生产轻质芳烃的方法和系统

技术领域

本发明涉及石油化工领域，具体地，涉及一种生产轻质芳烃的方法和系统。

背景技术

随着原油重质化发展和市场对轻质优品需求的快速增长，在我国，作为重油轻质化的催化裂化技术得到快速发展。然而，催化裂化柴油（或称催化裂化轻循环油）的质量却一直较差，密度大，芳烃含量高，十六烷值低，即使通过柴油加氢改质技术也难以达到日益严格的柴油规格。而以对二甲苯为代表的轻质芳烃（苯、甲苯、二甲苯，合称 BTX）是生产化工产品的重要原料，市场上对轻质芳烃的需求日益增加且目前仍处于供不应求的状态。因此，通过催化裂化柴油来生产轻质芳烃是符合市场需求的途径。

US4585545A 披露了一种将催化裂化轻循环油全馏分先进行加氢处理，得到的加氢柴油再去催化裂化生产富含单环芳烃汽油的催化转化方法。

CN01807978.4（CN1422327A）公开了一种催化裂化轻循环油改质的方法，是将重质油为原料的第一催化裂化装置生产的催化轻循环油进行深度加氢，得到的加氢柴油再进第二催化裂化装置。

CN01808113.4（CN1466619A）公开了一种催化裂化轻循环油的转化方法，是将催化裂化提升管反应区划分为上、下游两个反应区，其中重质油注入下游区，其催化裂化产物轻循环油经加氢处理后得到的加氢循环油注入上游区。

CN103923698B 公开了一种生产芳香族化合物的方法，催化裂化得到的馏程为 250~450°C 柴油馏分送至加氢处理装置，使催化裂化重循环油加氢后再催化裂化中生产苯、甲苯、二甲苯。

CN104560187B 公开了一种生产富含芳烃汽油的催化转化方法，将催化裂化轻循环油切割为轻馏分和重馏分，重馏分经加氢处理后和轻馏分单独分别进入不同的催化裂化装置，最大程度地生产富含苯、甲苯和二甲苯的催化汽油。

从上面公开的文献可以发现，对于催化裂化轻循环油进行加工的重要途径之一是将其加氢处理，然后再催化裂化。但是值得注意的是，加氢前后馏分的选择对于氢耗和催化裂化轻质芳烃的产率都至关重要。

发明内容

本发明的目的是在现有技术的基础上提供一种生产轻质芳烃的方法和系统。

为了实现上述目的，本发明提供了一种生产轻质芳烃的方法和系统，催化裂化循环油在氢气和加氢催化剂存在下进行两段加氢处理，加氢油气通过第一精馏塔装置得到塔顶轻馏分、富含轻质芳烃馏分、具有特定馏程的第一回炼馏分和具有特定馏程的第二回炼馏分；第一回炼馏分进入催化裂化装置第一反应区进行催化裂化反应，第二回炼馏分进入催化裂化装置第二反应区反应或返回加氢处理第二段循环使用。进而，经催化裂化得到的反应产物经第二精馏塔装置分离得到第一馏分油气、第二馏分油和油浆，第二馏分油返回上述加氢处理第一段，可选地第一馏分油气与加氢油气一并进入上述第一精馏塔装置进行分离。

本发明的第一方面提供了生产轻质芳烃的方法，所述方法包括以下步骤：

（1）催化裂化循环油在氢气和加氢催化剂存在下进行两段加氢处理，得到加氢产物；

（2）加氢产物分离出氢气后得到加氢油气，加氢油气通过第一精馏塔装置得到塔顶轻馏分、富含轻质芳烃馏分、第一回炼馏分和第二回炼馏分，所述第一回炼馏分的初馏点为 140~170°C、终馏点为 220~300°C，所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 220~300°C 之间的任意值；

（3）步骤（2）所得的第一回炼馏分进入催化裂化装置第一反应区进行催化裂化反应，可选的，第二回炼馏分进入催化裂化装置第二反应区或返回加氢处理第二段循环使用；

（4）催化裂化装置得到的反应产物经第二精馏塔装置分离得到第一馏分油气、第二馏分油和油浆，第二馏分油返回加氢处理第一段，可选的，第一馏分油气经与所述加氢油气进入步骤（2）的所述第一精馏塔装置进行分离；

（5）从所述富含轻质芳烃馏分中分离得到轻质芳烃。

根据第一方面的方法，其中，步骤（1）中，所述加氢处理反应条件满足以下的至少一个条件：

所述第一段加氢处理反应条件为：氢分压 5.0~20.0MPa、反应温度 300~450°C、体积空速 0.5~5.0h^{-1}、氢油体积比 300~1600Nm^3/m^3；和/或

所述第二段加氢处理反应条件为氢分压 5.0~20.0MPa、反应温度比所述第一段加氢处理温度高 10~50 °C、体积空速 0.1~3.0h^{-1}、氢油体积比 400~2000Nm^3/m^3。

根据第一方面的方法，其中，步骤（1）中，在两段加氢处理反应中，所述加氢催化剂相同或不同；

所述加氢处理的第一段的加氢催化剂包括活性金属组分和载体，所述加氢处理第二段的加氢催化剂包括活性金属、分子筛和载体，其中，所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和/或第 VIII 族非贵金属中的一种或多种，所述载体选自氧化铝、二氧化硅、无定形硅铝中的一种或多种，所述分子筛为选自 Y 型分子筛和 USY 分子筛中的一种或多种；

更优选地，所述活性金属组分选自以下金属组合中的任一种：镍-钨、镍-钨-钴、镍-钼、钴-钼。

根据第一方面的方法，其中，步骤（1）中，所述催化裂化循环油的初馏点为 160~250°C，终馏点为 340~400°C；所述加氢油气的初馏点为 0~60℃，终馏点为 280~360℃。

根据第一方面的方法，其中，步骤（2）中，所述第一精馏塔装置为隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内设置至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为预分离区、公共精馏段、公共提馏段和侧线精馏区四个区域，加氢油气的进料位置位于所述预分离区。

根据第一方面的方法，其中，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔内预分离区塔板数为 10~40 块，优选 20~35 块；

所述公共精馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；

所述公共提馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；

侧线精馏区塔板数为 10~45 块，优选 25~40 块；

且所述隔壁精馏塔满足以下的至少一个条件：

所述加氢油气的进料位置在预分离区顶部第 4~22 块板上方，优选第 8~20 块板上方；

所述隔壁精馏塔塔顶压力为 0.1~1.0Mpa，优选 0.2~0.7Mpa，塔顶温度为 50~120°C，优选 60~100 °C；和/或

塔顶回流比为 3~10，优选 4~8。

根据第一方面的方法，其中，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔满足以下的至少一个条件：

所述隔壁精馏塔侧线精馏区设有中段循环取热，为侧线精馏区第 20~45 块塔板，更优选为第 30~40 块板；

优选地，所述隔壁精馏塔预分离区设有气相采出，采出位置位于预分离区第 20~40 块板，更优选为第 25~35 块板，气相返塔位置为侧线精馏区第 30-45 块塔板，更优选为第 35~40 块板，返塔位置与采出位置相同或在采出位置的上移一块板或下移一块板；

由公共精馏段进入预分离区与侧线精馏区的液相质量流量比为 0.1~10，优选 0.5~5；

由公共提馏段进入预分离区与侧线精馏区的气相质量流量比为 1~15，优选 2~10；和/或

预分离区采出位置处的总气相质量流量与采出气相质量流量比为 10~150，优选 30~120。

根据第一方面的方法，其中，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔满足以下的至少一个条件：

所述塔顶轻馏分由所述隔壁精馏塔公共精馏段上分离，初馏点为 20~40°C，终馏点为 55~65°C；

所述富含轻质芳烃馏分由所述隔壁精馏塔侧线精馏区第 5~30 块板采出，优选第 10-20 块板，初馏点为 55~65°C，终馏点为 140~170°C；

所述第一回炼馏分由所述侧线精馏区富含轻质芳烃馏分采出位置以下的任意位置采出，优选第 25~35 块板；和/或

所述第二回炼馏分由所述隔壁精馏塔公共提馏段下部分离。

根据第一方面的方法，其中，步骤（3）中，所述第一反应区内催化转化的条件满足以下的至少一个条件：

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选为 6~12h^{-1}；

反应时间为 0.5~8s，优选 1~5s；和/或

剂油重量比为 6~26，优选为 8~12。

根据第一方面的方法，其中，步骤（3）中，所述第二反应区内催

化转化的条件满足以下的至少一个条件：

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选 8~12h^{-1}；

反应时间为 1~10s，优选 2~6s；和/或

剂油重量比为 4~14，优选为 6~10。

根据第一方面的方法，其中，步骤（4）中，所述精馏塔塔顶压力为 0.15~0.4MPa，优选 0.18~0.35MPa，塔顶温度 100~160℃，优选 115-145℃。

根据第一方面的方法，其中，步骤（4）中的第二精馏塔装置满足以下的至少一个条件：

所述第一馏分油气的初馏点为 0~40℃，终馏点为 220~250℃，且所述第一馏分油气经与所述加氢油气合并脱气后进入步骤（2）的所述第一精馏塔装置进行分离；

所述第二馏分油的初馏点为 220~250℃，终馏点为 340~360℃，且其初馏点不低于第一馏分油气的初馏点；和/或

所述油浆的初馏点为 340~360℃。

本发明的第二方面提供了一种生产轻质芳烃的系统，包括：

加氢装置，所述加氢装置为两段式加氢装置，所述加氢装置上设置有氢气入口和加氢产物出口，所述加氢装置第一段上设置有催化裂化循环油入口，所述加氢装置第二段上任选地设置有第二回炼馏分入口；

催化裂化装置，其包括催化裂化反应器，所述催化裂化反应器上设置有第一反应区和任选的第二反应区，所述第一反应区上设置有第一回炼馏分入口，所述任选的第二反应区上设置有第二回炼馏分入口；

第二精馏塔装置，所述产物精馏塔装置上设置有催化裂化反应产物入口、第一馏分油气出口、第二馏分油出口和油浆出口，所述第二馏分油出口与所述加氢装置的催化裂化循环油入口相连通；

脱气分离装置，所述脱气分离装置上设置有油气入口、富气出口和馏分油出口，所述脱气分离装置的油气入口与所述第二精馏塔装置的第一馏分油气出口、所述加氢装置的加氢产物出口相连接，使得来自第二精馏塔装置的第一馏分油气和来自加氢装置的加氢油气脱气分离为富气和馏分油；

