

## 石脑油制芳烃流化床装置及方法

## 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流化床装置及方法。

## 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降低对二甲苯生产能耗的重要途径。

## 发明内容

根据本申请的一个方面，提供了一种能够以低芳烃潜含量石脑油为原料制备芳烃的流化床装置，该装置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 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。

所述石脑油制芳烃流化床装置，包括轻烃芳构化反应器、石脑油制芳烃反应器；其中，

所述轻烃芳构化反应器包括至少一个入口，用于通入原料、高温的催化剂；所述轻烃芳构化反应器的至少一个出口连接于所述石脑油制芳烃反应器，用于将催化剂及生成的轻烃芳构化产品气输送至所述石脑油制芳烃反应器中；

所述石脑油制芳烃反应器，用于通入石脑油，与来自所述轻烃芳构化反应器的催化剂反应后生成含有 BTX 的产品气物流。其中，所述含有 BTX 的产品气物流包含轻烃芳构化产品气。

当进入到所述石脑油制芳烃反应器时，催化剂温度有所下降，此时与石脑油接触，能够消除石脑油制芳烃反应器中的局部高温区，从而有效地降低低碳烷烃收率，增加芳烃收率。

优选地，所述石脑油制芳烃反应器上还设置有产品气输送管 I，用于将所述含有 BTX 的产品气物流输出进入下游工段。

优选地，该装置还包括再生器，所述轻烃芳构化反应器的至少一个入口连接于所述再生器，用于获取所述再生器生成的高温的再生催化剂。

优选地，所述轻烃芳构化反应器由上至下至少分为连通的气固分离区 II、轻烃芳构化反应区，构成床层反应器；所述气固分离区 II 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，所述轻烃芳构化反应区的内下部设有床层反应器分布器，用于通入床层反应器原料。

优选地，所述集气室 II 设置在所述床层反应器的内顶部。

进一步地，所述床层反应器原料包括 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

优选地，所述床层反应器原料包括 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

优选地，所述轻烃芳构化反应器除了所述床层反应器外，还包括提升管反应器，所述提升管反应器的入口端与所述再生器连通；所述提升管反应器的出口端伸入至所述轻烃芳构化反应区的内下部，其上方为所述气固分离设备 II 的催化剂出口。

优选地，所述提升管反应器的入口端还用于通入催化剂和提升管反应器原料。

优选地，所述石脑油制芳烃反应器由上至下至少分为连通的气固分离区 I、石脑油制芳烃反应区；所述气固分离区 I 设有气固分离设备 I 和集气室 I；所述气固分离设备 I 的气体出口与所述集气室 I 连通；所述石脑油制芳烃反应区内下部设有石脑油制芳烃反应器分布器，用于通入石脑油原料。

优选地，所述气固分离设备 I 采用至少一组气固旋风分离器，每组气固旋风分离器包括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，所述集气室 I 位于所述石脑油制芳烃反应器的内顶部。

优选地，所述集气室 I 与所述产品气输送管 I 连通。

优选地，所述气固分离区 II 与所述气固分离区 I 连通，所述轻烃芳构化反应区与所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区连通。

优选地，所述气固分离区 I 通过产品气输送管 II 与所述集气室 II 连接。

优选地，所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区与所述轻烃芳构化反应区间连接的管路上设置有轻烃芳构化滑阀。

优选地，所述轻烃芳构化反应区的出口位置高于所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区的入口位置。

优选地，所述再生器由上至下至少分为连通的气固分离区 III、催化剂再生区；所述气固分离区 III

设有再生器气固分离设备和再生器集气室；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；所述再生器集气室上设有烟气输送管；所述催化剂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，所述催化剂再生区依次通过再生器汽提器、再生滑阀，连接至所述轻烃芳构化反应器；所述再生器汽提器的入口管伸入至所述再生器的壳体内，位于所述再生器分布器的上方，所述再生器气固分离设备的催化剂出口端位于所述再生器汽提器的入口管开口端的上方。

