

一种生产丙烯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 201911014995.6、
5 名称为“一种多产丙烯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，具体涉及一种将重质原料油转
10 化为低碳烯烃和低硫燃料油组分的催化转化方法。

背景技术

随着社会经济的快速发展，先污染后治理的环保理念已经被从源头治理污染的环保理念代替，环境污染问题得到了高度社会关注，相应法律法规也日趋严格。根据国际海事组织（IMO）《国际防止船舶造成污染公约》规定，2020 年 1 月 1 日起，全球船舶必须使用硫含量
15 不高于 0.5% 的船用燃料，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，这将对全球燃油市场以及主要石油加工企业带来巨大考验。

20 同时，世界各地都面临着原油变重变劣的问题，预计 2020 年后重质原油储量占全球可采原油储量的 50% 左右，劣质原油与优质原油的价格差距也在进一步拉大，如何高效利用劣质重油加工生产高价值产品并提高收率以及生产符合更高环保要求的低硫船用燃料油成为炼厂和供应商亟待解决的问题，同时也向传统的原油加工技术发出了挑战。

25 CN102746890A 公开了一种船用燃料油的制备方法，通过使原料油减粘裂化然后分馏的方式得到减粘裂化调和组分。该方法可以降低船用燃料油的生产成本。所述方法包括以下步骤：1）将重油组分进行减粘裂化；2）将减粘裂化产物进行分馏并收集高馏程馏分；3）将高馏程馏分与轻质油组分混合得到船用燃料油。

30 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，因此针对原料油组分特点，在生产船用燃料油同时，利用多产低碳烯烃工艺生产丙烯等高价值产品具有重要意义。

综上所述，针对国际油品重质劣质化与环保严格化，有必要开发一种既能多产高价值丙烯又能供应低硫船用燃料油组分的方法，既可以满足燃料油质量改善的市场需求，又可以提高企业经济效益。

5 发明内容

本申请的一个目的是提供一种以重质油为原料生产丙烯和低硫燃料油组分的方法，其可以将重质原料油中的饱和烃转化为丙烯，含有芳核结构的多环芳烃转化为燃料油组分，同时避免了将饱和烃作为燃料油组分，具有较好的经济社会效益。

10 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，包括下列步骤：

(1) 使重质原料油与溶剂接触，进行萃取分离得到脱沥青油和脱油沥青；

15 (2) 使所述脱沥青油与任选的轻质原料油在催化转化反应器内、在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；

(3) 从步骤(2)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

20 (4) 使所述催化裂化馏分油加氢脱硫，得到低硫加氢馏分油，其中所述低硫加氢馏分油和/或脱油沥青作为所述燃料油组分，其中，以催化剂的总重量计，步骤(2)所用的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(2)的反应条件包括：反应温度为约 460-750℃，优选为约 25 480-700℃；重时空速为约 10-100 h⁻¹，优选为约 30-100 h⁻¹，或者反应时间为约 1-10 秒，优选为约 2-8 秒；剂油重量比为约 4-20，优选为约 5-12。

本申请的方法通过溶剂脱沥青将重质原料油中的沥青质及胶质分离出来，其中脱油沥青可以作为燃料油组分，而脱沥青油作为选择性 30 催化裂化原料，最大限度地得到丙烯和包含短侧链多环芳烃的催化裂化馏分油，所述催化裂化馏分油可以单独、或与脱油沥青或重脱沥青油再混合，作为燃料油组分。本申请的方法可以将重质原料油转化为

丙烯、丁烯和燃料油组分，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个下文所述的技术效果：

- 5 1、由重质原料油多产高价值的丙烯，同时生产燃料油组分，该方法可得到相对于原料油（重质原料油+轻质原料油）重量为约 5-20 重%的丙烯和约 30-80 重%的燃料油组分，比简单调配燃料油更有经济效益；
- 2、在大幅度增加丙烯等高价值产品的情况下，明显降低干气和焦炭产率；
- 10 3、明显增加总液体收率，基本不外甩油浆，从而改善石油资源利用效率；
- 4、催化转化单元与溶剂脱沥青单元集成，通过调节溶剂脱沥青单元所用的溶剂以及轻质原料油的掺入量可以调节催化转化单元得到的催化裂化馏分油性质，适应不同的重质原料油量以及燃料油组分量。