第一精馏塔装置，所述精馏塔装置设置有馏分油进口、塔顶轻馏分出口、富含轻质芳烃馏分出口、第一回炼馏分出口、第二回炼馏分出口，

所述馏分油进口与所述脱气分离装置的馏分油出口相连通，所述第一回炼馏分出口与所述催化裂化装置的第一回炼馏分入口相连通，所述第二回炼馏分出口与所述催化裂化装置的任选的第二反应区上设置的第二回炼馏分入口连通，或者所述第二回炼馏分出口与所述加氢装置第二段上任选地设置的第二回炼馏分入口连通；

分离装置，其设置有富含轻质芳烃馏分进口，以及轻质芳烃馏分出口，富含轻质芳烃馏分进口与所述第一精馏塔装置的富含轻质芳烃馏分出口相连。

本发明的第二方面中，所述第一精馏塔装置为隔壁精馏塔，隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内设置有至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为设置于塔底的公共提馏段、设置于塔顶的公共精馏段、设置于塔中段的预分离区和侧线精馏区四个区域；所述预分离区设置有馏分油进口，所述馏分油进口与所述脱气分离装置的馏分油出口相连通；所述公共精馏段设置有塔顶轻馏分出口，所述侧线精馏区设置有富含轻质芳烃馏分出口和第一回炼馏分出口，所述公共提馏段底部设置有第二回炼馏分出口，

此时，所述隔壁精馏塔的侧线精馏区的第一回炼馏分出口与所述催化裂化反应器的第一回炼馏分入口相连通，

所述隔壁精馏塔的公共提馏段底部的第二回炼馏分出口与所述第一精馏塔装置的任选的第二反应区上设置的第二回炼馏分入口连通，或者与所述加氢装置第二段上任选地设置的第二回炼馏分入口连通。

本发明的第二方面中，所述系统进一步包括高低分装置，所述系统进一步包括高低分装置，所述高低分装置上设置有加氢产物的入口、氢气出口和加氢油气出口，所述高低分装置使得来自加氢装置的加氢产物中的加氢油气与氢气分离；

此时，所述加氢产物入口与所述加氢装置的加氢产物出口相连接，所述脱气分离装置的油气入口与所述第二精馏塔装置的第一馏分油气出口、所述高低分装置的加氢油气出口连接。

根据第二方面的系统，其中，所述催化裂化反应器的第一反应区、第二反应区设置于相同或不同的反应器上；

优选地，所述反应器选自以下一种或多种：等直径提升管、等线速提升管、变直径提升管、变线速提升管、流化床、复合反应器，所述复

合反应器由等直径或变直径提升管和流化床构成，优选该反应器为提升管反应器；

更优选地，所述催化裂化反应器的第一反应区、第二反应区设置于双提升管反应器上，其中主提升管为第一反应区，副提升管上为第二反应区。

通过上述技术方案，将加氢及催化裂化后的各特定馏程的有效组分高效分离后进入催化裂化装置或者加氢装置分区转化，大幅度提高轻质芳烃产率。

本发明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发明的进一步理解，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发明，但并不构成对本发明的限制。在附图中：

图 1 为本发明优选的一种实施方式中的系统结构示意图。

图 2 为本发明优选的另一种实施方式中的系统结构示意图。

附图标记说明

100. 加氢装置；200. 隔壁精馏塔；300. 催化裂化装置；400. 精馏塔；

101. 催化裂化循环油入口；102. 加氢产物管线；103. 加氢油气管线；

201. 馏分油管线；202. 塔顶轻馏分管线；203. 富含轻质芳烃馏分管线；204. 第一回炼馏分管线；205. 第二回炼馏分管线；

A. 预分离区；B. 公共精馏段；C. 侧线精馏区；D. 公共提馏段；E. 分隔壁；

301. 催化裂化装置第一反应区；302. 催化裂化装置第二反应区；303. 第一反应区原料油入口；304. 第二反应区原料油入口；305. 催化产物管线；

401. 第一馏分油气管线；402. 第二馏分油管线；403. 油浆管线；

具体实施方式

下面通过附图和实施例对本申请进一步详细说明。通过这些说明，本申请的特点和优点将变得更为清楚明确。

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。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。

在本申请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±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，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，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。

以下对本发明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发明，并不用于限制本发明。

此外，下面所描述的本申请不同实施方式中涉及的技术特征只要彼此之间未构成冲突就可以相互结合。

在本发明的上下文中，除非另有特别说明，物质的物性值(比如沸点)都是常温/室温(25℃)和常压(101325 Pa)下的测量值。

在阐述本发明的技术方案之前，定义本文中所使用的术语如下：

术语“初馏点”是指：馏程起点温度。

术语“终馏点”是指：馏程终点温度。采用国际通用标准方法 ASTM D86 进行测定。

本发明所述轻质芳烃指 C6~C8 芳烃，具体指苯、甲苯、二甲苯、

乙苯。

本发明提供了一种生产轻质芳烃的方法，所述方法包括以下步骤：

（1）催化裂化循环油在氢气和加氢催化剂存在下进行两段加氢处理，得到加氢产物；

（2）加氢产物分离出氢气后得到加氢油气，加氢油气通过第一精馏塔装置得到塔顶轻馏分、富含轻质芳烃馏分、第一回炼馏分和第二回炼馏分，所述第一回炼馏分的初馏点为 140~170°C、终馏点为 220~300°C，所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 220~300°C 之间的任意值；

（3）步骤（2）所得的第一回炼馏分进入催化裂化装置第一反应区进行催化裂化反应，可选的，第二回炼馏分进入催化裂化装置第二反应区或返回加氢处理第二段循环使用；

（4）催化裂化装置得到的反应产物经第二精馏塔装置分离得到第一馏分油气、第二馏分油和油浆，第二馏分油返回加氢处理第一段，可选的，第一馏分油气经与所述加氢油气进入步骤（2）的所述第一精馏塔装置进行分离；

（5）从所述富含轻质芳烃馏分中分离得到轻质芳烃。

本发明的发明人发现将催化裂化产品和加氢产品进行有效分离后，将重芳烃馏分返回催化裂化提升管分区转化可以提高催化裂化轻质芳烃的产率。本发明对催化转化产品和加氢产品在同一分离系统中进行有效分离后分区催化转化，提高了生产轻质芳烃的产率的同时节省分离装置设备投资。

本发明中，作为原料的催化裂化循环油可以采用本领域公知的催化裂化循环油((light cycle oil，LCO)，优选的是，本发明的催化裂化循环油的初馏点为 160~250°C，终馏点为 340~400°C。

本发明中，对于催化裂化循环油的加氢处理可以采用本领域已知的条件和催化剂。

在一种实施方式中，步骤（1）中，所述加氢处理第一段的反应条件为：氢分压 5.0~20.0MPa、反应温度 300~450°C、体积空速 0.5~5.0h^{-1}、氢油体积比 300~1600Nm^3/m^3。

在一种实施方式中，步骤（1）中，所述加氢处理第二段的反应条件为：氢分压 5.0~20.0MPa、反应温度 350~500°C，优选比所述加氢处

理第一段温度高 10~50 ℃、体积空速 0.1~3.0h^{-1}、氢油体积比 400~2000Nm^3/m^3。

根据第一方面的方法，其中，步骤（1）中，在两段加氢处理反应中，所述加氢催化剂相同或不同。

根据第一方面的方法，其中，步骤（1）中，所述加氢处理第一段的加氢催化剂包括活性金属组分和载体，所述加氢处理第二段的加氢催化剂包括活性金属、分子筛和载体，其中，所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和/或第 VIII 族非贵金属中的一种或多种，所述载体选自氧化铝、二氧化硅、无定形硅铝中的一种或多种，所述分子筛选自 Y 型分子筛和 USY 分子筛中的一种或多种；

更优选地，所述活性金属组分选自以下金属组合中的任一种：镍-钨、镍-钨-钴、镍-钼、钴-钼。

在一种实施方式中，步骤（1）中，所述催化裂化循环油的初馏点为 160~250°C，终馏点为 340~400°C。

在一种实施方式中，步骤（2）中，所述加氢油气的初馏点为 0~60°C，终馏点为 280~350°C。

在一种实施方式中，步骤（2）中，所述第一精馏塔装置为隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内设置至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为预分离区、公共精馏段、公共提馏段和侧线精馏区四个区域，加氢油气的进料位置位于所述预分离区。

在一种实施方式中，步骤（2）中，所述第一精馏塔装置为隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内预分离区塔板数为 10~40 块，优选 20~35 块；

所述公共精馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；

所述公共提馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；

侧线精馏区塔板数为 10~45 块，优选 25~40 块；

所述加氢油气的进料位置在预分离区顶部第 4~22 块板上方，优选第 8~20 块板上方。

在一种实施方式中，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔的塔顶压力为 0.1~1.0Mpa，优选 0.2~0.7Mpa，塔顶温度为 50~120°C，优选 60~100 °C；和/或

塔顶回流比为 3~10，优选 4~8。

在一种实施方式中，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔满足以下的至

少一个条件：

所述隔壁精馏塔侧线精馏区设有中段循环取热，为侧线精馏区第20~45块塔板，更优选为第30~40块板，返塔位置与采出位置相同或在采出位置的上移一块板或下移一块板；

所述隔壁精馏塔预分离区设有气相采出，采出位置位于预分离区第20~40块板，更优选为第25~35块板，气相返塔位置为侧线精馏区第30-45块塔板，更优选为第35~40块板；

