

生产低碳烯烃和低硫燃料油组分的方法

相关申请的交叉引用

本申请要求 2019 年 10 月 24 日提交的、申请号为 201911014993.7、
5 名称为“生产低碳烯烃和低硫燃料油组分的方法”的专利申请的优先权，其内容经此引用全文并入本文。

技术领域

本申请涉及烃油催化转化的领域，具体涉及将含烃原料油催化转化
10 为低碳烯烃和低硫燃料油组分的方法。

背景技术

随着国民经济的快速发展，环境污染问题越来越受到人们的重视，
环保法规也日益严格。根据国际海事组织（IMO）《国际防止船舶造
15 成污染公约》规定，2020 年 1 月 1 日起，全球船舶必须使用硫含量不
高于 0.5% 的船用燃料，无疑将给全球船用油市场带来巨大变革。根据
BP 预测，2020 年全球船用燃料年消费规模将达到 3 亿吨左右，无疑将
对低硫燃料油的供应带来巨大挑战，全球主要石油加工企业相继公布
的供应能力和全球市场需求之间仍存在较大差距。

20 CN109722303A 公开了一种高硫重油生产低硫船用燃料油调和组
分的方法。该方法包括如下步骤：a) 高硫重油原料进入减粘裂化装置
进行减粘裂化，得到减粘渣油；b) 在步骤 a) 得到的减粘渣油中加入
复合改性剂，然后对混合物进行连续沉降，上部得到溢流物料，下部
得到底流物料；c) 步骤 b) 所得的溢流物料进入固定床渣油加氢装置
25 中进行加氢脱硫，得到低硫船用油燃料的调和组分。

原油品质随着原油开采量的不断增加而越来越劣质，主要表现在
原油密度变大，粘度变高，重金属含量、硫含量、氮含量、胶质和沥
青质含量变高。目前，劣质原油与优质原油的价格差别随着石油资源
的短缺也越来越大，从劣质原油中尽可能地提高高价值产品收率，给
30 传统的原油加工技术带来了巨大的挑战。然而，劣质原油的加工关键
是如何加工原油馏分中最重质的常压渣油馏分。

渣油催化裂化目前是现代炼油厂用于生产低碳烯烃和高辛烷值汽

油的关键工艺，同时副产一部分轻循环油（LCO）。近期，LCO 被认为是潜在的船用燃料油调和组分。尽管减压渣油与 LCO 调和能够生产低硫船用燃料油，但由于 LCO 黏度较小，作为燃料油组分的比例不宜太高，同时 LCO 馏程与减压渣油馏程之间不重叠，两者简单混兑可能导致在长时间储存时两者分层。此外，减压渣油饱和烃的氢含量太高，作为燃料油组分影响企业的经济效益。

随着聚丙烯等衍生物需求的迅速增长，当前我国丙烯需求仍呈供不应求趋势，重油催化裂化多产丙烯将发挥更重要作用。由于船用燃料油价格比车用柴油低，生产船用燃料油难以取得较好的经济效益，需要针对原料油组分特点，在生产船用燃料油同时，生产高价值产品丙烯与丁烯具有重要意义。

针对当前国内炼油能力过剩，利用核心炼油装置—催化裂化，开发一种既可以多产高价值丙烯又能够供应低硫船用燃料油组分的方法，是进行炼油结构调整的重要战略，既可以满足环保标准提高的需要，又可以满足市场需求和提高企业竞争力的需要。

发明内容

本申请的一个目的是提供一种生产丙烯和低硫燃料油组分的催化转化方法，其能够在多产燃料油组分的同时大幅提高丙烯选择性和丙烯产率，并且明显降低干气和焦炭产率，具有较好的经济社会效益。

