

(12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织
国际局

(43) 国际公布日
2018 年 11 月 1 日 (01.11.2018)



(10) 国际公布号
WO 2018/196364 A1

- (51) 国际专利分类号:
B01J 8/24 (2006.01) C07C 15/08 (2006.01)
- (21) 国际申请号: PCT/CN2017/112814
- (22) 国际申请日: 2017 年 11 月 24 日 (24.11.2017)
- (25) 申请语言: 中文
- (26) 公布语言: 中文
- (30) 优先权:
201710287771.7 2017 年 4 月 27 日 (27.04.2017) CN
- (71) 申请人: 中国科学院大连化学物理研究所 (DALIAN INSTITUTE OF CHEMICAL PHYSICS, CHINESE ACADEMY OF SCIENCES) [CN/CN]; 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。
- (72) 发明人: 叶茂 (YE, Mao); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 张涛 (ZHANG, Tao); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 刘中民 (LIU, Zhongmin); 中国

辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 张今令 (ZHANG, Jinling); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 唐海龙 (TANG, Hailong); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 贾金明 (JIA, Jinming); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 何长青 (HE, Changqing); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 王贤高 (WANG, Xiangao); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 张骋 (ZHANG, Cheng); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 李华 (LI, Hua); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 赵银峰 (ZHAO, Yin Feng); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。 李承功 (LI, Chenggong); 中国辽宁省大连市中山路 457 号, Liaoning 116023 (CN)。

(74) 代理人: 北京元周律知识产权代理有限公司 (PERIODIC LAW FIRM); 中国北京市西城

(54) **Title:** APPARATUS AND METHOD FOR PREPARING PARA-XYLENE CO-PRODUCING LOW-CARBON OLEFIN FROM METHANOL AND/OR DIMETHYL ETHER AND BENZENE

(54) 发明名称: 甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的装置及方法

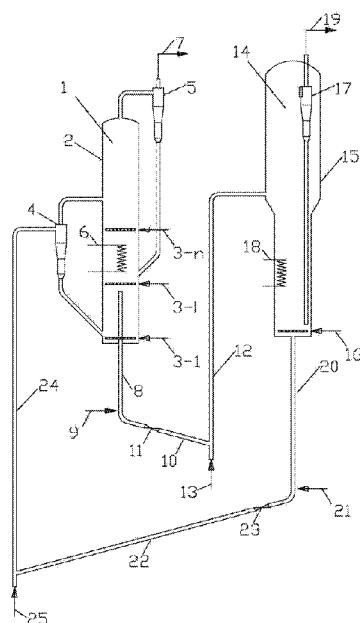


图 1

(57) **Abstract:** A fast fluidized bed reactor (1), apparatus and method for preparing para-xylene co-producing low-carbon olefin from methanol and/or dimethyl ether and benzene. The fast fluidized bed reactor (1) comprises a first reactor feeding distributor (3-1) and a plurality of second reactor feeding distributors (3-2 to 3-n); the first reactor feeding distributor (3-1) and the plurality of second reactor feeding distributors (3-2 to 3-n) are sequentially arranged along the gas flow direction in a reaction zone of the fast fluidized bed reactor (1). The competition problem between the MTO reaction and the alkylation reaction during the process of preparing para-xylene co-producing low-carbon olefin from methanol and/or dimethyl ether and benzene is improved; the synergistic effect of the MTO reaction and the alkylation reaction is achieved; and the conversion rate of benzene, the yield of para-xylene, and the selectivity of low-carbon olefin are increased.

(57) **摘要:** 一种用于甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的快速流化床反应器 (1)、装置和方法, 快速流化床反应器 (1) 包括第一反应器进料分布器 (3-1) 和多个第二反应器进料分布器 (3-2~3-n), 第一反应器进料分布器 (3-1) 和多个第二反应器进料分布器 (3-2~3-n) 沿快速流化床反应器 (1) 的反应区中气体流向依次布置。改善了甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃过程中 MTO 反应和烷基化反应之间的竞争问题, 实现 MTO 反应和烷基化反应的协同作用, 提高苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。



区德胜门外大街36号德胜凯旋大厦B座
1713室, Beijing 100120 (CN)。

(81) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的国家保护): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, JO, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, ZA, ZM, ZW。

(84) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的地区保护): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), 欧亚 (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), 欧洲 (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG)。

本国际公布:

— 包括国际检索报告(条约第21条(3))。

甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的装置及方法

技术领域

本申请涉及一种生产对二甲苯（PX）联产低碳烯烃的装置及生产方法，尤其适用于甲醇和/或二甲醚与苯烷基化制对二甲苯联产低碳烯烃的流化床装置及生产方法，属于化学化工领域。

背景技术

对二甲苯（PX）是石化工业的基本有机原料之一，在化纤、合成树脂、农药、医药、高分子材料等众多领域有着广泛的用途。目前对二甲苯生产主要采用甲苯、C₉芳烃及混合二甲苯为原料，通过歧化、异构化、吸附分离或深冷分离而制取。由于其产物中的对二甲苯含量由热力学控制，对二甲苯在 C₈ 混合芳烃中只占~24%，工艺过程中物料循环处理量大，设备庞大、操作费用高。特别是二甲苯中三个异构体的沸点相差很小，通过常规的蒸馏技术很难得到高纯度的对二甲苯，而必须采用昂贵的吸附分离工艺。近年来，国内外许多专利公开了生产对二甲苯的新路线，其中甲醇和/或二甲醚与苯烷基化技术是高选择性生产对二甲苯的新途径，已经受到了业界的高度重视和极大关注。

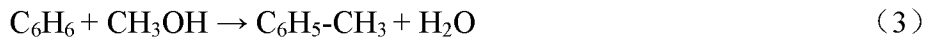
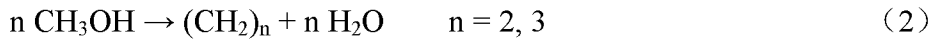
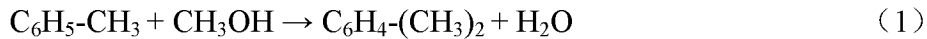
低碳烯烃，即乙烯、丙烯和丁烯，是两种基本的石油化工原料，其需求量日益增加。乙烯和丙烯主要以石脑油为原料进行生产，依赖于石油路线。近年来，非石油路线制取乙烯、丙烯越来越受到重视，特别是甲醇转化制取低碳烯烃（MTO）工艺路线，此路线是实现石油替代战略，减轻和缓解我国对石油的需求和依赖的重要途径。

甲苯甲醇烷基化制备对二甲苯以及苯甲醇烷基化制甲苯和二甲苯均是增产芳烃的新途径。其中甲苯甲醇择形烷基化可以制备高选择性对二甲苯产品，但该过程所需的甲苯亦是芳烃联合装置生产对二甲苯的中间原料，市场供应短缺。而苯是芳烃联合装置的副产品，据估算年产 80 万吨 PX 芳烃联合装置可副产苯约 30 万吨，因此以苯为原料与甲醇烷基化生产甲苯和二甲苯将是增产芳烃的一种有效途径。

传统的甲苯烷基化方法包含在反应器的上游将甲醇和/或二甲醚与苯混合，然后将混合物一起供入反应器。反应器种类包含固定床和流化床。为了提高甲苯的转化率，反应物分阶段注入已经在各种固定床和流化床工艺中得到采用。

MTO 反应和烷基化反应之间的竞争是影响对苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性的主要因素。在同一个反应器中同时实现两个反应，工艺简单，但苯转化率较低；在不同的反应器中分别实现两个反应，工艺较为复杂，但苯转化率和对二甲苯收率较高。因此，甲醇和/或二甲醚与苯烷基化制备对二甲苯联产低碳烯烃工艺在工艺配置和反应器设计方面急需较大的突破，从而能够协调、优化烷基化反应和 MTO 反应之间的竞争，提高苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

上述提及的制备对二甲苯和低碳烯烃的新途径，其反应过程都是酸催化反应。基于 ZSM-5 分子筛催化剂的苯和/或甲甲醇和/或二甲醚与苯烷基化制对二甲苯反应过程中必然存在甲醇制烯烃反应。在这个反应过程中主要发生如下几个反应：