由公共精馏段进入预分离区与侧线精馏区的液相质量流量比为0.1~10，优选0.5~5；

由公共提馏段进入预分离区与侧线精馏区的气相质量流量比为1~15，优选2~10；和/或

预分离区采出位置处的总气相质量流量与采出气相质量流量比为10~150，优选30~120。

在一种实施方式中，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔满足以下的至少一个条件：

所述塔顶轻馏分由所述隔壁精馏塔公共精馏段上分离，初馏点为20~40°C，终馏点为55~65°C；

所述富含轻质芳烃馏分由所述隔壁精馏塔侧线精馏区第5~30块板采出，优选第10-20块板，初馏点为55~65°C，终馏点为140~170°C；

所述第一回炼馏分由所述侧线精馏区富含轻质芳烃馏分采出位置以下的任意位置采出，优选第25~35块板；和/或

所述第二回炼馏分由所述隔壁精馏塔公共提馏段下部分离。在一种实施方式中，步骤（3）中，所述第一反应区内催化转化的条件满足以下的至少一个条件：

油气的重时空速为4~20h^{-1}，优选为6~12h^{-1}；

反应时间为0.5~8s，优选1~5s；和/或

剂油重量比为6~26，优选为8~12。

在一种实施方式中，步骤（3）中，所述第二反应区内催化转化的条件满足以下的至少一个条件：

油气的重时空速为4~20h^{-1}，优选8~12h^{-1}；

反应时间为1~10s，优选2~6s；和/或

剂油重量比为4~14，优选为6~10。

本发明中，催化裂化装置所采用的催化裂化催化剂可以采用本领域已知的 Y 分子筛催化裂化催化剂。

在一种实施方式中，步骤（4）中的第二精馏塔装置满足以下的至少一个条件：

所述精馏塔装置的塔顶压力为 0.15~0.4MPa，优选 0.18~0.35MPa，塔顶温度 100~160℃，优选 115-145℃，

所述第一馏分油气的初馏点为 0~40℃，终馏点为 220~250℃，且所述第一馏分油气经与所述加氢油气合并脱气后进入步骤（2）的所述第一精馏塔装置进行分离；

所述第二馏分油的初馏点为 220~250℃，终馏点为 340~360℃，且其初馏点不低于第一馏分油气的初馏点；和/或

所述油浆的初馏点为 340~360℃。

在一种实施方式中，步骤（2）中，所述第一回炼馏分的初馏点为 140~170°C、终馏点为 220~250°C，所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 220~250°C 之间的任意值。

在一种实施方式中，步骤（2）中，所述第一回炼馏分的初馏点为 140~170°C、终馏点为 250~300°C，所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 250~300°C 之间的任意值。

在一种实施方式中，当所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 220~250°C 之间的任意值，步骤（3）中，第二回炼馏分进入催化裂化装置第二反应区。

在一种实施方式中，当所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 270~300°C 之间的任意值，步骤（3）中，第二回炼馏分返回加氢处理第二段循环使用。

在一种实施方式中，当所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 250~270°C 之间的任意值，步骤（3）中，第二回炼馏分进入催化裂化装置第二反应区或返回加氢处理第二段循环使用。

在一种实施方式中，步骤(5)中，从所述富含轻质芳烃馏分中分离得到轻质芳烃。所述分离方式可以采用本领域公知的方法，包括但不限于分馏、萃取、抽提、吸附、膜分离等。

本发明还提供了一种生产轻质芳烃的系统，包括：

加氢装置，所述加氢装置为两段式加氢装置，所述加氢装置上设置

有氢气入口和加氢产物出口，所述加氢装置第一段上设置有催化裂化循环油入口，所述加氢装置第二段上任选地设置有第二回炼馏分入口；

催化裂化装置，其包括催化裂化反应器，所述催化裂化反应器上设置有第一反应区和任选的第二反应区，所述第一反应区上设置有第一回炼馏分入口，所述任选的第二反应区上设置有第二回炼馏分入口；

第二精馏塔装置，所述产物精馏塔装置上设置有催化裂化反应产物入口、第一馏分油气出口、第二馏分油出口和油浆出口，所述第二馏分油出口与所述加氢装置的催化裂化循环油入口相连通；

脱气分离装置，所述脱气分离装置上设置有油气入口、富气出口和馏分油出口，所述脱气分离装置的油气入口与所述第二精馏塔装置的第一馏分油气出口、所述加氢装置的加氢产物出口相连接，使得来自第二精馏塔装置的第一馏分油气和来自加氢装置的加氢油气脱气分离为富气和馏分油；

第一精馏塔装置，所述精馏塔装置设置有馏分油进口、塔顶轻馏分出口、富含轻质芳烃馏分出口、第一回炼馏分出口、第二回炼馏分出口，所述馏分油进口与所述脱气分离装置的馏分油出口相连通，所述第一回炼馏分出口与所述第一精馏塔装置的第一回炼馏分入口相连通，所述第二回炼馏分出口与所述第一精馏塔装置的任选的第二反应区上设置的第二回炼馏分入口连通，或者所述第二回炼馏分出口与所述加氢装置第二段上任选地设置的第二回炼馏分入口连通；

分离装置，其设置有富含轻质芳烃馏分进口，以及轻质芳烃馏分出口，富含轻质芳烃馏分进口与所述第一精馏塔装置的富含轻质芳烃馏分出口相连。

在一种实施方式中，本发明的系统中，所述第一精馏塔装置为隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内设置有至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为设置于塔底的公共提馏段、设置于塔顶的公共精馏段、设置于塔中段的预分离区和侧线精馏区四个区域；所述预分离区设置有馏分油进口，所述馏分油进口与所述脱气分离装置的馏分油出口相连通；所述公共精馏段设置有塔顶轻馏分出口，所述侧线精馏区设置有富含轻质芳烃馏分出口和第一回炼馏分出口，所述公共提馏段底部设置有第二回炼馏分出口，

此时，所述隔壁精馏塔的侧线精馏区的第一回炼馏分出口与所述

催化裂化反应器的第一回炼馏分入口相连通，

所述隔壁精馏塔的公共提馏段底部的第二回炼馏分出口与所述第一精馏塔装置的任选的第二反应区上设置的第二回炼馏分入口连通，或者与所述加氢装置第二段上任选地设置的第二回炼馏分入口连通。

在一种实施方式中，本发明的系统中，所述系统进一步包括高低分装置，所述高低分装置上设置有加氢产物的入口、氢气出口和加氢油气出口，所述高低分装置使得来自加氢装置的加氢产物中的加氢油气与氢气分离；

此时，所述加氢产物入口与所述加氢装置的加氢产物出口相连接，所述脱气分离装置的油气入口与所述第二精馏塔装置的第一馏分油气出口、所述高低分装置的加氢油气出口连接。

在一种实施方式中，本发明的系统中，所述催化裂化反应器的第一反应区、第二反应区设置于相同或不同的反应器上；

优选地，所述反应器选自以下一种或多种：等直径提升管、等线速提升管、变直径提升管、变线速提升管、流化床、复合反应器，所述复合反应器由等直径或变直径提升管和流化床构成，优选该反应器为提升管反应器；

更优选地，所述催化裂化反应器的第一反应区、第二反应区设置于双提升管反应器上，其中主提升管为第一反应区，副提升管上为第二反应区。

在一种实施方式中，本发明的生产轻质芳烃的系统包括：

加氢装置，所述加氢装置为两段式加氢装置，所述加氢装置上设置有氢气入口和加氢产物出口，所述加氢装置第一段上设置有催化裂化循环油入口；

催化裂化装置，其包括催化裂化反应器，所述催化裂化反应器上设置有第一反应区和第二反应区，所述第一反应区上设置有第一回炼馏分入口，所述第二反应区上设置有第二回炼馏分入口；

第二精馏塔装置，所述产物精馏塔装置上设置有催化裂化反应产物入口、第一馏分油气出口、第二馏分油出口和油浆出口，所述第二馏分油出口与所述加氢装置的催化裂化循环油入口相连通；

脱气分离装置，所述脱气分离装置上设置有油气入口、富气出口和馏分油出口，所述脱气分离装置的油气入口与所述第二精馏塔装置的

第一馏分油气出口、所述加氢装置的加氢产物出口相连接，使得来自第二精馏塔装置的第一馏分油气和来自加氢装置的加氢油气脱气分离为富气和馏分油；

第一精馏塔装置，所述精馏塔装置设置有馏分油进口、塔顶轻馏分出口、富含轻质芳烃馏分出口、第一回炼馏分出口、第二回炼馏分出口，所述馏分油进口与所述脱气分离装置的馏分油出口相连通，所述第一回炼馏分出口与所述催化裂化装置的第一回炼馏分入口相连通，所述第二回炼馏分出口与所述催化裂化装置的第二反应区上设置的第二回炼馏分入口连通；

分离装置，其设置有富含轻质芳烃馏分进口，以及轻质芳烃馏分出口，富含轻质芳烃馏分进口与所述第一精馏塔装置的富含轻质芳烃馏分出口相连。

在一种实施方式中，本发明的生产轻质芳烃的系统，包括：

加氢装置，所述加氢装置为两段式加氢装置，所述加氢装置上设置有氢气入口和加氢产物出口，所述加氢装置第一段上设置有催化裂化循环油入口，所述加氢装置第二段上设置有第二回炼馏分入口；

催化裂化装置，其包括催化裂化反应器，所述催化裂化反应器上设置有第一反应区，所述第一反应区上设置有第一回炼馏分入口；

第二精馏塔装置，所述产物精馏塔装置上设置有催化裂化反应产物入口、第一馏分油气出口、第二馏分油出口和油浆出口，所述第二馏分油出口与所述加氢装置的催化裂化循环油入口相连通；

脱气分离装置，所述脱气分离装置上设置有油气入口、富气出口和馏分油出口，所述脱气分离装置的油气入口与所述第二精馏塔装置的第一馏分油气出口、所述加氢装置的加氢产物出口相连接，使得来自第二精馏塔装置的第一馏分油气和来自加氢装置的加氢油气脱气分离为富气和馏分油；

第一精馏塔装置，所述精馏塔装置设置有馏分油进口、塔顶轻馏分出口、富含轻质芳烃馏分出口、第一回炼馏分出口、第二回炼馏分出口，所述馏分油进口与所述脱气分离装置的馏分油出口相连通，所述第一回炼馏分出口与所述催化裂化装置的第一回炼馏分入口相连通，所述第二回炼馏分出口与所述加氢装置第二段上设置的第二回炼馏分入口连通；