为了实现上述目的，本申请提供了一种生产丙烯和低硫燃料油组分的方法，包括如下步骤：

i) 使含烃原料油在催化转化反应器内不存在氢的情况下与催化转化催化剂接触反应，得到包含丙烯的反应产物；

ii) 从步骤 i) 所得的反应产物中分离出催化裂化馏分油，其中所述催化裂化馏分油的初馏点不小于约 200℃，终馏点不大于约 550℃，氢含量不大于约 12.0 重%；以及

iii) 使所述催化裂化馏分油加氢脱硫，得到低硫加氢馏分油作为所述燃料油组分，

其中，以催化剂总重量计，所述催化转化催化剂包括约 1-50 重%的沸石、约 5-99 重%的无机氧化物和约 0-70 重%的粘土，

步骤 i) 的反应条件包括：反应温度为约 460-750℃，重时空速为

约 10-100 h⁻¹ 或反应时间为约 1-10 秒，剂油重量比为约 4-20。

优选地，步骤 i) 所得的反应产物包含相对于所述含烃原料油的重量为约 8-25 重%的丙烯和约 15-50 重%的催化裂化馏分油。

本申请的方法可以选择性地裂化含烃原料油中的烷烃和具有烷基侧链的烃类等，最大限度地得到丙烯，同时生成短侧链多环芳烃保留在催化裂化馏分油（其可作为燃料油组分）中。通过本申请的方法，可以将含烃原料油转化为丙烯、丁烯和船用燃料油组分，并且大幅度降低干气和焦炭的产率，从而实现石油资源的有效利用。

具体而言，本申请的方法与现有技术相比具有至少一种以下所述的技术效果：

- 1、在多产燃料油组分的同时，大幅提高丙烯选择性和丙烯产率，具有一定的经济社会效益；
- 2、在丙烯等高价值产品大幅度增加的情况下，干气和焦炭产率明显地降低；
- 3、总液体收率明显增加，从而石油资源利用效率得到改善。

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 是本申请的生产丙烯和低硫燃料油组分的方法的一种优选实施方式的流程示意图。

具体实施方式

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 ± 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。

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。

5 根据本申请,术语“催化裂化馏分油”是指反应产物中初馏点不小于约 200℃、优选不小于约 250℃,终馏点不大于约 550℃、优选不大于约 520℃,最优选不大于约 500℃的馏分段,亦即馏程在约 200-550℃范围,优选在约 250-520℃范围,更优选在约 250-500℃范围的馏分段。

10 在本申请中,术语“流化床反应器”,也称为“流态化反应器”,应当按照其最宽泛的含义来理解,其包括各种形式的、用于使气态原料与处于流化状态的固体催化剂颗粒在其中接触进行化学反应的反应器,包括但不限于密相床、鼓泡床、沸腾床、湍动床、快速床、气相
15 等直径的流化床反应器、变直径的流化床反应器等,并且还可以是两种或更多种不同形式的流化床串联或并联组合得到的复合反应器,例如为提升管反应器或者提升管与密相床组合的复合反应器。通常,密相床的气速可以为约 0.1-2 米/秒,而提升管的气速可以为约 1-30 米/秒(不计催化剂)。

20 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
25 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。

长期以来,本领域普通技术人员认为,重油催化裂化的转化率越高越好。但发明人经过创造性地思考和反复实验发现,重油催化裂化的
30 的转化率并非越高越好,当转化率高到一定程度,目的产物增加很少,副产物干气和焦炭的产率却大幅度增加。因此,发明人提出了一种缓和催化裂解工艺,基于烷烃结构基团选择性裂化这一思想,使烃类原

料在最佳转化率区间内实现转化，此时干气和焦炭产率之和与转化率之比最小、丙烯选择性好，难以转化的多环芳烃类保留在裂化产物的 300-500℃ 馏分（称之为催化蜡油）中，而极大程度上避免生成焦炭。基于其物理化学性质，该催化蜡油可作为船用燃料油的有效调和组分。

