

焦调控反应器、装置及含氧化合物制备低碳烯烃的方法

技术领域

本申请涉及一种焦调控反应器、装置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，提供了一种焦调控反应器，该焦调控反应器可以在线改性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，从而提高DMTO催化剂活性，提高低碳烯烃选择性。

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。

根据本申请的第一方面，提供了一种焦调控反应器，所述焦调控反应器包括焦调控反应器壳体、反应区I和焦调控催化剂沉降区；

所述焦调控反应器壳体包括焦调控反应器上壳体和焦调控反应器下壳体；所述焦调控反应器上壳体围合成所述焦调控催化剂沉降区；

所述焦调控反应器下壳体围合成所述反应区I；

所述反应区I和所述焦调控催化剂沉降区连通；

所述反应区I的任一位置的横截面积小于所述焦调控催化剂沉降区的任一位置的横截面积；

所述反应区I内沿竖直方向设置有n个挡板，n个所述挡板的底部与所述焦调控反应器的底部连接，n个所述挡板的顶部位于所述焦调控催化剂沉降区中；n个所述挡板将所述反应区I分割为m个反应区I子区；m和n均为整数；

所述挡板上设有催化剂流通孔，以使催化剂在反应区I内以预设的方式流动。

可选地， $1 \leq n \leq 9$ ； $2 \leq m \leq 10$ 。

可选地，所述反应区I和所述反应区I子区的横截面均为矩形；n个所述挡板上设有催化剂流通

孔；相邻挡板上的流通孔上下交错设置，以使催化剂在反应区 I 内以折线的方式流动。

可选地，所述反应区 I 的横截面为圆形；所述反应区 I 子区的横截面为扇形； $n-1$ 个所述挡板上均设有至少一个催化剂流通孔，以使催化剂在反应区 I 内以环形方式流动。

可选地，所述反应区 I 的横截面为环形；所述反应区 I 子区的横截面为扇形； $n-1$ 个所述挡板上均设有至少一个催化剂流通孔，以使催化剂在反应区 I 内以环形方式流动。

可选地，当本申请中反应区 I 和所述反应区 I 子区的横截面均为矩形时，在反应区 I 内设置 n 个挡板， n 个挡板将所述反应区 I 分割为 $n+1$ 个反应区 I 子区，即 $m=n+1$ 。

可选地，当本申请中反应区 I 的横截面为圆形时，在反应区 I 内设置 n 个挡板， n 个挡板将所述反应区 I 分割为 n 个反应区 I 子区，即 $m=n$ ，焦调控催化剂沉降区的直径大于反应区 I 的直径。

可选地，当本申请中反应区 I 的横截面为环形时，在反应区 I 内设置 n 个挡板， n 个挡板将所述反应区 I 分割为 n 个反应区 I 子区，即 $m=n$ ，且在反应区 I 的中心设置一个圆筒，挡板与所述圆筒的侧壁连接，使得反应区 I 子区的横截面为扇环形，焦调控催化剂沉降区的直径大于反应区 I 的直径。

可选地，所述焦调控催化剂沉降区的横截面积是反应区 I 的横截面积的 1.5-3 倍。

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。

可选地，所述焦调控反应器还包括过渡区；

所述过渡区位于反应区 I 和焦调控催化剂沉降区之间；

所述过渡区的任一位置的横截面积介于所述反应区 I 的任一位置的横截面积和所述焦调控催化剂沉降区任一位置的横截面积之间；

所述过渡区、反应区 I 和焦调控催化剂沉降区同轴连通。

具体地，本申请中的过渡区用于连接反应区 I 和焦调控催化剂沉降区。

可选地，本申请中的挡板的上端位于所述过渡区中，下端与所述反应区 I 的底部连接。

可选地，所述焦调控反应器是鼓泡流化床反应器。

可选地，所述反应区 I 包括催化剂进口、焦调控催化剂出口和焦调控原料进口；

所述 m 个反应区 I 子区包括第 1 反应区 I 子区、第 2 反应区 I 子区至第 m 反应区 I 子区；所述催化剂进口设于第 1 反应区 I 子区；所述焦调控催化剂出口设于第 m 个反应区 I 子区；

