

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使用方法，具体涉及一种石脑油制芳烃装置及方法，属于化工技术领域。

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

为了实现以低芳烃潜含量石脑油为原料制备芳烃，并提高混合二甲苯中对二甲苯的含量、降低生产能耗，本申请提供了一种石脑油制芳烃装置和一种石脑油制芳烃方法。

根据本申请的一个方面，提供了一种用于石脑油制芳烃的装置，所述装置包括石脑油制芳烃反应器、再生器和轻烃芳构化反应器。

一种石脑油制芳烃装置，述装置包括石脑油制芳烃反应器、再生器和轻烃芳构化反应器；

所述石脑油制芳烃反应器通过待生剂输送管 I 连接再生器；所述再生器通过再生剂输送管连接所述石脑油制芳烃反应器；

所述轻烃芳构化反应器包含提升管反应器，提升管反应器连接有床层反应器；

所述再生器通过再生滑阀 II 连接提升管反应器；所述床层反应器通过待生剂输送管 II 连接所述再生器。

可选地，所述石脑油制芳烃反应器上部设有气固分离区；气固分离区设有产品气输送管 I；

石脑油制芳烃反应器下部设有石脑油制芳烃反应区；再生剂输送管将催化剂输入石脑油制芳烃反应区中；石脑油制芳烃反应区的下部设有用于通入石脑油原料的石脑油制芳烃反应器分布器；

可选地，所述石脑油制芳烃反应器还设有气固分离设备 I 和集气室 I；所述集气室 I 位于气固分离区顶部；所述气固分离设备 I 的气体出口与所述集气室 I 连通，所述集气室 I 与产品气输送管 I 连通；

可选地，所述石脑油制芳烃反应区的下方设有汽提器 I；石脑油制芳烃反应区通过汽提器 I 与待生剂输送管 I 连接；

可选地，所述汽提器 I 通过待生滑阀 I 与待生剂输送管 I 连接；

可选地，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。

可选地，所述再生器上部设有再生器气固分离区；再生器气固分离区设有烟气输送管；

再生器下部设有再生区；待生剂输送管 I 和待生剂输送管 II 将待生催化剂输入再生区中；再生器的下部设有用于通入再生气体的再生器分布器；

再生剂输送管将再生区中的再生催化剂输送到所述石脑油制芳烃反应器；再生滑阀 II 将再生催化剂输送到所述提升管反应器；

可选地，所述再生器壳体中还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气固分离区顶部；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；所述再生器集气室与烟气输送管连通；

可选地，所述再生区的下方设有再生器汽提器；再生区通过再生器汽提器与再生滑阀 I、再生滑阀 II 连接；

可选地，所述再生滑阀 I 通过再生剂输送管连接到所述石脑油制芳烃反应器；所述再生滑阀 II 连接到所述提升管反应器；

可选地，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。

可选地，所述床层反应器上部设有床层反应器气固分离区；床层反应器气固分离区设有产品气输送管 II；

床层反应器下部设有轻烃芳构化反应区；所述轻烃芳构化反应区的内下部设有床层反应器分布器；所述床层反应器分布器用于通入床层反应器原料；提升管反应器的上端穿透床层反应器的底部沿轴向插设在床层反应器中；

所述再生滑阀 II 将催化剂输入到所述提升管反应器的原料入口端；

可选地，所述床层反应器的气固分离区设有气固分离设备 II 和集气室 II；所述气固分离设备 II 的气体出口与所述集气室 II 连通；所述气固分离设备 II 的催化剂出口位于轻烃芳构化反应区；所述集气室 II 与位于所述床层反应器外部的产品气输送管 II 连通；