5 据此，本申请提供了一种生产丙烯和低硫燃料油组分的方法，包括以下步骤：

i) 使含烃原料油在催化转化反应器内不存在氢的情况下、在有效条件下与催化转化催化剂接触反应，得到包含丙烯的反应产物；

ii) 从步骤 i) 所得的反应产物中分离出催化裂化馏分油，以及

10 iii) 使所述催化裂化馏分油经加氢脱硫得到低硫加氢馏分油，

其中所述低硫加氢馏分油可作为低硫燃料油组分。

根据本申请，所述含烃原料油可以选自石油烃、其它矿物油或它们的混合物，其中所述石油烃可以选自减压瓦斯油（简称 VGO）、常压瓦斯油、焦化瓦斯油、脱沥青油、减压渣油（简称 VR）、常压渣油、
15 加氢重油或者它们的各种混合物，所述其它矿物油可以选自煤液化油、油砂油、页岩油或者它们的各种混合物。

根据本申请，所述催化转化反应器可以为各种形式的流化床反应器，例如可以为单个流化床反应器，也可以为多个串联或者并联的流化床反应器组合得到的复合反应器。在某些优选的实施方式中，所述
20 流化床反应器可以为等直径提升管反应器或者各种变径形式的流化床反应器，例如中国专利 CN1078094C 号中所公开的反应器。

根据本申请，以催化剂的总重量计，所述催化转化催化剂可以包括约 1-50 重%的沸石、约 5-99 重%的无机氧化物和约 0-70 重%的粘土。优选地，所述催化剂可以包括约 5-45 重%的沸石，更优选约 10-40 重%
25 的沸石，约 5-80 重%的无机氧化物和约 10-70 重%的粘土。

在优选的实施方式中，以沸石的总重量计，所述沸石包括约 51-100 重%、优选约 70-100 重%的中孔沸石和约 0-49 重%、优选约 0-30 重%的大孔沸石，优选地，所述中孔沸石的硅铝比大于约 10，优选大于约 50，更优选大于约 100。所述中孔沸石优选选自 ZSM 系列沸石和 ZRP
30 沸石；所述大孔沸石优选为 Y 系列沸石。任选地，可以对上述沸石用磷等非金属元素和/或铁、钴、镍等过渡金属元素进行改性。所述无机氧化物优选选自二氧化硅、三氧化铝和它们的任意组合；所述粘土优

选选自高岭土和/或多水高岭土。

根据本申请，所述“有效条件”是指能够使所述含烃原料发生催化转化反应，得到包含丙烯和催化裂化馏分油，优选包含相对于所述含烃原料油的重量为约 8-25 重%的丙烯和约 15-50 重%的催化裂化馏分油，的反应产物的条件。在优选的实施方式中，催化转化步骤 i) 的反应条件包括：反应温度为约 460-750℃，优选为约 480-700℃，更优选约 480-600℃，最优选约 500-560℃；重时空速（例如对于密相床反应器、快速床反应器等）为约 5-100h⁻¹，优选为约 10-70h⁻¹，更优选约 15-50 h⁻¹，最优选约 18-40 h⁻¹ 或者反应时间（例如对于提升管反应器）为约 1-10 秒，优选约 1.5-10 秒，更优选约 2.0-8.0 秒，最优选约 4-8 秒；剂油重量比为约 1-30，优选为约 5-15，更优选约 5-10。

在优选的实施方式中，步骤 i) 控制为使所得反应产物中丙烯/丙烷的质量比不小于约 4，优选不小于约 6，最优选不小于约 8；和/或，异丁烯/异丁烷的质量比不小于约 1，优选不小于约 1.5，最优选不小于约 1.8。

在优选的实施方式中，步骤 i) 控制为使所得反应产物中催化裂化馏分油的产率相对于所述含烃原料油的重量不小于约 15%，优选不小于约 20%，更优选不小于约 25%，且不大于约 50%。

本领域技术人员所熟知的，催化转化过程中原料油的转化率通常以气体、汽油和焦炭的产率之和来表示。在本申请的方法中，催化转化过程的最终产物仅包括干气、液化气、汽油、催化裂化馏分油和焦炭。因此，在本申请中，原料油的转化率基本上等于 100%减去催化裂化馏分油的产率，故本申请中催化转化过程的转化率控制在不大于约 85%，优选不大于约 80%，最优选不大于约 75%，且不小于约 50%。