15

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：

- 20 图 1 显示了本申请方法的一种优选实施方式的流程示意图；
- 图 2 显示了本申请方法的另一优选实施方式的流程示意图；
- 图 3 显示了本申请所用的溶剂脱沥青单元的一种优选实施方式的示意图；
- 图 4 显示了本申请所用的催化转化单元的一种优选实施方式的示意图。

25

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。

30

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，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。

- 5 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。

根据本申请，术语“催化裂化馏分油”是指催化转化反应产物中初馏点不小于约 200℃、优选不小于约 250℃，且终馏点不大于约 550
10 ℃、优选不大于 520℃，更优选不大于约 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。

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
15 反应器，包括但不限于密相床、鼓泡床、沸腾床、湍动床、快速床、气相输送床（如上行床和下行床）等等，可以是等线速的流化床反应器、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
20 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）。

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
25 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
30 期刊文章等，均通过引用方式全文并入本文。

如上所述，本申请提供了一种生产丙烯和燃料油组分的方法，包括下列步骤：

(1) 使重质原料油与溶剂接触, 进行萃取分离得到脱沥青油和脱油沥青;

(2) 使所述脱沥青油与任选的轻质原料油在催化转化反应器内、在不存在氢气的情况下与催化转化催化剂接触反应, 得到包含丙烯的
5 反应产物;

(3) 从步骤(2)所得的产物中分离出催化裂化馏分油, 任选分离出包含丙烯的液化气和汽油; 以及

(4) 使所述催化裂化馏分油加氢脱硫, 得到低硫加氢馏分油;

其中所述低硫加氢馏分油和/或脱油沥青可作为所述燃料油组分。

10 根据本申请, 步骤(1)为溶剂脱沥青步骤, 其可以采用单段流程, 也可采用两段流程。在某些优选的实施方式中, 所述步骤(1)采用两段流程, 得到轻脱沥青油、重脱沥青油和脱油沥青, 其中所得轻脱沥青油作为催化转化步骤(2)的原料, 所得重脱沥青油可以作为燃料油组分或用作其它用途, 而所得脱油沥青根据其硫含量水平的高低可以
15 作为燃料油组分或作为道路沥青产品。

根据本申请, 步骤(1)所用的重质原料油可以为各种适用于催化转化过程的重油, 例如可以选自减压渣油、劣质常压渣油、加氢重油或它们的任意混合物。

根据本申请, 步骤(1)所用的溶剂可以为各种适用于重油溶剂脱
20 沥青过程的溶剂, 例如可以选自诸如丙烷、丁烷、戊烷等的低碳烷烃或它们的任意混合物, 并可根据催化转化单元所产出的催化裂化馏分油的性质差异选择不同的脱沥青溶剂。

在优选的实施方式中, 溶剂脱沥青步骤(1)的条件可以包括: 温度为约 10-200℃, 优选为约 20-180℃; 压力为约 1.0-15.0MPa, 优选约
25 2.0-10.0MPa; 溶剂与重质原料油之间的质量比(简称溶剂比)为约 1-20, 优选为约 3-10。

根据本申请, 步骤(2)所用的轻质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、常压瓦斯油、焦化瓦斯油、优质渣油、优质加氢重油或它们的任意混合物,
30 所述其它矿物油可以选自煤液化油、油砂油、页岩油或它们的任意混合物, 其中所述“优质渣油”和“优质加氢重油”分别指氢含量 $\geq 11.2\%$, 优选 $\geq 12.0\%$, 最优选 $\geq 12.5\%$ 的渣油和加氢重油。

根据本申请，步骤（2）所用的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，步骤（2）所用的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%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，所述沸石可以包含约 51-100 重%、优选约 70-100 重%的中孔沸石和约 0-49 重%、优选 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 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，所述步骤（2）在有效条件下进行，其中所谓“有效条件”是指能够使反应原料发生催化转化反应，得到包含丙烯和催化裂化馏分油，优选包含相对于反应原料（脱沥青油加任选的轻质原料油）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，步骤（2）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 10-70 h⁻¹，更优选 15-50 h⁻¹，最优选 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 2-8 秒，更优选约 2.5-8 秒，最优选约 3-8 秒；催化转化催化剂与催化转化原料油重量比（简称剂油重量比或剂油比）为约 4-20，优选为约 5-12，优选约 5-10，更优选约 5-9。

