

一种石脑油制芳烃装置及方法

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，尤其涉及一种石脑油制芳烃装置及方法。

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℃ 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℃ 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

根据本申请的一个方面，提供了一种石脑油制芳烃装置，该装置可实现以低芳烃潜含量石脑油为原料制备芳烃，提高了混合二甲苯中对二甲苯的含量，降低了生产能耗。

本申请中所述的石脑油的组分包括 C₄-C₁₂ 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。

所述石脑油制芳烃装置，包括流化床反应器、提升管反应器；其中，所述提升管反应器的出口连接于所述流化床反应器；

所述流化床反应器，用于通入石脑油原料，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，对所述产品气物流进行气固分离，分离后的产品气物流送入下游工段，分离后未转化的石脑油作为原料返回流化床反应器；分离后的部分低碳烷烃作为原料返回提升管反应器。

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的原料、芳烃和催化剂的物流通过所述提升管反应器的出口进行流化床反应器中。

优选地，所述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。

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，所述第一气固分离区中设置有气固分离设备和反应器集气室；所述反应器集气室位于所述反应器壳体的内顶部，其入口与所述反应器气固分离设备的气体出口连通，其出口与产品气输送管连通；所述反应区的下部设有反应器分布器，用于通入石脑油原料。

优选地，所述反应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，该装置还包括流化床再生器，与所述流化床反应器连接，所述流化床再生器用于通入再生气体，将所述待生催化剂转化为再生催化剂。

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，位于所述反应器气固分离设备的催化剂出口端的下方。

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。

根据本申请的另一个方面，提供了一种石脑油制芳烃的方法，该方法包括：利用上述的石脑油制芳烃装置及催化剂制备芳烃。

优选地，所述催化剂采用金属分子筛双功能催化剂。

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。

进一步地，该方法包括：石脑油经反应器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，同时，催化剂结焦转化为待生催化剂；

所述产品气物流进入反应器气固分离设备脱除其中挟带的待生催化剂，然后进入反应器集气室，由产品气输送管进入下游工段。

优选地，分离后未转化的石脑油作为原料返回流化床反应器。

优选地，分离后的部分低碳烷烃作为原料返回提升管反应器。

优选地，所述 BTX 是指苯、甲苯和二甲苯；

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 C₄-C₁₂ 的直链、支链脂肪烃和环烷烃。

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 500-650℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m³。

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℃、510℃、520℃、

530℃、540℃、550℃、560℃、570℃、580℃、590℃、600℃、610℃、620℃、630℃、640℃、650℃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 150kg/m³、200kg/m³、250kg/m³、300kg/m³、350kg/m³、400kg/m³、450kg/m³、500kg/m³、550kg/m³、600kg/m³、650kg/m³、700kg/m³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中。

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，所述再生催化剂中的碳含量≤0.5wt%。

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℃，压力为 100-500kPa，床层密度为 50-150kg/m³。

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℃、590℃、600℃、610℃、620℃、630℃、640℃、650℃、660℃、670℃、680℃、690℃、700℃

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^3 、 60kg/m^3 、 70kg/m^3 、 80kg/m^3 、 90kg/m^3 、 100kg/m^3 、 110kg/m^3 、 120kg/m^3 、 130kg/m^3 、 140kg/m^3 、 150kg/m^3 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：所述待生催化剂由反应器汽提器入口管的开口端进入所述反应器汽提器中，经所述反应器汽提器汽提后，经过待生滑阀和待生剂输送管进入下游区域。

优选地，所述下游区域为流化床再生器。

优选地，再生气体经再生器分布器通入流化床再生器的再生区，和来自流化床反应器的待生催化剂接触，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。

优选地，所述待生催化剂依次通过反应器汽提器、待生滑阀和待生剂输送管进入流化床再生器中，与再生气体接触、反应，得到烟气和再生催化剂；

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，所述再生气体选自氧气、空气和富氧空气中的至少一种。

可选地，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 0.5m/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，所述床层密度独立地选自 150kg/m³、200kg/m³、250kg/m³、300kg/m³、350kg/m³、400kg/m³、450kg/m³、500kg/m³、550kg/m³、600kg/m³、650kg/m³、700kg/m³ 中的任意值或任意两者之间的范围值。