甲醇既是苯和/或甲甲醇和/或二甲醚与苯烷基化反应的原料，也是 MTO 反应的原料，但 MTO 反应速率远高于苯和/或甲甲醇和/或二甲醚与苯烷基化反应速率。MTO 反应的特点之一是反应速率远高于甲醇和/或二甲醚与苯烷基化反应，另一个重要特点是催化剂结碳后，甲醇转化速率下降，低碳烯烃选择性升高。因此，控制催化剂的结碳，是提高 MTO 反应过程中低碳烯烃选择性的一个有效途径。

从以上分析可知，本技术领域需要从催化剂设计和反应器设计两个方面来协调、优化烷基化反应和 MTO 反应之间的竞争，使之协同作用、提高苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃收率。

发明内容

根据本申请的一个方面，提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的快速流化床反应器，该快速流化床反应器，解决或改善了甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃过程中 MTO 反应和烷基化反应之间的竞争问题，实现 MTO 反应和烷基化反应的协同作用，通过控制传质和反应，协调、优化烷基化反应和 MTO 反应的竞争，使之协同作用，提高苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

我们的实验研究表明，苯和/或甲甲醇和/或二甲醚与苯共同进料，原料中甲醇含量较低时，MTO 反应快速消耗了大部分的甲醇（烷基化反应物），抑制了苯和/或甲甲醇和/或二甲醚与苯烷基化反应，苯和/或甲苯转化率较低。原料中的甲醇含量远远过量时，甲醇与苯和/或甲苯在分子筛孔道内扩散速度的不同使得单位时间内苯和/或甲苯的吸附量偏低，也不利于甲醇和/或二甲醚与苯烷基化反应。因此，优化反应区内甲醇和苯和/或甲苯的浓度，是提高苯和/或甲苯转化率和对二甲苯收率的一个有效途径。

用于甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的快速流化床反应器，包含第一反应器进料分布器和多个第二反应器进料分布器，所述第一反应器进料分布器和多个第二反应器进料分布器沿所述快速流化床反应器中气体流向依次布置。

优选地，所述第二反应器进料分布器为 2 至 10 个。

优选地，所述快速流化床反应器包括第一反应器气固分离器和第二反应器气固分离器，所述第一反应器气固分离器置于稀相区或反应器壳体外部，所述第二反应器气固分离器置于稀相区或反应器壳体外部；

所述第一反应器气固分离器设有再生催化剂入口，所述第一反应器气固分离器的

催化剂出口置于反应区的底部，所述第一反应器气固分离器的气体出口置于所述稀相区；

所述第二反应器气固分离器的入口置于所述稀相区，所述第二反应器气固分离器的催化剂出口置于所述反应区，所述第二反应器气固分离器的气体出口连接于快速流化床反应器的产品气出口；

所述反应区位于所述快速流化床反应器的下部，所述稀相区位于所述快速流化床反应器的上部。

优选地，所述第一反应器气固分离器和第二反应器气固分离器是旋风分离器。

优选地，所述快速流化床反应器包括反应器取热器，反应器取热器置于所述快速流化床反应器壳体内部或外部。

进一步优选地，所述反应器取热器设置于所述多个反应器进料分布器之间。

优选地，所述快速流化床反应器包括反应器汽提器，所述反应器汽提器在快速流化床反应器的底部由外向内穿过反应器壳体并且开口于快速流化床反应器的反应区内，所述反应器汽提器的底部设有反应器汽提气入口和待生催化剂出口。

进一步优选地，所述反应器汽提器在反应器壳体内部的开口的水平高度高于第一反应器进料分布器。

本申请中，低碳烯烃包括乙烯、丙烯、丁烯中的至少一种。

本申请中，进料中的甲醇可以全部或部分的被二甲醚代替，如进料中含有二甲醚，在计算中将二甲醚换算为相同碳原子数的甲醇即可。

本申请中，“甲醇和/或二甲醚”，是指包括三种情况：只有甲醇；或者只有二甲醚；或者甲醇和二甲醚都有。

例如“甲醇和/或二甲醚与苯”，包括三种情况：甲醇和苯；或者二甲醚和苯；或者甲醇、二甲醚和苯。

根据本申请的又一个方面，提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的装置，该装置，解决或改善了甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃过程中 MTO 反应和烷基化反应之间的竞争问题，实现 MTO 反应和烷基化反应的协同作用，通过控制传质和反应，协调、优化烷基化反应和 MTO 反应的竞争，使之协同作用，提高苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

所述装置包含以上一个方面所述的快速流化床反应器中的至少一种和用于再生催化剂的流化床再生器。

优选地，所述流化床再生器是湍动流化床再生器，所述流化床再生器包含再生器壳体、再生器气固分离器、再生器取热器和再生器汽提器；流化床再生器的下部是再生区，流化床再生器的上部是再生器稀相区，再生器进料分布器置于再生区的底部，再生器取热器置于再生区，再生器气固分离器置于稀相区或再生器壳体外部；

所述再生器气固分离器的入口置于再生器稀相区，所述再生器气固分离器的催化剂出口置于再生区，再生器汽提器开口于再生器壳体的底部。

优选地，所述流化床再生器包含再生器壳体、再生器进料分布器、再生器气固分离器、再生器取热器、烟气出口和再生器汽提器；

所述流化床再生器的下部是再生区，流化床再生器的上部是稀相区；

再生器进料分布器置于再生区的底部，再生器取热器置于再生区，再生器气固分离器置于稀相区或再生器壳体外部，再生器气固分离器的入口置于稀相区，再生器气固分离器的催化剂出口置于再生区，再生器气固分离器的气体出口连接于烟气出口，再生器汽提器开口于再生器壳体的底部；

所述反应器汽提器的待生催化剂出口连接于待生斜管的入口，待生斜管中设有待生滑阀，待生斜管的出口连接于待生提升管的入口，待生提升管的底部设有待生提升气入口，待生提升管的出口连接于流化床再生器的稀相区；

所述再生器汽提器的底部设有再生器汽提气入口，再生器汽提器的底部连接于再生斜管的入口，再生斜管中设有再生滑阀，再生斜管的出口连接于再生提升管的入口，再生提升管的底部设有再生提升气入口，再生提升管的出口连接于第一反应器气固分离器的再生催化剂入口，所述第一反应器气固分离器置于流化床反应器的稀相区或反应器壳体外部。

根据本申请的又一个方面，提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的方法，该方法，解决或改善了甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃过程中 MTO 反应和烷基化反应之间的竞争问题，实现 MTO 反应和烷基化反应的协同作用，通过控制传质和反应，协调、优化烷基化反应和 MTO 反应的竞争，使之协同作用，提高苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

所述甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的方法，采用上一个方面所述的快速流化床反应器中的至少一种。

优选地，将含有甲醇和/或二甲醚与苯的原料 A 由第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区，将含有甲醇和/或二甲醚的原料 B 分别由多个第二反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触，生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流 C 和待生催化剂。

优选地，将所述物流 C 分离获得对二甲苯、低碳烯烃、C₅+链烃、芳烃副产物以及未转化的甲醇、二甲醚和苯；

其中，未转化的甲醇和二甲醚由多个第二反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区，芳烃副产物和未转化的苯由第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触。

优选地，所述待生催化剂经流化床再生器再生后，进入快速流化床反应器中反应

区的底部。

优选地，所述的方法，包括如下步骤：

(1) 将含有甲醇和/或二甲醚与苯的物流 A 由快速流化床反应器下方的第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触；

(2) 将含有甲醇和/或二甲醚的物流 B 分别由 2 至 10 个第二反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触，生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流 C 和待生催化剂；所述 2 至 10 个第二反应器进料分布器依次布置在第一反应器进料分布器的上方；

(3) 将步骤 (2) 得到物流 C 分离得到未转化的甲醇和二甲醚物流 C-1、未转化的苯和芳烃副产物物流 C-2；将物流 C-1 分别由 2 至 10 个第二反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触；将物流 C-2 由第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触；

