

## 循环流化床反应再生装置及应用方法

### 技术领域

本申请涉及一种流化床装置及其使用的方法，属于化工技术领域，尤其涉及一种循环流化床反应再生装置及应用方法。

### 背景技术

芳烃（苯、甲苯、二甲苯，合称 BTX）是重要的有机化工原料，其中，对二甲苯（PX）是芳烃中最受关注的产品，其主要用于生产对苯二甲酸（PTA）、聚对苯二甲酸乙二醇酯（PET）、聚对苯二甲酸丁二醇酯（PBT）和 PTT（聚对苯二甲酸丙二醇酯）等聚酯。近几年，中国对二甲苯产量和消费量持续增长。2021 年，中国 PX 进口总量为 1365 万吨左右，对外依存度约为 38%。

石脑油催化重整技术是生产芳烃的主要技术路线。石脑油的组成十分复杂，其不仅是催化重整的主要原料，还是裂解制乙烯的主要原料，其组成对装置的经济效益起着举足轻重的作用。一般来说，原料芳烃潜含量高且馏程适中对催化重整有利；而直链和支链脂肪烃含量高，环烷烃及芳烃含量低则适合用于裂解制乙烯。通常，为了充分利用石脑油资源，提高经济效益，需要首先将石脑油中的直链、支链脂肪烃与环烷烃、芳烃分开，前者作为生产乙烯的原料，后者用作催化重整装置的原料。

石脑油馏分馏程范围较宽，一般分离方法难以高效地实现直链、支链脂肪烃和环烷烃、芳烃的分离，另外，催化重整技术也难以将直链和支链脂肪烃转化为芳烃。用于催化重整的石脑油原料一般需要通过蒸馏脱除沸点低于 60°C 的拔头油，从而提高催化重整原料的芳烃潜含量，但是，沸点高于 60°C 的馏分中依然含有大量的难以转化为芳烃的直链、支链脂肪烃。因此，直链和支链脂肪烃高选择性地转化为芳烃一直是石脑油制芳烃技术开发的热点和难点。

由于热力学平衡的限制，石脑油催化重整装置生产的二甲苯混合物中对二甲苯仅占~24%，需要通过异构化-分离工艺进一步增产对二

甲苯，因此，提高二甲苯混合物中对二甲苯的含量是一个重要的降低对二甲苯生产能耗的途径。

### 发明内容

石脑油分子中仅含有少量的甲基（甲基/苯环 $\approx$ 1.3（摩尔比）），其分子结构决定了催化重整/芳烃联合装置必然副产大量的苯。

甲醇芳构化是一种新兴的制备芳烃过程，但相对于芳烃而言，甲醇分子中的氢原子是过剩的，因此，甲醇制芳烃必然副产大量的烷烃和氢气。从分子结构和反应机理可知，甲醇可为芳烃提供甲基，从而增产甲苯和二甲苯，这为石脑油和甲醇耦合制芳烃提供了一个新的技术路径。

为了实现以石脑油和甲醇为原料制备芳烃，本申请提供了一种循环流化床反应再生装置及应用方法。

本申请中所述的石脑油的组分包括 C<sub>4</sub>-C<sub>12</sub> 的直链、支链脂肪烃、环烷烃和芳烃。

本申请中所述的芳烃是指苯、甲苯、二甲苯，合称 BTX。

根据本申请的一个方面，提供了一种循环流化床反应再生装置，包括流化床反应器、流化床再生器和提升管反应器；

所述流化床反应器，用于通入石脑油原料、甲醇原料，所述石脑油原料与来自所述提升管反应器的催化剂接触，反应产生含有 BTX 的产品气物流、待生催化剂，所述甲醇原料与所述含有 BTX 的产品气物流中的苯、甲苯发生甲基化反应，生成对二甲苯；对产品气物流进行气固分离，分离后的产品气输送至下游工段，未转化的石脑油作为原料返回所述流化床反应器，部分低碳烷烃作为原料返回所述提升管反应器，所述待生催化剂通入所述流化床再生器；

所述提升管反应器的入口连接于流化床再生器，所述提升管反应器的出口连接于流化床反应器。

优选地，所述流化床反应器包括反应器壳体，所述反应器壳体围合成的区域由上至下分为第一气固分离区、反应区，所述反应区设有反应器分布器，其包含 n 个子分布器，由下至上依序为第 1 子分布器

至第  $n$  子分布器,  $n \geq 2$  并且  $n \leq 10$ ; 所述第 1 子分布器用于通入石脑油原料; 所述第 2 子分布器至第  $n$  子分布器用于通入甲醇原料。

优选地, 所述第一气固分离区中设置有气固分离设备 I、气固分离设备 II 和反应器集气室; 所述气固分离设备 I 的气体出口与所述反应器集气室连通; 所述反应器集气室与产品气输送管连通; 所述气固分离设备 II 的入口与所述提升管反应器连通; 所述气固分离设备 II 的气体出口与所述反应器集气室连通; 所述气固分离设备 II 的催化剂出口端位于所述反应器汽提器入口管开口端的上方, 并且位于第 1 子分布器和第 2 子分布器之间。

优选地, 所述反应器集气室位于所述反应器壳体的内顶部。

优选地, 所述气固分离设备 I 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。

优选地, 所述流化床再生器与所述流化床反应器连接, 用于通入再生气体, 将来自于所述流化床反应器的待生催化剂再生, 获得再生催化剂。

优选地, 所述流化床反应器依次通过反应器汽提器、待生滑阀、待生剂输送管与所述流化床再生器连接; 其中, 所述反应器汽提器的入口伸入至所述流化床反应器的反应器壳体内, 开口端位于所述气固分离设备 I 的催化剂出口端的下方且位于所述第 1 子分布器的上方。

优选地, 所述流化床再生器包括再生器壳体, 所述再生器壳体围合成的壳体由上至下分为第二气固分离区、再生区; 所述第二气固分离区设有再生器气固分离设备和再生器集气室; 所述再生器集气室位于所述再生器壳体的内顶部, 其上设有烟气输送管; 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通; 所述再生区的内下部设有再生器分布器, 用于通入再生气体。

