

权 利 要 求

1. 一种生产丙烯和低硫燃料油组分方法，包括下列步骤：

5 (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；

10 (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

(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，

15 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 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。

20 2. 按照权利要求 1 所述的方法，其中，在所述催化转化催化剂中，以所述沸石的总重量计，所述沸石包含约 51-100 重%的中孔沸石和约 0-49 重%的大孔沸石，其中所述中孔沸石具有大于约 10，更优选大于约 50，特别优选大于约 100 的硅铝比，

25 优选地，所述中孔沸石选自 ZSM 系列沸石和 ZRP 沸石；所述大孔沸石为 Y 系列沸石。

3. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中步骤(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。

30 4. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中步骤(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%。

5. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中所述重质原料油选自减压渣油、劣质常压渣油、加氢重油或它们的任意混合物。

6. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中所述溶剂选自丙烷、丁烷、戊烷或它们的任意混合物。

5 7. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中步骤(1)的萃取分离的条件包括：温度为约 10-200℃，优选为约 20-180℃；操作压力为约 1.0-15.0MPa，优选约 2.0-10.0MPa；溶剂与原料油之间的质量比为约 1-20，优选为约 3-10。

8. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中步骤(2)中所述的轻质原料油选自石油烃、其它矿物油或它们的混合物，其中所述石油烃选自减压瓦斯油、常压瓦斯油、焦化瓦斯油、优质渣油、优质加氢重油或它们的任意混合物，所述其它矿物油选自煤液化油、油砂油、页岩油或它们的任意混合物。

9. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中步骤(2)所用的催化转化反应器为流化床反应器，包括单个流化床反应器或者多个流化床反应器串联或者并联得到的复合反应器，优选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。

10. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中步骤(3)的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℃，
20 优选不大于约 500℃，氢含量不大于约 11.0 重%。

11. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中加氢脱硫步骤(4)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。

12. 按照权利要求 11 所述的方法，其中所述加氢脱硫步骤(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、钛、铂或者它们的组合的元素。

13. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其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，反应温度为约 200-500℃，氢油体积比为约 50-5000 Nm³/m³，液时空速为约 0.1-30.0h⁻¹，

优选地，所述加氢脱硫步骤(4)的条件包括：反应压力为约

3.0-15.0MPa，反应温度为约 300-400℃，氢油体积比为约 200-2000 Nm³/m³，液时空速为约 0.2-10.0h⁻¹。

14. 按照在先权利要求中任一项所述的方法，其中步骤（4）所得的加氢馏分油的硫含量不大于约 0.1%，优选不大于约 0.05%。

5