所述焦调控原料进口设于所述反应区 I 子区的底部；

所述焦调控催化剂沉降区包括焦调控气体出口；所述焦调控气体出口设于所述焦调控催化剂沉降区的顶部。

优选地，所述焦调控原料进口处设有焦调控反应器分布器，用于通入焦调控原料。

可选地，所述焦调控气体出口处设有焦调控产品气输送管。

可选地，每个所述反应区 I 子区的底部均设有焦调控反应器分布器。这样可以实现焦调控原料的整体均匀进入反应区 I，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，所述焦调控催化剂出口处设有焦调控催化剂输送管，用于将焦调控催化剂输送至反应区 II。

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。

可选地，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

本申请中，通过在反应区 I 内安装挡板，挡板上有流通孔，将焦调控区分割为若干个反应区 I 子区，使得催化剂在反应区 I 内形成规则流动，从而控制了进入所述反应区 I 的催化剂的停留时间，以及焦调控的方式，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。避免了催化剂颗粒上的焦含量均一性较低，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，导致催化剂焦含量分布宽。

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。

根据本申请的第二方面，提供了一种在线改性 DMTO 催化剂的方法，采用上述的焦调控反应器进行。

可选地，所述方法至少包括：将催化剂和焦调控原料通入反应区 I，反应，生成含有焦调控催化剂的产物；

所述催化剂经由挡板上的催化剂流通孔以预设的方式流动。

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，所述焦调控反应的反应温度为 300-700℃。

可选地，本申请中的焦调控反应器是鼓泡流化床反应器。

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 10%且小于等于 50%；

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；

烃类化合物的含量不为 0。

可选地，所述催化剂包括 SAPO-34 分子筛；所述催化剂中的焦含量≤3wt%；

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%；

优选地，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≥70wt%；

分子量>184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量≤25wt%；

其中，所述焦总质量是指焦物种的总质量。

具体地，本申请中，通过反应区 I 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。

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，所述焦调控反应器的反应区 I 的工艺操作条件为：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，所述方法包括：将焦调控原料和催化剂通入反应区 I，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中的催化剂流通孔依次通过 m 个反应区 I 子区，由焦调控催化剂出口流出；焦调控产品气经由焦调控气体出口流出。