所述芳烃副产物包含甲苯、邻二甲苯、间二甲苯、乙苯和 C₉₊ 芳烃；

(4) 将步骤 (2) 得到待生催化剂经流化床再生器再生，再生催化剂经第一反应器气固分离器，气固分离后，进入快速流化床反应器中反应区的底部。

优选地，由第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的混合物中，芳烃的分子摩尔数与甲醇和/或二甲醚的碳摩尔数之比大于 0.5。

进一步优选地，由第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的混合物中，芳烃的分子摩尔数与甲醇和/或二甲醚的碳摩尔数之比为 0.5~5。

优选地，由多个第二反应器进料分布器进入快速流化床反应器的混合物中的全部含氧化合物和由第一反应器进料分布器进入的甲醇的摩尔比大于 1。

本申请中，分子摩尔数是指所述物质中分子数量的摩尔数，碳摩尔数是指所述物质中碳原子数量的摩尔数。

进一步优选地，由多个第二反应器进料分布器进入的全部含氧化合物和由第一反应器进料分布器进入的甲醇的摩尔比为 1~20。

进一步优选地，待生催化剂经过反应器汽提器、待生斜管、待生滑阀和待生提升管进入流化床再生器的稀相区；

再生介质通入流化床再生器的再生区，和待生催化剂发生烧炭反应，生成含有 CO、CO₂ 的烟气和再生催化剂，烟气经过再生器气固分离器除尘后排放；

再生催化剂经过再生器汽提器、再生斜管、再生滑阀和再生提升管进入第一反应器气固分离器入口，气固分离后，再生催化剂进入快速流化床反应器中反应区的底部；

反应器汽提气由反应器汽提气入口进入反应器汽提器和待生催化剂逆流接触，然后进入快速流化床反应器；待生提升气由待生提升气入口进入待生提升管和待生催化剂顺流接触，然后进入流化床再生器的稀相区；

再生器汽提气由再生器汽提气入口进入再生器汽提器和再生催化剂逆流接触，然

后进入流化床再生器；再生提升气由再生提升气入口进入再生提升管和再生催化剂顺流接触，然后进入第一反应器气固分离器的入口，所述第一反应器气固分离器置于流化床反应器的稀相区或反应器壳体外部。

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

进一步优选地，所述再生介质为空气、贫氧空气或水蒸气中的至少一种；

和/或，所述反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气或氮气。

优选地，所述快速流化床反应器反应区的反应条件为：气体表观线速度为 $1.0\text{m/s}\sim 8.0\text{m/s}$ ，反应温度为 $350^\circ\text{C}\sim 600^\circ\text{C}$ ，反应压力为 $0.1\text{Mpa}\sim 1.0\text{MPa}$ ，床层密度为 $50\text{kg/m}^3\sim 500\text{kg/m}^3$ 。

优选地，所述流化床再生器再生区反应条件为：气体表观线速度为 $0.1\text{m/s}\sim 2\text{m/s}$ ，再生温度为 $500^\circ\text{C}\sim 750^\circ\text{C}$ ，再生压力为 $0.1\text{Mpa}\sim 1.0\text{MPa}$ ，床层密度为 $200\text{kg/m}^3\sim 1200\text{kg/m}^3$ 。

本申请中，所述快速流化床反应器中，催化剂在流态化状态下存在下部的密相区和上部的稀相区。其中密相区为所述快速流化床反应器的反应区。

本申请提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的快速流化床反应器，所述快速流化床反应器包含：反应器壳体 2、n 个反应器进料分布器（3-1~3-n）、反应器气固分离器 4、反应器气固分离器 5、反应器取热器（6）、产品气出口 7 和反应器汽提器 8，其中快速流化床反应器 1 的下部是反应区，快速流化床反应器 1 的上部是稀相区，n 个反应器进料分布器（3-1~3-n）由下至上排列置于反应区，反应器取热器（6）置于反应区或反应器壳体 2 外部，反应器气固分离器 4 和反应器气固分离器 5 置于稀相区或反应器壳体 2 外部，反应器气固分离器 4 设有再生催化剂入口，反应器气固分离器 4 的催化剂出口置于反应区的底部，反应器气固分离器 4 的气体出口置于稀相区，反应器气固分离器 5 的入口置于稀相区，反应器气固分离器 5 的催化剂出口置于反应区，反应器气固分离器 5 的气体出口连接于产品气出口 7，反应器汽提器 8 在快速流化床反应器的底部由外向内穿过反应器壳体并且开口于快速流化床反应器 1 的反应区内，反应器汽提器 8 的底部设有反应器汽提气入口 9，并且反应器汽提器的底部设有待生催化剂出口。

在一个优选实施方式中，快速流化床反应器 1 的 n 个反应器进料分布器（3-1~3-n）由下至上置于反应区， $3\leq n\leq 11$ ，所述 n 为反应器进料分布器的总数。

在一个优选实施方式中，反应器汽提器 8 在反应器壳体 2 内部的开口的水平高度高于第一反应器进料分布器，以避免新鲜催化剂直接进入反应器汽提器。

在一个优选实施方式中，反应器气固分离器 4 和反应器气固分离器 5 是旋风分离器。

本申请进一步提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃

的装置，所述装置包含上述的快速流化床反应器 1 和用于再生催化剂的流化床再生器 14。

在一个优选实施方式中，流化床再生器 14 是湍动流化床再生器。

在一个优选实施方式中，流化床再生器 14 包含再生器壳体 15、再生器进料分布器 16、再生器气固分离器 17、再生器取热器 18、烟气出口 19 和再生器汽提器 20，其中流化床再生器 14 的下部是再生区，流化床再生器 14 的上部是稀相区，再生器进料分布器 16 置于再生区的底部，再生器取热器 18 置于再生区，再生器气固分离器 17 置于稀相区或再生器壳体 15 外部，再生器气固分离器 17 的入口置于稀相区，再生器气固分离器 17 的催化剂出口置于再生区，再生器气固分离器 17 的气体出口连接于烟气出口 19，再生器汽提器 20 的入口连接于再生器壳体 15 的底部；

反应器汽提器 8 的待生催化剂出口连接于待生斜管 10 的入口，待生斜管 10 中设有待生滑阀 11，待生斜管 10 的出口连接于待生提升管 12 的入口，待生提升管 12 的底部设有待生提升气入口 13，待生提升管 12 的出口连接于流化床再生器 14 的稀相区；并且再生器汽提器 20 的底部设有再生器汽提气入口 21，再生器汽提器 20 的底部连接于再生斜管 22 的入口，再生斜管 22 中设有再生滑阀 23，再生斜管 22 的出口连接于再生提升管 24 的入口，再生提升管 24 的底部设有再生提升气入口 25，再生提升管 24 的出口连接于反应器气固分离器 4 的入口。

在另一方面，本申请提供了一种用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法，包括：

将含有甲醇和/或二甲醚与苯的原料由快速流化床反应器 1 最下方的反应器进料分布器 3-1 送入快速流化床反应器 1 的反应区，将甲醇由快速流化床反应器 1 中的反应器进料分布器 3-2 至 3-n 送入快速流化床反应器 1 的反应区，与催化剂接触，生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流和含碳的待生催化剂；

将由快速流化床反应器 1 流出的含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流送入产品分离系统，经分离获得对二甲苯、乙烯、丙烯、丁烯、C₅₊链烃、芳烃副产物以及未转化的甲醇、二甲醚和苯，芳烃副产物包含甲苯、邻二甲苯、间二甲苯、乙苯和 C₉₊芳烃，未转化的甲醇和二甲醚由反应器进料分布器 3-2 至 3-n 送入快速流化床反应器 1 的反应区，芳烃副产物和未转化的苯由反应器进料分布器 3-1 送入快速流化床反应器 1 的反应区，与催化剂接触，转化为产物；

待生催化剂经流化床再生器 14 再生，再生催化剂经反应器气固分离器 4 的气固分离后，进入快速流化床反应器 1 中反应区的底部。

在一个优选实施方式中，本申请所述的方法使用上述用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的装置进行。

