



[12] 发明专利说明书

专利号 ZL 200710065307.X

[45] 授权公告日 2009 年 12 月 9 日

[11] 授权公告号 CN 100567460C

[22] 申请日 2007.4.11

[21] 申请号 200710065307.X

[73] 专利权人 中国石油大学(北京)

地址 102249 北京市昌平区府学路

[72] 发明人 高金森 王刚 徐春明 赵震

孟祥海 蓝兴英

[56] 参考文献

US4980053A 1990.12.25

CN1565732A 2005.1.19

CN1923965A 2007.3.7

审查员 张建国

[74] 专利代理机构 北京三友知识产权代理有限公司

代理人 黄健

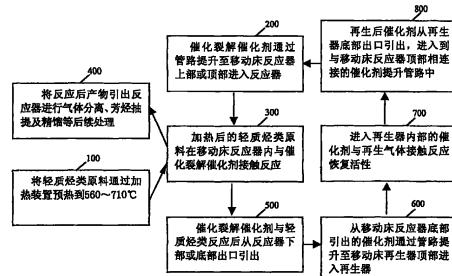
权利要求书 3 页 说明书 18 页 附图 8 页

[54] 发明名称

利用轻质烃类原料催化裂解制备低碳烯烃的方法及装置

[57] 摘要

本发明是关于一种制备低碳烯烃的方法，包括以轻质烃类为原料采用移动床反应器在催化裂解催化剂的作用下连续进行裂解反应生产低碳烯烃并对失活催化裂解催化剂在移动床再生器内进行连续再生的工艺。轻质烃类与连续进入移动床反应器并向下移动的催化裂解催化剂接触并发生裂解反应，生成物移出反应器的同时已移动到反应器下部的失活催化剂也移出反应器至移动床再生器再生，然后以连续方式返回反应器，实现裂解反应-再生过程的连续循环进行。同蒸汽热裂解制低碳烯烃工艺相比，本方法反应温度低、能耗少，生产低碳烯烃的选择性高；此外，可有效解决反应过程中催化剂失活后的再生问题，提高反应过程中催化剂的稳定性，并对催化剂磨损指数的要求降低。



1、一种利用轻质烃类原料催化裂解制备低碳烯烃的方法，其特征在于：
该方法包括如下步骤：

将轻质烃类原料加热到 560~710℃；

将催化裂解催化剂提升至移动床反应器的上部或顶部并输入该反应器；

在将所述催化裂解催化剂输送入移动床反应器的同时，将上述加热后的轻质烃类原料与水蒸气的混合物送入该移动床反应器，使催化裂解催化剂在向下移动的过程中催化轻质烃类原料发生裂解反应，控制移动床反应器中的反应条件为：反应温度为 550~700℃，反应压力为 0.05~0.50 MPa，重时空速为 0.1~100hr⁻¹，催化裂解催化剂在移动床反应器中的移动速度为 0.05~0.50 m/hr，进入反应器时水蒸气与轻质烃类原料的重量比为 0~2.8；

将上述裂解反应的生成物引出移动床反应器进行分馏和精馏处理，而将已移动到反应器下部的催化裂解催化剂从反应器下部或底部的出口引出；

将从移动床反应器下部或底部出口引出的催化裂解催化剂提升至移动床再生器的上部或顶部进入该再生器；

使进入移动床再生器的催化裂解催化剂与再生气体接触反应而实现再生活化，再生条件为：再生温度为 450~600℃，再生压力为 0.1~1.0 MPa；

再生活化的催化剂从再生器下部或底部出口引出，通过管路提升从移动床反应器上部或顶部返回反应器而连续循环利用。

2、根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于：所述轻质烃类原料包括炼油装置产生的 C4 混合烃类、直馏汽油馏分、催化汽油馏分、焦化汽油馏分和减粘汽油馏分中的一种或其混合物。

3、根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于：采用轴向移动床反应器，使轻质烃类原料与水蒸气混合物在反应器中与催化裂解催化剂通过顺流接触或逆流接触而实现裂解反应。

4、根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于：采用的移动床反应器内从轴向中心线沿径向向外设有中心管、内环隙筒和外环隙筒，内环隙筒与中心管间的内环隙设置为催化剂移动床层，使轻质烃类原料与水蒸气混合物从外环隙筒与内环隙筒间的外环隙进入该移动床反应器，沿反应器径向与在催化剂移动床层中向下移动的催化剂进行错流式接触而发生裂解反应，并使反应后的生成物进入中心管并被引出；或者，使轻质烃类原料与水蒸气混合物从中心管进入该移动床反应器，沿反应器径向与在催化剂移动床层中向下移动的催化剂进行错流式接触而发生裂解反应，使反应后的生成物进入外环隙筒与内环隙筒间的外环隙并被引出。

5、根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于：采用的移动床反应器结构中，中间设置有催化剂移动床层，且催化剂移动床层的一侧设置反应物通道，另一侧设置产物通道，使轻质烃类原料与水蒸气的混合物从反应物通道进入，横向流过反应器，并与在催化剂移动床层中向下移动的催化剂进行错流式接触而发生裂解反应，将反应后的生成物从产物通道引出。

6、根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于：通过至少一级加热装置实现轻质烃类原料的加热；采用一级或一级以上移动床反应器实现轻质烃类原料的催化裂解反应，且采用一级以上反应器时，反应器之间通过串联或并联方式操作。

7、根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于：所述催化裂解催化剂包括负载型金属氧化物催化剂、碱性氧化物催化剂或分子筛催化剂。

8、实现权利要求 1-7 任一项所述的利用轻质烃类原料催化裂解制备低碳烯烃的方法的专用装置，其特征在于：其包括用于完成催化裂解反应的移动床反应器和完成催化裂解催化剂再生的移动床再生器，移动床反应器下部或底部设有催化剂回路与移动床再生器的催化剂入口相连通，移动床反应器上部或顶部设有再生催化剂回路与移动床再生器的催化剂出口相连

通；移动床反应器还设置有反应物入口和产物出口，分别与轻质烃原料的加热装置和反应生成物的分馏系统相连通。

9、根据权利要求 8 所述的装置，其特征在于：所述移动床反应器为轴向移动床反应器。

10、根据权利要求 8 所述的装置，其特征在于：所述移动床反应器为圆筒形径向移动床反应器，从其中心轴线沿径向向外设有中心管、内环隙筒和外环隙筒，内环隙筒与中心管间的内环隙形成作为催化剂移动床层的催化剂通道，并与催化剂入口相通；外环隙筒与反应物入口相通，与内环隙筒间的外环隙形成反应物通道，中心管为产物通道与产物出口相通；或者，所述外环隙为产物通道并与产物出口相通，中心管为与反应物入口相通的反应物通道；作为催化剂移动床层的内环隙的内外筒壁布设有可供反应物和产物通过的筛孔。

11、根据权利要求 8 所述的装置，其特征在于：所述移动床反应器的中心设置有作为催化剂移动床层的催化剂通道，并与催化剂入口相通；催化剂通道的一侧设置反应物通道，另一侧设置产物通道，它们分别与反应物入口和产物出口相通；催化剂通道与反应物通道和产物通道相接的侧壁布设有可供反应物和产物通过的筛孔。

12、根据权利要求 8~11 任一项所述的装置，其特征在于：其包括一级或多级移动床反应器，当包括一级以上移动床反应器时，各反应器之间以串联或并联方式组接。

利用轻质烃类原料催化裂解制备低碳烯烃的方法及装置

技术领域

本发明涉及石油烃的催化转化工艺，具体的说，是关于一种将轻质烃类转化成富含乙烯、丙烯等低碳烯烃的方法及生产装置，属于石油化工技术领域。

背景技术

进入 20 世纪 90 年代以后，随着石油化工的快速发展，国内外市场对低碳烯烃如乙烯、丙烯的需求迅速增长。目前，世界上约有 75% 的石油化工产品由乙烯生产，乙烯产量已成为衡量一个国家石油化工工业发展水平的标志。2005 年中国共生产乙烯 755.53 万吨，比 2004 年增长 20.43%。但是，近年来随着聚丙烯等衍生物的迅速增长，对丙烯需求的增长速度已经超过了对乙烯需求的增长速度。世界化工市场对丙烯的需求量 2000 年达到了 5200 万吨，预计到 2010 年会达到 8400 万吨，年均增长速度达到 6.2%，丙烯供需矛盾也十分突出。