本申请中，石脑油原料的芳烃潜含量为 0-80wt%，石脑油的单程转化率为 70-95wt%。利用本申请的石脑油制芳烃装置及基于该装置的石脑油制芳烃方法，最终所得的产品分布为：60-75wt% BTX，7-15wt%低碳烯烃，3-8wt%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 50-65wt%。

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，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) 本申请生产出的芳烃产品，对二甲苯在二甲苯混合物中的含量>50wt%，远高于热力学平衡含量（约为 24wt%），可以有效地提高对二甲苯收率，并大幅度地降低对二甲苯的分离能耗。

4) 本申请的石脑油制芳烃装置，包括流化床反应器和提升管反应器。由于低碳烷烃十分稳定，需要较高的反应温度，在本申请中的石脑油制芳烃装置中，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，提高了芳烃收率；然后，将降低了温度的催化剂通入流化床反应器，和石脑油接触，消除了流化床反应器中的局部高温区，有效地降低了低碳烷烃收率，增加了芳烃收率。本申请中的石脑油制芳烃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 为本申请一种实施方式中石脑油制芳烃装置的示意图。

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：反应器气固分离设备；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；

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。

本申请提供了一种石脑油制芳烃装置，包括流化床反应器、提升管反应器；其中，所述提升管反应器的出口连接于所述流化床反应器；

所述流化床反应器，用于通入石脑油原料，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，对所述产品气物流进行气固分离，分离后的产品气物流送入下游工段，分离后未转化的石脑油作为原料返回流化床反应器；分离后的部分低碳烷烃作为原料返回提升管反应器。

所述 BTX 是指苯、甲苯和二甲苯。

在一种实施方式中，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。

所述可燃气体包含甲烷和 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。

在一种实施方式中，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。

在一种实施方式中，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，未转化的石脑油的主要组分为 C₄-C₁₂ 的直链、支链脂肪烃和环烷烃。

在一种实施方式中，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。

在一种实施方式中，所述提升管反应器原料中的水蒸气含量为 0-50wt%。

在一种实施方式中，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生成的再生催化剂。

在一种实施方式中，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。

在一种实施方式中，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。

在一种实施方式中，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行流化床反应器中。

进一步地，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，所述第一气固分离区中设置有气固分离设备和反应器集气室；所述反应器集气室位于所述反应器壳体的内顶部，其入口与所述反应器气固分离设备的气体出口连通，其出口与产品气输送管连通；所述反应区的下部设有反应器分布器，用于通入石脑油原料。

在一种实施方式中，所述反应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。

在一种优选的实施方式中，该装置还包括流化床再生器，与所述流化床反应器连接，所述流化床再生器用于通入再生气体，将所述待生催化剂转化为再生催化剂。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，

反应器气固分离设备 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。

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第一气固分离区，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。

所述反应区的下部设有反应器分布器 1-2，所述反应器分布器 1-2 用于通入石脑油原料。

所述反应器壳体 1-1 中还设有反应器气固分离设备 1-3 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；所述反应器气固分离设备 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；所述反应器气固分离设备 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反应器分布器 1-2 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，反应器气固分离设备 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第二气固分离区，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 的出口连接于反应器壳体 1-1。

为了实现直链和支链脂肪烃芳构化、提高芳烃收率以及混合二甲苯中的对二甲苯含量, 本申请提供了一种石脑油制芳烃的方法, 包括: 利用上述石脑油制芳烃装置及催化剂制备芳烃。

在一种实施方式中, 所述催化剂采用金属分子筛双功能催化剂。

在一种优选实施方式中, 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。
下述实施例 1-5 中均采用金属改性的 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 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，同时，催化剂结焦转化为待生催化剂。所述产品气物流进入反应器气固分离设备 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 的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。