在一个优选实施方式中，待生催化剂经过反应器汽提器 8、待生斜管 10、待生滑阀 11 和待生提升管 12 进入流化床再生器 14 的稀相区；

再生介质从再生器进料分布器 16 通入流化床再生器 14 的再生区, 和待生催化剂发生烧炭反应, 生成含有 CO、CO₂ 的烟气和再生催化剂, 烟气经过再生器气固分离器 17 除尘后排放;

再生催化剂经过再生器汽提器 20、再生斜管 22、再生滑阀 23 和再生提升管 24 进入反应器气固分离器 4 入口, 气固分离后, 再生催化剂进入快速流化床反应器 1 中反应区的底部;

反应器汽提气由反应器汽提气入口 9 进入反应器汽提器 8 和待生催化剂逆流接触, 然后进入快速流化床反应器 1; 待生提升气由待生提升气入口 13 进入待生提升管 12 和待生催化剂顺流接触, 然后进入流化床再生器 14 的稀相区;

再生器汽提气由再生器汽提气入口 21 进入再生器汽提器 20 和再生催化剂逆流接触, 然后进入流化床再生器 14; 再生提升气由再生提升气入口 25 进入再生提升管 24 和再生催化剂顺流接触, 然后进入反应器气固分离器 4 的入口。

本申请所述的用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法中, 由快速流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中, 芳烃和甲醇的物质质量比大于 0.5, 进一步优选地, 大于 1。

本申请所述的用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法中, 由反应器进料分布器 3-2 至 3-n 进入的含氧化合物和由反应器进料分布器 3-1 进入的甲醇的物质质量比大于 1, 进一步优选地, 大于 5。

在一个优选实施方式中, 所述催化剂含有 HZSM-5 分子筛, 该催化剂同时具有甲醇和/或二甲醚与苯烷基化、甲醇制烯烃和甲醇芳构化的功能。

在一个优选实施方式中, 所述催化剂含有 HZSM-11 分子筛, 该催化剂同时具有甲醇和/或二甲醚与苯烷基化、甲醇制烯烃和甲醇芳构化的功能。

在一个优选实施方式中, 所述再生催化剂碳含量<0.5wt.%, 进一步优选地, 再生催化剂碳含量<0.1wt.%。

在一个优选实施方式中, 所述快速流化床反应器反应区反应条件为: 气体表观线速度为 1.0m/s~8.0m/s, 反应温度为 350℃~600℃, 反应压力为 0.1Mpa~1.0MPa, 床层密度为 50kg/m³~500kg/m³。

在一个优选实施方式中, 所述流化床再生器再生区反应条件为: 气体表观线速度为 0.1m/s~2m/s, 再生温度为 500℃~750℃, 再生压力为 0.1Mpa~1.0MPa, 床层密度为 200kg/m³~1200kg/m³。

在一个优选实施方式中, 所述再生介质为空气、贫氧空气或水蒸气中的任意一种或任意几种的混合物; 所述反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气或氮气。

本申请所述的用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法中, 苯转化率高于 40%, 甲醇转化率高于 70%, 对二甲苯选择性高于 90%, 基于芳烃的对

二甲苯单程收率高于 33%，低碳烯烃（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性大于 70%，取得了较好的技术效果。

本申请中的快速流化床反应器的主要特征在于芳烃原料由最下方的反应器进料分布器进入，含氧化合物由 n 个反应器进料分布器分别进入，高活性的再生催化剂直接进入反应区底部。芳烃原料包含新鲜苯、未转化的苯以及芳烃副产物，含氧化合物包含新鲜甲醇、未转化的甲醇和二甲醚。其一，在反应区的下部，催化剂活性高，有利于苯的烷基化反应和芳烃副产物的异构化反应、甲基转移反应等；其二，采用含氧化合物多段进料的方式，仅有一小部分的含氧化合物由反应器的底部进料，底部区域含氧化合物浓度低、芳烃浓度高，削弱了在分子筛孔道内扩散速度快的含氧化合物对扩散速度慢的芳烃的吸附竞争优势，保证大部分的芳烃在底部区域内吸附于催化剂中；其三，大部分的含氧化合物由中上部进料，含氧化合物转化反应主要发生在反应区的中上部，避免了底部区域的高活性的再生催化剂由于 MTO 反应过程中产生的结碳而快速降低活性；其四，反应区的中上部区域中催化剂的结碳量较高，有利于提高 MTO 反应的低碳烯烃选择性；其五，采用含氧化合物多段进料的方式，反应区域内含氧化合物浓度分布较为均匀，提供了充分的烷基化反应物，吸附于催化剂中的芳烃和烷基化反应物接触后，快速发生烷基化反应，提高苯转化率和对二甲苯收率。

综上所述，本申请中的快速流化床反应器可以协调、优化甲醇和/或二甲醚与苯烷基化反应和 MTO 反应之间的竞争，使之协同作用、提高苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃收率。

本申请从反应器设计和工艺配置的角度出发，通过控制甲醇和/或二甲醚相对于苯的浓度来协调、优化烷基化反应和 MTO 反应之间的竞争，提高对二甲苯收率和低碳烯烃选择性，以确保既不会出现 MTO 反应快速消耗大部分的甲醇和/或二甲醚从而抑制烷基化反应的情况，也不会发生因甲醇和/或二甲醚含量远远过量、MTO 反应大量发生、单位时间催化剂内苯的吸附量偏低从而不利于烷基化反应的情况。

本申请能产生的有益效果包括：

（1）本申请所提供的流化床反应器和装置，在原料反应速率差距较大的共进料体系中，通过不同原料物流在不同区域分布进料，实现传质控制，进而协调、优化共进料体系，提高反应收率。

（2）本申请所提供的甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法，同时具有较高的苯转化率和对二甲苯选择性，苯转化率大于 40%，对二甲苯选择性大于 90%，基于芳烃的对二甲苯单程收率大于 33%，取得了较好的技术效果。

附图说明

图1为本申请根据本申请一个实施方案的用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的装置示意图。

附图中的附图标记说明如下：

1-快速流化床反应器；2-反应器壳体；3-反应器进料分布器（3-1~3-n）；4-反应器气固分离器；5-反应器气固分离器；6-反应器取热器；7-产品气出口；8-反应器汽提器；9-反应器汽提气入口；10-待生斜管；11-待生滑阀；12-待生提升管；13-待生提升气入口；14-流化床再生器；15-再生器壳体；16-再生器进料分布器；17-再生器气固分离器；18-再生器取热器；19-烟气出口；20-再生器汽提器；21-再生器汽提气入口；22-再生斜管；23-再生滑阀；24-再生提升管；25-再生提升气入口。

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。

如无特别说明，本申请的实施例中的原料和催化剂均通过商业途径购买。

作为本申请的一种实施方式，用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的装置示意图如图1所示，该装置包含：快速流化床反应器1，其包含反应器壳体2、n个反应器进料分布器3-1至3-n（图1中3-1至3-n之间的分布器以3-i作为示例）、反应器气固分离器4、反应器气固分离器5、反应器取热器6、产品气出口7和反应器汽提器8，其中快速流化床反应器1的下部是反应区，快速流化床反应器1的上部是稀相区，n个反应器进料分布器3-1至3-n由下至上排列置于反应区， $2 \leq n \leq 11$ ，反应器取热器6置于反应区或反应器壳体2外部，反应器气固分离器4和反应器气固分离器5置于稀相区或反应器壳体2外部，反应器气固分离器4的入口连接于再生提升管24，反应器气固分离器4的催化剂出口置于反应区的底部，反应器气固分离器4的气体出口置于稀相区，反应器气固分离器5的入口置于稀相区，反应器气固分离器5的催化剂出口置于反应区，反应器气固分离器5的气体出口连接于产品气出口7，反应器汽提器8的入口在快速流化床反应器1的反应区内，其水平高度高于第一反应器进料分布器。

