

含烷基苯解吸剂、及其用于间位芳烃吸附分离的用途

技术领域

本申请涉及间位芳烃的分离纯化，具体涉及一种含烷基苯的解吸剂、及其用于间位芳烃吸附分离的用途。

背景技术

间二甲苯（m-Xylene, MX）是重要的基本有机化工原料，广泛应用于合成树脂、农药、医药、涂料和染料等诸多领域。高纯度的间二甲苯通常从含有乙苯、对二甲苯、间二甲苯和邻二甲苯的混合 C8 芳烃中分离获得。由于四种 C8 芳烃异构体之间沸点相近，采用常规的精馏方式很难分离，所以分离间二甲苯的工艺主要有磺化水解、络合分离、萃取蒸馏和吸附分离等几种工艺形式。其中，吸附分离法具有环境友好无污染、无腐蚀、设备造价低、产品纯度和收率高、吸附剂使用寿命长等优点，是分离间二甲苯技术的主要发展方向。

CN101745364A 公开了一种吸附分离间二甲苯的吸附剂及其制备方法，吸附剂包括 IA 族金属离子和铜或银离子交换的 Y 沸石和粘结剂，采用甲苯为解吸剂，传质速度快，用量少。

CN101772478A 公开了一种利用模拟移动床分离吸附分离至少 99 wt%纯度的间二甲苯的方法，移动床层数可配置为 12、13 或 15 个，解吸剂采用甲苯或甲苯和四氢化萘的混合物。

CN1939883A 公开了一种利用八面沸石类沸石吸附剂分离间二甲苯的方法，利用四氢化萘及其烷基化衍生物做解吸剂，降低了解吸剂回收再利用成本。

CN1379007A 公开了一种包括两级分离的联产对二甲苯和间二甲苯的方法，其利用两步分离步骤，分别选用钡交换的 X 沸石和钾交换的 Y 沸石作为吸附剂组分，对二乙苯或对二氟苯（第一步分离）和甲苯、茚满或对甲基乙苯（第二步分离）作为解吸剂，生产出合格的对二甲苯和间二甲苯。

US5900523A 公开了采用钠交换的 Y 沸石作为吸附剂活性组分，茚满作为解吸剂，无需进行昂贵的除去邻二甲苯的分馏过程，即可在一次抽余液中回收间二甲苯。

然而，采用甲苯作为解吸剂，其在抽出液和抽余液中的质量分数均为 80%-90%，分离所需的热负荷较高，能耗较大。采用来源少、含量低且不易得、与目标产物选择吸附性相差较大的芳烃（如茚满或四氢萘）及其衍生物作为解吸剂进行分离，物耗、能耗较大，操作成本

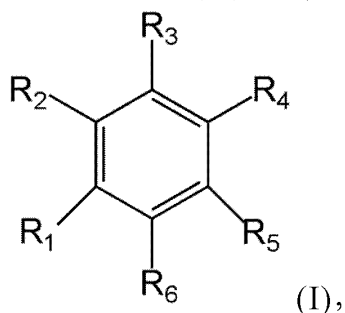
高，目标产物收率低。

因此，需要寻找一种沸点与目标产物相差较大，来源较广、成本低，并且可提高目标产物分离效果的解吸剂，以有效降低生产成本，提高装置的经济效益。

10 发明内容

本申请的目的是提供一种含烷基苯的解吸剂、及其用于间位芳烃吸附分离的用途，所述解吸剂能够有效地实现目标产物从吸附剂上的脱附，并且其沸点与目标产物相差较大，从而有利于后续通过精馏与目标产物分离再次进行回收利用。

15 为了实现上述目的，一方面，本申请提供了一种包含 20-100 wt% 的以下通式(I)的烷基苯化合物和 0-80 wt% 的 C5-C14 饱和脂肪烃或由其组成的液体材料作为解吸剂用于间位芳烃的吸附分离的用途，



其中：

20 R_1 、 R_2 和 R_3 ，可以相同或不同，相互独立地选自 C_{1-4} 的链烷基；
 R_4 、 R_5 和 R_6 ，可以相同或不同，相互独立地选自氢、 C_{1-4} 饱和烃基、 C_{1-4} 烷氧基和卤素。

另一方面，本申请提供了一种从包含间位芳烃和其同分异构体的混合芳烃原料中分离所述间位芳烃的方法，所述方法包括如下步骤：

25 1) 使所述混合芳烃原料与吸附剂接触进行间位芳烃的吸附，得到吸附有所述间位芳烃的吸附剂和包含未吸附组分的抽余液；

2) 使步骤 1)得到的吸附有间位芳烃的吸附剂与解吸剂接触进行间位芳烃的脱附, 得到包含所述间位芳烃和解吸剂的抽出液; 以及

3) 对步骤 2)所得的抽出液进行精馏分离, 得到所述间位芳烃和所述解吸剂,

5 其中, 以解吸剂的总量为基准, 所述解吸剂包含 20-100 wt%的上述通式(I)的烷基苯化合物和 0-80 wt%的 C5-C14 饱和脂肪烃或由其组成。

再一方面, 本申请提供了一种吸附-解吸剂套件, 包括固体吸附剂和液体解吸剂, 其中所述固体吸附剂包含至少 90 wt%的 Y 型分子筛作为活性组分, 所述 Y 型分子筛的氧化硅/氧化铝摩尔比为 4.0-6.0, 所述
10 液体解吸剂包含 20-100 wt%的具有上述通式(I)的烷基苯化合物和 0-80 wt%的 C5-C14 饱和脂肪烃或由其组成。

本申请的含烷基苯解吸剂来源广, 与甲苯解吸剂相比, 其与间位芳烃的选择吸附性更相近, 可有效提高间位芳烃目标产品的收率; 并且其沸点与目标产物相差较大, 从而有利于后续通过精馏与目标产物
15 分离再次进行回收利用。例如, 用于间二甲苯分离时, 该解吸剂的沸点显著高于 C8 芳烃(例如, 可以高 30 °C 以上), 有利于通过精馏处理从塔釜回收后循环利用, 极大降低目前采用甲苯等低沸点解吸剂的装置需将大量低沸点解吸剂蒸馏至塔顶进行回收所需能耗, 有效节约了生产成本。利用本申请的解吸剂从混合芳烃原料中通过吸附-解吸分离出间位芳烃, 对原料的适应性强, 整个分离操作流程可精确控制工艺参数, 以高效率得到具有较高纯度和收率的间位芳烃产品, 环境友好, 并能显著提高 C9+重芳烃综合利用的经济效益。

本申请的其他特征和优点将在随后的具体实施方式部分予以详细
25 说明。

附图说明

附图是用来提供对本申请的进一步理解, 并且构成说明书的一部分, 与下面的具体实施方式一起用于解释本申请, 但并不构成对本申请的限制。在附图中:

图 1 为吸附剂制备例 1 的分子筛 X 射线衍射谱图;

图 2 为实施例 1 的脉冲谱图;

- 图 3 为实施例 6 的脉冲谱图；
图 4 为实施例 9 的脉冲谱图；
图 5 为实施例 10 的脉冲谱图；
图 6 为对比例 1 的脉冲谱图；
5 图 7 为对比例 2 的脉冲谱图；
图 8 为对比例 3 的脉冲谱图；以及
图 9 为本申请的模拟移动床吸附分离示意图。

具体实施方式

- 10 以下结合附图对本申请的具体实施方式进行详细说明。应当理解的是，此处所描述的具体实施方式仅用于说明和解释本申请，并不用于限制本申请。

- 在这里专用的词“示例性”意为“用作例子、实施例或说明性”。这里作为“示例性”所说明的任何实施例不必解释为优于或好于其它实施例。
15 尽管在附图中示出了实施例的各种方面，但是除非特别指出，不必按比例绘制附图。

- 在本文中所披露的任何具体数值（包括数值范围的端点）都不限于该数值的精确值，而应当理解为还涵盖了接近该精确值的值，例如在该精确值 $\pm 5\%$ 范围内的所有可能的数值。并且，对于所披露的数值
20 范围而言，在该范围的端点值之间、端点值与范围内的具体点值之间，以及各具体点值之间可以任意组合而得到一个或多个新的数值范围，这些新的数值范围也应被视为在本文中具体公开。

- 除非另有说明，本文所用的术语具有与本领域技术人员通常所理解的相同的含义，如果术语在本文中有定义，且其定义与本领域的通
25 常理解不同，则以本文的定义为准。

- 在本申请中，术语“间位芳烃”也称为“间位取代芳烃”，指芳环上仅具有两个取代基，并且其中一个取代基处于另一取代基的相对间位的芳烃化合物。根据本申请，所述间位芳烃上的所述取代基不含 VIA 族杂原子和 VIIA 族杂原子，例如可以包括但不限于烷基、胺基等，
30 优选为烷基。进一步优选地，所述间位芳烃为间位烷基芳烃，即所述两个取代基均为烷基的间位芳烃。特别优选地，所述间位芳烃为 C8-C12 间位芳烃，更优选为 C8-C12 间位烷基芳烃，例如间二甲苯或 2,7-二甲

基萘。

在本申请中，术语“饱和脂肪烃”具有本领域通常理解的含义，包括链烷烃和环烷烃。

在本申请中，术语“链烷烃”具有本领域通常理解的含义，包括
5 正构烷烃（也称为直链烷烃）和异构烷烃（也称为支链烷烃）。

在本申请中，术语“饱和烃基”具有本领域通常理解的含义，包括链烷基和环烷基。

在本申请中，术语“链烷基”具有本领域通常理解的含义，包括直链烷基和支链烷基。

10 在本申请中，术语“C8”是指具有 8 个碳原子，术语“C8 芳烃”是指具有 8 个碳原子的芳烃。

在本申请中，术语“C9”是指具有 9 个碳原子，术语“C9+芳烃”是指具有 9 个以上的碳原子的芳烃，在本文中也称为“重芳烃”。

本申请中，如无特殊表示，所给压力均为表压。

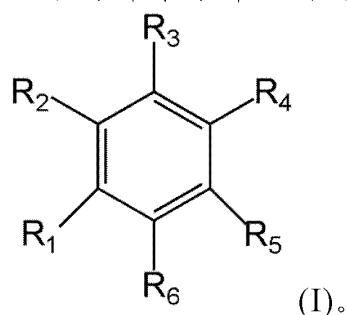
15 本申请中，除了明确说明的内容之外，未提到的任何事宜或事项均直接适用本领域已知的那些而无需进行任何改变。而且，本文描述的任何实施方式均可以与本文描述的一种或多种其他实施方式自由结合，由此形成的技术方案或技术思想均视为本申请原始公开或原始记载的一部分，而不应被视为是本文未曾披露或预期过的新内容，除非
20 本领域技术人员认为该结合明显不合理。

在本文中提及的所有专利和非专利文献，包括但不限于教科书和期刊文章等，均通过引用方式全文并入本文。

在吸附体系中，吸附剂活性组分分子筛晶体中的金属离子位于间位芳烃的芳环上方，且偏向芳环带取代基的一侧，因此其带有的较强
25 正静电势区域偏向芳环一侧，且正极值位于芳环的一侧，间位芳烃的两个取代基位于一侧，并且夹角为约 120 度，其芳环负静电势分布在芳环一侧，并且分散性较好，且负极值位点也相对不居中，因此在芳环一侧的区域是吸附剂与吸附质发生静电吸引作用最强烈的位置，吸附剂对间位芳烃相对于其他杂质可进行优先吸附，当其他杂质从此体
30 系中剔除后，需要将目标组分从吸附剂中解吸下来，产出高纯度的组分，进行加工利用，这时候是否可以高效率、高循环率以及高纯度的解吸，其关键因素在于解吸剂的性质，其需要与吸附剂有一定相

