

一种生产汽油和丙烯的催化转化方法和系统

相关申请的交叉引用

本申请要求 2019 年 3 月 22 日提交的、申请号为 201910224120.2、
5 名称为“一种生产汽油和丙烯的方法和系统”的专利申请的优先权，
其内容经此引用并入本文。

技术领域

本申请涉及烃类催化转化的技术领域，具体涉及一种生产汽油和
10 丙烯的催化转化方法和系统。

背景技术

丙烯是重要的化工原料之一，是聚丙烯、多种重要有机化工原料、
生成合成树脂、合成橡胶的原料生产的重要原料，也可用于制丙烯腈、
15 异丙醇、苯酚和丙酮、丁醇和辛醇、丙烯酸及其脂类以及制环氧丙烷
和丙二醇、环氧氯丙烷和合成甘油等化工品。丙烯主通过蒸汽裂解装
置和催化裂解装置进行生产，蒸汽裂解以轻质油为原料增产丙烯潜
力有限，并且近年来此路线越来越受到轻质原料油短缺、生产能力不
足以及成本过高等几大制约因素的制约。催化裂化工艺是主要的重油
20 二次加工工艺，催化裂化副产的丙烯也是生产丙烯的一条重要来源之
一，产能约占丙烯总产能的三分之一。催化裂化通过选择不同工艺模
式，可以调控丙烯产率。因此其具有原料适应性广、操作灵活等优势，
近年来增产丙烯的催化裂化改进技术得到快速发展。

中国专利申请公开 CN 107286972 A 公开了一种多产丙烯的催化
25 裂化方法。该专利通过设置第一反应器和第二反应器，实现了独立的
高温裂化反应区和流化床快速终止，缓解了增产丙烯和降低干气之间
的矛盾，在增产丙烯的同时降低干气和焦炭的产率。

美国专利 USP 7261807 公开了一种增加丙烯产率的催化裂化工艺。
该工艺将至少部分汽油产物送入第二个提升管内重新进行裂化反应，
30 并且所采用的催化剂组合物中除含有大孔 USY 沸石外，还含有 ZSM-5
等中孔沸石以及具有裂化性能的无机粘结剂组分。其中的无机粘结剂
组分中含磷，其 P/Al 比为 0.1-10。该工艺过程可大幅度增产低碳烯烃，

特别是增加丙烯产率。

中国专利申请公开 CN 1299403 A 中公开了一种由重质轻原料选择性生产 C_2 - C_4 烯烃的两段催化裂化方法。重质原料在常规大孔沸石催化裂化催化剂存在下，在由催化裂化装置组成的第一反应段中将转化
5 成较低沸点产物；将所生成的较低沸点产物中的石脑油馏分送入第二反应段中，在 500-600℃ 温度下与含 10-50% 平均孔径小于 0.7 纳米的沸石催化剂接触生成裂化产物，其中丙烯产率最高达 16.8%。

本领域仍然需要一种能够生产汽油并多产丙烯，同时消除或克服上述现有技术的至少部分缺陷的催化转化方法和系统。

10

发明内容

本申请的目的是提供一种生产汽油和丙烯的催化转化方法和系统，其能够实现高丙烯和汽油产率，以及低烷烃产率，尤其是低甲烷和乙烷产率。

15 为了实现上述目的，一方面，本申请提供了一种生产汽油和丙烯的方法，包括如下步骤：

1) 使原料油在第一催化转化反应装置中进行第一催化转化反应，得到包含丙烯、 C_4 烯烃和汽油组分的第一反应产物；

2) 对所述第一反应产物进行分离，得到丙烯馏分、汽油馏分、含
20 C_4 烯烃的馏分段、任选的轻循环油馏分和任选的催化蜡油馏分；

3) 使步骤 2) 得到的含 C_4 烯烃的馏分段和任选的外部来源的含 C_4 烯烃的馏分段在叠合反应器中进行烯烃叠合反应，得到含有 C_{12} 烯烃的叠合产物，任选对所述叠合产物进行分离得到含有 C_{12} 烯烃的馏分段；

4) 将所述含有 C_{12} 烯烃的叠合产物或馏分段返回所述第一催化转
25 化反应装置，和/或将所述含有 C_{12} 烯烃的叠合产物或馏分段送往第二催化转化反应装置中进行第二催化转化反应得到包含丙烯的第二反应产物；以及

5) 任选地，使所述催化蜡油馏分在第一加氢处理反应器中经受第一加氢处理，得到加氢催化蜡油，并将至少部分所述加氢催化蜡油返
30 回所述第一催化转化反应装置和/或送往所述第二催化转化反应装置，和/或，将所述的轻循环油馏分返回所述第一催化转化反应装置和/或送往所述第二催化转化反应装置。

另一方面，本申请提供了一种生产汽油和丙烯的系统，所述系统包括第一催化转化反应装置、再生器、油剂分离装置、产物分离装置、叠合反应器、任选的精馏塔和任选的第二催化转化反应装置，其中：

所述第一催化转化反应装置设置为使原料油在其中进行第一催化转化反应，得到包含第一反应产物和待生催化剂的反应流出物，所述第一反应产物包括丙烯、C₄ 烯烃和汽油组分；

所述油剂分离装置设置为将所述第一催化转化反应装置的反应流出物中的第一反应产物与待生催化剂分离，

所述再生器设置为对所述待生催化剂进行再生，并将再生后的催化剂返回所述第一催化转化反应装置，

所述产物分离装置设置为对所述第一反应产物进行分离得到丙烯馏分、汽油馏分、含 C₄ 烯烃的馏分段、任选的轻循环油馏分和任选的催化蜡油馏分，

所述叠合反应器设置为对所述含 C₄ 烯烃的馏分段进行烯烃叠合反应得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物，并将所述叠合产物送往任选的精馏塔，或者将所述叠合产物返回所述第一催化转化反应装置或者送往任选的第二催化转化反应装置；

所述精馏塔，如果存在的话，设置为对所述叠合产物进行分离得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段，并将该含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段返回所述第一催化转化反应装置或者送往任选的第二催化转化反应装置；

所述第二催化转化反应装置，如果存在的话，设置为对所述含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段进行第二催化转化反应，得到包含丙烯的第二反应产物。

与现有技术相比，本申请的方法和系统的有益效果可以体现在以下的一个或多个方面：

(1) 能够优化产品分布，具体表现为可以降低焦炭和干气的产率，提高轻质油收率；

(2) 将 C₄ 烯烃进行叠合后所得 C₁₂ 烯烃送入到催化转化反应装置中能够提升丙烯产率。

(3) 将轻循环油馏分（特别是馏程 200-260℃ 的轻循环油馏分）循环至所述第一催化转化反应装置和/或第二催化转化反应装置；和/

或，将催化蜡油馏分（特别是馏程 $>260^{\circ}\text{C}$ 的催化蜡油馏分）经第一加氢处理装置处理后循环至第一催化转化反应装置和/或第二催化转化反应装置能够进一步提高丙烯产率。

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
5 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，与下面的具体第一种实施方式起用于解释本申请，但并不构成对
10 本申请的限制。在附图中：

图 1-4 为根据本申请的方法和系统的优选实施方式的示意图。

附图标记说明

1 管线	2 管线	3 管线
4 管线	5 管线	6 管线
7 沉降器	8 第二反应区	9 第一反应区
10 汽提段	11 管线	12 管线
13 再生器	14 管线	15 管线
16 管线	17 管线	18 分馏装置
19 管线	20 管线	21 管线
22 管线	23 管线	24 管线
25 管线	26 第一加氢处理反应器	27 管线
28 加氢分离装置	29 管线	30 循环氢处理装置
31 管线	32 循环压缩机	33 管线
34 管线	35 管线	36 管线
37 管线	38 C_4 分离装置	39 管线
40 管线	41 管线	42 管线
43 管线	44 叠合装置	45 管线
46 管线	47 第二加氢处理反应器	48 管线
49 加氢分离装置	50 管线	51 管线
52 管线	53 管线	54 精馏塔
55 管线	56 管线	57 管线

58 管线	59 管线	60 管线
61 管线	62 管线	63 管线
64 管线	65 管线	66 密相床单元
I 第一催化转化反应装置	II 第二催化转化反应装置	

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。

如上所述，在第一方面，本申请提供了一种生产汽油和丙烯的方法，包括如下步骤：

- 1) 使原料油在第一催化转化反应装置中进行第一催化转化反应，得到包含丙烯、C₄ 烯烃和汽油组分的第一反应产物；
- 10 2) 对所述第一反应产物进行分离，得到丙烯馏分、汽油馏分、含 C₄ 烯烃的馏分段、任选的轻循环油馏分和任选的催化蜡油馏分；
- 3) 使步骤 2) 得到的含 C₄ 烯烃的馏分段和任选的外部来源的含 C₄ 烯烃的馏分段在叠合反应器中进行烯烃叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物，任选对所述叠合产物进行分离得到含有 C₁₂ 烯烃的馏分段；
- 15 4) 将所述含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段返回所述第一催化转化反应装置，和/或将所述含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段送往第二催化转化反应装置中进行第二催化转化反应得到包含丙烯的第二反应产物；以及
- 5) 任选地，使所述催化蜡油馏分在第一加氢处理反应器中经受第一加氢处理，得到加氢催化蜡油，并将至少部分所述加氢催化蜡油返回所述第一催化转化反应装置和/或送往所述第二催化转化反应装置，和/或，将所述的轻循环油馏分返回所述第一催化转化反应装置和/或送往所述第二催化转化反应装置。
- 20

