

[19] 中华人民共和国国家知识产权局



[12] 发明专利申请公布说明书

[21] 申请号 200710043959.3

[51] Int. Cl.

C07C 1/20 (2006.01)

C07C 11/04 (2006.01)

C07C 11/06 (2006.01)

[43] 公开日 2009 年 1 月 21 日

[11] 公开号 CN 101348404A

[22] 申请日 2007.7.18

[21] 申请号 200710043959.3

[71] 申请人 中国石油化工股份有限公司

地址 100029 北京市朝阳区惠新东街甲 6 号

共同申请人 中国石油化工股份有限公司上海石油化工研究院

[72] 发明人 谢在库 齐国祯 杨为民 钟思青

[74] 专利代理机构 上海东方易知识产权事务所

代理人 沈原

权利要求书 2 页 说明书 9 页 附图 1 页

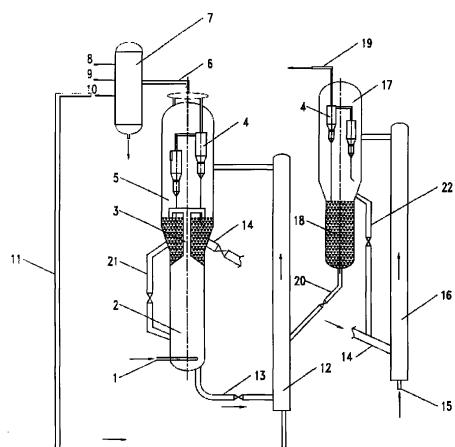
[54] 发明名称

甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法

[57] 摘要

本发明涉及一种甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，主要解决现有技术中乙烯及丙烯收率较低、反应器温度不好控制、再生器烧炭程度不好控制的问题。本发明通过采用以甲醇、二甲醚中的至少一种为原料，包括以下步骤：a) 原料从第一流化床反应器底部进入反应区，与催化剂接触生成流出物 1；b) 流出物 1 经沉降和旋风分离器分离后，得到 C₄ 及以上烃类流出物 2、乙烯产品和丙烯产品；c) 流出物 2 进入第二提升管反应器底部，与催化剂接触生成含乙烯、丙烯、C₄ 及以上烃和催化剂的流出物 3；d) 流出物 3 进入第一流化床反应器上部的沉降段，分离后进入后续的分离工段；e) 第一流化床反应器上部沉降段中分离出的催化剂经汽提后 10~70% (重量) 进入再生器的底部；f) 待再生的催化剂经再生器再生、汽提器汽提后

进入第二提升管反应器；g) 第一流化床反应器反应区内的催化剂一部分随流出物 1 进入第一流化床反应器的沉降段，一部分从反应区底部进入第二提升管反应器的底部；其中再生器为提升管的技术方案，较好地解决了该问题，可用于乙烯、丙烯的工业生产中。