在优选的实施方式中，步骤（2）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（2）控制为使所得反应产物中催化裂化馏分油的产率，即催化裂化馏分油相对于催化转化原料油（即所述脱沥青油与任选的轻质原料油）的重量比，不小于约 15%，优选不小于约 20%，更优选不小于约 30%，并且不大于约 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 70%，且不小于约 50%。

在特别优选的实施方案中，所述方法进一步包括将步骤（2）的反应产物和待生催化剂分离，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，且重质原料油溶剂脱沥青的方法也是本领域技术人员所熟知的，在此不再赘述。

根据本申请，步骤（3）所述的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 500℃，氢含量不大于约 11.0 重%。

根据本申请，所述的燃料油组分可以由经加氢脱硫处理的催化裂化馏分油与任选的溶剂脱沥青单元所得的脱油沥青或重脱沥青油混合而成。

根据本申请，所述加氢脱硫步骤（4）所用的催化剂优选为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。更优选地，所述加氢处理步骤（4）所用的催化剂包含约 0-10 重%的添加剂、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、钼等的金属元素或者它们的组合。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（4）的条件包括：反应压力为约 2.0-24.0MPa，优选约 3.0-15MPa；反应温度为约 200-500℃，优选为约 300-400℃；氢油体积比为约 50-5000Nm³/m³，优选为约 200-2000 Nm³/m³；液时空速为约 0.1-30.0h⁻¹，优选为约 0.2-10.0h⁻¹。

在优选的实施方式中，步骤（4）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的硫含量不大于约 0.1%，优选不大于约 0.05%。

在本申请方法的一种特别优选的实施方式中，所述方法包括如下步骤：

（1）使重质原料油与溶剂在单段溶剂脱沥青单元中接触，萃取分离得到脱沥青油和脱油沥青；

（2）使所述脱沥青油与任选的轻质原料油在催化转化反应器内、在不存在氢气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；

（3）分离步骤（2）所得的反应产物，得到干气、包含丙烯的液化气、汽油和催化裂化馏分油，其中所述液化气可进一步分离得到丙烯、丙烷和碳四烃；以及

（4）使所述催化裂化馏分油加氢脱硫，得到低硫加氢馏分油；其中所述低硫加氢馏分油可以单独作为燃料油组分，或者与所述脱油沥青调和作为燃料油组分；

优选将所述低硫加氢馏分油与所脱油沥青调和为燃料油组分或产品。

在本申请方法的另一特别优选的实施方式中，所述方法包括如下步骤：

（1）使重质原料油与溶剂在两段溶剂脱沥青单元中接触，萃取分离得到轻脱沥青油、重脱沥青油和脱油沥青；

（2）使所述轻脱沥青油与任选的轻质原料油在催化转化反应器内、在不存在氢气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；