在某些优选的实施方案中，所述方法进一步包括将步骤 i) 的反应产物和待生催化剂进行分离，待生催化剂经汽提、烧焦再生后返回反应器，分离后的反应产物包括丙烯、汽油和催化裂化馏分油。从反应产物中分离丙烯等产物的方法是本领域技术人员所熟知的，在此不再赘述。

在优选的实施方式中，所述加氢脱硫步骤 iii) 所用的催化剂是包含负载在氧化铝和/或无定型硅铝载体上的 VIB 族金属和/或 VIII 族金属的催化剂。进一步优选地，所述加氢脱硫步骤 iii) 所用的催化剂包

含约 0-10 重 % 添加剂、约 1-40 重 % 的至少一种第 VIII 族金属 (以金属氧化物计)、约 1-50 重 % 的至少一种第 VIB 族金属 (以金属氧化物计) 和余量的选自氧化铝和无定型硅铝的载体, 其中所述添加剂包含选自氟、磷等的非金属元素、选自钛、铂等的金属元素或者它们的组合。

- 5 例如, 所述添加剂可以为含磷助剂或含氟助剂, 如氟化铵。所述第 VIB 族金属优选选自钼、钨或其组合; 所述第 VIII 族金属优选选自镍、钴或其组合。

在优选的实施方式中, 所述加氢脱硫步骤 iii) 的条件包括: 反应压力为约 2.0-24.0MPa, 优选约 3.0-15.0MPa; 反应温度为约 200-500℃, 10 优选约 300-400℃; 氢油体积比为约 50-5000 Nm³/m³, 优选约 200-2000 Nm³/m³; 液时空速为约 0.1-30.0h⁻¹, 优选约 0.2-10.0h⁻¹。

根据本申请, 所述催化裂化馏分油的初馏点不小于约 200℃, 终馏点不大于约 550℃, 氢含量不大于约 12.0 重%; 优选地, 所述催化裂化馏分油的初馏点不小于约 250℃, 终馏点不大于约 520℃, 更优选不大于 15 于约 500℃, 氢含量不大于约 11.5 重%。

在优选的实施方式中, 所述催化裂化馏分油经加氢脱硫处理后得到的低硫加氢馏分油作为燃料油调和组分, 其中硫含量不大于约 0.1%, 优选不大于约 0.05%。

下面结合图 1 对本申请方法的一种具体实施方式予以说明。

- 20 预提升介质经管线 1 由变径流化床反应器 2 (例如中国专利 CN1078094C 号中所公开的反应器) 底部进入, 来自再生斜管 16 的再生催化剂在预提升介质的提升作用下沿反应器向上运动, 原料油经管线 3 与来自管线 4 的雾化蒸汽一起注入变径流化床反应器 2 的第一反应区 8 的底部, 与反应器内已有的物流混合, 原料油在热的催化剂上 25 发生裂化反应, 并向上运动进入变径流化床反应器 2 的第二反应区 9 继续反应。生成的油气和失活的待生催化剂进入沉降器 7 中的旋风分离器, 实现待生催化剂与油气的分离, 反应油气进入大油气管线 17, 催化剂细粉由旋风分离器料腿返回沉降器 7。沉降器 7 中的待生催化剂流向汽提段 10, 与来自管线 11 的汽提蒸汽接触。从待生催化剂中汽提 30 出的油气经旋风分离器后进入大油气管线 17。汽提后的待生催化剂经待生斜管 12 进入再生器 13, 主风经管线 14 进入再生器, 烧去待生催化剂上的焦炭, 使失活的待生催化剂再生, 烟气经管线 15 引出。再生