分离装置，其设置有富含轻质芳烃馏分进口，以及轻质芳烃馏分出口，富含轻质芳烃馏分进口与所述第一精馏塔装置的富含轻质芳烃馏分出口相连。

参考图 1，对于本发明进行说明。作为本发明优选的一种实施方式，馏程为 220~370°C 的催化裂化循环油经入口 101 进入加氢装置 100，与氢气和加氢催化剂接触进行两段加氢反应，加氢产物经 102 管线进入高低分装置分离出循环氢及低分气后，加氢油气经管线 103 进入脱气分离装置，分离出的馏分油经管线 201 进入作为第二精馏塔装置的隔壁精馏塔 200 的预分离区 A，塔顶公共精馏段 B 分离出小于 60°C 塔顶轻馏分经管线 202 流出，塔底公共提馏段 D 分离出大于 240°C 的第二回炼馏分经管线 205 进入催化裂化装置 300 的副提升管 302 的原料油入口 304 作为第二反应区原料进行催化裂化反应，侧线精馏区 C 上部分离出馏程为 80~150°C 的富含轻质芳烃馏分经管线 203 流出，下部分离出馏程为 150~240°C 的第一回炼馏分经管线 204 进入催化裂化装置 300 第一提升管 301 的原料油入口 303 作为第一反应区原料进行催化裂化反应，得到的催化裂化产物经产物管线 305 进入第二精馏塔装置 400 分离，分离出的小于 240°C 第一馏分油气经管线 401 与加氢油气管线 103 合并进入脱气分离装置，馏程为 240~350°C 的第二馏分油经管线 402 返回加氢装置 101 入口循环使用。催化裂化装置采用双提升管反应器，其中第一反应区位于第一提升管，第二反应区位于第二提升管。然后，使用分离装置从富含轻质芳烃馏分分离得到轻质芳烃。

参考图 2，对于本发明进行说明。作为本发明优选的另一种实施方式，馏程为 220~370°C 的催化裂化循环油经入口 101 进入加氢装置 100，与氢气和加氢催化剂接触进行两段加氢反应，加氢产物经 102 管线进入高低分装置分离出循环氢及低分气后，加氢油气经管线 103 进入脱气分离装置，分离出的馏分油经管线 201 进入作为第二精馏塔装置的隔壁精馏塔 200 的预分离区 A，塔顶公共精馏段 B 分离出小于 60°C 塔顶轻馏分经管线 202 流出，塔底公共提馏段 D 分离出大于 280°C 的第二回炼馏分经管线 205 进入加氢装置 100 的加氢反应第二段，侧线精馏区 C 上部分离出馏程为 80~150°C 的富含轻质芳烃馏分经管线 203 流出，下部分离出馏程为 150~280°C 的第一回炼馏分经管线 204 进入催化裂化装置 300 第一提升管 301 的原料油入口 303 作为第一反应区原

料进行催化裂化反应，得到的催化裂化产物经产物管线 305 进入第二精馏塔装置 400 分离，分离出的小于 240°C 第一馏分油气经管线 401 与加氢油气管线 103 合并进入脱气分离装置，馏程为 240~350°C 的第二馏分油经管线 402 返回加氢装置 100 的入口 101 循环使用。催化裂化装置采用单提升管反应器。然后，使用分离装置从富含轻质芳烃馏分分离得到轻质芳烃。

本发明的一个实施方案中，提供以下方案 I:

方案 I-1. 一种多产轻质芳烃的方法，其特征在于，所述方法包括:

（1）催化裂化原料油进入催化裂化装置的第一反应区与催化剂接触进行催化裂化，得到第一反应油气;

（2）第一反应油气与催化剂气固分离后进入第一精馏塔，分离得到第一馏分油气、第二馏分油和油浆;

（3）步骤（2）所得第二馏分油进行加氢处理，加氢处理得到的加氢产物分离出氢气后得到加氢油气，所述加氢油气与第一馏分油气经脱气分离得到富气和第一馏分油;

（4）步骤（3）所得第一馏分油进入第二精馏塔，分离得到富含轻质芳烃的石脑油馏分、重芳烃馏分和柴油馏分;

（5）步骤（4）所得重芳烃馏分送入催化裂化装置的第二反应区、柴油馏分送入催化裂化装置的第一反应区进行催化转化;

方案 I-2. 根据方案 I-1 所述的方法，其特征在于，步骤（1）中，所述催化裂化原料油选自加氢柴油、直馏柴油、直馏蜡油、加氢蜡油、加氢裂化尾油、加氢渣油中的至少一种和所述第二精馏塔分离出的柴油馏分。

方案 I-3. 根据方案 I-1 所述的方法，其特征在于，步骤（1）中，所述第一反应区内催化转化的条件为:

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选为 6~12h^{-1};

反应时间为 1~10s，优选 2~6s; 和/或

剂油重量比为 4~14，优选为 6~10;

方案 I-4. 根据方案 I-1 所述的方法，其特征在于，步骤（2）中，所述第一馏分油气的初馏点为 0~40℃，终馏点为 220~250℃;

所述第二馏分油的初馏点为 220~250℃，终馏点为 340~360℃; 和/或

所述油浆的初馏点为 340~360℃；

方案 I-5. 根据方案 I-1 所述的方法，其特征在于，步骤（3）中，所述加氢处理为加氢精制、加氢改制或加氢裂化；和/或

所述加氢油气的初馏点为 0~60℃，终馏点为 280~350℃；

方案 I-6. 根据方案 I-1 所述的方法，其特征在于，步骤（4）中，所述石脑油馏分的初馏点为 20~40℃，终馏点为 140~160℃；

所述重芳烃馏分的初馏点为 140~160℃，终馏点为 210~250℃；

所述柴油馏分的初馏点为 210~250℃，终馏点为 280~350℃；

方案 I-7. 根据方案 I-1 所述的方法，其特征在于，步骤（5）中，所述第二反应区内催化转化的条件为：

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选 8~16h^{-1}；

反应时间为 0.1~5s，优选 0.5~3s；和/或

剂油重量比为 6~26，优选为 10~22；

方案 I-8. 根据方案 I-1 所述的方法，其特征在于，步骤（2）中，所述第一精馏塔塔顶压力为 0.1~0.5MPa，优选 0.2~0.4MPa；

方案 I-9. 根据方案 I-1 所述的方法，其特征在于，步骤（4）中，所述第二精馏塔为常规精馏塔或隔壁精馏塔；

优选地，所述第二精馏塔的塔顶压力为 0.1~1.0Mpa，更优选 0.2~0.7Mpa；和/或

所述第二精馏塔的塔顶温度为 50~120ºC，更优选 60~100 ºC；

进一步优选地，所述第二精馏塔内塔板数为 30~50 块，优选 35~45 块；所述富含轻质芳烃的石脑油馏分由第二精馏塔侧线顶部第 10~40 块板优选第 15~30 块板采出；

方案 I-10. 根据方案 I-9 所述的方法，其特征在于，所述第二精馏塔为隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内设置至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为预分离区、公共精馏段、公共提馏段和侧线精馏区四个区域，油气进料位置位于所述预分离区；

优选地，所述隔壁精馏塔内预分离区塔板数为 10~40 块，优选 20~35 块；公共精馏段塔板数为 3~20 块，优选 5~15 块；公共提馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；和/或侧线精馏区塔板数为 10~45 块，优选 25~40 块；

更优选地，由公共精馏段进入预分离区与侧线精馏区的液相质量

流量比为 0.1~10，优选 0.5~5；和/或

更优选地，由公共提馏段进入预分离区与侧线精馏区的气相质量流量比为 1~15，优选 2~10；

方案 I-11. 根据方案 I-1 所述的方法，其特征在于，步骤（1）中，所述催化剂为催化裂化催化剂，所述催化剂包括 10~60 重量份的分子筛、1~40 重量份的粘结剂和 1~90 重量份的载体；

其中，所述分子筛选自 ZSM 分子筛、Y 分子筛、HY 分子筛、USY 分子筛、Beta 分子筛中的一种或多种，任选地，所述分子筛中含有稀土，所述稀土为 La、Ce、Pr 和 Nd 中的一种或多种；

所述粘结剂为氧化硅粘结剂和/或氧化铝粘结剂；和/或

所述载体选自二氧化硅、高岭土、蒙脱土、硅藻土、埃洛石、皂石、累托土、海泡石、凹凸棒石、水滑石和膨润土中的一种或多种；

方案 I-12. 一种多产轻质芳烃的系统，包括：

催化裂化装置，包括：

反应器， 所述反应器上设置有第一反应区和第二反应区，其中，所述第一反应区与第二反应区串联设置，且第二反应区设置于第一反应区的上游，催化剂依次经过第二反应区和第一反应区与原料油接触；

气固分离器，所述气固分离器与所述反应器第一反应区的油剂混合物出口相连通，使得来自第一反应区的第一反应油气与催化剂分离；

第一精馏塔，所述第一精馏塔上设置有第一馏分油气出口、第二馏分油出口和油浆出口，所述第一精馏塔的入口与所述催化裂化装置的出口通过管线连通；

柴油加氢装置，所述柴油加氢装置上设置有柴油入口、氢气入口、加氢产物出口，所述柴油加氢装置的柴油入口与所述第一精馏塔的第二馏分油出口相连通；

高低分装置，所述高低分装置上设置有加氢产物入口、氢气出口和加氢油气出口，所述加氢产物入口与所述柴油加氢装置的加氢产物出口相连接，所述高低分装置使得来自柴油加氢装置的加氢产物中的加氢油气与氢气分离；

脱气分离装置，所述脱气分离装置上设置有油气入口、富气出口和第一馏分油出口，所述脱气分离装置的油气入口与所述第一精馏塔的第一馏分油气出口、所述高低分装置的加氢油气出口相连接，使得来自

第一精馏塔的第一馏分油气和来自高低分装置的加氢油气脱气分离为富气和第一馏分油；

第二精馏塔，所述第二精馏塔上设置有第一馏分油入口、石脑油馏分出口、重芳烃馏分出口和柴油馏分出口，所述第一馏分油入口与所述脱气分离装置的第一馏分油出口相连接，所述重芳烃馏分出口与所述催化裂化装置的反应器的第二反应区相连接，所述柴油馏分出口与所述催化裂化装置的反应器的第一反应区相连接；

方案 I-13. 根据方案 I-12 所述的系统，其特征在于，所述反应器选自以下一种或两种：等直径提升管、等线速提升管、变直径提升管、变线速提升管、流化床、复合反应器，所述复合反应器由等直径或变直径提升管和流化床构成；

所述第一反应区和第二反应区设置于相同或不同的反应器上；

方案 I-14. 根据方案 I-12 所述的系统，其特征在于，所述第一精馏塔为常规精馏塔，塔内塔板数 20~40 块，优选 25~35 块，所述第二馏分油由第一精馏塔侧线顶部第 5~30 块板优选第 10~25 块板采出；