互作用，这种作用力不能太强也不可以太弱，太强了，会快速的将目标组分解吸下来，与其他杂质无法得到有效区分，产品纯度无法保证，太弱了，解吸过程非常慢，耗用量非常大，时效性和经济性太差，并且目标组分脱附困难，会占据吸附剂的有效孔容，影响下一次的处理量，同时解吸剂的负静电势分布区域要与金属离子正静电势分布区域，目标组分以及杂质分子的作用区域要相匹配，只有解吸剂与吸附剂、目标组分之间的作用合适，才可以将目标组分从吸附剂上置换下来，且快速高效的重复吸脱附过程，得到高纯度产品，因此寻找一种具有合适的负静电势分布区域，与吸附剂和吸附质的作用力都适宜的解吸剂则可提高吸附分离效果。另外，在吸附剂-解吸剂这个体系中目标产物和其他杂质组分、解吸剂分子之间也存在分子间作用，例如色散力、诱导力、互斥力，其会影响各组分分子在吸附剂晶内和晶间的扩散系数，从而影响各组分在此吸附-解吸体系中的优先吸附选择性，因此不同的原料组成，不同的吸附-脱附体系都会产生不同的吸附效果。

如上所述，在第一方面，本申请提供了一种包含 20-100 wt% 的以下通式(I)的烷基苯化合物和 0-80 wt% 的 C5-C14 饱和脂肪烃或由其组成的液体材料作为解吸剂用于间位芳烃的吸附分离的用途，



根据本申请，在通式(I)中，R₁、R₂和R₃，可以相同或不同，相互独立地选自 C₁₋₄ 的链烷基，例如甲基、乙基、丙基、丁基，包括它们的各种异构体；优选 R₁、R₂和R₃中至少一个为甲基，更优选至少两个为甲基，更进一步优选均为甲基。

根据本申请，在通式(I)中，R₄、R₅和R₆，可以相同或不同，相互独立地选自氢、C₁₋₄ 饱和烃基、C₁₋₄ 烷氧基和卤素，其中所述 C₁₋₄ 饱和烃基包括但不限于甲基、乙基、丙基、丁基、异丙基、异丁基、叔丁基、环丙基、环丁基，包括它们的各种异构体，优选为甲基；所述 C₁₋₄

烷氧基包括但不限于甲氧基、乙氧基、丙氧基、丁氧基、环丙氧基、环丁氧基，包括它们的各种异构体，所述卤素包括但不限于氟、氯和溴。优选地， R_4 、 R_5 和 R_6 中至少一个为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，例如 R_4 或 R_6 为 C_{1-4} 饱和烃基，更优选其中至少两个独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，例如 R_4 和 R_6 均为 C_{1-4} 饱和烃基，更进一步优选三者独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，特别优选三者均为氢。

在某些优选的实施方式中，式(I)中， R_1 、 R_2 和 R_3 中至少一个为甲基，且 R_4 、 R_5 和 R_6 相互独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基。

在进一步优选的实施方式中，式(I)中， R_1 、 R_2 和 R_3 中至少两个为甲基， R_4 、 R_5 和 R_6 相互独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，且其中至少一个为氢。

在更进一步优选的实施方式中，式(I)中， R_1 、 R_2 和 R_3 中至少两个为甲基， R_5 和 R_6 相互独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，且其中至少两个为氢，优选三者均为氢。

根据本申请，所述作为解吸剂的液体材料可以为具有特定结构的 C9+重芳烃、C9+重芳烃衍生物或其与烷烃的混合物。优选地，所述 C9+重芳烃为选自以下的一种或多种：1,2,3-三取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4-四取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4,5-五取代 C9+烷基苯或其衍生物。在特别优选的实施方式中，所述式(I)的烷基苯化合物选自 1,2,3-三甲苯（本文中也称为连三甲苯）、1,2,3,4-四甲苯（本文中也称为连四甲苯）、1,2,3,4,5-五甲苯（本文中也称为连五甲苯）和 3-乙基邻二甲苯，更优选为 1,2,3-三甲苯或 1,2,3,4-四甲苯。

近年来，随着我国大型一体化石脑油重整、乙烯和芳烃联合装置的陆续投产，重芳烃产量也在不断增加。其中，催化重整反应产物中 C9+重芳烃质量分数通常可达 20%-50%，且杂原子组分和烯烃含量低，稳定性好，是进一步加工利用的优质原料。重整 C9+重芳烃中三甲苯的质量分数为 15%-30%，四甲苯的质量分数为 3%-8%。目前这部分三甲苯和四甲苯中的偏三甲苯、均三甲苯均已通过成熟的工业生产流程加以分离并用于生产偏酐和均苯三酸，而连三甲苯、四甲苯的利用相对薄弱，大部分作为附加值较低的高沸点芳烃溶剂油出售。本申请通过利用 C9+重芳烃，例如 1,2,3-三甲苯，作为分离间位芳烃的解吸剂，既可实现 C9+重芳烃资源的高价值利用，又有利于降低间位芳烃吸附

分离装置的能耗和物耗，不仅可以为生产企业带来可观的经济效益，也有利于企业节能降耗。

在优选的实施方式中，所述吸附分离包括通过吸附和解吸自包含间位芳烃和其至少一种同分异构体的混合芳烃原料中分离出所述间位芳烃。

在进一步优选的实施方式中，所述间位芳烃为 C8-C12 间位芳烃，更优选为 C8-C12 间位烷基芳烃，例如间二甲苯或 2,7-二甲基萘。

在某些更进一步优选的实施方式中，所述间位芳烃为间二甲苯，且所述混合芳烃原料为包含间二甲苯和至少一种选自对二甲苯、邻二甲苯和乙苯的其他 C8 芳烃的 C8 芳烃混合原料。更进一步优选地，所述 C8 芳烃混合原料包含 5-95 wt% 的间二甲苯。特别优选地，所述混合芳烃原料包含 5-94 wt% 的间二甲苯和 6-95 wt% 的对二甲苯，更优选包含 5-90 wt% 的间二甲苯和 10-95 wt% 的对二甲苯。例如，所述混合芳烃原料中间二甲苯的含量可以为 10-90 wt%、20-80 wt%、30-70 wt% 或 40-60 wt%；所述混合芳烃原料中对二甲苯的含量可以为 6-50 wt%、7-40 wt%、8-30 wt% 或 10-25 wt%。

在某些特别优选的实施方式中，所述间位芳烃为间二甲苯，且所述混合芳烃原料包含 20-60 wt% 的间二甲苯，10-30 wt% 的对二甲苯，10-30 wt% 的邻二甲苯和 5-20 wt% 的乙苯，例如包含 40-55 wt% 的间二甲苯，15-25 wt% 的对二甲苯，15-25 wt% 的邻二甲苯和 5-15 wt% 的乙苯。

在另一些更进一步优选的实施方式中，所述间位芳烃为 2,7-二甲基萘，且所述混合芳烃原料为包含 2,7-二甲基萘（间位）和至少一种选自 1,6-二甲基萘（非对非邻位）、2,6-二甲基萘（对位）和 1,8-二甲基萘（邻位）、1,2-二甲基萘、1,3-二甲基萘、1,4-二甲基萘、1,5-二甲基萘、1,7-二甲基萘、2,3-二甲基萘的其他 C12 芳烃的 C12 芳烃混合原料。更进一步优选地，所述 C12 芳烃混合原料包含 5-95 wt% 的 2,7-二甲基萘。

在优选的实施方式中，所述吸附分离中所用的吸附剂包含至少 90 wt% 的 Y 型分子筛作为活性组分，所述 Y 型分子筛的氧化硅/氧化铝摩尔比为 4.0-6.0，优选为 4.3-5.7。所述吸附剂的其他特征如下文本申请的第二方面中所述。

在优选的实施方式中，以所述液体材料的总量为基准，所述液体

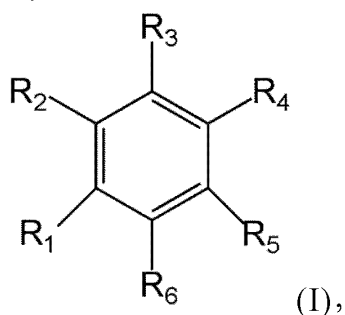
材料包含 30-95 wt%，优选 30-80 wt%，更优选 30-50wt%的所述烷基苯化合物，和 5-70 wt%，优选 20-70 wt%，更优选 50-70wt%的选自 C5-C14 正构烷烃、优选选自 C6-C10 正构烷烃、更优选选自 C6-C8 正构烷烃的烷烃，或者由其组成。本申请的发明人发现，在作为解吸剂的所述液体材料中包含一定量的 C5-C14 正构烷烃有利于缓解芳烃解吸剂的强解吸性能，有利于分离峰半峰宽的减少，从而提高目标组分与其他组分的分离度，所必需的解吸剂总量减少，物耗能耗降低。

在特别优选的实施方式中，所述间位芳烃为间二甲苯，所述混合芳烃原料包含 20-60 wt%的间二甲苯，10-30 wt%的对二甲苯，10-30 wt%的邻二甲苯和 5-20 wt%的乙苯，所述式(I)的烷基苯化合物选自 1,2,3-三甲苯、1,2,3,4-四甲苯、1,2,3,4,5-五甲苯和 3-乙基邻二甲苯；以所述液体材料的总量为基准，所述液体材料包含 30-70 wt%的所述烷基苯化合物，和 30-70 wt%的选自 C5-C14 正构烷烃的烷烃；以及，所述吸附剂的平衡电荷阳离子选自 Na^+ 、 Sr^{2+} 、 Ba^{2+} 和 Ag^+ ，且所述吸附剂含有 0.05-0.8 wt%，优选 0.1-0.5wt%的吸附水。

在第二方面，本申请提供了一种从包含间位芳烃和其同分异构体的混合芳烃原料中分离所述间位芳烃的方法，所述方法包括如下步骤：

- 1) 使所述混合芳烃原料与吸附剂接触进行间位芳烃的吸附，得到吸附有所述间位芳烃的吸附剂和包含未吸附组分的抽余液；
- 2) 使步骤 1)得到的吸附有间位芳烃的吸附剂与解吸剂接触进行间位芳烃的脱附，得到包含所述间位芳烃和解吸剂的抽出液；以及
- 3) 对步骤 2)所得的抽出液进行精馏分离，得到所述间位芳烃和所述解吸剂，

其中，以解吸剂的总量为基准，所述解吸剂包含 20-100 wt%的具有以下通式(I)的烷基苯化合物和 0-80 wt%的 C5-C14 饱和脂肪烃或由其组成，



其中 R_1 、 R_2 、 R_3 、 R_4 、 R_5 和 R_6 的定义如上文所述。

在某些优选的实施方式中，式(I)中， R_1 、 R_2 和 R_3 中至少一个为甲基，且 R_4 、 R_5 和 R_6 相互独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基。

在进一步优选的实施方式中，式(I)中， R_1 、 R_2 和 R_3 中至少两个为甲基， R_4 、 R_5 和 R_6 相互独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，且其中至少一个为氢。

在更进一步优选的实施方式中，式(I)中， R_1 、 R_2 和 R_3 中至少两个为甲基， R_5 和 R_6 相互独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，且其中至少两个为氢，优选三者均为氢。