后的催化剂经再生斜管 16 进入变径流化床反应器 2 循环使用。

反应油气经过大油气管线 17, 进入后续的分馏单元 18, 分离得到的干气经管线 19 引出; 液化气经管线 20 引出, 经过气体分离单元 25 分离为丙烯、丙烷和碳四烃, 分别由管线 26、27、28 引出; 汽油经管线 21 引出; 馏程为 200-250℃ 的轻循环油馏分经管线 22 引出, 然后经管线 31 与来自管线 32 的雾化蒸汽一起返回变径流化床反应器 2 的第一反应区 8 的中上部; 油浆由管线 24 引出, 返回变径流化床反应器 2 的第一反应区 8 (任选与来自管线 3 的原料油一起经由原料喷嘴进入第一反应区 8) 进行回炼, 以回收催化剂细粉; 催化裂化馏分油经管线 23 进入到加氢处理装置 29, 加氢处理得到加氢馏分油, 经管线 30 输出。其中各馏分馏程及加工流程方案根据炼厂实际需要可以进行调节, 比如将汽油切割得到轻汽油馏分并通过管线 6 与来自管线 5 的雾化蒸汽一起进入到变径流化床反应器 2 第二反应区 9 进行回炼以增产丙烯。

在某些优选的实施方式中, 本申请提供了如下的技术方案:

15 1、生产低碳烯烃 (特别是丙烯) 和低硫燃料油组分的方法, 包括原料油在催化转化反应器内与催化剂接触进行反应, 反应温度、重时空速、催化剂与原料油重量比足以使反应得到包含占原料油 8-25 重% 丙烯和 15-50 重% 催化裂化馏分油的反应产物, 催化裂化馏分油经加氢脱硫得到低硫加氢馏分油作为燃料油组分。

20 2、按照项目 1 的方法, 其中所述原料油选自选自石油烃和/或其它矿物油, 其中石油烃选自减压瓦斯油、常压瓦斯油、焦化瓦斯油、脱沥青油、减压渣油、常压渣油、加氢重油中的一种或两种以上的混合物, 其它矿物油为煤液化油、油砂油、页岩油中的一种或两种以上的混合物。

25 3、按照项目 1 的方法, 其中所述催化转化反应器选自提升管、等线速的流化床、等直径的流化床、上行式输送线、下行式输送线中的一种或两种及两种以上的组合, 或同一种反应器两个或两个以上的组合, 所述组合包括串联或/和并联, 其中提升管是常规的等直径提升管或者各种形式变径的流化床。

30 4、按照项目 1 的方法, 其中所述催化转化催化剂包括沸石、无机氧化物和任选的粘土, 各组分分别占催化剂总重量: 沸石 1-50 重%、无机氧化物 5-99 重%、粘土 0-70 重%, 其中, 所述沸石为中孔沸石和

任选的大孔沸石，其中，中孔沸石占沸石总重量的 51-100 重%，中孔沸石硅铝比应大于 50，最好大于 80，大孔沸石占沸石总重量的 0-49 重%。

5 5、按照项目 1 的方法，其中所述催化转化的条件如下：反应温度为 460-750℃，重时空速为 10-100 h⁻¹，催化剂与催化转化原料油的重量比为 4-20。

6、按照项目 5 的方法，其中所述催化转化的条件如下：反应温度为 480-700℃，重时空速为 30-80 h⁻¹，催化剂与催化转化原料油的重量比为 5-12。

10 7、按照项目 1 的方法，其中所述催化裂化馏分油初馏点体积馏出温度不小于 200℃的馏分，氢含量不大于 12.0 重%。

8、按照项目 7 的方法，其中所述催化裂化馏分油初馏点体积馏出温度不小于 250℃的馏分，氢含量不大于 11.5 重%。

15 9、按照项目 1 的方法，其中所述加氢脱硫所用催化剂是负载在氧化铝和/或无定型硅铝载体上的 VIB 族金属和/或 VIII 族金属催化剂。

10、按照项目 9 的方法，其中所述加氢脱硫所用催化剂是由 0-10 重% 添加剂、1-40 重% 的一种或一种以上第 VIII 族金属、1-50 重% 一种或一种以上第 VIB 族金属和余量氧化铝和/或无定型硅铝载体构成，其中所述添加剂选自氟、磷、钛、铂等非金属元素和金属元素。