如图1所示，该装置包含：流化床再生器14，其包含再生器壳体15、再生器进料分布器16、再生器气固分离器17、再生器取热器18、烟气出口19和再生器汽提器20，其中流化床再生器14的下部是再生区，流化床再生器14的上部是稀相区，再生器进料分布器16置于再生区的底部，再生器取热器18置于再生区，再生器气固分离器17置于稀相区或再生器壳体15外部，再生器气固分离器17的入口置于稀相区，再生器气固分离器17的催化剂出口置于再生区，再生器气固分离器17的气体出口连接于烟气出口19，再生器汽提器20的入口连接于再生器壳体15的底部。

如图1所示，反应器汽提器8的底部设有反应器汽提气入口9，反应器汽提器8

的底部连接于待生斜管 10 的入口，待生斜管 10 中设有待生滑阀 11，待生斜管 10 的出口连接于待生提升管 12 的入口，待生提升管 12 的底部设有待生提升气入口 13，待生提升管 12 的出口连接于流化床再生器 14 的稀相区；

如图 1 所示，再生器汽提器 20 的底部设有再生器汽提气入口 21，再生器汽提器 20 的底部连接于再生斜管 22 的入口，再生斜管 22 中设有再生滑阀 23，再生斜管 22 的出口连接于再生提升管 24 的入口，再生提升管 24 的底部设有再生提升气入口 25，再生提升管 24 的出口连接于反应器气固分离器 4 的入口。

在本申请的上述实施方案中，流化床再生器 14 可以是湍动流化床再生器；反应器气固分离器 4、反应器气固分离器 5 和再生器气固分离器 17 可以是旋风分离器。

作为本申请的一个具体实施方案中，本申请所述的用于甲醇和/或二甲醚与苯生产对二甲苯联产低碳烯烃的方法包括：

a) 将含有甲醇和/或二甲醚与苯的原料由快速流化床反应器 1 最下方的反应器进料分布器 3-1 送入快速流化床反应器 1 的反应区，将甲醇由快速流化床反应器 1 中的反应器进料分布器 3-2 至 3-n 送入快速流化床反应器 1 的反应区，与催化剂接触，生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流和含碳的待生催化剂；

b) 将由快速流化床反应器 1 流出的含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流送入产品分离系统，经分离获得对二甲苯、乙烯、丙烯、丁烯、C₅₊链烃、芳烃副产物以及未转化的甲醇、二甲醚和苯，芳烃副产物包含甲苯、邻二甲苯、间二甲苯、乙苯和 C₉₊芳烃，未转化的甲醇和二甲醚由反应器进料分布器 3-2 至 3-n 送入快速流化床反应器 1 的反应区，芳烃副产物和未转化的苯由反应器进料分布器 3-1 送入快速流化床反应器 1 的反应区，与催化剂接触，转化为产物；

c) 待生催化剂经过反应器汽提器 8、待生斜管 10、待生滑阀 11 和待生提升管 12 进入流化床再生器 14 的稀相区；

d) 将再生介质从再生器进料分布器 16 通入流化床再生器 14 的再生区，再生介质和待生催化剂发生烧炭反应，生成含有 CO、CO₂ 的烟气和再生催化剂，烟气经过再生器气固分离器 17 除尘后排放；

e) 再生催化剂经过再生器汽提器 20、再生斜管 22、再生滑阀 23 和再生提升管 24 进入反应器气固分离器 4 入口，气固分离后，再生催化剂进入快速流化床反应器 1 中反应区的底部；

f) 反应器汽提气由反应器汽提气入口 9 进入反应器汽提器 8 和待生催化剂逆流接触，然后进入快速流化床反应器 1；待生提升气由待生提升气入口 13 进入待生提升管 12 和待生催化剂顺流接触，然后进入流化床再生器 14 的稀相区；

g) 再生器汽提气由再生器汽提气入口 21 进入再生器汽提器 20 和再生催化剂逆流接触，然后进入流化床再生器 14；再生提升气由再生提升气入口 25 进入再生提升管 24 和再生催化剂顺流接触，然后进入反应器气固分离器 4 的入口。

为更好地说明本申请，便于理解本申请的技术方案，本申请的典型但非限制性的实施例如下。

实施例 1

采用图 1 所示的装置，但快速流化床反应器 1 中不包含反应器气固分离器 4，再生提升管 24 直接连接于快速流化床反应器 1 的稀相区。快速流化床反应器 1 含有 1 个反应器进料分布器 3-1。

快速流化床反应器 1 反应区反应条件为：气体表观线速度约为 1.0m/s，反应温度约为 500℃，反应压力约为 0.15MPa，床层密度约为 350kg/m³。

流化床再生器 14 再生区反应条件为：气体表观线速度约为 1.0m/s，再生温度约为 650℃，再生压力约为 0.15MPa，床层密度约为 350kg/m³。

催化剂含有 HZSM-5 分子筛，再生催化剂碳含量约为 0.15wt.%。

再生介质为空气；反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气。

由快速流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中，芳烃和甲醇的物质质量比为 0.5。

实验结果为：苯转化率为 17%，甲醇转化率为 97%，对二甲苯选择性为 99%，基于芳烃的对二甲苯质量单程收率为 13%，低碳烯烃（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性为 65%。

实施例 2

采用图 1 所示的装置，快速流化床反应器 1 含有 3 个反应器进料分布器 3-1 至 3-3，反应器气固分离器 4 置于反应器壳体 2 外部。

快速流化床反应器 1 反应区反应条件为：气体表观线速度约为 1.0m/s，反应温度约为 500℃，反应压力约为 0.15MPa，床层密度约为 350kg/m³。

流化床再生器 14 再生区反应条件为：气体表观线速度约为 1.0m/s，再生温度约为 650℃，再生压力约为 0.15MPa，床层密度约为 350kg/m³。

催化剂含有 HZSM-5 分子筛，再生催化剂碳含量约为 0.15wt.%。

再生介质为空气；反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气。

由快速流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中，芳烃和甲醇的物质质量比为 2。

由反应器进料分布器 3-2 至 3-3 进入的含氧化合物和由反应器进料分布器 3-1 进入的甲醇的物质的量比为 3。

实验结果为：苯转化率为 40%，甲醇转化率为 94%，对二甲苯选择性为 97%，基于芳烃的对二甲苯质量单程收率为 33%，低碳烯烃（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性为 72%。

本案例和实施例 1 的区别在于：

①再生催化剂进入快速流化床反应器的底部，而实施例 1 中再生催化剂进入快速流化床反应器的稀相区；

②甲醇由 3 个反应器进料分布器（3-1 至 3-3）分别进入，而实施例 1 中甲醇由 1 个反应器进料分布器 3-1 进入。

对比本实施例和实施例 1 可知，催化剂首先接触高浓度的芳烃原料，大幅度的提高了苯转化率、对二甲苯收率和低碳烯烃选择性。

实施例 3

采用图 1 所示的装置，快速流化床反应器 1 含有 6 个反应器进料分布器 3-1 至 3-6，反应器气固分离器 4 置于反应器壳体 2 内部。

快速流化床反应器 1 反应区反应条件为：气体表观线速度约为 6.0m/s，反应温度约为 570℃，反应压力约为 0.7MPa，床层密度约为 60kg/m³。

流化床再生器 14 再生区反应条件为：气体表观线速度约为 1.7m/s，再生温度约为 600℃，再生压力约为 0.7MPa，床层密度约为 220kg/m³。

催化剂含有 HZSM-11 分子筛，再生催化剂碳含量约为 0.1wt.%。

再生介质为空气；反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气。

由快速流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中，芳烃和甲醇的物质质量比为 4。

由反应器进料分布器 3-2 至 3-6 进入的含氧化合物和由反应器进料分布器 3-1 进入的甲醇的物质质量比为 20。

实验结果为：苯转化率为 44%，甲醇转化率为 76%，对二甲苯选择性为 90%，基于芳烃的对二甲苯质量单程收率为 42%，低碳烯烃（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性为 73%。