优选地，所述第一精馏塔由气相进料供热，塔底采用蒸汽汽提；和/或

优选地，所述第一精馏塔侧线可以设置一个或多个中段循环取热。

方案 I-15. 根据方案 I-12 至 I-14 中任一项所述的系统，其特征在于，所述第一精馏塔和/或第二精馏塔为等直径精馏塔或变径精馏塔。

本发明的一个实施方案中，提供以下方案 II:

方案 II-1. 一种生产轻质芳烃的催化转化方法，其特征在于，所述方法包括:

（1）催化裂化循环油进入加氢装置，在加氢催化剂的存在下与氢气接触进行两段加氢处理反应，得到加氢油气；

（2）加氢油气进入隔壁分馏塔分离得到气体、加氢轻石脑油、加氢重石脑油、加氢轻柴油和加氢重柴油；

（3）步骤（2）所得的加氢重柴油返回加氢装置的第二段循环使用，步骤（2）所得的加氢轻柴油进入催化裂化装置，在催化裂化催化剂存在下进行催化裂化反应，分离催化裂化反应产物得到干气、液化气、富含轻质芳烃的催化石脑油、催化重芳烃馏分、催化裂化循环油和油浆；

（4）步骤（3）所得的催化裂化循环油返回加氢装置第一段循环使

用；任选的，步骤（3）所得的催化重芳烃馏分返回催化裂化装置循环转化；

方案 II-2. 根据方案 II-1 所述的催化转化方法，其特征在于，步骤（1）中，所述加氢处理反应条件为：

优选地，所述第一段加氢处理反应条件为：氢分压 5.0~20.0MPa、反应温度 300~450℃、体积空速 0.5~5.0h^{-1}、氢油体积比 300~1600Nm^3/m^3；和/或

优选地，所述第二段加氢处理反应条件为氢分压 5.0~20.0MPa、反应温度 350~500℃、体积空速 0.1~3.0h^{-1}、氢油体积比 400~2000Nm^3/m^3；

方案 II-3. 根据方案 II-1 所述的催化转化方法，其特征在于，步骤（1）中，在两段加氢处理反应中，所述加氢催化剂相同或不同；

优选地，所述加氢催化剂包括活性金属组分和载体，其中，所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和/或第 VIII 族非贵金属中的一种或多种，所述载体选自氧化铝、二氧化硅、无定形硅铝中的一种或多种；

更优选地，所述活性金属组分选自以下金属组合中的任一种：镍-钨、镍-钨-钴、镍-钼、钴-钼；

方案 II-4. 根据方案 II-1 所述的催化转化方法，其特征在于，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔内设置有至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为预分离区、公共精馏段、公共提馏段和侧线精馏区四个区域，加氢油气进料位置位于所述预分离区；

方案 II-5. 根据方案 II-4 所述的方法，其特征在于，所述隔壁精馏塔中，塔顶压力为 0.1~1.0Mpa，优选 0.2~0.7Mpa；

塔顶温度为 50~120℃，优选 60~100℃；

由公共精馏段进入预分离区与侧线精馏区的液相质量流量比为 0.1~10，优选 0.5~5；

由公共提馏段进入预分离区与侧线精馏区的气相质量流量比为 1~15，优选 2~10；和/或

预分离区采出位置气相总质量流量与采出气相质量流量比为 10~150，优选 30~120；

方案 II-6. 根据方案 II-4 所述的催化转化方法，其特征在于，所述隔壁精馏塔内预分离区塔板数为 10~40 块，优选 20~35 块；

公共精馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；公共提馏段塔板数为

2~10 块，优选 3~8 块；和/或

侧线精馏区塔板数为 10~45 块，优选 25~40 块；

方案 II-7. 根据方案 II-6 所述的催化转化方法，其特征在于，所述侧线精馏区重，采出及返回位置为侧线精馏区第 20~45 块塔板，优选第 30~40 块板，优选地，所述侧线精馏区还设置有中段循环取热；和/或

优选地，所述预分离区设有气相采出，采出位置位于预分离区第 20~40 块板，优选第 25~35 块板，返塔位置为侧线精馏区第 30~45 块塔板，优选第 30~40 块板；

方案 II-8. 根据方案 II-4 至 II-7 中任一项所述的催化转化方法，其特征在于，步骤（2）中，所述加氢轻石脑油由所述隔壁精馏塔公共精馏段上分离，初馏点为 20~40°C，终馏点为 55~65°C；

所述加氢重石脑油由所述隔壁精馏塔侧线精馏区第 5~30 块板采出，优选第 10-20 块板，初馏点为 55~65°C，终馏点为 140~170°C；

所述加氢轻柴油由所述侧线精馏区加氢重石脑油采出位置以下任意位置采出，优选第 25~35 块板，初馏点为 140~170°C，终馏点为 230~280°C；和/或

所述加氢重柴油由所述隔壁精馏塔公共提馏段下部分离，初馏点为 230~280°C；

方案 II-9. 根据方案 II-1 所述的催化转化方法，其特征在于，步骤（3）中，所述催化石脑油的初馏点为 20~40°C，终馏点为 140~160°C；

所述催化重芳烃馏分的初馏点为 140~160°C，终馏点为 210~250°C；和/或

所述催化裂化循环油的初馏点为 210~250°C，终馏点为 320~360°C；

方案 II-10. 根据方案 II-1 所述的催化转化方法，其特征在于，步骤（3）中，所述催化裂化反应的条件包括：

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选为 8~16h^{-1}；

催化裂化反应温度为 520~650°C，优选 560~640°C；和/或

剂油重量比为 6~26，优选为 8~20；

方案 II-11. 根据方案 II-1 所述的催化转化方法，其特征在于，步骤（3）中，所述催化裂化催化剂，含有 10-60 重量份的分子筛、1-40 重量份的粘结剂和 1-90 重量份载体；

所述分子筛选自 ZSM 分子筛、Y 分子筛、HY 分子筛、USY 分子筛和 Beta 分子筛中的一种或多种，任选地，所述分子筛中含有稀土，所述稀土为 La、Ce、Pr 和 Nd 中的一种或多种；

所述粘结剂选自氧化硅粘结剂和/或氧化铝粘结剂；

所述载体选自二氧化硅、高岭土、蒙脱土、硅藻土、埃洛石、皂石、累托土、海泡石、凹凸棒石、水滑石和膨润土中的一种或多种；

方案 II-12. 一种生产轻质芳烃的催化转化系统，包括：

加氢装置，所述加氢装置为两段式加氢装置，所述加氢装置上设置有氢气入口和加氢油气出口，所述加氢装置的第一段上设置有催化裂化循环油入口，所述加氢装置的第二段上设置有加氢重柴油入口；

隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内设置有至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为设置于塔底的公共提馏段、设置于塔顶的公共精馏段、设置于塔中段的预分离区和侧线精馏区四个区域；所述预分离区设置有加氢油气进口，所述加氢油气进口与所述加氢装置的加氢油气出口相连通；所述公共精馏段设置有低沸点馏分出口，所述侧线精馏区设置有富含轻质芳烃的加氢重石脑油出口和加氢轻柴油出口，所述公共提馏段底部设置有加氢重柴油出口，所述加氢重柴油出口与所述加氢装置的第二段上的加氢重柴油入口相连通；

催化裂化装置，所述催化裂化装置设置有加氢轻柴油入口、干气出口、液化气出口、富含轻质芳烃的催化石脑油出口、催化重芳烃出口、催化裂化循环油出口和油浆出口，所述催化重芳烃出口与催化重芳烃分馏管线相连通，所述催化裂化循环油出口与所述加氢装置的第一段上的催化裂化循环油入口相连通，任选地，所述催化重芳烃分馏管线与所述加氢轻柴油入口相连通；

方案 II-13. 根据方案 II-12 所述的催化转化系统，其特征在于，所述催化裂化装置为单反应器或双反应器；

优选地，反应器选自以下一种或多种：等直径提升管、等线速提升管、变直径提升管、变线速提升管、流化床、复合反应器，所述复合反应器由等直径或变直径提升管和流化床构成。

在本发明的一个实施方式中，本发明提供以下方案 III：

方案 III-1. 一种生产轻质芳烃的方法，其特征在于，所述方法包括：

（1）催化裂化循环油在氢气和加氢催化剂存在下进行加氢处理反

应，得到加氢油气；

（2）加氢油气经隔壁分馏塔分离得到气体、加氢轻石脑油、富含轻质芳烃的加氢重石脑油、加氢轻柴油和加氢重柴油；

（3）步骤（2）所得的加氢轻柴油进入催化裂化装置第一反应区，加氢重柴油进入催化裂化装置第二反应区，分别在催化裂化催化剂存在下进行催化裂化反应，分离反应产物得到干气、液化气、催化石脑油、催化重芳烃馏分、催化裂化循环油和油浆；

（4）步骤（3）所得的催化裂化循环油返回加氢装置循环使用；任选地，步骤（3）所得的催化重芳烃馏分返回催化裂化装置第三反应区循环转化，所述第三反应区位于所述第一反应区和/或第二反应区的上游；

方案 III-2. 根据方案 III-1 所述的方法，其特征在于，步骤（1）中，所述加氢处理反应条件为：氢分压 5.0~20.0MPa、反应温度 330~450°C、体积空速 0.1~3.0h^{-1}、氢油体积比 350~2000Nm^3/m^3；和/或

所述催化裂化循环油的初馏点为 210~250°C，终馏点为 340~400°C；

方案 III-3. 根据方案 III-1 所述的方法，其特征在于，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔内设置至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为预分离区、公共精馏段、公共提馏段和侧线精馏区四个区域，加氢油气的进料位置位于所述预分离区；

方案 III-4. 根据方案 III-3 所述的方法，其特征在于，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔内预分离区塔板数为 10~40 块，优选 20~35 块；

所述公共精馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；

所述公共提馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；和/或

侧线精馏区塔板数为 10~45 块，优选 25~40 块；

优选地，所述隔壁精馏塔侧线精馏区设有中段循环取热，为侧线精馏区第 20~45 块塔板，更优选为第 30~40 块板；和/或

优选地，所述隔壁精馏塔预分离区设有气相采出，采出位置位于预分离区第 20~40 块板，更优选为第 25~35 块板，返塔位置为侧线精馏区第 30-45 块塔板，更优选为第 35~40 块板；