本申请的发明人意外地发现，将催化转化反应产物中含 C₄ 烯烃的馏分段分离出来进行烯烃叠合反应，并将叠合产物中的 C₁₂ 烯烃返回催化转化反应装置进一步进行催化转化反应，能够显著提高丙烯产率。

根据本申请，所述烯烃叠合反应是本领域技术人员所熟知的，其

用于将 C₄ 烯烃通过低聚反应 (oligomerization) 生成 C₁₂ 烯烃。优选地, 所述叠合反应可以在叠合催化剂存在和如下条件下进行: 温度为约 50-500 °C, 优选约 60-400 °C, 压力为约 0.5-5.0 MPa, 重时空速为约 0.1-100 小时⁻¹。

- 5 根据本申请, 所述叠合催化剂可以选自磷酸催化剂、酸性树脂、硅铝固体酸催化剂和沸石固体酸催化剂中的一种或多种。其中, 所述磷酸催化剂可以为磷酸负载在硅藻土上形成的催化剂、磷酸负载在活性炭上形成的催化剂、磷酸浸泡过的石英砂形成的催化剂、磷酸负载在硅胶上形成的催化剂和焦磷酸铜负载在硅胶上形成的催化剂中的一种或多种;
- 10 所述硅铝固体酸催化剂可以为金属离子负载在氧化铝和/或无定型硅铝载体上形成的催化剂, 所负载的金属离子选自 VIII 族金属、IVA 族金属或其组合; 以沸石固体酸催化剂的重量为基准, 所述沸石固体酸催化剂可以包括约 10-100 重量%的沸石和约 0-90 重量%的基质, 其中所述沸石选自一维沸石、二维沸石和三维沸石中的一种或多种。
- 15 优选地, 所述一维沸石选自 MTW (ZSM-12)、MTT (ZSM-23) 和 TON (ZSM-22), 所述二维沸石选自 FER (镁碱沸石)、MFS (ZSM-57)、MWW (MCM-22) 和 MOR (丝光沸石), 所述三维沸石选自 beta 沸石。进一步优选地, 所述沸石选自 ZSM-5 沸石。在本申请中, 所述的一维、二维和三维沸石是按照沸石的孔道体系特征所做的划分, 其含义是本
- 20 领域技术人员所熟知的, 在此不再赘述。

- 本申请的叠合反应中控制反应条件和选择催化剂以最大化生产 C₁₂ 烯烃为目的, 其中作为叠合原料的 C₄ 烯烃来源包括但不限于: 所述第一催化转化装置、其他催化转化装置以及其他产物中包含 C₄ 烯烃的装置; 例如来自炼油厂、化工厂各种装置, 炼油厂装置选自催化转化
- 25 装置或/和热转化装置, 其中所述催化转化装置选自各种催化裂化装置、多产异构烷烃催化转化装置、催化裂解装置 (例如 DCC 装置)、催化热裂解装置中至少一种, 所述热转化装置选自各种热裂化装置、各种焦化装置 (例如为延迟焦化装置) 中至少一种; 化工厂装置选自蒸汽裂解装置或/和烯烃叠合装置。本领域技术人员可以根据生产需要和实
- 30 际情况获取 C₄ 烯烃, 本申请不再赘述。

在优选的实施方式中, 以所得叠合产物的重量为基准, 所述叠合产物中 C₁₂ 烯烃的含量在约 20 重量%以上, 例如约 40 重量%以上, 约

50 重量%以上，约 70 重量%以上，或约 80 重量%以上。

在优选的实施方式中，以所得含有 C₁₂ 烯烃的馏分段的重量为基准，步骤 3) 中获得的含有 C₁₂ 烯烃的馏分段中 C₁₂ 烯烃的含量在约 40 重量%以上，例如约 50 重量%以上，约 70 重量%以上，约 80 重量%以上或者约 90 重量%以上，优选基本由 C₁₂ 烯烃组成。

根据本申请，通过优化含 C₄ 烯烃的馏分段中 C₄ 烯烃的含量以及杂质的含量，能够进一步促进叠合反应的进行。例如，以含 C₄ 烯烃的馏分段的重量为基准，所述含 C₄ 烯烃的馏分段中 C₄ 烯烃的含量优选为约 40-100 重量%。

10 根据本申请，优选在叠合反应前对所述含 C₄ 烯烃的馏分段进行预处理，使其硫含量不超过约 20 微克/克，碱性氮化物含量不超过约 0.6 微克/克，水含量为约 600-1800 微克/克，二烯烃含量不超过约 200 微克/克。

在某些优选的实施方式中，在步骤 4) 中返回第一催化转化反应装置和/或送入第二催化转化反应装置的 C₁₂ 烯烃占总催化转化反应原料重量的约 0.1-80 重量%，优选占约 1-70 重量%，其中所述催化转化反应原料包括引入所述第一催化转化反应装置和第二催化转化反应装置的所有新鲜原料油和循环物料，如循环的 C₁₂ 烯烃。

20 根据本申请，在某些优选实施方式中，为了进一步提高 C₄ 烯烃的利用率，所述方法还可以进一步包括：将分离出含有 C₁₂ 烯烃的馏分段后的叠合产物剩余物返回叠合反应器继续进行所述叠合反应，也可以将分离出含有 C₁₂ 烯烃的馏分段后的叠合产物剩余物进一步分离出 C₄ 烯烃，然后将该 C₄ 烯烃再返回进行所述叠合反应。

25 根据本申请，在某些优选实施方式中，为了进一步提高丙烯的产率，所述方法还可以进一步包括：在步骤 5) 中，将步骤 2) 得到的轻循环油馏分（特别是馏程 200-260℃ 的轻循环油馏分）循环至所述第一催化转化反应装置和/或第二催化转化反应装置；和/或，将步骤 2) 得到的催化蜡油馏分（特别是馏程大于 260℃ 的催化蜡油馏分）在第一加氢处理反应器进行加氢反应后循环至所述第一催化转化反应装置和/或第二催化转化反应装置。

30 根据本申请，用于所述第一催化转化反应的原料油可以是本领域技术人员所熟知的。例如，所述原料油可以选自石油烃、其它矿物油

或其组合, 其中, 所述石油烃可以选自常压瓦斯油、减压瓦斯油、常压渣油、减压渣油、加氢渣油、焦化瓦斯油和脱沥青油中的一种或多种; 所述其它矿物油可以选自煤与天然气衍生的液体油、油砂油、致密油和页岩油中的一种或多种。优选地, 所述原料油的性质满足下列
5 指标中的至少一种: 密度为约 900-1000 千克/米³, 优选约 930-960 千克/米³, 残炭为约 4-15 重%, 优选约 6-12 重%, 金属含量为约 15-600ppm, 优选约 15-100ppm, 酸值为约 0.5-20 毫克 KOH/克, 优选约 0.5-10 毫克 KOH/克。

根据本申请, 所述方法还可以进一步包括: 在步骤 1) 之前, 使所
10 述原料油与第二加氢处理催化剂在第二加氢处理反应器中接触并进行第二加氢处理, 所得加氢产物送入所述第一催化转化反应装置。优选地, 以所述原料油的重量为基准, 控制所述加氢产物的产率为 85-95 重量%, 加氢产物的初馏点为 330-350℃。

根据本申请, 所述第二加氢处理可以在如下条件下进行: 氢分压
15 为约 3.0-20.0 MPa, 反应温度为约 300-450℃, 氢油体积比为约 100-2000 标准立方米/立方米, 体积空速为约 0.1-3.0 小时⁻¹。

根据本申请, 所述第二加氢处理催化剂包括约 70-99 重量%的载体和约 0.1-30 重量的活性金属(以氧化物计), 其中所述载体选自氧化铝、二氧化硅和无定型硅铝中的一种或多种, 所述活性金属可以选自第 VIB
20 族金属、第 VIII 族金属或其组合。优选地, 以载体的重量为基准, 所述载体中可以含有约 2-15 重量%的 Al 和约 5-30 重量%的 P, 以催化剂的重量为基准, 所述催化剂可以含有约 5-40 重量%的 VIB 金属氧化物, 和约 1-12 重量%的 VIII 族金属氧化物。所述第二加氢处理催化剂可以按照一定级配填充于第二加氢处理反应器中, 其中催化剂级配是指加
25 氢保护剂、加氢脱金属催化剂、加氢脱硫催化剂和加氢脱氮脱残碳催化剂按照催化剂尺寸、孔径和活性等物理性质和化学性质在整个加氢催化剂床层中进行催化剂级配装填。优选地, 催化剂级配中加氢脱金属催化剂占全部催化剂重量的 30 重量%以上。优选地, 所述催化剂级配, 以全部催化剂的重量为基准, 保护/脱金属催化剂占约 20-70 重量
30 %, 最好是约 30-50 重量%; 脱硫催化剂占约 20-70 重量%, 优选为约 40-60 重量%; 脱氮/脱残碳催化剂为约 0-60 重量%, 优选为约 10-40 重量%。根据本申请, 所述第二加氢处理催化剂可以为本领域的常规加氢