（3）分离步骤（2）所得的反应产物，得到干气、包含丙烯的液化气、汽油和催化裂化馏分油，其中所述液化气可进一步分离得到丙

烯、丙烷和碳四烃；以及

(4) 使所述催化裂化馏分油加氢脱硫，得到低硫加氢馏分油；

其中所述低硫加氢馏分油可以单独作为燃料油组分，或者与所述重脱沥青油或脱油沥青调和作为燃料油组分；

- 5 优选将所述低硫加氢馏分油与重脱沥青油调和作为燃料油组分或产品。

下面结合附图对本申请方法的优选实施方式予以说明。

如图 1 所示，在一特别优选的实施方式中，重质原料油经管线 1" 进入单段溶剂脱沥青单元 2" 和溶剂（图中未示出）接触，分离得到
10 脱沥青油和脱油沥青，脱油沥青经管线 4" 引出，溶剂循环使用（图中未示出）；脱沥青油经管线 3" 与任选的来自管线 5" 的轻质原料油混合后进入催化转化单元 6"，与催化转化催化剂接触反应。催化转化反应产物分离得到的干气由管线 7" 引出；液化气经管线 8" 引出，可进一步分离得到丙烯、丙烷和碳四烃；汽油经管线 9" 引出；催化裂化馏
15 分油经管线 10" 引出，在加氢脱硫单元 11" 进行加氢脱硫处理，加氢后的催化裂化馏分油作为燃料油组分经管线 12" 引出，或者经管线 13" 与来自管线 4" 的脱油沥青调和，或者任选地进一步与来自管线 15" 的轻馏分油调和，作为燃料油组分或产品。

如图 2 所示，在另一特别优选的实施方式中，重质原料油经管线 1
20 " 进入两段溶剂脱沥青单元 2"（两段溶剂脱沥青流程示意图 3）和溶剂（图中未示出）接触，分离得到轻脱沥青油、重脱沥青油和脱油沥青，重脱沥青油和脱油沥青分别经管线 14" 和 4" 引出，溶剂循环使用（图中未示出）。轻脱沥青油经管线 3" 与任选的来自管线 5" 的轻质原料油混合后进入催化转化单元 6"，与催化转化催化剂接触反应。
25 催化转化反应产物分离得到的干气由管线 7" 引出；液化气经管线 8" 引出，可进一步分离得到丙烯、丙烷和碳四烃；汽油经管线 9" 引出；催化裂化馏分油经管线 10" 引出，在加氢脱硫单元 11" 进行加氢脱硫处理，加氢后的催化裂化馏分油作为燃料油组分经管线 12" 引出，或者经管线 13" 与来自管线 14" 的重脱沥青油调和作为燃料油组分或产
30 品。

如图 3 所示，为两段溶剂脱沥青工艺流程：原料油经管线 1' 进入到脱沥青单元萃取塔 I，和来自管线 2' 的溶剂接触分离得到脱沥青油和

含溶剂的脱油沥青。含溶剂的脱油沥青经管线 5' 进入到沥青蒸发罐,分离得到的脱油沥青经管线 11' 流出, 溶剂并入到管线 8'。脱沥青油经管线 3' 进入到萃取塔 II 和来自管线 4' 的溶剂接触分离得到轻脱沥青油和重脱沥青油, 轻脱沥青油经管线 6' 送入到轻油蒸发罐进行分离, 溶剂从管线 8' 流出, 轻脱沥青油经管线 9' 流出; 重脱沥青油经管线 7' 送入到重油蒸发罐进行分离, 溶剂从管线 8' 流出, 重脱沥青油经管线 10' 流出。

如图 4 所示, 在一特别优选的实施方式中, 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提升管向上运动, 来自管线 9' 的轻脱沥青油经管线 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 和来自管线 10' 的重脱沥青油输出作为船用燃料油调和组分。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：

- 5 1、一种多产丙烯和低硫燃料油组分的方法，包括下列步骤：
 - (1) 重质原料油与溶剂接触，进行萃取分离得到脱沥青油和脱油沥青；
 - (2) 所述脱沥青油与任选的轻质原料油作为催化转化原料油，进入催化转化反应器内与催化转化催化剂接触进行反应，生成含丙烯的
10 液化气、汽油、催化裂化馏分油；
 - (3) 所述催化裂化馏分油经加氢脱硫后得到低硫加氢馏分油；
所述低硫加氢馏分油和/或脱油沥青作为燃料油组分。
- 2、按照项目 1 的方法，其中所述重质原料油选自减压渣油、劣质常压渣油、加氢重油中的一种或两种以上的混合物。
- 15 3、按照项目 1 的方法，其中所述溶剂选自低碳烷烃中的一种或两种以上的混合物，其中低碳烷烃选自丙烷、丁烷、戊烷中的一种或两种以上的混合物。
- 4、按照项目 1 的方法，其中步骤 (1) 操作温度为 10-200℃，优选为 20-180℃，操作压力为 1.0-15.0MPa，优选 2.0-10.0MPa，溶剂与
20 原料油之间的质量比为 1-20，优选为 3-10。
- 5、按照项目 1 的方法，其中步骤 (2) 所述轻质原料油选自石油烃和/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、优质渣油、优质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 6、按照项目 1 的方法，其中步骤 (2) 所述反应器选自提升管、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 7、按照项目 1 的方法，其中步骤 (2) 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%。