方案 III-5. 根据方案 III-3 所述的方法，其特征在于，所述隔壁精馏塔塔顶压力为 0.1~1.0Mpa，优选 0.2~0.7Mpa；

塔顶温度为 50~120°C，优选 60~100 °C；

由公共精馏段进入预分离区与侧线精馏区的液相质量流量比为0.1~10，优选 0.5~5；

由公共提馏段进入预分离区与侧线精馏区的气相质量流量比为1~15，优选 2~10；和/或

预分离区采出位置处的总气相质量流量与采出气相质量流量比为10~150，优选 30~120；

方案 III-6. 根据方案 III-3 所述的方法，其特征在于，所述加氢轻石脑油由所述隔壁精馏塔公共精馏段上分离，初馏点为 20~40℃，终馏点为 55~65℃；

所述重石脑油由所述隔壁精馏塔侧线精馏区第 5~30 块板采出，优选第 10-20 块板，初馏点为 55~65℃，终馏点为 140~170℃；

所述加氢轻柴油由所述侧线精馏区重石脑油采出位置以下的任意位置采出，优选第 25~35 块板，初馏点为 140~170℃，终馏点为 220~250℃；和/或

所述加氢重柴油由所述隔壁精馏塔公共提馏段下部分离，馏程起点温度为 220~250℃之间的任意值；

方案 III-7. 根据方案 III-1 所述的方法，其特征在于，步骤（3）中，所述第一反应区内催化转化的条件包括：

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选为 6~12h^{-1}；

反应时间为 0.5~8s，优选 1~5s；和/或

剂油重量比为 6~26，优选为 8~12；

方案 III-8. 根据方案 III-1 所述的方法，其特征在于，步骤（3）中，所述第二反应区内催化转化的条件包括：

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选 8~12h^{-1}；

反应时间为 1~10s，优选 2~6s；和/或

剂油重量比为 4~14，优选为 6~10；

方案 III-9. 根据方案 III-1 所述的方法，其特征在于，步骤（4）中，所述第三反应区内催化转化的条件包括：

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选 8~15h^{-1}；

反应时间为 0.1~5s，优选 0.5~3s；和/或

剂油重量比为 6~26，优选为 10~22；

方案 III-10. 根据方案 III-1 所述的方法，其特征在于，步骤（3）

中，所述催化石脑油的初馏点为 20~40°C，终馏点为 140~160°C；和/或

所述重芳烃馏分的初馏点为 140~160°C，终馏点为 210~250°C；

方案 III-11. 根据方案 III-1 所述的方法，其特征在于，所述加氢催化剂包括活性金属和载体，其中，所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和/或第 VIII 族非贵金属中的一种或多种，所述载体选自氧化铝、二氧化硅、无定形硅铝中任一种多几种；

优选地，所述活性金属组分选自以下金属组合中的任一种：镍-钨、镍-钨-钴、镍-钼、钴-钼；

方案 III-12. 根据方案 III-1 所述的方法，其特征在于，所述催化裂化催化剂，含有 10-60 重量份的分子筛、1-40 重量份的粘结剂和 1-90 重量份载体；

所述分子筛选自 ZSM 分子筛、Y 分子筛、HY 分子筛、USY 分子筛和 Beta 分子筛中的一种或多种，任选地，所述分子筛中含有稀土，所述稀土为 La、Ce、Pr 和 Nd 中的一种或多种；

所述粘结剂选自氧化硅粘结剂和/或氧化铝粘结剂；

所述载体选自二氧化硅、高岭土、蒙脱土、硅藻土、埃洛石、皂石、累托土、海泡石、凹凸棒石、水滑石和膨润土中的一种或多种；

方案 III-13. 一种生产轻质芳烃的系统，包括：

加氢装置，所述加氢装置上设置有氢气入口、催化裂化循环油入口和加氢油气出口；

隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内设置有至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为设置于塔底的公共提馏段、设置于塔顶的公共精馏段、设置于塔中段的预分离区和侧线精馏区四个区域；所述预分离区设置有加氢油气进口，所述加氢油气进口与所述加氢装置的加氢油气出口相连通；所述公共精馏段设置有低沸点馏分出口，所述侧线精馏区设置有富含轻质芳烃的加氢重石脑油出口和加氢轻柴油出口，所述公共提馏段底部设置有加氢重柴油出口；

催化裂化装置，包括：

催化裂化反应器，所述催化裂化反应器上设置有第一反应区和第二反应区，所述第一反应区上设置有加氢轻柴油入口，所述第二反应区上设置有加氢重柴油入口，所述加氢重柴油入口与所述隔壁精馏塔的公共提馏段底部的加氢重柴油出口相连通；

产物分离装置，所述产物分离装置上设置有催化裂化反应产物入口、干气出口、液化气出口、催化石脑油出口、催化重芳烃出口、催化裂化循环油出口和油浆出口，所述催化裂化循环油出口与所述加氢装置的催化裂化循环油入口相连通；

任选地，所述催化裂化反应器上还设置有第三反应区，所述第三反应区上设置有催化重芳烃入口，且所述第三反应区位于所述第一反应区和/或第二反应区的上游，所述催化重芳烃入口与所述产物分离装置的催化重芳烃出口相连通；

方案 III-14. 根据方案 III-13 所述的系统，其特征在于，所述催化裂化反应器的第三反应区、第一反应区、第二反应区设置于相同或不同的反应器上；

优选地，所述提升管反应器选自以下一种或多种：等直径提升管、等线速提升管、变直径提升管、变线速提升管、流化床、复合反应器，所述复合反应器由等直径或变直径提升管和流化床构成；

更优选地，所述催化裂化反应器的第三反应区、第一反应区、第二反应区设置于双提升管反应器上，其中主提升管为第一反应区，副提升管上设置有第三反应区和第二反应区，所述第三反应区位于第二反应区的上游。

实施例

以下通过实施例进一步详细说明本发明。在没有特别说明的情况下，实施例中所用到的原材料均可通过商购途径获得。

实施例和对比例中所用的加氢催化剂购自牌号为 FZC、FC-70，分别是加氢精制催化剂和加氢裂化催化剂。

实施例和对比例中所用的催化裂化催化剂购自牌号为 SLA-1。

所述催化剂的生产厂家均为中国石化催化剂有限公司。

实施例和对比例中所用的催化裂化循环油的性质，如表 1 所示。

表 1

原料油名称	催化裂化循环油
密度（20℃），千克/米 ^{3}	945.3
烃族质量组成，重量%	100
链烷烃	13.1
环烷烃	5.4
芳烃	81.5
单环芳烃	26.4
双环芳烃	47.7
其他芳烃	7.4
馏程，℃	240~367

实施例 1

参考图 1，加氢装置 100 采用上下两段串联固定床反应器，分别放置 FZC 和 FC-70 加氢催化剂，催化裂化循环油经入口 101、氢气经氢气入口进入加氢装置 100 依次通过上下两段与加氢催化剂接触进行两段加氢反应。

隔壁精馏塔 200 内安装 1 块分隔壁 E，将塔径向分离，预分离区 A、公共精馏段 B、公共提馏段 D 和侧线精馏区 C 内塔板数分别为 34，6，4 和 36，塔顶回流比为 6，进料位置在预分离区顶部第 17 块板，富含轻质芳烃馏分 B 自侧线精馏区 C 顶部第 15 块板采出，第一回炼馏分自侧线精馏区 C 顶部第 32 块板采出。隔壁精馏塔 200 塔顶压力为 0.4Mpa，塔顶温度为 67°C。所述隔壁精馏塔侧线精馏区设有中段循环取热，侧线采出及返塔位置为侧线精馏区第 31 及 30 块板。所述隔壁精馏塔预分离区设有气相采出，采出位置位于预分离区第 25 块板，返塔位置为侧线精馏区第 30 块板。公共精馏段进入预分离区与侧线精馏区的液相质量流量比为 2.64；由公共提馏段进入预分离区与侧线精馏区的气相质量流量比为 4.22；预分离区采出位置处的总气相质量流量与采出气相质量流量比为 69.36。催化裂化装置 300 采用双提升管反应器，催化剂均采用催化裂化催化剂 SLA-1，其中主提升管为第一反应区，副提升为第二反应区。

馏程为 240~367°C 的催化裂化循环油经催化裂化循环油入口 101、氢气经氢气入口依次通过加氢装置 100 与加氢催化剂接触反应，氢分压为 8.0MPa，上下两段反应温度分别是 360°C 和 380°C，体积空速分别为 2.0h^{-1} 和 1.0h^{-1}，氢油体积比分别为 800 和 1300，加氢产物经 102 管线进入高低分装置分离出循环氢及低分气后，加氢油气经管线 103 进入脱气分离装置，分离出的馏分油经管线 201 进入隔壁精馏塔 200 的分离，分离出沸点由低到高的四种馏分，塔顶抽出为小于 60°C 塔顶轻馏分，塔底分离出大于 240°C 第二回炼馏分经 205 进入催化裂化装置 300 位于第二提升管的第二反应区在反应时间为 3s，剂油质量比 10，重时空速为 10h^{-1} 条件下进行催化裂化反应，侧线精馏区 C 上部（自上而下第 15 块板）抽出 57~150°C 的富含轻质芳烃馏分，下部（自上而下第 32 块板）抽出 150~240°C 的第一回炼馏分，第一回炼馏分经第一回炼馏分管线 204 进入催化裂化装置 300 位于第一提升管的第一反应区，在反应时间为 1.2s，剂油质量比 10，重时空速为 10h^{-1} 条件下进行催化裂化反应。反应后产物经产物管线 305 进入第二精馏塔 400 分离，分离出的小于 240°C 第一馏分油气经管线 401 与加氢油气管线 103 合并进入脱气分离装置，馏程为 240~350°C 的第二馏分油经管线 402 返回加氢装置 101 入口循环使用，以及大于 350°C 的油浆经管线 403 流出，产物分布和各馏分馏程如表 2 和表 3 所示。

对比例 1

与实施例 1 不同的是，催化裂化反应产物进入第二精馏塔 400 分离，分离出的第一馏分油气终馏点为 210°C，第二馏分油的馏程为 210~350°C，其余均与实施例 1 相同，产物分布和各馏分馏程如表 2 和表 3 所示。