优选地，所述再生器集气室位于所述再生器壳体的内顶部。

优选地，所述石脑油制芳烃反应器的至少一个出口还和所述再生器的入口连接，用于将所述石脑油制芳烃反应器反应产生的待生催化剂通入所述再生器，所述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，所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区依次通过反应器汽提器、待生滑阀、待生剂输送管，连接至所述再生器的入口；所述反应器汽提器的入口管伸入至所述石脑油制芳烃反应器的壳体内，位于所述石脑油制芳烃反应器分布器的上方，所述气固分离设备 I 的催化剂出口端位于所述反应器汽提器的入口管开口端的上方。

优选地，所述再生器的催化剂入口设置在所述再生器的壳体上。

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流化床装置制备芳烃。

进一步地，该方法包括：

轻烃芳构化反应器通入原料、高温的催化剂，生成轻烃芳构化产品气；

石脑油制芳烃反应器通入石脑油及来自所述轻烃芳构化反应器的催化剂、轻烃芳构化产品气，生成含有 BTX 的产品气物流。

优选地，所述催化剂为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。

优选地，所述轻烃芳构化产品气的组分包括：BTX、低碳烯烃和 H<sub>2</sub>。

优选地，所述含有 BTX 的产品气物流除 BTX 外，还包括：低碳烯烃、氢气、低碳烷烃、可燃气、重芳烃和未转化的石脑油。

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；

所述可燃气包括甲烷和 CO；

所述重芳烃是指分子中的碳原子数大于等于 9 的芳烃。

优选地，所述轻烃芳构化反应器通入原料、高温的催化剂，生成轻烃芳构化产品气，具体包括：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，和通入床层反应器的催化剂接触，生成轻烃芳构化产品气。

进一步地，所述床层反应器原料包括 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

优选地，所述床层反应器原料包括 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

优选地，所述 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类来自于从所述产品气物流中分离所得的 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

优选地，所述 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类来自于从所述产品气物流中分离所得的 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

上述 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类分别指 C 原子数为 3、4 和 5 的烃类。

优选地，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/m<sup>3</sup>。

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<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：在所述轻烃芳构化反应器的气固分离区 II 将所述轻烃芳构化产品气中挟带的催化剂脱除。

优选地，所述轻烃芳构化反应区中的催化剂经过轻烃芳构化滑阀进入石脑油制芳烃反应器。

优选地，气固分离区 II 将所述轻烃芳构化产品气中挟带的催化剂脱除具体包括：

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，经由产品气输送管 II 进入石脑油制芳烃反应器的气固分离区 I。

优选地，所述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，和来自轻烃芳构化反应器的催化剂接触，生成含有 BTX 的产品气物流，同时，催化剂结焦转化为待生催化剂。

优选地，在所述石脑油制芳烃反应器的气固分离区 I 脱除所述含有 BTX 的产品气物流中的待生催化剂，输送进入下游工段。

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,所述石脑油还包括从所述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,所述石脑油制芳烃反应器生成含有BTX的产品气物流的石脑油制芳烃反应区的工艺条件为:气体表观线速度为0.5-2.0m/s,反应温度为500-650℃,反应压力为100-500kPa,床层密度为150-700kg/m<sup>3</sup>。

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/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。

进一步地,该方法还包括:再生器通入再生气体、待生催化剂,得到高温的再生催化剂,输送至所述轻烃芳构化反应器。

优选地,所述再生气体经再生器分布器通入再生器的再生区。

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≤0.5wt%。

优选地,所述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℃,再生压力为100-500kPa,床层密度为150-700kg/m<sup>3</sup>。

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/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，所述待生催化剂上的焦和所述再生气体反应，生成烟气，所述烟气进入气固分离区 III，脱除其中挟带的再生催化剂。