可选地，所述轻烃芳构化反应区连接有汽提器 II，所述床层反应器通过汽提器 II 与待生剂输送管 II 连接；

可选地，所述汽提器 II 通过待生滑阀 II 与待生剂输送管 II 连接；

可选地，所述气固分离设备 II 为气固旋风分离器；气固分离设备 II 的催化剂出口位于所述提升管反应器的出口端的上方。

本申请还提出了一种石脑油制芳烃的方法，采用上述的装置；催化剂采用金属分子筛双功能催化剂；

将包含石脑油的原料通入石脑油制芳烃反应器；将包含低碳烷烃的提升管反应器原料通入提升管反应器；将包含 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类的床层反应器原料通入床层反应器；将再生气体通入再生器；

所述石脑油制芳烃反应器和床层反应器输出产品气，并且通过待生剂输送管 I、待生剂输送管 II 将待生催化剂输入到再生器；待生催化剂在再生器内与再生气体反应再生后，输送到所述石脑油制芳烃反应器和所述提升管反应器；再生器排出烟气。

可选地，所述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。

可选地，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；

可选地，所述包含石脑油的原料还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油，所述未转化的石脑油的包含 C₄-C₁₂ 的直链、支链脂肪烃和环烷烃；

可选地，石脑油制芳烃反应区的反应条件为：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，所述反应温度独立地选自 500℃、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。

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

可选地，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 0.5-2.0m/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℃、670℃、685℃、700℃、715℃、730℃、745℃、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。

可选地，所述提升管反应器原料中还含有水蒸气，所述提升管反应器原料中的水蒸气含量为 0-80wt%；

可选地，所述提升管反应器原料中的低碳烷烃为产品气物流中分离得到；

可选地，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/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。

可选地，所述床层反应器原料包含 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类；

可选地，所述 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类由所述产品气物流中分离所得；

可选地，所述床层反应器原料包含 C₄ 和 C₅ 烃类；

可选地，所述 C₄ 和 C₅ 烃类来由所述产品气物流中分离所得；

可选地，所述轻烃芳构化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 550-665℃，反应压力为 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，所述反应温度独立地选自 550℃、560℃、570℃、580℃、590℃、600℃、610℃、620℃、630℃、640℃、650℃、660℃、665℃中的任意值或任意两者之间的范围值。

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

可选地，将石脑油经石脑油制芳烃反应器分布器进入石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区，和来自再生器的催化剂接触，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，催化剂结焦转化为待生催化剂；

将再生气体经再生器分布器通入再生器的再生区，和来自石脑油制芳烃反应器的待生催化剂以及来自轻烃芳构化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，待生催化剂转化为再生催化剂；

将提升管反应器原料经过提升管反应器的入口端通入提升管反应器，与来自再生器的再生催化剂接触、反应，提升管反应器原料在催化剂的作用下转化为含有 BTX、低碳烯烃和 H_2 的物流，然后经由提升管反应器的出口端进入床层反应器中轻烃芳构化反应区的内下部；

将床层反应器原料经床层反应器分布器通入轻烃芳构化反应区，和来自提升管反应器的催化剂接触，生成含有 BTX、低碳烯烃和 H_2 的轻烃芳构化产品气；催化剂结焦转化为待生催化剂。

可选地，所述产品气物流进入气固分离设备 I 脱除其中挟带的待生催化剂，然后进入集气室 I，由产品气输送管 I 进入下游工段。

所述石脑油制芳烃反应区中的待生催化剂由汽提器 I 入口管的开口端进入所述汽提器 I 中，进行汽提，汽提后经过待生滑阀 I 和待生剂输送管 I 进入下游区域。

具体地，所述下游区域为再生器。

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。

可选地，所述方法包括：石脑油制芳烃反应区中的待生催化剂依次通

过汽提器 I、待生滑阀 I 和待生剂输送管 I 进入再生器中，与再生气体接触、反应，得到烟气和再生催化剂；

可选地，所述方法包括：轻烃芳构化反应区中的待生催化剂依次通过汽提器 II、待生滑阀 II 和待生剂输送管 II 进入再生器中，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。

