

一种烃油催化裂解方法、反应器及系统

相关申请的交叉引用

本申请要求申请人于 2018 年 7 月 16 日向中国专利局提交的申请
5 号为 201810778081.6、名称为“一种采用快速流化床进行催化裂解的方法和系统”的专利申请的优先权，上述专利申请的内容经此引用全文并入本文。

技术领域

10 本申请涉及催化裂化的技术领域，具体涉及一种烃油催化裂解方法、反应器及系统。

背景技术

以乙烯、丙烯为代表的低碳烯烃是化学工业的最基本原料，国内
15 外多以天然气或轻质石油馏分为原料，采用乙烯联合装置中蒸汽裂解工艺生产低碳烯烃。苯、甲苯、二甲苯（BTX）是重要的基础化工原料，其中对二甲苯（PX）占 BTX 消费总量的 45%左右。随着中国聚酯等工业的发展，预计 BTX 的需求将继续高速增长。约 90%的乙烯、约 70%的丙烯、90%的丁二烯、30%的芳烃均来自蒸汽裂解副产。虽然蒸
20 汽裂解技术经过几十年的发展，技术不断完善，但仍具有能耗高、生产成本低、CO₂ 排放量大和产品结构不易调节等技术局限，石油化工如果采用传统的蒸汽裂解制乙烯、丙烯路线，将面临轻质原料油短缺、生产能力不足以及成本过高等几大制约因素，另外，随着蒸汽裂解原料的轻质化，丙烯和轻芳烃产率下降更是加剧的供需矛盾。催化裂解
25 技术可以作为生产低碳烯烃和轻芳烃的生产工艺的有益补充，对炼油和化工一体化的企业来说，采用催化技术路线生产化工原料具有明显的社会与经济效益。

中国专利申请公开 CN1234426A 公开了一种从重质油同时制取低
碳烯烃和高芳烃汽油的方法，包括使重质石油烃和水蒸汽在由提升管
30 和密相流化床组成的复合反应器中进行催化裂解反应，达到提高低碳烯烃特别是丙烯的产率，同时使汽油中的芳烃含量增加到 80 重%左右。

中国专利申请公开 CN1393510A 公开了一种重质石油烃催化转化

增产乙烯和丙烯的方法，包括使烃油原料在提升管或流化床反应器中与含有五元环高硅沸石的催化剂接触、反应，该方法不仅可以提高乙烯和丙烯产率，还可以在在一定程度上缓解催化剂的水热失活。

中国专利申请公开 CN1721510A 公开了一种采用双反应区催化裂解生产低碳烯烃和芳烃的方法，其在两个反应区采用不同的重时空速达到从重质原料油最大限度地生产丙烯、乙烯等低碳烯烃，其中丙烯的产率超过 20 重%，同时联产甲苯与二甲苯等芳烃的目的。

美国专利申请公开 US2002003103A 和 US2002189973A 公开了采用双提升管来增产丙烯的 FCC 装置，其中裂化反应生成的汽油(60-300 °F/15-150°C)进料到第二根提升管进一步反应，催化剂是 USY 分子筛和 ZSM-5 分子筛催化剂的混合物。

美国专利申请公开 US2002195373A 和国际专利申请公开 WO2017223310A 公开的方法是采用下行式反应器，在高温(1020-1200 °F/550-650°C)、短接触时间(<0.5 秒)和大剂油比(15-25)条件下操作。主催化剂(Y 型八面沸石)具有低氢转移活性，其配方结合操作条件来制定，以使轻烯烃产率最大化。高效分离器在 0.1 秒之内将产物和催化剂分离，使得二次反应和焦炭的形成最小化。另外，使用 LCO 来骤冷分离出来的气体产物至约 930°F/500°C，并防止进一步裂化。

美国专利 US6538169A 和美国专利申请公开 US2003121825A 公开的方法也是采用两个反应区和一个共用的再生器构成的反应-再生系统。在第一反应区，使用高温和高剂油比将重质原料裂化为轻烯烃或能转化为轻烯烃的中间产物。第二反应区由第二根提升管构成，在那儿操作条件更苛刻，从汽油产品中生产更多的轻组分。使用择形分子筛如 ZSM-5 辅助汽油向轻烯烃的转化，适用的原料包括 VGO、HVGO 和加氢的瓦斯油。

中国专利申请公开 CN1403540A 公开了一种制取乙烯和丙烯的催化转化方法，其中采用提升管和密相流化床串联反应器，将轻质原料注入提升管，在较高苛刻度下反应，反应产物与积炭催化剂进入流化床，在相对缓和条件下继续反应，该方法具有较高的乙烯+丙烯+丁烯收率。

中国专利申请公开 CN102051213A 公开了一种催化裂解方法，包括将重质原料在包括至少两个反应区的第一提升管反应器中与催化剂

接触进行裂化反应，将轻质原料和裂解重油在第二提升管反应器和流化床反应器中与催化剂接触进行裂化反应的步骤。该方法用于重油催化裂解，重油转化率和丙烯产率较高，干气和焦炭产率低。

炼油化工行业结构性矛盾日益严重，一方面传统石化产品产能过剩，成品油供需矛盾突出，另一方面资源类产品和高端石油化工产品短缺突出，炼油向化工转型已是大势所趋。作为炼油与化工桥梁的催化裂解装置面临前所未有压力与挑战。当前，催化裂解装置掺炼常压渣油比例越来越大，甚至提出掺炼减压渣油的要求，现有催化裂解技术通常以减压蜡油或石蜡基常压渣油为原料最先进的催化裂解技术是采用双提升管或者提升管串联密相床层的反应器，在较高苛刻度的反应条件下，达到多产低碳烯烃和/或轻度烃的目标，这类反应器在加工掺渣重油时，不可避免地出现干气和焦炭产率高的问题。采用下行式反应器时可以达到焦炭产率的降低，但是反应转化率相对较低，需要专用催化剂。随着原料的重质化，催化裂解装置掺炼渣油的要求越来越多，为了高效利用劣质重油资源，满足日益增长的化工原料如低碳烯烃和重芳烃的需求，有必要开发一种将劣质重油原料转化为高附加值产品的催化裂解方法。

发明内容

本申请的目的是提供一种新型的烃油催化裂解方法、反应器和系统，其特别适用于由烃油原料、特别是重质原料油经催化裂解来生产低碳烯烃，例如乙烯和丙烯。采用本申请的方法、反应器和系统进行催化裂解的干气和焦炭产率低，产品分布好，乙烯和丙烯等产率高。

为了实现上述目的，在一个方面，本申请提供了一种烃油催化裂解方法，包括使烃油原料、特别是重质原料油与催化裂解催化剂在包括一个或多个快速流化反应区的反应器中接触反应的步骤，其中所述反应器的快速流化反应区中的至少一个为全浓相反应区，并且在整个所述全浓相反应区中，所述催化剂的轴向固体分率 ε 均控制在约0.1至约0.2的范围内。

另一方面，本申请提供了一种适用于烃油、特别是重质原料油的催化裂解的反应器，该反应器从下到上依次包括任选的预提升段、全浓相反应区、过渡段和出口区，所述全浓相反应区为横截面呈大致圆

形的、底端和顶端开口的、等直径或者变直径的空心柱体的型式，所述任选的预提升段与所述全浓相反应区的底端相连通，所述全浓相反应区的顶端经由所述过渡段与所述出口区相连通，所述任选的预提升段上和/或所述全浓相反应区的底部设有至少一个催化裂解催化剂入口，
5 并且所述任选的预提升段上和/或所述全浓相反应区的底部设有至少一个原料进料口，

其中，所述全浓相反应区的底端的横截面直径大于或等于所述任选的预提升段的直径，且顶端的横截面直径大于所述出口区的直径，并且所述全浓相反应区的侧壁具有一个或多个补充催化剂入口，所述
10 一个或多个补充催化剂入口的位置各自独立地位于所述全浓相反应区总高度的大于 0%至约 90%高度处。