8、按照项目 1 的方法，其中步骤（2）所述催化转化的条件如下：

- 5 反应温度为 460-750℃，优选为 480-700℃，重时空速为 10-100h⁻¹，优选为 30-80 h⁻¹，催化剂与催化转化原料油的重量比为 4-20，优选为 5-12。

9、按照项目 1 的方法，其中步骤（2）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%。

- 10 10、按照项目 9 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 11.0 重%。

11、按照项目 1 的方法，其中步骤（3）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。

- 15 12、按照项目 11 的方法，其中所述加氢处理催化剂是由 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 13、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 2.0-24.0MPa，反应温度 200-500℃，氢油体积比 50-5000 Nm³/m³，液时空速 0.1-30.0h⁻¹。

14、按照项目 13 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 3.0~15.0MPa，反应温度 300-400℃，氢油体积比 200-2000 Nm³/m³，液时空速 0.2-10.0h⁻¹。

- 25 15、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

下面将结合实施例对本申请予以进一步说明，但并不因此而限制本申请。

- 30 以下各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 中。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的氢含量参照 NB/SH/T 0656-2017 标准通过碳氢元素分析仪测得。

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，
5 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 的中孔择形
ZSM-5 沸石(中国石化催化剂齐鲁分公司生产) 1600g，搅拌均匀，喷
10 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 B 的制备过程如下：

称取 1000 克由中国石化催化剂长岭分公司生产的拟薄水铝
15 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 950 毫升浸渍 3 小时，120℃ 干燥
20 3 小时，600℃ 焙烧 3 小时；再降至室温后，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	减压渣油 VR-1	加氢重油	VGO
密度, g/cm ³	0.9989	0.963	0.8597
黏度 (100℃), mm ² /s	319.4	92	4.96
残炭, 重%	15.8	8.0	0.07
戊烷沥青质, 重%	3.9	0.8	1.1
碳, %	85.19	87.28	85.63
氢, %	10.12	11.63	13.45
硫, %	0.93	0.4	0.06
氮, %	0.26	0.195	0.08
镍, g/g	19.42	3.2	8.0
钒, g/g	58.82	3.8	9.5

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/%		
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
筛分质量组成/%		
0-40μm	14.2	15.8
0-80μm	53.8	75.5
0-105μm	/	90.5
0-149μm	89.5	/

5 实施例 1-a

按照图 1 所示的流程进行试验, 重质原料油为减压渣油 VR-1, 重质原料油经丙烷溶剂脱沥青处理后, 脱沥青油和脱油沥青性质列于表 3。

100%丙烷脱沥青油在变径流化床反应器的中型催化裂化装置上进行试验，采用催化剂 A 作为催化转化催化剂，反应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 9.4 wt%）。反应条件和产品分布列于表 4。

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 6.0MPa、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，与第二燃料油组分（本实施例得到的脱油沥青）和第三燃料油组分“加氢柴油”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。

实施例 1-b

参照实施例 1 进行试验，只是采用等径提升管中型装置替换所述变径流化床反应器中型催化裂化装置。反应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 9.4 wt%）。反应条件和产品分布列于表 4。

实施例 2

按照图 1 所示的流程进行试验，重质原料油为减压渣油 VR-1，重质原料油经丁烷溶剂脱沥青处理后，脱沥青油和脱油沥青性质列于表 3。

80%的丁烷脱沥青油+20%的 VGO 在变径流化床反应器的中型催化裂化装置上进行试验，采用催化剂 A 作为催化转化催化剂，反应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 10.1 wt%）。反应条件和产品分布列于表 4。

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 7.0MPa、反应温度 380℃、氢油体积比 500、液时空速 1.5h^{-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（本实施例得到的脱油沥青）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 6。