优选地, 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。

优选地, 所述提升管反应器用于通入提升管反应器原料、催化剂,

反应生成芳烃，包含未反应的提升管反应器原料、芳烃和催化剂的物流通过所述提升管反应器的出口进入流化床反应器中。

优选地，所述提升管反应器的入口与流化床再生器相连，所述提升管反应器通入的催化剂为所述流化床再生器中生成的再生催化剂。

优选地，所述流化床再生器依次经再生器汽提器、再生滑阀，通过管道连接至所述提升管反应器的入口。

优选地，所述再生器汽提器的入口伸入至所述流化床再生器的再生器壳体内，位于所述再生器分布器的上方。

根据本申请的另一个方面，提供了一种基于上述装置的应用方法，包括：利用所述循环流化床反应再生装置及金属分子筛双功能催化剂制备芳烃。

优选地，该方法包括：石脑油原料经反应器分布器的第1子分布器进入流化床反应器的反应区，和来自提升管反应器的催化剂接触，生成含有BTX、低碳烯烃、氢气、低碳烷烃、可燃气、重芳烃和未转化的石脑油的产品气物流；

甲醇原料经反应器分布器的第2子分布器至第n子分布器分别进入流化床反应器的反应区，和所述产品气物流中的苯、甲苯发生甲基化反应，生成对二甲苯；

流化床反应器输出产品气至下游工段。

优选地，所述金属分子筛双功能催化剂采用金属改性的HZSM-5沸石分子筛；

所述金属改性用的金属选自La、Zn、Ga、Fe、Mo、Cr中的至少一种；

所述金属改性的方法包括：将HZSM-5沸石分子筛置于金属盐溶液中，浸渍，干燥，焙烧，得到所述金属改性的HZSM-5沸石分子筛。

优选地，所述流化床反应器输出产品气前，先利用气固分离设备I进行气固分离，脱除所述产品气物流中挟带待生催化剂。

优选地，所述来自提升管反应器的催化剂在进入流化床反应器后，先通过气固分离设备II进行气固分离，脱除气体的催化剂通过气固分

离设备 II 的催化剂出口进入第 1 子分布器和第 2 子分布器之间。

优选地，所述低碳烯烃是指乙烯和丙烯；

所述低碳烷烃是指乙烷和丙烷；

所述可燃气包含甲烷和 CO 等；

所述重芳烃是指分子中的碳原子数大于等于 9 的芳烃。

优选地，所述石脑油选自煤直接液化石脑油、煤间接液化石脑油、直馏石脑油和加氢裂化石脑油中的至少一种。

优选地，所述石脑油还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油，未转化的石脑油的主要组分为 C<sub>4</sub>-C<sub>12</sub> 的直链、支链脂肪烃和环烷烃。

优选地，所述流化床反应器的反应区的工艺条件为：气体表观线速度为 0.5-2.0m/s，反应温度为 500-600°C，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m<sup>3</sup>。

可选地，所述流化床反应器的反应区的气体表观线速度独立地选自 0.5m/s、0.6m/s、0.7m/s、0.8m/s、0.9m/s、1.0m/s、1.1m/s、1.2m/s、1.3m/s、1.4m/s、1.5m/s、1.6m/s、1.7m/s、1.8m/s、1.9m/s、2.0m/s 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述流化床反应器的反应区的反应温度独立地选自 500°C、510°C、520°C、530°C、540°C、550°C、560°C、570°C、580°C、590°C、600°C 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述流化床反应器的反应区的反应压力独立地选自 100kPa、125kPa、150kPa、175kPa、200kPa、225kPa、250kPa、275kPa、300kPa、325kPa、350kPa、375kPa、400kPa、425kPa、450kPa、475kPa、500kPa 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述流化床反应器的反应区的床层密度独立地选自 150kg/m<sup>3</sup>、200kg/m<sup>3</sup>、250kg/m<sup>3</sup>、300kg/m<sup>3</sup>、350kg/m<sup>3</sup>、400kg/m<sup>3</sup>、450kg/m<sup>3</sup>、500kg/m<sup>3</sup>、550kg/m<sup>3</sup>、600kg/m<sup>3</sup>、650kg/m<sup>3</sup>、700kg/m<sup>3</sup> 中的任意值或任意两者之间的范围值。

优选地，该方法还包括：流化床反应器中生成的待生催化剂输入至流化床再生器中，所述流化床再生器的再生区通入再生气体，与所

述待生催化剂接触，反应得到烟气和再生催化剂。

优选地，所述烟气进入再生器气固分离设备脱除其中挟带的再生催化剂，然后进入再生器集气室，由烟气输送管进入下游工段。

优选地，该方法还包括：所述再生催化剂依次通过再生器汽提器和再生滑阀进入提升管反应器。

优选地，所述待生催化剂中的碳含量为 1.0-3.0wt%。

优选地，所述再生催化剂中的碳含量 $\leq 0.5\text{wt}\%$ 。

优选地，所述再生气体选自氧气、空气和富氧空气中的至少一种。

优选地，所述流化床再生器的再生区的工艺条件为：气体表观线速度为 0.5-2.0m/s，再生温度为 600-750°C，再生压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m<sup>3</sup>。

可选地，所述流化床再生器的再生区的气体表观线速度独立地选自 0.5m/s、0.6m/s、0.7m/s、0.8m/s、0.9m/s、1.0m/s、1.1m/s、1.2m/s、1.3m/s、1.4m/s、1.5m/s、1.6m/s、1.7m/s、1.8m/s、1.9m/s、2.0m/s 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述流化床再生器的再生区的再生温度独立地选自 600°C、615°C、630°C、645°C、660°C、675°C、690°C、705°C、720°C、735°C、750°C 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述流化床再生器的再生区的再生压力独立地选自 100kPa、125kPa、150kPa、175kPa、200kPa、225kPa、250kPa、275kPa、300kPa、325kPa、350kPa、375kPa、400kPa、425kPa、450kPa、475kPa、500kPa 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述流化床再生器的再生区的床层密度独立地选自 150kg/m<sup>3</sup>、200kg/m<sup>3</sup>、250kg/m<sup>3</sup>、300kg/m<sup>3</sup>、350kg/m<sup>3</sup>、400kg/m<sup>3</sup>、450kg/m<sup>3</sup>、500kg/m<sup>3</sup>、550kg/m<sup>3</sup>、600kg/m<sup>3</sup>、650kg/m<sup>3</sup>、700kg/m<sup>3</sup> 中的任意值或任意两者之间的范围值。