1、一种甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，包括以下步骤：

- a) 以甲醇、二甲醚中的至少一种为原料，原料从第一流化床反应器底部进入反应区，与催化剂接触生成含乙烯、丙烯、C₄及以上烃和催化剂的流出物 1；
 - b) 流出物 1 在第一流化床反应器上部的沉降段经沉降和旋风分离器分离后，含乙烯、丙烯及 C₄ 及以上烃的气相从第一流化床反应器顶部排出，进入后续的分离工段，经分离得到 C₄ 及以上烃类流出物 2、乙烯产品和丙烯产品；
 - c) 流出物 2 进入第二提升管反应器底部，与再生器中输送来的催化剂或从第一流化床反应器底部和再生器输送来催化剂的混合物接触生成含乙烯、丙烯、C₄ 及以上烃和催化剂的流出物 3；
 - d) 流出物 3 进入第一流化床反应器上部的沉降段，通过沉降和旋风分离器分离后进入后续的分离工段；
 - e) 第一流化床反应器上部沉降段中分离出的催化剂经汽提后 10~70%(重量)进入再生器的底部，30~90%(重量)进入第一流化床反应器底部；
 - f) 待再生的催化剂经再生器再生、汽提器汽提后进入第二提升管反应器；
 - g) 第一流化床反应器反应区内的催化剂一部分随流出物 1 进入第一流化床反应器的沉降段，一部分从反应区底部进入第二提升管反应器的底部；
其中再生器为提升管。
- 2、根据权利要求 1 所述甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，其特征在于第一流化床反应器的反应区内至少一个位置的气体表观速度至少大于 0.9 米/秒；所述催化剂为 SAPO 型分子筛；经再生器烧炭再生后的催化剂平均积炭量小于 6%重量。
- 3、根据权利要求 1 所述甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，其特征在于再生器内至少一个位置上的气体表观速度为 3~12 米/秒；再生器内的温度为 550~700℃之间，再生器内以表压计压力为 0~1MPa。
- 4、根据权利要求 3 所述甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，其特征在于再生器内至少一个位置上的气体表观速度为 5~12 米/秒；再生器内的温度为 600~650℃，再生器内以表压计压力为 0.1~0.3MPa。
- 5、根据权利要求 2 所述甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，其特

征在于 SAPO 型分子筛为 SAPO-34 分子筛；经再生器烧炭再生后的催化剂平均积炭量小于 3%重量。

6、根据权利要求 1 所述甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，其特征在于第一流化床反应器的反应区的温度为 350~600℃，第一流化床反应器内的压力以表压计为 0~1MPa，第一流化床反应器的原料重量空速为 0.1~20 小时⁻¹之间；第二提升管反应器的反应区的温度为 350~650℃，第二提升管反应器内的压力以表压计为 0~1MPa，第二提升管反应器的原料重量空速为 1~100 小时⁻¹。

7、根据权利要求 6 所述甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，其特征在于第一流化床反应器的反应区的温度为 400~550℃，第一流化床反应器内的压力以表压计为 0.1~0.3MPa，第一流化床反应器的原料重量空速为 3~8 小时⁻¹；第二提升管反应器的反应区的温度为 450~580℃，第二提升管反应器内的压力以表压计为 0.1~0.3MPa，第二提升管反应器的原料重量空速为 10~60 小时⁻¹。

8、根据权利要求 7 所述甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，其特征在于第一流化床反应器的反应区的温度为 425~500℃。

9、根据权利要求 1 所述甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，其特征在于从反应区底部进入第二提升管反应器的底部的催化剂质量流量与经汽提的再生催化剂进入第二提升管反应器的催化剂质量流量之比为 0.2~5；经汽提后的再生催化剂可在第二提升管反应器轴向方向上隔开的多个位置进入。

甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法

技术领域

本发明涉及一种甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法。

背景技术

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。其中，一类重要的用于低碳烯烃生产的替代原料是含氧化合物，例如醇类(甲醇、乙醇)、醚类(二甲醚、甲乙醚)、酯类(碳酸二甲酯、甲酸甲酯)等，这些含氧化合物可以通过煤、天然气、生物质等能源转化而来。某些含氧化合物已经可以达到较大规模的生产，如甲醇，可以由煤或天然气制得，工艺十分成熟，可以实现上百万吨级的生产规模。由于含氧化合物来源的广泛性，再加上转化生成低碳烯烃工艺的经济性，所以由含氧化合物转化制烯烃(OTO)的工艺，特别是由甲醇转化制烯烃(MTO)的工艺受到越来越多的重视。

US 4499327 专利中对磷酸硅铝分子筛催化剂应用于甲醇转化制烯烃工艺进行了详细研究，认为 SAPO-34 是 MTO 工艺的首选催化剂。SAPO-34 催化剂具有很高的低碳烯烃选择性，而且活性也较高，可使甲醇转化为低碳烯烃的反应时间达到小于 10 秒的程度，更甚至达到提升管的反应时间范围内。