在特别优选的实施方式中，所述式(I)的烷基苯化合物选自 1,2,3-三甲苯、1,2,3,4-四甲苯、1,2,3,4,5-五甲苯和 3-乙基邻二甲苯，优选为 1,2,3-三甲苯或 1,2,3,4-四甲苯。

在优选的实施方式中，所述间位芳烃为 C8-C12 间位芳烃，优选为 C8-C12 间位烷基芳烃，例如间二甲苯或 2,7-二甲基萘。

在某些更进一步优选的实施方式中，所述间位芳烃为间二甲苯，且所述混合芳烃原料为包含间二甲苯和至少一种选自对二甲苯、邻二甲苯和乙苯的其他 C8 芳烃的 C8 芳烃混合原料。更进一步优选地，所述 C8 芳烃混合原料包含 5-95 wt% 的间二甲苯。特别优选地，所述混合芳烃原料包含 5-94 wt% 的间二甲苯和 6-95 wt% 的对二甲苯，更优选包含 5-90 wt% 的间二甲苯和 10-95 wt% 的对二甲苯。例如，所述混合芳烃原料中间二甲苯的含量可以为 10-90 wt%、20-80 wt%、30-70 wt% 或 40-60 wt%；所述混合芳烃原料中对二甲苯的含量可以为 6-50 wt%、7-40 wt%、8-30 wt% 或 10-25 wt%。

在另一些更进一步优选的实施方式中，所述间位芳烃为 2,7-二甲基萘，且所述混合芳烃原料为包含 2,7-二甲基萘（间位）和至少一种选自 1,6-二甲基萘（非对非邻位）、2,6-二甲基萘（对位）和 1,8-二甲基萘（邻位）的其他 C12 芳烃的 C12 芳烃混合原料。更进一步优选地，所述 C12 芳烃混合原料包含 5-95 wt% 的 2,7-二甲基萘。

本申请对于所述混合芳烃原料的来源没有严格的限制，在某些示例性实施方式中，所述混合芳烃原料特别是 C8 芳烃混合原料可来自催化重整装置、歧化及烷基转移装置、甲苯择形歧化装置、异构化装置和/或对二甲苯吸附分离装置。

在优选的实施方式中，以所述解吸剂的总量为基准，所述解吸剂包含 30-95 wt%，优选 30-80 wt%，更优选 30-50wt%的所述烷基苯化合物，和 5-70 wt%，优选 20-70 wt%，更优选 50-70wt%的选自 C5-C14 正构烷烃、优选选自 C6-C10 正构烷烃、更优选选自 C6-C8 正构烷烃的
5 烷烃，或者由其组成。

在优选的实施方式中，步骤 1)中所用的吸附剂包含至少 90 wt%的 Y 型分子筛作为活性组分，所述 Y 型分子筛的氧化硅/氧化铝摩尔比为 4.0-6.0，优选为 4.3-5.7。进一步优选地，所述 Y 型分子筛的晶粒粒径为 0.5-2.0 μm ，优选 0.8-1.2 μm 。在某些示例性实施方式中，所述吸附
10 剂的成品球的甲苯吸附容量为 155-220 mg/g，灼基堆密度为 0.645-0.867 g/mL，130 N 压碎率为 0.3-5.0 wt%。

在进一步优选的实施方式中，所述吸附剂含有 0.05-2 wt%、优选 0.05-1 wt%、更优选 0.05-0.8 wt%，更进一步优选 0.1-0.5 wt%的吸附水。本申请的发明人发现，吸附剂中的水分子有调控吸附容量和吸附性能
15 的作用。吸附剂中水含量不同，则吸附剂对目标组分的优先选择性不同。由于水分子存在极化作用，吸附剂分子筛晶体骨架外阳离子极化强度会受到水分子的影响，吸附剂与吸附质的相互作用，特别是吸附剂与目标组分的静电作用会改变，因此吸附剂的选择性及吸附质在吸附体系内的传质效率都会改变。另外，如果水分子质量分数较高，大
20 量的水分子占据了吸附剂分子筛晶体骨架内的部分有效孔体积，则使得目标组分的吸附容量降低，当水含量超过一定范围时，吸附剂的分子筛晶体结构会发生不可恢复的水热破坏，从而造成吸附容量和吸附选择性能的明显降低。因此吸附剂中合适的水含量有利于吸附剂长时间稳定发挥最优的吸附性能。

25 本申请对于所述吸附剂的制备方式没有严格的要求。在某些示例性实施方式中，所述吸附剂采用滚球混料方式制备，原料组成为 90-99 wt%的 Y 型分子筛、0.5-9 wt%的粘结剂和 0.5-1 wt%的成型助剂。优选地，所述粘结剂为高岭土、膨润土和/或凹凸棒石，所述成型助剂为木质素、田菁粉、干淀粉、羧甲基纤维素和/或活性碳。制备完成后，所
30 述吸附剂的组成为 91-99.5 wt%的 Y 型分子筛和 0.5-9 wt%的粘结剂。

在进一步优选的实施方式中，所述吸附剂还包含 IA、IIA 和 IB 族金属离子中的一种或多种、例如一种或两种作为平衡电荷阳离子，其

中 IA 族金属离子优选选自 Li^+ 和 Na^+ , IIA 族金属离子优选选自 Mg^{2+} 、 Sr^{2+} 和 Ba^{2+} , IB 族金属离子优选为 Ag^+ 。优选地,以金属氧化物计并以所述吸附剂的总重量为基准,所述吸附剂中 IA、IIA 和 IB 族金属的总量为 10-45%。

5 在特别优选的实施方式中,所述吸附剂包含至少 90 wt% 的 NaY 型分子筛作为活性组分,所述吸附剂优选经过金属离子交换处理,即用其他金属离子交换所述分子筛中的 Na^+ 离子,使其金属离子的交换度为 78.0-99.9%。特别优选地,所述离子交换过程中金属盐的摩尔浓度为 0.05-0.65 mol/L,优选 0.15-0.50 mol/L。

10 本申请的第二方面中所公开的吸附剂的所有特征同样适用于本申请的第一和第三方面中所述的吸附剂,因此在本申请的第一和第三方面中对此不再进行详细描述。

在特别优选的实施方式中,所述间位芳烃为间二甲苯,所述混合芳烃原料包含 20-60 wt% 的间二甲苯,10-30 wt% 的对二甲苯,10-30 wt% 的邻二甲苯和 5-20 wt% 的乙苯,所述式(I)的烷基苯化合物选自 1,2,3-三甲苯、1,2,3,4-四甲苯、1,2,3,4,5-五甲苯和 3-乙基邻二甲苯;以所述解吸剂的总量为基准,所述解吸剂包含 30-70 wt% 的所述烷基苯化合物,和 30-70 wt% 的选自 C5-C14 正构烷烃的烷烃;以及,所述吸附剂的平衡电荷阳离子选自 Na^+ 、 Sr^{2+} 、 Ba^{2+} 和 Ag^+ ,且所述吸附剂含有 0.05-0.8 wt%,优选 0.1-0.5 wt% 的吸附水。

20 在优选的实施方式中,步骤 1) 的所述吸附和步骤 2) 的所述脱附的操作条件各自独立地包括:

温度为 100-190 °C,优选为 110-180 °C,更优选为 120-160 °C;和/或

25 压力为 0.6-1.6 MPa,优选为 0.8-1.0 MPa。

根据本申请,所述分离间位芳烃的方法可采用但并不局限于模拟移动床来实施。通常,模拟移动床可包括一个或多个吸附塔,每个塔中含有多个装填吸附剂的床层,每个床层均有自己的物料进出管线,吸附塔内物料自上而下流动,塔间物料通过循环泵输送,物料流经不同吸附塔的吸附床层形成一个首尾相接的封闭循环。进出吸附床层的物料至少包括原料(F)、解吸剂(D)、抽出液(E)和抽余液(R)。进出模拟移动床的物料将其中的吸附床层分为脱附区、提纯区、吸附区和隔离

区，解吸剂注入和抽出液采出之间的吸附床层为脱附区，抽出液采出和原料注入之间的吸附床层为提纯区，原料注入和抽余液采出之间的吸附床层为吸附区，吸附床层温度即为所述的吸附温度，抽余液采出和解吸剂注入之间的吸附床层为隔离区。模拟移动床在操作中，各股物料进出吸附塔吸附床层的位置周期性改变。可以采用多通旋转阀或者程控开关阀组控制各股物料进出不同的吸附床层。在某一时刻，各股物料与特定的床层相连通，每间隔一定的时间，即一个步进时间，各股物料的进出位置均下移一个吸附床层。某股物料进入吸附床层的位置(或某股物料排出吸附床层的位置)经历所有吸附床层回到起始位置所需的时间为一个循环周期。

在某些优选的实施方式中，所述步骤 1)和步骤 2)采用模拟移动床进行，所述模拟移动床包括多个装填吸附剂的吸附床层，每个床层均设置有相应的物料进出管线，进出模拟移动床的物料将其中的吸附床层分为脱附区、提纯区、吸附区和隔离区。优选地，所述模拟移动床中吸附区、提纯区、脱附区和隔离区的床层数比例为 $25\pm 10\% : 38\pm 15\% : 25\pm 5\% : 12\pm 4\%$ 。

在进一步优选的实施方式中，进入所述模拟移动床的解吸剂与混合芳烃原料的质量流量之比为 0.01-6.0、优选 0.01-5.5、更优选 0.01-5.0。

在进一步优选的实施方式中，相对单位质量吸附剂，进入所述模拟移动床的混合芳烃原料流量的范围为 $0.1-8 \text{ kg}/(\text{h}\cdot\text{kg 吸附剂})$ 、优选为 $0.15-8 \text{ kg}/(\text{h}\cdot\text{kg 吸附剂})$ 、更优选 $0.17-8 \text{ kg}/(\text{h}\cdot\text{kg 吸附剂})$ 。

在进一步优选的实施方式中，所述模拟移动床的步进时间为 60-160 秒，优选 70-120 秒。

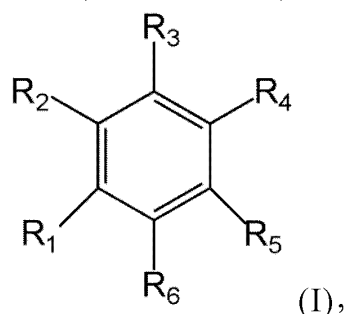
在进一步优选的实施方式中，所述模拟移动床的一个循环周期为 12-70 分钟，优选 20-40 分钟。

在本申请的方法中，通过选择适宜的解吸剂和相应的操作条件，使得采用模拟移动床进行步骤 1)和步骤 2)的分离时可以提高分离效果，包括纯度和收率，增加原料处理量，降低物耗、能耗，包括各物流的管路流量、循环流量，以及回收再利用的能耗。

根据本申请，步骤 2)得到的抽出液包含间位芳烃和部分解吸剂，利用两者的沸点差异，可以通过步骤 3)的精馏进行两者的分离和回收。例如，当所述间位芳烃为间二甲苯时，在步骤 3)中可以利用精馏塔在

塔釜回收抽出液中的解吸剂，塔顶物流经过后续产品塔得到高纯度间二甲苯产品。另外，当采用模拟移动床时，步骤 1)得到的抽余液的主要成分为解吸剂和原料中除间二甲苯外的其它组分，可利用精馏塔在塔釜回收抽余液中的解吸剂，塔顶所得的抽余油可再进行相应的后续加工分离，或作为芳烃装置异构化进料。