再一方面，本申请提供了一种适用于烃油、特别是重质原料油的催化裂解的系统，该系统包括催化裂解反应器、油剂分离设备、任选的反应产物分离设备、和再生器，

15 所述催化裂解反应器设置有底部的催化剂入口、下部的原料进料口和顶部的出口，所述油剂分离设备设置有入口、催化剂出口和反应产物出口，所述任选的反应产物分离设备设置有反应产物入口、干气出口、液化气出口、裂解石脑油出口、裂解轻油出口和裂解重油出口，所述再生器设置有催化剂入口和催化剂出口，

20 所述催化裂解反应器的催化剂入口与所述再生器的催化剂出口流体连通，所述催化裂解反应器的出口与所述油剂分离设备的入口流体连通，所述油剂分离设备的反应产物出口与所述任选的反应产物分离设备的反应产物入口流体连通，所述油剂分离设备的催化剂出口与所述再生器的催化剂入口流体连通，

25 其中所述催化裂解反应器包括根据本申请的反应器。

与常规的烃油催化裂解方法相比，在本申请的方法、反应器和系统中，所设置的全浓相反应区可以有效提高反应器内的催化剂密度，从而大幅度提高反应器内反应瞬间的催化剂和烃油原料之比，并控制相对较长的反应时间，使催化剂能够与烃油原料、特别是劣质重油进
30 行充分反应，由此不仅能提高反应转化率，还能提高低碳烯烃和轻芳烃的产率，同时，还可以降低所需的反应温度并有效减少干气和焦炭的生成，使产品分布与产品质量得到改善。

采用本申请的方法、反应器和系统可以使石化企业从廉价的劣质重油最大限度地生产高附加值的化工原料，有助于推进炼油企业的炼化一体化进程，既解决了石化原料短缺的问题，又提高了石化行业的经济效益和社会效益。

5 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，但并不构成对本发明的限制。在附图中：

图 1 为本申请的一种优选实施方式的示意图；

图 2 为本申请的另一优选实施方式的示意图；以及

图 3-5 为本申请反应器的几种优选实施方式的示意图。

15 附图标记说明

- | | | |
|-----------|-----------|---------|
| 1 预提升段 | 2 全浓相反应区 | 3 过渡段 |
| 4 出口区 | 5 再生斜管 | 6 补剂管线 |
| 7 补剂管线 | 8 预提升介质管线 | 9 进料管线 |
| 10 沉降器 | 11 旋风分离器 | 12 集气室 |
| 13 油气管线 | 14 汽提段 | 15 待生斜管 |
| 16 再生器 | 17 空气分配器 | 18 烟气管线 |
| 19 催化剂分布板 | | |

具体实施方式

以下将通过具体的实施方式对本申请作出进一步的详细描述，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，
20 但不以任何方式限制本发明。

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，
25 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。

在本申请中，术语“快速流化反应区”是指其中的催化剂处于快速流态化状态的反应区，其中快速流态化是一种无气泡的气固接触流态化，重要特征是固体颗粒趋向于成团运动。当催化剂处于快速流态化状态时，反应区内催化剂的轴向固体分率 ε 通常在约 0.05 至约 0.4 的范围内。但是，在常规快速流化床中，催化剂通常呈上稀下浓式分布，例如上部的催化剂轴向固体分率 ε 可在约 0.05 至约 0.1 的范围内，而下部的催化剂轴向固体分率 ε 可在约 0.3 至约 0.4 的范围内。

根据本申请，在所述快速流化反应区中，当催化剂的轴向固体分率 ε 自下至上始终控制在约 0.1 至约 0.2 的范围内（即在该反应区沿轴向均分的上、中、下三部分中测得的催化剂轴向固体分率 ε 均大于等于约 0.1 且小于等于约 0.2）时，整个所述快速流化反应区内的催化剂呈拟均一的全浓相分布，此时所述快速流化反应区称为“全浓相反应区”。

在本申请中，术语“水油重量比”是指注入反应器内的总蒸汽重量与原料重量之比。

在本申请中，所谓“上游”和“下游”均是基于反应物料的流动方向而言的。例如，当反应物流自下而上流动时，“上游”表示位于下方的位置，而“下游”表示位于上方的位置。

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常理解不同，则以本文的定义为准。

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发明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。

在第一方面，本申请提供了一种烃油催化裂解方法，包括使烃油原料、特别是重质原料油与催化裂解催化剂在包括一个或多个快速流

化反应区的反应器中接触反应的步骤，其中所述反应器的快速流化反应区中的至少一个为全浓相反应区，并且在整个所述全浓相反应区中，所述催化剂的轴向固体分率 ε 均控制在约 0.1 至约 0.2 的范围内。

在本申请中，通过采用包括全浓相反应区的反应器，防止了催化剂在该反应区内呈上稀下浓式分布，使整个反应区上下的实际剂油比保持一致，进而能够减少干气和焦炭的产率，并提高目标产物的产率。

在优选的实施方式中，根据本申请的方法用于由重质原料油生产低碳烯烃，例如乙烯和丙烯，并且进一步包括如下步骤：

i) 使重质原料油、如劣质重油与催化裂解催化剂在所述反应器的全浓相反应区中、在有效生成低碳烯烃的条件下接触反应的步骤，其中在所述反应器的整个全浓相反应区中，所述催化剂的轴向固体分率 ε 均控制在约 0.1 至约 0.2 的范围内；

ii) 将来自所述反应器的反应流出物分离，得到富含低碳烯烃的反应产物和待生催化剂；

iii) 将所述待生催化剂再生，并将所得的再生催化剂的至少一部分返回步骤 i) 作为所述催化裂解催化剂；以及

iv) 任选地，将所述反应产物分离得到干气、液化气、裂解石脑油、裂解轻油和裂解重油。

根据本申请，所谓“有效生成低碳烯烃”是指至少部分反应原料在全浓相反应区中发生有效裂化、例如深度裂化，产生低碳烯烃产物如乙烯和丙烯，从而使所得的产物混合物富含低碳烯烃。

根据本申请，所谓“富含低碳烯烃”是指所述反应产物或产物混合物中的低碳烯烃（如乙烯和丙烯）的总含量高于所述反应产物或产物混合物的约 10% 重量，优选高于约 15% 重量，更优选高于约 20% 重量。

在进一步优选的实施方式中，根据本申请的方法进一步包括如下步骤：

i) 使经预热的劣质重油在所述反应器的全浓相反应区中与从底部引入所述反应区的催化裂解催化剂接触，并在由下至上通过所述反应区的过程中进行催化裂解反应，其中在整个所述全浓相反应区中所述催化剂的轴向固体分率 ε 均控制为满足： $0.1 \leq \varepsilon \leq 0.2$ ；

ii) 将来自所述反应器的反应流出物分离，得到富含低碳烯烃的反

应产物和待生催化剂；

iii) 将所述待生催化剂送入再生器进行烧焦再生，并将所得再生催化剂的至少一部分返回步骤 i) 作为所述催化裂解催化剂；以及

iv) 将所得的反应产物分离得到干气、液化气、裂解石脑油、裂解
5 轻油和裂解重油。

在某些具体实施方式中，在所述步骤 i) 之前和/或之后，本申请方法可以进一步包括一个或多个额外的反应步骤，例如在其它形式的反应区如稀相输送床、密相流化床、常规快速流化床等中进行的催化裂化和/或催化异构化等反应步骤。

10 在另一些具体实施方式中，本申请方法在所述步骤 i) 之前和之后不包括额外的反应步骤。

在优选的实施方式中，本申请的方法进一步包括在所述催化裂解催化剂进入所述全浓相反应区的位置的下游向所述全浓相反应区中引入一股或多股补充催化剂，并使其与所述全浓相反应区内的物料接触
15 进行催化裂解反应。

根据本申请，所述一股或多股补充催化剂的总量可以占反应器催化剂循环量的约 0-50 重量%，优选约 5-45 重量%，更优选约 10-40 重量%。

优选地，所述一股或多股补充催化剂的炭含量各自独立地为约
20 0-1.0 重量%，例如所述一股或多股补充催化剂可以各自独立地选自再生催化剂、待生催化剂和半再生催化剂，即再生、待生和半再生的催化裂解催化剂。