对比例 2

与实施例 1 不同的是，催化裂化反应产物进入第二精馏塔 400 分离，分离出的第一馏分油气终馏点为 260°C，第二馏分油馏程为 260~350°C，其余均与实施例 1 相同，产物分布和各馏分馏程如表 2 和表 3 所示。

对比例 3

与实施例 1 不同的是，隔壁精馏塔 200 分离出的第一回炼馏分和第二回炼馏分均进入催化裂化装置 300 位于的第一反应区，在反应时间为 3s，剂油质量比 10，重时空速为 $10h^{-1}$ 条件下进行催化裂化反应，其余均与实施例 1 相同，产物分布和各馏分馏程如表 2 和表 3 所示。

对比例 4

与实施例 1 不同的是，调整隔壁精馏塔操作条件变化，第一回炼馏分自侧线精馏区顶部第 36 块板采出，进入侧线精馏区气液相质量比均降低，富含轻质芳烃馏分馏程为 57~180 °C，第一回炼馏分馏程为 180~310 °C，第二回炼馏分馏程为 310~350 °C，其余均与实施例 1 相同，产物分布和各馏分馏程如表 2 和表 3 所示。

对比例 5

与实施例 1 不同的是，塔 200 为两个常规精馏塔实现隔壁精馏塔功能，精馏塔 A 塔板数 40 块，回流比为 0.8，塔顶分离出气体和塔顶轻馏分，塔中分离出轻质芳烃馏分，塔底分离出重馏分进入精馏塔 B，精馏塔 B 塔板数 20 块，回流比为 1.8，塔顶分离出第一回炼馏分，塔底分离出第二回炼馏分。其余均与实施例 1 相同，产物分布和各馏分馏程如表 2 和表 3 所示。

对比例 6

催化裂化循环油经两段加氢处理后，加氢产物经高低分分离出循环氢，加氢油气经加氢油气管线进入第一精馏塔，塔板数 40 块，回流比为 0.8，塔顶分离出气体和塔顶轻馏分，塔中分离出富含轻质芳烃馏分，塔底分离出加氢柴油馏分，加氢柴油馏分送入催化裂化装置，在反应时间为 3s，剂油质量比 10，重时空速为 $10h^{-1}$ 条件下进行催化裂化反应，反应后产物进入第二精馏塔分离，塔顶分离得到馏程为<210°C 的第一馏分油气，塔中分离出馏程为 210~350°C 第二馏分油，塔底分离出馏程为>350°C 的催化油浆，馏程为 210~350°C 的第二馏分油返回加氢装置循环使用，第一馏分油气进入第三精馏塔分离出轻质芳烃，第三精馏塔塔板数 40 块，回流比为 2，塔顶分离出轻馏分，塔中分离出轻

质芳烃馏分，塔底分离出重馏分。产物分布和各馏分馏程如表 2 和表 3 所示。

实施例 2

参考图 2，加氢装置 100 采用上下两段串联固定床反应器，上下两段分别放置 FZC 和 FC-70 两种加氢催化剂，催化裂化循环油通过催化裂化循环油入口 101 进入加氢装置依次通过第一段和第二段。

隔壁精馏塔 200 内安装 1 块分隔壁 E，将塔径向分离，预分离区 A、公共精馏段 B、公共提馏段 D 和侧线精馏区 C 内塔板数分别为 34，6，4 和 36，塔顶回流比为 6，进料位置在预分离区顶部第 17 块板，轻质芳烃馏分 B 自侧线精馏区 C 顶部第 15 块板采出，第一回炼馏分自侧线精馏区 C 顶部第 34 块板采出。隔壁精馏塔 200 塔顶压力为 0.4Mpa，塔顶温度为 67°C。所述隔壁精馏塔侧线精馏区设有中段循环取热，侧线采出及返塔位置为侧线精馏区第 32 及 33 块板。所述隔壁精馏塔预分离区设有气相采出，采出位置位于预分离区第 25 块板，返塔位置为侧线精馏区第 33 块板。公共精馏段进入预分离区与侧线精馏区的液相质量流量比为 2.64；由公共提馏段进入预分离区与侧线精馏区的气相质量流量比为 4.22；预分离区采出位置处的总气相质量流量与采出气相质量流量比为 69.36。催化裂化装置 300 采用单提升管反应器。

馏程为 240~367°C 的催化裂化循环油经催化裂化循环油入口 101、氢气经氢气入口依次通过加氢装置上下两段和两种加氢催化剂接触反应，氢分压为 8.0MPa，上下两段反应温度分别是 360°C 和 380°C，体积空速分别为 $2.0h^{-1}$ 和 $1.0h^{-1}$，氢油体积比分别为 800 和 1300。

加氢产物通过管线 102 进入高低分装置分离出循环氢及低分气后，加氢油气经管线 103 进入脱气分离装置，分离出的馏分油经管线 201 进入隔壁精馏塔 200 的分离，分离出沸点由低到高的四种馏分，塔顶抽出为小于 60°C 塔顶轻馏分，塔底分离出大于 280°C 第二回炼馏分经 205 返回加氢装置 100 的第二段入口，侧线精馏区 C 上部（自上而下第 15 块板）抽出 57~150°C 的富含轻质芳烃馏分，下部（自上而下第 34 块板）抽出 150~280°C 的第一回炼馏分，第一回炼馏分经第一回炼馏分管线 204 进入催化裂化装置 300 位于第一提升管的第一反应区，在反应时间为 2s，剂油质量比 10，重时空速为 $10h^{-1}$ 条件下进行催化裂化

反应。反应后产物经产物管线 305 进入第二精馏塔 400 分离，分离出的小于 240°C 第一馏分油气经管线 401 与加氢油气管线 103 合并进入脱气分离装置，馏程为 240~350°C 的第二馏分油经管线 402 返回加氢装置 101 入口循环使用，以及大于 350°C 的油浆经管线 403 流出，产物分布如表 2 所示。

对比例 7

与实施例 2 不同的是，调整隔壁精馏塔操作条件变化，第一回炼馏分自侧线精馏区顶部第 36 块板采出，进入侧线精馏区气液相质量比均降低，富含轻质芳烃馏分馏程为 57~180 °C，第一回炼馏分馏程为 180~310 °C，第二回炼馏分馏程为 310~350 °C，其余均与实施例 2 相同，产物分布和各馏分馏程如表 2 和表 3 所示。

表 2

	实施例 1	对比例 1	对比例 2	对比例 3	对比例 4	对比例 5	实施例 2	对比例 6	对比例 7
产品分布，重量%									
C6-C8 芳烃产率，重量%	39.54	37.34	36.54	35.74	36.04	39.04	38.57	24.59	35.20
苯	3.72	3.53	3.44	3.36	3.18	3.62	3.61	2.31	3.24
甲苯	15.60	14.71	14.45	14.10	14.40	15.45	15.11	9.70	13.93
C8 芳烃	20.22	19.10	18.65	18.28	18.46	19.97	19.85	12.58	18.03

对实施例及对比例分离流程精度和能耗进行核算，以实施例 1 作为基准，对比见表 3。

表 3

	实施例 1	对比例 1	对比例 2	对比例 4、7	对比例 5	实施例 2	对比例 6
馏程，°C							
第一馏分油气	20~240	20~210	20~260	20~240	20~240	20~240	20~210
第二馏分油	240~350	210~350	260~350	240~350	240~350	240~350	210~250
轻质芳烃馏分	57~150	57~150	57~150	57~180	57~155	57~150	60~170
第一回炼馏分	150~240	150~240	150~240	180~310	150~250	150~280	-
第二回炼馏分	220~350	220~350	220~350	310~350	230~350	280~350	-
加氢柴油							153~340
相对能耗	1.0	1.0	1.0	1.0	1.3	1.0	1.3

实施例和对比例中的精馏塔/隔壁精馏塔的塔板数、回流比如下表 4 所示。

表 4

	精馏塔		塔板数，块	回流比
实施例 1、2	隔壁精馏塔	预分离区	34	6
		公共精馏段	6	
		公共提馏段	4	
		侧线精馏区	36	
对比例 4、7	隔壁精馏塔		同实施例 1	5
对比例 5	精馏塔 A		40	0.8
	精馏塔 B		20	1.8
对比例 6	第一精馏塔		40	0.8
	第三精馏塔		40	2

与对比例 1、2、3、4 相比，实施例 1 分离能耗相当，轻质芳烃产率分别高 2.2、3.0、3.8、3.5 个百分点。

与对比例 5 相比，分离原料和分离产品相同的情况下，实施例 1 采用隔壁精馏塔分离总能耗低 30%。

与对比例 7 相比，实施例 2 分离能耗相当，轻质芳烃产率提高 3.37 个百分点。

与对比例 6 相比，实施例 1 和实施例 2 分离能耗低 30%且轻质芳烃产率分别高 14.95 和 13.98 个百分点。

以上结合了优选的实施方式对本申请进行了说明，不过这些实施方式仅是范例性的，仅起到说明性的作用。在此基础上，可以对本申请进行多种替换和改进，这些均落入本申请的保护范围内。

权 利 要 求

1. 一种生产轻质芳烃的方法，其特征在于，所述方法包括以下步骤：

（1）催化裂化循环油在氢气和加氢催化剂存在下进行两段加氢处理，得到加氢产物；

（2）加氢产物分离出氢气后得到加氢油气，加氢油气通过第一精馏塔装置得到塔顶轻馏分、富含轻质芳烃馏分、第一回炼馏分和第二回炼馏分，所述第一回炼馏分的初馏点为 140~170°C、终馏点为 220~300°C，所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 220~300°C 之间的任意值；

（3）步骤（2）所得的第一回炼馏分进入催化裂化装置第一反应区进行催化裂化反应，可选的，第二回炼馏分进入催化裂化装置第二反应区或返回加氢处理第二段循环使用；

（4）催化裂化装置得到的反应产物经第二精馏塔装置分离得到第一馏分油气、第二馏分油和油浆，第二馏分油返回加氢处理第一段，可选的，第一馏分油气经与所述加氢油气进入步骤（2）的所述第一精馏塔装置进行分离；

（5）从所述富含轻质芳烃馏分中分离得到轻质芳烃。

2. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，步骤（1）中，所述加氢处理反应条件满足以下的至少一个条件：