目前，生产包括乙烯和丙烯在内的低碳烯烃的方法主要是蒸汽裂解和催化裂化，其中蒸汽裂解是以石脑油等轻质烃类为原料通过热裂解反应生产乙烯和丙烯；催化裂化主要是以减压瓦斯油等重质油为原料生产汽油、柴油等轻质商品油，低碳烯烃是该工艺的副产品。

增产低碳烯烃已经成为石油化工行业的迫切需求，如果依靠传统的蒸汽裂解生产乙烯、丙烯的生产路线，将面临原料不足、选择性差的制约；并且蒸汽裂解的反应温度高达 850℃，生产能耗大、操作成本高。为提高低碳烯烃的产量，各炼油企业纷纷拓宽原料来源，并开展烃类催化裂解生产低碳烯烃的研究。催化裂解生产低碳烯烃工艺兼顾了蒸汽裂解和催化裂化两种成熟工

艺的优点，使用高活性和高选择性催化剂有效提高了丙烯的收率，降低了甲烷等低附加值副产物的产率，提高了原料的利用率；并且反应温度比蒸汽热裂解降低 200℃左右，大大减少了生产能耗。此外，通过改变催化裂解工艺条件，还可以灵活的调变催化裂解反应产品分布。

近年来，国内外已经出现多套催化裂解生产低碳烯烃的工艺技术。例如，中国石化石油科学研究院在提升管反应器催化裂化工艺基础上开发了 DCC、ARGG、CPP、MGG 重质油催化裂解生产低碳烯烃技术，这些工艺的乙烯加丙烯收率达到 30% 左右。

日本的 Toyo 公司开发了 THR 工艺，该工艺是以石脑油、煤油、柴油和减压瓦斯油为原料，以 $\text{Ca}_{12}\text{Al}_{14}\text{O}_{33}$ 为催化剂主要成分，在管式固定床反应器内对石脑油、煤油和柴油等轻质油进行催化裂解，在流化床反应器内对减压瓦斯油等重质油进行催化裂解。该工艺在反应温度 750~850℃、反应压力小于 0.1MPa 条件下利用高温、短接触时间促进反应深入进行，该工艺得到的乙烯收率为 39.9%、丙烯收率为 12.4%，副产品甲烷收率为 18.6%（1、“催化裂解制烯烃的技术进展”。李小明，宋芙蓉. 石油化工, 2002, 31 (7): 569~573; 2、乙烯工学. 陈滨，北京：化学工业出版社，1997）。

俄罗斯国家有机合成研究所开发了 Vniios 催化裂解工艺，该工艺进料包括丙烷、丁烷、石脑油、柴油轻质烃类原料和渣油，采用以陶瓷（红柱石-刚玉）为载体的钒酸钾（或钒酸钠）催化剂，在反应温度 780~820℃条件下进行反应，反应中催化剂结焦率较低，产品收率为乙烯 38.0%、丙烯 14.5%，副产品甲烷收率为 14.0%（1、Catalytic Pyrolysis of Naphtha on the KV03-Based Catalyst . Jeong S. M., Chae J. H., Kang J. H., et al, Catalysis Today, 2002, 74: 257~264; 2、“烃类催化裂解制乙烯”。曾清泉，石油化工，1994，23 (2): 114~120）。

日本旭化成公司开发了 Asahi 工艺，采用 ZSM-5 和 ZSM-11 硅铝沸石催化剂，以轻质烃类石脑油为原料进行催化裂解，反应器的出口温度为 680℃，

反应压力为 0.1~0.3MPa，该工艺得到的乙烯收率为 21.8%、丙烯收率为 22.4%，副产品甲烷收率为 12.3%（“国外丙烯生产技术最新进展及技术经济比较”。朱明慧，王红秋，国际石油经济，2006，1：38~42）。

韩国的 LG 公司开发了一种固定床催化裂解工艺，该工艺进料为轻质烃类石脑油，采用改性 ZSM-5 催化剂，在反应温度 650~680℃、重时空速 10 hr⁻¹、水油比 2 的条件下进行反应，丙烯加乙烯收率达到 50%，并且可灵活调整产物中乙烯与丙烯的比例（1、LG Develops Catalytic Naphtha Cracking Process. ChemWeek 2002, 164 (21): 24; 2、“烃类裂解制乙烯技术研究进展”。孙新民，刘立夫，刘全夫，辽宁化工，2006，35 (12): 732~735）。

德国 KBR 公司拥有的 Superflex 工艺是一种流化床催化裂解工艺，该工艺原料为 C4、C5 及汽油馏分等轻质烃类，使用改性 ZSM-5 催化剂，在反应温度 560~660℃条件下乙烯收率为 20.0%，丙烯收率达到 40.0%。但是该工艺要求原料须进行预精制，并需要外供热量（“增产丙烯技术及其进展”，钱伯章，石油炼制与化工，2001, 32(11):20-24）。

德国 Lurgi 公司开发了从低价值烯烃生产丙烯的 Propylur 技术。现已在 Lurgi 公司实验室完成了中试研究，该技术采用择形 ZSM-5 型分子筛催化剂，在反应温度 550℃的固定床反应器内可将丁烯、戊烯、己烯最大量地转化成丙烯。轻烯烃总转化率约为 83%，丙烯收率为 42%、乙烯收率为 10%，丁烯收率为 31%（“增产丙烯技术及其进展”，钱伯章，石油炼制与化工，2001, 32(11): 20-24）。

此外，US 4,980,053 也公开了一种以不同沸程石油馏分、渣油或原油在流化床或移动床反应器内使用固体酸催化剂生产低碳烯烃的工艺，反应后的催化剂经烧焦再生后返回反应器内循环使用，该方法的丙烯产率高达 26.34%; WO 00/31215A1 公开了一种以减压瓦斯油为原料采用 ZSM-5 或 ZSM-11 分子筛催化剂生产低碳烯烃的方法，丙烯收率约 20%; 中国石化上海石油化工研究院提出了申请号为 200510028789.2、发明名称是“用于流化床烯烃催化裂解生

产丙烯、乙烯的方法”，使用由 ZSM 型分子筛、稀土氧化物和磷氧化物合成的催化剂，采用烯烃原料生产丙烯、乙烯；中国科学院大连化学物理研究所提出了申请号为 200510086320.4、发明名称是“催化裂化汽油制取乙烯、丙烯和芳烃的方法”，该申请涉及使用改性分子筛催化剂、复合金属氧化物和碱性催化剂在固定床、提升管和流化床反应器内用催化裂化汽油生产乙烯、丙烯和芳烃。

石油烃类的催化裂解反应是原料油的脱碳过程，包括乙烯和丙烯的这些低碳烯烃目的产物中的高氢含量必须由反应生成低氢含量的重质烃类（例如油浆）及焦炭予以补偿。在催化裂解反应过程中，轻质产物不能够无限增加，因为原料和产物之间必须保持氢元素的平衡，所以用重质烃类（如减压瓦斯油、焦化蜡油、常压渣油、减压渣油）为原料多产低碳烯烃必然要产生大量油浆、焦炭等低价值产物，使重质油原料中的氢元素难以得到有效利用。一般说来，原料的 H/C 比越高越有利于多产低碳烯烃，并且焦炭产率较低。因此，以轻质烃类（如各种炼油装置产生的 C₄ 混合烃类、石脑油、催化汽油和焦化汽油等）为原料生产低碳烯烃的工艺能够更加有效的利用石油资源，并且获得较高的低碳烯烃目的产物。

轻质烃类的催化裂解是在高温、常压（或低压）条件下的强吸热反应，轻质烃类分子在催化剂表面和孔道内经催化活性中心作用进行气固非均相催化反应来生产乙烯、丙烯、丁烯等低碳烯烃，并同时兼产富含苯、甲苯、二甲苯的芳烃。由于催化裂解反应是烃类分子的脱碳过程，催化剂表面和孔道内在反应过程中必会有焦炭沉积使催化剂逐渐失去活性，所以一般用于轻质烃类催化裂解的催化剂单程使用周期为 50~100 小时。因此，对于轻质烃类的催化裂解方法和装置，关键是解决好反应过程中催化剂活性的保持问题。