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 500-650℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m³。

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℃、510℃、520℃、530℃、540℃、550℃、560℃、570℃、580℃、590℃、600℃、610℃、620℃、630℃、640℃、650℃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 150kg/m³、200kg/m³、250kg/m³、300kg/m³、350kg/m³、400kg/m³、450kg/m³、500kg/m³、550kg/m³、600kg/m³、650kg/m³、700kg/m³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≤0.5wt%。

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 0.5-2.0m/s，再生温度为 600-750℃，再生压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m³。

可选地，所述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，所述再生温度独立地选自 600℃、615℃、630℃、645℃、660℃、675℃、690℃、705℃、720℃、735℃、750℃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 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 150kg/m³、200kg/m³、250kg/m³、300kg/m³、350kg/m³、400kg/m³、450kg/m³、500kg/m³、550kg/m³、600kg/m³、650kg/m³、700kg/m³ 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 0-50wt%。

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 3.0-10.0m/s，温度为 580-700℃，压力为 100-500kPa，床层密度为 50-150kg/m³。

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℃、590℃、600℃、610℃、620℃、630℃、640℃、650℃、660℃、670℃、680℃、690℃、700℃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/m³、60kg/m³、70kg/m³、

80kg/m³、90kg/m³、100kg/m³、110kg/m³、120kg/m³、130kg/m³、140kg/m³、150kg/m³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70-95wt%，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：60-75wt% BTX，7-15wt%低碳烯烃，3-8wt%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50-65wt%。

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645℃，反应压力为100kPa，床层密度为700kg/m³。

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℃，再生压力为100kPa，床层密度为700kg/m³。

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℃，压力为100kPa，床层密度为150kg/m³。

待生催化剂中的碳含量为1.1wt%，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71wt%。

产品分布为：74.5wt% BTX，7wt%低碳烯烃，3wt%氢气，2wt%低碳烷烃，6wt%可燃气，7wt%重芳烃，0.5wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为51wt%。

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℃，反应压力为 500kPa，床层密度为 150kg/m³。

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℃，再生压力为 500kPa，床层密度为 150kg/m³。

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℃，压力为 500kPa，床层密度为 50kg/m³。

待生催化剂中的碳含量为 2.8wt%，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 75wt%。

产品分布为：66wt% BTX，12wt%低碳烯烃，7wt%氢气，3wt%低碳烷烃，5wt%可燃气，6wt%重芳烃，1.0wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 61wt%。

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℃，反应压力为 120kPa，床层密度为 260kg/m³。

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℃，再生压力为 120kPa，床层密度为 260kg/m³。

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℃，压力为 120kPa，床层密度为 80kg/m³。

待生催化剂中的碳含量为 2.1wt%，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 95wt%。

产品分布为：61wt% BTX，15wt%低碳烯烃，8wt%氢气，7wt%低碳烷烃，5.2wt%可燃气，3wt%重芳烃，0.8wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 65wt%。

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 600℃，反应压力为 200kPa，床层密度为 220kg/m³。

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℃，再生压力为 200kPa，床层密度为 220kg/m³。

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℃，压力为 200kPa，床层密度为 110kg/m³。

待生催化剂中的碳含量为 1.5wt%，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 86wt%。

产品分布为：68wt% BTX，10wt%低碳烯烃，6wt%氢气，5wt%

低碳烷烃，4wt%可燃气，6wt%重芳烃，1.0wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 63wt%。

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℃，反应压力为 150kPa，床层密度为 350kg/m³。

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℃，再生压力为 150kPa，床层密度为 350kg/m³。

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℃，压力为 150kPa，床层密度为 80kg/m³。

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 77wt%。

产品分布为：71.3wt% BTX，9wt%低碳烯烃，5wt%氢气，2wt%低碳烷烃，6wt%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 58wt%。

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。

权利要求

1、一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，该装置包括流化床反应器、提升管反应器；其中，所述提升管反应器的出口连接于所述流化床反应器；