催化剂和/或改性催化剂。通过第二加氢处理可以改善原料油的质量，提高催化转化汽油和丙烯的产率。

根据本申请，可以从所得第一反应产物和/或第二反应产物中分离出催化蜡油，将所得催化蜡油送入第一加氢处理反应器中与第一加氢处理催化剂接触并进行第一加氢处理，得到加氢催化蜡油。优选地，所述第一加氢处理可以在如下条件下进行：氢分压为约 3.0-20.0 MPa，优选为 4-16 MPa，反应温度为约 300-450℃，优选为 320-420℃，体积空速为约 0.1-10.0 小时⁻¹，优选为 0.1-5.0 小时⁻¹，氢油体积比为约 100-1500 标准立方米/立方米 (Nm³/m³)。所述第一加氢处理催化剂包括约 60-99 重量%的载体和约 5-40 重量%的活性金属（以氧化物计），其中所述载体可以选自氧化铝、二氧化硅和无定型硅铝中的一种或多种，所述活性金属可以选自第 VIB 族金属、第 VIII 族金属或其组合。优选地，以载体的重量为基准，所述载体中可以含有约 1-10 重量%的 Al 和约 5-20 重量%的 P，以催化剂的重量为基准，所述催化剂可以含有约 10-35 重量%的 VIB 金属氧化物，和约 1-10 重量%的 VIII 族金属氧化物。

根据本申请，所述“催化蜡油”指催化转化分馏塔分馏出的塔底重馏分段，属于常规催化转化分馏塔分馏出的催化转化油浆，所述催化蜡油的切割点通常不低于约 250℃，优选不低于约 300℃，更优选不低于约 330℃。例如，其馏程可以为约 250-700℃，优选为约 280-470℃，密度可以为约 0.89-1.2 克/厘米³，氢含量可以不低于约 10.5 重量%，优选不低于约 10.8 重量%，固体颗粒的含量可以为约 0.1-10 克/升。另外，经过加氢处理反应所得产物可以经气液分离去除轻烃和氢气后，再得到所述加氢催化蜡油。经加氢处理后的加氢催化蜡油中，多环芳烃饱和生成两环以下芳烃，催化转化性能明显改善，将其返回所述第一或第二催化转化反应装置和/或引入其它催化转化装置中进行进一步反应，可以得到更多的优质燃料油。

本申请所用的催化转化反应装置可以是本领域技术人员所熟知的。例如，所述第一催化转化反应装置和第二催化转化反应装置，如果存在的话，可以各自独立地为流化床反应器。

在本申请中，术语“流化床反应器”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
5 串联组合得到的复合反应器，优选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 2-30 米/秒（不计催化剂）。在优选的实施方式中，所述提升管反应器可以为等直径提升管反应器、等线速提升管反应器或变径提升管反应器。

10 在一优选实施方式中，所述第一催化转化反应装置和/或所述第二催化转化反应装置为变径提升管反应器，所述的变径提升管反应器可以沿垂直方向从下至上依次包括互为同轴的预提升段、第一反应区、直径较第一反应区扩大的第二反应区、直径较第二反应区缩小了的出口区，在出口区末端通过水平管与沉降器相连，其总高度为约 10-60
15 米，其中在第一反应区发生裂化反应，在第二反应区发生氢转移和异构化反应，预提升段的直径与常规的等直径提升管反应器相同，一般为约 0.02-5 米，其高度占反应器总高度的约 5-10%。所述第一反应区的结构类似于常规的等直径提升管反应器，其直径可与预提升段相同，也可较预提升段稍大，第一反应区的直径与预提升段的直径之比为约
20 1.0-2.0:1，其高度占反应器总高度的约 10-30%。原料油和催化剂在该区混合后，在较高的反应温度和剂油重量比、较短的停留时间（一般为约 0.5-3.0 秒）下，主要发生裂化反应。所述第二反应区比第一反应区直径大，其直径与第一反应区的直径之比为约 1.5-5.0:1，其高度占反应器总高度的约 30%-60%，其作用是降低油气和催化剂的流速和调节
25 反应温度。关于该反应器更为详细的描述可参见中国专利 ZL99105903.4，其内容经此引用全文并入本文。

本申请所用的催化转化催化剂可以是本领域技术人员所熟知的。例如，所述第一催化转化反应所用的催化剂和所述第二催化转化反应所用的催化剂，如果存在的话，可以各自独立地选自无定型硅铝催化
30 剂、沸石催化剂或其组合，所述沸石催化剂中的沸石可以选自 Y 型沸石、HY 型沸石、超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石、具有五元环结构的高硅沸石和镁碱沸石中的一种或多种。所述沸石可以含稀土和/或磷，

也可以不含稀土和磷。当所用催化转化反应装置具有多个反应区时，送入催化转化反应装置不同反应区的催化剂可以是相同类型的催化剂，也可以不同类型的催化剂。不同类型催化剂可以是颗粒大小不同的催化剂和/或表观堆积密度不同的催化剂。大小不同颗粒的催化剂和/或高低表观堆积密度的催化剂可以分别进入不同的反应区。例如，含有超稳 Y 型沸石的大颗粒的催化剂进入第一反应区，增加裂化反应，含有稀土 Y 型沸石的小颗粒的催化剂进入第二反应区，增加氢转移反应，颗粒大小不同的催化剂在同一汽提器汽提和同一再生器再生，然后分离出大颗粒和小颗粒催化剂，小颗粒催化剂经冷却进入第二反应区。颗粒大小不同的催化剂是以约 30-40 微米之间分界，表观堆积密度不同的催化剂是以约 0.6-0.7 克/厘米³ 之间分界。

根据本申请，所述第一催化转化反应所用的催化剂和第二催化转化反应所用的催化剂，如果存在的话，可以是本领域技术人员所熟知的，例如可以各自独立地包括约 1-50 重量%的沸石、约 5-99 重量%的无机氧化物和约 0-70 重量%的粘土。在所述催化剂中，沸石作为活性组分，所述沸石可以选自中孔沸石、大孔沸石或其组合。优选地，中孔沸石可以占沸石总重量的约 50-100 重%，优选约 70-100 重%，大孔沸石可以占沸石总重量的约 0-50 重%，优选约 0-30 重%。所述中孔沸石可以选自 ZSM 系列沸石、ZRP 沸石或其组合。任选地，也可对上述中孔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。有关 ZRP 沸石更为详尽的描述可参见美国专利 US5,232,675，其内容经此引用并入本文。ZSM 系列沸石可以选自 ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-22、ZSM-35、ZSM-38、ZSM-48 和其它类似结构的沸石中的一种或更多种的混合物，有关 ZSM-5 等更为详尽的描述可参见美国专利 US3,702,886，其内容经此引用并入本文。所述大孔沸石可以选自稀土 Y、稀土氢 Y、超稳 Y 和高硅 Y 沸石中的一种或多种。在所述催化剂中，无机氧化物作为粘接剂，可以选自二氧化硅(SiO₂)和/或三氧化二铝(Al₂O₃)。在所述催化剂中，粘土作为基质(即载体)，可以选自高岭上和/或多水高岭上。

在某些优选实施方式中，将所述含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段和加氢催化蜡油返回所述第一催化转化反应装置，它们可以在任意位置送入所述第一催化转化反应装置中。例如可以将所述原料油、加氢

催化蜡油与所述含有 C_{12} 烯烃的叠合产物或馏分段可以在同一进料点，或者在两个以上进料点送入所述第一催化转化反应装置中。

在优选的实施方式中，所述第一催化转化反应装置为流化床反应器，且所述第一催化转化反应装置的反应条件包括：反应温度为约 420-650℃，反应时间为约 0.05-20 秒，催化剂与原料油的重量比为约 3:1 至约 15:1，水蒸汽与原料油的重量比为约 0.03:1 至约 0.5:1；

优选地，所述反应条件包括：反应温度为约 480-600℃，反应时间为约 0.1-15 秒，催化剂与原料油的重量比为约 4:1 至约 12:1，水蒸汽与原料油的重量比为约 0.05:1 至约 0.3:1。

在进一步优选的实施方式中，所述第一催化转化反应进行到获得具有以下特征中的一个或多个的气体产物：

液化气 (C_3 和 C_4) 与干气 (C_2 以下) 的质量分数比不小于约 7，优选不小于约 10；

甲烷产率不大于约 2.0%，优选不大于约 1.0%；

液化气中的丙烯与丙烷质量分数比不小于约 3.5，优选不小于约 5.0；和

异丁烯与异丁烷质量分数比不小于约 1.5，优选不小于约 4.0。

在进一步优选的实施方式中，所述第一催化转化反应装置为变径提升管反应器，按照反应物料流向，所述变径提升管反应器包括第一反应区和直径大于第一反应区的第二反应区，其中所述变径提升管反应器的第一反应区内的反应条件包括：反应温度为约 450-620℃，优选约 500-600℃，反应时间为约 0.5-2.0 秒，优选约 0.8-1.5 秒，催化剂与原料油的重量比为约 3:1 至约 15:1，优选约 4:1 至约 12:1，水蒸汽与原料油的重量比为约 0.03:1 至约 0.3:1，优选约 0.05:1 至约 0.15:1；第二反应区内的反应条件包括：反应温度为约 460-550℃，优选约 480-530℃，反应时间为约 2-30 秒，优选约 3-15 秒，催化剂与原料油的重量比为约 4:1 至约 18:1，优选约 4.5:1 至约 15:1，水蒸汽与原料油的重量比为约 0.03:1 至约 0.3:1，优选约 0.05:1 至约 0.15:1。进一步优选地，在步骤 4) 中将所述含有 C_{12} 烯烃的叠合产物或馏分段返回所述变径提升管反应器的第二反应区，和/或，在步骤 5) 中将至少部分所述加氢催化蜡油和/或所述轻循环油馏分返回所述变径提升管反应器的第一反应区。