根据本申请，在全浓相反应区中引入补充催化剂可以在较大范围内调节剂油比，为裂解反应提供更多的活性中心。同时，引入补充催化剂增强了反应温度调节的灵活性，可以有效调节全浓相反应区内的
25 温度和催化剂活性的梯度。另外，在全浓相反应区中引入补充催化剂可以尽可能地维持反应区内催化剂密度的均匀性，有效调节催化剂密度的分布，保证裂解反应充分地、有效地进行，从而提高目标产物的选择性。

30 根据本申请，所述催化裂解催化剂通常由所述全浓相反应区的底部进入所述反应区，例如经由所述预提升段的出口端进入所述全浓相反应区底部，因此所述一股或多股补充催化剂的引入位置通常设置在

距所述全浓相反应区底端的距离各自独立地为所述全浓相反应区总高度的大于 0% 至约 90% 的高度处。优选地，所述一股或多股补充催化剂的引入位置各自独立地位于所述全浓相反应区的约 20% 到约 80% 高度处，更优选约 30% 到约 75% 高度处。所述补充催化剂的温度可以根据
5 所需的反应温度进行调整，例如可以引入冷和/或热的再生催化剂，也可以引入冷和/或热的待生催化剂。

根据本申请，所述烃油原料，如重质原料油、特别是劣质重油，可以在一个进料位置全部引入所述反应器中，也可以从两个或两个以上的进料位置按照相同或不同的比例引入所述反应器中。进料喷嘴的
10 位置可以设置在预提升段的出口端处，或者在预提升段上距其出口端的距离小于或等于预提升段高度的约 1/3 的位置处，也可以设置在全浓相反应区的底部。

根据本申请，劣质重油是指比常规重油更加不适宜催化裂解加工的重油。例如，所述劣质重油的性质可以满足以下指标中的至少一种，
15 例如一种、两种、三种或四种：20℃ 的密度为约 850-1000 千克/米³，优选为约 890-940 千克/米³；残炭为约 2-10 重量%，优选为约 2-8 重量%；镍和钒的总含量为约 2-30 ppm，优选为约 5-20 ppm；特性因数 K 值小于约 12.1，优选小于约 12.0。劣质重油中的残炭采用 ASTM D-189 康氏残炭实验方法进行测定。

20 作为示例，所述劣质重油可以为重质石油烃和/或其它矿物油；所述重质石油烃可以选自减压渣油（VR）、劣质的常压渣油（AR）、劣质的加氢渣油、焦化瓦斯油、脱沥青油、减压蜡油、高酸值原油、高金属原油和它们的任意组合；所述其它矿物油可以选自煤液化油、油砂油、页岩油和它们的任意组合。

25 本申请对所用的催化裂解催化剂没有严格的限制，例如可以是本领域技术人员熟知的适用于由烃油原料、如重质原料油生产低碳烯烃的各种催化裂解催化剂。在优选的实施方式中，以干基计并以催化裂解催化剂的干基重量为基准，所述催化裂解催化剂包括约 1-50 重量%，
30 优选约 5-45 重量%，更优选约 10-40 重量%的沸石、约 5-99 重量%，
优选约 10-80 重量%，更优选约 20-70 重量%的无机氧化物，和约 0-70 重量%，优选约 5-60 重量%，更优选约 10-50 重量%的粘土；所述沸石作为活性组分，可以包括中孔沸石和任选的大孔沸石。优选地，以干

基计，所述中孔沸石占沸石总重量的约 0-50 重量%，优选占约 0-20 重量%。

在本申请中，所述中孔沸石和大孔沸石沿用本领域的常规定义，即中孔沸石的平均孔径为约 0.5-0.6 nm，大孔沸石的平均孔径为约 5 0.7-1.0 nm。

作为示例，所述大孔沸石可以选自稀土 Y (REY) 型沸石、稀土氢 Y (REHY) 型沸石、由不同方法得到的超稳 Y 型沸石和高硅 Y 型沸石中的一种或多种。所述中孔沸石可以选自具有 MFI 结构的沸石，例如 ZSM 系列沸石和/或 ZRP 沸石。任选地，还可对上述中孔沸石用 10 磷等非金属元素和/或铁、钴、镍等过渡金属元素进行改性。有关 ZRP 沸石的更为详尽的描述可参见美国专利 US5,232,675A。ZSM 系列沸石优选选自 ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-23、ZSM-35、ZSM-38、ZSM-48 和其它类似结构的沸石之中的一种或多种的混合物。有关 ZSM-5 的更为详尽的描述可参见美国专利 US3,702,886A。

15 根据本申请，所述无机氧化物作为粘结剂，优选为二氧化硅 (SiO_2) 和/或三氧化二铝 (Al_2O_3)。所述粘土作为基质 (即载体)，优选为高岭土和/或多水高岭土。

本申请对所用的催化裂解反应条件没有严格的限制，例如可以是本领域技术人员熟知的适用于由烃油原料、如重质原料油生产低碳烯 20 烃的催化裂解反应条件。在优选的实施方式中，所述全浓相反应区内的催化裂解反应条件可以包括：反应温度 (出口处) 为约 510-700℃，反应时间为约 1-20 秒，剂油重量比为约 3: 1 至约 50: 1，水油重量比为约 0.03: 1 至约 0.8: 1，催化剂密度为约 120-290 千克/米³，气体线速为约 0.8-2.5 米/秒，反应压力为约 130-450 千帕，催化剂质量流率 25 G_s 为约 15-150 千克/(米²·秒)。进一步优选地，所述全浓相反应区内的反应条件包括：反应温度为约 550-650℃，反应时间为约 3-15 秒，剂油重量比为约 10: 1 至约 30: 1，水油重量比为约 0.05: 1 至约 0.5: 1，催化剂密度为约 150-250 千克/米³，气体线速为约 1-1.8 米/秒，催化剂质量流率 G_s 为约 20-130 千克/(米²·秒)。

30 根据本申请，反应产物与待生催化剂的分离可以采用本领域技术人员所熟知的方式进行，例如可以在沉降器中采用旋风分离器进行。所述反应产物进一步分离得到干气、液化气、裂解石脑油、裂解轻油

和裂解重油的方式也是本领域技术人员所熟知的。在优选的实施方式中，所述干气和液化气可以进一步采用本领域常规的分离手段分离得到乙烯、丙烯等目的产物。

在优选的实施方式中，根据本申请的方法进一步包括：在一个或多个位置将 C4 烃馏分和/或 C5-C6 轻汽油馏分引入所述反应器中进行催化裂解反应。进一步优选地，在烃油原料、如劣质重油引入所述反应器的位置的上游引入所述 C4 烃馏分和/或 C5-C6 轻汽油馏分的至少一部分。

根据本申请，所述“C4 烃馏分”是指以 C4 馏分为主要成分的常温、常压下以气体形式存在的低分子碳氢化合物，包括分子中碳原子数为 4 的烷烃、烯烃及炔烃。它既可以包括本申请方法所产的富含 C4 烃馏分的气态烃产品（例如液化气），也可以包括其它装置所产的富含 C4 馏分的气态烃，优选本申请方法所产的 C4 烃馏分。所述 C4 烃馏分优选为富含烯烃的 C4 烃馏分，其中 C4 烯烃的含量可以为大于约 50 重量%，优选大于约 60 重量%，更优选在约 70 重量%以上。

根据本申请，所述“C5-C6 轻汽油馏分”是指汽油中碳数为 C5 至 C6 的组分，其可以包括本申请方法所产的裂解石脑油，也可以包括其它装置所产的汽油馏分，例如可以为选自催化裂解石脑油、催化裂化汽油、直馏汽油、焦化汽油、热裂解石脑油、热裂化汽油和加氢汽油中的至少一种的 C5-C6 馏分。

根据本申请，待生催化剂可以通过本领域技术人员所熟知的方式再生，例如可以在再生器中烧焦再生，具体地可以将诸如空气等的含氧气体引入再生器中与待生催化剂接触。烧焦再生所得的烟气可以在再生器中与催化剂分离后，送入后续能量回收系统。