优选地，该方法还包括：提升管反应器通入提升管反应器原料、催化剂，反应生成芳烃；

包含未反应的提升管反应器原料、芳烃和催化剂的物流从提升管反应器出口进入流化床反应器的气固分离设备 II。

优选地，所述催化剂为来自于流化床再生器的再生催化剂。

优选地，所述提升管反应器原料包含水蒸汽和由所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃。

优选地，所述提升管反应器原料中的水蒸气含量为 0-50wt%。

优选地，所述提升管反应器的工艺条件为：气体表观线速度为 3.0-10.0m/s，温度为 580-700°C，压力为 100-500kPa，床层密度为 50-150kg/m<sup>3</sup>。

可选地，所述提升管反应器的气体表观线速度独立地选自 3.0m/s、3.5m/s、4.0m/s、4.5m/s、5.0m/s、5.5m/s、6.0m/s、6.5m/s、7.0m/s、7.5m/s、8.0m/s、8.5m/s、9.0m/s、9.5m/s、10.0m/s 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述提升管反应器的温度独立地选自 580°C、590°C、600°C、610°C、620°C、630°C、640°C、650°C、660°C、670°C、680°C、690°C、700°C 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述提升管反应器的压力独立地选自 100kPa、125kPa、150kPa、175kPa、200kPa、225kPa、250kPa、275kPa、300kPa、325kPa、350kPa、375kPa、400kPa、425kPa、450kPa、475kPa、500kPa 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述提升管反应器的床层密度独立地选自 50kg/m<sup>3</sup>、60kg/m<sup>3</sup>、70kg/m<sup>3</sup>、80kg/m<sup>3</sup>、90kg/m<sup>3</sup>、100kg/m<sup>3</sup>、110kg/m<sup>3</sup>、120kg/m<sup>3</sup>、130kg/m<sup>3</sup>、140kg/m<sup>3</sup>、150kg/m<sup>3</sup> 中的任意值或任意两者之间的范围值。

石脑油原料的芳烃潜含量为 0-80wt%，石脑油的单程转化率为 60-80wt%，甲醇的单程转化率约为 100wt%，未转化的石脑油自产品气中分离后作为原料返回流化床反应器，部分低碳烷烃自产品气中分离后作为原料返回提升管反应器，最终所得的产品分布为：60-71wt% BTX，9-16wt% 低碳烯烃，3-7wt% 氢气，2-7wt% 低碳烷烃，4-6wt% 可燃气，3-7wt% 重芳烃，0.5-1wt% 焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 60-75wt%。

本申请能产生的有益效果包括：

1) 本申请可以高效地将直链和支链脂肪烃高选择性地转化为芳烃，因此，本申请的原料适应范围广，可以以芳烃潜含量低的石脑油为原料制备芳烃。

2) 本申请通过提升管反应器和金属分子筛双功能催化剂实现了低碳烷烃芳构化，大幅度地提高了石脑油制芳烃技术的芳烃收率。

3) 本申请中的循环流化床反应再生装置设有流化床反应器，其包含多个子分布器和气固分离设备 II，石脑油经由第 1 子分布器进入反应区，甲醇经由第 2 子分布器至第 n 子分布器分别进入反应区，气固分离设备 II 将来自提升管反应器的具有较高温度的催化剂直接送入第 1 子分布器的上方。所述流化床反应器适用于控制串级反应，石脑油首先在反应区的下部转化为苯和甲苯等，然后向上流动，到达反应区的中部和上部，苯、甲苯和甲醇发生甲基化反应，进一步生成对二甲苯，从而实现增产对二甲苯。来自提升管反应器的具有较高温度的催化剂直接进入反应区的下部，有利于为石脑油转化为芳烃提供反应所需的热量，提高石脑油的转化率。甲醇直接进入反应区的中部和上部，有效地降低了对二甲苯在反应区中的停留时间，抑制了对二甲苯的异构化反应，提高了二甲苯中的对二甲苯的含量（最优工艺条件下可达 75wt%），也同时大幅度地降低了对二甲苯的分离能耗。简而言之，在所述流化床反应器中，石脑油原料由下至上流动，在其转化为芳烃的过程中，通过分步加入甲基化原料（甲醇），控制串级反应（石脑油→苯、甲苯→对二甲苯）的进程，实现了增产对二甲苯。

4) 本申请中，石脑油芳构化反应是一个强吸热反应，1kg 石脑油转化为芳烃需要吸收 1.1-1.6MJ 的热量，甲醇和芳烃的甲基化反应是一个强放热反应，1kg 甲醇转化为芳烃上的甲基可释放大于 2.0MJ 的热量，因而利用苯、甲苯和甲醇制备对二甲苯，可以为石脑油和甲醇耦合制芳烃反应原位提供热量，使其达到自热平衡。

5) 本申请的循环流化床反应再生装置，设有独立的提升管反应器。低碳烷烃十分稳定，需要较高的反应温度，因而在本申请中的循环流化床反应再生装置中，高温的再生催化剂首先进入提升管反应器，和低碳烷烃接触，低碳烷烃在催化剂的作用下发生芳构化反应，提高

了反应速率和芳烃收率。本申请中的循环流化床反应再生装置通过高温的提升管反应器和相对较低温度的流化床反应器串联，实现了降低低碳烷烃收率、提高芳烃收率的有益效果。

### 附图说明

图 1 为本申请一个实施方案的循环流化床反应再生装置的示意图。

部件和附图标记列表：

- 1 流化床反应器；1-1 反应器壳体；1-2 反应器分布器；
- 1-3 气固分离设备 I；1-4 反应器集气室；1-5 产品气输送管；
- 1-6 反应器汽提器；1-7 待生滑阀；1-8 待生剂输送管；
- 1-9 气固分离设备 II；
- 1-2-1 第 1 子分布器；1-2-2 第 2 子分布器；1-2-3 第 3 子分布器。
- 2 流化床再生器；2-1 再生器壳体；2-2 再生器分布器；
- 2-3 再生器气固分离设备；2-4 再生器集气室；2-5 烟气输送管；
- 2-6 再生器汽提器；2-7 再生滑阀。
- 3 提升管反应器。