所述加氢处理第一段的反应条件为：氢分压 5.0~20.0MPa、反应温度 300~450°C、体积空速 0.5~5.0h^{-1}、氢油体积比 300~1600Nm^3/m^3；和/或

所述加氢处理第二段的反应条件为氢分压 5.0~20.0MPa、反应温度 350~500°C，优选比所述加氢处理第一段温度高 10~50 °C、体积空速 0.1~3.0h^{-1}、氢油体积比 400~2000Nm^3/m^3。

3. 根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其特征在于，步骤（1）中，在两段加氢处理反应中，所述加氢催化剂相同或不同；

优选地，所述加氢处理第一段的加氢催化剂包括活性金属组分和载体，所述加氢处理第二段的加氢催化剂包括活性金属、分子筛和载体，其中，所述活性金属组分选自第 VIB 族金属和/或第 VIII 族非贵金属中

的一种或多种，所述载体选自氧化铝、二氧化硅、无定形硅铝中的一种或多种，所述分子筛选自 Y 型分子筛和 USY 分子筛中的一种或多种；

更优选地，所述活性金属组分选自以下金属组合中的任一种：镍-钨、镍-钨-钴、镍-钼、钴-钼。

4. 根据权利要求 1-3 中任一项所述的方法，其特征在于，满足以下条件的至少一个，

所述催化裂化循环油的初馏点为 160~250°C，终馏点为 340~400°C；和/或

所述加氢油气的初馏点为 0~60°C，终馏点为 280~360°C。

5. 根据权利要求 1 所述的方法，其特征在于，步骤（2）中，所述第一精馏塔装置为隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内设置至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为预分离区、公共精馏段、公共提馏段和侧线精馏区四个区域，加氢油气的进料位置位于所述预分离区。

6. 根据权利要求 5 所述的方法，其特征在于，步骤（2）中，

所述隔壁精馏塔内预分离区塔板数为 10~40 块，优选 20~35 块，

所述公共精馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；

所述公共提馏段塔板数为 2~10 块，优选 3~8 块；

侧线精馏区塔板数为 10~45 块，优选 25~40 块；

且所述隔壁精馏塔满足以下的至少一个条件：

所述加氢油气的进料位置在预分离区顶部第 4~22 块板上方，优选第 8~20 块板上方；

所述隔壁精馏塔塔顶压力为 0.1~1.0Mpa，优选 0.2~0.7Mpa，塔顶温度为 50~120°C，优选 60~100 °C；和/或

塔顶回流比为 3~10，优选 4~8。

7. 根据权利要求 6 所述的方法，其特征在于，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔满足以下的至少一个条件：

所述隔壁精馏塔侧线精馏区设有中段循环取热，采出位置为侧线精馏区第 20~45 块塔板，更优选为第 30~40 块板，返塔位置与采出位置相同或在采出位置的上移一块板或下移一块板；

所述隔壁精馏塔预分离区设有气相采出，采出位置位于预分离区第 20~40 块板，更优选为第 25~35 块板，气相返塔位置为侧线精馏区第 30-45 块塔板，更优选为第 35~40 块板；

由公共精馏段进入预分离区与侧线精馏区的液相质量流量比为0.1~10，优选 0.5~5；

由公共提馏段进入预分离区与侧线精馏区的气相质量流量比为1~15，优选 2~10；和/或

预分离区采出位置处的总气相质量流量与采出气相质量流量比为10~150，优选 30~120。

8. 根据权利要求 6 所述的方法，其特征在于，步骤（2）中，所述隔壁精馏塔满足以下的至少一个条件：

所述塔顶轻馏分由所述隔壁精馏塔公共精馏段上分离，初馏点为20~40°C，终馏点为 55~65°C；

所述富含轻质芳烃馏分由所述隔壁精馏塔侧线精馏区第 5~30 块板采出，优选第 10-20 块板，初馏点为 55~65°C，终馏点为 140~170°C；

所述第一回炼馏分由所述侧线精馏区富含轻质芳烃馏分采出位置以下的任意位置采出，优选第 25~35 块板；和/或

所述第二回炼馏分由所述隔壁精馏塔公共提馏段下部分离。

9. 根据权利要求 1-8 任一项所述的方法，其特征在于，

步骤（2）中，所述第一回炼馏分的初馏点为 140~170°C、终馏点为 220~250°C，所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 220~250°C 之间的任意值；或者

步骤（2）中，所述第一回炼馏分的初馏点为 140~170°C、终馏点为 250~300°C，所述第二回炼馏分的馏程起点温度为 250~300°C 之间的任意值。

10. 根据权利要求 1-8 任一项所述的方法，其特征在于，

当所述第二回炼馏分的馏程起点温度为220~250°C之间的任意值，步骤（3）中，第二回炼馏分进入催化裂化装置第二反应区；

当所述第二回炼馏分的馏程起点温度为270~300°C之间的任意值，步骤（3）中，第二回炼馏分返回加氢处理第二段循环使用；

当所述第二回炼馏分的馏程起点温度为250~270°C之间的任意值，步骤（3）中，第二回炼馏分进入催化裂化装置第二反应区或返回加氢处理第二段循环使用。

11. 根据权利要求 1-10 中任一项所述的方法，其特征在于，步骤（3）中，所述第一反应区内催化转化的条件满足以下的至少一个条件：

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选为 6~12h^{-1}；

反应时间为 0.5~8s，优选 1~5s；和/或

剂油重量比为 6~26，优选为 8~12；

并且，所述第二反应区内催化转化的条件满足以下的至少一个条件：

油气的重时空速为 4~20h^{-1}，优选 8~12h^{-1}；

反应时间为 1~10s，优选 2~6s；和/或

剂油重量比为 4~14，优选为 6~10。

12. 根据权利要求 1-11 中任一项所述的方法，其特征在于，步骤（4）中的第二精馏塔装置满足以下的至少一个条件：

所述精馏塔装置的塔顶压力为 0.15~0.4MPa，优选 0.18~0.35MPa，塔顶温度 100~160℃，优选 115-145℃，

所述第一馏分油气的初馏点为 0~40℃，终馏点为 220~250℃，且所述第一馏分油气经与所述加氢油气合并脱气后进入步骤（2）的所述第一精馏塔装置进行分离；

所述第二馏分油的初馏点为 220~250℃，终馏点为 340~360℃；和/或

所述油浆的初馏点为 340~360℃。

13. 一种生产轻质芳烃的系统，包括：

加氢装置，所述加氢装置为两段式加氢装置，所述加氢装置上设置有氢气入口和加氢产物出口，所述加氢装置第一段上设置有催化裂化循环油入口，所述加氢装置第二段上任选地设置有第二回炼馏分入口；

催化裂化装置，其包括催化裂化反应器，所述催化裂化反应器上设置有第一反应区和任选的第二反应区，所述第一反应区上设置有第一回炼馏分入口，所述任选的第二反应区上设置有第二回炼馏分入口；

第二精馏塔装置，所述产物精馏塔装置上设置有催化裂化反应产物入口、第一馏分油气出口、第二馏分油出口和油浆出口，所述第二馏分油出口与所述加氢装置的催化裂化循环油入口相连通；

脱气分离装置，所述脱气分离装置上设置有油气入口、富气出口和馏分油出口，所述脱气分离装置的油气入口与所述第二精馏塔装置的第一馏分油气出口、所述加氢装置的加氢产物出口相连接，使得来自第二精馏塔装置的第一馏分油气和来自加氢装置的加氢油气脱气分离为

富气和馏分油；

第一精馏塔装置，所述精馏塔装置设置有馏分油进口、塔顶轻馏分出口、富含轻质芳烃馏分出口、第一回炼馏分出口、第二回炼馏分出口，所述馏分油进口与所述脱气分离装置的馏分油出口相连通，所述第一回炼馏分出口与所述催化裂化装置的第一回炼馏分入口相连通，所述第二回炼馏分出口与所述催化裂化装置的任选的第二反应区上设置的第二回炼馏分入口连通，或者所述第二回炼馏分出口与所述加氢装置第二段上任选地设置的第二回炼馏分入口连通；

分离装置，其设置有富含轻质芳烃馏分进口，以及轻质芳烃馏分出口，富含轻质芳烃馏分进口与所述第一精馏塔装置的富含轻质芳烃馏分出口相连。

14. 根据权利要求 13 所述的系统，其特征在于，所述第一精馏塔装置为隔壁精馏塔，所述隔壁精馏塔内设置有至少 1 个分隔壁，所述分隔壁将隔壁精馏塔分为设置于塔底的公共提馏段、设置于塔顶的公共精馏段、设置于塔中段的预分离区和侧线精馏区四个区域；所述预分离区设置有馏分油进口，所述馏分油进口与所述脱气分离装置的馏分油出口相连通；所述公共精馏段设置有塔顶轻馏分出口，所述侧线精馏区设置有富含轻质芳烃馏分出口和第一回炼馏分出口，所述公共提馏段底部设置有第二回炼馏分出口，

此时，所述隔壁精馏塔的侧线精馏区的第一回炼馏分出口与所述催化裂化反应器的第一回炼馏分入口相连通，

所述隔壁精馏塔的公共提馏段底部的第二回炼馏分出口与所述第一精馏塔装置的任选的第二反应区上设置的第二回炼馏分入口连通，或者与所述加氢装置第二段上任选地设置的第二回炼馏分入口连通。

15. 根据权利要求 13 或 14 所述的系统，其特征在于，所述系统进一步包括高低分装置，所述高低分装置上设置有加氢产物的入口、氢气出口和加氢油气出口，所述高低分装置使得来自加氢装置的加氢产物中的加氢油气与氢气分离；

此时，所述加氢产物入口与所述加氢装置的加氢产物出口相连接，所述脱气分离装置的油气入口与所述第二精馏塔装置的第一馏分油气出口、所述高低分装置的加氢油气出口连接。

16. 根据权利要求 13-15 中任一项所述的系统，其特征在于，所述

催化裂化反应器的第一反应区、第二反应区设置于相同或不同的反应器上；

所述反应器选自以下一种或多种：等直径提升管、等线速提升管、变直径提升管、变线速提升管、流化床、复合反应器，所述复合反应器由等直径或变直径提升管和流化床构成，优选该反应器为提升管反应器；

更优选地，所述催化裂化反应器的第一反应区、第二反应区设置于双提升管反应器上，其中主提升管为第一反应区，副提升管上为第二反应区。