优选地，所述烟气进入气固分离区 III，脱除其中挟带的再生催化剂，具体包括：所述烟气先进入再生器气固分离设备，脱除其中挟带的再生催化剂后，经再生器集气室、烟气输送管，进入下游工段。

优选地，所述再生催化剂通过再生器汽提器和再生滑阀进入轻烃芳构化反应器。

优选地，该方法还包括：在轻烃芳构化反应器的提升管反应器的入口端通入提升管反应器原料；所述再生催化剂经再生器汽提器和再生滑阀，通入所述提升管反应器，所述提升管反应器原料在所述再生催化剂作用下转化为含有 BTX 的物流，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。

进一步地，该方法还包括：在轻烃芳构化反应器的提升管反应器的入口端通入催化剂，经所述提升管反应器进入所述床层反应器中。

优选地，所述提升管反应器原料包括水蒸汽和从所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃。由于低碳烷烃十分稳定，需要较高的反应温度。因此，本申请中，将高温的再生催化剂首先通入轻烃芳构化反应器，和低碳烷烃、C<sub>4</sub>、C<sub>5</sub> 烃类接触，使得低碳烷烃、C<sub>4</sub>、C<sub>5</sub> 烃类在催化剂的作用下发生芳构化反应，提高了芳烃收率。

优选地，所述提升管反应器原料中的水蒸气含量为 0-80wt%。

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/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℃、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<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。

优选地，所述含有 BTX 的物流的组分包括：BTX、低碳烯烃和 H<sub>2</sub>。

优选地，该方法还包括：

所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区中的待生催化剂，通入反应器汽提器，汽提后经待生滑阀和待生剂输送管进入下游区域。

优选地，所述下游区域为再生器。

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流化床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，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、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 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) 本申请将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，将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，将 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 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，通过设置再生器使催化剂再生，从而实现了芳烃的闭环制备。

5) 本申请将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串联，高温的催化剂首先进入轻烃芳构化反应器，反应器中的低碳烷烃、C<sub>4</sub>、C<sub>5</sub> 烃类在催化剂的作用下发生芳构化反应，提高了芳烃收率；降低了温度的催化剂再进入到石脑油制芳烃反应器中，和石脑油接触，消除了石脑油制芳烃反应器中的局部高温区，从而实现有效降低低碳烷烃收率、增加芳烃收率的有益效果。

#### 附图说明

图 1 为本申请一种优选实施方式中石脑油制芳烃流化床装置的示意图。

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：反应器汽提器；1-7：待生滑阀；1-8：待生剂输送管；

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；

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：轻烃芳构化滑阀。

#### 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流化床装置，包括轻烃芳构化反应器、石脑油制芳烃反应器；其中，

所述轻烃芳构化反应器包括至少一个入口，用于通入原料、高温的催化剂；所述轻烃芳构化反应器的至少一个出口连接于所述石脑油制芳烃反应器，用于将催化剂及生成的轻烃芳构化产品气输送至所述石脑油制芳烃反应器中；

所述石脑油制芳烃反应器，用于通入石脑油，与来自所述轻烃芳构化反应器的催化剂反应后生成含有 BTX 的产品气物流。

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。

本申请中的 BTX 即芳烃，是指苯、甲苯、二甲苯。

在一种优选实施方式中，所述石脑油制芳烃反应器上还设置有产品气输送管 I，用于将所述含有 BTX 的产品气物流输出进入下游工段。

在一种优选实施方式中，该装置还包括再生器，所述轻烃芳构化反应器的至少一个入口连接于所述再生器，用于获取所述再生器生成的高温的再生催化剂。

请参见图 1，其示出了本申请一种优选的实施方式中所述石脑油制芳烃流化床装置，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 包括：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 II-3，集气室 II-4，产品气输送管 II-5，反应器汽提器 1-6，待生滑阀 1-7，待生剂输送管 1-8。

所述石脑油制芳烃反应器壳体 1-1 包括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石脑油制芳烃反应区；所述石脑油制芳烃反应器壳体 1-1 上设有轻烃芳构化反应器 3 的出口。