### 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。

本申请提供了一种循环流化床反应再生装置，包括流化床反应器、流化床所述流化床反应器，用于通入石脑油原料、甲醇原料，所述石脑油原料与来自所述提升管反应器的催化剂接触，反应产生含有 BTX 的产品气物流、待生催化剂，所述甲醇原料与所述含有 BTX 的产品气物流中的苯、甲苯发生甲基化反应，生成对二甲苯；对产品气物流进行气固分离，分离后的产品气输送至下游工段，未转化的石脑油作为原料返回所述流化床反应器，部分低碳烷烃作为原料返回所述提升管反应器，所述待生催化剂通入所述流化床再生器；

所述提升管反应器的入口连接于流化床再生器，所述提升管反应器的出口连接于流化床反应器。

请参见图 1，所述装置包括流化床反应器 1、流化床再生器 2 和提升管反应器 3。

所述流化床反应器 1 包含：反应器壳体 1-1，反应器分布器 1-2，气固分离设备 I 1-3，反应器集气室 1-4，产品气输送管 1-5，反应器汽提器 1-6，待生滑阀 1-7，待生剂输送管 1-8，气固分离设备 II 1-9。

所述反应器分布器 1-2 包含：第 1 子分布器 1-2-1，第 2 子分布器 1-2-2，第 3 子分布器 1-2-3。

所述反应器壳体 1-1 包含反应器上壳体和反应器下壳体，所述反应器上壳体围合成气固分离区，所述反应器下壳体围合成反应区；所述反应器壳体 1-1 上设有提升管反应器 3 的出口。

所述反应区中设有反应器分布器 1-2，所述反应器分布器包含 3 个子分布器，由下至上依序为第 1 子分布器 1-2-1 至第 3 子分布器 1-2-3。所述第 1 子分布器 1-2-1 用于通入石脑油原料；所述第 2 子分布器 1-2-2 至第 3 子分布器 1-2-3 用于通入甲醇原料。

所述反应器壳体 1-1 中还设有气固分离设备 I 1-3、气固分离设备 II 1-9 和反应器集气室 1-4；所述反应器集气室 1-4 位于所述反应器壳体的内顶部；所述气固分离设备 I 1-3 的气体出口与所述反应器集气室 1-4 连通；所述反应器集气室 1-4 与产品气输送管 1-5 连通；所述气固分离设备 I 1-3 的催化剂出口端位于所述反应器汽提器 1-6 入口管开口端的上方。所述气固分离设备 II 1-9 的入口与所述提升管反应器 3 连通；所述气固分离设备 II 1-9 的气体出口与所述反应器集气室 1-4 连通；所述气固分离设备 II 1-9 的催化剂出口端位于所述反应器汽提器 1-6 入口管开口端的上方，并且位于第 1 子分布器 1-2-1 和第 2 子分布器 1-2-2 之间。

所述反应区的下方设有反应器汽提器 1-6；所述反应器汽提器 1-6 的入口位于所述反应器壳体 1-1 内；所述反应器汽提器 1-6 的出口位于所述反应器壳体 1-1 外，和待生滑阀 1-7 相连；所述反应器汽提器 1-6 的入口的开口端位于所述第 1 子分布器的上方。

所述反应器汽提器 1-6 的下方设有待生滑阀 1-7；所述待生滑阀 1-7 的入口连接于反应器汽提器 1-6 的出口，所述待生滑阀 1-7 的出

口连接于待生剂输送管 1-8 入口，所述待生剂输送管 1-8 出口连接于再生器壳体 2-1。

所述待生滑阀 1-7 用于控制待生催化剂的循环量。

在一个优选实施方式中，气固分离设备 1 1-3 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。

所述流化床再生器 2 包含：再生器壳体 2-1，再生器分布器 2-2，再生器气固分离设备 2-3，再生器集气室 2-4，烟气输送管 2-5，再生器汽提器 2-6，再生滑阀 2-7。

所述再生器壳体 2-1 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 2-1 上设有待生剂输送管 1-8 的出口。

所述再生区的下部设有再生器分布器 2-2，所述再生器分布器 2-2 用于通入再生气体。

所述再生器壳体 2-1 中还设有再生器气固分离设备 2-3 和再生器集气室 2-4；所述再生器集气室 2-4 位于所述再生器壳体 2-1 的内顶部；所述再生器气固分离设备 2-3 的气体出口与所述再生器集气室 2-4 连通；所述再生器集气室 2-4 与烟气输送管 2-5 连通；所述再生器气固分离设备 2-3 的催化剂出口端位于所述再生器汽提器 2-6 入口管开口端的上方。

所述再生区的下方设有再生器汽提器 2-6；所述再生器汽提器 2-6 的入口位于所述再生器壳体 2-1 内；所述再生器汽提器 2-6 的出口位于所述再生器壳体 2-1 外，和再生滑阀 2-7 相连；所述再生器汽提器 2-6 的入口的开口端位于所述再生器分布器 2-2 的上方。

所述再生器汽提器 2-6 的下方设有再生滑阀 2-7；所述再生滑阀 2-7 的入口连接于再生器汽提器 2-6 的出口。

所述再生滑阀 2-7 用于控制再生催化剂的循环量。

在一个优选实施方式中，再生器气固分离设备 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。

所述提升管反应器 3 的入口连接于再生滑阀 2-7，所述提升管反应器 3 的出口连接于气固分离设备 II 1-9 的入口。

本申请还提供了一种基于上述装置的应用方法，尤其是一种石脑油和甲醇耦合制芳烃的方法，包括：利用所述循环流化床反应再生装置及金属分子筛双功能催化剂制备芳烃。

实施例 1-5 中所述金属分子筛双功能催化剂均采用金属改性的 HZSM-5 沸石分子筛。所述金属改性用的金属选自 La、Zn、Ga、Fe、Mo、Cr 中的至少一种；所述金属改性的方法包括：将 HZSM-5 沸石分子筛置于金属盐溶液中，浸渍，干燥，焙烧，得到所述金属改性的 HZSM-5 沸石分子筛。