第三方面，本申请提供了一种吸附-解吸剂套件，包括固体吸附剂和液体解吸剂，其中所述固体吸附剂包含至少 90 wt%的 Y 型分子筛作为活性组分，所述 Y 型分子筛的氧化硅/氧化铝摩尔比为 4.0-6.0，优选为 4.3-5.7，所述液体解吸剂包含 20-100 wt%的具有以下通式(I)的烷基苯化合物和 0-80 wt%的 C5-C14 饱和脂肪烃或由其组成，



其中 R₁、R₂、R₃、R₄、R₅ 和 R₆ 的定义如上文所述。

在某些优选的实施方式中，式(I)中，R₁、R₂ 和 R₃ 中至少一个为甲基，且 R₄、R₅ 和 R₆ 相互独立地为氢或 C₁₋₄ 饱和烃基。

在进一步优选的实施方式中，式(I)中，R₁、R₂ 和 R₃ 中至少两个为甲基，R₄、R₅ 和 R₆ 相互独立地为氢或 C₁₋₄ 饱和烃基，且其中至少一个为氢。

在更进一步优选的实施方式中，式(I)中，R₁、R₂ 和 R₃ 中至少两个为甲基，R₅ 和 R₆ 相互独立地为氢或 C₁₋₄ 饱和烃基，且其中至少两个为氢，优选三者均为氢。

在特别优选的实施方式中，所述式(I)的烷基苯化合物选自 1,2,3-三甲苯、1,2,3,4-四甲苯、1,2,3,4,5-五甲苯和 3-乙基邻二甲苯，优选为 1,2,3-三甲苯或 1,2,3,4-四甲苯。

在优选的实施方式中，以所述液体解吸剂的总量为基准，所述解吸剂包含 30-95 wt%，优选 30-80 wt%，更优选 30-50wt%的所述烷基苯化合物，和 5-70 wt%，优选 20-70 wt%，更优选 50-70wt%的选自 C5-C14

正构烷烃、优选选自 C6-C10 正构烷烃、更优选选自 C6-C8 正构烷烃的烷烃，或者由其组成。

在优选的实施方式中，所述固体吸附剂含有 0.05-2 wt%、优选 0.05-1 wt%、更优选 0.05-0.8 wt%、进一步优选 0.1-0.5wt%的吸附水。

5 在特别优选的实施方式中，以所述液体解吸剂的总量为基准，所述液体解吸剂包含 30-70 wt%的所述烷基苯化合物，和 30-70 wt%的选自 C5-C14 正构烷烃的烷烃；以及所述固体吸附剂的平衡电荷阳离子选自 Na^+ 、 Sr^{2+} 、 Ba^{2+} 和 Ag^+ ，且所述吸附剂含有 0.05-0.8 wt%，优选 0.1-0.5wt%的吸附水。

10 本申请的第三方面中采用的吸附剂的其他特征如本申请的第二方面中所述，在此不再赘述。

在某些优选的实施方式中，本申请提供了如下的技术方案：

1. 一种利用重质解吸剂吸附分离高纯度间二甲苯的方法，包括向吸附剂中通入 C8 芳烃混合原料，原料中的间二甲苯被吸附剂吸附，不被吸附的组分作为抽余液排出，向吸附剂中通入重质解吸剂，使被吸附的间二甲苯脱附，得到抽出液，将含解吸剂的抽出液和抽余液分别经过精馏分离，在精馏塔塔顶分别得到间二甲苯和其他 C8 芳烃组分，在精馏塔塔釜回收解吸剂。

2. 如项目 1 所述的方法，其特征在于，所述重质解吸剂为选自以下的一种或多种：1,2,3-三取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4-四取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4,5-五取代 C9+烷基苯或其衍生物。

3. 如项目 1 所述的方法，其特征在于，所述重质解吸剂为选自以下的一种或多种与烷烃的混合物，其中烷烃优选 C5-C8 正构烷烃，含量不高于 80 wt%：1,2,3-三取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4-四取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4,5-五取代 C9+烷基苯或其衍生物。

4. 如项目 2 或 3 所述的方法，其特征在于，所述 1,2,3-三取代 C9+烷基苯为 1,2,3-三甲苯和 3-乙基邻二甲苯，所述 1,2,3,4-四取代 C9+烷基苯为 1,2,3,4-四甲苯，所述 1,2,3,4,5-五取代 C9+烷基苯为 1,2,3,4,5-五甲苯。

30 5. 如项目 1 至 4 任一项所述的方法，其特征在于，所述吸附剂的活性组分为 Y 型分子筛，其氧化硅/氧化铝摩尔比为 4.0-6.0，优选为 4.3-5.7。

6. 如项目 5 所述的方法, 其特征在于, 所述 Y 型分子筛的晶粒粒径为 0.5-2.0 μm , 优选 0.8-1.2 μm 。

7. 如项目 1 至 4 任一项所述的方法, 其特征在于, 所述吸附剂中含有不超过 2 wt%、优选不超过 1 wt%、更优选不超过 0.8 wt% 的吸附水。

8. 如项目 1 至 4 所述的方法, 其特征在于, 所述吸附剂的活性组分为 Y 型分子筛, 所述吸附剂的平衡电荷阳离子为 IA、IIA 和 IB 族中的一种或两种金属离子, 优选 IA 族中的金属离子为 Li^+ 和 Na^+ 中的一种或两种, IIA 族中的金属离子为 Mg^{2+} 、 Sr^{2+} 和 Ba^{2+} 中的一种或两种, IB 族中的金属离子为 Ag^+ 。

9. 如项目 1 至 4 所述的方法, 其特征在于, 对活性组分为 NaY 型分子筛的吸附剂进行金属离子交换, 离子交换过程中金属盐的摩尔浓度为 0.05-0.65 mol/L, 优选 0.15-0.50 mol/L。

10. 如项目 1 至 9 任一项所述的方法, 其特征在于, 吸附温度为 100-190 $^{\circ}\text{C}$, 优选为 110-180 $^{\circ}\text{C}$, 更优选为 120-160 $^{\circ}\text{C}$ 。

11. 如项目 1 至 10 任一项所述的方法, 其特征在于, 吸附压力为 0.6-1.6 MPa, 优选为 0.8-1.0 MPa。

12. 如项目 1 至 11 任一项所述的方法, 其特征在于, 所述原料来自催化重整装置、歧化及烷基转移装置、甲苯择形歧化装置、异构化装置和/或对二甲苯吸附分离装置。

13. 如项目 1 至 12 任一项所述的方法, 其特征在于, 所述吸附剂制备工艺中所用滚球混料组成为: 90-99 wt% 的 Y 型分子筛、0.5-9 wt% 的粘结剂和 0.5-1 wt% 的成型助剂, 所述吸附剂的组成为: 91.0-99.5 wt% 的 Y 型分子筛和 0.5-9 wt% 的粘结剂。

14. 如项目 13 所述的方法, 其特征在于, 所述粘结剂为高岭土、膨润土和/或凹凸棒石。

15. 如项目 13 所述的方法, 其特征在于, 所述成型助剂为木质素、田菁粉、干淀粉、羧甲基纤维素和/或活性碳。

16. 如项目 1 至 15 任一项所述的方法, 其特征在于, 所述吸附分离采用模拟移动床工艺。

17. 如项目 16 所述的方法, 其特征在于, 所述模拟移动床包括多个装填吸附剂的吸附床层, 每个床层均有自己的物料进出管线, 进出

模拟移动床的物料将其中的吸附床层分为脱附区、提纯区、吸附区和隔离区，解吸剂注入和抽出液采出之间的吸附床层为脱附区，抽出液采出和原料注入之间的吸附床层为提纯区，原料注入和抽余液采出之间的吸附床层为吸附区，抽余液采出和解吸剂注入之间的吸附床层为隔离区。

18. 如项目 16 所述的方法，其特征在于，所述模拟移动床中吸附区、提纯区、脱附区和隔离区的床层数比例为 $25 \pm 10\% : 38 \pm 15\% : 25 \pm 5\% : 12 \pm 4\%$ 。

19. 如项目 16 所述的方法，其特征在于，进入所述模拟移动床的解吸剂与原料的质量流量之比不大于 6.0、优选不大于 5.5、更优选不大于 5.0。

20. 如项目 16 所述的方法，其特征在于，进入所述模拟移动床的原料流量相对单位质量吸附剂不小于 $0.1 \text{ kg}/(\text{h} \cdot \text{kg} \text{ 吸附剂})$ 、优选不小于 $0.15 \text{ kg}/(\text{h} \cdot \text{kg} \text{ 吸附剂})$ 、更优选不小于 $0.17 \text{ kg}/(\text{h} \cdot \text{kg} \text{ 吸附剂})$ 。

21. 如项目 16 所述的方法，其特征在于，所述模拟移动床的一个循环周期为 12-70 分钟，优选 20-40 分钟。

22. 一种解吸剂组合物，包含选自如下的烷基苯和一种或多种选自 C5-C8 正构烷烃的烷烃，其中所述烷基苯为选自以下的一种或多种：1,2,3-三取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4-四取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4,5-五取代 C9+烷基苯或其衍生物，以所述解吸剂组合物的重量为基准，所述烷烃的含量不高于 80wt%。

23. 如项目 22 所述的组合物，其特征在于，所述 1,2,3-三取代 C9+烷基苯为 1,2,3-三甲苯和 3-乙基邻二甲苯，所述 1,2,3,4-四取代 C9+烷基苯为 1,2,3,4-四甲苯，所述 1,2,3,4,5-五取代 C9+烷基苯为 1,2,3,4,5-五甲苯。

24. 选自如下的烷基苯作为解吸剂用于吸附分离高纯度间二甲苯的用途，其中所述烷基苯为选自以下的一种或多种：1,2,3-三取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4-四取代 C9+烷基苯或其衍生物、1,2,3,4,5-五取代 C9+烷基苯或其衍生物，以所述解吸剂组合物的重量为基准，所述烷烃的含量不高于 80wt%。

25. 如项目 22 所述的用途，其中所述烷基苯与一种或多种选自 C5-C8 正构烷烃的烷烃组合作为所述解吸剂，其中以所述解吸剂的重量

为基准，所述烷烃的含量不高于 80wt%。

26. 如项目 24 或 25 所述的用途，其特征在于，所述 1,2,3-三取代 C9+烷基苯为 1,2,3-三甲苯和 3-乙基邻二甲苯，所述 1,2,3,4-四取代 C9+烷基苯为 1,2,3,4-四甲苯，所述 1,2,3,4,5-五取代 C9+烷基苯为 1,2,3,4,5-五甲苯。

实施例

以下通过实施例对本申请作进一步的详细说明，但本申请并不限于此。

10

测试方法

吸附剂性能评价

吸附剂的吸附容量通过甲苯气相吸附实验测定，具体操作方法为：在 35 °C 下，使携带甲苯的氮气（甲苯分压为 0.05 MPa）与一定质量的吸附剂接触，直到甲苯达到吸附平衡。根据甲苯吸附前后吸附剂的质量差由下式计算出被测吸附剂的吸附容量。

15

$$C = \frac{m_2 - m_1}{m_1} \times 1000$$

其中，C 为吸附容量，单位为毫克/克； m_1 为吸附甲苯前被测吸附剂的质量，单位为克； m_2 为吸附甲苯后被测吸附剂的质量，单位为克。

20 吸附剂的灼基堆密度通过如下方法测定：在 100 mL 量筒中加入 50 mL 吸附剂，在振实密度仪（辽宁仪表研究所有限责任公司生产）上振动 5 分钟，再加入 50 mL 吸附剂并振动 5 分钟，量筒中吸附剂质量与体积之比为吸附剂堆密度；取一定质量的吸附剂于 600 °C 灼烧 2 小时，并置于干燥器中冷却至室温，灼烧后与灼烧前吸附剂质量之比为灼基，灼基与吸附剂堆密度之积为灼基堆密度。

