一种用于甲醇和/或二甲醚制低碳烯烃的反应装置

技术领域

本发明涉及一种用于甲醇和/或二甲醚制低碳烯烃的反应装置。

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，提供一种新的提高低碳烯烃选择性的反应装置。该反应装置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。

为解决上述问题，本发明提供一种用于甲醇和/或二甲醚制低碳烯烃的反应装置，所述反应装置包括密相流化床反应器（2）、旋风分离器（3）、汽提器（5）、提升管（7）、密相流化床再生器（10）、旋风分离器（11）、汽提器（13）和提升管（15）；其中，反应器进料管线（1）与所述密相流化床反应器（2）底部相连；所述汽提器（5）的一部分在所述密相流化床反应器（2）之中，其余部分在所述密相流化床反应器（2）下方；所述提升管（7）底部与所述汽提器（5）的底部相连，所述提升管（7）的顶部与所述密相流化床再生器（10）相连；再生器进料管线（9）与所述密相流化床再生器（10）的底部相连；所述汽提器（13）的一部分在所述密相流化床再生器（10）之中，其余部分在所述密相流化床再生器（10）下方；所述提升管（15）的底部与所述汽提器（13）的底部相连，所述提升管（15）的顶部与所述密相流化床反应器（2）相连，其特征在于，所述密相流化床反应器（2）和/或密相流化床再生器（10）中具有物料流动控制器（17），所述密相流化床反应器（2）由所述物料流动控制器（17）分隔为 n 个二级反应区，并且第 1 个至第 n 个二级反应区依序相连；所述密相流化床再生器（10）由所述物料流动控制器（17）分隔为 m 个二级再生区，并且

第 1 个至第 m 个二级再生区依序相连；并且其中 n≥2，m≥2。

在一个优选实施方案中，所述提升管（15）顶部与第 1 个二级反应区相连，第 n 个二级反应区与所述汽提器（5）上部的物料溢流口（18）相连；所述密相流化床反应器（2）的上部设有旋风分离器（3），所述旋风分离器（3）的顶部出口与产品物料管线（4）相连，所述旋风分离器（3）的底部与第 n 个二级反应区相连。

在一个优选实施方案中，所述提升管（7）的顶部与第 1 个二级再生区相连，第 m 个二级再生区与所述汽提器（13）上部的物料溢流口（18）相连；所述密相流化床再生器（10）的上部设有旋风分离器（11），所述旋风分离器（11）的顶部出口与废气管线（12）相连，所述旋风分离器（11）的底部与第 m 个二级再生区相连。

在一个优选实施方案中，8≥n≥3。

在一个优选实施方案中，8≥m≥3。

在一个优选实施方案中，所述物料流动控制器（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；所述孔口（20）位于所述隔板（19）的下方并与所述物料下行流动管（21）底部相连，所述底部挡板（22）位于所述物料下行流动管（21）和所述孔口（20）的底部，所述取热部件（23）固定在所述隔板（19）上。

在一个优选实施方案中，所述底部挡板（22）为多孔板或无孔板。

与已有技术方案相比，本发明的有益效果包括但不限于以下几方面：

(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，催化剂依次通过第 1 二级反应区至第 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，催化剂依次通

过第 1 二级再生区至第 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，本发明提供了一种甲醇和/或二甲醚制低碳烯烃的反应装置，主要包括密相流化床反应器（2），旋风分离器（3），汽提器（5），提升管（7），密相流化床再生器（10），旋风分离器（11），汽提器（13）和提升管（15）。反应器进料管线（1）与密相流化床反应器（2）的底部相连，汽提器（5）一部分在密相流化床反应器（2）中，其余部分位于密相流化床反应器（2）的下方，水蒸气管线（6）与汽提器（5）的底部相连，提升管（7）的底部与汽提器（5）的底部相连，提升气管线（8）与提升管（7）的底部相连，提升管 7 的顶部与密相流化床再生器（10）相连，再生器进料管线（9）与密相流化床再生器（10）的底部相连，汽提器（13）的一部分在密相流化床再生器（10）中，其余部分位于密相流化床再生器（10）下方，水蒸气管线（14）与汽提器（13）的底部相连，提升管（15）的底部与汽提器（13）的底部相连，提升气管线（16）与提升管（15）的底部相连，提升管（15）的顶部与密相流化床反应器（2）相连。优选地，所述反应器进料管线（1）包含 n 个反应区进料支线（1-1，……，1-n），所述密相流化床反应器（2）由物料流动控制器（17）分隔为 n 个二级反应区（2-1，……，2-n），n≥2，优选为 8≥n≥3；n 个反应区进料支线分别与 n 个二级反应区相连；第 1 个至第 n 个二级反应区依序相连，提升管（15）的顶部与第 1 个二级反应区相连，第 n 个二级反应区与汽提器（5）上部的物料溢流口（18）相连，密相流化床反应器（2）的上部设有旋风分离器（3），旋风分离器（3）的顶部出口与产品物料管线（4）相连，旋风分离器（3）的底部与第 n 个二级反应区相连。

优选地，所述再生器进料管线（9）包含 m 个再生区进料支线（9-1，……，9-m），所述密相流化床再生器（10）由物料流动控制器（17）分隔为 m 个二级再生区（10-1，……，10-m），m≥2，优选为 8≥m≥3；m 个再生区进料支线分别与 m 个二级再生区相连；第 1 个至第 m 个二级再生区依序相连，提升管（7）的顶部与第 1 个二级再生区相连，第 m 个二级再生区与汽提器（13）上部的物料溢流口（18）相连，密相流化床再生器（10）的上部设有旋风分离器（11），旋风分离器（11）的顶部出口