目前国内外开发并实现工业化的轻质烃类催化裂解制低碳烯烃工艺大多数是使用固定床反应器，通过使加热后的原料进入反应器内进行裂解反应制备低碳烯烃，由于同时存在着催化剂结焦和失活，导致反应过程中催化剂活

性不能较长久维持，直接影响到产物的选择性。在生产中固定床反应器的反应和催化剂再生要在同一反应器内频繁轮流间歇进行，而且为了给反应提供热量和满足催化剂再生的要求，反应器内需要设有供热装置。因此，使用固定床反应器存在反应设备结构复杂、生产连续性差的缺点。

为了解决轻质烃类催化裂解制低碳烯烃固定床反应工艺中存在的催化剂结焦失活快的问题，也有报道采用流化床反应工艺，其特点是反应和再生分别在两个设备中进行。但是，由于原料组分较轻，催化剂的失活速度并不象重油催化裂化过程那么快，催化剂活性一般可以维持在 10~100 小时，因此这类催化裂解催化剂又不太适合频繁反应再生的流态化工艺。此外，流化床反应工艺对催化剂的设计提出了更高的要求，要求催化剂具备较好的机械强度特别是抗磨损指数，并且水热稳定性应该良好，催化剂的寿命缩短，也就增加了催化剂的成本。

发明内容

本发明所欲解决的主要技术问题在于提供一种利用轻质烃类的催化裂解制备低碳烯烃的方法，将移动床的催化裂解反应器与移动床的催化剂再生器相组合，在实现裂解反应-催化剂再生的连续化生产和操作同时，达到提高反应过程中催化剂活性的稳定性及催化剂有效再生的目的。

本发明还提供了一种用于实现上述制备低碳烯工艺的生产装置，将移动床的催化裂解反应器与移动床的催化剂再生器合理组合，可满足连续化生产要求，使整个生产系统结构简单，生产效率高。

本发明提供了一种利用轻质烃类原料催化裂解制备低碳烯烃的方法，该方法包括如下步骤：

将轻质烃类原料加热到 560~710℃；

将催化裂解催化剂提升至移动床催化裂解反应器的上部或顶部并输入该反应器；

在将所述催化裂解催化剂输送入反应器的同时，将上述加热后的轻质烃类原料与水蒸气的混合物送入该反应器，使催化裂解催化剂在向下移动的过程中催化轻质烃类原料发生裂解反应，控制反应器中的反应条件为：反应温度为 550~700°C，反应压力为 0.05~0.5 MPa，重时空速为 0.1~100hr⁻¹，催化裂解催化剂在反应器中的移动速度为：0.05~0.50 m/hr，进入反应器时水蒸气与轻质烃类原料的重量比为 0~2.8；

将上述裂解反应的生成物引出反应器进行分馏和精馏处理，而将已移动到反应器下部的催化裂解催化剂从催化剂出口引出；

将从移动床反应器下部或底部出口引出的催化裂解催化剂提升至移动床催化剂再生器的上部或顶部进入再生器；

使进入再生器的催化裂解催化剂与再生气体接触反应而实现再生活化，再生条件为：再生温度为 450~600°C，再生压力为 0.1~1.0 MPa；

再生活化后的催化剂从再生器下部或底部出口引出，通过管路提升从移动床反应器上部或顶部返回反应器而循环利用。

移动床的主要特点是：(1) 固体颗粒实现连续化运动；(2) 允许所使用的催化剂固体颗粒的粒径范围较宽；(3) 催化剂固体颗粒和流体的接触时间可以在很大范围内变化；(4) 催化剂固体颗粒和流体接近于平推流流动，反应效率高；(5) 逆流接触的热利用率高。

申请人的研究结果显示，将移动床反应器技术用于轻质烃类（包括各种炼油装置产生的 C4 混合烃类、石脑油、催化汽油和焦化汽油等）催化裂解制低碳烯烃技术，并与移动床再生器的操作相组合，通过控制催化剂在移动过程中不断反应和失活，适时移出反应器送入再生器再生复活而循环利用，确保催化剂在反应过程中保持活性稳定，同时充分利用了催化剂在单程使用中的活性发挥。所以，采用本发明的工艺，在实现将轻质烃类资源充分转化为富含丙烯、乙烯的低碳烯烃，并兼产富含甲苯和二甲苯的芳烃的同时，也利于实现生产的连续化和反应过程中催化剂活性的持续稳定。

根据本发明的方案，催化剂在反应器中的移动速度控制在 0.05~0.50m/hr (米/小时)，配合相应的反应条件，使催化剂在缓慢移动中与反应物接触而充分发挥其催化活性，另一方面，由于在移动床中催化剂的移动速度较在流化床反应器中要慢的多，对催化剂抗磨损指数要求要低，对催化剂的选择范围也较流动床反应器宽泛很多。

本发明所述轻质烃类原料包括各类炼油装置产生的 C4 混合烃类、直馏汽油（石脑油）、催化汽油、焦化汽油和减粘汽油等中的一种或其混合物。该轻质烃类原料也可以为上述一种以上的汽油馏分混合物，可以是全馏分汽油，例如：初馏点至 220℃左右的馏分；也可以是窄馏分汽油，例如：40~145℃的馏分。

本发明方法尤其适用于各种催化裂解催化剂，例如包括负载型金属氧化物催化剂、碱性氧化物催化剂或分子筛催化剂（包括改性分子筛催化剂）等。

本发明采用的移动床反应器可以是可实现反应原料沿轴向运动的轴向移动床反应器，还可以是可实现反应原料沿径向或横向运动的径向移动床反应器或其它形式的移动床反应器；相应地，轻质烃类原料与催化裂解催化剂在反应器中的接触方式可以采用逆流式接触、顺流式接触或错流式接触。

根据原料及催化剂的具体情况和需要，轻质烃原料的加热通过至少一级加热装置来实现。即，可以通过一级加热，也可以是二级或多级加热处理；对于二级或多级加热，可将二套或多套加热装置实施并联或串联操作。

本发明还可以采用一级或一级以上移动床反应器实现轻质烃类原料的催化裂解反应；采用一级以上反应器时，（二套或多套）反应器之间通过串联或并联方式操作。

根据本发明的方案，催化裂解催化剂完成催化裂解反应后，进入移动床再生器再生。

本发明还提供了一种利用轻质烃类原料催化裂解制备低碳烯烃的装置，其包括用于完成催化裂解反应的移动床反应器和完成催化裂解催化剂再生的

移动床再生器，移动床反应器下部或底部设有催化剂回路与移动床再生器的催化剂入口相连通，移动床反应器上部或顶部设有再生催化剂回路与移动床再生器的催化剂出口相连通；移动床反应器还设置有反应物入口和产物出口，分别与轻质烃原料的加热装置和反应产物的分馏系统相连通。

本发明的设计关键在于将移动床反应器操作与移动床再生器操作有机结合，实施中具体涉及的移动床反应器、移动床再生器以及轻质烃加热装置等均为本领域常规装置，其具体工作原理也是公知；而所使用催化剂则为任何可实现对轻质烃原料的催化裂解的催化裂解催化剂，尤其是一些高活性、高选择性的催化剂。

本发明所提供的轻质烃类催化裂解制低碳烯烃的方法，其优点在于，利用具有良好催化裂解功能的催化剂，催化轻质烃类原料在移动床反应器中实现催化裂解反应，确保在充分利用催化剂活性的基础上最大限度地进行反应，并可实现催化裂解反应-催化剂再生的连续化，最终达到充分利用轻质烃类生成富含丙烯、乙烯等低碳烯烃并兼产富含甲苯、二甲苯等芳烃的目的；而且本发明提供的实施该方法的反应系统结构简单，生产效率高。