25

吸附剂抗压强度由一定压力下小球吸附剂的破碎率表示，破碎率越低，抗压强度越高。吸附剂抗压强度测定方法：采用 DL-II 型颗粒强度测定仪（大连化工研究设计院生产）测定，吸附剂小球过 300 微米的筛后，在不锈钢筒体中装入约 1.5 mL 吸附剂。测定时安装一个与不锈钢筒体过盈配合的顶针，在预先设定好的压力下压一次后倒出吸附

30

剂，再过 300 微米的筛称重，吸附剂加压测试前后质量减少量为在设定压力下吸附剂的破碎率。

吸附剂的金属离子交换度通过如下方法测定：离子交换试验后通过 X 射线荧光光谱仪对吸附剂中金属氧化物的质量分数进行测定，以此为基础来计算金属离子的摩尔分数，进一步通过以下公式来计算吸附剂的金属离子交换度。

$$\eta = \frac{\frac{m_2}{M_2}}{\frac{m_1}{M_1} + \frac{m_2}{M_2}} \times 100\%$$

其中， η 为离子交换度， m_1 为离子交换后吸附剂中 Na_2O 的质量分数， m_2 为离子交换后吸附剂中目标金属(所交换的金属)氧化物的质量分数， M_1 为 Na_2O 的摩尔质量， M_2 为目标金属氧化物的摩尔质量。

吸附-解吸体系的性能评价

以下实施例和对比例中使用动态脉冲实验装置来评价所用吸附-解吸体系的性能，包括吸附剂的吸附选择性和目标产物的吸附、解吸速率。该装置由进料系统、吸附柱、加热炉、压力控制阀等组成。吸附柱为 $\Phi 6 \times 940$ 毫米的不锈钢管。吸附柱下端入口与进料和氮气系统相连，上端出口接压力控制阀，再与流出物收集器连接。

对于特定的吸附剂和吸附质，在同样的工艺条件下进行脉冲试验，改变解吸剂种类或组成，可能产生不同的分离效果，因为解吸剂、吸附质、目标组分三者会发生协同相互作用，相互促进，相互制约，解吸剂的变化会改变吸附质中目标组分与杂质之间的选择性差异，同时还会改变吸附剂对目标组分的选择吸附性。因此，利用不同的解吸剂进行脉冲试验时，目标组分、杂质各自的出峰时间，峰型、区间以及极值位置都可能不同，分离的程度也可能不同，具体参数表现为分离系数和分离度会有明显不同。

吸附-解吸体系的吸附选择性的测定方法为：将称量的粒径为 500-1000 μm 的被测吸附剂颗粒装入吸附柱震实，常温通入氮气排静系统中的存留的空气，再通入解吸剂排除系统中的气体。将系统压力和温度升至设定值，停止通入解吸剂，以 1.0 h^{-1} 的体积空速通入 5-10 mL

脉冲进料液，进料液中含有不被吸附的示踪剂，之后以同样的体积空速通入解吸剂，每隔 2 mL 取 3 滴脱附液样品，用气相色谱分析。以脱附用解吸剂体积为横坐标，脉冲进料液各组分浓度为纵坐标，绘制出脉冲进料液各组分的脱附曲线。其中，不被吸附的示踪剂可用来获得

5 吸附系统的死体积。将示踪剂半峰宽的中点作为零点，测定各组分半峰宽中点到零点的净保留体积，任意组分的净保留体积与吸附平衡时的分配系数成正比，反映了各组分与吸附材料间的作用力，两组分净保留体积之比即为分离系数 β ，如间二甲苯的净保留体积与乙苯的净保留体积之比即为所述吸附-解吸体系中吸附剂对于两者吸附性能之比，

10 为间二甲苯相对于乙苯的分离系数，记为 $\beta_{MX/EB}$ ， β 值越大，表明所述吸附-解吸体系中吸附剂对 MX 和乙苯（ethylbenzene，EB）两组分的吸附能力相差越大，对 MX 更易吸附，对 EB 更不易吸附，因此两组分之间越容易分离。

脉冲峰包络线的半峰宽提供了有关流体在吸附剂颗粒间、分子筛晶粒间以及分子筛晶体内传质速率的信息，某组分的半峰宽越窄，半峰宽值越小，说明所述吸附-解吸体系中吸附剂对该组分的吸脱附速度越快，该组分在吸附剂内传质越快。吸脱附速度的增大意味着吸附剂效率的提高，有利于减少吸附剂的装填量，减少投资；吸脱附速度的增大还意味着用于脱附的解吸剂用量减少，有利于降低能耗。

20 分离度通常也是吸附-解吸体系分离效能的指标之一，特别是同样操作参数下评价不同吸附剂或解吸剂对吸附分离效果的影响，分离度等于两脉冲峰净保留体积之差与两脉冲峰的半峰宽均值的比值，如间二甲苯的净保留体积与乙苯的净保留体积之差与两者脉冲峰半峰宽均值的比值，即为两组分之间的分离度，记为 $R_{MX/EB}$ 。根据分离度的定义和计算方法，某强吸附组分对某弱吸附组分的分离度与两者之间的净保留体积之差成正比，与半峰宽均值成反比。因此分离度 R 综合考虑了吸附强弱差异和传质速率对吸附分离的影响。 $R_{MX/EB}$ 值越大，说明 MX 和 EB 两组分净保留体积之差越大或者半峰宽均值越小，吸附选择性相差越大或者吸脱附速率越快，相对 EB 组分，MX 在所述吸附-解

25 吸体系中的吸附剂上更容易吸附或在所述吸附-解吸体系内吸脱附速率更快，整体的分离效果越好。

30

以下实施例和对比例中，如无特殊说明，所用试剂和原料均为市售产品，纯度为化学纯。

吸附剂制备例 1

将氧化硅/氧化铝摩尔比为 5.0、晶粒粒径为 0.8 μm 的 NaY 型分子筛与高岭土矿物、田菁粉按 95 : 4 : 1 的质量比混合均匀，滚球成型，干燥后于 540 $^{\circ}\text{C}$ 焙烧 8 小时。将焙烧后所得小球用去离子水进行洗涤，液固比为 10，在 100 $^{\circ}\text{C}$ 干燥 4 小时，得到吸附剂 A。

吸附剂小球中分子筛与高岭土矿物的质量比为 96 : 4，其 X 射线衍射 (XRD) 谱图见图 1。分析吸附剂 A 的甲苯吸附容量为 213 mg/g，灼基堆密度为 0.651 g/mL，130 N 压碎率为 0.9 wt%，以金属氧化物计平衡电荷阳离子的质量分数为 12.8%。

吸附剂制备例 2

将氧化硅/氧化铝摩尔比为 4.3、晶粒粒径为 0.9 μm 的 NaY 型分子筛与高岭土矿物、田菁粉按 95 : 4 : 1 的质量比混合均匀，滚球成型，干燥后于 540 $^{\circ}\text{C}$ 焙烧 8 小时。将焙烧后所得小球用去离子水进行洗涤，液固比为 10，在 100 $^{\circ}\text{C}$ 干燥 4 小时，得到吸附剂 B。

吸附剂小球中分子筛与高岭土矿物的质量比为 96 : 4，分析吸附剂 B 的甲苯吸附容量为 212 mg/g，灼基堆密度为 0.652 g/mL，130 N 压碎率为 1.0 wt%，以金属氧化物计平衡电荷阳离子的质量分数为 13.6%。

吸附剂制备例 3

将氧化硅/氧化铝摩尔比为 5.0、晶粒粒径为 1.1 μm 的 NaY 型分子筛与高岭土矿物、田菁粉按 92 : 7 : 1 的质量比混合均匀，滚球成型，干燥后于 540 $^{\circ}\text{C}$ 焙烧 6 小时。将焙烧后所得小球用 0.25 mol/L 的硝酸银溶液进行柱式离子交换，交换时间为 8 小时，温度为 85 $^{\circ}\text{C}$ ，溶液与吸附剂的液固比为 45，空速为 5 h^{-1} ，按公式计算的离子交换度为 89.5%，交换后小球在 100 $^{\circ}\text{C}$ 干燥 3 小时，得到吸附剂 C。

吸附剂小球中分子筛与高岭土矿物的质量比为 93 : 7。分析吸附剂 C 的甲苯吸附容量为 183 mg/g，灼基堆密度为 0.823 g/mL，130 N 压碎率为 2.5 wt%，以金属氧化物计平衡电荷阳离子的质量分数为 37.6%。

吸附剂制备例 4

将氧化硅/氧化铝摩尔比为 5.0、晶粒粒径为 1.0 μm 的 NaY 型分子筛与高岭土矿物、田菁粉按 94 : 5.5 : 0.5 的质量比混合均匀,滚球成型,干燥后于 550 $^{\circ}\text{C}$ 焙烧 9 小时。将焙烧后所得小球用 0.40 mol/L 的六水氯化铈溶液进行柱式离子交换,交换时间为 8 小时,温度为 90 $^{\circ}\text{C}$,溶液与吸附剂的液固比为 40,空速为 5h^{-1} ,按公式计算的离子交换度为 99.5 %,交换后小球在 100 $^{\circ}\text{C}$ 干燥 4 小时,得到吸附剂 D。

吸附剂小球中分子筛与高岭土矿物的质量比为 94.5 : 5.5。分析吸附剂 D 的甲苯吸附容量为 185 mg/g,灼基堆密度为 0.785 g/mL,130 N 压碎率为 3.0 wt%,以金属氧化物计平衡电荷阳离子的质量分数为 36.9%。

吸附剂制备例 5

将氧化硅/氧化铝摩尔比为 5.0、晶粒粒径为 0.8 μm 的 NaY 型分子筛与高岭土矿物、田菁粉按 95 : 4 : 1 的质量比混合均匀,滚球成型,干燥后于 550 $^{\circ}\text{C}$ 焙烧 9 小时。将焙烧后所得小球用 0.20 mol/L 的氯化钡溶液进行柱式离子交换,交换时间为 8 小时,温度为 90 $^{\circ}\text{C}$,溶液与吸附剂的液固比为 40,空速为 5h^{-1} ,按公式计算的离子交换度为 99.8 %,交换后小球在 100 $^{\circ}\text{C}$ 干燥 4 小时,得到吸附剂 E。

吸附剂小球中分子筛与高岭土矿物的质量比为 95.5 : 4.5。分析吸附剂 E 的甲苯吸附容量为 179 mg/g,灼基堆密度为 0.845 g/mL,130 N 压碎率为 3.0 wt%,以金属氧化物计平衡电荷阳离子的质量分数为 39.8%。

25 实施例 1

取适量吸附剂 A 于马弗炉中程序升温至 180 $^{\circ}\text{C}$,流化脱水 2 小时,测定其吸附水质量分数为 1.84%。取 26 毫升该吸附剂,进行液相脉冲实验测定其吸附选择性、分离度和间二甲苯的吸附、解吸速率。液相脉冲实验压力为 0.8 MPa,温度为 145 $^{\circ}\text{C}$,实验所用解吸剂为 30 wt% 的连三甲苯和 70 wt% 的正庚烷。脉冲进料液组成为各占 5 wt% 的对二甲苯、间二甲苯、邻二甲苯、乙苯、正壬烷和 75 wt% 的解吸剂,其中正壬烷为示踪剂。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度 ($\beta_{MX/EB}$ 和 $R_{MX/EB}$ 、 $\beta_{MX/PX}$ 和 $R_{MX/PX}$ 、 $\beta_{MX/OX}$ 和 $R_{MX/OX}$) 的结果见表 1, 脉冲谱图见图 2。