实施例 3

按照图 1 所示的流程进行试验，重质原料油为减压渣油 VR-1，重质原料油经戊烷溶剂脱沥青处理后，脱沥青油和脱油沥青性质列于表 3。

60%的戊烷脱沥青油+40%的 VGO 在变径流化床反应器的中型催化裂化装置上进行试验，采用催化剂 A 作为催化转化催化剂，反应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 10.4 wt%）。反应条件和产品分布列于表 4。

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 8.0MPa、反应温度 310℃、氢油体积比 550、液时空速 4.0h^{-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（本实施例得到的脱油沥青）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 7。

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，采用专用催化剂 MMC-1 作为催化裂解催化剂，在提升管反应器与密相流化床组合的中型装置上进行试验。油气和待生催化剂在沉降器分离，产物油气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 9.8 wt%）。反应条件和产品分布列于表 4。

表 3 实施例 1-3 的溶剂脱沥青处理条件和结果

	实施例1-a	实施例2	实施例3
溶剂	丙烷	丁烷	戊烷
溶剂脱沥青条件			
操作温度, °C	65.0	126.0	149.0
操作压力, MPa	3.8	4.0	3.5
溶剂比	3.2	3.9	4.5
脱沥青油收率/%	47.2	71.8	86.4
脱油沥青收率/%	52.8	28.2	13.6
脱沥青油性质			
密度, g/cm ³	0.9292	0.9461	0.9701
黏度 (100 °C), mm ² /s	32.3	58.3	97.2
残炭, 重%	1.6	5.1	7.6
戊烷沥青质, 重%	<0.05	<0.05	<0.05
硫, %	0.81	0.82	0.88
氮, g/g	1080	1755	1953
镍, g/g	1.02	2.04	7.15
钒, g/g	1.35	2.51	14.95
脱油沥青性质			
软化点, °C	90.4	>160	>170
针入度 (25 °C), 10 ⁻¹ mm	13	0	0
相对密度 (25 °C), g/cm ³	1.058	1.097	1.135
黏度 (100 °C), mm ² /s	554.2	3001.0	5876.8

表 4 实施例 1-3 和对比例 1 的催化转化反应条件和产品分布

	实施例 1-a	实施例 1-b	实施例 2	实施例 3	对比例 1
原料油组成	100%丙烷脱沥青油	100%丙烷脱沥青油	80%丁烷脱沥青油+20%VGO	60%戊烷脱沥青油+40%VGO	VGO
原料油性质					
密度, g/cm ³	0.9292	0.9292	0.9288	0.9259	0.8597
残炭, wt%	1.6	1.6	4.09	4.59	0.07
反应器类型	变径流化床	等径提升管	变径流化床	变径流化床	提升管+密相流化床
第一反应区温度/℃	530	530	530	530	580(提升管)
第一反应区时间, s	1.2 (约 95h ⁻¹)	(反应温度, °C)	1.2 (约 95h ⁻¹)	1.2 (约 95h ⁻¹)	1.2 (提升管)
第二反应区温度/℃	520	3.5	520	520	580 (密相流化床)
第二反应区空速/h ⁻¹	30	(反应时间,s)	30	30	4 (密相流化床)
剂油比	6	6	6	6	10
产物分布/wt%					
干气	1.89	2.10	1.98	1.95	11.97
液化气	27.62	28.77	27.83	28.00	42.91
汽油	28.93	27.87	28.38	28.21	28.33
轻循环油	0	0	0	0	10.94
催化裂化馏分油	37.53	36.00	36.12	35.74	0.00
焦炭	4.03	5.26	5.69	6.10	5.85
总计	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
转化率*	62.47	64.00	63.88	64.26	89.06
丙烯产率/wt%	11.8	11.20	12.0	12.2	19.07
丙烯/丙烷质量比	8.10	8.00	8.15	8.25	6.2
异丁烯/异丁烷质量比	1.85	1.80	1.85	1.86	0.1
总液体收率/重%	94.08	92.64	92.33	91.95	82.18