石脑油制芳烃反应器分布器 1-2 设置在所述石脑油制芳烃反应区的下部，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 II-3 和集气室 II-4；所述集气室 II-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 II-3 的气体出口与所述集气室 II-4 连通；所述集气室 II-4 与产品气输送管 II-5 连通；所述气固分离设备 II-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。

所述石脑油制芳烃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 的入口位于所述石脑油制芳烃反应器壳体 1-1 内；所述反应器汽提器 1-6 的出口位于所述石脑油制芳烃反应器壳体 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石脑油制芳烃反应器分布器 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，气固分离设备 II-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括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 包括：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 包括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括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包括：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 II3-6，集气室 II3-7，产品气输送管 II3-8，轻烃芳构化滑阀 3-9。

所述床层反应器壳体 3-4 包括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；所述轻烃芳构化反应区的外部还设有轻烃芳构化滑阀 3-9；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。

所述轻烃芳构化滑阀 3-9 用于将催化剂输送至下一级反应器中，例如石脑油制芳烃反应器 1。进一步地，所述轻烃芳构化反应区的出口位置高于所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区的入口位置。

所述床层反应器的气固分离区设有气固分离设备 II3-6 和集气室 II3-7；所述气固分离设备 II3-6 的气体出口与所述集气室 II3-7 连通；所述气固分离设备 II3-6 的催化剂出口位于轻烃芳构化反应区；所述集气室 II3-7 与位于所述床层反应器外部的产品气输送管 II3-8 连通。

在一个优选实施方式中，气固分离设备 II3-6 为气固旋风分离器。

在一个优选实施方式中，床层反应器的内顶部设有集气室 II3-7；床层反应器气固旋风分离器 3-7 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 用于通入催化剂和提升管反应器原料。

所述轻烃芳构化反应器 3 的入口连接于再生器 2，所述轻烃芳构化反应器 3 的出口连接于石脑油制芳烃反应器 1。

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 2-7，所述轻烃芳构化滑阀 3-9 通过管道连接于石脑油制芳烃反应器壳体 1-1。

在一个优选实施方式中，所述产品气输送管 II3-8 连接于石脑油制芳烃反应器壳体 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流化床装置制备芳烃。

进一步地，该方法包括：轻烃芳构化反应器通入原料、高温的催化剂，生成轻烃芳构化产品气；

石脑油制芳烃反应器通入石脑油及来自所述轻烃芳构化反应器的催化剂、轻烃芳构化产品气，生成含有 BTX 的产品气物流。

在一个优选实施方式中，所述催化剂为金属分子筛双功能催化剂。

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。

在一个优选实施方式中，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，和来自轻烃芳构化反应器 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气固分离设备 II-3 脱除其中挟带的待生催化剂，然后进入集气室 II-4，由产品气输送管 II-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 和再生滑阀 2-7 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 II3-6 脱除其中挟带的催化剂，然后进入集气室 II3-7，由产品气输送管 II3-8 进入石脑油制芳烃反应器的气固分离区；所述轻烃芳构化反应区中的催化剂经过轻烃芳构化滑阀 3-9 进入石脑油制芳烃反应器 1。

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，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/m<sup>3</sup>。

可选地，石脑油制芳烃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，石脑油制芳烃反应区的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，石脑油制芳烃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，石脑油制芳烃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。

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/m<sup>3</sup>。

可选地，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，再生区的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，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，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。

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/m<sup>3</sup>。

可选地，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，提升管反应器的温度独立地选自 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，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，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。

所述床层反应器原料包含 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

在一个优选实施方式中，所述床层反应器原料包含 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

在一个优选实施方式中，所述 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类来自于由产品气物流中分离所得的 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

所述 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类是指 C 原子数为 3、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/m<sup>3</sup>。

可选地，轻烃芳构化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，轻烃芳构化反应区的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，轻烃芳构化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，轻烃芳构化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。