在一种优选的实施方式中，所述方法包括以下步骤：

a) 石脑油经反应器分布器 1-2 的第 1 子分布器 1-2-1 进入流化床反应器 1 的反应区，和来自提升管反应器 3 的催化剂接触，生成含有 BTX、低碳烯烃、氢气、低碳烷烃、可燃气、重芳烃和未转化的石脑油的产品气物流；所述来自提升管反应器 3 的催化剂进入所述气固分离设备 II 1-9，实现气固分离，然后，脱除气体的催化剂进入第 1 子分布器 1-2-1 和第 2 子分布器 1-2-2 之间；甲醇经反应器分布器 1-2 的第 2 子分布器 1-2-2 至第 3 子分布器 1-2-3 分别进入流化床反应器 1 的反应区，和产品气物流中的苯、甲苯发生甲基化反应，生成对二甲苯；所述来自提升管反应器 3 的催化剂在流化床反应器 1 中结焦转化为待生催化剂；所述产品气物流进入气固分离设备 I 1-3 脱除其中挟带的待生催化剂，然后进入反应器集气室 1-4，由产品气输送管 1-5 进入下游工段；所述反应区中的待生催化剂由反应器汽提器 1-6 入口管的开口端进入所述反应器汽提器 1-6 中，进行汽提，汽提后经过待生滑阀 1-7 和待生剂输送管 1-8 进入流化床再生器 2。

b) 将再生气体经再生器分布器 2-2 通入流化床再生器 2 的再生区，和待生催化剂接触，待生催化剂上的焦和再生气体反应，生成烟气，同时，待生催化剂转化为再生催化剂；所述烟气进入再生器气固分离设备 2-3 脱除其中挟带的再生催化剂，然后进入再生器集气室 2-4，由烟气输送管 2-5 进入下游工段；所述再生催化剂依次通过再生器汽

提器 2-6 和再生滑阀 2-7 进入提升管反应器 3。

c) 将提升管反应器原料通入提升管反应器 3，与来自流化床再生器 2 的再生催化剂接触、反应，提升管反应器原料在催化剂的作用下转化为芳烃，然后，包含未反应的提升管反应器原料、芳烃和催化剂的物流从提升管反应器 3 的出口进入流化床反应器 1 中的气固分离设备 II 1-9。

所述低碳烯烃是指乙烯和丙烯。

所述低碳烷烃是指乙烷和丙烷。

所述可燃气包含甲烷和 CO 等。

所述重芳烃是指分子中的碳原子数大于等于 9 的芳烃。

在一个优选实施方式中，所述石脑油选自煤直接液化石脑油、煤间接液化石脑油、直馏石脑油和加氢裂化石脑油中的至少一种。

在一个优选实施方式中，所述石脑油还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油。

在一个优选实施方式中，所述待生催化剂中的碳含量为 1.0-3.0wt%。

在一个优选实施方式中，反应区的工艺条件为：气体表观线速度为 0.5-2.0m/s，反应温度为 500-600°C，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m<sup>3</sup>。

可选地，所述反应区的气体表观线速度独立地选自 0.5m/s、0.6m/s、0.7m/s、0.8m/s、0.9m/s、1.0m/s、1.1m/s、1.2m/s、1.3m/s、1.4m/s、1.5m/s、1.6m/s、1.7m/s、1.8m/s、1.9m/s、2.0m/s 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述反应区的反应温度独立地选自 500°C、510°C、520°C、530°C、540°C、550°C、560°C、570°C、580°C、590°C、600°C 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述反应区的反应压力独立地选自 100kPa、125kPa、150kPa、175kPa、200kPa、225kPa、250kPa、275kPa、300kPa、325kPa、350kPa、375kPa、400kPa、425kPa、450kPa、475kPa、500kPa 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地,所述反应区的床层密度独立地选自  $150\text{kg/m}^3$ 、 $200\text{kg/m}^3$ 、 $250\text{kg/m}^3$ 、 $300\text{kg/m}^3$ 、 $350\text{kg/m}^3$ 、 $400\text{kg/m}^3$ 、 $450\text{kg/m}^3$ 、 $500\text{kg/m}^3$ 、 $550\text{kg/m}^3$ 、 $600\text{kg/m}^3$ 、 $650\text{kg/m}^3$ 、 $700\text{kg/m}^3$  中的任意值或任意两者之间的范围值。

在一个优选实施方式中,所述再生催化剂中的碳含量 $\leq 0.5\text{wt}\%$ 。

在一个优选实施方式中,所述再生气体选自氧气、空气和富氧空气中的至少一种。

在一个优选实施方式中,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  $100\text{--}500\text{kPa}$ ,床层密度为  $150\text{--}700\text{kg/m}^3$ 。

可选地,所述气体表观线速度独立地选自  $0.5\text{m/s}$ 、 $0.6\text{m/s}$ 、 $0.7\text{m/s}$ 、 $0.8\text{m/s}$ 、 $0.9\text{m/s}$ 、 $1.0\text{m/s}$ 、 $1.1\text{m/s}$ 、 $1.2\text{m/s}$ 、 $1.3\text{m/s}$ 、 $1.4\text{m/s}$ 、 $1.5\text{m/s}$ 、 $1.6\text{m/s}$ 、 $1.7\text{m/s}$ 、 $1.8\text{m/s}$ 、 $1.9\text{m/s}$ 、 $2.0\text{m/s}$  中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地,所述再生温度独立地选自  $600^\circ\text{C}$ 、 $615^\circ\text{C}$ 、 $630^\circ\text{C}$ 、 $645^\circ\text{C}$ 、 $660^\circ\text{C}$ 、 $675^\circ\text{C}$ 、 $690^\circ\text{C}$ 、 $705^\circ\text{C}$ 、 $720^\circ\text{C}$ 、 $735^\circ\text{C}$ 、 $750^\circ\text{C}$  中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地,所述再生压力独立地选自  $100\text{kPa}$ 、 $125\text{kPa}$ 、 $150\text{kPa}$ 、 $175\text{kPa}$ 、 $200\text{kPa}$ 、 $225\text{kPa}$ 、 $250\text{kPa}$ 、 $275\text{kPa}$ 、 $300\text{kPa}$ 、 $325\text{kPa}$ 、 $350\text{kPa}$ 、 $375\text{kPa}$ 、 $400\text{kPa}$ 、 $425\text{kPa}$ 、 $450\text{kPa}$ 、 $475\text{kPa}$ 、 $500\text{kPa}$  中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地,所述床层密度独立地选自  $150\text{kg/m}^3$ 、 $200\text{kg/m}^3$ 、 $250\text{kg/m}^3$ 、 $300\text{kg/m}^3$ 、 $350\text{kg/m}^3$ 、 $400\text{kg/m}^3$ 、 $450\text{kg/m}^3$ 、 $500\text{kg/m}^3$ 、 $550\text{kg/m}^3$ 、 $600\text{kg/m}^3$ 、 $650\text{kg/m}^3$ 、 $700\text{kg/m}^3$  中的任意值或任意两者之间的范围值。