根据本申请，所述第二催化转化反应与第一催化转化反应的反应条件可以相同，也可以不同，例如所述第二催化转化反应的条件可以包括：反应温度为约 450-620℃，反应时间为约 0.5-20.0 秒，优选为约 2-20 秒，剂油重量比为约 1-25，水油重量比为约 0.03-0.3。

5 根据本申请，催化转化反应产物除了分离出上述馏分段以外，还可以分离出干气、丙烷、丙烯和 C₅₊汽油等。含 C₄ 烯烃的馏分段的分离方法是本领域技术人员所熟知的，优选以乙腈为溶剂萃取精馏分离，可以先通过分馏的方式分离出 C₄ 馏分段，然后再进一步将 C₄ 馏分段中的烷烃分离，得到含 C₄ 烯烃的馏分段。由于二烯烃易使催化剂中毒，硫尤其是硫醇和硫化氢过高会使叠合催化的活性降低和促进叠合汽油中胶质的生成，含 C₄ 烯烃的馏分段可以经过选择性加氢脱二烯烃、乙醇胺脱硫、碱洗和水洗、脱碱氮化合物等预处理单元处理，然后再进行叠合反应，上述处理方式是本领域技术人员所熟知的，本申请不再赘述。

15 在第二方面，本申请提供了一种生产汽油和丙烯的系统，所述系统包括第一催化转化反应装置、再生器、油剂分离装置、产物分离装置、叠合反应器、任选的精馏塔和任选的第二催化转化反应装置，其中：

所述第一催化转化反应装置设置为使原料油在其中进行第一催化转化反应，得到包含第一反应产物和待生催化剂的反应流出物，所述第一反应产物包括丙烯、C₄ 烯烃和汽油组分；

所述油剂分离装置设置为将所述第一催化转化反应装置的反应流出物中的第一反应产物与待生催化剂分离，

25 所述再生器设置为对所述待生催化剂进行再生，并将再生后的催化剂返回所述第一催化转化反应装置，

所述产物分离装置设置为对所述第一反应产物进行分离得到丙烯馏分、汽油馏分、含 C₄ 烯烃的馏分段、任选的轻循环油馏分和任选的催化蜡油馏分，

30 所述叠合反应器设置为对所述含 C₄ 烯烃的馏分段进行烯烃叠合反应得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物，并将所述叠合产物送往任选的精馏塔，或者将所述叠合产物返回所述第一催化转化反应装置或者送往任选的第二催化转化反应装置；

所述精馏塔，如果存在的话，设置为对所述叠合产物进行分离得到含有 C₁₂ 烯烃的馏分段，并将该含有 C₁₂ 烯烃的馏分段返回所述第一催化转化反应装置或者送往任选的第二催化转化反应装置；

所述第二催化转化反应装置，如果存在的话，设置为对所述含有
5 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段进行第二催化转化反应，得到包含丙烯的第二反应产物。

在优选的实施方式中，所述第一催化转化反应装置设置有催化剂入口、至少一个催化转化原料入口和油剂出口，所述再生器设置有催化剂入口和催化剂出口，所述油剂分离装置设置有油剂入口、油气出口
10 和催化剂出口，所述产物分离装置至少设置有油气入口和含 C₄ 烯烃的馏分段出口，所述叠合反应器包括原料入口和叠合产物出口，所述精馏塔设置有油气入口、含 C₁₂ 烯烃的馏分段出口和分离产物出口，所述第二催化转化反应装置设置有催化剂入口、原料入口和油剂出口；

所述第一催化转化反应装置的催化剂入口与所述再生器的催化剂
15 出口连通，所述第一催化转化反应装置的油剂出口与所述油剂分离装置的油剂入口连通，所述油剂分离装置的催化剂出口与所述再生器的催化剂入口连通，所述油剂分离装置的油气出口与所述产物分离装置的油气入口连通，所述产物分离装置的含 C₄ 烯烃的馏分段出口与所述叠合反应器的原料入口连通，所述叠合反应器的叠合产物出口与所述
20 精馏塔的油气入口连通，所述精馏塔的含 C₁₂ 烯烃的馏分段出口与所述第一催化转化反应装置的一个催化转化原料入口或者第二催化转化反应装置的原料入口连通；

优选地，所述系统进一步包括第一加氢处理反应器，所述产物分离装置进一步设置有催化蜡油出口，所述第一加氢处理反应器的原料
25 入口与所述产物分离装置的催化蜡油出口连通，所述第一加氢处理反应器的产物出口与所述第一催化转化反应装置的一个催化转化原料入口或者第二催化转化反应装置的原料入口连通；以及

进一步优选地，所述产物分离装置进一步设置有轻循环油馏分出口，所述产物分离装置的轻循环油馏分出口与所述第一催化转化反应
30 装置的一个催化转化原料入口连通或者第二催化转化反应装置的原料入口连通。

在一优选的实施方式中，所述第一催化转化反应装置为变径提升

管，其按照反应物料流向包括第一反应区和第二反应区，其中所述第二反应区的底部设置有一个或多个激冷/热源介质入口，和/或所述第二反应区中设置有取热器，所述取热器的高度占所述第二反应区高度的约 50-90%。

- 5 在一优选的实施方式中，所述系统进一步包括第二加氢处理反应器，所述第二加氢处理反应器设置有原料油入口和产物出口，所述第二加氢处理反应器的产物出口与所述第一催化转化反应装置的一个催化转化原料入口连通；所述产物分离装置还设置有轻循环油出口，所述产物分离装置的轻循环油出口与所述第一催化转化装置的一个催化
- 10 转化原料入口连通。通过第二加氢处理反应器可以改善原料油的质量，提高催化转化汽油和丙烯的产率。

本申请系统中各反应器和装置均是本领域技术人员所熟知的，本申请不再赘述。

- 下面将结合附图进一步说明本申请，但是本申请并不因此而受到
- 15 任何限制。

结合图 1 对第一种实施方式进行说明。

- 图 1 中，来自管线 2 的预热原料油经来自管线 3 的雾化蒸汽雾化，并经来自管线 1 的预提升蒸汽预提升后进入第一催化转化反应装置 I，其为变径提升管反应器，的第一反应区 9 与来自管线 16 的再生催化剂
- 20 接触发生第一催化转化反应，油气和催化剂向上输送，任选地和来自管线 4 的经管线 3 雾化蒸汽雾化后的加氢催化蜡油继续发生反应，油气和催化剂向上输送至生第一催化转化反应装置 I 的第二反应区 8 继续进行反应，所得第一反应产物和第一待生催化剂在沉降器 7 内进行油气和催化剂分离，分离后带炭的待生催化剂经汽提段 10 由经管线 11
- 25 来的蒸汽汽提出携带的油气后经管线 12 进入再生器 13 烧焦，再生烟气经管线 15 送出再生器。在再生器 13 内经管线 14 来的空气烧掉催化剂上焦炭以恢复活性，然后经管线 16 进入第一反应区 9 的底部循环参与反应。分离出的第一反应产物经管线 17 进入分馏装置 18，分馏装置 18 中得到的轻烃组分经管线 19 输送至 C₄ 分离装置 38 得到由管线 37
- 30 送出的干气、由管线 39 送出的丙烯、由管线 40 送出的液化气其他组分和由管线 41 送出的含 C₄ 烯烃的馏分段；分馏装置 18 中得到的 C₅₊ 汽油经管线 20 在调和后输出装置，经分馏得到的含 C₄ 烯烃的馏分段经

管线 41 和任选来自管线 42 的其他来源 C_4 烯烃混合经管线 43 进入到叠合装置 44 进行烯烃叠合反应，叠合产物经管线 65 进入精馏塔 54 进行分离，分离得到的含 C_{12} 烯烃的馏分段经管线 57 和管线 45 输送至第一催化转化反应装置 I 第二反应区 8 的底部或第二催化转化反应装置 II 中，未转化的 C_4 烯烃经管线 55 返回到叠合反应器 44，反应产物 C_8 烯烃与 C_{16} 烯烃分别经管线 56 和管线 58 出装置或者可选地返回至第一催化转化反应装置 I 的第一反应区 9 或第二催化转化反应装置 II 中。分馏装置 18 得到的轻循环油经管线 21、23、24 返回到第一催化转化反应装置 I，分馏装置 18 得到的催化蜡油经管线 22 引出，而后经管线 25 和来自管线 36 的氢气一起送入到第一加氢处理反应器 26，反应产物经管线 27 进入加氢分离装置 28，分离得到的加氢催化蜡油经管线 4 送入到第一反应区 9 底部或第二催化转化反应装置 II 中；经加氢分离装置 28 分离得到的裂化气、汽油和柴油分别经管线 59、管线 60 和管线 61 出装置；经加氢分离装置 28 分离得到的氢气经管线 29 送入到循环氢处理装置 30，再经管线 31 送入到循环压缩机 32，加压后的氢气经管线 33 返回到第一加氢处理反应器 26，也可经管线 34 和来自管线 35 的新氢混合后经管线 36 循环，与加氢原料混合后返回到第一加氢处理反应器 26。管线 6 用于注入调节第二反应区 8 温度的物料。