根据本申请的第三方面，提供了一种由含氧化合物制备低碳烯烃的装置，所述装置包括甲醇转化反应器和上述焦调控反应器。

可选地，所述甲醇转化反应器包括甲醇转化反应器壳体和输送管；

所述甲醇转化反应器壳体包括甲醇转化反应器下壳体和甲醇转化反应器上壳体；

所述甲醇转化反应器下壳体围合成反应区 II；

所述输送管位于所述反应区 II 的上方，且所述输送管的一端闭合，另一端与所述反应区 II 连通；

所述甲醇转化反应器上壳体设置在所述输送管的外周；

所述甲醇转化反应器上壳体与所述输送管的管壁围合形成空腔；

所述空腔自下至上分为待生剂区和气固分离区；

所述待生剂区设有待生剂区气体分布器。

可选地，所述反应区 II 的底部设有甲醇转化反应器分布器，

可选地，所述待生剂区还设有甲醇转化反应器取热器，所述甲醇转化反应器取热器位于所述待生剂区气体分布器的上方，并位于所述气固分离区的下方。

可选地，所述焦调控产品气输送管与所述气固分离区连通，用于将焦调控产品气输送至气固分离区。

可选地，所述气固分离区设有甲醇转化反应器第一气固分离设备；

所述输送管的上部与所述甲醇转化反应器第一气固分离设备的入口连接；

所述甲醇转化反应器第一气固分离设备的待生催化剂出口位于所述待生剂区；

所述甲醇转化反应器第一气固分离设备的气体出口与甲醇转化反应器集气室连通；

所述甲醇转化反应器集气室与产品气输送管连通。

可选地，所述气固分离区还设有甲醇转化反应器第二气固分离设备；

所述甲醇转化反应器第二气固分离设备的进气口位于气固分离区；

所述甲醇转化反应器第二气固分离设备的待生催化剂出口位于所述待生剂区；

所述甲醇转化反应器第二气固分离设备的气体出口与甲醇转化反应器集气室连通。

可选地，所述甲醇转化反应器第一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。

可选地，所述甲醇转化反应器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。

可选地，所述待生剂区气体分布器位于甲醇转化反应器第一气固分离设备和甲醇转化反应器第二气固分离设备的下方。

可选地，所述待生剂区的外部还设有待生剂循环管和待生斜管；

所述待生剂循环管用于将所述待生剂区和所述反应区 II 连接；

所述待生斜管用于将待生催化剂输出。

可选地，所述待生剂循环管上还设有待生剂循环滑阀，用于控制催化剂的循环。

可选地，所述待生剂循环管的一端与所述反应区 II 连接，且位于所述甲醇转化反应器分布器的上方；另一端与待生剂区连接。

可选地，所述反应区 II 通过焦调控催化剂输送管与反应区 I 连通。

可选地，所述装置还包括再生器；

所述再生器与待生斜管连接，用于将待生催化剂输送至所述再生器中；

所述再生器与再生剂输送管连接，用于将再生催化剂输送至所述焦调控反应器中；

所述再生器的内底部设有再生器分布器。

可选地，所述再生器的底部还设有再生器汽提器；

所述再生器汽提器的上段设置在所述再生器的内部，且所述再生器汽提器上段的入口位于所述再生器分布器的上方；

所述再生器汽提器的下段设置在所述再生器的外部，且所述再生器汽提器下段的出口与所述再生剂输送管连接。

可选地，所述再生器包括再生器壳体、再生器汽提器；所述再生器汽提器的下段设置在所述再生器壳体的外部，且所述再生器汽提器下段的出口与所述再生剂输送管连接。所述再生器汽提器的上段设置在所述再生器壳体的内部，且所述再生器汽提器上段的入口位于所述再生器分布器的上方。

可选地，所述再生器通过待生剂输送管和甲醇转化反应器汽提器与所述待生斜管连接；

所述再生器通过再生器汽提器与所述再生剂输送管连接。

可选地，所述甲醇转化反应器汽提器和所述待生剂输送管之间还设有待生滑阀。

可选地，所述再生器中还设有再生器气固分离设备和再生器集气室；

所述再生器气固分离设备的再生催化剂出口位于所述再生器分布器的上方；

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；

所述再生器集气室与位于所述再生器外部的烟气输送管连接。

可选地，所述再生器汽提器中还设有再生器取热器。

可选地，所述再生器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。

可选地，所述再生器汽提器和所述再生剂输送管之间还设有再生滑阀。

根据本申请的最后一方面，提供了一种含氧化合物制备低碳烯烃的方法，所述方法包括上述在线改性 DMTO 催化剂方法。

可选地，所述方法还包括：将焦调控产品气通入甲醇转化反应器的气固分离区；

将焦调控催化剂通入甲醇转化反应器的反应区 II。

可选地，在反应区 II 中，将含有含氧化合物的原料与焦调控催化剂，接触，反应，生成含有低碳

烯烃和待生催化剂的物流 A。

可选地，所述物流 A 在甲醇转化反应器的气固分离区进行气固分离后，分为气相物流 B 和固相物流 C；

所述气相物流 B 进入甲醇转化反应器集气室；

所述固相物流 C 进入待生剂区；

其中，所述气相物流 B 含有低碳烯烃，所述固相物流 C 含待生催化剂。

可选地，将待生剂区流化气体通入待生剂区；

所述待生剂区流化气体、焦调控产品气混合携带部分待生催化剂形成物流 D；

对所述物流 D 进行气固分离，分离后得到气相物流 E 和固相物流 F；

所述气相物流 E 进入甲醇转化反应器集气室；

所述固相物流 F 进入待生剂区；

其中，所述气相物流 E 是待生剂区流化气体和焦调控产品气的混合气体；

所述固相物流 F 是待生催化剂。

可选地，所述气相物流 B 和气相物流 E 在甲醇转化反应器集气室中混合形成产品气，所述产品气经由产品气输送管进入下游工段。

可选地，在待生剂区的一部分所述待生催化剂经过待生剂循环管返回反应区 II 的底部；

另一部分所述待生催化剂经由待生斜管排出。

可选地，将经由所述待生斜管排出的待生催化剂通入再生器中；

将再生气体通入所述再生器中，与所述待生催化剂接触、反应，得到含有烟气和再生催化剂的物流 G。

可选地，对所述物流 G 进行气固分离；

分离后的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；

对分离后的再生催化剂进行汽提、取热，之后进入焦调控反应器中。

可选地，所述含氧化合物包括甲醇和/或二甲醚。

可选地，所述待生催化剂中的焦含量为 9-13wt%。

可选地，所述待生剂区流化气体包括氮气和/或水蒸气。

可选地，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，甲醇转化反应器的反应区 II 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，甲醇转化反应器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。