在一个优选实施方式中,所述提升管反应器原料包含水蒸汽和由所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃。

在一个优选实施方式中,所述提升管反应器原料中的水蒸气含量为  $0\text{--}50\text{wt}\%$ 。

在一个优选实施方式中,所述提升管反应器的工艺条件为:气体表观线速度为  $3.0\text{--}10.0\text{m/s}$ ,温度为  $580\text{--}700^\circ\text{C}$ ,压力为  $100\text{--}500\text{kPa}$ ,

床层密度为 50-150kg/m<sup>3</sup>。

可选地，所述气体表观线速度独立地选自 3.0m/s、3.5m/s、4.0m/s、4.5m/s、5.0m/s、5.5m/s、6.0m/s、6.5m/s、7.0m/s、7.5m/s、8.0m/s、8.5m/s、9.0m/s、9.5m/s、10.0m/s 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述温度独立地选自 580°C、590°C、600°C、610°C、620°C、630°C、640°C、650°C、660°C、670°C、680°C、690°C、700°C 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述压力独立地选自 100kPa、125kPa、150kPa、175kPa、200kPa、225kPa、250kPa、275kPa、300kPa、325kPa、350kPa、375kPa、400kPa、425kPa、450kPa、475kPa、500kPa 中的任意值或任意两者之间的范围值。

可选地，所述床层密度独立地选自 50kg/m<sup>3</sup>、60kg/m<sup>3</sup>、70kg/m<sup>3</sup>、80kg/m<sup>3</sup>、90kg/m<sup>3</sup>、100kg/m<sup>3</sup>、110kg/m<sup>3</sup>、120kg/m<sup>3</sup>、130kg/m<sup>3</sup>、140kg/m<sup>3</sup>、150kg/m<sup>3</sup> 中的任意值或任意两者之间的范围值。

在本申请所述的实施方式中，石脑油原料的芳烃潜含量为 0-80wt%，石脑油的单程转化率为 60-80wt%，甲醇的单程转化率约为 100wt%，未转化的石脑油自产品气中分离后作为原料返回流化床反应器，部分低碳烷烃自产品气中分离后作为原料返回提升管反应器，最终所得的产品分布为：60-71wt% BTX，9-16wt% 低碳烯烃，3-7wt% 氢气，2-7wt% 低碳烷烃，4-6wt% 可燃气，3-7wt% 重芳烃，0.5-1wt% 焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 60-75wt%。

### 实施例 1

本实施方案采用图 1 所示的装置。

本实施方案中，进入流化床反应器的石脑油原料为煤直接液化石脑油，其芳烃潜含量为 78wt%，进入流化床反应器的石脑油原料还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油。

流化床反应器的反应区的工艺条件为：气体表观线速度为 0.5m/s，反应温度为 600°C，反应压力为 100kPa，床层密度为 700kg/m<sup>3</sup>。

再生气体是空气。

流化床再生器的再生区的工艺条件为：气体表观线速度为 0.5m/s，再生温度为 745°C，再生压力为 100kPa，床层密度为 700kg/m<sup>3</sup>。

提升管反应器原料为由所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃。

提升管反应器的工艺条件为：气体表观线速度为 3.0m/s，温度为 690°C，压力为 100kPa，床层密度为 150kg/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为 1.0wt%，再生催化剂中的碳含量 0.1wt%。

进入流化床反应器的石脑油原料的单程转化率为 60wt%。

产品分布为：71wt% BTX，9wt%低碳烯烃，4wt%氢气，2wt%低碳烷烃，6wt%可燃气，7wt%重芳烃，1wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 66wt%。

## 实施例 2

本实施方案采用图 1 所示的装置。

本实施方案中，进入流化床反应器的石脑油原料为煤间接液化石脑油，其芳烃潜含量为 0.1wt%，进入流化床反应器的石脑油原料还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油。

流化床反应器的反应区的工艺条件为：气体表观线速度为 2.0m/s，反应温度为 510°C，反应压力为 500kPa，床层密度为 150kg/m<sup>3</sup>。

再生气体是氧气。

流化床再生器的再生区的工艺条件为：气体表观线速度为 2.0m/s，再生温度为 610°C，再生压力为 500kPa，床层密度为 150kg/m<sup>3</sup>。

提升管反应器原料包含水蒸汽和由所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃，其中水蒸气含量为 50wt%。

提升管反应器的工艺条件为：气体表观线速度为 10.0m/s，温度为 580°C，压力为 500kPa，床层密度为 50kg/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为 3.0wt%，再生催化剂中的碳含量 0.3wt%。

进入流化床反应器的石脑油原料的单程转化率为 77wt%。

产品分布为：62wt% BTX，15wt%低碳烯烃，7wt%氢气，4wt%低碳烷烃，6wt%可燃气，5.5wt%重芳烃，0.5wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 70wt%。

### 实施例 3

本实施方案采用图 1 所示的装置。

本实施方案中，进入流化床反应器的石脑油原料为煤间接液化石脑油，其芳烃潜含量为 3wt%，进入流化床反应器的石脑油原料还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油。

流化床反应器的反应区的工艺条件为：气体表观线速度为 1.2m/s，反应温度为 550°C，反应压力为 120kPa，床层密度为 260kg/m<sup>3</sup>。