实施例 4

采用图 1 所示的装置，快速流化床反应器 1 含有 4 个反应器进料分布器 3-1 至 3-4，反应器气固分离器 4 置于反应器壳体 2 外部。

快速流化床反应器 1 反应区反应条件为：气体表观线速度约为 3.0m/s，反应温度约为 420℃，反应压力约为 0.3MPa，床层密度约为 180kg/m³。

流化床再生器 14 再生区反应条件为：气体表观线速度约为 1.2m/s，再生温度约为

700℃，再生压力约为 0.3MPa，床层密度约为 330kg/m³。

催化剂含有 HZSM-5 分子筛，再生催化剂碳含量约为 0.1wt.%。

再生介质为水蒸气；反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为氮气。

由快速流化床反应器最下方的反应器进料分布器 3-1 进入的混合物中，芳烃和甲醇的物质质量比为 3。

由反应器进料分布器 3-1 至 3-4 进入的含氧化合物和由反应器进料分布器 3-1 进入的甲醇的物质质量比为 10。

实验结果为：苯转化率为 42%，甲醇转化率为 85%，对二甲苯选择性为 93%，基于芳烃的对二甲苯质量单程收率为 39%，低碳烯烃（乙烯+丙烯+丁烯）在链烃中的选择性为 72%。

以上所述，仅是本申请的几个实施例，并非对本申请做任何形式的限制，虽然本申请以较佳实施例揭示如上，然而并非用以限制本申请，任何熟悉本专业的技术人员，在不脱离本申请技术方案的范围，利用上述揭示的技术内容做出些许的变动或修饰均等同于等效实施案例，均属于技术方案范围内。

权利要求

1、一种用于甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的快速流化床反应器，其特征在于，所述快速流化床反应器包含第一反应器进料分布器和多个第二反应器进料分布器，所述第一反应器进料分布器和多个第二反应器进料分布器沿所述快速流化床反应器中气体流向依次布置。

2、根据权利要求1所述的快速流化床反应器，其特征在于，所述第二反应器进料分布器为2至10个。

3、根据权利要求1所述的快速流化床反应器，其特征在于，所述快速流化床反应器包括第一反应器气固分离器和第二反应器气固分离器，所述第一反应器气固分离器置于稀相区或反应器壳体外部，所述第二反应器气固分离器置于稀相区或反应器壳体外部；

所述第一反应器气固分离器设有再生催化剂入口，所述第一反应器气固分离器的催化剂出口置于反应区的底部，所述第一反应器气固分离器的气体出口置于所述稀相区；

所述第二反应器气固分离器的入口置于所述稀相区，所述第二反应器气固分离器的催化剂出口置于所述反应区，所述第二反应器气固分离器的气体出口连接于快速流化床反应器的产品气出口；

所述反应区位于所述快速流化床反应器的下部，所述稀相区位于所述快速流化床反应器的上部。

4、根据权利要求3所述的快速流化床反应器，其特征在于，所述第一反应器气固分离器和第二反应器气固分离器是旋风分离器。

5、根据权利要求1所述的快速流化床反应器，其特征在于，所述快速流化床反应器包括反应器取热器，反应器取热器置于所述快速流化床反应器壳体内部或外部。

6、根据权利要求5所述的快速流化床反应器，其特征在于，所述反应器取热器设置于所述多个反应器进料分布器之间。

7、根据权利要求1所述的快速流化床反应器，其特征在于，所述快速流化床反应器包括反应器汽提器，所述反应器汽提器在快速流化床反应器的底部由外向内穿过反应器壳体并且开口于快速流化床反应器的反应区内，所述反应器汽提器的底部设有反应器汽提气入口和待生催化剂出口。

8、根据权利要求7所述的快速流化床反应器，其特征在于，所述反应器汽提器在

反应器壳体内部的开口的水平高度高于第一反应器进料分布器。

9、一种用于甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的装置，其特征在于，所述装置包含权利要求 1 至 8 任一项所述的快速流化床反应器中的至少一种和用于再生催化剂的流化床再生器。

10、根据权利要求 9 所述的装置，其特征在于，所述流化床再生器是湍动流化床再生器，所述流化床再生器包含再生器壳体、再生器气固分离器、再生器取热器和再生器汽提器；流化床再生器的下部是再生区，流化床再生器的上部是再生器稀相区，再生器进料分布器置于再生区的底部，再生器取热器置于再生区，再生器气固分离器置于稀相区或再生器壳体外部；

所述再生器气固分离器的入口置于再生器稀相区，所述再生器气固分离器的催化剂出口置于再生区，再生器汽提器开口于再生器壳体的底部。

11、根据权利要求 9 所述的装置，其特征在于，所述流化床再生器包含再生器壳体、再生器进料分布器、再生器气固分离器、再生器取热器、烟气出口和再生器汽提器；

所述流化床再生器的下部是再生区，流化床再生器的上部是稀相区；

再生器进料分布器置于再生区的底部，再生器取热器置于再生区，再生器气固分离器置于稀相区或再生器壳体外部，再生器气固分离器的入口置于稀相区，再生器气固分离器的催化剂出口置于再生区，再生器气固分离器的气体出口连接于烟气出口，再生器汽提器开口于再生器壳体的底部；

所述反应器汽提器的待生催化剂出口连接于待生斜管的入口，待生斜管中设有待生滑阀，待生斜管的出口连接于待生提升管的入口，待生提升管的底部设有待生提升气入口，待生提升管的出口连接于流化床再生器的稀相区；

所述再生器汽提器的底部设有再生器汽提气入口，再生器汽提器的底部连接于再生斜管的入口，再生斜管中设有再生滑阀，再生斜管的出口连接于再生提升管的入口，再生提升管的底部设有再生提升气入口，再生提升管的出口连接于第一反应器气固分离器的再生催化剂入口，所述第一反应器气固分离器置于流化床反应器的稀相区或反应器壳体外部。

12、一种甲醇和/或二甲醚与苯制对二甲苯联产低碳烯烃的方法，其特征在于，采用权利要求 1 至 8 任一项所述快速流化床反应器中的至少一种。

13、根据权利要求 12 所述的方法，其特征在于，将含有甲醇和/或二甲醚与甲苯的原料 A 由第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区，将含有甲醇和/或二甲醚的原料 B 分别由多个第二反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区

与催化剂接触，生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流 C 和待生催化剂。

14、根据权利要求 13 所述的方法，其特征在于，将所述物流 C 分离获得对二甲苯、低碳烯烃、C₅₊链烃、芳烃副产物以及未转化的甲醇、二甲醚和苯；

其中，未转化的甲醇和二甲醚由多个第二反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区，芳烃副产物和未转化的苯由第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触。

15、根据权利要求 13 所述的方法，其特征在于，所述待生催化剂经流化床再生器再生后，进入快速流化床反应器中反应区的底部。

16、根据权利要求 12 所述的方法，其特征在于，包括如下步骤：

(1) 将含有甲醇和/或二甲醚与苯的物流 A 由快速流化床反应器下方的第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触；

(2) 将含有甲醇和/或二甲醚的物流 B 分别由 2 至 10 个第二反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触，生成含有对二甲苯和低碳烯烃产品的物流 C 和待生催化剂；所述 2 至 10 个第二反应器进料分布器依次布置在第一反应器进料分布器的上方；

(3) 将步骤 (2) 得到物流 C 经分离得到未转化的甲醇和二甲醚物流 C-1、未转化的苯和芳烃副产物物流 C-2；将物流 C-1 分别由 2 至 10 个第二反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触；将物流 C-2 由第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的反应区与催化剂接触；

所述芳烃副产物包含甲苯、邻二甲苯、间二甲苯、乙苯和 C₉₊芳烃；

(4) 将步骤 (2) 得到待生催化剂经流化床再生器再生，再生催化剂经第一反应器气固分离器，气固分离后，进入快速流化床反应器中反应区的底部。

17、根据权利要求 13 或 16 所述的方法，其特征在于，由第一反应器进料分布器送入快速流化床反应器的混合物中，芳烃的分子摩尔数与甲醇和/或二甲醚的碳摩尔数之比大于 0.5。