在本申请的某些优选实施方式中，可以将经再生器烧焦再生后的再生催化剂通过催化剂冷却器降温至约 600-680℃后再返回所述反应器。热的再生催化剂经冷却后返回反应器，有助于降低油剂接触温度，改善原料油和催化剂的接触状态，进而改善对干气和生焦的选择性。

在第二方面，本申请提供了一种适用于烃油、特别是重质原料油的催化裂解的反应器，该反应器从下到上依次包括任选的预提升段、全浓相反应区、过渡段和出口区，所述全浓相反应区为横截面呈大致圆形的、底端和顶端开口的、等直径或者变直径的空心柱体的型式，

所述任选的预提升段与所述全浓相反应区的底端相连通，所述全浓相反应区的顶端经由所述过渡段与所述出口区相连通，所述任选的预提升段上和/或所述全浓相反应区的底部设有至少一个催化裂解催化剂入口，并且所述任选的预提升段上和/或所述全浓相反应区的底部设有至少一个原料进料口，

其中，所述全浓相反应区的底端的横截面直径大于或等于所述任选的预提升段的直径，且顶端的横截面直径大于所述出口区的直径，并且所述全浓相反应区的侧壁具有一个或多个补充催化剂入口，所述一个或多个补充催化剂入口的位置各自独立地位于所述全浓相反应区总高度的大于 0% 至约 90% 高度处，优选位于所述全浓相反应区的约 20 % 到约 80 % 高度处，更优选约 30 % 到约 75 % 高度处。

根据本申请，所述预提升段并不是必须的，例如当本发明的反应器与其它反应器如提升管反应器串联使用时，所述全浓相反应区可以直接与位于上游的反应器的出口直接连通，而无需采用所述预提升段。

根据本申请，所述全浓相反应区可以为各种横截面呈大致圆形的、底端和顶端开口的、等直径或者变直径的空心柱体的型式，例如等直径的空心圆柱体，或者由下至上直径连续地或不连续地增大的空心柱体的型式。

根据本申请，所谓“直径连续地增大”是指直径以线性或者非线性方式连续不断地增大。作为“由下至上直径连续增大的空心柱体”的例子，可以举出倒置的空心截头圆锥体。

根据本申请，所谓“直径不连续地增大”是指直径以不连续，例如阶梯式，的方式增大。作为“由下至上直径不连续地增大的空心柱体”的例子，可以举出由两段或更多段直径递增的圆柱体构成的空心柱体。

作为示例，所述全浓相反应区可以为空心圆柱体、倒置的空心截头圆锥体、由两段或更多段直径递增的圆柱体构成的空心柱体、由两段或更多段直径递增的倒置的截头圆锥体构成的空心柱体、或者由一段或多段圆柱体与一段或多段倒置的截头圆锥体构成的空心柱体的型式。

在某些优选的实施方式中，所述全浓相反应区的底部设有催化剂分布板。

在优选的实施方式中，所述预提升段的直径为约 0.2-5 米，优选约 0.4-4 米，更优选约 0.6-3 米；其高度与反应器总高度之比为约 0.01: 1 至约 0.2: 1，优选约 0.03: 1 至约 0.18: 1，更优选约 0.05: 1 至约 0.15: 1。

5 在优选的实施方式中，所述全浓相反应区的最大横截面的直径与反应器总高度之比为约 0.005: 1 至约 1: 1，优选约 0.01: 1 至约 0.8: 1，更优选约 0.05: 1 至约 0.5: 1；全浓相反应区的高度与反应器总高度之比为约 0.1: 1 至约 0.9: 1，优选约 0.15: 1 至约 0.8: 1，更优选约 0.2: 1 至约 0.75: 1。

10 在某些优选实施方式中，所述全浓相反应区为倒置的空心截头圆锥体的型式，纵切面为等腰梯形，其底端横截面的直径为约 0.2-10 米，优选约 0.5-8 米，更优选约 1-5 米；顶端横截面直径与底端横截面直径比的比值为大于 1 至约 50，优选约 1.2 至约 10，更优选约 1.5 至约 5；最大横截面的直径与反应器总高度比为约 0.005: 1 至约 1: 1，优选约 0.01: 1 至约 0.8: 1，更优选约 0.05: 1 至约 0.5: 1；全浓相反应区的高度与反应器总高度之比为约 0.1: 1 至约 0.9: 1，优选约 0.15: 1 至约 0.8: 1，更优选约 0.2: 1 至约 0.75: 1。

在另一些优选的实施方式中，所述全浓相反应区为由一段倒置的截头圆锥体与一段圆柱体构成的空心柱体的型式，优选截头圆锥体位于圆柱体的下方，其中所述截头圆锥体的纵切面为等腰梯形，其底端横截面的直径为约 0.2-10 米，优选约 0.5-8 米，更优选约 1-5 米；顶端横截面直径与底端横截面直径的比值为大于 1 至约 50，优选约 1.2 至约 10，更优选约 1.5 至约 5；所述圆柱体的直径与所述截头圆锥体的顶端横截面的直径大致相同，并且所述圆柱体的高度与所述截头圆锥体的高度之比为约 0.4: 1 至 2.5: 1，优选约 0.8: 1 至约 1.5: 1；所述全浓相反应区的最大横截面的直径与反应器总高度之比为约 0.005: 1 至约 1: 1，优选约 0.01: 1 至约 0.8: 1，更优选约 0.05: 1 至约 0.5: 1；全浓相反应区的高度与反应器总高度之比为约 0.1: 1 至约 0.9: 1，优选约 0.15: 1 至约 0.8: 1，更优选约 0.2: 1 至约 0.75: 1。

30 在又一些优选的实施方式中，所述全浓相反应区为空心圆柱体的型式，其直径为约 0.2-10 米，优选约 1-5 米；所述全浓相反应区的直径与反应器总高度之比为约 0.005: 1 至约 1: 1，优选约 0.01: 1 至约

0.8: 1, 更优选约 0.05: 1 至约 0.5: 1; 全浓相反应区的高度与反应器总高度之比为约 0.1: 1 至约 0.9: 1, 优选约 0.15: 1 至约 0.8: 1, 更优选约 0.2: 1 至约 0.75: 1。进一步优选地, 所述全浓相反应区的底部设有催化剂分布板。

- 5 在优选的实施方式中, 所述全浓相反应区的高度为约 2-50 米, 优选约 5-40 米, 更优选约 8-20 米。

根据本申请, 可以在催化裂解催化剂进入所述全浓相反应区底部的位置处设置所述催化剂分布板, 例如在预提升段的出口端处。

- 10 根据本申请, 所述催化剂分布板可以为工业上常见的各种型式的分布板, 例如为平板形、拱形、碟形、环形和伞形中的一种或多种。采用催化剂分布板有助于使催化剂在全浓相反应区的轴向上浓度均一地与原料油接触进行催化裂解反应, 从而减少催化剂浓度过高或过低带来的剂油比焦和热反应焦的生成。

- 15 在优选的实施方式中, 所述过渡段的高度与反应器总高度之比为约 0.01: 1 至约 0.1: 1, 优选约 0.02: 1 至约 0.05: 1。进一步优选地, 该过渡段为空心的截头圆锥体的型式, 纵切面为等腰梯形, 等腰梯形侧边的内倾角 α 为约 25-85°, 优选约 30-75°。

- 20 在优选的实施方式中, 所述出口区的直径为约 0.2-5 米, 优选约 0.4-4 米, 更优选约 0.6-3 米, 其高度与反应器总高度之比为约 0.05: 1 至约 0.2: 1, 优选约 0.08: 1 至约 0.18: 1, 更优选约 0.1: 1 至约 0.15: 1, 所述出口区的出口端可以敞口, 也可以和旋风分离器的入口直接连接。

- 25 在某些具体实施方式中, 本申请的反应器可以在所述全浓相反应区的上游 (例如在所述任选的预提升段与所述全浓相反应区之间), 和/或所述全浓相反应区的下游 (例如在所述过渡段与所述出口区之间), 进一步包括一个或多个其它形式的反应区, 例如稀相输送床、密相流化床、常规快速流化床等。