再生气体是富氧空气。

流化床再生器的再生区的工艺条件为：气体表观线速度为 1.2m/s，再生温度为 650°C，再生压力为 120kPa，床层密度为 260kg/m<sup>3</sup>。

提升管反应器原料包含水蒸汽和由所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃，其中水蒸气含量为 25wt%。

提升管反应器的工艺条件为：气体表观线速度为 7.0m/s，温度为 630°C，压力为 120kPa，床层密度为 80kg/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为 2.4wt%，再生催化剂中的碳含量 0.2wt%。

进入流化床反应器的石脑油原料的单程转化率为 80wt%。

产品分布为：61wt% BTX，16wt%低碳烯烃，7wt%氢气，7wt%低碳烷烃，5wt%可燃气，3wt%重芳烃，1wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 60wt%。

### 实施例 4

本实施方案采用图 1 所示的装置。

本实施方案中，进入流化床反应器的石脑油原料为直馏石脑油，其芳烃潜含量为 46wt%，进入流化床反应器的石脑油原料还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油。

流化床反应器的反应区的工艺条件为：气体表观线速度为 1.8m/s，反应温度为 590°C，反应压力为 200kPa，床层密度为 220kg/m<sup>3</sup>。

再生气体是空气。

流化床再生器的再生区的工艺条件为：气体表观线速度为 1.8m/s，再生温度为 700°C，再生压力为 200kPa，床层密度为 220kg/m<sup>3</sup>。

提升管反应器原料包含水蒸汽和由所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃，其中水蒸气含量为 50wt%。

提升管反应器的工艺条件为：气体表观线速度为 5.0m/s，温度为 660°C，压力为 200kPa，床层密度为 110kg/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为 1.8wt%，再生催化剂中的碳含量 0.1wt%。

进入流化床反应器的石脑油原料的单程转化率为 66wt%。

产品分布为：66wt% BTX，14wt% 低碳烯烃，3wt% 氢气，6wt% 低碳烷烃，4wt% 可燃气，6.4wt% 重芳烃，0.6wt% 焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 75wt%。

## 实施例 5

本实施方案采用图 1 所示的装置。

本实施方案中，进入流化床反应器的石脑油原料为加氢裂化石脑油，其芳烃潜含量为 64wt%，进入流化床反应器的石脑油原料还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油。

流化床反应器的反应区的工艺条件为：气体表观线速度为 1.0m/s，反应温度为 580°C，反应压力为 150kPa，床层密度为 350kg/m<sup>3</sup>。

再生气体是空气。

流化床再生器的再生区的工艺条件为：气体表观线速度为 1.0m/s，再生温度为 680°C，再生压力为 150kPa，床层密度为 350kg/m<sup>3</sup>。

提升管反应器原料包含水蒸汽和由所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃，其中水蒸气含量为 40wt%。

提升管反应器的工艺条件为：气体表观线速度为 7.0m/s，温度为 650°C，压力为 150kPa，床层密度为 80kg/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为 1.4wt%，再生催化剂中的碳含量 0.5wt%。

进入流化床反应器的石脑油原料的单程转化率为 71wt%。

产品分布为：70wt% BTX，11.3wt%低碳烯烃，5wt%氢气，2wt% 低碳烷烃，5wt%可燃气，6wt%重芳烃，0.7wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 71wt%。

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。

## 权利要求

1、一种循环流化床反应再生装置，其特征在于，该装置包括流化床反应器、流化床再生器和提升管反应器；

所述流化床反应器，用于通入石脑油原料、甲醇原料，所述石脑油原料与来自所述提升管反应器的催化剂接触，反应产生含有 BTX 的产品气物流、待生催化剂，所述甲醇原料与所述含有 BTX 的产品气物流中的苯、甲苯发生甲基化反应，生成对二甲苯；对产品气物流进行气固分离，分离后的产品气输送至下游工段，未转化的石脑油作为原料返回所述流化床反应器，部分低碳烷烃作为原料返回所述提升管反应器，所述待生催化剂通入所述流化床再生器；

所述提升管反应器的入口连接于流化床再生器，所述提升管反应器的出口连接于流化床反应器。

2、根据权利要求 1 所述的循环流化床反应再生装置，其特征在于，所述流化床反应器包括反应器壳体，所述反应器壳体围合成的区域由上至下分为第一气固分离区、反应区，所述反应区设有反应器分布器，其包含  $n$  个子分布器，由下至上依序为第 1 子分布器至第  $n$  子分布器， $n \geq 2$  并且  $n \leq 10$ ；所述第 1 子分布器用于通入石脑油原料；所述第 2 子分布器至第  $n$  子分布器用于通入甲醇原料。

3、根据权利要求 2 所述的循环流化床反应再生装置，其特征在于，所述第一气固分离区中设置有气固分离设备 I、气固分离设备 II 和反应器集气室；所述气固分离设备 I 的气体出口与所述反应器集气室连通；所述反应器集气室与产品气输送管连通；所述气固分离设备 II 的入口与所述提升管反应器连通；所述气固分离设备 II 的气体出口与所述反应器集气室连通；所述气固分离设备 II 的催化剂出口端位于所述反应器汽提器入口管开口端的上方，并且位于第 1 子分布器和第 2 子分布器之间。

4、根据权利要求 3 所述的循环流化床反应再生装置，其特征在于，所述反应器集气室位于所述反应器壳体的内顶部。

5、根据权利要求 3 所述的循环流化床反应再生装置，其特征在

于,所述气固分离设备 I 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。

6、根据权利要求 1 所述的循环流化床反应再生装置,其特征在于,所述流化床再生器与所述流化床反应器连接,用于通入再生气体,将来自于所述流化床反应器的待生催化剂再生,获得再生催化剂。

7、根据权利要求 6 所述的循环流化床反应再生装置,其特征在于,所述流化床反应器依次通过反应器汽提器、待生滑阀、待生剂输送管与所述流化床再生器连接;其中,所述反应器汽提器的入口伸入至所述流化床反应器的反应器壳体内,开口端位于所述气固分离设备 I 的催化剂出口端的下方且位于所述第 1 子分布器的上方。