世界范围内，有数量相当可观的 C₄ 烃原料等待进一步深加工，而且在甲醇或二甲醚转化为低碳烯烃反应过程中，也会产生相当数量的混合 C₄ 烃，混合 C₄ 烃的碳基收率一般在 10wt% 左右。混合 C₄ 烃的主要成分为丁烯-1、丁烯-2、正丁烷、异丁烷等。如果能将部分混合 C₄ 烃全部或部分转化为具有更高附加值的产品，如乙烯、丙烯等，将会显著提升整个甲醇或二甲醚转化成低碳烯烃工艺的经济性。

另外，本领域所公知的，要保证高的低碳烯烃选择性，SAPO-34 催化剂上需要积上一定量的碳，而且 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炭量控制在一定水平，进而达到控制反应区内催化剂平均积炭量的目的。因此，MTO 技术中如何将反应区内的催化剂平均积炭量控

制在某一水平是关键。

US 20060025646 专利中涉及一种控制 MTO 反应器反应区中催化剂积炭量的方法，是将失活的催化剂一部分送入再生区烧炭，另一部分失活催化剂返回到反应区继续反应。

上述方法中会使得进入反应器内的两股催化剂之间的碳差很大，而含有较多碳的催化剂以及含有很少碳的催化剂都对低碳烯烃的收率不利，存在产物收率波动较大、目的产物收率较低的问题。

发明内容

本发明所要解决的技术问题是技术中存在的乙烯和丙烯收率较低、反应器温度不好控制、再生器内催化剂烧炭再生程度不好控制、反应器内催化剂平均积炭水平不好保证的问题，提供一种新的甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法。该方法用于乙烯、丙烯的生产中，具有再生器内反应器温度易控、能量利用合理、催化剂烧炭再生程度方便控制、反应器内催化剂平均积炭水平更为合理、产品中乙烯、丙烯收率较高的优点。

为解决上述问题，本发明采用的技术方案如下：一种甲醇或二甲醚转化过程中提高乙烯、丙烯收率的方法，包括以下步骤：a)以甲醇、二甲醚中的至少一种为原料，原料从第一流化床反应器底部进入反应区，与催化剂接触生成含乙烯、丙烯、C₄及以上烃和催化剂的流出物 1；b)流出物 1 在第一流化床反应器上部的沉降段经沉降和旋风分离器分离后，含乙烯、丙烯及 C₄ 及以上烃的气相从第一流化床反应器顶部排出，进入后续的分离工段，经分离得到 C₄ 及以上烃类流出物 2、乙烯产品和丙烯产品；c)流出物 2 进入第二提升管反应器底部，与再生器中输送来的催化剂或从第一流化床反应器底部和再生器输送来催化剂的混合物接触生成含乙烯、丙烯、C₄ 及以上烃和催化剂的流出物 3；d)流出物 3 进入第一流化床反应器上部的沉降段，通过沉降和旋风分离器分离后进入后续的分离工段；e)第一流化床反应器上部沉降段中分离出的催化剂经汽提后 10~70%(重量)进入再生器的底部，30~90%(重量)进入第一流化床反应器底部；f)待再生的催化剂经再生器再生、汽提器汽提后进入第二提升管反应器；g)第一流化床反应器反应区内的催化剂一部分随流出物 1 进入第一流化床反应器的沉降段，一部分从反应区底部进入第二提升管反应器的底部；其中再生器为提升管。

上述技术方案中，优选方案为第一流化床反应器的反应区内至少一个位置的气体表观速度至少大于 0.9 米/秒；所述催化剂为 SAPO 型分子筛，优选方案为 SAPO-34 分子筛；经再生器烧炭再生后的催化剂平均积炭量小于 6%(重量)，优选方案为小于 3%(重量)；再生器内至少一个位置上的气体表观速度为 3~12 米/秒，优选方案为 5~12 米/秒；再生器