在另一些具体实施方式中, 本申请的反应器在所述全浓相反应区的上游和下游不包括额外的反应区。

- 30 根据本申请, 所述反应器可以设置一个或多个, 例如一个、两个或更多个原料进料口, 所述一个或多个原料进料口可以各自独立地设置在预提升段的出口端处, 在预提升段上距其出口端的距离小于或等

于预提升段高度的约 1/3 的位置处，或者设置在全浓相反应区的底部。

任选地，当在所述全浓相反应区的底部设置有原料进料口时，可以在该原料进料口处设置气体分布器。

第三方面，本申请还提供了一种适用于烃油、特别是重质原料油
5 的催化裂解的系统，该系统包括催化裂解反应器、油剂分离设备、任选的反应产物分离设备和再生器，

所述催化裂解反应器设置有底部的催化剂入口、下部的原料进料口和顶部的油剂出口，所述油剂分离设备设置有油剂入口、催化剂出口和反应产物出口，所述任选的反应产物分离设备设置有反应产物入
10 口、干气出口、液化气出口、裂解石脑油出口、裂解轻油出口和裂解重油出口，所述再生器设置有催化剂入口和催化剂出口，

所述催化裂解反应器的催化剂入口与所述再生器的催化剂出口流体连通，所述催化裂解反应器的油剂出口与所述油剂分离设备的油剂入口流体连通，所述油剂分离设备的反应产物出口与所述任选的反应
15 产物分离设备的反应产物入口流体连通，所述油剂分离设备的催化剂出口与所述再生器的催化剂入口流体连通。

在优选的实施方式中，所述催化裂解反应器包括根据本申请的反应器。

在某些进一步优选的实施方式中，所述催化裂解反应器进一步包
20 括一个或多个与本申请的反应器串联和/或并联的其它形式的反应器，例如稀相输送床、密相流化床、常规快速流化床等。

在另一些进一步优选的实施方式中，所述催化裂解反应器由本申请的反应器构成。

在某些具体实施方式中，本申请采用的催化裂解反应器反应器可
25 以与沉降器同轴布置，也可以与沉降器高低并列布置。

根据本申请，所述油剂分离设备和反应产物分离设备均可采用本领域技术人员所熟知的设备。例如，所述油剂分离设备可以包括旋风分离器、沉降器和汽提器等，而所述反应产物分离设备可以是分馏塔等。

30 下面将结合附图所示的优选实施方式来进一步说明本申请，但是并不因此而限制本申请。

图 1 示出了本申请的一种优选实施方式，其中预提升介质经预提

升介质管线 8 进入催化裂解反应器的预提升段 1 底部，预提升介质可以为干气、水蒸气或它们的混合物。来自再生斜管 5 的再生催化剂进入预提升段 1 下部，在预提升介质的提升作用下向上运动。劣质重油经进料管线 9 注入预提升段 1 的上部，与催化裂解反应器内已有的物流混合接触，在由下至上通过所述反应器的过程中进行催化裂解反应。在全浓相反应区 2 中经由补剂管线 6 和/或补剂管线 7 引入一股或多股补充催化剂，使其与所述全浓相反应区内的物料接触进行催化裂解反应。补剂管线 6 和补剂管线 7 的位置各自独立地位于所述全浓相反应区总高度的大于 0% 至约 90% 之间的高度处，优选位于约 20% 到约 80% 高度处，更优选约 30% 到约 75% 高度处。反应生成的反应产物和失活的待生催化剂经过渡段 3 和出口区 4 进入沉降器 10 中的旋风分离器 11，实现待生催化剂与反应产物的分离。分离出的反应产物进入集气室 12，集气室 12 中的反应产物经过油气管线 13 进入后续的反应产物分离系统（图中未示出）。催化剂细粉由旋风分离器 11 的料腿返回沉降器 10，沉降器 10 中的待生催化剂流向汽提段 14。汽提后的待生催化剂经待生斜管 15 进入再生器 16，空气经空气分配器 17 分配后进入再生器 16，烧去位于再生器 16 底部的密相床层中的待生催化剂上的焦炭，使失活的待生催化剂再生，得到再生催化剂。再生催化剂经再生斜管 5 返回预提升段 1，烟气经烟气管道 18 进入后续的能量回收系统（图中未示出）。

图 2 示出了本申请的另一优选实施方式，其与图 1 所示的实施方式基本相同，区别仅在于再生斜管 5 上设置有换热器（也称催化剂冷却器），用于对再生催化剂进行冷却；同时，劣质重油经进料管线 9 注入预提升段 1 的上部和/或全浓相反应区 2 的底部。

图 3 示出了本申请反应器的一种优选实施方式，其中所述反应器从下到上依次包括预提升段 1、全浓相反应区 2、过渡段 3 和出口区 4。所述全浓相反应区 2 为倒置的空心截头圆锥体的型式，纵切面为等腰梯形。过渡段 3 为空心的截头圆锥体的型式，纵切面为等腰梯形，等腰梯形侧边的内倾角 α 为约 25-85°，优选约 30-75°。预提升段 1 下部设有催化裂解催化剂入口，预提升段 1 上部和/或全浓相反应区 2 底部设有原料进料口。所述全浓相反应区的底端的横截面直径大于所述预提升段的直径，且顶端的横截面直径大于所述出口区的直径。所述全

浓相反应区的侧壁设有一个或多个、例如一个、两个或更多个补充催化剂入口，例如用于补剂管线 6 或补剂管线 7 的补充催化剂入口。所述一个或多个补充催化剂入口的位置各自独立位于所述全浓相反应区总高度的大于 0% 至约 90% 之间的高度处，优选位于约 20% 到约 80% 高度处，更优选约 30% 到约 75% 高度处。

图 4 示出了本申请反应器的另一种优选实施方式，其中所述反应器从下到上依次包括预提升段 1、全浓相反应区 2、过渡段 3 和出口区 4。所述全浓相反应区 2 为由下至上包括一段倒置的截头圆锥体和一段圆柱体的空心柱体的型式。过渡段 3 为空心的截头圆锥体的型式，纵切面为等腰梯形，等腰梯形侧边的内倾角 α 为约 25-85°，优选约 30-75°。预提升段 1 下部设有催化裂解催化剂入口，预提升段 1 上部和/或全浓相反应区 2 底部设有原料进料口。所述全浓相反应区的底端的横截面直径大于所述预提升段的直径，且顶端的横截面直径大于所述出口区的直径。所述全浓相反应区的侧壁设有一个或多个、例如一个、两个或更多个补充催化剂入口，例如用于补剂管线 6 或补剂管线 7 的补充催化剂入口。所述一个或多个补充催化剂入口的位置各自独立位于所述全浓相反应区总高度的大于 0% 至约 90% 之间的高度处，优选位于约 20% 到约 80% 高度处，更优选约 30% 到约 75% 高度处，并且可以各自独立地位于所述全浓相反应区的截头圆锥体段或圆柱体段。

图 5 示出了本申请反应器的再一种优选实施方式，其中所述反应器从下到上依次包括预提升段 1、全浓相反应区 2、过渡段 3 和出口区 4。所述全浓相反应区 2 为空心圆柱体的型式。过渡段 3 为空心的截头圆锥体的型式，纵切面为等腰梯形，等腰梯形侧边的内倾角 α 为约 25-85°，优选约 30-75°。预提升段 1 下部设有催化裂解催化剂入口，预提升段 1 上部和/或全浓相反应区 2 底部设有原料进料口。全浓相反应区 2 底部的预提升段出口处设有催化剂分布板。所述全浓相反应区的直径大于所述预提升段和所述出口区的直径。所述全浓相反应区的侧壁设有一个或多个、例如一个、两个或更多个补充催化剂入口，例如用于补剂管线 6 的补充催化剂入口。所述一个或多个补充催化剂入口的位置各自独立位于所述全浓相反应区总高度的大于 0% 至约 90% 之间的高度处，优选位于约 20% 到约 80% 高度处，更优选约 30% 到约 75% 高度处。