附图说明

图 1 为本发明方法的示意性流程图。

图 2 为本发明实施例一反应物与催化剂逆流式接触的工艺示意图；

图 3 为本发明实施例二反应物与催化剂顺流式接触的工艺示意图；

图 4 为本发明实施例三反应物与催化剂错流式接触的工艺示意图；

图 5 为本发明实施例四反应物与催化剂错流式接触的工艺示意图；

图 6 为本发明实施例五反应物与催化剂错流式接触的工艺示意图；

图 7 为本发明实施例六反应物与催化剂错流式接触的工艺示意图；

图 8 为本发明实施例七反应物与催化剂错流式接触的工艺示意图。

具体实施方式

以下结合附图进一步说明本发明的实施方案和特点。

首先，如图 1 所示，为本发明一个具体方案的流程图。从图 1 中可知，本发明提供的轻质烃类催化裂解制低碳烯烃的方法可以包括如下步骤：

步骤 100：将轻质烃类原料通过加热装置加热到 560~710℃，该加热装置可以是一套（一级加热），也可以是多套（多级加热），对于多级加热，两套以上加热装置可以采用并联或串联的方式进行操作；该轻质烃类原料包括各种炼油装置产生的 C4 混合烃类、直馏汽油（石脑油）、催化汽油、焦化汽油和减粘汽油等或一种以上的汽油馏分的混合物，汽油馏分可以是全馏分，例如：初馏点至 220℃左右的馏分；也可以是窄馏分，例如：40~145℃的馏分。

步骤 200：催化裂解催化剂提升至移动床反应器的上部或顶部进入反应器，在连续化生产中，催化裂解催化剂是来自移动床催化剂再生器再生复活后通过提升管路被送入反应器实现循环利用。

步骤 300：与步骤 200 同时，加热后的轻质烃类原料与水蒸气一起进入移动床反应器并与缓慢向下移动的催化裂解催化剂接触而发生裂解反应，该反应条件为：反应温度为 550~700℃，反应压力为 0.05~0.5MPa，重时空速为 0.1~100hr⁻¹，催化裂解催化剂在反应器中的移动速度为：0.05~0.50m/hr，水蒸气/轻质烃类原料（重量）=0~2.8:1；其中，催化剂的移动速度在上述范围内可以根据具体催化剂的特性及反应器的规格来确定，使催化剂从反应器移出时活性基本被充分利用，基本上恰可适时实施再生处理。

移动床反应器下部或底部设有催化剂回路（通过催化剂出口）与移动床再生器上部或顶部相连通，移动床反应器上部或顶部设有（再生）催化剂回路与移动床再生器下部或底部相连，且移动床反应器可以是轴向移动床反应器，可以是径向移动床反应器，还可以是例如矩形筒移动床反应器，具体地：

采用轴向移动床反应器时，使轻质烃类原料与催化裂解催化剂通过顺流接触或逆流接触而实现催化裂解。例如，使轻质烃类原料与水蒸气混合物从

反应器的下部或底部进入，并在反应器内从下向上运动中与催化剂进行逆流式接触而发生裂解反应，将反应后的生成物（油气）从反应器的上部或顶部引出；或者，使轻质烃类原料与水蒸气混合物从反应器的顶部进入，并在反应器内从上向下运动中与催化剂进行的顺流式接触而发生裂解反应，将反应后的生成物（油气）从反应器的下部或底部引出；

还可以采用径向移动床反应器，使轻质烃类原料与催化裂解催化剂通过错流接触而实现催化裂解。该反应器可以为圆筒形，反应器内从轴向中心线沿径向向外设有中心管、内环隙筒和外环隙筒，内环隙筒与中心管间的内环隙形成作为催化剂移动床层的催化剂通道，并与催化剂入口相通，外环隙筒与内环隙筒间的外环隙为反应物通道，利用中心管为产物通道，使轻质烃类原料与水蒸气混合物从反应物通道进入，沿反应器径向与在催化剂移动床层中向下移动的催化剂进行错流式接触而发生裂解反应，使反应后的生成物油气进入中心管并被引出；或者，利用中心管为反应物通道，外环隙筒为产物通道，使轻质烃类原料与水蒸气混合物从反应物通道进入，沿反应器径向与在催化剂移动床层中向下移动的催化剂进行错流式接触而发生裂解反应，使反应后的生成物油气进入外环隙并被引出；为实现反应物及生成物的流动，作为催化剂移动床层的内外筒壁布设有可供反应物和产物通过的筛孔；而反应物入口可设于反应器的下部或底部，也可以设于反应器的上部或顶部，相应地，产物出口设于反应器的另一端；

除上述圆筒形径向移动床反应器外，还可以采用其它结构特点的移动床反应器，中心设置有作为催化剂移动床层的催化剂通道，且催化剂移动床层的一侧设置反应物通道，另一侧设置产物通道，它们分别与反应器设置的反应物入口和产物出口相通；催化剂通道与反应物通道和产物通道相接的侧壁设有可供反应物和产物通过的筛孔，使轻质烃类原料与水蒸气的混合物从一侧的反应物通道进入，横向流过反应器，并与在催化剂移动床层中向下移动的催化剂进行错流式接触而发生裂解反应，将反应后的生成物油气从移动床

反应器另一侧的产物通道引出。为便于加工和实施，该反应器可以是一种外形为矩形筒的移动床反应器，其内部被分割成三个通道：催化剂通道及位于其两侧的反应物通道和产物通道，其截面可均为矩形。

步骤 400：轻质烃类原料在上述反应条件下反应后，将裂解反应生成物(油气)引出反应器送入分馏系统，进行气体分离、芳烃抽提和精馏，得到丙烯、乙烯等低碳烯烃及苯、甲苯、二甲苯等芳烃。

步骤 500：与步骤 400 同时，从移动床反应器上部或顶部进入的催化裂解催化剂与轻质烃类原料一边接触反应一边以适当速度缓慢向下移动，从反应器下部或底部的出口引出（此时催化剂的活性已基本失去）。

步骤 600：从移动床反应器下部或底部催化剂出口引出的催化裂解催化剂通过管路提升至移动床再生器的上部或顶部进入该移动床再生器。

步骤 700：从再生器上部或顶部进入的催化裂解催化剂（活性丧失）在再生器内部与再生气体接触反应恢复活性，并缓慢向下移动通过再生器，移动床再生器中催化剂的再生条件为：再生温度为 450~600℃，再生压力为 0.1~1.0 MPa，再生气体为氧气体积含量为 0.1~21.0% 的氧气氮气混合气体。

步骤 800：再生活化后的催化剂从再生器下部或底部出口引出，进入到与反应器上部或顶部相连接的催化剂提升管路中返回反应器，从而实现催化剂“反应-再生”过程的周而复始，连续循环进行。

说明：本发明的权利要求书和说明书对技术方案表述中所提及的“移动床反应器”、“反应器”均应理解为移动床反应器，“移动床再生器”、“再生器”均应理解为移动床再生器。

实施例一：

如图 2 所示，为反应物与催化剂逆流式接触的工艺示意图。

轻质烃类 1 和水蒸气 7 通过加热装置 9 加热至 560~710℃后从轴向移动床反应器 3 底部进入，在移动床再生器 2 内再生活化后的催化剂通过管路 4 提升至反应器 3 的顶部并进入反应器，控制催化剂在反应器 3 中以 0.05~

0.50m/hr 的速度向下移动，与从底部进入并向上流动的轻质烃类 1 和过热水蒸气 7 实现逆流接触而使轻质烃类原料发生催化裂解反应，控制反应温度 550~700℃，反应压力 0.05~0.5MPa，重时空速 0.1~100hr⁻¹，水蒸气/轻质烃类原料（重量）=0~2.8。将反应后生成的油气 6 从反应器 3 的顶部引出进入气体分离、芳烃抽提和精馏等产品后处理系统，而反应后失活的催化剂则从反应器 3 的底部催化剂出口移出，通过管路 5 提升进入再生器 2 与再生气体 8 接触再生，再生条件为：再生温度为 450~600℃，再生压力为 0.1~1.0 MPa，再生气体为氧气体积含量为 0.1~21.0% 的氧气氮气混合气体。

裂解反应生成的油气 6 经过气体分离、芳烃抽提和精馏等处理后，收集各馏分和产物。

实施例二：

如图 3 所示，为反应物与催化剂顺流式接触的工艺示意图。

催化裂解催化剂经移动床再生器 2 内的再生处理后，再生催化剂从再生器 2 的底部通过管路 4 提升至轴向移动床反应器 3 的顶部，同时，轻质烃类原料 1 和水蒸气 7 通过加热装置 9 加热至 560~710℃ 后从反应器 3 的顶部进入，使轻质烃原料与催化剂在反应器顺流接触同时发生催化裂解反应并控制催化剂在反应器 3 中以 0.05~0.50 m/hr 的速度向下移动，反应温度 550~700℃，反应压力 0.05~0.5MPa，重时空速 0.1~100hr⁻¹，水蒸气/轻质烃类原料（重量）=0~2.8，将反应生成物油气 6 从反应器 3 的底部引出并送入气体分离、芳烃抽提和精馏等产品后处理系统，反应后失活的催化剂则从反应器 3 的底部催化剂出口移出，通过管路 5 提升进入再生器 2 与再生气体 8 接触再生，再生条件为：再生温度为 450~600℃，再生压力为 0.1~1.0 MPa，再生气体为氧气体积含量为 0.1~21.0% 的氧气氮气混合气体。