8、根据权利要求 1 所述的循环流化床反应再生装置,其特征在于,所述流化床再生器包括再生器壳体,所述再生器壳体围合成的壳体由上至下分为第二气固分离区、再生区;所述第二气固分离区设有再生器气固分离设备和再生器集气室;所述再生器集气室位于所述再生器壳体的内顶部,其上设有烟气输送管;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通;所述再生区的内下部设有再生器分布器,用于通入再生气体。

9、根据权利要求 8 所述的循环流化床反应再生装置,其特征在于,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。

10、根据权利要求 1 所述的循环流化床反应再生装置,其特征在于,所述提升管反应器用于通入提升管反应器原料、催化剂,反应生成芳烃,包含未反应的提升管反应器原料、芳烃和催化剂的物流通过所述提升管反应器的出口进入流化床反应器中。

11、根据权利要求 1 所述的循环流化床反应再生装置,其特征在于,所述提升管反应器的入口与流化床再生器相连,所述提升管反应器通入的催化剂为所述流化床再生器中生成的再生催化剂。

12、根据权利要求 11 所述的循环流化床反应再生装置,其特征

在于，所述流化床再生器依次经再生器汽提器、再生滑阀，通过管道连接至所述提升管反应器的入口。

13、根据权利要求 12 所述的循环流化床反应再生装置，其特征在于，所述再生器汽提器的入口伸入至所述流化床再生器的再生器壳体内，位于所述再生器分布器的上方。

14、一种基于权利要求 1-13 任一项所述装置的应用方法，其特征在于，该方法包括：利用所述循环流化床反应再生装置及金属分子筛双功能催化剂制备芳烃。

15、根据权利要求 14 所述的应用方法，其特征在于，所述金属分子筛双功能催化剂采用金属改性的 HZSM-5 沸石分子筛；

所述金属改性用的金属选自 La、Zn、Ga、Fe、Mo、Cr 中的至少一种；

所述金属改性的方法包括：将 HZSM-5 沸石分子筛置于金属盐溶液中，浸渍，干燥，焙烧，得到所述金属改性的 HZSM-5 沸石分子筛。

16、根据权利要求 14 所述的应用方法，其特征在于，该方法包括：

石脑油原料经反应器分布器的第 1 子分布器进入流化床反应器的反应区，和来自提升管反应器的催化剂接触，生成含有 BTX、低碳烯烃、氢气、低碳烷烃、可燃气、重芳烃和未转化的石脑油的产品气物流；

甲醇原料经反应器分布器的第 2 子分布器至第 n 子分布器分别进入流化床反应器的反应区，和所述产品气物流中的苯、甲苯发生甲基化反应，生成对二甲苯；

流化床反应器输出产品气至下游工段。

17、根据权利要求 16 所述的应用方法，其特征在于，所述流化床反应器输出产品气前，先利用气固分离设备 I 进行气固分离，脱除所述产品气物流中挟带待生催化剂。

18、根据权利要求 16 所述的应用方法，其特征在于，所述来自提升管反应器的催化剂在进入流化床反应器后，先通过气固分离设备 II 进行气固分离，脱除气体的催化剂通过气固分离设备 II 的催化剂出

口进入第1子分布器和第2子分布器之间。

19、根据权利要求16所述的应用方法，其特征在于，所述低碳烯烃是指乙烯和丙烯；

所述低碳烷烃是指乙烷和丙烷；

所述可燃气包含甲烷和CO；

所述重芳烃是指分子中的碳原子数大于等于9的芳烃。

20、根据权利要求16所述的应用方法，其特征在于，所述石脑油选自煤直接液化石脑油、煤间接液化石脑油、直馏石脑油和加氢裂化石脑油中的至少一种。

21、根据权利要求20所述的应用方法，其特征在于，所述石脑油还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油，未转化的石脑油的主要组分为C<sub>4</sub>-C<sub>12</sub>的直链、支链脂肪烃和环烷烃。

22、根据权利要求16所述的应用方法，其特征在于，所述流化床反应器的反应区的工艺条件为：气体表观线速度为0.5-2.0m/s，反应温度为500-600°C，反应压力为100-500kPa，床层密度为150-700kg/m<sup>3</sup>。

23、根据权利要求16所述的应用方法，其特征在于，该方法还包括：流化床反应器中生成的待生催化剂输入至流化床再生器中，所述流化床再生器的再生区通入再生气体，与所述待生催化剂接触，反应得到烟气和再生催化剂。

24、根据权利要求23所述的应用方法，其特征在于，所述烟气进入再生器气固分离设备脱除其中挟带的再生催化剂，然后进入再生器集气室，由烟气输送管进入下游工段。

25、根据权利要求23所述的应用方法，其特征在于，该方法还包括：所述再生催化剂依次通过再生器汽提器和再生滑阀进入提升管反应器。

26、根据权利要求23所述的应用方法，其特征在于，所述待生催化剂中的碳含量为1.0-3.0wt%。

27、根据权利要求23所述的应用方法，其特征在于，所述再生催化剂中的碳含量≤0.5wt%。

28、根据权利要求 23 所述的应用方法，其特征在于，所述再生气体选自氧气、空气和富氧空气中的至少一种。

29、根据权利要求 23 所述的应用方法，其特征在于，所述流化床再生器的再生区的工艺条件为：气体表观线速度为 0.5-2.0m/s，再生温度为 600-750°C，再生压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m<sup>3</sup>。

30、根据权利要求 16 所述的应用方法，其特征在于，该方法还包括：提升管反应器通入提升管反应器原料、催化剂，反应生成芳烃；包含未反应的提升管反应器原料、芳烃和催化剂的物流从提升管反应器出口进入流化床反应器的气固分离设备 II。

31、根据权利要求 30 所述的应用方法，其特征在于，所述催化剂为来自于流化床再生器的再生催化剂。

32、根据权利要求 30 所述的应用方法，其特征在于，所述提升管反应器原料包含水蒸汽和由所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃。

33、根据权利要求 30 所述的应用方法，其特征在于，所述提升管反应器原料中的水蒸气含量为 0-50wt%。

34、根据权利要求 30 所述的应用方法，其特征在于，所述提升管反应器的工艺条件为：气体表观线速度为 3.0-10.0m/s，温度为 580-700°C，压力为 100-500kPa，床层密度为 50-150kg/m<sup>3</sup>。