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，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<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 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%。

### 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/m<sup>3</sup>。

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/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℃，压力为 100kPa，床层密度为 150kg/m<sup>3</sup>。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 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/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为 1.2wt%，再生催化剂中的碳含量 0.2wt%。

进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料的单程转化率为 70wt%。

产品分布为：74.4wt% BTX，6wt% 低碳烯烃，3wt% 氢气，4wt% 低碳烷烃，5wt% 可燃气，7wt% 重芳烃，0.6wt% 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/m<sup>3</sup>。

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/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 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/m<sup>3</sup>。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 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/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为 2.9wt%，再生催化剂中的碳含量 0.1wt%。

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：66wt% BTX，11.3wt% 低碳烯烃，6wt% 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 62wt%。

### 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/m<sup>3</sup>。

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/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℃，压力为 120kPa，床层密度为 80kg/m<sup>3</sup>。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 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/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为 2.0wt%, 再生催化剂中的碳含量 0.3wt%。

进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料的单程转化率为 94wt%。

产品分布为: 60wt% BTX, 14wt%低碳烯烃, 7wt%氢气, 8wt%低碳烷烃, 4.5wt%可燃气, 6wt%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/m<sup>3</sup>。

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/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℃, 压力为 200kPa, 床层密度为 110kg/m<sup>3</sup>。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 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/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为 1.7wt%, 再生催化剂中的碳含量 0.1wt%。

进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料的单程转化率为 87wt%。

产品分布为: 70wt% BTX, 10wt%低碳烯烃, 6wt%氢气, 5wt%低碳烷烃, 4wt%可燃气, 4wt%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/m<sup>3</sup>。

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/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℃，压力为150kPa，床层密度为80kg/m<sup>3</sup>。

床层反应器原料为由产品气物流中分离所得的C<sub>4</sub>和C<sub>5</sub>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/m<sup>3</sup>。

待生催化剂中的碳含量为1.5wt%，再生催化剂中的碳含量0.5wt%。

进入石脑油制芳烃反应器的石脑油原料的单程转化率为77wt%。

产品分布为：71wt% BTX，8wt%低碳烯烃，5wt%氢气，3wt%低碳烷烃，6wt%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57wt%。

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、一种石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，该装置包括轻烃芳构化反应器、石脑油制芳烃反应器；其中，

所述轻烃芳构化反应器包括至少一个入口，用于通入原料、高温的催化剂；所述轻烃芳构化反应器的至少一个出口连接于所述石脑油制芳烃反应器，用于将催化剂及生成的轻烃芳构化产品气输送至所述石脑油制芳烃反应器中；

所述石脑油制芳烃反应器，用于通入石脑油，与来自所述轻烃芳构化反应器的催化剂反应后生成含有 BTX 的产品气物流。

2、根据权利要求 1 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述石脑油制芳烃反应器上还设置有产品气输送管 I，用于将所述含有 BTX 的产品气物流输出进入下游工段。

3、根据权利要求 1 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，该装置还包括再生器，所述轻烃芳构化反应器的至少一个入口连接于所述再生器，用于获取所述再生器生成的高温的再生催化剂。

4、根据权利要求 1 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述轻烃芳构化反应器由上至下至少分为连通的气固分离区 II、轻烃芳构化反应区，构成床层反应器；所述气固分离区 II 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，所述轻烃芳构化反应区的内下部设有床层反应器分布器，用于通入床层反应器原料。

5、根据权利要求 4 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述集气室 II 设置在所述床层反应器的内顶部。

6、根据权利要求 4 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述床层反应器原料包括 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

7、根据权利要求 4 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述轻烃芳构化反应器除了所述床层反应器外，还包括提升管反应器，所述提升管反应器的入口端与所述再生器连通；所述提升管反应器的出口端伸入至所述轻烃芳构化反应区的内下部，其上方为所述气固分离设备 II 的催化剂出口。