可选地，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。

本申请中 C₁-C₆ 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) 本申请中的焦调控反应器是一个包含 m 个反应区子区的鼓泡流化床反应器，相邻反应区子区间的挡板高度高于催化剂密相床层高度，催化剂仅能通过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焦调控反应器中的催化剂藏量可以自动调节,即,可以通过改变工艺操作条件控制催化剂在焦调控反应器中的平均停留时间,从而控制催化剂中的焦含量;②采用 m 个反应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 m 个串联的全混釜反应器,因此,可以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。

(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再生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%。

(5) 本申请中的甲醇转化反应器是一个包含一个快速流化床区和一个鼓泡流化床区的复合流化床反应器。快速流化床区是反应区,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 $5-20\text{h}^{-1}$, 鼓泡流化床区是待生剂区,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 $0.5-7.0\text{m/s}$ 时,相对应的床层密度为 $500-100\text{kg/m}^3$ 。

(6) 本申请中的甲醇转化反应器采用了甲醇转化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 A 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 1 中的附图标记说明如下:

- 1 焦调控反应器; 1-1 焦调控反应器壳体;
- 1-2 焦调控反应器分布器; 1-3 挡板; 1-4 焦调控催化剂输送管;
- 1-5 焦调控催化剂滑阀; 1-6 焦调控产品气输送管;

- 2 甲醇转化反应器; 2-1 甲醇转化反应器壳体;
- 2-2 甲醇转化反应器分布器; 2-3 输送管;
- 2-4 甲醇转化反应器第一气固分离设备; 2-5 甲醇转化反应器集气室;
- 2-6 待生剂区气体分布器; 2-7 甲醇转化反应器取热器;
- 2-8 甲醇转化反应器第二气固分离设备; 2-9 产品气输送管;
- 2-10 待生剂循环管; 2-11 待生剂循环滑阀; 2-12 待生斜管;
- 2-13 甲醇转化反应器汽提器; 2-14 待生滑阀; 2-15 待生剂输送管;

3 再生器；3-1 再生器壳体；3-2 再生器分布器；
3-3 再生器气固分离设备；3-4 再生器集气室；
3-5 烟气输送管；3-6 再生器汽提器；3-7 再生器取热器；
3-8 再生滑阀；3-9 再生剂输送管。

图 2 为本申请一个实施方案的焦调控反应器的反应区结构的横截面示意图，本实施方案的焦调控反应器的反应区 I 的横截面是圆形，反应区子区的横截面是扇形，第 1-4 反应区子区同心逆时针依序排列，焦调控反应器的第 1 反应区子区和第 4 反应区子区间共用的挡板不含催化剂流通孔。

图 2 中的附图标记说明如下：

1 焦调控反应器；1-1 焦调控反应器壳体；
1-3 挡板；1-4 焦调控催化剂输送管；3-9 再生剂输送管。

图 3 为本申请一个实施方案的焦调控反应器的反应区结构的横截面示意图，本实施方案的焦调控反应器的反应区 I 的横截面是环形，反应区子区的横截面是扇环形，第 1-6 反应区子区同心顺时针依序排列，焦调控反应器的第 1 反应区子区和第 6 反应区子区间共用的挡板不含催化剂流通孔。

图 3 中的附图标记说明如下：

1 焦调控反应器；1-1 焦调控反应器壳体；1-3 挡板；
1-4 焦调控催化剂输送管；3-9 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 DMTO 催化剂来源于中科催化（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：

- (a) 将再生催化剂输送至焦调控反应器 1；
- (b) 将焦调控原料输送至焦调控反应器 1；
- (c) 焦调控原料和再生催化剂在焦调控反应器 1 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 2。

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。所述装置包含焦调控反应器 1、甲醇转化反应器 2 和再生器 3。

其中，所述焦调控反应器 1 可以实现通过焦调控反应在线改性 DMTO 催化剂，其包含：焦调控反应器壳体 1-1，焦调控反应器分布器 1-2，挡板 1-3，焦调控催化剂输送管 1-4，焦调控催化剂滑阀 1-5