5 实施例 2

按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯, 不同的是吸附剂 A 于马弗炉中程序升温至 220 °C, 流化脱水 2 小时, 测定其吸附水质量分数为 1.03%。

10 间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 3

按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯, 不同的是实验所用解吸剂为 50 wt% 的连三甲苯和 50 wt% 的正庚烷。

15 间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 4

20 按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯, 不同的是实验所用解吸剂为 80 wt% 的连三甲苯和 20 wt% 的正庚烷。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 5

25 按实施例 2 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯, 不同的是解吸剂为连三甲苯。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

30 实施例 6

按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯, 不同的是吸附剂 A 于马弗炉中程序升温至 230 °C, 流化脱水 2 小时, 测定其吸附水

质量分数为 0.82%。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1，脉冲谱图见图 3。

5 实施例 7

按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是吸附剂 A 于马弗炉中程序升温至 250 °C，流化脱水 2 小时，测定其吸附水质量分数为 0.55%。

10 间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 8

按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是吸附剂 A 于马弗炉中程序升温至 280 °C，流化脱水 2 小时，测定其吸附水质量分数为 0.10%。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 9

20 按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是吸附剂 A 于马弗炉中程序升温至 260 °C，流化脱水 2 小时，测定其吸附水质量分数为 0.26%。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1，脉冲谱图见图 4。

25

实施例 10

按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是液相脉冲实验的温度为 130 °C。

30 间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1，脉冲谱图见图 5。

实施例 11

按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是吸附剂为吸附剂 B。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

5

实施例 12

按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是吸附剂为吸附剂 C。

10 间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 13

按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是吸附剂为吸附剂 D。

15 间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 14

20 按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是解吸剂为 20%的连四甲苯和 80%的正辛烷。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 15

25 按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是 50%的连五甲苯和 50%的正癸烷。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

30

实施例 16

按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是 50%的 3-乙基邻二甲苯和 50%的正十一烷。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 17

5 按实施例 1 的方法分离混合 C12 芳烃中的间位二甲基萘，不同的是吸附剂为 E，脉冲进料液组成为各占 5 wt%的 2,7-二甲基萘、1,6-二甲基萘、2,6-二甲基萘、1,8-二甲基萘、正壬烷和 75 wt%的解吸剂，其中正壬烷为示踪剂。

2,7-二甲基萘与 1,6-二甲基萘、2,6-二甲基萘和 1,8-二甲基萘之间的
10 分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 18

按实施例 17 的方法分离混合 C12 芳烃中的间位二甲基萘，不同的是吸附剂进行离子交换实验时，交换液浓度为 0.15 mol/L，得到的吸附
15 剂 E 的交换度为 78.5%。

2,7-二甲基萘与 1,6-二甲基萘、2,6-二甲基萘和 1,8-二甲基萘之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

实施例 19

20 按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是脉冲进料液组成为各占 10 wt%的间二甲苯、乙苯、正壬烷和 70 wt%的解吸剂，其中正壬烷为示踪剂。

间二甲苯与乙苯间的分离系数和分离度的结果见表 1。

25 对比例 1

按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是解吸剂为 30 wt%的甲苯和 70 wt%的正庚烷。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1，脉冲谱图见图 6。

30

对比例 2

按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是解吸

剂为 30 wt%的四氢化萘和 70 wt%的正庚烷。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1，脉冲谱图见图 7。

5 对比例 3

按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是解吸剂为 30 wt%的偏三甲苯和 70 wt%的正庚烷。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1，脉冲谱图见图 8。

10

对比例 4

按实施例 1 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是吸附剂 A 于马弗炉中程序升温至 600 °C，脱水 24 小时，测定其吸附水质量分数为 0.005%。

15 间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

对比例 5

20 按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是吸附温度为 95 °C。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

对比例 6

25 按实施例 9 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是解吸剂为 10 wt%的连三甲苯和 90 wt%的正庚烷。

间二甲苯与乙苯、对二甲苯和邻二甲苯之间的分离系数和分离度的结果见表 1。

表1 实施例1-18和对比例1-6的测试结果

编号	吸附剂	NaY分子筛离子交换度, mol%	吸附剂含水量, wt%	解吸剂烷烃含量, wt%	分离系数			分离度		
					$\beta_{MX/EB}$ $\beta_{2.7/1.6}$	$\beta_{MX/PX}$ $\beta_{2.7/2.6}$	$\beta_{MX/OX}$ $\beta_{2.7/1.8}$	$R_{MX/EB}$ $R_{2.7/1.6}$	$R_{MX/PX}$ $R_{2.7/2.6}$	$R_{MX/OX}$ $R_{2.7/1.8}$
实施例 1	A	0	1.84	70	2.24	2.46	2.26	0.74	0.79	0.71
实施例 2	A	0	1.03	70	2.42	2.65	2.34	0.76	0.81	0.72
实施例 3	A	0	1.03	50	2.41	2.63	2.32	0.77	0.82	0.73
实施例 4	A	0	1.03	20	2.39	2.58	2.31	0.75	0.81	0.72
实施例 5	A	0	1.03	0	2.23	2.44	2.20	0.74	0.80	0.70
实施例 6	A	0	0.82	70	2.45	2.78	2.54	0.85	0.94	0.85
实施例 7	A	0	0.55	70	2.64	3.15	2.58	0.94	1.05	0.87
实施例 8	A	0	0.26	70	2.71	3.32	2.78	0.96	1.09	0.94
实施例 9	A	0	0.26	70	2.87	3.39	2.80	0.93	1.00	0.86
实施例 10	A	0	0.10	70	2.67	3.19	2.60	0.94	1.06	0.88
实施例 11	B	0	1.82	70	2.30	2.42	2.15	0.79	0.75	0.68
实施例 12	C	89.5	1.80	70	2.20	2.35	2.28	0.70	0.74	0.77
实施例 13	D	99.5	1.84	70	2.26	2.41	2.19	0.75	0.76	0.69
实施例 14	A	0	0.26	80	2.66	3.31	2.70	0.95	1.08	0.91
实施例 15	A	0	0.26	50	2.40	2.78	2.46	0.80	0.85	0.73
实施例 16	A	0	0.26	50	2.26	2.64	2.30	0.75	0.78	0.72
实施例 17	E	99.8	0.56	70	2.94	7.54	2.50	1.36	2.40	1.23
实施例 18	E	78.5	0.56	70	2.32	5.95	1.97	1.06	1.85	0.96
实施例 19	A	0	0.26	70	2.53	/	/	0.96	/	/
对比例 1	A	0	0.26	70	4.50	2.00	2.05	0.97	0.67	0.68
对比例 2	A	0	0.26	70	2.41	1.52	1.61	0.69	0.39	0.42
对比例 3	A	0	0.26	70	2.00	1.76	1.60	0.68	0.53	0.46
对比例 4	A	0	0.005	70	2.20	2.44	2.11	0.54	0.55	0.50
对比例 5	A	0	0.26	70	2.10	2.40	2.13	0.69	0.70	0.68
对比例 6	A	0	0.26	90	1.55	1.80	1.57	0.55	0.65	0.54

由表 1 的测试结果可以看出, 本申请实施例 1-13 中利用连三甲苯或其与烷烃混合物作为吸附分离 MX 的解吸剂, 与甲苯作为解吸剂时相比 (实施例 1 vs. 对比例 1), 分离效果有所提高, 除 MX 以外的乙苯 (EB)、对二甲苯 (PX)、邻二甲苯 (OX) 组分可同时与 MX 分离, 三者的脉冲峰对应的净保留体积较相近, 三者各自与 MX 的分离系数和分离度区别较小, 说明三种杂质与吸附剂的作用力相近, 与目标组分与吸附剂之间的作用力有明显区别, 因此可通过工艺参数设计将三种杂质在同一时间段, 同一工艺区间段进行剔除, 而利用甲苯做解吸剂, 三种杂质无法在同一时间范围, 同样的工艺区间段进行剔除, 如果强行同时剔除, 工艺参数调控范围非常小, 对工艺装置的精度要求较高, 因此利用甲苯做解吸剂, 整个分离流程效率较低, 物料用量较大, 回收利用的能耗也较高。另外, 在本吸附分离体系中, 与 MX 较难分离的组分为 PX、OX, 较容易分离的组分为 EB, 因此是否能够得到高纯度的 MX 产品, 其关键因素就是最难分杂质 PX 和 OX 的完全剔除情况, 也就是需要对比这两种组分与 MX 的分离系数和分离度, 而不是关注易分离杂质的剔除, 与甲苯做解吸剂相比, PX 和 OX 的脉冲峰对应的净保留体积明显降低, 说明在连三甲苯解吸剂存在下, 吸附剂对 PX、OX 的吸附能力明显变弱, PX、OX 与 MX 的分离相对甲苯做解吸剂时更容易, 其分离系数和分离度更大, 分离效果更优, 整个分离流程的速度较快, 物流用量较小, 回收利用的能耗较低。

实施例 14-18 的测试结果表明, 本申请还可用于其他间位芳烃, 如间位二甲基苯的分离, 并且其他符合通式(I)的烷基苯化合物, 如连四甲苯、连五甲苯和 3-乙基邻二甲苯也可用在本申请中。

25 实施例 20

使用吸附剂 A, 吸附剂装量为 2116 g, 含水质量分数为 0.26 %, 采用模拟移动床吸附分离装置, 分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯。其中, 混合 C8 芳烃原料包含非芳烃 1.5 wt%, 苯 0.5 wt%, 甲苯 0.9 wt%, 间二甲苯 48.1 wt%, 对二甲苯 20.2 wt%, 邻二甲苯 18.9 wt%, 乙苯 9.8 wt%, C9+ 芳烃 0.1 wt%。

所述模拟移动床装置由 24 根柱子串联构成, 柱子内部用于容纳吸附剂的腔体高 200 mm, 直径 40 mm, 第 24 根柱子与第 1 根柱子通过

一台泵接连，使柱内流体循环起来，各柱子的连接处均可引入或排出物料。抽余液出口与原料入口之间有 7 根柱子，为吸附区；原料入口和抽出液出口之间有 9 根柱子，为提纯区；抽出液出口与解吸剂入口之间有 5 根柱子，为脱附区；解吸剂入口与抽余液出口之间有 3 根柱子，为隔离区。各股进出物料位置如图 9 所示，物料的进出口位置按步进时间改变，隔一个步进时间进出料口向前推进一根柱子，进出料口由图中实线箭头位置移到虚线箭头位置，下一个步进时间按既定方向向前推进，依次类推改变进出料口位置，直到进出料口回到起始的位置，为一个周期。一个步进时间为 80 秒，一个周期为 32 分钟。模拟移动床运行稳定后，分别取抽出液和抽余液一周期的混合样品并分析其组成。根据分析结果，间二甲苯纯度和收率的计算方法为：

间二甲苯的纯度 =

$$\frac{X_{\text{间二甲苯}}}{X_{\text{非芳烃}} + X_{\text{苯}} + X_{\text{甲苯}} + X_{\text{间二甲苯}} + X_{\text{对二甲苯}} + X_{\text{邻二甲苯}} + X_{\text{乙苯}} + X_{\text{C9+芳烃}}} \times 100\%$$