结合图 2 对第二种实施方式进行说明。

图 2 中，来自管线 2 的预热原料油和来自管线 3 的雾化蒸汽混合后送入到第一催化转化反应装置 I，其为提升管串联密相床的组合反应器，的第一反应区 9（提升管单元）和来自管线 16 的再生催化剂经来自管线 1 的预提升蒸汽预提升，油气和催化剂向上输送，任选地和来自管线 45 的经管线 3 雾化蒸汽雾化后的含 C_{12} 烯烃的馏分段继续发生反应，油气和催化剂向上输送至密相床单元 66 继续进行反应，所得第一反应产物和第一待生催化剂在沉降器 7 内进行油气和催化剂分离，分离后带炭的待生催化剂经汽提段 10 由经管线 11 来的蒸汽汽提出携带的油气后经管线 12 进入再生器 13 烧焦，再生烟气经管线 15 送出再生器。在再生器 13 内经管线 14 来的空气烧掉催化剂上焦炭以恢复活性，然后经管线 16 进入第一反应区 9 的底部循环参与反应。分离出的第一反应产物经管线 17 进入分馏装置 18，分馏装置 18 中得到的轻烃组分经管线 19 输送至 C_4 分离装置 38 得到由管线 37 送出的干气、由管

线 39 送出的丙烯、由管线 40 送出的液化气其他组分和由管线 41 送出的含 C_4 烯烃的馏分段；分馏装置 18 中得到的 C_{5+} 汽油经管线 20 在调和后输出装置，经分馏得到的含 C_4 烯烃的馏分段经管线 41 和任选来自管线 42 的其他来源 C_4 烯烃混合经管线 43 进入到叠合装置 44 进行烯烃叠合反应，叠合产物经管线 65 进入精馏塔 54 进行分离，分离得到的含 C_{12} 烯烃的馏分段经管线 57 和管线 45 返回至第一催化转化反应装置 I 的第一反应区 9 或第二催化转化反应装置 II 中，未转化的 C_4 烯烃经管线 55 返回到叠合反应器 44，反应产物 C_8 烯烃与 C_{16} 烯烃分别经管线 56 和管线 58 出装置或者可选地返回至第一催化转化反应装置 I 第一反应区 9 或第二催化转化反应装置 II 中。

结合图 3 对第三种实施方式进行说明。

图 3 中，来自管线 2 的预热原料油和来自管线 3 的雾化蒸汽混合后送入到第一催化转化反应装置 I，其为等直径提升管反应器，和来自管线 16 的再生催化剂经来自管线 1 的预提升蒸汽预提升，油气和催化剂向上输送，任选地和来自管线 45 的经管线 3 雾化蒸汽雾化后的含 C_{12} 烯烃的馏分段继续发生反应，油气和催化剂向上输送，所得第一反应产物和第一待生催化剂在沉降器 7 内进行油气和催化剂分离，分离后带炭的待生催化剂经汽提段 10 由经管线 11 来的蒸汽汽提出携带的油气后经管线 12 进入再生器 13 烧焦，再生烟气经管线 15 送出再生器。在再生器 13 内经管线 14 来的空气烧掉催化剂上焦炭以恢复活性，然后经管线 16 进入第一催化转化反应装置 I 的底部循环参与反应。分离出的第一反应产物经管线 17 进入分馏装置 18，分馏装置 18 中得到的轻烃组分经管线 19 输送至 C_4 分离装置 38 得到由管线 37 送出的干气、由管线 39 送出的丙烯、由管线 40 送出的液化气其他组分和由管线 41 送出的含 C_4 烯烃的馏分段；分馏装置 18 中得到的 C_{5+} 汽油经管线 20 在调和后输出装置，经分馏得到的含 C_4 烯烃的馏分段经管线 41 和任选来自管线 42 的其他来源 C_4 烯烃混合经管线 43 进入到叠合装置 44 进行烯烃叠合反应，叠合产物经管线 65 进入精馏塔 54 进行分离，分离得到的含 C_{12} 烯烃的馏分段经管线 57 和管线 45 返回至第一催化转化反应装置 I 或第二催化转化反应装置 II 中，未转化的 C_4 烯烃经管线 55 返回到叠合反应器 44，反应产物 C_8 烯烃与 C_{16} 烯烃分别经管线 56 和管线 58 出装置或者可选地返回至第一催化转化反应装置 I 或第二催化转化

反应装置 II 中。

结合图 4 对第四种实施方式进行说明。

图 4 中，来自管线 2 的预热原料油和来自管线 3 的雾化蒸汽混合后送入到第一催化转化反应装置 I，所得第一反应产物和第一待生催化剂在沉降器 7 内进行油气和催化剂分离，分离后带炭的待生催化剂经汽提段 10 由经管线 11 来的蒸汽汽提出携带的油气后经管线 12 进入再生器 13 烧焦，再生烟气经管线 15 送出再生器。在再生器 13 内经管线 14 来的空气烧掉催化剂上焦炭以恢复活性，然后经管线 16 进入第一催化转化反应装置 I 的底部循环参与反应。分离出的第一反应产物经管线 17 进入分馏装置 18，分馏装置 18 中得到的轻烃组分经管线 19 输送至 C₄ 分离装置 38 得到由管线 37 送出的干气、由管线 39 送出的丙烯、由管线 40 送出的液化气其他组分和由管线 41 送出的含 C₄ 烯烃的馏分段；分馏装置 18 中得到的 C₅₊ 汽油经管线 20 在调和后输出装置，经分馏得到的含 C₄ 烯烃的馏分段经管线 41 和任选来自管线 42 的其他来源 C₄ 烯烃混合经管线 43 进入到叠合装置 44 进行烯烃叠合反应，叠合产物经管线 65 进入精馏塔 54 进行分离，未转化的 C₄ 烯烃经管线 55 返回到叠合反应器 44，反应产物 C₈ 烯烃与 C₁₆ 烯烃分别经管线 56 和管线 58 出装置或者可选地返回至第一催化转化反应装置 I 或第二催化转化反应装置 II 中，分离得到的含 C₁₂ 烯烃的馏分段经管线 57 和管线 45 送至第二催化转化反应装置 II 和来自管线 16' 的再生催化剂经来自管线 1' 的预提升蒸汽预提升进行反应，所得第二反应产物和第二待生催化剂在沉降器 7' 内进行油气和催化剂分离，分离后带炭的待生催化剂经汽提段 10' 由经管线 11' 来的蒸汽汽提出携带的油气后经管线 12' 进入再生器 13 烧焦，再生烟气经管线 15 送出再生器。在再生器 13 内经管线 14 来的空气烧掉催化剂上焦炭以恢复活性，然后经管线 16' 进入第二催化转化反应装置 II 循环参与反应。分离出的第二反应产物经管线 17 和第一反应产物混合进入分馏装置 18。

在优选的实施方式中，本申请提供了以下的技术方案：

1、一种生产汽油和丙烯的方法，该方法包括：

30 将 C₄ 烯烃送入叠合反应器中与叠合催化剂接触并进行叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物；

将原料油送入第一催化转化反应装置中与催化转化催化剂接触并

进行第一催化转化反应，得到第一反应产物和第一待生催化剂；

将所得第一待生催化剂进行再生，所得再生催化剂返回第一催化转化反应装置中；

将所得第一反应产物至少分离出含 C₄ 烯烃的馏分段和催化蜡油，

- 5 将所得含 C₄ 烯烃的馏分段优选地循环至叠合反应器中与叠合催化剂接触并进行叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物；

- 将所得含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物分离出 C₁₂ 烯烃，将所得至少部分 C₁₂ 烯烃返回第一催化转化反应装置中和/或送入第二催化转化反应装置中；所述 C₁₂ 烯烃在第二催化转化反应装置中与第二催化转化催化剂
10 接触并进行第二催化转化反应，得到第二反应产物和第二待生催化剂；
将所得第二待生催化剂进行再生，所得再生催化剂返回第二催化转化反应装置中；任选将所得第二反应产物与第一反应产物一起进行分离；

可选地，将所得催化蜡油送入第一加氢处理反应器中与第一加氢处理催化剂接触并进行第一加氢处理，得到加氢催化蜡油；

- 15 优选地，将至少部分加氢催化蜡油送入所述第一催化转化反应装置和/或送入第二催化转化反应装置中。

2、根据项目 1 所述的方法，其中，所述叠合反应的条件包括：温度 50-500℃，压力 0.5-5.0 MPa，重时空速为 0.1-100 小时⁻¹；

- 所述叠合催化剂选自磷酸催化剂、酸性树脂、硅铝固体酸催化剂
20 和沸石固体酸催化剂中的一种或多种；

其中，所述磷酸催化剂为磷酸负载在硅藻土上形成的催化剂、磷酸负载在活性炭上形成的催化剂、磷酸浸泡过的石英砂形成的催化剂、磷酸负载在硅胶形成的催化剂和焦磷酸铜负载在硅胶上形成的催化剂中的一种或多种；