和焦调控产品气输送管 1-6；所述焦调控反应器 1 由下至上分为反应区 I、过渡区和焦调控催化剂沉降区，反应区 I 内设置 n 个挡板 1-3，挡板 1-3 的底部连接于焦调控反应器壳体 1-1 的底部，挡板 1-3 的顶部位于过渡区， n 为整数， $1 \leq n \leq 9$ ，挡板 1-3 将反应区 I 分割为 m 个反应区 I 子区， m 为整数， $2 \leq m \leq 10$ ，每个反应区 I 子区的底部都独立设置焦调控反应器分布器 1-2，反应区 I 中共包含 m 个焦调控反应器分布器 1-2，再生剂输送管 3-9 的出口连接于焦调控反应器 1 的第 1 反应区 I 子区，焦调控催化剂输送管 1-4 的入口连接于焦调控反应器 1 的第 m 反应区 I 子区，挡板 1-3 中含有催化剂流通孔，相邻的催化剂流通孔位于挡板 1-3 的上部或下部交错排布，焦调控催化剂输送管 1-4 中设置焦调控催化剂滑阀 1-5，焦调控催化剂输送管 1-4 的出口连接于甲醇转化反应器 2 的下部，焦调控产品气输送管 1-6 的入口连接于焦调控反应器 1 的顶部，焦调控产品气输送管 1-6 的出口连接于甲醇转化反应器 2 的上部。

在一个优选实施方式中，焦调控反应器 1 的反应区 I 的横截面是矩形，反应区 I 子区的横截面是矩形，第 1 至 m 反应区 I 子区从左至右依序排列。

在一个优选实施方式中，焦调控反应器 1 的反应区 I 的横截面是圆形，反应区 I 子区的横截面是扇形，第 1 至 m 反应区 I 子区同心顺时针或逆时针依序排列，焦调控反应器 1 的第 1 反应区 I 子区和第 m 反应区 I 子区间共用的挡板 1-3 不含催化剂流通孔。

在一个优选实施方式中，焦调控反应器 1 的反应区 I 的横截面是环形，反应区 I 子区的横截面是扇环形，第 1 至 m 反应区 I 子区同心顺时针或逆时针依序排列，焦调控反应器 1 的第 1 反应区 I 子区和第 m 反应区 I 子区间共用的挡板 1-3 不含催化剂流通孔。

所述焦调控反应器 1 属于鼓泡流化床反应器。

所述甲醇转化反应器 2 包含：甲醇转化反应器壳体 2-1，甲醇转化反应器分布器 2-2，输送管 2-3，甲醇转化反应器第一气固分离设备 2-4，甲醇转化反应器集气室 2-5，待生剂区气体分布器 2-6，甲醇转化反应器取热器 2-7，甲醇转化反应器第二气固分离设备 2-8，产品气输送管 2-9，待生剂循环管 2-10，待生剂循环滑阀 2-11，待生斜管 2-12，甲醇转化反应器汽提器 2-13，待生滑阀 2-14 和待生剂输送管 2-15。

所述甲醇转化反应器 2 的下部是反应区 II，中部是待生剂区，上部是气固分离区。

所述甲醇转化反应器分布器 2-2 位于甲醇转化反应器 2 的反应区 II 的底部，输送管 2-3 位于甲醇转化反应器 2 中部和上部的中心区域，输送管 2-3 的底端连接于反应区 II 的顶端，输送管 2-3 的上部连接于甲醇转化反应器第一气固分离设备 2-4 的入口。

所述甲醇转化反应器第一气固分离设备 2-4 位于甲醇转化反应器的气固分离区，甲醇转化反应器第一气固分离设备 2-4 的气体出口连接于甲醇转化反应器集气室 2-5，甲醇转化反应器第一气固分离设备 2-4 的催化剂出口位于待生剂区。

所述待生剂区气体分布器 2-6 位于待生剂区的底部，甲醇转化反应器取热器 2-7 位于待生剂区。

所述甲醇转化反应器第二气固分离设备 2-8 位于甲醇转化反应器的气固分离区，甲醇转化反应器第二气固分离设备 2-8 的入口位于甲醇转化反应器的气固分离区，甲醇转化反应器第二气固分离设备 2-8 的气体出口连接于甲醇转化反应器集气室 2-5，甲醇转化反应器第二气固分离设备 2-8 的催化剂出口位于待生剂区，甲醇转化反应器集气室 2-5 位于甲醇转化反应器 2 的顶部，产品气输送管 2-9 连接于甲醇转化反应器集气室 2-5 的顶部，待生剂循环管 2-10 的入口连接于待生剂区，待生剂循环管 2-10