在某些优选的实施方式中，本申请提供了以下的技术方案：

1、一种采用快速流化床进行催化裂解的方法，该方法包括：

i) 将预热的劣质重油从快速流化床的下部引入快速流化床中与催化裂解催化剂接触并由下至上进行催化裂解反应，得到反应产物和待生催化剂；其中，所述快速流化床中催化剂呈全浓相分布，所述快速流化床中轴向固体分率 ε 分布满足： $0.1 \leq \varepsilon \leq 0.2$ ；

ii) 将所得反应产物进行分离，得到干气、液化气、裂解汽油、裂解柴油和裂解重油；以及

iv) 将待生催化剂送入再生器进行烧焦再生，所得再生催化剂作为所述催化裂解催化剂返回快速流化床的底部。

2、根据项目 1 所述的方法，其中，所述劣质重油的性质满足以下指标中的一种、两种、三种或四种：20℃密度为 900-1000 千克/米³，残炭为 2-10 重量%，镍和钒总含量为 2-30ppm，特性因数 K 值小于 12.1。

3、根据项目 1 所述的方法，其中，所述劣质重油的性质满足以下指标中的一种、两种、三种或四种：20℃密度为 910-940 千克/米³，残炭为 3-8 重量%，镍和钒总含量为 5-20ppm，特性因数 K 值小于 12.0。

4、根据项目 1 所述的方法，其中，所述劣质重油为重质石油烃和/或其它矿物油；

所述重质石油烃为选自减压渣油、劣质的常压渣油、劣质的加氢渣油、焦化瓦斯油、脱沥青油、减压蜡油、高酸值原油和高金属原油中的一种或多种，所述其它矿物油为选自煤液化油、油砂油和页岩油中的一种或多种。

5、根据项目 1 所述的方法，其中，以干基计并以催化裂解催化剂的干基重量为基准，所述催化裂解催化剂包括 1-50 重量%的沸石、5-99 重量%的无机氧化物和 0-70 重量%的粘土；

所述沸石包括中孔沸石和任选的大孔沸石，所述中孔沸石为 ZSM 系列沸石和/或 ZRP 沸石，所述大孔沸石为选自稀土 Y、稀土氢 Y、超稳 Y 和高硅 Y 中的一种或多种。

6、根据项目 5 所述的方法，其中，以干基计，所述中孔沸石占沸石总重量的 0-50 重量%。

7、根据项目 5 所述的方法，其中，以干基计，所述中孔沸石占沸石总重量的 0-20 重量%。

8、根据项目 1 所述的方法，其中，所述催化裂解反应的条件包括：反应温度为 510-650℃，反应时间为 1-20 秒，剂油重量比为 (3-50): 1，水油重量比的重量比为 (0.03-0.8): 1，催化剂密度为 120-290 千克/米³，气体线速为 0.8-2.5 米/秒，反应压力为 130-450 千帕，催化剂质量流
5 速 G_s 为 15-150 千克/(米²·秒)。

9、根据项目 1 所述的方法，其中，所述催化裂解反应的条件包括：反应温度为 550-620℃，反应时间为 3-15 秒，剂油重量比为 (10-30): 1，水油重量比为 (0.05-0.5): 1，催化剂密度为 150-250 千克/米³，气体线速为 1-1.8 米/秒，催化剂质量流速 G_s 为 20-130 千克/(米²·秒)。

10 10、根据项目 1 所述的方法，所述方法还包括：将 C4 烃馏分和/或 C5-C6 轻汽油馏分引入所述快速流化床进行所述催化裂解反应。

11、根据项目 10 所述的方法，其中，在劣质重油引入快速流化床的进料位置之前引入所述 C4 烃馏分和/或 C5-C6 轻汽油馏分。

12、根据项目 1 所述的方法，所述方法还包括：将催化剂补充入
15 快速流化床中与所述劣质重油和催化裂解催化剂一起进行所述催化裂解反应；其中，所补充催化剂的炭含量为 0-1.0 重量%。

13、根据项目 12 所述的方法，其中，所补充催化剂占快速流化床催化剂循环量的 0-50 重量%。

14、根据项目 12 所述的方法，其中，所补充催化剂占快速流化床
20 催化剂循环量的 5-30 重量%。

15、根据项目 12 所述的方法，其中，所述快速流化床的催化剂补充位置与快速流化床底部的距离占快速流化床总高度的 0-2/3。

16、根据项目 1 所述的方法，其中，将再生器烧焦再生所得再生催化剂通过冷却器降温至 600-680℃后再返回快速流化床的底部。

25 17、一种催化裂解系统，该系统包括快速流化床、油剂分离设备、反应产物分离设备和再生器；

所述快速流化床设置有底部的催化剂入口、下部的劣质重油入口和顶部的油剂出口，所述油剂分离设备设置有油剂入口、催化剂出口和反应产物出口，所述反应产物分离设备设置有反应产物入口、干气
30 出口、液化气出口、裂解汽油出口、裂解柴油出口和裂解重油出口，所述再生器设置有催化剂入口和催化剂出口；

所述快速流化床的催化剂入口与所述再生器的催化剂出口流体连

通，所述快速流化床的油剂出口与所述油剂分离设备的油剂入口流体连通，所述油剂分离设备的反应产物出口与所述反应产物分离设备的反应产物入口流体连通，所述油剂分离设备的催化剂出口与所述再生器的催化剂入口流体连通。

5 本申请中各参数的定义和计算方式如下：

(1)、催化剂的轴向固体分率 ε = 由压差计测得的反应区内轴向两点间的压差 $\div$ 所述轴向两点间的距离 $\div$ 催化剂颗粒密度；

其中压差的单位为千克/米²，轴向两点间距离的单位为米，催化剂颗粒密度的单位为千克/米³。

10 催化剂颗粒密度 = 骨架密度 / (催化剂孔体积 $\times$ 骨架密度 + 1)，其中骨架密度的单位为千克/米³，催化剂孔体积的单位为米³，骨架密度和催化剂孔体积分别由比重瓶法和水滴定法测定。

(2)、反应时间 = 反应区的体积 / 油气对数平均体积流量；

其中，反应区体积的单位为米³，油气对数平均体积流量的单位为米³/秒；
15 米³/秒；

油气对数平均体积流量 = $(V_{out} - V_{in}) / \ln(V_{out}/V_{in})$ ， V_{out} 和 V_{in} 分别为反应区出口处和入口处的油气体积流量；

反应区出口油气体积流量 $V_{out} = m / \rho_3$ ；

反应区入口油气体积流量 $V_{in} = m / \rho_4$ ；

20 其中， m 为单位时间原料油和雾化蒸汽的进料量，单位为千克/秒； ρ_3 为反应区出口处的油气密度，单位为千克/米³； ρ_4 为反应区入口处的油气密度，单位为千克/米³。

(3)、反应区（或其上、中、下部）的催化剂密度 = 由压差计测得的反应区内（或其上、中、下部）轴向两点间的压差 $\div$ 所述轴向两点
25 间的距离；

其中压差的单位为千克/米²，反应区轴向平均分为上、中、下三部分，轴向两点间距离的单位为米。

(4)、气体线速 = 油气对数平均体积流量 $\div$ 反应区横截面积；

当反应区为非圆柱体型式时，气体线速取反应区底端的气体线速
30 与反应区顶端的气体线速的对数平均值。

(5)、催化剂质量流率 G_s = 反应器催化剂循环量 $\div$ 反应区横截面积；

当反应区为非圆柱体型式时，催化剂质量流率 G_s 取反应区底端的

G_s 与反应区顶端的 G_s 的对数平均值;

其中, 催化剂循环量的单位为千克/秒;

反应器催化剂循环量=焦炭生成速度÷(待生催化剂炭含量-再生催化剂炭含量);

- 5 其中, 焦炭生成速度单位为千克/秒, 待生催化剂炭含量和再生催化剂炭含量均为重量含量;

焦炭生成速度=烟气量×($CO_2\%+CO\%$)÷ $V_m\times M$;