与废气管线（12）相连，旋风分离器（11）的底部与第 m 个二级再生区相连。

优选地，所述物料流动控制器（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。孔口（20）位于隔板（19）的下方，与物料下行流动管（21）的底部相连，底部挡板（22）可采用多孔板或无孔板，其位于物料下行流动管（21）和孔口（20）的底部，取热部件（23）固定在隔板（19）上。

在一个优选实施方案中，本发明所述的甲醇制低碳烯烃的流程示意图如图 1 所示。主要为甲醇和/或二甲醚的原料进入密相流化床反应器（2），与催化剂接触，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，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，并依序经过第 1 个至第 n 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（5）、提升管（7）进入密相流化床再生器（10），并依序经过第 1 个至第 m 个二级再生区，烧炭后形成再生催化剂。所述催化剂优选包括 SAPO 分子筛的催化剂，进一步优选为包括 SAPO-34 分子筛的催化剂。

在一个具体实施方案中，本发明的包含 4 个二级反应区的密相流化床的结构示意图如图 2 所示，A-A 剖面图中的箭头是二级反应区间的催化剂流动方向。3 个物料流动控制器（17）和一个挡板竖直设置，将密相流化床反应区分隔为 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。

在一个具体实施方案中，本发明的包含 4 个二级再生区的密相流化床的结构示意图如图 3 所示，B-B 剖面图中的箭头是二级再生区间的催化剂流动方向。3 个物料流动控制器（17）和一个挡板竖直设置，将密相流化床再生区分隔为 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。

优选地，本发明所述的汽提器（5 和 13）的结构示意图如图 4 所示。汽提器（5）上部管壁上的开口作为第 n 个二级反应区与汽提器（5）之间

的物料溢流口（18）；汽提器（13）上部管壁上的开口作为第 m 个二级再生区与汽提器（13）之间的物料溢流口（18）。

优选地，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，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；所述催化剂优选包括 SAPO 分子筛的催化剂，进一步优选为包括 SAPO-34 分子筛的催化剂；所述反应区底部设有进料口，进料包括甲醇和/或二甲醚等；所述汽提器（13）的汽提介质包含水蒸气；所述再生区（10）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（2）的反应温度为 400-550℃，床层密度为 200-1200kg/m^3，催化剂平均积炭量由第 1 个二级反应区至第 n 个二级反应区依次递增，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（10）的反应温度为 500-700℃，床层密度为 200-1200kg/m^3，催化剂平均积炭量由第 1 个二级再生区至第 m 个二级再生区依次递减，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，主要为甲醇和/或二甲醚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 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 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/m^3，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/m^3，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，主要为甲醇和/或二甲醚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 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 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 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/m^3，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 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/m^3，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，主要为甲醇和/或二甲醚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 至 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 至 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/m^3，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/m^3，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. 一种用于甲醇和/或二甲醚制低碳烯烃的反应装置，其特征在于，所述反应装置包括密相流化床反应器（2）、旋风分离器（3）、汽提器（5）、提升管（7）、密相流化床再生器（10）、旋风分离器（11）、汽提器（13）和提升管（15）；其中，反应器进料管线（1）与所述密相流化床反应器（2）底部相连；所述汽提器（5）的一部分在所述密相流化床反应器（2）之中，其余部分在所述密相流化床反应器（2）下方；所述提升管（7）底部与所述汽提器（5）的底部相连，所述提升管（7）的顶部与所述密相流化床再生器（10）相连；再生器进料管线（9）与所述密相流化床再生器（10）的底部相连；所述汽提器（13）的一部分在所述密相流化床再生器（10）之中，其余部分在所述密相流化床再生器（10）下方；所述提升管（15）的底部与所述汽提器（13）的底部相连，所述提升管（15）的顶部与所述密相流化床反应器（2）相连，其中所述密相流化床反应器（2）和/或密相流化床再生器（10）中具有物料流动控制器（17），所述密相流化床反应器（2）由所述物料流动控制器（17）分隔为 n 个二级反应区，并且第 1 个至第 n 个二级反应区依序相连；所述密相流化床再生器（10）由所述物料流动控制器（17）分隔为 m 个二级再生区，并且第 1 个至第 m 个二级再生区依序相连；并且其中 $n \geq 2$，$m \geq 2$。

2. 根据权利要求 1 所述的反应装置，其特征在于，所述提升管（15）顶部与第 1 个二级反应区相连，第 n 个二级反应区与所述汽提器（5）上部的物料溢流口（18）相连；所述密相流化床反应器（2）的上部设有旋风分离器（3），所述旋风分离器（3）的顶部出口与产品物料管线（4）相连，所述旋风分离器（3）的底部与第 n 个二级反应区相连。

3. 根据权利要求 1 所述的反应装置，其特征在于，所述提升管（7）的顶部与第 1 个二级再生区相连，第 m 个二级再生区与所述汽提器（13）上部的物料溢流口（18）相连；所述密相流化床再生器（10）的上部设有旋风分离器（11），所述旋风分离器（11）的顶部出口与废气管线（12）相连，所述旋风分离器（11）的底部与第 m 个二级再生区相连。

4. 根据权利要求 1 所述的反应装置，其特征在于，$8 \geq n \geq 3$。

5. 根据权利要求 1 所述的反应装置，其特征在于，8≥m≥3。

6. 根据权利要求 1-5 任一项所述的反应装置，其特征在于，所述物料流动控制器（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；所述孔口（20）位于所述隔板（19）的下方并与所述物料下行流动管（21）底部相连，所述底部挡板（22）位于所述物料下行流动管（21）和所述孔口（20）的底部，所述取热部件（23）固定在所述隔板（19）上。

7. 根据权利要求 6 所述的反应装置，其特征在于，所述底部挡板（22）为多孔板或无孔板。