裂解反应生成的油气 6 经过气体分离、芳烃抽提和精馏等处理后，收集各馏分和产物。

实施例三：

如图 4 所示，为反应物与催化剂错流式接触的工艺示意图。

图中径向移动床反应器 3 为圆筒型，从其中心轴线沿径向向外设有中心管 32、内环隙筒和外环隙筒，内环隙筒与中心管间形成的内环隙 33 是作为催化剂流动床层的催化剂通道，与催化剂入口相通，外环隙筒与内环隙筒间的形成的外环隙 31 为与反应物入口相通的反应物通道，中心管 32 为产物通道与产物出口相通，作为催化剂移动床层内环隙 33 的内外筒壁布设有可供反应物和产物通过的筛孔 34。

轻质烃类 1 和水蒸气 7 通过加热装置 9 加热至 560~710℃后从移动床反应器 3 底部的与反应物通道 31 相通的反应物入口进入反应器 3，在向上运动的同时沿径向流过催化剂通道 33，催化裂解催化剂经移动床再生器 2 再生后通过管路 4 提升至移动床反应器 3 的顶部并进入反应器 3 内的催化剂通道 33 形成催化剂移动床层，并以 0.05~0.50 m/hr⁻¹ 的速度向下移动，移动过程中与向上流动的轻质烃类原料 1 和水蒸气 7 在反应温度 550~700℃、反应压力 0.05~0.5MPa、重时空速 0.1~100hr⁻¹、水蒸气/轻质烃类原料（重量）=0~2.8 条件下进行错流接触而发生裂解反应。反应后生成的油气 6 从反应器 3 上部与中心管 32 相连的产物出口引出进入气体分离、芳烃抽提和精馏等产品后处理系统，反应后失活的催化剂则从反应器 3 的底部催化剂出口移出，通过管路 5 提升进入移动床再生器 2 与再生气体 8 接触再生，再生条件为：再生温度为 450~600℃，再生压力为 0.1~1.0 MPa，再生气体为氧气体积含量为 0.1~21.0%的氧气氮气混合气体。

裂解反应生成的油气 6 经过气体分离、芳烃抽提和精馏等处理后，收集各馏分和产物。

实施例四：

如图 5 所示，为反应物与催化剂错流式接触的工艺示意图。

该实施例的移动床反应器与实施例三基本相同，差异仅为与反应物通道

31 相连的轻质烃原料入口设于反应器顶部，与中心管 32 相连的产物出口均设于反应器底部。

轻质烃类 1 和水蒸气 7 通过加热装置 9 加热至 560~710℃后从移动床反应器 3 顶部与反应物通道 31 相连的反应物入口进入反应器 3，在向下流动的同时沿径向流过催化剂通道 33，催化裂解催化剂经移动床再生器 2 再生后通过管路 4 提升至移动床反应器 3 的顶部并进入反应器 3 内的催化剂通道 33 形成催化剂移动床层，并以 0.05~0.50 m/hr 的速度向下移动，移动过程中与向下流动的轻质烃类 1 和水蒸气 7 在反应温度 550~700℃、反应压力 0.05~0.5MPa、重时空速 0.1~100hr⁻¹、水蒸气/轻质烃类原料（重量）=0~2.8 条件下进行错流接触而发生反应，反应后生成的油气 6 从反应器 3 底部与中心管 32 相连的产物出口引出进入气体分离、芳烃抽提和精馏等产品后处理系统，反应后失活的催化剂则从反应器 3 的底部催化剂出口移出，通过管路 5 提升进入移动床再生器 2 与再生气体 8 接触再生，再生条件为：再生温度为 450~600℃，再生压力为 0.1~1.0 MPa，再生气体为氧气体积含量为 0.1~21.0% 的氧气氮气混合气体。

裂解反应生成的油气 6 经过气体分离、芳烃抽提和精馏等处理后，收集各馏分和产物。

实施例五：

如图 6 所示，为反应物与催化剂错流式接触的示意图。

该实施例的移动床反应器与实施例三相似，差异为将外环隙 31 设置为与产物出口相通的产物通道，中心管 32 设置为反应物通道与反应物入口相通，内环隙 33 仍为催化剂通道，且内环隙 33 的内外筒壁布设有可供反应物和产物通过的筛孔 34。轻质烃类 1 和水蒸气 7 通过加热装置 9 加热至 560~710℃ 后从移动床反应器 3 底部与中心管 32 相通的反应物入口进入反应器 3，在向上运动的同时沿径向流过催化剂通道 33，催化裂解催化剂经移动床再生器 2 再生后通过管路 4 提升至移动床反应器 3 的顶部并进入反应器 3 内的催化剂

通道 33 形成催化剂移动床层，并以 0.05~0.50 m/hr 的速度向下移动，移动过程中与向上流动的轻质烃类原料 1 和水蒸气 7 在反应温度 550~700℃、反应压力 0.05~0.5 MPa、重时空速 0.1~100 hr⁻¹、水蒸气/轻质烃类原料（重量）=0~2.8 条件下进行错流接触而发生裂解反应。反应后生成的油气 6 从反应器 3 顶部与产物通道 31 相通的产物出口引出进入气体分离、芳烃抽提和精馏等产品后处理系统，反应后失活的催化剂则从反应器 3 的底部催化剂出口移出，通过管路 5 提升进入移动床再生器 2 与再生气体 8 接触再生，再生条件为：再生温度为 450~600℃，再生压力为 0.1~1.0 MPa，再生气体为氧气体积含量为 0.1~21.0% 的氧气氮气混合气体。

裂解反应生成物油气 6 经过气体分离、芳烃抽提和精馏等处理后，收集各馏分和产物。

实施例六：

如图 7 所示，为反应物与催化剂错流式接触的工艺示意图。

该实施例的移动床反应器与实施例五基本相同，差异仅为与中心管 32 相连通的轻质烃原料反应物入口设于反应器顶部，而与产物通道 31 相连通的产物出口均设于反应器底部。

轻质烃类 1 和水蒸气 7 通过加热装置 9 加热至 560~710℃ 后从移动床反应器 3 顶部与中心管 32 相连的反应物入口进入反应器 3，在向下运动的同时沿径向流过催化剂通道 33，催化裂解催化剂经移动床再生器 2 再生后通过管路 4 提升至移动床反应器 3 的顶部并进入反应器 3 内的催化剂通道 33 形成催化剂移动床层，并以 0.05~0.50 m hr 的速度向下移动，移动过程中与向下的轻质烃类 1 和过热水蒸气 7 在反应温度 550~700℃、反应压力 0.05~0.5 MPa、重时空速 0.1~100 hr⁻¹、水蒸气/轻质烃类原料（重量）=0~2.8 条件下进行错流接触而发生反应，反应后的生成物油气 6 从反应器 3 底部与产物通道 31 相连的出口引出进入气体分离、芳烃抽提和精馏等产品后处理系统，反应后失活的催化剂则从反应器 3 的底部的催化剂出口移出，通过管路 5 被提升

进入移动床再生器 2 与再生气体 8 接触再生，再生条件为：再生温度为 450~600℃，再生压力为 0.1~1.0 MPa，再生气体为氧气体积含量为 0.1~21.0% 的氧气氮气混合气体。

裂解反应生成物油气 6 经过气体分离、芳烃抽提和精馏等处理后，收集各馏分和产物。

实施例七：

如图 8 所示，为反应物与催化剂错流式接触的工艺示意图。

图中移动床反应器 3 的为矩形筒（截面为矩形），中间为矩形截面的催化剂移动床层（催化剂通道）33，其一侧为矩形截面的反应物通道 31，另一侧为矩形截面的产物通道 32，催化剂通道 33 与反应物通道 31 和产物通道 32 相接的侧壁布设有筛孔 34。