- 25 所述的硅铝固体酸催化剂为金属离子负载在氧化铝和/或无定型硅铝载体上形成的催化剂，所负载的金属离子选自 VIII 族金属和/或 IVA 族金属；

- 以沸石固体酸催化剂的重量为基准，所述的沸石固体酸催化剂包括 10-100 重量%的沸石和 0-90 重量%的基质，所述的沸石选自 Y 型沸石、ZSM-5 沸石和 beta 沸石中的一种或多种。
30

3、根据项目 1 所述的方法，其中，C₄ 烯烃来源包括但不限于：本催化转化装置、其他催化转化装置以及其他产物中包含 C₄ 烯烃的装置；

以叠合产物的重量为基准，所述叠合产物中 C_{12} 烯烃的含量在 20 重量%以上；

所述含 C_4 烯烃的馏分段中 C_4 烯烃的含量为 40-100 重量%；

以含 C_4 烯烃的馏分段重量为基准，所述含 C_4 烯烃的馏分段中，硫
5 含量不超过 20 微克/克，碱性氮化物含量不超过 0.6 微克/克，水含量为
600-1800 微克/克，二烯烃含量不超过 200 微克/克；

返回第一催化转化反应装置和/或送入第二催化转化反应装置的
 C_{12} 烯烃占所述原料油重量的 0.1-80 重量%，优选占 1-70 重量%。

轻循环油馏分的馏程范围为 190-265℃，优选 200-260℃；催化蜡
10 油馏分的馏程范围为 >250℃，优选 >260℃

4、根据项目 1 所述的方法，所述方法还包括：将原料油与第二加
氢处理催化剂在第二加氢处理反应器中接触并进行第二加氢处理后，
所得加氢产物再送入所述第一催化转化反应装置；

所述原料油的性质满足下列指标的至少一种：

15 密度 900-1000 千克/米³，优选 930-960 千克/米³，残炭为 4-15 重
%，优选 6-12 重%，金属含量为 15-600ppm，优选 15-100ppm，酸值为
0.5-20 毫克 KOH/克，优选 0.5-10 毫克 KOH/克；

所述第二加氢处理的条件包括：氢分压为 3.0-20.0 MPa，反应温度
为 300-450℃，氢油体积比为 100-2000 标准立方米/立方米，体积空速
20 为 0.1-3.0 小时⁻¹；

所述第二加氢处理催化剂包括载体和活性金属，所述载体选自氧化
铝、二氧化硅和无定型硅铝中的一种或多种，所述活性金属选自第
VIB 族金属和/或第 VIII 族金属，优选地，以载体的重量为基准，所述
载体中含有约 2-15 重量%的 Al 和 5-30 重量%的 P，以催化剂的重量为
25 基准，催化剂中含有 5-40 重量%的 VIB 金属氧化物，和 1-12 重量%的
VIII 族金属氧化物。

5、根据项目 1 所述的方法，其中，所述第一加氢处理的条件包括：
氢分压 3.0-20.0 MPa，反应温度 300-450℃，体积空速为 0.1-10.0 小时⁻¹，
氢油体积比为 100-1500 标准立方米/立方米；所述第一加氢处理催
30 化剂包括载体和活性金属，所述载体选自氧化铝、二氧化硅和无定型
硅铝中的一种或多种，所述活性金属选自第 VIB 族金属和/或第 VIII
族金属。

6、根据项目 1 所述的方法，所述方法还包括：将所得第一反应产物分离出 $>260^{\circ}\text{C}$ 的催化蜡油馏分送入第一加氢处理反应器进行所述第一加氢处理，后循环至所述第一催化转化反应装置和/或第二催化转化反应装置，分离出 $200\text{-}260^{\circ}\text{C}$ 的轻循环油馏分循环至所述第一催化转化反应装置和/或第二催化转化反应装置。

7、根据项目 1 所述的方法，其中，所述第一催化转化反应装置和第二催化转化反应装置各自独立地选自等径提升管、等线速提升管、变径提升管、流化床和等径提升管与流化床所构成的复合反应器、上行式输送线、下行式输送线中的一种或两种串联组合。

8、根据项目 7 所述的方法，其中，所述变径提升管按照反应物料流向包括第一反应区和第二反应区；

所述第二反应区的底部设置有一个或多个激冷/热源介质入口，和/或所述第二反应区中设置有取热器，所述取热器的高度占第二反应区高度的 $50\text{-}90\%$ 。

9、根据项目 1 所述的方法，其中，所述第一催化转化催化剂和第二催化转化催化剂各自独立地为无定型硅铝催化剂和/或沸石催化剂，所述沸石催化剂中的沸石选自 Y 型沸石、HY 型沸石、超稳 Y 型沸石、ZSM-5 系列沸石、具有五元环结构的高硅沸石和镁碱沸石中的一种或多种。

10、根据项目 1 所述的方法，所述方法还包括：将所得第一反应产物和/或第二反应产物分离出油浆，将所得至少部分油浆返回所述第一催化转化反应装置和/或第二催化转化反应装置。

11、根据项目 1 所述的方法，其中，所述原料油包括石油烃和/或其它矿物油，其中，所述石油烃选自常压瓦斯油、减压瓦斯油、常压渣油、减压渣油、加氢渣油、焦化瓦斯油和脱沥青油中的一种或多种；所述其它矿物油选自煤与天然气衍生的液体油、油砂油、致密油和页岩油中的一种或更多种。

12、根据项目 1 所述的方法，其中，将所述原料油、加氢催化蜡油与所述 C_{12} 烯烃中的至少一种物料在同一进料点和/或以及两个以上进料点送入所述第一催化转化反应装置中。

13、根据项目 7 所述的方法，其中，所述第一催化转化反应装置为变径提升管，按照反应物料流向，所述第一催化转化反应装置包括

第一反应区和第二反应区，将所述原料油、加氢催化蜡油与所述 C₁₂ 烯烃送入第一反应区中；

所述第一催化转化反应的条件包括：

第一反应区：反应温度为 450-620℃，优选 500-600℃，反应时间
5 为 0.5-2.0 秒，优选 0.8-1.5 秒，催化剂与原料油的重量比 3-15：1，优选 4-12：1，水蒸汽与原料油的重量比 0.03-0.3：1，优选 0.05-0.15：1；

第二反应区：反应温度 460-550℃，优选 480-530℃，反应时间为
2-30 秒，优选 3-15 秒，催化剂与原料油的重量比 4-18：1，优选 4.5-15：1，水蒸汽与原料油的重量比 0.03-0.3：1，优选 0.05-0.15：1。

10 14、根据项目 1 所述的方法，其中，所述第二催化转化反应的条件包括：反应温度为 450-620℃，反应时间为 0.5-20.0 秒，剂油重量比为 1-25，水油重量比为 0.03-0.3。

15 15、一种生产汽油和丙烯的系统，所述系统包括第一催化转化反应装置、再生器、油剂分离装置、产物分离装置、叠合反应器、精馏塔和任选的第二催化转化反应装置；

所述第一催化转化反应装置设置有催化剂入口、原料入口和油剂出口，所述再生器设置有催化剂入口和催化剂出口，所述油剂分离装置设置有油剂入口、油气出口和催化剂出口，所述产物分离装置至少
20 设置有油气入口和含 C₄ 烯烃的馏分段出口，所述叠合反应器包括原料入口和叠合产物出口，所述精馏塔设置有油气入口、C₁₂ 烯烃出口和分离产物出口，所述第二催化转化反应装置设置有催化剂入口、原料入口和油剂出口；

所述第一催化转化反应装置的催化剂入口与所述再生器的催化剂出口连通，所述第一催化转化反应装置的油剂出口与所述油剂分离装置的油剂入口连通，所述油剂分离装置的催化剂出口与所述再生器的
25 催化剂入口连通，所述油剂分离装置的油气出口与所述产物分离装置的油气入口连通，所述产物分离装置的含 C₄ 烯烃的馏分段出口与所述叠合反应器的原料入口连通，所述叠合反应器的叠合产物出口与所述精馏塔的油气入口连通，所述精馏塔的 C₁₂ 烯烃出口与所述第一催化转
30 化反应装置的原料入口连通，任选与第二催化转化反应装置的原料入口连通；

优选地，所述系统还包括第一加氢处理反应器，所述产物分离装

置还设置有催化蜡油出口，所述第一加氢处理反应器的原料入口与所述产物分离装置的催化蜡油出口连通，所述第一加氢处理反应器的产物出口与所述第一催化转化反应装置的原料入口连通，任选与第二催化转化反应装置的原料入口连通。

5 16、根据项目 15 所述的系统，所述系统还包括第二加氢处理反应器，所述第二加氢处理反应器设置有原料油入口和产物出口，所述第二加氢处理反应器的产物出口与所述第一催化转化反应装置的原料入口连通；

10 所述产物分离装置还设置有轻循环油出口，所述产物分离装置的轻循环油出口与所述第一催化转化反应装置的原料入口连通。

实施例

下面的实施例将对本申请予以进一步说明，但并不因此限制本申请。

15 本申请的实施例和对比例所用原料油 A-C 的性质见表 1。

表 1 实施例和对比例中所用原料油的性质

进料性质	A	B	C
密度（20℃）/（千克/米 ³ ）	902	859.7	890.5
康氏残炭，重量%	4.67	0.07	2.94
C，重量%	83.8	85.63	86.48
H，重量%	12.7	13.45	13.18
S，重量%	0.16	0.077	0.15
N，重量%	0.2109	0.058	0.19
Fe，微克/克	7.57	2.3	9.1
Na，微克/克	-	0.6	0.16
Ni，微克/克	5.04	4.9	5.4
V，微克/克	0.96	0.4	16.49
初馏点，℃	221	316	261