* 转化率=干气产率+液化气产率+汽油产率+焦炭产率。

如表 4 的实验结果所示, 实施例 1-a 和实施例 1-b 不仅能够得到产
 5 率超过 5 重%的丙烯, 还可以得到产率约 70 重%的燃料油组分(加氢
 馏分油+脱油沥青, 以重质原料油为减压渣油 VR-1 为计算基准)。相
 对于对比例 1, 实施例 1-a 和实施例 1-b 的干气产率明显地降低、总液
 体收率明显地增加。

表 5 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	燃料组分 3	RMG 180 燃料油产品	RMG 180 燃料油标准
组分名称	低硫加氢馏 分油	脱油沥青	加氢柴油		
调和比例/% (w)	14.6	45.8	39.6		
黏度 (50℃) / (mm ² /s)	9.5	/	2.0	107.0	≥ 180
密度 (15℃) / (kg/m ³)	928.2	1058.2	903.4	978.0	≥ 991.0
密度 (20℃) / (kg/m ³)	927.3	1051.4	900.8	973.7	≥ 987.6
碳芳香度指 数 (CCAI)	846.3	885.2	870.7	853.5	≥ 870
硫含量/%(w)	0.04	1.04	0.02	0.49	≥ 0.5
总酸值/ (mgKOH/g)	0.09	0.90	0.03	0.44	≥ 2.5
残炭/%(w)	0.0	28.49	0.00	13.1	≥ 18.0

表 6 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 380 燃料油产品	RMG 380 燃料油标准
组分名称	低硫加氢馏 分油	脱油沥青		
调和比例/% (w)	62.3	37.7		
黏度 (50℃) / (mm ² /s)	9.4	/	210.3	≥ 380
密度 (15℃) / (kg/m ³)	926.2	1097.1	990.7	≥ 991.0
密度 (20℃) / (kg/m ³)	925.3	1089.3	987.2	≥ 987.6
碳芳香度指数 (CCAI)	844.6	909.6	858.0	≥ 870
硫含量/% (w)	0.05	1.21	0.49	≥ 0.5
总酸值/ (mgKOH/g)	0.06	1.19	0.49	≥ 2.5
残炭/% (w)	0.0	43.04	16.23	≥ 18.0

表 7 实施例 3 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	低硫加氢馏 分油	脱油沥青		
调合比例/% (w)	78.4	21.6		
黏度 (50℃) / (mm ² /s)	9.7	/	107.2	≥ 180
密度 (15℃) / (kg/m ³)	928.4	1135.4	973.1	≥ 991.0
密度 (20℃) / (kg/m ³)	927.1	1128.6	970.7	≥ 987.6
碳芳香度指数 (CCAI)	846.0	943.0	848.7	≥ 870
硫含量/% (w)	0.05	1.30	0.32	≥ 0.5
总酸值/ (mgKOH/g)	0.10	1.45	0.39	≥ 2.5
残炭/% (w)	0.0	67.9	14.7	≥ 18.0

实施例 4

按照图 2 所示的流程进行试验，重质原料油为加氢重油，重质原
料油经丁烷溶剂脱沥青处理后，轻脱沥青油、重脱沥青油和脱油沥青
性质列于表 8。

100%的丁烷轻脱沥青油在变径流化床反应器的中型催化裂化装置
上进行试验，采用催化剂 A 作为催化转化催化剂，反应油气和待生催
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 10.4 wt%）。
反应条件和产品分布列于表 9。

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 9.0MPa、反应温度 330℃、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-2”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 10。

5 实施例 5

按照图 2 所示的流程进行试验，重质原料油为加氢重油，重质原料油经丙烷溶剂脱沥青处理后，轻脱沥青油、重脱油沥青和脱油沥青性质列于表 8。

100%的丙烷轻脱沥青油在变径流化床反应器的中型催化裂化装置上
10 上进行试验，采用催化剂 A 作为催化转化催化剂，反应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 $250\text{-}500^{\circ}\text{C}$ ，氢含量 10.5 wt%）。反应条件和产品分布列于表 9。

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
15 剂 B 接触，在反应压力 6.0MPa、反应温度 350°C 、氢油体积比 350、液时空速 4.0h^{-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，与第二燃料油组分（本实施例得到的重脱沥青油）、第三燃料油组分“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 380 燃料油产品，性质见表 11。