内的温度为 550~700℃之间，优选方案为 600~650℃；再生器内的压力以表压计为 0~1MPa，优选方案为 0.1~0.3MPa；第一流化床反应器的反应区的温度为 350~600℃，优选方案为 400~550℃，更优选方案为 425~500℃；第一流化床反应器的压力以表压计为 0~1MPa，优选方案为 0.1~0.3MPa；第一流化床反应器的原料重量空速为 0.1~20 小时⁻¹，优选方案为 3~8 小时⁻¹；第二提升管反应器的反应区的温度为 350~650℃，优选方案为 450~580℃，第二提升管反应器内的压力以表压计为 0~1MPa，优选方案为 0.1~0.3MPa，第二提升管反应器的原料重量空速为 1~100 小时⁻¹，优选方案为 10~60 小时⁻¹；从反应区底部进入第二提升管反应器的底部的催化剂质量流量与经汽提的再生催化剂进入第二提升管反应器的催化剂质量流量之比为 0.2~5，经汽提后的再生催化剂可在第二提升管反应器轴向方向上隔开的多个位置进入。

在第一流化床反应器进料中还可以非强制性的添加一定比例的稀释剂共同进料，稀释剂可以是低碳烷烃(甲烷、乙烷、丙烷等)、低碳醇(乙醇、正丙醇、异丙醇、正丁醇、异丁醇等)、CO、氮气、水蒸气、单环芳烃等，其中，优选低碳烷烃、低碳醇、水蒸气，更优选低碳醇、水蒸气，最优选方案为水蒸气，稀释剂的量与原料的体积比在 0.1~10：1 范围内调节。

在甲醇或二甲醚转化为乙烯、丙烯的反应过程中，催化剂上含有一定量的积炭可以提高低碳烯烃的选择性，本发明将含碳量较低的再生催化剂首先在第二提升管反应器中与 C₄ 及以上烃进行反应，达到预积炭的效果，与第一流化床反应器内的催化剂混合后，可以将反应区内的催化剂平均积炭量控制在所需的水平上，以提高产品中乙烯、丙烯的收率。另外，在甲醇或二甲醚转化为乙烯、丙烯的反应过程中，不可避免的会产生 C₄ 及其以上烃，影响乙烯、丙烯的收率和收率。本发明通过采用第二提升管反应器将分离工段分离出的 C₄ 及其以上烃裂解生成乙烯、丙烯，进一步达到提高乙烯、丙烯收率的目的。还有，甲醇或二甲醚转化为乙烯、丙烯的反应过程中会放出大量的热量，而产物的收率对反应温度十分敏感，反应温度的升高会使得反应过程中副产物增多，如甲烷、CO_x 等，从而降低乙烯、丙烯的收率。因为 C₄ 以上烃等副产物裂解为强吸热反应，因此本发明所设置的第二提升管反应器，除了达到将 C₄ 以上烃等副产物转化为乙烯、丙烯的目的外，还起到从第一流化床反应器内取热的作用，合理有效的利用了甲醇或二甲醚转化过程中的反应热，使得第一流化床反应器内的温度梯度减小，有效降低了甲醇热分解等副反应的发生。

采用本发明的技术方案：第一流化床反应器的反应区内至少一个位置的气体表观速度至少大于 0.9 米/秒，第一流化床反应器的反应区的温度为 350~600℃；第一流化床反应器

的压力以表压计为 0~1MPa；第一流化床反应器的原料重量空速为 0.1~20 小时⁻¹；第二提升管反应器的反应区的温度为 350~650℃，第二提升管反应器内的压力以表压计为 0~1MPa，第二提升管反应器的原料重量空速为 1~100 小时⁻¹；经再生器烧炭再生后的催化剂平均积炭量小于 6%(重量)；再生器内至少一个位置上的气体表观速度为 3~12 米/秒；再生器内的温度为 550~700℃之间；再生器内的压力以表压计为 0~1MPa；催化剂为 SAPO 型分子筛；再生催化剂可在第二提升管反应器轴向方向上隔开的多个位置进入，低碳烯烃收率最高可达到 83.37%(重量)，取得了较好的技术效果。