其中, V_m 为气体摩尔体积, 取值为 22.4×10^{-3} 米³/摩尔, M 为碳元素的摩尔质量, 取值为 12×10^{-3} 千克/摩尔;

- 10 烟气量=(再生空气量×79 体积%)/(1- $CO_2\%-CO\%-O_2\%$);

其中, 再生空气量的单位为米³/秒, 烟气量的单位为米³/秒, $CO_2\%$ 、 $CO\%$ 、 $O_2\%$ 分别为烟气中 CO_2 、 CO 和 O_2 的体积百分比。

实施例

- 15 下面的实施例将对本申请予以进一步的说明, 但并不因此而限制本申请。

以下实施例与对比例中所用的原料油均为加氢渣油, 其性质如表 1 所示, 所用的催化剂是购自中国石油化工股份有限公司催化剂分公司的商业催化裂解催化剂, 商品牌号为 DMMC-2。

表 1 所用原料油的性质

密度(20℃)/克·厘米 ⁻³	0.9237
折光指数/70℃	1.4914
碱性氮/微克·克 ⁻¹	506
残炭/重量%	3.11
特性因数 K 值	11.8
馏程/℃	
5 体积%	357
10 体积%	387
30 体积%	443
50 体积%	490
70 体积%	550
金属含量/微克·克 ⁻¹	
Fe	34.4
Ni	4.4
Ca	7.8
V	4.3
Na	2.0

实施例 1

按照图 1 所示的流程进行试验,原料油为加氢渣油,采用 DMMC-2
5 催化剂,在中型装置上进行试验,反应器型式为带有全浓相反应区的
催化裂解反应器。预热的原料油在催化裂解反应器中与催化裂解催化
剂接触并进行催化裂解反应,其中,向全浓相反应区补充一股热的再
生催化剂(炭含量为 0.05 重量%),催化剂补充位置位于全浓相反应区
总高度的 60%高度处,所补充的催化剂占反应器催化剂循环量的 15 重
10 量%。控制全浓相反应区中催化剂呈全浓相分布,全浓相反应区中催化
剂的轴向固体分率 ε 由下至上均在 0.1-0.2 范围内。反应后物流进入密
闭式旋风分离器,使反应产物和待生催化剂快速分离,反应产物在产
物分离系统中按馏程进行切割。待生催化剂在重力作用下进入汽提段,
由水蒸气汽提出待生催化剂上吸附的反应产物,汽提后的催化剂不经

换热直接进入再生器，与空气接触进行烧焦再生，再生催化剂返回反应器中循环使用。所用的操作条件和产品分布列于表 2。

从表 2 可以看出，本实施例的乙烯产率可达 5.2 重量%，丙烯产率可达 21.1 重量%，轻芳烃产率为 11.3 重量%，干气和焦炭产率分别为 10.2 重量%和 8.0 重量%。

实施例 2

按照图 1 的流程进行试验，原料油为加氢渣油，采用 DMMC-2 催化剂，在中型装置上进行试验，反应器型式为带有全浓相反应区的催化裂解反应器。预热的原料油在催化裂解反应器中与催化裂解催化剂接触并进行催化裂解反应，其中，向全浓相反应区补充一股热的再生催化剂（炭含量为 0.05 重量%），催化剂补充位置位于全浓相反应区总高度的 60%高度处，所补充的催化剂占反应器催化剂循环量的 15 重量%。控制全浓相反应区中催化剂呈全浓相分布，全浓相反应区中催化剂的轴向固体分率 ε 由下至上均在 0.1-0.2 范围内。反应后物流进入密闭式旋风分离器，使反应产物和待生催化剂快速分离，反应产物在产物分离系统中按馏程进行切割。待生催化剂在重力作用下进入汽提段，由水蒸气汽提出待生催化剂上吸附的反应产物，汽提后的催化剂不经换热直接进入再生器，与空气接触进行烧焦再生，再生后的催化剂返回反应器中循环使用。反应产物切割后得到的混合 C4 馏分返回全浓相反应区底部进行进一步反应。所用的操作条件和产品分布列于表 2。

从表 2 可以看出，本实施例的乙烯产率可达 5.7 重量%，丙烯产率可达 21.0 重量%，轻芳烃产率为 11.5 重量%，干气和焦炭产率分别为 10.3 重量%和 8.1 重量%。

对比例 1

原料油为加氢渣油，采用 DMMC-2 催化剂，在中型装置上进行试验，反应器型式为提升管与流化床串联的组合式反应器。预热的原料油进入提升管下部与催化剂接触进行催化裂解反应，反应油气和水蒸气以及待生催化剂从提升管出口进入密相流化床反应器继续反应。反应后物流进入密闭式旋风分离器，使反应产物和待生催化剂快速分离，反应产物在产物分离系统中按馏程进行切割。待生催化剂在重力作用下进入汽提段，由水蒸气汽提出待生催化剂上吸附的反应产物，汽提后的催化剂不经换热直接进入再生器，与空气接触进行烧焦再生，

再生后的催化剂（705℃）返回提升管中循环使用。所用的操作条件和产品分布列于表 2。

从表 2 的结果可以看出，该对比例中乙烯产率为 3.7 重量%，丙烯产率为 12.8 重量%，轻芳烃产率为 5.5 重量%，干气和焦炭产率分别为 5 12.9 重量% 和 13.3 重量%。

对比例 2

对比例 2 与实施例 1 基本相同，区别在于未向全浓相反应区补充催化剂，全浓相反应区中催化剂的轴向固体分率 ε 由上至下表现为 0.1 → 0.2 → 0.3 递增。所用的操作条件同实施例 1，产品分布列于表 2。

10

表 2 实施例 1-2 和对比例 1-2 的反应结果对比

	实施例 1	实施例 2	对比例 1	对比例 2
提升管/全浓相反应区条件				
反应器/反应区出口温度, °C	585	585	585	585
反应时间, 秒	4	4	2	4
水油重量比	0.25	0.25	0.25	0.25
剂油重量比	20	20	10	20
反应区下部催化剂密度, 千克/米 ³	200	200	60	190
反应区上部催化剂密度, 千克/米 ³	190	195	60	110
气体线速, 米/秒	2	2.2	12	2
反应压力 (绝压), 千帕	210	210	210	210
Gs, 千克/(米 ² ·秒)	70	75	300	65
密相流化床条件				
床层温度, °C	/	/	565	/
重时空速, 小时 ⁻¹	/	/	4	/
催化剂密度, 千克/米 ³	/	/	480	/
气体线速, 米/秒	/	/	0.6	/
产品分布, 重%				
干气	10.2	10.3	12.9	11.3
其中乙烯	5.2	5.7	3.7	4.2
液化气	38.5	38.0	26.1	33.2
其中丙烯	21.1	21.0	12.8	18.2
汽油	25.8	26.2	22.9	24.8
其中 BTX	11.3	11.5	5.5	8.6
柴油	12.3	12.2	16.4	14.2
重油	5.2	5.2	8.4	6.1
焦炭	8.0	8.1	13.3	10.4
合计	100.0	100.0	100.0	100.0

实施例 3

按照图 1 所示的流程进行试验,原料油为加氢渣油,采用 DMMC-2 催化剂,在中型装置上进行试验,反应器型式为带有全浓相反应区的催化裂解反应器。预热的原料油进入催化裂解反应器中与催化裂解催化剂接触并进行催化裂解反应,其中,向全浓相反应区补充两股催化剂,一股催化剂为热的再生催化剂(炭含量为 0.05 重量%),补充位置位于全浓相反应区总高度的 70%高度处,所补充的催化剂占反应器催化剂循环量的 13 重量%;另一股催化剂为待生催化剂(炭含量为 0.9 重量%),补充位置位于全浓相反应区总高度的 50%高度处,所补充的催化剂占反应器催化剂循环量的 3 重量%。控制全浓相反应区中催化剂呈全浓相分布,全浓相反应区中催化剂的轴向固体分率 ε 由下至上均在 0.1-0.2 范围内。反应后物流进入密闭式旋风分离器,使反应产物和待生催化剂快速分离,反应产物在产物分离系统中按馏程进行切割。待生催化剂在重力作用下进入汽提段,由水蒸气汽提出待生催化剂上吸附的反应产物,汽提后的催化剂不经换热直接进入再生器,与空气接触进行烧焦再生,再生催化剂返回反应器中循环使用。所用的操作条件和产品分布列于表 3。