18、根据权利要求 13 或 16 所述的方法，其特征在于，由多个第二反应器进料分布器进入快速流化床反应器的混合物中的全部含氧化合物和由第一反应器进料分布器进入的甲醇的摩尔比大于 1。

19、根据权利要求 16 所述的方法，其特征在于，催化剂再生采用权利要求 9 任一所述的装置中的至少一种。

20、根据权利要求 16 所述的方法，其特征在于，待生催化剂经过反应器汽提器、

待生斜管、待生滑阀和待生提升管进入流化床再生器的稀相区；

再生介质通入流化床再生器的再生区，和待生催化剂发生烧炭反应，生成含有 CO、CO₂ 的烟气和再生催化剂，烟气经过再生器气固分离器除尘后排放；

再生催化剂经过再生器汽提器、再生斜管、再生滑阀和再生提升管进入第一反应器气固分离器入口，气固分离后，再生催化剂进入快速流化床反应器中反应区的底部；

反应器汽提气由反应器汽提气入口进入反应器汽提器和待生催化剂逆流接触，然后进入快速流化床反应器；待生提升气由待生提升气入口进入待生提升管和待生催化剂顺流接触，然后进入流化床再生器的稀相区；

再生器汽提气由再生器汽提气入口进入再生器汽提器和再生催化剂逆流接触，然后进入流化床再生器；再生提升气由再生提升气入口进入再生提升管和再生催化剂顺流接触，然后进入第一反应器气固分离器的入口，所述第一反应器气固分离器置于流化床反应器的稀相区或反应器壳体外部。

21、根据权利要求 20 所述的方法，其特征在于，所述再生催化剂碳含量 $\leq 0.5\text{wt}\%$ 。

22、根据权利要求 20 所述的方法，其特征在于，所述再生介质为空气、贫氧空气或水蒸气中的至少一种；和/或，所述反应器汽提气、再生器汽提气、待生提升气和再生提升气为水蒸气和/或氮气。

23、根据权利要求 20 所述的方法，其特征在于，所述快速流化床反应器反应区的反应条件为：气体表观线速度为 $1.0\text{m/s}\sim 8.0\text{m/s}$ ，反应温度为 $350^{\circ}\text{C}\sim 600^{\circ}\text{C}$ ，反应压力为 $0.1\text{Mpa}\sim 1.0\text{MPa}$ ，床层密度为 $50\text{kg/m}^3\sim 500\text{kg/m}^3$ 。

24、根据权利要求 20 所述的方法，其特征在于，所述流化床再生器再生区反应条件为：气体表观线速度为 $0.1\text{m/s}\sim 2\text{m/s}$ ，再生温度为 $500^{\circ}\text{C}\sim 750^{\circ}\text{C}$ ，再生压力为 $0.1\text{Mpa}\sim 1.0\text{MPa}$ ，床层密度为 $200\text{kg/m}^3\sim 1200\text{kg/m}^3$ 。

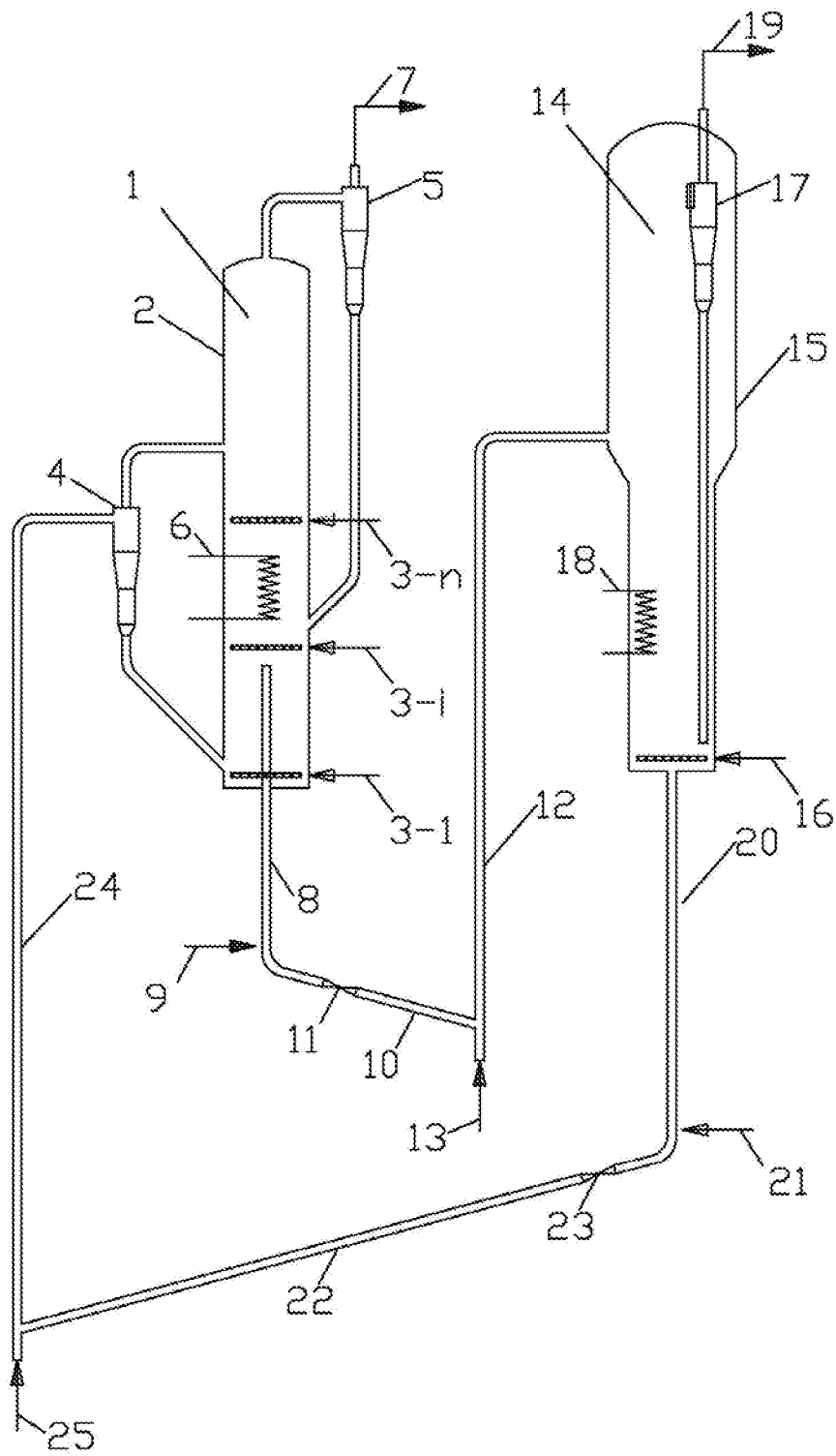


图 1

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/CN2017/112814

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

B01J 8/24 (2006.01) i; C07C 15/08 (2006.01) i

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

C07C; B01J

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

VEN, CNKI, CNABS, CNTXT, SIPOABS: 反应器, 分布器, 再生器, 甲醇, 二甲醚, 苯, 对二甲苯, 流化床, dimethylbenzene, methyl w alcohol, dimethyl ether, methylbenzene, fluidized, bed, reactor, regenerator

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	CN 102895923 A (EXXONMOBIL CHEMICAL PATENTS INC.), 30 January 2013 (30.01.2013), description, paragraphs [0046]-[0053], and figure 2	1-24
A	CN 102464557 A (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORPORATION; SINOPEC SHANGHAI RESEARCH INSTITUTE OF PETROCHEMICAL TECHNOLOGY), 23 February 2012 (23.02.2012), entire document	1-24
A	CN 102463084 A (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORPORATION; SINOPEC SHANGHAI RESEARCH INSTITUTE OF PETROCHEMICAL TECHNOLOGY), 23 May 2012 (23.05.2012), entire document	1-24
A	JP 2012206955 A (CHIYODA CORP et al.), 25 October 2012 (25.10.2012), entire document	1-24

☐ Further documents are listed in the continuation of Box C.

☒ See patent family annex.