可选地，所述再生催化剂依次通过再生器汽提器、再生滑阀 I 和再生剂输送管进入石脑油制芳烃反应器。

可选地，所述再生催化剂依次通过再生器汽提器和再生滑阀 II 进入轻烃芳构化反应器。

可选地，所述轻烃芳构化产品气进入气固分离设备 II 脱除其中挟带的催化剂，然后进入集气室 II，再由产品气输送管 II 进入下游工段。

所述轻烃芳构化反应区中的催化剂经过汽提器 II、待生滑阀 II 和待生剂输送管 II 进入下游区域。

具体地，所述下游区域为再生器。

本申请中所述的石脑油的组分包含 C_4-C_{12} 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。

本申请所述的方法中，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石脑油制芳烃反应器，部分低碳烷烃自产品气中分离后作为原料返回轻烃芳构化反应器中的提升管反应器， C_3 、 C_4 和 C_5 烃类自产品气中分离后作为原料返回轻烃芳构化反应器中的床层反应器，最终所得的产品分布为：60-75wt% BTX，6-14wt% 低碳烯烃，3-7wt% 氢气，3-8wt% 低碳烷烃，4-6wt% 可燃气，4-8wt% 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) 本申请所述的石脑油制芳烃方法可高效地将直链和支链脂肪烃高选择性地转化为芳烃，因此，本申请所述方法的原料适应范围广，可以芳烃潜含量低的石脑油为原料制备芳烃。

2) 本申请通过轻烃芳构化反应器和金属分子筛双功能催化剂实现了低碳烷烃、C₄和C₅烃类芳构化，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) 本申请中的石脑油制芳烃装置，设有石脑油制芳烃反应器和轻烃芳构化反应器。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，轻烃芳构化反应器的温度高于石脑油制芳烃反应器。低碳烷烃、C₄、C₅烃类在轻烃芳构化反应器中和催化剂接触、发生芳构化反应，提高了反应速率和芳烃收率；石脑油在石脑油制芳烃反应器中和催化剂接触、发生芳构化反应，较低的反应温度降低了石脑油的结焦率。本申请中的石脑油制芳烃装置通过分别设置高温的轻烃芳构化反应器和相对较低温度的石脑油制芳烃反应器，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石脑油制芳烃装置的示意图。

部件和附图标记列表：

- | | |
|-------------------|------------------|
| 1 石脑油制芳烃反应器； | 1-1 石脑油制芳烃反应器壳体； |
| 1-2 石脑油制芳烃反应器分布器； | 1-3 气固分离设备 I； |
| 1-4 集气室 I； | 1-5 产品气输送管 I； |
| 1-6 汽提器 I； | 1-7 待生滑阀 I； |
| 1-8 待生剂输送管 I。 | |
| 2 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 I； |
| 2-8 再生剂输送管； | |

2-9 再生滑阀 II。

3 轻烃芳构化反应器；	3-1 提升管反应器的入口端；
3-2 提升管反应器中部；	3-3 提升管反应器的出口端；
3-4 床层反应器壳体；	3-5 床层反应器分布器；
3-6 气固分离设备 II；	3-7 集气室 II；
3-8 产品气输送管 II；	3-9 汽提器 II；
3-10 待生滑阀 II；	3-11 待生剂输送管 II。

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。

下面介绍可能的实施方式。

本申请提供了一种用于石脑油制芳烃的装置，如图 1 所示，所述装置包括石脑油制芳烃反应器 1、再生器 2 和轻烃芳构化反应器 3。

所述石脑油制芳烃反应器 1 包含：石脑油制芳烃反应器壳体 1-1，石脑油制芳烃反应器分布器 1-2，气固分离设备 I 1-3，集气室 I 1-4，产品气输送管 I 1-5，汽提器 I 1-6，待生滑阀 I 1-7，待生剂输送管 I 1-8。

所述石脑油制芳烃反应器壳体 1-1 包含石脑油制芳烃反应器上壳体和石脑油制芳烃反应器下壳体，所述石脑油制芳烃反应器上壳体围合成气固分离区，所述石脑油制芳烃反应器下壳体围合成石脑油制芳烃反应区，所述石脑油制芳烃反应器壳体上设有再生剂输送管 2-8 的出口。