附图说明

图 1 为本发明所述方法的流程示意图。

图 1 中，1 为第一流化床反应器底部的进料管线；2 为第一流化床反应器的反应区；3 为第一流化床反应器的气固快速分离区；4 为第一流化床反应器的旋风分离器；5 为第一流化床反应器的沉降段；6 为第一流化床反应器的出口管线；7 为产品分离工段；8 为乙烯；9 为丙烯；10 为 C₄ 及以上烃；11 为 C₄ 及以上烃进入第二提升管反应器的管线；12 为第二提升管反应器；13 为从催化剂第一流化床反应器底部进入第二提升管反应器底部的管线；14 为汽提后催化剂进入再生器的输送管线；15 为再生器的进料管线；16 为再生器；17 为再生催化剂沉降段；18 为再生催化剂的汽提器；19 为烟气排出口；20 为再生催化剂进入第二提升管反应器的输送管线；21 为第一流化床反应器上部沉降分离下的催化剂返回反应区 2 下部的管线；22 为再生催化剂经沉降分离后返回再生器 16 底部的管线。

原料经管线 1 进入第一流化床反应器的反应区 2，与催化剂接触并发生反应，气固混合物经气固快速分离区 3 分离后进入第一流化床反应器的沉降段 5，部分催化剂和产品气经旋风分离器 4 分离后，产品气经出口管线 6 进入后续的分离工段 7，分离出含乙烯 8、丙烯 9、C₄ 及以上烃 10 的产品。C₄ 及以上烃 10 经管线 11 进入第二提升管反应器 12，与从第一流化床反应器反应区 2 底部和从再生催化剂汽提器 18 底部分别经管线 13 和经管线 20 输送来的催化剂接触并发生反应，生成的产品及催化剂进入第一流化床反应器的沉降段 5。第一流化床反应器中经过汽提的催化剂经输送管线 14 进入再生器 16 的进料口 15，与再生介质接触并一起进入再生器 16，催化剂上的积炭与再生介质发生氧化反应。从再生器 16 出来的气固混合物进入再生催化剂的沉降段 17，烟气经旋风分离后经管线 19 排出，沉降或分离出的催化剂经汽提器 18 后通过管线 20 进入第二提升管反应器。在再生器 16 中，通过控制再生参数，如再生时间、再生温度等，可以达到控制再生程度的目的，如果再生催化剂的含碳量没有达到所需的含碳水平，再生后的催化剂可以通过管线 22 与失活催化

剂混合进入再生器 16，进一步的烧炭再生。为保证第一流化床反应器反应区 2 内的催化剂积炭量和操作空速，第一流化床反应器上部沉降段 5 中的催化剂经汽提后可通过管线 21 返回到反应区 2 的下部。