的出口连接于甲醇转化反应器的反应区Ⅱ的底部，待生剂循环管 2-10 中设置待生剂循环滑阀 2-11，焦调控催化剂输送管 1-4 的出口连接于甲醇转化反应器 2 的反应区Ⅱ的底部，待生斜管 2-12 的入口连接于待生剂区，待生斜管 2-12 的出口连接于甲醇转化反应器汽提器 2-13 的上部，甲醇转化反应器汽提器 2-13 置于甲醇转化反应器壳体 2-1 之外，待生滑阀 2-14 的入口经管道连接于甲醇转化反应器汽提器 2-13 的底部，待生滑阀 2-14 的出口经管道连接于待生剂输送管 2-15 的入口，待生剂输送管 2-15 的出口连接于再生器 3 的中部。

在一个优选实施方式中，甲醇转化反应器第一气固分离设备 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。

在一个优选实施方式中，甲醇转化反应器第二气固分离设备 2-8 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。

所述甲醇转化反应器 2 属于流化床反应器。

所述再生器 3 包含：再生器壳体 3-1，再生器分布器 3-2，再生器气固分离设备 3-3，再生器集气室 3-4，烟气输送管 3-5，再生器汽提器 3-6，再生器取热器 3-7，再生滑阀 3-8 和再生剂输送管 3-9。再生器分布器 3-2 位于再生器 3 的底部，再生器气固分离设备 3-3 位于再生器 3 的上部，再生器气固分离设备 3-3 的入口位于再生器 3 的上部，再生器气固分离设备 3-3 的气体出口连接于再生器集气室 3-4，再生器气固分离设备 3-3 的催化剂出口位于再生器 3 的下部，再生器集气室 3-4 位于再生器 3 的顶部，烟气输送管 3-5 连接于再生器集气室 3-4 的顶部，再生器汽提器 3-6 位于再生器壳体 3-1 之外，再生器汽提器 3-6 的入口管穿透再生器壳体 3-1，开口于再生器分布器 3-2 的上方，再生器取热器 3-7 位于再生器汽提器 3-6 之中，再生滑阀 3-8 的入口经管道连接于再生器汽提器 3-6 的底部，再生滑阀 3-8 的出口经管道连接于再生剂输送管 3-9 的入口，再生剂输送管 3-9 的出口连接于焦调控反应器 1。

在一个优选实施方式中，再生器气固分离设备 3-3 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。

所述再生器 3 属于流化床反应器。

本申请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：

a 将焦调控原料从焦调控反应器分布器 1-2 通入焦调控反应器 1 的反应区Ⅰ，将再生催化剂从再生剂输送管 3-9 通入焦调控反应器 1 的反应区Ⅰ，在焦调控反应器 1 的反应区Ⅰ中，焦调控原料和再生催化剂接触，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 1-3 中的催化剂流通孔依序通过第 m 反应区Ⅰ子区，再经由焦调控催化剂输送管 1-4、焦调控催化剂滑阀 1-5 进入甲醇转化反应器 2 的反应区Ⅱ；焦调控产品气经由焦调控产品气输送管 1-6 进入甲醇转化反应器 2 的气固分离区。

b 将含有含氧化合物的原料从甲醇转化反应器分布器 2-2 通入甲醇转化反应器的反应区Ⅱ，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 经过输送管 2-3 进入甲醇转化反应器第一气固分离设备 2-4，气固分离后，分为气相物流 B 和固相物流 C，气相物流 B 是含有低碳烯烃的气体，固相物流 C 是待生催化剂，气相物流 B 进入甲醇转化反应器集气室 2-5，固相物流 C 进入待生剂区；将待生剂区流化气体从待生剂区气体分布器 2-6 通入待生剂区，和待生催化剂接触，待生剂区流化气体和焦调控产品气混合携带部分待生催化剂形成物流 D，物流 D 进入甲醇转化反应器第二