所述石脑油制芳烃反应区的下部设有石脑油制芳烃反应器分布器 1-2，所述石脑油制芳烃反应器分布器 1-2 用于通入石脑油原料。

所述石脑油制芳烃反应器壳体 1-1 中还设有气固分离设备 I 1-3 和集气室 I 1-4；所述集气室 I 1-4 位于所述石脑油制芳烃反应器壳体的内顶部；所述气固分离设备 I 1-3 的气体出口与所述集气室 I 1-4 连通；所述集气室 I 1-4 与产品气输送管 I 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汽提器 I 1-6 入口管开口端的上方。

所述石脑油制芳烃反应区的下方设有汽提器 I 1-6；所述汽提器 I 1-6 的入口位于所述石脑油制芳烃反应器壳体 1-1 内；所述汽提器 I 1-6 的出口

位于所述石脑油制芳烃反应器壳体 1-1 外,和待生滑阀 I 1-7 相连;所述汽提器 I 1-6 的入口的开口端位于所述石脑油制芳烃反应器分布器 1-2 的上方。

所述汽提器 I 1-6 的下方设有待生滑阀 I 1-7;所述待生滑阀 I 1-7 的入口连接于汽提器 I 1-6 的出口,所述待生滑阀 I 1-7 的出口连接于待生剂输送管 I 1-8 入口,所述待生剂输送管 I 1-8 出口连接于再生器壳体 2-1。

所述待生滑阀 I 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 I 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 I 2-7,再生剂输送管 2-8,再生滑阀 II 2-9。

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 I 1-8 的出口和待生剂输送管 II 3-11 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 I 2-7、再生滑阀 II 2-9 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。

所述再生滑阀 I 2-7 和所述再生剂输送管 2-8 的入口相连,所述再生剂输送管 2-8 的出口和石脑油制芳烃反应器壳体 1-1 相连。所述再生滑阀 I 2-7 用于控制再生催化剂的循环量。

所述再生滑阀 II 2-9 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。

所述轻烃芳构化反应器 3 包含：提升管反应器的入口端 3-1，提升管反应器中部 3-2，提升管反应器的出口端 3-3，床层反应器壳体 3-4，床层反应器分布器 3-5，气固分离设备 II 3-6，集气室 II 3-7，产品气输送管 II 3-8，汽提器 II 3-9，待生滑阀 II 3-10，待生剂输送管 II 3-11。

所述床层反应器壳体 3-4 包含床层反应器上壳体和床层反应器下壳体，所述床层反应器上壳体围合成气固分离区，所述床层反应器下壳体围合成轻烃芳构化反应区；所述轻烃芳构化反应区的内下部设有床层反应器分布器 3-5；所述提升管反应器的上段穿透床层反应器的底部沿轴向插设在床层反应器中；所述提升管反应器的出口端 3-3 位于所述轻烃芳构化反应区的内下部。

所述床层反应器的气固分离区设有气固分离设备 II 3-6 和集气室 II 3-7；所述气固分离设备 II 3-6 的气体出口与所述集气室 II 3-7 连通；所述气固分离设备 II 3-6 的催化剂出口位于轻烃芳构化反应区；所述集气室 II 3-7 与位于所述床层反应器外部的产品气输送管 II 3-8 连通。

所述床层反应器壳体的外部设有汽提器 II 3-9 和待生滑阀 II 3-10；所述汽提器 II 3-9 的入口位于所述床层反应器下壳体；所述汽提器 II 3-9 的出口和待生滑阀 II 3-10 的入口相连，所述待生滑阀 II 3-10 的出口连接于待生剂输送管 II 3-11 入口，所述待生剂输送管 II 3-11 出口连接于再生器壳体 2-1。