下面通过实施例对本发明作进一步的阐述，但不仅限于本实施例。

具体实施方式

【实施例 1~4】

在如图 1 所示的反应装置中，第一流化床反应器采用快速流化床，再生器 16 采用提升管，提升气体为空气，再生温度 600℃，通过改变提升管再生器内的气体表观速度来调整再生催化剂的平均积炭量。第一流化床反应器中：纯甲醇进料，反应区 2 中的气体表观速度为 1.2 米/秒，反应温度为 425℃，甲醇重量空速为 3 小时⁻¹，以表压计反应压力为 0MPa。第一流化床反应器上部沉降段中分离出的催化剂经汽提后 10%(重量)进入再生器的底部，90%(重量)进入第一流化床反应器底部，从反应区底部进入第二提升管反应器的底部的催化剂质量流量与经汽提的再生催化剂进入第二提升管反应器的催化剂质量流量之比为 0.2。再生催化剂经管线 20 与第二提升管反应器 12 连接，连接点与第二提升管反应器 12 底部进料口的距离为第二提升管反应器 12 总高度的 1/4。第二提升管反应器 12 中：进料中含 80%(重量)C₄ 烃和 20%(重量)C₅⁺ 烃，反应温度为 580℃，基于混合进料的重量空速为 60 小时⁻¹，以表压计反应压力为 0MPa。再生剂和待生剂的取样口分别位于管线 20 和管线 14 上，催化剂上碳含量的分析采用红外碳硫高速分析仪。将催化剂的循环量保持在一个合理的值，使得系统运行稳定、控制方便。催化剂采用经喷雾干燥成型的 SAPO-34 改性催化剂。反应器出口产物采用在线气相色谱分析，实验结果见表 1。

表 1

实施例	再生器 16 气相表观速度，米/秒	待生剂积炭量，%(重量)	反应区 2 内催化剂平均积炭量，%(重量)	再生剂积炭量，%(重量)	乙烯碳基收率，%(重量)	丙烯碳基收率，%(重量)	乙烯+丙烯碳基收率，%(重量)
实施例 1	3.2	8.6	3	1.1	37.52	43.38	80.9
实施例 2	5.1	8.4	5.3	2.5	38.51	43.24	81.75
实施例 3	6.2	8.1	5.7	3.0	39.45	42.96	82.41
实施例 4	12.6	7.8	6.5	5.7	39.92	41.23	81.15

【实施例 5~7】

按照实施例 2 所述的条件，只是改变再生器 16 的再生温度，实验结果见表 2。

表 2

参数	再生温度， ℃	反应区 2 内催化剂平均积炭量，%(重量)	再生剂积炭量，%(重量)	乙烯碳基收率，%(重量)	丙烯碳基收率，%(重量)	乙烯+丙烯碳基收率，%(重量)
实施例 5	550	5.8	2.8	39.28	41.31	80.59
实施例 6	650	5.2	2.3	38.72	42.82	81.54
实施例 7	700	4.9	1.9	37.45	43.32	80.77

【实施例 8~12】

按照实施例 3 所述的条件，只是改变第一流化床反应器反应区 2 的反应温度，实验结果见表 3。

表 3

参数	反应区 2 的反应温度，℃	待生剂积炭量，%(重量)	乙烯碳基收率，%(重量)	丙烯碳基收率，%(重量)	乙烯+丙烯碳基收率，%(重量)
实施例 8	350	7.7	34.78	44.62	79.4
实施例 9	400	7.9	37.21	44.23	81.44
实施例 10	500	8.5	41.87	40.34	82.21
实施例 11	550	8.7	42.78	37.29	80.07
实施例 12	600	9.1	45.32	33.62	78.94

【实施例 13~15】

按照实施例 3 所述的条件，只是改变第一流化床反应器反应区 2 的甲醇重量空速，实验结果见表 4。

表 4

参数	甲醇重量空速， 小时 ⁻¹	乙烯碳基收率， %(重量)	丙烯碳基收率， %(重量)	乙烯+丙烯碳基收率，%(重量)
实施例 13	0.12	40.45	39.96	80.41
实施例 14	8.11	41.88	41.49	83.37
实施例 15	19.45	42.57	38.26	80.83

【实施例 16~18】

按照实施例 3 所述的条件，两个反应器与再生器采用同压操作，改变系统的压力，实验结果见表 5。

表 5

参数	系统压力, Mpa	乙烯碳基收率, %(重量)	丙烯碳基收率, %(重量)	乙烯+丙烯碳基收率, %(重量)
实施例 16	0.1	37.72	42.29	80.01
实施例 17	0.3	36.57	41.76	78.33
实施例 18	1	34.76	39.58	74.34