20 11、按照项目 1 的方法，其中所述加氢脱硫的条件：所述加氢脱硫的条件：反应压力为 2.0-24.0MPa，反应温度为 200-500℃，氢油体积比为 50-5000 Nm³/m³，液时空速为 0.1-30.0 h⁻¹。

12、按照项目 11 的方法，其中所述加氢脱硫的条件：所述加氢脱硫的条件：反应压力为 3.0-15.0MPa；反应温度为 300-400℃；氢油体
25 积比为 200-2000 Nm³/m³；液时空速为 0.2-10.0h⁻¹。

13、按照项目 1 的方法，其中步骤（3）所述加氢馏分油中的硫含量不大于 0.1%，优选不大于 0.05%。

实施例

30 下面将结合实施例将对本申请予以进一步说明，但并不因此而限制本申请。

以下实施例和对比例中所使用的原料油和催化剂的性质分别列于

表 1 和表 2。对比例所用的催化转化催化剂牌号为 MMC-1，由中国石化催化剂齐鲁分公司生产。

各实施例中催化裂化馏分油氢含量参照 NB/SH/T 0656-2017 标准通过碳氢元素分析仪测得。

5 各实施例中所用的催化转化催化剂的制备过程如下：

用 4300 克脱阳离子水将 969 克多水高岭土(中国高岭土公司产物，固含量 73%)打浆，再加入 781 克拟薄水铝石(山东淄博铝石厂产物，固含量 64%)和 144 毫升盐酸(浓度 30%，比重 1.56)搅拌均匀，在 60℃静置老化 1 小时，保持 pH 为 2-4，降至常温，再加入预先准备好的 5000 克浆液，其中包含含化学水的硅铝比大于 150 中孔择形 ZSM-5 沸石(中国石化催化剂齐鲁分公司生产)1600g，搅拌均匀，喷雾干燥，洗去游离 Na⁺，得催化剂。将得到的催化剂在 800℃和 100%水蒸汽下进行老化，老化后的催化剂称为催化剂 A，催化剂 A 性质见表 2。

各实施例中所用的加氢脱硫催化剂的制备过程如下：

15 称取 1000 克由中国石化催化剂长岭分公司生产的拟薄水铝石，之后加入含硝酸(化学纯)10 毫升的水溶液 1000 毫升，在双螺杆挤条机上挤条成型，并在 120℃干燥 4 小时，800℃焙烧 4 小时后得到催化剂载体。用含氟化铵 120 克的水溶液 900 毫升浸渍 2 小时，120℃干燥 3 小时，600℃焙烧 3 小时；降至室温后，用含偏钨酸铵 133 克的水溶液 20 950 毫升浸渍 3 小时，120℃干燥 3 小时，600℃焙烧 3 小时，降至室温后，用含硝酸镍 180 克、偏钨酸铵 320 克水溶液 900 毫升浸渍 4 小时，120℃烘干 3 小时，在 600℃下焙烧 4 小时，制得催化剂 B。

表 1 实施例和对比例中所用的原料油的性质

原料油名称	VGO+30%VR-1	加氢重油	VGO
密度(20℃), g/cm ³	0.8905	0.963	0.8597
残炭, 重%	2.94	8.0	0.07
元素/重%			
碳	86.48	87.28	85.63
氢	13.18	11.63	13.45
硫	0.15	0.4	0.06
氮	0.19	0.2	0.08
四组分/重%			
饱和烃	64.5	49.4	86.6
芳烃	24.2	37.3	13.4
胶质	11.1	11.4	0.0
沥青质	0.2	1.9	0.0