所述流化床反应器，用于通入石脑油原料，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，对所述产品气物流进行气固分离，分离后的产品气物流送入下游工段，分离后未转化的石脑油作为原料返回流化床反应器；分离后的部分低碳烷烃作为原料返回提升管反应器。

2、根据权利要求 1 所述的石脑油制芳烃装置，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行流化床反应器中。

3、根据权利要求 2 所述的石脑油制芳烃装置，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。

4、根据权利要求 2 或 3 所述的石脑油制芳烃装置，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%。

5、根据权利要求 1 所述的石脑油制芳烃装置，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生成的再生催化剂。

6、根据权利要求 5 所述的石脑油制芳烃装置，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。

7、根据权利要求 6 所述的石脑油制芳烃装置，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。

8、根据权利要求 1 所述的石脑油制芳烃装置，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，所述第一气固分离区中设置有气固分离设备和反应器集气室；所述反应器集气室位于所述反应器壳体的内顶部，其入口与所述反应器气固分离设备的气体出口连通，其出口与产品气输送管连通；所述反应区的下部设有反应器分布器，用于通入石脑油原料。

9、根据权利要求 8 所述的石脑油制芳烃装置，所述反应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 所述的石脑油制芳烃装置，其特征在于，其特征在于，该装置还包括流化床再生器，与所述流化床反应器连接，所述流化床再生器用于通入再生气体，将所述待生催化剂转化为再生催化剂。

11、根据权利要求 1 所述的石脑油制芳烃装置，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，位于所述反应器气固分离设备的催化剂出口端的下方。

12、根据权利要求 1 所述的石脑油制芳烃装置，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。

13、根据权利要求 12 所述的石脑油制芳烃装置，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。

14、一种石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法包括：利用权利要求 1-13 任一项所述石脑油制芳烃装置及催化剂制备芳烃。

15、根据权利要求 14 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述催化剂采用金属分子筛双功能催化剂。

16、根据权利要求 15 所述的石脑油制芳烃的方法，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。

17、根据权利要求 14 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法包括：石脑油经反应器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，同时，催化剂结焦转化为待生催化剂；

所述产品气物流进入反应器气固分离设备脱除其中挟带的待生催化剂，然后进入反应器集气室，由产品气输送管进入下游工段。

18、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：将分离后未转化的石脑油作为原料返回流化床反应器。

19、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：将分离后的部分低碳烷烃作为原料返回提升管反应器。

20、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃的方法，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。

21、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃的方法，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。

22、根据权利要求 21 所述的石脑油制芳烃的方法，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 C₄-C₁₂ 的直链、支链脂肪烃和环烷烃。

23、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述待生催化剂中的碳含量为 1.0-3.0wt%。

24、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述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 500-650℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m³。

25、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃的方法，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中。

26、根据权利要求 25 所述的石脑油制芳烃的方法，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。

27、根据权利要求 26 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，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。

28、根据权利要求 26 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述再生催化剂中的碳含量≤0.5wt%。

29、根据权利要求 25 所述的石脑油制芳烃的方法，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。

30、根据权利要求 25 所述的石脑油制芳烃的方法，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%。

31、根据权利要求 25 所述的石脑油制芳烃的方法，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℃，压力为 100-500kPa，床层密度为 50-150kg/m³。

32、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：所述待生催化剂由反应器汽提器入口管的开口端进入所述反应器汽提器中，经所述反应器汽提器汽提后，经过待生滑阀和待生剂输送管进入下游区域。

33、根据权利要求 32 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，

所述下游区域为流化床再生器。

34、根据权利要求 32 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：再生气体经再生器分布器通入流化床再生器的再生区，和来自流化床反应器的待生催化剂接触，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。

35、根据权利要求 34 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：所述待生催化剂依次通过反应器汽提器、待生滑阀和待生剂输送管进入流化床再生器中，与再生气体接触、反应，得到烟气和再生催化剂；

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。

36、根据权利要求 34 所述的石脑油制芳烃的方法，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。

37、根据权利要求 34 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，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℃，再生压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m³。