从表 3 可以看出,本实施例中乙烯产率可达 5.3 重量%,丙烯产率可达 20.6 重量%,轻芳烃产率为 11.5 重量%,干气和焦炭产率分别为 10.4 重量%和 8.2 重量%。

实施例 4

按照图 1 所示的流程进行试验,原料油为加氢渣油,采用 DMMC-2 催化剂,在中型装置上进行试验,反应器型式为带有全浓相反应区的催化裂解反应器。预热的原料油进入催化裂解反应器中与催化裂解催化剂接触并进行催化裂解反应,其中,向全浓相反应区补充两股催化剂,两股催化剂均为热的再生催化剂(炭含量为 0.05 重量%),一股热的再生催化剂的补充位置位于全浓相反应区总高度的 70%高度处,所补充的催化剂占反应器催化剂循环量的 13 重量%;另一股热的再生催化剂的补充位置位于全浓相反应区总高度的 50%高度处,所补充的催化剂占反应器催化剂循环量的 3 重量%。控制全浓相反应区中催化剂呈全浓相分布,全浓相反应区中催化剂的轴向固体分率 ε 由下至上均在

0.1-0.2 范围内。反应后物流进入密闭式旋风分离器，使反应产物和待生催化剂快速分离，反应产物在产物分离系统中按馏程进行切割。待生催化剂在重力作用下进入汽提段，由水蒸气汽提出待生催化剂上吸附的反应产物，汽提后的催化剂不经换热直接进入再生器，与空气
5 接触进行烧焦再生，再生催化剂返回反应器中循环使用。反应产物切割后所得的混合 C4 馏分返回全浓相反应区底部进行进一步反应。所用的操作件和产品分布列于表 3。

从表 3 可以看出，本实施例的乙烯产率可达 5.7 重量%，丙烯产率可达 20.9 重量%，轻芳烃产率为 11.7 重量%，干气和焦炭产率分别为
10 10.4 重量%和 8.3 重量%。

表 3 实施例 3-4 和对比例 1 的反应结果对比

	实施例 3	实施例 4	对比例 1
提升管/全浓相反应区条件			
反应器/反应区出口温度, °C	585	585	585
反应时间, 秒	4	4	2
水油重量比	0.25	0.25	0.25
剂油重量比	22	22	10
反应区下部催化剂密度, 千克/米 ³	220	220	60
反应区上部催化剂密度, 千克/米 ³	210	210	60
气体线速, 米/秒	2	2.2	12
反应压力, 千帕	210	210	210
Gs, 千克/(米 ² ·秒)	78	82	300
密相流化床条件			
床层温度, °C	/	/	565
重时空速, 小时 ⁻¹	/	/	4
催化剂密度, 千克/米 ³	/	/	480
气体线速, 米/秒	/	/	0.6
产品分布, 重%			
干气	10.4	10.4	12.9
其中乙烯	5.3	5.7	3.7
液化气	37.9	38.5	26.1
其中丙烯	20.6	20.9	12.8
其中 C4 馏分	12.8	8.0	10.5
汽油	26.3	25.7	22.9
其中 BTX	11.5	11.7	5.5
柴油	12.1	12.0	16.4
重油	5.1	5.1	8.4
焦炭	8.2	8.3	13.3
合计	100.0	100.0	100.0

实施例 5

按照图 2 所示的流程进行试验,原料油为加氢渣油,采用 DMMC-2 催化剂,在中型装置上进行试验,反应器型式为带有全浓相反应区的催化裂解反应器。预热的原料油进入催化裂解反应器中与经冷却的催化裂解催化剂接触并进行催化裂解反应,其中,向全浓相反应区补充一股经冷却的再生催化剂(炭含量为 0.05 重量%),催化剂补充位置位于全浓相反应区总高度的 60%高度处,所补充的催化剂占反应器催化剂循环量的 15 重量%。控制全浓相反应区中催化剂呈全浓相分布,全浓相反应区中催化剂的轴向固体分率 ε 由下至上均在 0.1-0.2 范围内。反应后物流进入密闭式旋风分离器,使反应产物和待生催化剂快速分离,反应产物在产物分离系统中按馏程进行切割。待生催化剂在重力作用下进入汽提段,由水蒸气汽提出待生催化剂上吸附的反应产物,汽提后的催化剂不经换热直接进入再生器,与空气接触进行烧焦再生,再生催化剂经冷却器冷却后返回反应器中循环使用。所用的操作条件和产品分布列于表 4。

从表 4 可以看出,本实施例的乙烯产率可达 5.3 重量%,丙烯产率可达 21.6 重量%,轻芳烃产率为 11.5 重量%,干气和焦炭产率分别为 9.9 重量%和 8.1 重量%。

实施例 6

按照图 2 所示的流程进行试验,原料油为加氢渣油,采用 DMMC-2 催化剂,在中型装置上进行试验,反应器型式为带有全浓相反应区的催化裂解反应器。预热的原料油进入催化裂解反应器中与经冷却的催化裂解催化剂接触并进行催化裂解反应,其中,向全浓相反应区补充一股经冷却的再生催化剂(炭含量为 0.05 重量%),催化剂补充位置位于全浓相反应区总高度的 60%高度处,所补充的催化剂占反应器催化剂循环量的 15 重量%。控制全浓相反应区中催化剂呈全浓相分布,全浓相反应区中催化剂的轴向固体分率 ε 由下至上均在 0.1-0.2 范围内。反应后物流进入密闭式旋风分离器,使反应产物和待生催化剂快速分离,反应产物在产物分离系统中按馏程进行切割。待生催化剂在重力作用下进入汽提段,由水蒸气汽提出待生催化剂上吸附的反应产物,汽提后的催化剂不经换热直接进入再生器,与空气接触进行烧焦再生,再生催化剂经冷却器冷却后返回反应器中循环使用。反应产物切割后所得的混合 C4 馏分返回全浓相反应区底部进行进一步反应。所用

的操作条件和产品分布列于表 4。

从表 4 可以看出，本实施例的乙烯产率可达 5.7 重量%，丙烯产率可达 22.0 重量%，轻芳烃产率为 11.7 重量%，干气和焦炭产率分别为 10.0 重量% 和 8.2 重量%。

表 4 实施例 5-6 和对比例 1 的反应结果对比

	实施例 5	实施例 6	对比例 1
提升管/全浓相反应区条件			
再生催化剂温度, °C	695	695	705
送入反应器的冷却后再生催化剂温度, °C	680	680	/
反应器/反应区出口温度, °C	575	575	585
反应时间, 秒	4	4	2
水油重量比	0.25	0.25	0.25
剂油重量比	23	23	10
反应区下部催化剂密度, 千克/米 ³	200	200	60
反应区上部催化剂密度, 千克/米 ³	195	195	60
气体线速, 米/秒	2	2.2	12
反应压力, 千帕	210	210	210
Gs, 千克/(米 ² ·秒)	79	81	300
密相流化床条件			
反应器出口温度, °C	/	/	565
重时空速, 小时 ⁻¹	/	/	4
催化剂密度, 千克/米 ³	/	/	480
气体线速, 米/秒	/	/	0.6
产品分布, 重%			
干气	9.9	10.0	12.9
其中乙烯	5.3	5.7	3.7
液化气	39.5	39.9	26.1
其中丙烯	21.6	22.0	12.8
其中 C4 馏分	12.8	8.0	10.5
汽油	25.3	24.8	22.9
其中 BTX	11.5	11.7	5.5
柴油	12.1	12.0	16.4
重油	5.1	5.1	8.4
焦炭	8.1	8.2	13.3
合计	100.0	100.0	100.0

由实施例 1-6 的结果可以看出，本申请方法具有较高的乙烯、丙烯和轻芳烃产率，同时具有较低的干气和焦炭产率。

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
5 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
10 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。