表 2 实施例和对比例中所用催化转化催化剂的性质

催化剂牌号	A	MMC-1
化学组成/重%		
Al ₂ O ₃	49.2	50.2
Na ₂ O	0.07	0.052
物理性质		
比表面积/(m ² ·g ⁻¹)	/	115
堆密度/(g·cm ⁻³)	0.79	0.80
磨损指数/(%·h ⁻¹)	1.1	2.8
筛分组成/重%		
0-40μm	14.2	15.8
0-80μm	53.8	75.5
0-105μm	/	90.5
0-149μm	89.5	/

按照图 1 所示的流程进行试验，原料油为 VGO+30%VR-1，采用催化剂 A 作为催化转化催化剂，在变径流化床反应器的中型催化裂化装置上进行试验。油气和待生催化剂在沉降器分离，产物油气在分馏单元按馏程进行切割，得到丙烯、丁烯、汽油和催化裂化馏分油（馏程 250-500℃, 氢含量 11.2wt%）。反应条件和产品分布列于表 3。

所得催化裂化馏分油和氢气进入加氢脱硫反应器与加氢脱硫催化剂 B 接触，在反应压力 6.0 MPa、反应温度 350℃、氢油体积比 350、液时空速 2.0h^{-1} 下反应，得到低硫加氢馏分油。将该低硫加氢馏分油作为燃料油组分与另一燃料油组分“减压渣油 VR-2”调和，得到符合国家标准 GB 17411-2015《船用燃料油》的 RMG 380 燃料油产品，性质见表 4。

实施例 1-b

按照图 1 所示的流程进行试验，原料油为 VGO，采用催化剂 A 作为催化转化催化剂，在变径流化床反应器的中型催化裂化装置上进行试验。油气和待生催化剂在沉降器分离，产物油气在分馏单元按馏程进行切割，得到丙烯、丁烯、汽油和催化裂化馏分油（馏程 250-500℃, 氢含量 11.3wt%）。反应条件和产品分布列于表 3。

实施例 1-c

按照图 1 所示的流程进行试验，原料油为 VGO+30%VR-1，采用催化剂 A 作为催化转化催化剂，在等径提升管反应器的中型催化裂化装置上进行试验。油气和待生催化剂在沉降器分离，产物油气在分馏单元按馏程进行切割，得到丙烯、丁烯、汽油和催化裂化馏分油（馏程 250-500℃, 氢含量 11.2wt%）。反应条件和产品分布列于表 3。

对比例 1

参照 CN1004878B 中所述的常规深度催化裂解流程进行试验，原料油为 VGO，采用催化剂 MMC-1 作为催化裂解催化剂，在提升管反应器加密相流化床的中型装置上进行试验。油气和待生催化剂在沉降器分离，产品在分馏单元按馏程进行切割，得到丙烯、丁烯、汽油和轻循环油馏分（馏程 200-350℃, 氢含量 9.8wt%）。反应条件和产品分

布列于表 3。

实施例 2

按照图 1 所示的流程进行试验，原料油为加氢重油，采用催化剂 A 5 作为催化转化催化剂，在变径流化床反应器的中型催化裂化装置上进行试验。油气和待生催化剂在沉降器分离，产物油气在分馏单元按馏程进行切割，得到丙烯、丁烯、汽油和催化裂化馏分油（馏程 250-500 °C, 氢含量 10.9wt%）。反应条件和产品分布列于表 3。

所得催化裂化馏分油和氢气进入加氢脱硫反应器与加氢脱硫催化 10 剂 B 接触，在反应压力 9.0 MPa、反应温度 330 °C、氢油体积比 650、液时空速 8.0h^{-1} 下反应，得到低硫加氢馏分油。将该低硫加氢馏分油作为燃料油组分与另一燃料油组分“减压渣油 VR-3”调和，得到符合国家标准 GB 17411-2015《船用燃料油》的 RMG 180 燃料油产品，性质见表 5。