【实施例 19~21】

按照实施例 3 所述的条件，改变催化剂类型，实验结果见表 6。

表 6

参数	催化剂类型	乙烯碳基收率, %(重量)	丙烯碳基收率, %(重量)	乙烯+丙烯碳基收率, %(重量)
实施例 19	SAPO-11	8.13	26.89	35.02
实施例 20	SAPO-18	38.24	41.68	79.92
实施例 21	SAPO-56	29.68	30.58	60.26

【实施例 22~23】

按照实施例 3 所述的条件，改变第一流化床反应器的原料类型，实验结果见表 7。

表 7

参数	原料类型	甲醇与二甲醚的体积比	乙烯碳基收率, % (重量)	丙烯碳基收率, % (重量)	乙烯+丙烯碳基收率, % (重量)
实施例 22	二甲醚		39.12	43.02	82.14
实施例 23	甲醇+二甲醚	1 : 01	39.45	42.42	81.87

【实施例 24】

按照实施例 4 所述的条件，再生催化剂分为两部分，其中一部分经汽提后通过管线 20 进入第二提升管反应器，另一部分不经汽提通过管线 22 返回再生器 16 的入口，与待生催化剂混合后进入再生器 16 再生，管线 20 与管线 22 中的催化剂质量流率之比为 2: 1。实

验结果为：乙烯碳基收率为 41.51%(重量)丙烯碳基收率为 40.38%(重量)乙烯+丙烯碳基收率 81.89%(重量)。

【实施例 25~28】

按照实施例 3 所述的条件，改变第二提升管反应器中的反应温度以及原料重量空速，原料重量空速的改变通过改变管线 13 和管线 20 中的催化剂流量以调整第二提升管反应器 12 中的催化剂藏量来实现。实验结果见表 8。

表 8

实施例	第二提升管 反应器 12 反 应温度， °C	第二提升管反 应器 12 原料重 量空速， 小时 ⁻¹	乙烯碳基收率， %(重量)	丙烯碳基收率， %(重量)	乙烯+丙烯碳基 收率， %(重量)
实施例 25	350	1	35.79	40.35	76.14
实施例 26	450	10	36.74	40.92	77.66
实施例 27	580	10	38.67	43.07	81.74
实施例 28	650	100	39.06	43.14	82.2

【实施例 29】

按照实施例 3 所述的条件，第一流化床反应器上部沉降段中分离出的催化剂经汽提后 65%(重量)进入再生器的底部，35%(重量)进入第一流化床反应器底部，从反应区底部进入第二提升管反应器的底部的催化剂质量流量与经汽提的再生催化剂进入第二提升管反应器的催化剂质量流量之比改为 5，再生催化剂经管线 20 与第二提升管反应器 12 的连接点位置，连接点与第二提升管反应器 12 底部进料口的距离为第二提升管反应器 12 总高度的 1/2，实验结果为：乙烯碳基收率为 40.62%(重量)丙烯碳基收率为 39.47%(重量)乙烯+丙烯碳基收率 80.09%(重量)。

【比较例 1】

按照实施例 3 所述的条件，不设置第二提升管反应器 12，再生催化剂通过管线 20 直接返回第一流化床反应器的反应区 2 底部，实验结果为：乙烯碳基收率为 36.75%(重量)丙烯碳基收率为 37.46%(重量)乙烯+丙烯碳基收率 74.21%(重量)。

【比较例 2】

按照实施例 3 所述的条件，不设置第二提升管反应器 12，再生催化剂通过管线 20 直接返回第一流化床反应器的反应区 2 底部，再生器采用传统鼓泡床，实验结果为：乙烯碳基收率为 34.12%(重量)丙烯碳基收率为 36.24%(重量)乙烯+丙烯碳基收率 70.36%(重量)。