20

表 8 实施例 4-5 的溶剂脱沥青处理条件和结果

项目	实施例4	实施例5
溶剂	丁烷	丙烷
溶剂脱沥青条件		
操作温度, °C	126.0	65.0
操作压力, MPa	4.0	3.8
溶剂比	3.9	3.2
轻脱沥青油收率/%	51.12	37.18
重脱沥青油收率/%	20.58	18.22
脱油沥青收率/%	28.3	44.6
轻脱沥青油性质		
密度, g/cm ³	0.912	0.896
黏度 (100°C), mm ² /s	25	19
残炭, %	2.6	0.8
戊烷沥青质, %	<0.05	<0.05
硫, %	0.33	0.25
氮, %	0.13	0.08
镍, g/g	0.34	0.16
钒, g/g	0.16	0.09
重脱沥青油性质		
黏度 (100°C), mm ² /s	1256.8	435.8
硫, %	0.35	0.27
脱油沥青性质		
软化点, °C	89.9	80.6
针入度 (25°C), 10 ⁻¹ mm	13	15
相对密度 (25°C), g/cm ³	1.058	1.021
黏度 (100°C), mm ² /s	1393.5	521.4

表 9 实施例 4-5 的催化转化反应条件和产品分布

	实施例 4	实施例 5
催化转化原料油组成	100% 丁烷轻脱沥青油	100% 丙烷轻脱沥青油
催化转化原料油性质		
密度, g/cm ³	0.912	0.896
残炭, wt%	2.6	0.8
催化转化反应器类型	变径流化床	变径流化床
催化转化反应条件		
第一反应区温度/°C	530	530
第一反应区时间, s	1.2 (约 95h ⁻¹)	1.2 (约 95h ⁻¹)
第二反应区温度/°C	520	520
第二反应区空速, h ⁻¹	30	30
剂油比	6	6
产物分布/wt%		
干气	1.91	1.85
液化气	27.12	30.66
汽油	30.87	31.91
轻循环油	0	0
催化裂化馏分油	35.12	32.55
焦炭	4.98	3.03
总计	100.00	100.00
转化率*	64.88	67.45
丙烯产率/wt%	12.1	12.8
丙烯/丙烷质量比	8.10	8.20
异丁烯/异丁烷质量比	1.82	1.85
总液体收率/重%	93.11	95.12

* 转化率=干气产率+液化气产率+汽油产率+焦炭产率。

表 10 实施例 4 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	低硫加氢馏 分油	减压渣油 VR-2		
调合比例/% (w)	35	65		
黏度 (50℃) / (mm ² /s)	9.7	2004.5	162.3	≧ 180
密度 (15℃) / (kg/m ³)	929.3	1003.2	977.4	≧ 991.0
密度 (20℃) / (kg/m ³)	927.5	1000.1	975.2	≧ 987.6
碳芳香度指数 (CCAI)	846.9	849.1	847.7	≧ 870
硫含量/% (w)	0.05	0.71	0.48	≧ 0.5
总酸值/ (mgKOH/g)	0.1	0.71	0.50	≧ 2.5
残炭/% (w)	0.0	19.4	12.61	≧ 18.0

表 11 实施例 5 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	燃料油组分 3	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	重脱沥青油	减压渣油 VR-3		
调合比例/% (w)	26	41.2	32.8		
黏度 (50℃) / (mm ² /s)	9.8	1978.6	1997.5	298.5	≥ 380
密度 (15℃) / (kg/m ³)	928.4	997.6	1000.6	980.7	≥ 991.0
密度 (20℃) / (kg/m ³)	927.3	993.2	997.5	977.5	≥ 987.6
碳芳香度指数 (CCAI)	845.8	843.6	846.5	844.1	≥ 870
硫含量/% (w)	0.05	0.58	0.74	0.49	≥ 0.5
总酸值/ (mgKOH/g)	0.11	0.72	0.76	0.58	≥ 2.5
残炭/% (w)	0.0	2.55	16.36	6.42	≥ 18.0

如上述表格的结果所示，本申请的方法既可以得到高价值的丙烯，同时可提供一定数量的燃料油组分。

- 5 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。

10 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。