8、根据权利要求 7 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述提升管反应器的入口端还用于通入催化剂和提升管反应器原料。

9、根据权利要求 1 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述石脑油制芳烃反应器由上至下至少分为连通的气固分离区 I、石脑油制芳烃反应区；所述气固分离区 I 设有气固分离设备 I 和集气室 I；所述气固分离设备 I 的气体出口与所述集气室 I 连通；所述石脑油制芳烃反应区内下部设有石脑油制芳烃反应器分布器，用于通入石脑油原料。

10、根据权利要求 9 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述气固分离设备 I 采用至少一组气固旋风分离器，每组气固旋风分离器包括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 9 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述集气室 I 位于所述石脑油制芳烃反应器的内顶部。

12、根据权利要求 9 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述集气室 I 与所述产品气输送管 I 连通。

13、根据权利要求 9 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述气固分离区 I 与气固分离区 II 连通，所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区与轻烃芳构化反应区连通。

14、根据权利要求 13 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述气固分离区 I 通过产品气输送管 II 与集气室 II 连接。

15、根据权利要求 13 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区与轻烃芳构化反应区间连接的管路上设置有轻烃芳构化滑阀。

16、根据权利要求 13 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述轻烃芳构化反应区的出口位置高于所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区的入口位置。

17、根据权利要求 3 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述再生器由上至下至少分为连通的气固分离区 III、催化剂再生区；所述气固分离区 III 设有再生器气固分离设备和再生器集气室；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；所述再生器集气室上设有烟气输送管；所述催化剂再生区的内下部设有再生器分布器，用于通入再生气体。

18、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述催化剂再生区依次通过再生器汽提器、再生滑阀，连接至所述轻烃芳构化反应器；所述再生器汽提器的入口管伸入至所述再生器的壳体内，位于所述再生器分布器的上方，所述再生器气固分离设备的催化剂出口端位于所述再生器汽提器的入口管开口端的上方。

19、根据权利要求 17 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述再生器集气室位于所述再生器壳体的内顶部。

20、根据权利要求 3 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述石脑油制芳烃反应器的至少一个出口还和所述再生器的入口连接，用于将所述石脑油制芳烃反应器反应产生的待生催化剂通入所述再生器，所述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。

21、根据权利要求 20 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区依次通过反应器汽提器、待生滑阀、待生剂输送管，连接至所述再生器的入口；所述反应器汽提器的入口管伸入至所述石脑油制芳烃反应器的壳体内，位于所述石脑油制芳烃反应器分布器的上方，所述气固分离设备 I 的催化剂出口端位于所述反应器汽提器的入口管开口端的上方。

22、根据权利要求 21 所述的石脑油制芳烃流化床装置，其特征在于，所述再生器的催化剂入口设置在所述再生器的壳体上。

23、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 1-22 任一项所述石脑油制芳烃流化床装置制备芳烃。

24、根据权利要求 23 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，包括：

轻烃芳构化反应器通入原料、高温的催化剂，生成轻烃芳构化产品气；

石脑油制芳烃反应器通入石脑油及来自所述轻烃芳构化反应器的催化剂、轻烃芳构化产品气，生成含有 BTX 的产品气物流。

25、根据权利要求 23 或 24 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述催化剂为金属分子筛双功能催化剂。

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。

27、根据权利要求 24 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述轻烃芳构化产品气的组分包括：BTX、低碳烯烃和 H<sub>2</sub>。

28、根据权利要求 24 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述含有 BTX 的产品气物流除 BTX 外，还包括：低碳烯烃、氢气、低碳烷烃、可燃性、重芳烃和未转化的石脑油。

29、根据权利要求 27 或 28 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。

30、根据权利要求 28 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述低碳烷烃是指乙烷和丙烷；所述可燃性包括甲烷和 CO；

所述重芳烃是指分子中的碳原子数大于等于 9 的芳烃。

31、根据权利要求 24 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述轻烃芳构化反应器通入原料、高温的催化剂，生成轻烃芳构化产品气，具体包括：