显然，采用本发明的方法，可实现提高乙烯、丙烯收率的目的，具有较大的技术优势，可用于乙烯、丙烯的工业生产中。

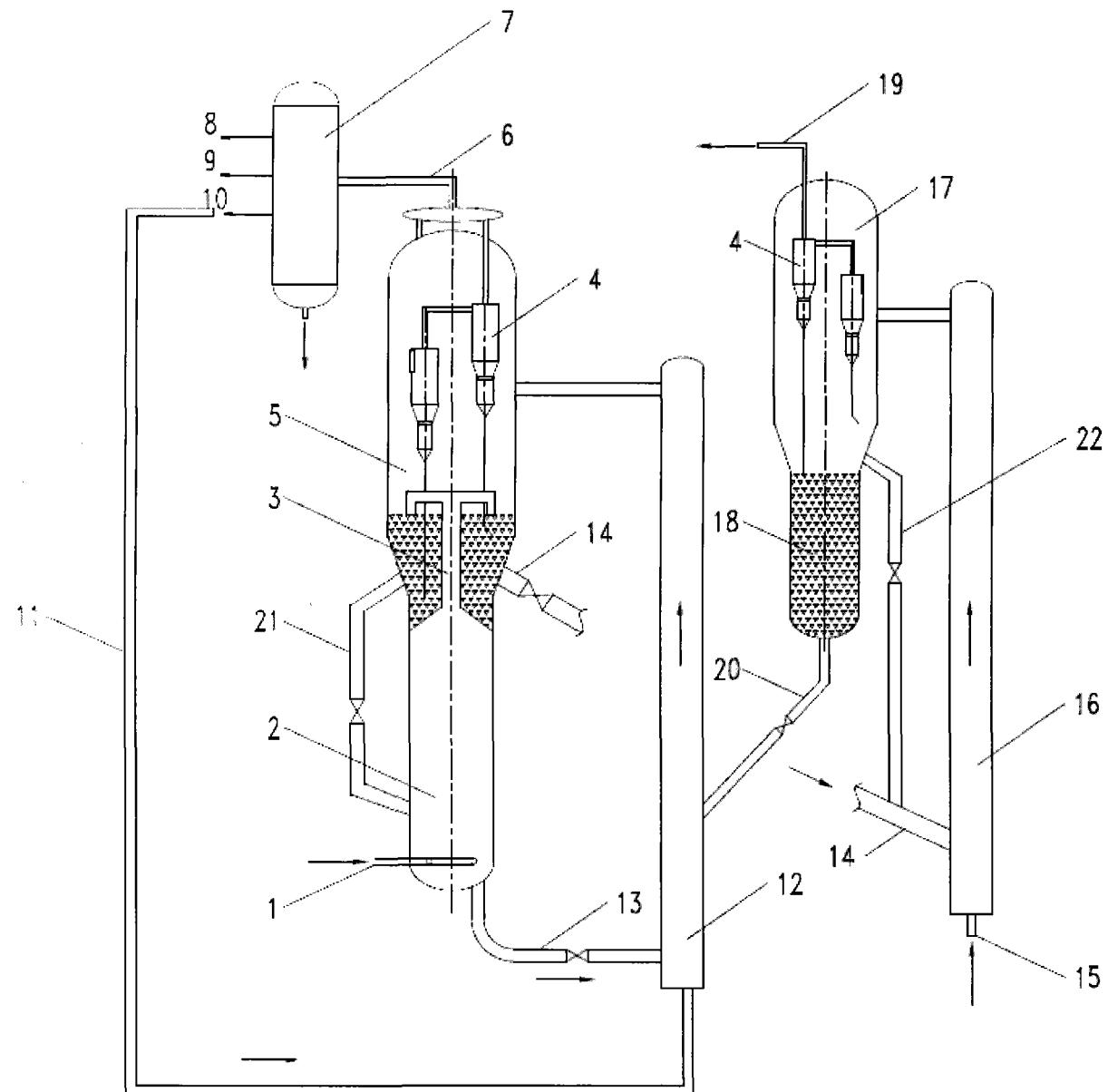


图 1