气固分离设备 2-8，气固分离后，分为气相物流 E 和固相物流 F，气相物流 E 是待生剂区流化气体和焦调控产品气的混合气体，固相物流 F 是待生催化剂，气相物流 E 进入甲醇转化反应器集气室 2-5，固相物流 F 进入待生剂区；气相物流 B 和气相物流 E 在甲醇转化反应器集气室 2-5 中混合形成产品气，产品气经由产品气输送管 2-9 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 2-10 和待生剂循环滑阀 2-11 返回甲醇转化反应器 2 的反应区 II 的底部，另一部分待生催化剂经由待生斜管 2-12 进入甲醇转化反应器汽提器 2-13，汽提之后，待生催化剂再经由待生滑阀 2-14 和待生剂输送管 2-15 进入再生器 3 的中部；

c 将再生气体从再生器分布器 3-2 通入再生器的底部，在再生器中，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 G，物流 G 进入再生器气固分离设备 3-3，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 3-4，再经由烟气输送管 3-5 进入下游的烟气处理系统，再生催化剂返回再生器 3 的底部，再生器 3 中的再生催化剂进入再生器汽提器 3-6，汽提、取热之后，再经由再生滑阀 3-8 和再生剂输送管 3-9 进入焦调控反应器 1。

本申请所述的方法中，产品气的组成为 37-60wt% 乙烯，33-57wt% 丙烯， $\leq 5\text{wt}\%$ 的 $\text{C}_4\text{-C}_6$ 烃类和 $\leq 4\text{wt}\%$ 的其他组分，其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO_2 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 所示的装置，焦调控反应器 1 的反应区 I 的横截面是矩形，反应区 I 子区的横截面是矩形， $n=1$ ， $m=2$ ，第 1-2 个反应区 I 子区从左至右依序排列。

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；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 86wt%，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 0.9wt%；待生催化剂中的焦含量约为 9wt%；焦调控反应器 1 的反应区 I 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；甲醇转化反应器 2 的反应区 II 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；甲醇转化反应器 2 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；再生器 3 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 750℃，再生压力约为 100kPa，床层密度约为 700kg/m³。

本实施方案中，甲醇转化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 60wt% 乙烯，33wt% 丙烯，3wt% $\text{C}_4\text{-C}_6$ 烃类和 4wt% 的其他组分，其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO_2 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 所示的装置，焦调控反应器 1 的反应区 I 的横截面是矩形，反应区 I 子区的横截面是矩形， $n=9$ ， $m=10$ ，第 1-10 个反应区 I 子区从左至右依序排列。

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 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 70wt%，分子量 >184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 25wt%；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%；焦调控反应器 1 的反应区 I 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 300℃，反应压力约为 500kPa，床层密度约为 700kg/m³；甲醇转化反应器 2 的反应区 II 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；甲醇转化反应器 2 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；再生器 3 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，甲醇转化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 37wt% 乙烯，57wt% 丙烯，5wt% 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 2.55 吨甲醇/吨低碳烯烃。

实施例 3

本实施方案采用图 1 所示的装置，但焦调控反应器 1 的结构如图 2 所示，本实施方案的焦调控反应器的反应区 I 的横截面是圆形，反应区 I 子区的横截面是扇形， $n=4$ ， $m=4$ ，第 1-4 反应区 I 子区同心逆时针依序排列，焦调控反应器的第 1 反应区 I 子区和第 4 反应区 I 子区间共用的挡板 1-3 不含催化剂流通孔。

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氮气；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；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 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 14wt%；焦调控催化剂中的焦含量分布的四分位差约为 0.5wt%；待生催化剂中的焦含量约为 11wt%；焦调控反应器 1 的反应区 I 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；甲醇转化反应器 2 的反应区 II 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；甲醇转化反应器 2 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；再生器 3 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，甲醇转化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 51wt% 乙烯，43wt% 丙烯，2wt% 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 2.55 吨甲醇/吨低碳烯烃。

实施例 4

本实施方案采用图 1 所示的装置，但焦调控反应器 1 的结构如图 2 所示，本实施方案的焦调控反应器的反应区 I 的横截面是圆形，反应区 I 子区的横截面是扇形， $n=6$ ， $m=6$ ，第 1-6 反应区 I 子区同心逆时针依序排列，焦调控反应器的第 1 反应区 I 子区和第 6 反应区 I 子区间共用的挡板 1-3 不含催化剂流通孔。

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；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 82wt%，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 0.3wt%；待生催化剂中的焦含量约为 12wt%；焦调控反应器 1 的反应区 I 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；甲醇转化反应器 2 的反应区 II 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；甲醇转化反应器 2 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；再生器 3 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 650℃，再生压力约为 200kPa，床层密度约为 280kg/m³。