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，和通入床层反应器的催化剂接触，生成轻烃芳构化产品气。

32、根据权利要求 31 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述床层反应器原料包括 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

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，所述床层反应器原料包括 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

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，所述 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类来自于从所述产品气物流中分离所得的 C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

35、根据权利要求 33 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类来自于从所述产品气物流中分离所得的 C<sub>3</sub>、C<sub>4</sub> 和 C<sub>5</sub> 烃类。

36、根据权利要求 31 所述的石脑油制芳烃的方法，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/m<sup>3</sup>。

37、根据权利要求 31 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：在所述轻烃芳构化反应器的气固分离区 II 将所述轻烃芳构化产品气中挟带的催化剂脱除。

38、根据权利要求 31 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述轻烃芳构化反应区中的催化剂经过轻烃芳构化滑阀进入石脑油制芳烃反应器。

39、根据权利要求 37 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，气固分离区 II 将所述轻烃芳构化产品气中挟带的催化剂脱除具体包括：

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，经由产品气输送管 II 进入石脑油制芳烃反应器的气固分离区 I。

40、根据权利要求 24 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述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，和来自轻烃芳构化反应器的催化剂接触，生成含有 BTX 的产品气物流，同时，催化剂结焦转化为待生催化剂。

41、根据权利要求 40 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：在所述石脑油制芳烃反应器的气固分离区 I 脱除所述含有 BTX 的产品气物流中的待生催化剂，输送进入下游工段。

42、根据权利要求 24 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。

43、根据权利要求 42 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述石脑油还包括从所述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。

44、根据权利要求 40 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述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/m<sup>3</sup>。

45、根据权利要求 24 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：该方法还包括再生器通入再生气体、待生催化剂，得到高温的再生催化剂，输送至所述轻烃芳构化反应器。

46、根据权利要求 45 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述再生气体经再生器分布器通入再生器的再生区。

47、根据权利要求 45 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。

48、根据权利要求 45 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%。

49、根据权利要求 45 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%。

50、根据权利要求 45 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述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℃，再生压力为 100-500kPa，床层密度为

150-700kg/m<sup>3</sup>。

51、根据权利要求 45 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述待生催化剂上的焦和所述再生气体反应，生成烟气，所述烟气进入气固分离区 III，脱除其中挟带的再生催化剂。

52、根据权利要求 51 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述烟气进入气固分离区 III，脱除其中挟带的再生催化剂，具体包括：所述烟气先进入再生器气固分离设备，脱除其中挟带的再生催化剂后，经再生器集气室、烟气输送管，进入下游工段。

53、根据权利要求 51 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述再生催化剂通过再生器汽提器和再生滑阀进入轻烃芳构化反应器。

54、根据权利要求 24 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：在轻烃芳构化反应器的提升管反应器的入口端通入提升管反应器原料；所述再生催化剂经再生器汽提器和再生滑阀，通入所述提升管反应器，所述提升管反应器原料在所述再生催化剂作用下转化为含有 BTX 的物流，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。

55、根据权利要求 54 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：在轻烃芳构化反应器的提升管反应器的入口端通入催化剂，经所述提升管反应器进入所述床层反应器中。

56、根据权利要求 55 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括水蒸汽和从所述产品气物流中分离所得的低碳烷烃；

57、根据权利要求 55 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 0-80wt%。

58、根据权利要求 55 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/m<sup>3</sup>。

59、根据权利要求 54 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述含有 BTX 的物流的组分包括：BTX、低碳烯烃和 H<sub>2</sub>。

60、根据权利要求 24 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，该方法还包括：

所述石脑油制芳烃反应器的石脑油制芳烃反应区中的待生催化剂，通入反应器汽提器，汽提后经待生滑阀和待生剂输送管进入下游区域。

61、根据权利要求 60 所述的石脑油制芳烃的方法，其特征在于，所述下游区域为再生器。