10 %, °C	332	357	439
30 %, °C	-	390	501
50 %, °C	354	419	550

实施例中所用的催化转化催化剂 A 的制备方法简述如下:

1) 将 20 千克 NH_4Cl 溶于 1000 千克水中, 向此溶液中加入 100 千克 (干基) 晶化产品 ZRP-1 沸石 (齐鲁石化公司催化剂厂生产, $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3=100$, 稀土含量 $\text{RE}_2\text{O}_3=2.0$ 重量%), 在 90°C 交换 0.5 小时后, 过滤得滤饼; 加入 4.0 克 H_3PO_4 (浓度 85%) 与 4.5 克 $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3$ 溶于 90 克水中, 与滤饼混合浸渍烘干; 接着在 550°C 温度下焙烧处理 2 小时得到含磷和铁的 MFI 结构中孔沸石, 其元素分析化学组成为:

$0.1\text{Na}_2\text{O}\cdot 5.1\text{Al}_2\text{O}_3\cdot 2.4\text{P}_2\text{O}_5\cdot 1.5\text{Fe}_2\text{O}_3\cdot 3.8\text{RE}_2\text{O}_3\cdot 88.1\text{SiO}_2$.

2) 用 250 千克脱阳离子水将 75.4 千克多水高岭土 (苏州瓷土公司工业产品, 固含量 71.6 重量%) 打浆, 再加入 54.8 千克拟薄水铝石 (由东铝厂工业产品, 固含量 63 重量%), 用盐酸将其 pH 调至 2-4, 搅拌均匀, 在 $60-70^\circ\text{C}$ 下静置老化 1 小时, 保持 pH 为 2-4, 将温度降至 60°C 以下, 加入 41.5 千克铝溶胶 (齐鲁石化公司催化剂厂产品, Al_2O_3 含量为 21.7 重量%), 搅拌 40 分钟, 得到混合浆液。

3) 将步骤 1) 制备的含磷和铁的 MFI 结构中孔沸石 (干基为 24.5 千克) 和超稳 Y 型沸石 DASY (干基 1.3 千克, 齐鲁石化公司催化剂厂产品) 加入到步骤 2) 得到的混合浆液中, 搅拌均匀, 喷雾干燥成型, 用磷酸二氢铵溶液 (磷含量为 1 重量%) 洗涤, 洗去游离 Na^+ , 干燥即得催化转化催化剂样品, 该催化剂的干基组成为 20 重量%含磷和铁的 MFI 结构中孔沸石、1 重量%DASY 大孔沸石、32 重量%拟薄水铝石、7 重量%铝溶胶和余量高岭土。记作催化剂 A。

实施例中所用的加氢处理催化剂制备方法简述如下:

称取偏钨酸铵 $((\text{NH}_4)_2\text{W}_4\text{O}_{13}\cdot 18\text{H}_2\text{O}$, 化学纯) 和硝酸镍 $(\text{Ni}(\text{NO}_3)_2\cdot 18\text{H}_2\text{O}$, 化学纯), 用水配成 200 毫升溶液。将溶液加入到氧化铝载体 50 克中, 在室温下浸渍 3 小时, 在浸渍过程中使用超声波处理浸渍液 30 分钟, 冷却, 过滤, 放到微波炉中干燥约 15 分钟。该催化剂的组成为: 30.0 重量% WO_3 , 3.1 重量%NiO 和余量氧化铝。记作

催化剂 F。

5 实施列中所用催化转化催化剂 A、B、C、D 和叠合催化剂 E 的性质列于表 2。叠合催化剂 E 为获自齐鲁石化公司催化剂厂的沸石固体酸催化剂，商业牌号为 RGW-1。催化剂 B 是获自齐鲁石化公司催化剂厂的催化裂解催化剂，商品名称为 MMC-1，催化剂 C 是获自齐鲁石化公司催化剂厂的多产丙烯和汽油催化剂，商品名称为 RAG-1，催化剂 D 是获自齐鲁石化公司催化剂厂的常规催化裂化催化剂，商品名称为 MLC-500。

10 表 2 实施列中所用的催化剂的性质

催化剂牌号	A	B	C	D	E
沸石类型	中孔+大孔（特少）	中孔（多）+大孔（少）	中孔（少）+大孔（多）	大孔	/
氧化铝	50.1	51	50.2	38.4	49.8
氧化钠	0.066	0.066	0.321	0.34	0.28
氧化铁	0.3	0.056	1.1	/	/
稀土	/	/		2.5	/
表观密度，千克/米 ³	750	800	700	740	745
孔体积，毫升/克	0.25	0.22	0.40	0.28	0.67
比表面积，米 ² /克	251	191	196	234	258
磨损指数，重量%/小时	1.09	2.8	1.5	1.7	1.1
筛分组成，重量%					
0-40 微米	17.9	27.8	20.2	/	/
40-80 微米	47.9	62	50.1	/	/
> 80 微米	34.2	10.2	29.7	/	/

实施列 1

该实施例按照图 1 的流程进行试验，原料油 A 直接作为催化转化的原料，在变径提升管反应器的中型装置上进行试验。原料油 A 进入第一反应区 9 底部，在第一反应区 9 底部与催化剂 A 接触并依次在第一反应区 9 和第二反应区 8 发生催化转化反应，反应产物和带炭的待生催化剂在沉降器分离，反应产物在产物分离装置中按馏程进行切割，从而得到干气、乙烯、丙烯、丙烷、含 C₄ 烯烃的馏分段（C₄ 烯烃含量为 85.9 wt%）、丁烷、汽油、馏程 200-260℃ 的轻循环油馏分段、馏程 >260℃ 的催化蜡油馏分段。

分离得到的含 C₄ 烯烃的馏分段进入叠合反应器进行叠合反应，经精馏塔分离的含 C₁₂ 烯烃的馏分段（C₁₂ 烯烃含量为 85.2 wt%）循环回第二反应区 8；馏程为 200-260℃ 的轻循环油馏分返回第一反应区 9 进行回炼，馏程 >260℃ 的催化蜡油馏分在氢分压 18.0MPa、反应温度 350℃、氢油体积比 1500、体积空速 1.5 小时⁻¹ 的反应条件下进行加氢处理，加氢产物循环回上述第一反应区 9 中进行催化转化反应。引入所述第二反应区 8 中的 C₁₂ 烯烃占总催化转化反应原料的 18.9 重量%。具体操作条件和产品分布列于表 3。

对比例 1-a

操作与实施例 1 基本相同，不同之处在于采用常规催化裂化催化剂 D，产物按常规催化裂化工艺要求切割，从而得到干气、液化气、丙烯、汽油、柴油和油浆，并且不进行催化转化反应产物的再循环。操作条件和产品分布列于表 3。

对比例 1-b

操作与实施例 1 基本相同，不同之处在于分离得到的含 C₄ 烯烃的馏分段（C₄ 烯烃含量为 85.7%）进入叠合反应器进行叠合反应，经精馏塔分离的含 C₈ 烯烃的馏分段（C₈ 烯烃含量为 84.9 wt%）循环回第二反应区，C₈ 烯烃占总催化转化反应原料的 18.8 重量%。操作条件和产品分布列于表 3。

30

表 3 实施例 1、对比例 1-a 和对比例 1-b 的操作条件及反应结果

项目	实施例 1		对比例 1-a	对比例 1-b
原料油	原料油 A	原料油 A*	原料油 A	原料油 A
操作条件（催化转化反应装置）				
反应器	变径提升管	变径提升管	变径提升管	变径提升管
催化剂	A	A	D	A
提升管出口温度，℃	500	500	500	500
反应区 I/II 温度，℃	550/500	550/500	550/500	550/500
反应区 I/II 反应时间，秒	1.0/4.7	1.0/4.7	1.0/4.7	1.0/4.7
反应区 I/II 剂油重量比	5.0/6.5	5.0/6.5	5.0/6.5	5.0/6.5
水蒸汽/原料油的重量比	0.10	0.10	0.10	0.10
操作条件（叠合反应器）				
催化剂	E	/	/	E
C ₄ 烯烃叠合温度，℃	200	/	/	120
C ₄ 烯烃叠合压力，MPa	2	/	/	1
C ₄ 烯烃叠合重时空速，小时 ⁻¹	1	/	/	1
操作条件（加氢处理反应器）				
催化剂	F	/	/	F
温度，℃	350	/	/	350
氢气分压，	18.0	/	/	18.0

MPa				
体积空速， 小时 ⁻¹	1.5	/	/	1.5
氢油体积比	1500	/	/	1500
产品分布，重量%				
干气	3.62	3.30	3.01	3.54
甲烷	0.43	0.40	0.51	0.51
乙烷	0.33	0.31	0.38	0.38
液化气	35.25	28.09	17.51	33.94
丙烯	25.68	12.11	5.1	22.67
丙烯/丙烷	/	3.9	3.0	/
异丁烯/异丁 烷	/	1.8	0.7	/
汽油	51.51	37.39	48.81	52.93
柴油	-	18.90	18.92	-
油浆	-	3.64	3.00	-
焦炭	9.62	8.68	8.75	9.59
总计	100.00	100.00	100.00	100.00