轻质烃类原料 1 和水蒸气 7 通过加热装置 9 加热至 560~710 ℃后从移动床反应器 3 侧面的反应物通道 31 进入反应器 3，催化裂解催化剂经移动床再生器 2 再生后通过管路 4 提升至移动床反应器 3 的顶部，并使催化剂在反应器 3 的矩形通道（催化剂移动床层）33 中以 0.05~0.50m/hr 的速度向下移动，移动过程中与侧面进入的轻质烃类原料 1 和水蒸气 7 在反应温度 550~700℃、反应压力 0.05~0.5 MPa、重时空速 0.1~100 hr⁻¹ 条件下进行错流接触而发生裂解反应，水蒸气/轻质烃类原料（重量）=0~2.8。反应后生成的油气 6 从反应器 3 另一侧反应物出口引出进入气体分离、芳烃抽提和精馏等产品后处理系统，反应后失活的催化剂则从移动床反应器 3 的底部催化剂出口移出，通过管路 5 被提升进入移动床再生器 2 与再生气体 8 接触再生，再生条件为：再生温度为 450~600℃，再生压力为 0.1~1.0 MPa，再生气体为氧气体积含量为 0.1~21.0% 的氧气氮气混合气体。

裂解反应生成的油气 6 经过气体分离、芳烃抽提和精馏等处理后，收集各馏分和产物。

本发明所提供的利用轻质烃类原料催化裂解制备低碳烯烃的方法和装置的优点在于，可以利用各种具有良好催化裂解功能的催化剂，将轻质烃类原料在移动床反应器中实现催化裂解反应，在充分利用催化剂活性的基础上最大限度地进行反应，最终达到充分利用轻质烃类生成富含丙烯、乙烯等低碳烯烃并兼产富含甲苯、二甲苯等芳烃的目的。并且，采用该方法的反应系统结构简单，生产效率高。

实验例 1

为验证本发明的效果，采用图 2（实施例一）所示的工艺流程和系统，使用大庆原油直馏汽油（石脑油）和负载型金属氧化物催化裂解催化剂，在反应温度 650°C、反应压力 0.1MPa、水蒸气/原料油为 1.4、催化剂移动速度为 0.25 m/hr 的条件下实施裂解，并与蒸汽裂解产物进行比较，结果显示，采用本发明的方法，裂解产物中丙烯以及 C4 以下低碳烯烃的总量均高于了蒸汽裂解反应结果，具体参见表 1。

表1 大庆石脑油催化裂解的典型产物分布*, wt%

反应时间, min	400	550	700	催化裂解 平均结果	管式炉 蒸汽裂解
甲 烷	4.2	6.1	6.6	5.6	~15.0
乙 烯	23.5	25.5	27.3	25.4	~ 25.0
丙 烯	30.5	25.1	26.6	27.4	~ 15.0
丁 烯	9.4	7.6	6.7	7.9	~ 11.0
苯+甲苯+二甲苯	12.7	17.8	16.6	15.7	~ 10.0
乙烯+丙烯	54.0	50.6	53.9	52.8	~ 40.0
乙烯+丙烯+丁烯	63.4	58.2	60.6	60.7	~ 55.0
乙烯+丙烯+苯+甲苯+二甲苯	66.7	68.4	70.5	68.5	~ 50.0
三烯+苯+甲苯+二甲苯	76.1	76.0	77.2	76.4	~ 61.0

*催化裂解反应温度：650°C，蒸汽裂解反应温度：840°C。

上表中，三烯：乙烯、丙烯和丁烯总称。

实验例 2

为验证本发明的效果，采用图 2（实施例一）所示的工艺流程，使用混合 C4 原料和改性分子筛催化裂解催化剂，在反应温度 625℃、反应压力 0.1MPa、催化剂移动速度为 0.35 m/hr 的条件下实施裂解，并与蒸汽裂解产物（反应温度 800℃）进行比较，结果显示，采用本发明的方法，催化裂解产物中乙烯、丙烯和芳烃的含量以及其总量均高于了蒸汽裂解反应结果，具体参见表 2。

表2 混合C4催化裂解的典型产物分布，wt%

催化剂	1#	2#	3#	催化裂解 平均结果	管式炉 蒸汽裂解
甲 烷	10.6	9.3	10.8	10.2	~ 15.0
乙 烯	31.2	29.5	31.9	30.9	~ 25.0
丙 烯	18.9	25.1	20.2	21.4	~ 15.0
苯+甲苯+二甲苯	25.8	18.9	26.7	23.8	~ 10.0
乙烯+丙烯	50.1	54.6	52.1	52.3	~ 40.0
乙烯+丙烯+苯+甲苯+二甲苯	75.9	73.5	78.8	76.1	~ 50.0

采用实施例 2~7 的方法和装置进行上述实验，均可得到类似的结果。

最后需要说明的是，以上实施例仅用于说明本发明的技术方案而非限制，尽管参照较佳实施例对本发明进行了详细说明，本领域的普通技术人员应当理解，可以对本发明的技术方案进行修改或者等同替换，而未脱离本发明技术方案的精神和范围。