在一个优选实施方式中，所述气固分离设备 II 3-6 为气固旋风分离器；气固分离设备 II 3-6 的催化剂出口位于所述提升管反应器的出口端 3-3 的上方。

在一个优选实施方式中，所述床层反应器的内顶部设有集气室 II 3-7。

在一个优选实施方式中，所述床层反应器分布器 3-5 用于通入床层反应器原料。

在一个优选实施方式中，所述提升管反应器的入口端 3-1 通过管道连接于再生滑阀 II 2-9。

在一个优选实施方式中，所述提升管反应器的入口端 3-1 用于通入催化剂和提升管反应器原料。

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，所述方法使用上述任一项所述的装置和金属分子筛双功能催化剂；

所述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。

所述方法包括以下步骤：

a) 石脑油经石脑油制芳烃反应器分布器 1-2 进入石脑油制芳烃反应器 1 的石脑油制芳烃反应区，和来自再生器 2 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，然后进入集气室 I 1-4，由产品气输送管 I 1-5 进入下游工段；所述石脑油制芳烃反应区中的待生催化剂由汽提器 I 1-6 的入口管的开口端进入所述汽提器 I 1-6 中，进行汽提，汽提后经过待生滑阀 I 1-7 和待生剂输送管 I 1-8 进入再生器 2；

b) 将再生气体经再生器分布器 2-2 通入再生器 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、再生滑阀 II 2-7 和再生剂输送管 2-8 进入石脑油制芳烃反应器 1；所述再生催化剂依次通过再生器汽提器 2-6 和再生滑阀 II 2-9 进入轻烃芳构化反应器 3；

c) 将提升管反应器原料经过提升管反应器的入口端 3-1 通入提升管反应器，与来自再生器的再生催化剂接触、反应，提升管反应器原料在催化剂的作用下转化为含有 BTX、低碳烯烃和 H_2 等组分的物流，然后经由提升管反应器的出口端 3-3 进入床层反应器中轻烃芳构化反应区的内下部；将床层反应器原料经床层反应器分布器 3-5 通入轻烃芳构化反应区，和来

自提升管反应器的催化剂接触，生成含有 BTX、低碳烯烃和 H_2 等组分的轻烃芳构化产品气；所述轻烃芳构化产品气进入气固分离设备 II 3-6 脱除其中挟带的催化剂，然后进入集气室 II 3-7，再由产品气输送管 II 3-8 进入下游工段；所述轻烃芳构化反应区中的催化剂经过汽提器 II 3-9、待生滑阀 II 3-10 和待生剂输送管 II 3-11 进入再生器 2。

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，石脑油制芳烃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。

在一个优选实施方式中，所述再生催化剂中的碳含量 $\leq$ 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。

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 0-80wt%。

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。

在一个优选实施方式中，所述床层反应器原料包含 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类。

在一个优选实施方式中，所述床层反应器原料包含 C₄ 和 C₅ 烃类。

在一个优选实施方式中，所述 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类来自于由产品气物流中分离所得的 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类。

在一个优选实施方式中，所述 C₄ 和 C₅ 烃类来自于由产品气物流中分离所得的 C₄ 和 C₅ 烃类。

所述 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类是指 C 原子数为 3、4 和 5 的烃类。

所述 C₄ 和 C₅ 烃类是指 C 原子数为 4 和 5 的烃类。

在一个优选实施方式中，所述轻烃芳构化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 550-665℃，反应压力为 100-500kPa，床层密度为 150-700kg/m³。

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石脑油制芳烃反应器 1，部分低碳烷烃自产品气中分离后作为原料返回轻烃芳构化反应器 3 中的提升管反应器，C₃、C₄ 和 C₅ 烃类自产品气中分离后作为原料返回轻烃芳构化反应器 3 中的床层反应器，最终所得的产品分布为：60-75wt% BTX，6-14wt% 低碳烯烃，3-7wt% 氢气，3-8wt% 低碳烷烃，4-6wt% 可燃气，4-8wt% 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%。