15

表 3 实施例和对比例的反应条件和产品分布

实施例/对比例	实施例 1-a	实施例 1-b	实施例 1-c	实施例 2	对比例 1
原料油组成	VGO+ 30%VR-1	VGO	VGO+ 30%VR-1	加氢重油	VGO
反应器类型	变径 流化床	变径 流化床	等径 提升管	变径 流化床	提升管加 密相流化床
第一反应区温度/℃	530	530	530 (反应温度, ℃)	530	580
第一反应区时间, s	1.2 (约 95h ⁻¹)	1.2 (约 95h ⁻¹)		1.2 (约 95h ⁻¹)	1.2 (约 95h ⁻¹)
第二反应区温度/℃	520	520	3.5 (反应时间, s)	520	580 (密相流 化床)
第二反应区空速/h ⁻¹	30	30		30	4 (密相流化 床)
剂油比	6	6	6	6	10
产物分布/重%					
干气	2.12	1.82	2.35	1.83	11.97
液化气	32.10	33.40	32.80	30.79	42.91
汽油	32.51	33.51	31.85	31.83	28.33
轻循环油	/	/	/	/	10.94
催化裂化馏分油	29.32	27.73	28.32	31.29	/
焦炭	3.95	3.54	4.68	4.26	5.85
总计	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
转化率*	70.68	72.27	71.68	68.71	89.06
丙烯产率/重%	14.42	15.00	13.45	10.89	19.07
丙烯/丙烷质量比	8.10	8.20	8.00	8.00	6.2
异丁烯/异丁烷质量 比	1.85	1.85	1.80	1.80	0.1
总液体收率/重%	93.93	94.64	92.97	94.01	82.18

* 转化率=干气产率+液化气产率+汽油产率+焦炭产率。

从表 3 的反应结果可以看出, 相对于对比例 1, 实施例 1-a 和实施例 1-c 在使用更为劣质的原料的情况下, 不仅能够分别得到高达 14.42

重%和 13.45 重%的丙烯产率，还可以分别得到 29.32 重%和 28.32 重%的催化裂化馏分油产率，而且干气产率和焦炭产率明显地降低，总液体收率明显地增加；而实施例 1-b 在使用相同原料的情况下，能够得到高达 15.00 重%的丙烯产率，同时得到 27.73 重%的催化裂化馏分油产率，而且干气产率和焦炭产率明显地降低，总液体收率明显地增加。

表 4 实施例 1-a 所得的低硫加氢馏分油和燃料油产品的性质

	燃料油组分 1	燃料油组分 2	RMG 380 燃料油产品	RMG 380 燃料油标准
组分名称	低硫加氢馏分油	减压渣油 VR-2		
调和比例/% (w)	40	60		
黏度 (50 °C) / (mm ² /s)	9.8	2978.6	214.2	≥ 380
密度 (15 °C) / (kg/m ³)	927.5	1012.7	980.4	≥ 991.0
密度 (20 °C) / (kg/m ³)	926.2	1008.2	977.1	≥ 987.6
碳芳香度指数 (CCAI)	844.9	855.4	847.5	≥ 870
硫含量/% (w)	0.05	0.77	0.50	≥ 0.5
总酸值 / (mgKOH/g)	0.07	0.77	0.50	≥ 2.5
残炭/% (w)	0.00	17.2	10.66	≥ 18.0

表 5 实施例 2 所得的低硫加氢馏分油和燃料油产品的性质

	燃料油组分 1	燃料油组分 2	RMG 180 燃料油产品	RMG 180 燃料油标准
组分名称	加氢馏分油	减压渣油 VR-3		
调和比例/% (w)	38	62		
黏度 (50 °C) / (mm ² /s)	9.6	2000.7	135	≥ 180
密度 (15 °C) / (kg/m ³)	926.4	1003.8	974.0	≥ 991.0
密度 (20 °C) / (kg/m ³)	925.3	1000.3	971.8	≥ 987.6
碳芳香度指数 (CCAI)	843.3	849.6	846.6	≥ 870
硫含量/% (w)	0.04	0.71	0.46	≥ 0.5
总酸值 / (mgKOH/g)	0.06	0.72	0.47	≥ 2.5
残炭/% (w)	0.00	15.6	9.67	≥ 18.0

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公开的内容。