生器汽提器 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 的出口连接于第一气固分离设备 1-6 的入口。再生滑阀 2-8 用于控制再生催化剂的循环量。

在一个优选实施方式中，第三固分离设备 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，还提供了一种包含通过焦调控反应在线改性 DMTO 催化剂的方法的甲醇制烯烃方法，包括以下步骤：

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，将再生催化剂从再生剂输送管 2-9 通入第一气固分离设备 1-6，气固分离后，气体由第一气固分离设备 1-6 的气体出口排入流化床反应器 1 的气固分离区，再生催化剂由第一气固分离设备 1-6 的催化剂出口排入流化床反应器 1 的焦调控区，焦调控原料和再生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 至 n 焦调控区子区，再经由焦调控催化剂输送管 1-7 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 1-8 进入流化床反应器 1 的气固分离区；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 和焦调控产品气在气固分离区中混合形成物流 B，物流 B 进入第二气固分离设备 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 是含有低碳烯烃的产品气，固相物流 D 是待生催化剂，气相物流 C 进入第一集气室 1-10，然后再经由产品气输送管 1-11 进入下游工段，固相物流 D 返回流化床反应器 1 的反应区；反应区的待生催化剂经由第一汽提器 1-12 的入口管进入流化床反应器汽提器 1-12，汽提之后，待生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；

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 E，物流 E 进入第三气固分离设备 2-3，气固分离后，分为烟气和再生催化剂，烟气进入第二集气室 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 进入第一气固分离设备 1-6。

在一个优选实施方式中，本申请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，并且，甲醇、乙醇和水的总含量 $\geq 10\text{wt}\%$ 。

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

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 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 的反应区的工艺操作条件为：气体表观线速度为 0.5-2.0m/s，反应温度为 350-550℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 150-500kg/m³。

在一个优选实施方式中，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 0.5-2.0m/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 38-57wt%乙烯，37-55wt%丙烯， $\leq 5\text{wt}\%$ C₄-C₆ 烃类和 $\leq 3\text{wt}\%$ 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。

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，第一气固分离设备采用气固旋风分离器。

具体地，如图 1 所示，在下壳体 and 上壳体的连接处的直径由下至上逐渐增大，使

得气固分离区的直径大于反应区的直径。焦调控区位于所述下壳体 and 上壳体的连接处。所述挡板的纵向截面为平行四边形。

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；再生气体是空气；催化剂中的活性组分是 SAPO-34 分子筛；再生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 85wt%，分子量>184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 6wt%；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 2.0m/s，反应温度约为 550℃，反应压力约为 100kPa，床层密度约为 150kg/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，产品气的组成为 57wt% 乙烯，37wt% 丙烯，3wt% C₄-C₆ 烃类和 3wt% 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 2.55 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，第一气固分离设备采用气固旋风分离器。

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；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；再生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 78wt%，分子量>184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 13wt%；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，产品气的组成为 38wt%乙烯，55wt%丙烯，5wt%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 2.58 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，第一气固分离设备采用气固快速分离器。

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；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；再生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 81wt%，分子量>184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 15wt%；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 1.0m/s，反应温度约为 450℃，反应压力约为 300kPa，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 1.0m/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，产品气的组成为 48wt%乙烯，47wt%丙烯，3wt%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 2.53 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，第一气固分离设备采用气固快速分离器。

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；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；再生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 70wt%，分子量>184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 24wt%；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 1.5m/s，反应温度约为 500℃，反应压力约为 200kPa，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 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，产品气的组成为 53wt%乙烯，43wt%丙烯，3wt%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 2.50 吨甲醇/吨低碳烯烃。

对比例

该对比案例，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 43wt%乙烯，39wt%丙烯，12wt%C4-C6 烃类和 6wt%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 2.91 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。