以下实施例中的催化剂采用如下方法制得：

将 100 g HZSM-5 沸石分子筛（南开大学催化剂厂，Si/Al=15）置于 10wt% 的硝酸锌水溶液中，HZSM-5 沸石分子筛与硝酸锌水溶液的质量比（即固液比）为 1/10，在 80℃ 条件浸渍 6 小时，沥干后在空气气氛、120℃ 条件下干燥 4 小时，然后在空气气氛、550℃ 下焙烧 4 小时后制得 [Zn]HZSM-5 分子筛样品，压片成型并破碎、筛分得到 40~60 目粒径的成型分子筛颗粒。

将 100g [Zn]HZSM-5 分子筛样品与含铝或硅的无定形粘结剂混合喷雾干燥成型，具体步骤为：

将 [Zn]HZSM-5 分子筛样品、拟薄水铝石、硅溶胶、黄原胶（生物胶）和水混合均匀，经过打浆、胶磨、去泡得到浆料；浆料中各组分的重量份数为：

[Zn]HZSM-5	35 重量份
Al ₂ O ₃	20 重量份

SiO ₂	45 重量份
H ₂ O	240 重量份
黄原胶	1 重量份

所得浆料经喷雾干燥成型,得到粒径分布 20~100 μ m 的微球颗粒样品;将微球颗粒样品在马弗炉中 550℃焙烧 3 小时后,得到磨损指数为 1.2 的 [Zn]HZSM-5 成型分子筛。

实施例 1

本实施方案采用图 1 所示的装置。

本实施方案中,进入石脑油制芳烃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%,进入石脑油制芳烃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。

石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃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。

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。

再生催化剂中的碳含量 0.2wt%。

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。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类。

轻烃芳构化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 665℃,反应压力为 100kPa,床层密度为 700kg/m³。

进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料的单程转化率为 70.3wt%。

产品分布为: 74.6wt% BTX, 6wt%低碳烯烃, 3wt%氢气, 3.5wt%低碳烷烃, 5.1wt%可燃气, 7wt%重芳烃, 0.8wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 50.5wt%。

实施例 2

本实施方案采用图 1 所示的装置。

本实施方案中，进入石脑油制芳烃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%，进入石脑油制芳烃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。

石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃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。

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。

再生催化剂中的碳含量 0.1wt%。

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 80wt%。

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。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类。

轻烃芳构化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 550℃，反应压力为 500kPa，床层密度为 150kg/m³。

进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料的单程转化率为 74wt%。

产品分布为：67wt% BTX，11wt%低碳烯烃，5.3wt%氢气，3wt%低碳烷烃，5wt%可燃气，8wt%重芳烃，0.7wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 64wt%。

实施例 3

本实施方案采用图 1 所示的装置。

本实施方案中，进入石脑油制芳烃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%，进入石脑油制芳烃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。

石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃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。

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。

再生催化剂中的碳含量 0.3wt%。

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。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的 C₄ 和 C₅ 烃类。

轻烃芳构化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 580℃，反应压力为 120kPa，床层密度为 260kg/m³。

进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料的单程转化率为 94.5wt%。

产品分布为：60wt% BTX，14wt%低碳烯烃，7wt%氢气，8wt%低碳烷烃，5wt%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 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，进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料为直馏石脑油，其芳烃潜含量为 46wt%，进入石脑油制芳烃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。

石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃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。

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。

再生催化剂中的碳含量 0.1wt%。

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。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的 C₄ 和 C₅ 烃类。

轻烃芳构化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 630℃，反应压力为 200kPa，床层密度为 220kg/m³。

进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料的单程转化率为 88wt%。

产品分布为：70.2wt% BTX，10wt%低碳烯烃，6wt%氢气，5wt%低碳烷烃，4wt%可燃气，4wt%重芳烃，0.8wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 61wt%。

实施例 5

本实施方案采用图 1 所示的装置。

本实施方案中，进入石脑油制芳烃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%，进入石脑油制芳烃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。