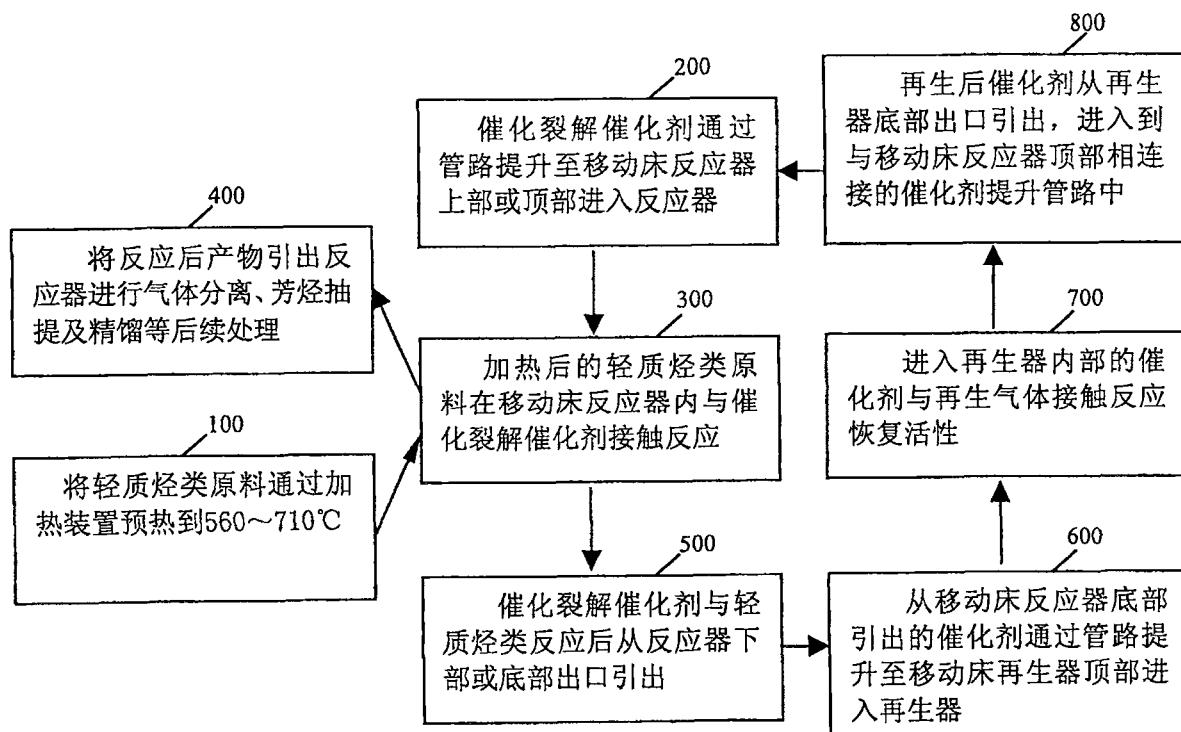


图 1

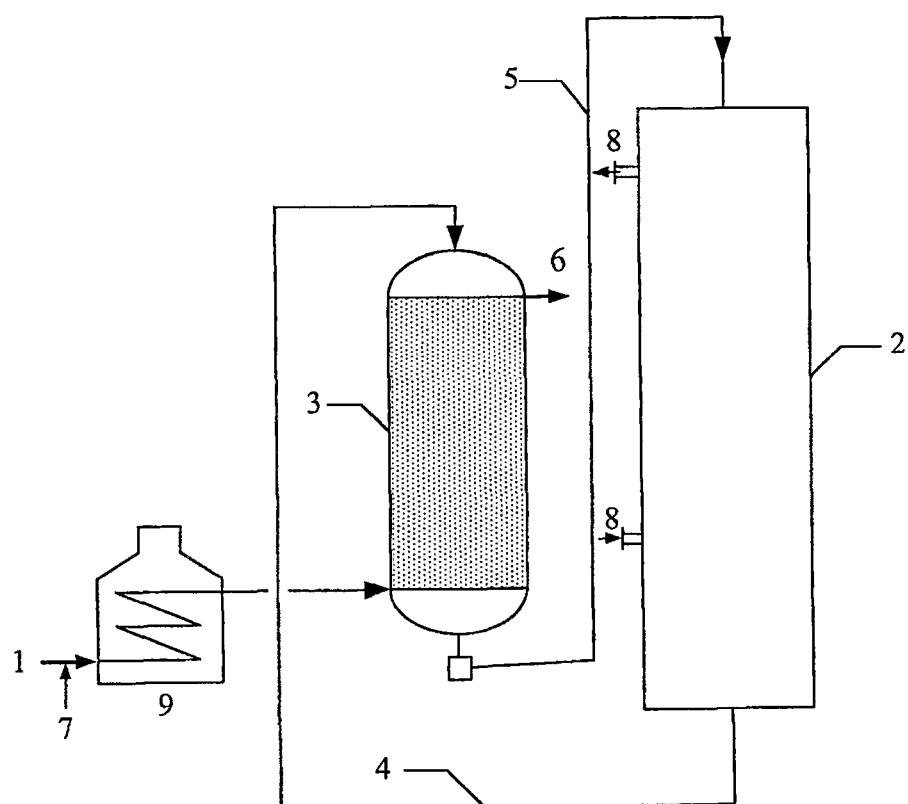


图 2

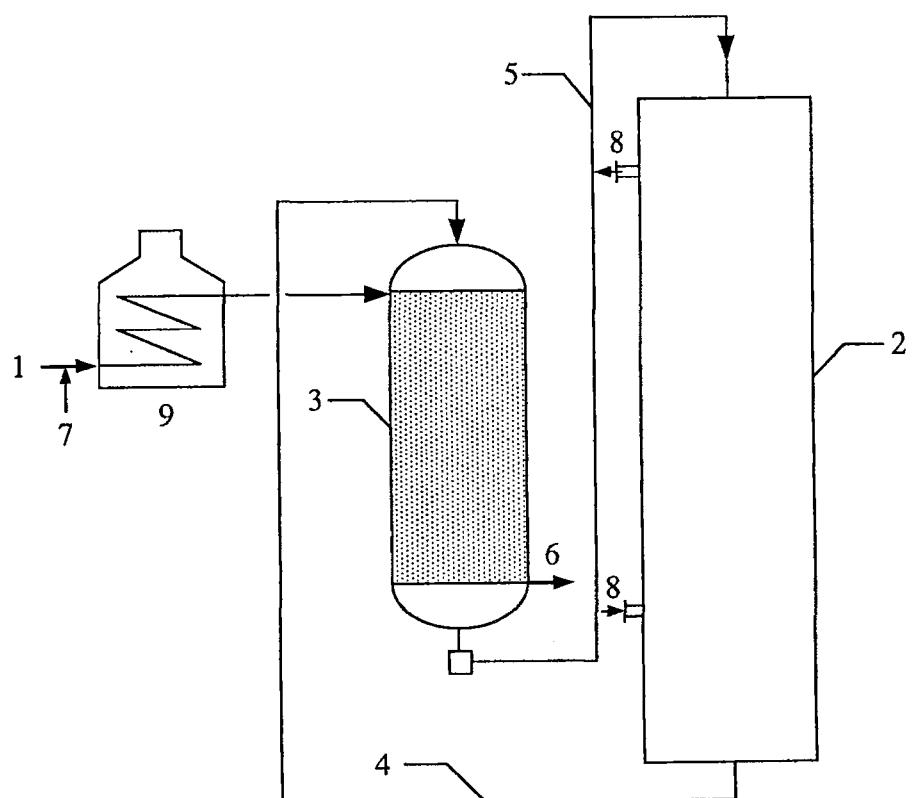


图 3

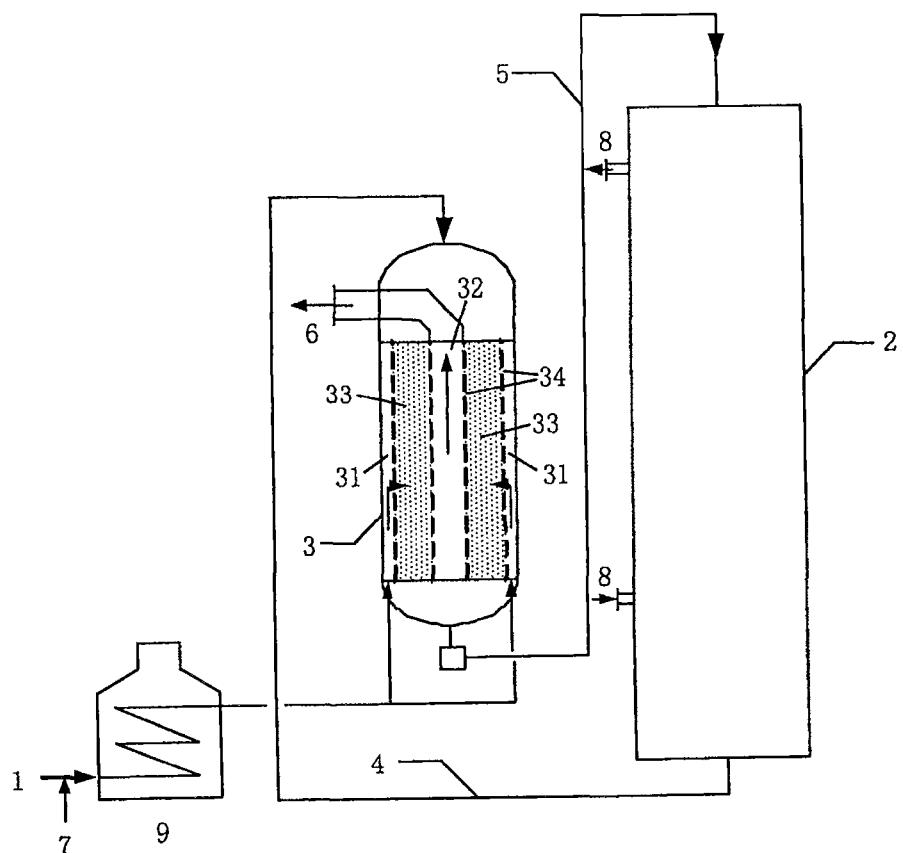


图 4