其中 X 为抽出液中各组分的质量分数；

$$\text{间二甲苯收率} = \frac{X_{\text{间二甲苯, 抽出液}} \times Q_{\text{抽出液}}}{X_{\text{间二甲苯, 抽出液}} \times Q_{\text{抽出液}} + X_{\text{间二甲苯, 抽余液}} \times Q_{\text{抽余液}}} \times 100\%$$

其中 $X_{\text{间二甲苯, 抽出液}}$ 为抽出液中间二甲苯质量分数， $Q_{\text{抽出液}}$ 为抽出液质量流量， $X_{\text{间二甲苯, 抽余液}}$ 为抽余液中间二甲苯质量分数， $Q_{\text{抽余液}}$ 为抽余液质量流量。

控制吸附床层温度为 145 °C，操作压力 0.90 MPa。解吸剂为 93 wt% 连三甲苯（购于西陇化学试剂公司，CAS: 526-73-8），原料进料量为 0.36 kg/h，解吸剂注入量为 1.79 kg/h，抽出液量为 0.84 kg/h，抽余液量为 1.31 kg/h，提纯区区域流量为 2.85 kg/h。进入模拟移动床的解吸剂与 C8 芳烃原料的质量流量之比为 4.97，单位质量吸附剂的 C8 芳烃原料流量为 0.17 kg/(h·kg 吸附剂)。模拟移动床吸附分离装置的吸附床层为 24 个，吸附区、提纯区、脱附区和隔离区的床层数分别为 7、9、

5、3，步进时间为 80 秒，一个循环周期为 32 分钟。经吸附分离，间二甲苯的收率为 96.25 wt%，纯度为 99.65 wt%。抽出液组成中解吸剂占比 81.11 wt%，抽余液中解吸剂占比 84.23 wt%。根据抽出液和抽余液组成，利用 Aspen Plus 软件的 RadFrac 模块计算精馏塔的理论板数、塔顶冷凝负荷和塔底加热负荷。按每年生产 20 万吨间二甲苯规模的吸附分离工业装置，在抽出液塔顶分别在抽出液和抽余液塔釜对解吸剂连三甲苯进行回收，模拟计算结果表明，抽出液流量为 124 t/h，抽余液流量 202 t/h，分离后回收解吸剂的质量分数可达 99.995%，塔顶间二甲苯产品或其他 C8 芳烃中解吸剂的质量分数为 0.01%，抽出液精馏塔、抽余液精馏塔塔釜热负荷分别为 11.8 Gcal/h 和 18.2 Gcal/h。

对比例 7

按实施例 20 的方法分离混合 C8 芳烃中的间二甲苯，不同的是解吸剂为 99 wt% 的甲苯(购于伊诺凯科技有限公司，CAS: 108-88-3)。同样工况条件下，提纯区区域流量为 2.90 kg/h，间二甲苯的收率为 95.55 wt%，纯度为 99.50 wt%。分别在抽出液精馏塔和抽余液精馏塔塔顶对解吸剂甲苯进行回收，模拟计算结果表明，抽出塔精馏塔、抽余液精馏塔塔釜热负荷分别为 27.6 Gcal/h 和 35.8 Gcal/h。

比较实施例 20 与对比例 7 的分离纯度和收率结果可以看出，连三甲苯做解吸剂时，较难分离组分 PX、OX 与目标组分 MX 的分离相对甲苯做解吸剂时更容易，有利于模拟移动床提纯区域中 MX 的纯化，同时所需的提纯区区域流量有一定幅度的降低，约下降了 10%，也就是物料用量的降低，节约了购买材料成本和回收利用成本。最终目标组分 MX 的纯度和收率得到相应的提高，纯度提高了 0.1 个百分点，收率提高了 0.75 个百分点，会带来工业装置中 MX 分离效率的提高，处理原料量的提高，运营成本的降低。连三甲苯的沸点高于目标组分 MX，做为解吸剂时，在抽出液、抽余液精馏塔塔釜进行回收继续循环利用，因此相对于甲苯做解吸剂在塔顶进行回收时，所需的塔釜热负荷明显降低，抽出液精馏塔热负荷降低了 57%，抽余液精馏塔热负荷降低了 49%，装置能耗明显减少。

以上详细描述了本申请的优选实施方式，但是，本申请并不限于上述实施方式中的具体细节，在本申请的技术构思范围内，可以对本

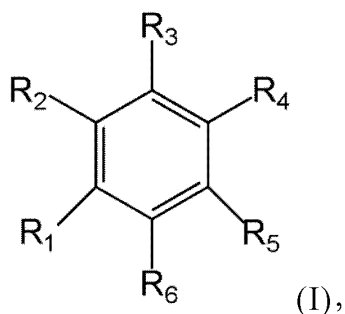
申请的技术方案进行多种简单变型，这些简单变型均属于本申请的保护范围。

另外需要说明的是，在上述具体实施方式中所描述的各个具体技术特征，在不矛盾的情况下，可以通过任何合适的方式进行组合，为
5 了避免不必要的重复，本申请对各种可能的组合方式不再另行说明。

此外，本申请的各种不同的实施方式之间也可以进行任意组合，只要其不违背本申请的思想，其同样应当视为本申请所发明的内容。

权 利 要 求

1. 包含 20-100 wt% 的以下通式(I)的烷基苯化合物和 0-80 wt% 的 C5-C14 饱和脂肪烃或由其组成的液体材料作为解吸剂用于间位芳烃的
5 吸附分离的用途，



其中：

- R₁、R₂ 和 R₃，可以相同或不同，相互独立地选自 C₁₋₄ 的链烷基，
优选 R₁、R₂ 和 R₃ 中至少一个为甲基，更优选至少两个为甲基，更进一
10 步优选均为甲基；

- R₄、R₅ 和 R₆，可以相同或不同，相互独立地选自氢、C₁₋₄ 饱和烃基、C₁₋₄ 烷氧基和卤素，优选 R₄、R₅ 和 R₆ 中至少一个为氢或 C₁₋₄ 饱和
烃基，例如 R₄ 或 R₆ 为 C₁₋₄ 饱和烃基，更优选其中至少两个独立地为氢
或 C₁₋₄ 饱和烃基，例如 R₄ 和 R₆ 均为 C₁₋₄ 饱和烃基，更进一步优选三者
15 独立地为氢或 C₁₋₄ 饱和烃基，特别优选三者均为氢，其中所述 C₁₋₄ 饱和
和烃基优选为甲基。

2. 根据权利要求 1 所述的用途，其中所述吸附分离包括通过吸附
和解吸自包含间位芳烃和其至少一种同分异构体的混合芳烃原料中分
离出所述间位芳烃，所述间位芳烃优选为 C8-C12 间位芳烃，更优选为
20 C8-C12 间位烷基芳烃，例如间二甲苯或 2,7-二甲基萘，

进一步优选地，所述混合芳烃原料为包含间二甲苯和至少一种选自对二甲苯、邻二甲苯和乙苯的其他 C8 芳烃的 C8 芳烃混合原料，

更进一步优选地，所述 C8 芳烃混合原料包含 5-95 wt% 的间二甲苯。

3. 根据权利要求 2 所述的用途，其中所述间位芳烃为间二甲苯，
25 且所述混合芳烃原料包含 5-94 wt% 的间二甲苯和 6-95 wt% 的对二甲苯，
优选包含 5-90 wt% 的间二甲苯和 10-95 wt% 的对二甲苯。

4. 根据权利要求 2-3 中任一项所述的用途, 其中所述吸附分离中所用的吸附剂包含至少 90 wt% 的 Y 型分子筛作为活性组分, 所述 Y 型分子筛的氧化硅/氧化铝摩尔比为 4.0-6.0, 优选为 4.3-5.7,

进一步优选地, 所述吸附剂包含 IA、IIA 和 IB 族金属离子中的一种或多种、例如一种或两种作为平衡电荷阳离子, 其中 IA 族金属离子优选选自 Li^+ 和 Na^+ , IIA 族金属离子优选选自 Mg^{2+} 、 Sr^{2+} 和 Ba^{2+} , IB 族金属离子优选为 Ag^+ , 优选地, 以金属氧化物计并以所述吸附剂的总重量为基准, 所述吸附剂中 IA、IIA 和 IB 族金属的总量为 10-45%, 优选 10~40%

10 更进一步优选地, 所述吸附剂含有 0.05-2 wt%、优选 0.05-1 wt%、更优选 0.05-0.8 wt%, 更进一步优选 0.1-0.5wt% 的吸附水,

特别优选地, 所述吸附剂包含至少 90 wt% 的 NaY 型分子筛作为活性组分, 优选经过金属离子交换处理使其金属离子的交换度为 78.0-99.9%。

15 5. 根据权利要求 2-4 中任一项所述的用途, 其中, 以所述液体材料的总量为基准, 所述液体材料包含 30-95 wt%, 优选 30-80 wt%, 更优选 30-50% 的所述烷基苯化合物, 和 5-70 wt%, 优选 20-70 wt%, 更优选 50-70% 的选自 C5-C14 正构烷烃、优选选自 C6-C10 正构烷烃的烷烃, 或者由其组成。

20 6. 根据权利要求 2-5 中任一项所述的用途, 其中式(I)中, R_1 、 R_2 和 R_3 中至少两个为甲基, R_4 、 R_5 和 R_6 相互独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烷基, 且其中至少一个为氢; 优选 R_4 、 R_5 和 R_6 中至少两个为氢, 且所述 C_{1-4} 饱和烷基为甲基;

更优选地, 所述烷基苯化合物选自 1,2,3-三甲苯、1,2,3,4-四甲苯、
25 1,2,3,4,5-五甲苯和 3-乙基邻二甲苯, 优选为 1,2,3-三甲苯或 1,2,3,4-四甲苯。

7. 根据权利要求 4 所述的用途, 其中所述间位芳烃为间二甲苯, 所述混合芳烃原料包含 20-60 wt% 的间二甲苯, 10-30 wt% 的对二甲苯, 10-30 wt% 的邻二甲苯和 5-20 wt% 的乙苯, 所述烷基苯化合物选自
30 1,2,3-三甲苯、1,2,3,4-四甲苯、1,2,3,4,5-五甲苯和 3-乙基邻二甲苯;

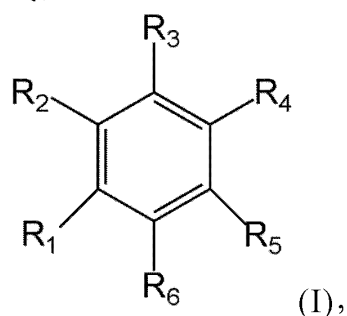
以所述液体材料的总量为基准, 所述液体材料包含 30-70 wt% 的所述烷基苯化合物, 和 30-70 wt% 的选自 C5-C14 正构烷烃的烷烃; 以及

所述吸附剂的平衡电荷阳离子选自 Na^+ 、 Sr^{2+} 、 Ba^{2+} 和 Ag^+ ，且所述吸附剂含有 0.05-0.8 wt%，优选 0.1-0.5wt% 的吸附水。

8. 一种从包含间位芳烃和其同分异构体的混合芳烃原料中分离所述间位芳烃的方法，所述方法包括如下步骤：

- 5 1) 使所述混合芳烃原料与吸附剂接触进行间位芳烃的吸附，得到吸附有所述间位芳烃的吸附剂和包含未吸附组分的抽余液；
- 2) 使步骤 1) 得到的吸附有间位芳烃的吸附剂与解吸剂接触进行间位芳烃的脱附，得到包含所述间位芳烃和解吸剂的抽出液；以及
- 3) 对步骤 2) 所得的抽出液进行精馏分离，得到所述间位芳烃和所
- 10 述解吸剂，