石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃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。

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。

再生催化剂中的碳含量 0.5wt%。

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。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的 C₄ 和 C₅ 烃类。

轻烃芳构化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 610℃，反应压力为 150kPa，床层密度为 350kg/m³。

进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料的单程转化率为 76wt%。

产品分布为：72wt% BTX，8wt%低碳烯烃，5wt%氢气，3wt%低碳烷烃，6wt%可燃气，5wt%重芳烃，1.0wt%焦。产品中的混合二甲苯中的对二甲苯含量为 55wt%。

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，所述装置包括石脑油制芳烃反应器、再生器和轻烃芳构化反应器；

所述石脑油制芳烃反应器通过待生剂输送管 I 连接再生器；所述再生器通过再生剂输送管连接所述石脑油制芳烃反应器；

所述轻烃芳构化反应器包含提升管反应器，提升管反应器连接有床层反应器；

所述再生器通过再生滑阀 II 连接提升管反应器；所述床层反应器通过待生剂输送管 II 连接所述再生器。

2、根据权利要求 1 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述石脑油制芳烃反应器上部设有气固分离区；气固分离区设有产品气输送管 I；

石脑油制芳烃反应器下部设有石脑油制芳烃反应区；再生剂输送管将催化剂输入石脑油制芳烃反应区中；石脑油制芳烃反应区的下部设有用于通入石脑油原料的石脑油制芳烃反应器分布器。

3、根据权利要求 2 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述石脑油制芳烃反应器还设有气固分离设备 I 和集气室 I；所述集气室 I 位于气固分离区顶部；所述气固分离设备 I 的气体出口与所述集气室 I 连通，所述集气室 I 与产品气输送管 I 连通。

4、根据权利要求 2 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述石脑油制芳烃反应区的下方设有汽提器 I；石脑油制芳烃反应区通过汽提器 I 与待生剂输送管 I 连接。

5、根据权利要求 4 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述汽提器 I 通过待生滑阀 I 与待生剂输送管 I 连接。

6、根据权利要求 3 所述的一种石脑油制芳烃装置，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。

7、根据权利要求 1 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述再生器上部设有再生器气固分离区；再生器气固分离区设有烟气输送管；再生器下部设有再生区；待生剂输送管 I 和待生剂输送管 II 将待生催化剂输入再生区中；再生器的下部设有用于通入再生气体的再生器分布器；再生剂输送管将再生区中的再生催化剂输送到所述石脑油制芳烃反应器；再生滑阀 II 将再生催化剂输送到所述提升管反应器。

8、根据权利要求 7 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述再生器壳体中还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气固分离区顶部；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；所述再生器集气室与烟气输送管连通。

9、根据权利要求 7 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述再生区的下方设有再生器汽提器；再生区通过再生器汽提器与再生滑阀 I、再生滑阀 II 连接；

所述再生滑阀 I 通过再生剂输送管连接到所述石脑油制芳烃反应器；所述再生滑阀 II 连接到所述提升管反应器。

10、根据权利要求 8 所述的一种石脑油制芳烃装置，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。

11、根据权利要求 1 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述床层反应器上部设有床层反应器气固分离区；床层反应器气固分离区设有产品气输送管 II；

床层反应器下部设有轻烃芳构化反应区；所述轻烃芳构化反应区的内下部设有床层反应器分布器；所述床层反应器分布器用于通入床层反应器

原料；提升管反应器的上端穿透床层反应器的底部沿轴向插设在床层反应器中；

所述再生滑阀 II 将催化剂输入到所述提升管反应器的原料入口端。

12、根据权利要求 11 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述床层反应器的气固分离区设有气固分离设备 II 和集气室 II；所述气固分离设备 II 的气体出口与所述集气室 II 连通；所述气固分离设备 II 的催化剂出口位于轻烃芳构化反应区；所述集气室 II 与位于所述床层反应器外部的产品气输送管 II 连通。