本实施方案中，甲醇转化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。

实施例 5

本实施方案采用图 1 所示的装置，但焦调控反应器 1 的结构如图 3 所示，本实施方案的焦调控反应器的反应区 I 的横截面是环形，反应区 I 子区的横截面是扇环形， $n=6$ ， $m=6$ ，第 1-6 反应区 I 子区同心顺时针依序排列，焦调控反应器的第 1 反应区 I 子区和第 6 反应区 I 子区间共用的挡板 1-3 不含催化剂流通孔。

本实施方案中，焦调控原料是 34wt% 戊烷、46wt% 戊烯、3wt% 乙醇和 17wt% 水的混合物；含氧化合物是甲醇；待生剂区流化气体是 5wt% 氮气和 95wt% 水蒸气的混合物；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 2wt%；焦调控催化剂中的焦含量约为 7wt%，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 74wt%，分子量>184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 10wt%；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%；焦调控反应器 1 的反应区 I 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 400℃，反应压力约为 300kPa，床层密度约为 500kg/m³；甲醇转化反应器 2 的反应区 II 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 400℃，反应压力约为 300kPa，床层密度约为 230kg/m³；甲醇转化反应器 2 的待生剂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 400℃，反应压力约为 300kPa，床层密度约为 450kg/m³；再生器 3 的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 0.8m/s，再生温度约为 680℃，再生压力约为 300kPa，床层密度约为 500kg/m³。

本实施方案中，甲醇转化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 41wt% 乙烯，55wt% 丙烯，2wt% $\text{C}_4\text{-C}_6$ 烃类和 2wt% 的其他组分，其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO_2 等；生产单耗为 2.50 吨甲醇/吨低碳烯烃。

实施例 6

本实施方案采用图 1 所示的装置，但焦调控反应器 1 的结构如图 3 所示，本实施方案的焦调控反应器的反应区 I 的横截面是环形，反应区 I 子区的横截面是扇环形， $n=9$ ， $m=9$ ，第 1-9 反应区 I 子区同心顺时针依序排列，焦调控反应器的第 1 反应区 I 子区和第 9 反应区 I 子区间共用的挡板 1-3 不含催化剂流通孔。

本实施方案中，焦调控原料是 26wt% 己烷、23wt% 己烯、2wt% 甲醇、1wt% 乙醇和 48wt% 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% 水蒸气的混合物；再生气体是 85wt% 空气、12wt% 水蒸气和 3wt% 氮气的混合物；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 8wt%，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 79wt%，分子量 >184 的焦物种的质量在焦总质量中的含量约为 17wt%；焦调控催化剂中的焦含量分布的四分位差约为 0.1wt%；待生催化剂中的焦含量约为 12wt%；焦调控反应器 1 的反应区 I 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 650°C ，反应压力约为 400kPa，床层密度约为 800kg/m^3 ；甲醇转化反应器 2 的反应区 II 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 500°C ，反应压力约为 400kPa，床层密度约为 350kg/m^3 ；甲醇转化反应器 2 的待生剂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°C ，反应压力约为 400kPa，床层密度约为 450kg/m^3 ；再生器 3 的工艺操作条件为：气体表观线速度约为 0.8m/s，再生温度约为 700°C ，再生压力约为 400kPa，床层密度约为 500kg/m^3 。

本实施方案中，甲醇转化反应器的含氧化合物的质量空速约为 7h^{-1} ；产品气的组成为 50wt% 乙烯，43wt% 丙烯，4wt% $\text{C}_4\text{-C}_6$ 烃类和 3wt% 的其他组分，其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO_2 等；生产单耗为 2.58 吨甲醇/吨低碳烯烃。

对比例

本实施例是对比例，和实施例 5 的差异在于不采用焦调控反应在线改性 DMTO 催化剂，焦调控反应器通入的原料是氮气，氮气是惰性气体，不会在焦调控反应器中改变再生催化剂的性质，即，相当于进入甲醇转化反应器的反应区 II 的催化剂是再生催化剂。

本实施方案中，产品气的组成为 36wt% 乙烯，44wt% 丙烯，13wt% $\text{C}_4\text{-C}_6$ 烃类和 7wt% 的其他组分，其他组分是甲烷、乙烷、丙烷、氢气、CO 和 CO_2 等；生产单耗为 2.99 吨甲醇/吨低碳烯烃。

本对比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。