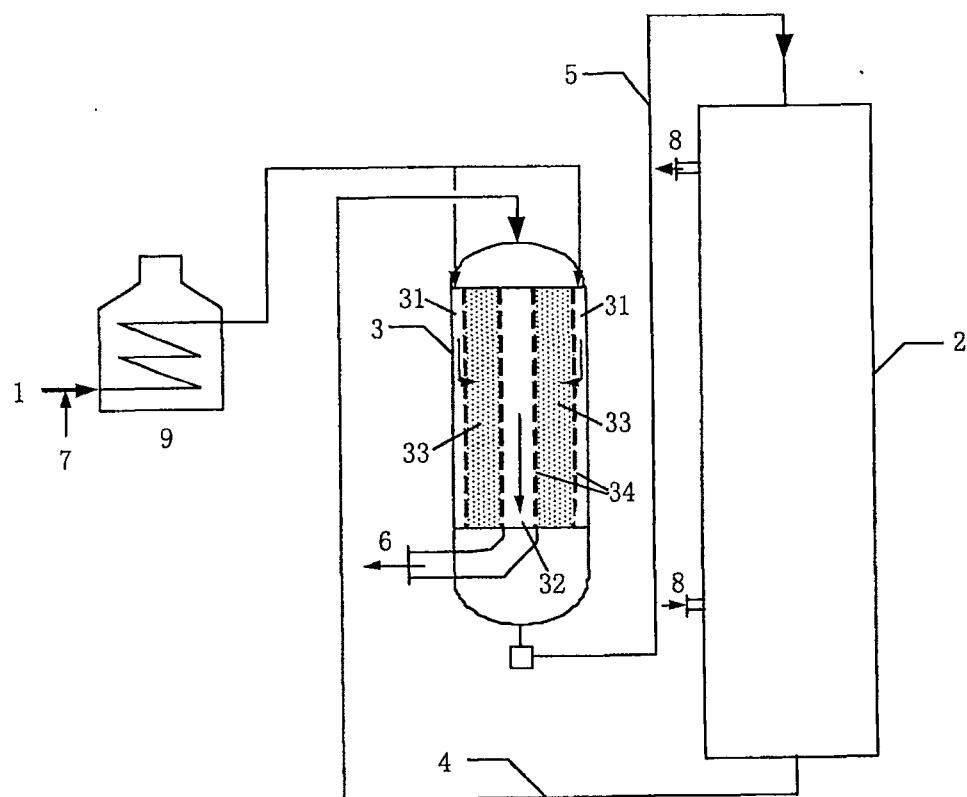


图 5

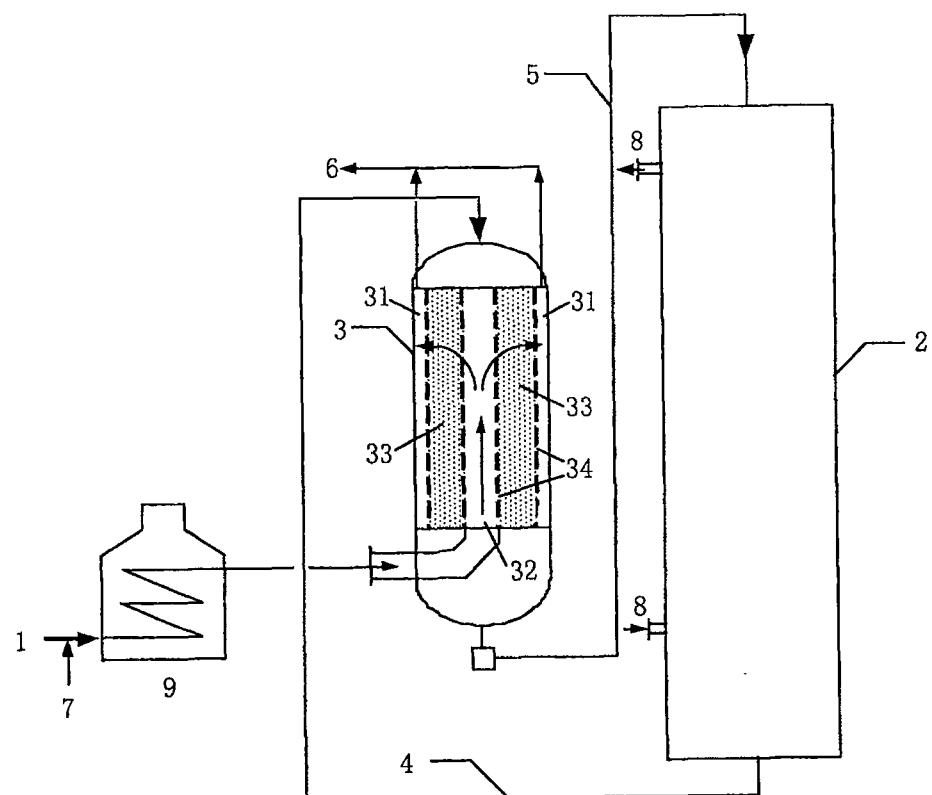


图 6

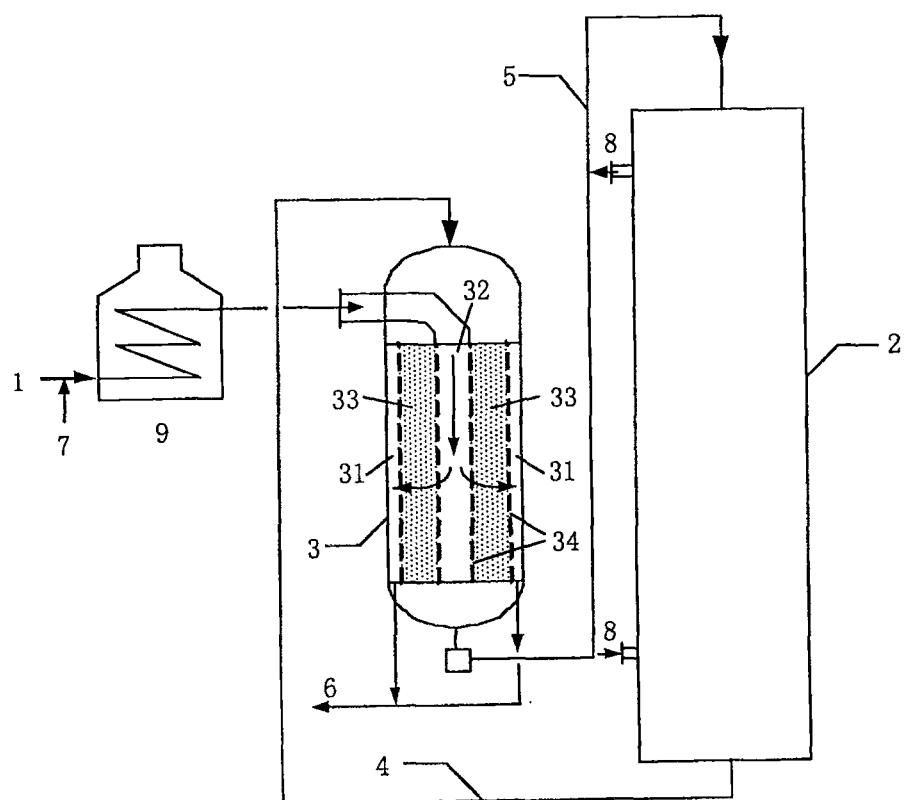


图 7

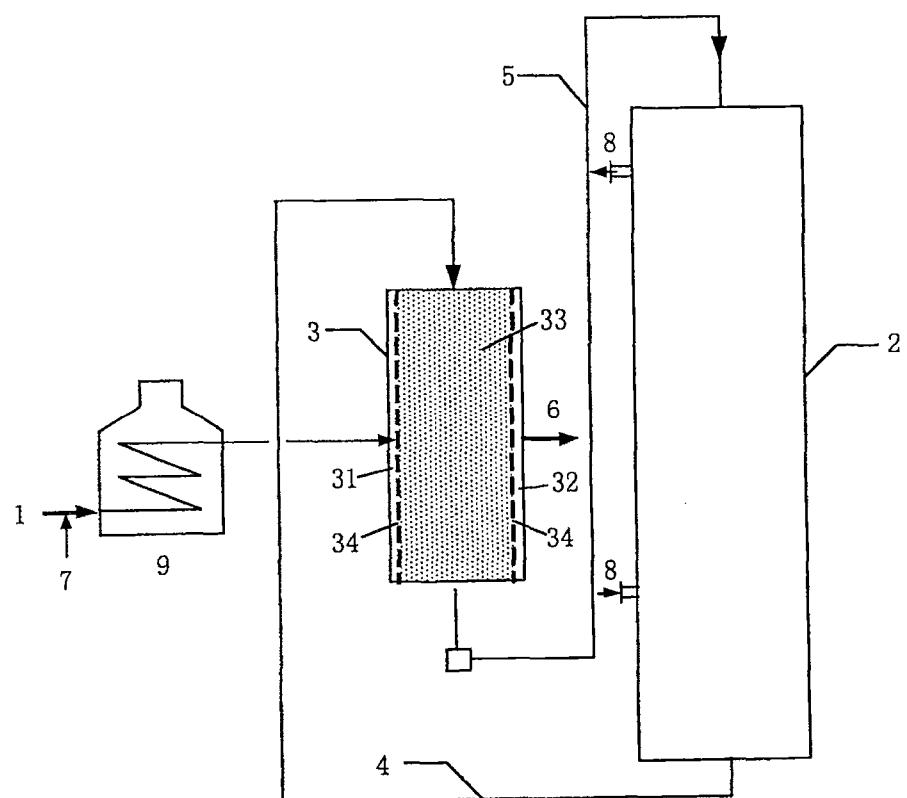


图 8