13、根据权利要求 11 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述轻烃芳构化反应区连接有汽提器 II，所述床层反应器通过汽提器 II 与待生剂输送管 II 连接。

14、根据权利要求 1 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述汽提器 II 通过待生滑阀 II 与待生剂输送管 II 连接。

15、根据权利要求 12 所述的一种石脑油制芳烃装置，其特征在于，所述气固分离设备 II 为气固旋风分离器；气固分离设备 II 的催化剂出口位于所述提升管反应器的出口端的上方。

16、一种石脑油制芳烃的方法，其特征在于，采用权利要求 1~15 中任一所述的装置；催化剂采用金属分子筛双功能催化剂；

将包含石脑油的原料通入石脑油制芳烃反应器；将包含低碳烷烃的提升管反应器原料通入提升管反应器；将包含 C₃、C₄ 和 C₅ 烃类的床层反应器原料通入床层反应器；将再生气体通入再生器；

所述石脑油制芳烃反应器和床层反应器输出产品气，并且通过待生剂输送管 I、待生剂输送管 II 将待生催化剂输入到再生器；待生催化剂在再生器内与再生气体反应再生后，输送到所述石脑油制芳烃反应器和所述提升管反应器；再生器排出烟气。

17、根据权利要求 16 所述的方法，其特征在于，所述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。

18、根据权利要求 16 所述的方法，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

19、根据权利要求 16 所述的方法，其特征在于，所述包含石脑油的原料还包含由产品气物流中分离所得的未转化的石脑油，所述未转化的石脑油的包含 C₄-C₁₂ 的直链、支链脂肪烃和环烷烃。

20、根据权利要求 16 所述的方法，其特征在于，石脑油制芳烃反应区的反应条件为：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。

21、根据权利要求 16 所述的方法，其特征在于，所述再生催化剂中的碳含量≤0.5wt%。

22、根据权利要求 16 所述的方法，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。

23、根据权利要求 16 所述的方法，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。

24、根据权利要求 16 所述的方法，其特征在于，所述提升管反应器

原料中还含有水蒸气,所述提升管反应器原料中的水蒸气含量为 0-80wt%。

25、根据权利要求 16 所述的方法,其特征在于,所述提升管反应器原料中的低碳烷烃为产品气物流中分离得到。

26、根据权利要求 16 所述的方法,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。

27、根据权利要求 16 所述的方法,其特征在于,所述床层反应器原料包含 C₃、C₄和 C₅烃类;所述 C₃、C₄和 C₅烃类由所述产品气物流中分离所得。

28、根据权利要求 16 所述的方法,其特征在于,所述床层反应器原料包含 C₄和 C₅烃类;所述 C₄和 C₅烃类来由所述产品气物流中分离所得。

29、根据权利要求 16 所述的方法,其特征在于,所述轻烃芳构化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 550-665℃,反应压力为 100-500kPa,床层密度为 150-700kg/m³。

30、根据权利要求 16 所述的方法,其特征在于,将石脑油经石脑油制芳烃反应器分布器进入石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区,和来自再生器的催化剂接触,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,催化剂结焦转化为待生催化剂;

将再生气体经再生器分布器通入再生器的再生区,和来自石脑油制芳烃反应器的待生催化剂以及来自轻烃芳构化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,待生催化剂转化为再生催化剂;

将提升管反应器原料经过提升管反应器的入口端通入提升管反应器,

与来自再生器的再生催化剂接触、反应，提升管反应器原料在催化剂的作用下转化为含有 BTX、低碳烯烃和 H_2 的物流，然后经由提升管反应器的出口端进入床层反应器中轻烃芳构化反应区的内下部；

将床层反应器原料经床层反应器分布器通入轻烃芳构化反应区，和来自提升管反应器的催化剂接触，生成含有 BTX、低碳烯烃和 H_2 的轻烃芳构化产品气；催化剂结焦转化为待生催化剂。