其中，以解吸剂的总量为基准，所述解吸剂包含 20-100 wt% 的具有以下通式(I)的烷基苯化合物和 0-80 wt% 的 C5-C14 饱和脂肪烃或由其组成，



15 其中：

R_1 、 R_2 和 R_3 ，可以相同或不同，相互独立地选自 C_{1-4} 的链烷基，优选 R_1 、 R_2 和 R_3 中至少一个为甲基，更优选至少两个为甲基，更进一步优选均为甲基；

R_4 、 R_5 和 R_6 ，可以相同或不同，相互独立地选自氢、 C_{1-4} 饱和烃基、 C_{1-4} 烷氧基和卤素，优选 R_4 、 R_5 和 R_6 中至少一个为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，例如 R_4 或 R_6 为 C_{1-4} 饱和烃基，更优选其中至少两个独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，例如 R_4 和 R_6 均为 C_{1-4} 饱和烃基，更进一步优选三者独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基，特别优选三者均为氢，其中所述烷基优选为甲基。

25 9. 根据权利要求 8 所述的方法，其中所述间位芳烃为 C8-C12 间位芳烃，优选为 C8-C12 间位烷基芳烃，例如间二甲苯或 2,7-二甲基萘，

优选地，所述混合芳烃原料为包含间二甲苯和至少一种选自对二甲苯、邻二甲苯和乙苯的其他 C8 芳烃的 C8 芳烃混合原料，进一步优选地所述 C8 芳烃混合原料包含 5-95 wt% 的间二甲苯。

10. 根据权利要求 9 所述的方法，其中所述间位芳烃为间二甲苯，
5 且所述混合芳烃原料包含 5-94 wt% 的间二甲苯和 6-95 wt% 的对二甲苯，优选包含 5-90 wt% 的间二甲苯和 10-95 wt% 的对二甲苯。

11. 根据权利要求 8-10 中任一项所述的方法，其中，以所述解吸剂的总量为基准，所述解吸剂包含 30-95 wt%，优选 30-80 wt%，更优选 30-50wt% 的所述烷基苯化合物，和 5-70 wt%，优选 20-70 wt%，更
10 优选 50-70wt% 的选自 C5-C14 正构烷烃、优选选自 C6-C10 正构烷烃的烷烃，或者由其组成。

12. 根据权利要求 8-11 中任一项所述的方法，其中式(I)中， R_1 、 R_2 和 R_3 中至少两个为甲基， R_4 、 R_5 和 R_6 相互独立地为氢或 C_{1-4} 饱和
15 述 C_{1-4} 饱和烃基为甲基；

更优选地，所述烷基苯化合物选自 1,2,3-三甲苯、1,2,3,4-四甲苯、1,2,3,4,5-五甲苯和 3-乙基邻二甲苯，优选为 1,2,3-三甲苯或 1,2,3,4-四甲苯。

13. 根据权利要求 8-12 中任一项所述的方法，其中步骤 1) 中所用
20 的吸附剂包含至少 90 wt% 的 Y 型分子筛作为活性组分，所述 Y 型分子筛的氧化硅/氧化铝摩尔比为 4.0-6.0，优选为 4.3-5.7，

优选地，所述吸附剂包含 IA、IIA 和 IB 族金属离子中的一种或多种、例如一种或两种作为平衡电荷阳离子，其中 IA 族金属离子优选选自 Li^+ 和 Na^+ ，IIA 族金属离子优选选自 Mg^{2+} 、 Sr^{2+} 和 Ba^{2+} ，IB 族金属
25 离子优选为 Ag^+ ，优选地，以金属氧化物计并以所述吸附剂的总量为基准，所述吸附剂中 IA、IIA 和 IB 族金属的总量为 10-45%，

更优选地，所述 Y 型分子筛的晶粒粒径为 0.5-2.0 μm ，优选 0.8-1.2 μm ，

更进一步优选地，所述吸附剂包含至少 90 wt% 的 NaY 型分子筛作为活性组分，优选经过金属离子交换处理使其金属离子的交换度为
30 78.0-99.9%。

14. 根据权利要求 13 所述的方法，其中所述吸附剂含有 0.05-2 wt%、

优选 0.05-1 wt%、更优选 0.05-0.8 wt%、进一步优选 0.1-0.5 wt%的吸附水。

- 15 15. 根据权利要求 13 所述的方法，其中所述间位芳烃为间二甲苯，所述混合芳烃原料包含 20-60 wt%的间二甲苯，10-30 wt%的对二甲苯，10-30 wt%的邻二甲苯和 5-20 wt%的乙苯，所述烷基苯化合物选自 1,2,3-三甲苯、1,2,3,4-四甲苯、1,2,3,4,5-五甲苯和 3-乙基邻二甲苯；

以所述液体材料的总量为基准，所述液体材料包含 30-70 wt%的所述烷基苯化合物，和 30-70 wt%的选自 C5-C14 正构烷烃的烷烃；以及

- 10 所述吸附剂的平衡电荷阳离子选自 Na^+ 、 Sr^{2+} 、 Ba^{2+} 和 Ag^+ ，且所述吸附剂含有 0.05-0.8 wt%，优选 0.1-0.5wt%的吸附水。

16. 根据权利要求 8-15 中任一项所述的方法，其中步骤 1)的所述吸附和步骤 2)的所述脱附的操作条件各自独立地包括：

温度为 100-190 °C，优选为 110-180 °C，更优选为 120-160 °C；和/或

- 15 压力为 0.6-1.6 MPa，优选为 0.8-1.0 MPa。

17. 根据权利要求 8-16 中任一项所述的方法，其中所述步骤 1)和步骤 2)采用模拟移动床进行，所述模拟移动床包括多个装填吸附剂的吸附床层，每个床层均设置有相应的物料进出管线，进出模拟移动床的物料将其中的吸附床层分为脱附区、提纯区、吸附区和隔离区，其中解吸剂注入位置和抽出液采出位置之间的吸附床层为脱附区，抽出液采出位置和原料注入位置之间的吸附床层为提纯区，原料注入位置和抽余液采出位置之间的吸附床层为吸附区，抽余液采出位置和解吸剂注入位置之间的吸附床层为隔离区，
- 20

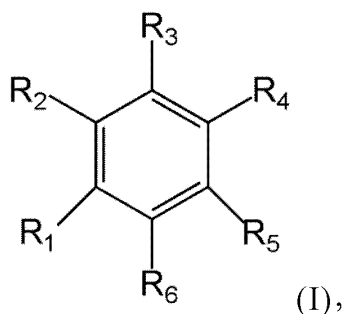
- 25 优选地，所述模拟移动床中吸附区、提纯区、脱附区和隔离区的床层数比例为 $25 \pm 10\% : 38 \pm 15\% : 25 \pm 5\% : 12 \pm 4\%$ ，

进一步优选地，进入所述模拟移动床的解吸剂与原料的质量流量之比为 0.01-6.0、优选 0.01-5.5、更优选 0.01-5.0，

- 更进一步优选地，进入所述模拟移动床的原料流量相对单位质量吸附剂的范围为 0.1-8 kg/(h·kg 吸附剂)、优选为 0.15-8 kg/(h·kg 吸附剂)、更优选 0.17-8 kg/(h·kg 吸附剂)，
- 30

特别优选地，所述模拟移动床的一个循环周期为 12-70 分钟，优选 20-40 分钟。

18. 一种吸附-解吸剂套件, 包括固体吸附剂和液体解吸剂, 其中所述固体吸附剂包含至少 90 wt% 的 Y 型分子筛作为活性组分, 所述 Y 型分子筛的氧化硅/氧化铝摩尔比为 4.0-6.0, 优选为 4.3-5.7, 所述液体解吸剂包含 20-100 wt% 的具有以下通式(I)的烷基苯化合物和 0-80 wt% 的 C5-C14 饱和脂肪烃或由其组成,



其中:

- R_1 、 R_2 和 R_3 , 可以相同或不同, 相互独立地选自 C_{1-4} 的链烷基, 优选 R_1 、 R_2 和 R_3 中至少一个为甲基, 更优选至少两个为甲基, 更进一步优选均为甲基;

- R_4 、 R_5 和 R_6 , 可以相同或不同, 相互独立地选自氢、 C_{1-4} 饱和烃基、 C_{1-4} 烷氧基和卤素, 优选 R_4 、 R_5 和 R_6 中至少一个为氢或 C_{1-4} 饱和烃基, 例如 R_4 或 R_6 为 C_{1-4} 饱和烃基, 更优选其中至少两个独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基, 例如 R_4 和 R_6 均为 C_{1-4} 饱和烃基, 更进一步优选三者独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基, 特别优选三者均为氢, 其中所述烷基优选为甲基。

19. 根据权利要求 18 所述的套件, 其中, 以所述液体解吸剂的总量为基准, 所述解吸剂包含 30-95 wt%, 优选 30-80 wt%, 更优选 30-50% 的所述烷基苯化合物, 和 5-70 wt%, 优选 20-70 wt%, 更优选 50-70wt% 的选自 C5-C14 正构烷烃、优选选自 C6-C10 正构烷烃的烷烃, 或者由其组成。

20. 根据权利要求 18 或 19 所述的套件, 其中式(I)中, R_1 、 R_2 和 R_3 中至少两个为甲基, R_4 、 R_5 和 R_6 相互独立地为氢或 C_{1-4} 饱和烃基, 且其中至少一个为氢; 优选 R_4 、 R_5 和 R_6 中至少两个为氢, 且所述 C_{1-4} 饱和烃基为甲基;

更优选地, 所述烷基苯化合物选自 1,2,3-三甲苯、1,2,3,4-四甲苯、

1,2,3,4,5-五甲苯和 3-乙基邻二甲苯, 优选为 1,2,3-三甲苯或 1,2,3,4-四甲苯。

21. 根据权利要求 18-20 中任一项所述的套件, 其中所述吸附剂包含 IA、IIA 和 IB 族金属离子中的一种或多种、优选一种或两种作为平衡电荷阳离子, 其中 IA 族金属离子优选选自 Li^+ 和 Na^+ , IIA 族金属离子优选选自 Mg^{2+} 、 Sr^{2+} 和 Ba^{2+} , IB 族金属离子优选为 Ag^+ , 优选地, 以金属氧化物计并以所述吸附剂的总量为基准, 所述吸附剂中 IA、IIA 和 IB 族金属的总量为 10-45%,

10 优选地, 所述固体吸附剂中所述 Y 型分子筛的晶粒粒径为 0.5-2.0 μm , 优选 0.8-1.2 μm ,

进一步优选地, 所述吸附剂含有 0.05-2 wt%、优选 0.05-1 wt%、更优选 0.05-0.8 wt%、进一步优选 0.1-0.5wt%的吸附水,

更进一步优选地, 所述吸附剂包含至少 90 wt%的 NaY 型分子筛作为活性组分, 优选经过金属离子交换处理使其金属离子的交换度达到 15 78.0-99.9%。

22. 根据权利要求 21 所述的套件, 其中以所述液体解吸剂的总量为基准, 所述液体解吸剂包含 30-50 wt%的所述烷基苯化合物, 和 50-70 wt%的选自 C5-C14 正构烷烃的烷烃; 以及所述固体吸附剂的平衡电荷阳离子选自 Na^+ 、 Sr^{2+} 、 Ba^{2+} 和 Ag^+ , 且所述吸附剂含有 0.05-0.8 wt%, 20 优选 0.1-0.5wt%的吸附水。