* Special categories of cited documents:	“T” later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention
“A” document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance	“X” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
“E” earlier application or patent but published on or after the international filing date	“Y” document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art
“L” document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)	“&” document member of the same patent family
“O” document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means	
“P” document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed	

Date of the actual completion of the international search 12 February 2018	Date of mailing of the international search report 27 February 2018
Name and mailing address of the ISA State Intellectual Property Office of the P. R. China No. 6, Xitucheng Road, Jimenqiao Haidian District, Beijing 100088, China Facsimile No. (86-10) 62019451	Authorized officer WANG, Dongsheng Telephone No. (86-10) 62084844

INTERNATIONAL SEARCH REPORT
Information on patent family members

International application No.
PCT/CN2017/112814

Patent Documents referred in the Report	Publication Date	Patent Family	Publication Date
CN 102895923 A	30 January 2013	US 2013165724 A1	27 June 2013
		BR 112014001830 A2	21 February 2017
		KR 20140027512 A	06 March 2014
		US 9095831 B2	04 August 2015
		IN 201400569 P1	24 June 2016
		EP 2736630 A4	22 April 2015
		WO 2013016396 A2	31 January 2013
		WO 2013016396 A3	25 April 2013
		CN 202909704 U	01 May 2013
		JP 6162117 B2	12 July 2017
		EP 2736630 A2	04 June 2014
		CN 102895923 B	10 August 2016
		JP 2017125059 A	20 July 2017
		CN 102895923 A	30 January 2013
		TW 201332657 A	16 August 2013
		TW I495511 B	11 August 2015
		KR 1602076 B1	17 March 2016
		JP 2014531400 A	27 November 2014
		SG 201400223 A1	28 April 2014
		SG 201400223 B	12 January 2015
		GC 5257 A	31 March 2017
CN 102464557 A	23 February 2012	CN 102464557 B	26 March 2014
CN 102463084 A	23 May 2012	CN 102463084 B	11 February 2015
JP 2012206955 A	25 October 2012	JP 5654923 B2	14 January 2015

国际检索报告

国际申请号

PCT/CN2017/112814

A. 主题的分类 B01J 8/24(2006.01)i; C07C 15/08(2006.01)i 按照国际专利分类(IPC)或者同时按照国家分类和IPC两种分类																	
B. 检索领域 检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号) C07C; B01J 包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献 在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称, 和使用的检索词(如使用)) VEN, CNKI, CNABS, CNTXT, SIPOABS, 反应器, 分布器, 再生器, 甲醇, 二甲醚, 苯, 对二甲苯, 流化床, dimethylbenzene, methyl w alcohol, dimethyl ether, methylbenzene, fluidized, bed, reactor, regenerator																	
C. 相关文件 <table border="1"> <thead> <tr> <th>类 型*</th> <th>引用文件, 必要时, 指明相关段落</th> <th>相关的权利要求</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>X</td> <td>CN 102895923 A (埃克森美孚化学专利公司) 2013年 1月 30日 (2013 - 01 - 30) 说明书第[0046]-[0053]段以及附图2</td> <td>1-24</td> </tr> <tr> <td>A</td> <td>CN 102464557 A (中国石油化工股份有限公司, 中国石油化工股份有限公司上海石油化工研究院) 2012年 2月 23日 (2012 - 02 - 23) 全文</td> <td>1-24</td> </tr> <tr> <td>A</td> <td>CN 102463084 A (中国石油化工股份有限公司, 中国石油化工股份有限公司上海石油化工研究院) 2012年 5月 23日 (2012 - 05 - 23) 全文</td> <td>1-24</td> </tr> <tr> <td>A</td> <td>JP 2012206955 A (CHIYODA CORP等) 2012年 10月 25日 (2012 - 10 - 25) 全文</td> <td>1-24</td> </tr> </tbody> </table>			类 型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求	X	CN 102895923 A (埃克森美孚化学专利公司) 2013年 1月 30日 (2013 - 01 - 30) 说明书第[0046]-[0053]段以及附图2	1-24	A	CN 102464557 A (中国石油化工股份有限公司, 中国石油化工股份有限公司上海石油化工研究院) 2012年 2月 23日 (2012 - 02 - 23) 全文	1-24	A	CN 102463084 A (中国石油化工股份有限公司, 中国石油化工股份有限公司上海石油化工研究院) 2012年 5月 23日 (2012 - 05 - 23) 全文	1-24	A	JP 2012206955 A (CHIYODA CORP等) 2012年 10月 25日 (2012 - 10 - 25) 全文	1-24
类 型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求															
X	CN 102895923 A (埃克森美孚化学专利公司) 2013年 1月 30日 (2013 - 01 - 30) 说明书第[0046]-[0053]段以及附图2	1-24															
A	CN 102464557 A (中国石油化工股份有限公司, 中国石油化工股份有限公司上海石油化工研究院) 2012年 2月 23日 (2012 - 02 - 23) 全文	1-24															
A	CN 102463084 A (中国石油化工股份有限公司, 中国石油化工股份有限公司上海石油化工研究院) 2012年 5月 23日 (2012 - 05 - 23) 全文	1-24															
A	JP 2012206955 A (CHIYODA CORP等) 2012年 10月 25日 (2012 - 10 - 25) 全文	1-24															
☐ 其余文件在C栏的续页中列出。 ☒ 见同族专利附件。																	
* 引用文件的具体类型: “A” 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件 “E” 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利 “L” 可能对优先权要求构成怀疑的文件, 或为确定另一篇引用文件的公布日而引用的或者因其他特殊理由而引用的文件(如具体说明的) “O” 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件 “P” 公布日先于国际申请日但迟于所要求的优先权日的文件 “T” 在申请日或优先权日之后公布, 与申请不相抵触, 但为了理解发明之理论或原理的在后文件 “X” 特别相关的文件, 单独考虑该文件, 认定要求保护的发明不是新颖的或不具有创造性 “Y” 特别相关的文件, 当该文件与另一篇或者多篇该类文件结合并且这种结合对于本领域技术人员为显而易见时, 要求保护的发明不具有创造性 “&” 同族专利的文件																	
国际检索实际完成的日期 2018年 2月 12日		国际检索报告邮寄日期 2018年 2月 27日															
ISA/CN的名称和邮寄地址 中华人民共和国国家知识产权局(ISA/CN) 中国北京市海淀区蓟门桥西土城路6号 100088 传真号 (86-10)62019451		受权官员 王东升 电话号码 (86-10)62084844															

国际检索报告
关于同族专利的信息

国际申请号

PCT/CN2017/112814

检索报告引用的专利文件			公布日 (年/月/日)	同族专利			公布日 (年/月/日)
CN	102895923	A	2013年 1月 30日	US	2013165724	A1	2013年 6月 27日
				BR	112014001830A2	A2	2017年 2月 21日
				KR	20140027512	A	2014年 3月 6日
				US	9095831	B2	2015年 8月 4日
				IN	201400569	P1	2016年 6月 24日
				EP	2736630	A4	2015年 4月 22日
				WO	2013016396	A2	2013年 1月 31日
				WO	2013016396	A3	2013年 4月 25日
				CN	202909704	U	2013年 5月 1日
				JP	6162117B2	B2	2017年 7月 12日
				EP	2736630	A2	2014年 6月 4日
				CN	102895923	B	2016年 8月 10日
				JP	2017125059	A	2017年 7月 20日
				CN	102895923	A	2013年 1月 30日
				TW	201332657	A	2013年 8月 16日
				TW	I495511	B	2015年 8月 11日
				KR	1602076	B1	2016年 3月 17日
				JP	2014531400	A	2014年 11月 27日
				SG	201400223	A1	2014年 4月 28日
				SG	201400223	B	2015年 1月 12日
				GC	5257	A	2017年 3月 31日
CN	102464557	A	2012年 2月 23日	CN	102464557	B	2014年 3月 26日
CN	102463084	A	2012年 5月 23日	CN	102463084	B	2015年 2月 11日
JP	2012206955	A	2012年 10月 25日	JP	5654923	B2	2015年 1月 14日