*实施例 1 第 2 列的数据为仅在变径提升管反应器中进行催化转化反应，且所得催化转化反应产物不进行循环时的操作条件和反应结果。

实施例 2

- 5 以原料油 B 作为催化转化的原料，在如图 2 所示的提升管串联密相床的复合反应器上进行试验。原料油 B 与催化剂 B 接触，在反应温度为 650℃，反应时间为 0.8 秒，剂油重量比为 20，水油重量比为 0.8 的条件下在提升管单元中进行反应；将所得反应油剂引入密相床单元中继续反应，反应温度为 580℃，重时空速为 10 h⁻¹，得到待生催化剂
- 10 和反应产物。将待生催化剂进行再生，得到再生催化剂作为所述催化转化催化剂返回所述提升管单元中。反应产物在产物分离装置中按馏程进行切割，从而得到干气、乙烯、丙烯、丙烷、含 C₄ 烯烃的馏分段（C₄ 烯烃含量为 84.8 wt%）、丁烷、汽油、柴油和油浆。

分离得到的含 C₄ 烯烃的馏分段进入叠合反应器进行叠合反应，经精馏塔分离的含 C₁₂ 烯烃的馏分段（C₁₂ 烯烃含量为 85.1 wt%）循环回密相床单元。引入所述密相床单元继续裂化的 C₁₂ 烯烃占总催化转化反应原料的 15.5 重量%。操作条件和产品分布列于表 4。

5

对比例 2

操作与实施例 2 基本相同，不同之处在于催化转化反应产物分离切割得到干气、液化气、丙烯、汽油、柴油和油浆，并且不进行催化转化反应产物的再循环。操作条件和产品分布列于表 4。

10

表 4 实施例 2 和对比例 2 的操作条件和反应结果

项目	实施例 2	对比例 2
原料油	B	B
操作条件（催化转化反应装置）		
反应器	提升管+密相床	提升管+密相床
提升管单元		
催化剂	B	B
反应温度，℃	650	650
反应时间，秒	0.8	0.8
水蒸气/原料油的重量比	0.8	0.8
催化剂/原料油的重量比	20.0	20.0
密相床单元		
反应温度，℃	580	580
重时空速，h ⁻¹	10	10
操作条件（叠合反应器）		
催化剂	E	/
C ₄ 烯烃叠合温度，℃	200	/
C ₄ 烯烃叠合压力，MPa	2	/
C ₄ 烯烃叠合重时空速，小时 ⁻¹	1	/
产品分布，重量%		
干气	12.51	11.91

甲烷	3.32	3.24
乙烷	2.34	2.33
液化气	40.43	42.22
丙烯	25.65	19.30
丙烯/丙烷	/	6.34
异丁烯/异丁烷	/	2.03
汽油	27.31	26.60
BTX	7.61	7.53
柴油	6.83	6.69
油浆	6.39	6.37
焦炭	6.53	6.21
总计	100.00	100.00

实施例 3

以原料油 C 作为催化转化的原料，按图 3 所示的流程在等直径提升管反应器上进行试验。原料油 C 与催化剂 C 接触，在反应温度为 530
 5 °C，反应时间为 3.5 秒，剂油重量比为 8，水油重量比为 0.1 的条件下在提升管反应器中进行反应，得到待生催化剂和反应产物。将待生催化剂进行再生，得到再生催化剂作为所述催化转化催化剂返回所述提升管反应器中。反应产物在产物分离装置中按馏程进行切割，从而得到干气、乙烯、丙烯、丙烷、含 C₄ 烯烃的馏分段（C₄ 烯烃含量为 85.0
 10 wt%）、丁烷、汽油、柴油和油浆。

分离得到的含 C₄ 烯烃的馏分段进入叠合反应器进行叠合反应，经精馏塔分离的含 C₁₂ 烯烃的馏分段（C₁₂ 烯烃含量为 85.3 wt%）循环回所述提升管反应器。循环回提升管反应器继续裂化的 C₁₂ 烯烃占总催化转化反应原料的 14.17 重量%。操作条件和产品分布列于表 5。

15

对比例 3

操作与实施例 3 基本相同，不同之处在于催化转化反应产物在产物分离装置按馏程进行切割，从而得到干气、液化气、丙烯、汽油、柴油和油浆，并且不进行催化转化反应产物的再循环。操作条件和产

品分布列于表 5。

表 5 实施例 3 和对比例 3 的操作条件和反应结果

项目	实施例 3	对比例 3
原料油	C	C
操作条件（催化转化反应装置）		
反应器	提升管反应器	提升管反应器
催化剂	C	C
反应温度，℃	530	530
反应时间，秒	3.5	3.5
水蒸气/原料油的重量比	0.1	0.1
催化剂/原料油的重量比	8	8
操作条件（叠合反应器）		
催化剂	E	/
C ₄ 烯烃叠合温度，℃	200	/
C ₄ 烯烃叠合压力，MPa	2	/
C ₄ 烯烃叠合重时空速，小时 ⁻¹	1	/
产品分布，重量%		
干气	3.75	3.72
甲烷	0.89	0.87
乙烷	0.68	0.66
液化气	22.75	23.10
丙烯	13.85	8.56
丙烯/丙烷	/	5.3
异丁烯/异丁烷	/	1.0
汽油	43.70	43.51
柴油	19.55	19.49
油浆	3.53	3.51
焦炭	6.72	6.67
总计	100.00	100.00

实施例 4

以原料油 C 作为催化转化的原料，在如图 4 所示的双提升管反应器上进行试验。原料油 C 与催化剂 C 接触，在第一提升管反应器中，在反应温度为 530℃，反应时间为 3.5 秒，剂油重量比为 8，水油重量比 5 比为 0.10 的条件下进行反应，得到待生催化剂和反应产物。将待生催化剂进行再生，得到再生催化剂作为所述催化转化催化剂返回所述第一提升管反应器中。所得反应产物在产物分离装置中按馏程进行切割，从而得到干气、乙烯、丙烯、丙烷、丁烷、含 C₄ 烯烃的馏分段（C₄ 烯烃含量为 85.3wt%）、汽油、柴油和油浆。

10 分离得到的含 C₄ 烯烃的馏分段按照如图 4 所示的流程进入叠合反应器 44 进行叠合反应，经精馏塔分离得到含 C₁₂ 烯烃的馏分段（C₁₂ 烯烃含量为 85.0 wt%），将含 C₁₂ 烯烃的馏分段引入第二提升管反应器底部进行反应。引入第二提升管反应器的 C₁₂ 烯烃占总催化转化反应原料的 15.9 重量%，在反应温度为 530℃，反应时间为 2.0 秒，剂油重量比 15 比为 8，水油重量比为 0.10 的条件下进行反应。操作条件和第一提升管反应器与第二提升管反应器的反应产物合并后的最终产品分布列于表 6。

表 6 实施例 4 的操作条件和反应结果

项目	实施例 4
原料油	C
操作条件（催化转化反应装置）	
反应器	两个提升管并联
催化剂	C
第一/第二提升管出口温度，℃	530/530
第一/第二提升管反应时间，秒	3.5/2.0
催化剂/原料油的重量比	8
水蒸汽/原料油的重量比	0.10
操作条件（叠合反应器）	
催化剂	E
C ₄ 烯烃叠合温度，℃	200

C ₄ 烯烃叠合压力, MPa	2
C ₄ 烯烃叠合重时空速, h ⁻¹	1
最终产品分布, 重量%	
干气	3.83
液化气	21.46
丙烯	15.76
汽油	43.50
柴油	20.31
油浆	3.82
焦炭	7.08
总计	100.00

从以上实施例和对比例的结果对比可以看出, 本申请的方法和系统通过将 C₄ 烯烃叠合得到 C₁₂ 烯烃, 并将所得 C₁₂ 烯烃进行回炼, 获得了更高的丙烯产率。此外, 表 3 的结果还显示, 与对比例 1 相比, 实
 5 施例 1 的催化转化反应本身即可获得更低的烷烃产率和较高的丙烯产率, 而通过 C₄ 烯烃的叠合, 以及 C₁₂ 烯烃的再循环, 可以进一步大幅提高丙烯的产率。

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
 10 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。

15 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。

权 利 要 求

1. 一种生产汽油和丙烯的方法，包括如下步骤：
- 1) 使原料油在第一催化转化反应装置中进行第一催化转化反应，
5 得到包含丙烯、C₄ 烯烃和汽油组分的第一反应产物；
- 2) 对所述第一反应产物进行分离，得到丙烯馏分、汽油馏分、含 C₄ 烯烃的馏分段、任选的轻循环油馏分和任选的催化蜡油馏分；
- 3) 使步骤 2) 得到的含 C₄ 烯烃的馏分段和任选的外部来源的含 C₄ 烯烃的馏分段在叠合反应器中进行烯烃叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃
10 的叠合产物，任选对所述叠合产物进行分离得到含有 C₁₂ 烯烃的馏分段；
- 4) 将所述含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段返回所述第一催化转化反应装置，和/或将所述含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段送往第二催化转化反应装置中进行第二催化转化反应得到包含丙烯的第二反应产物；以及
- 15 5) 任选地，使所述催化蜡油馏分在第一加氢处理反应器中经受第一加氢处理，得到加氢催化蜡油，并将至少部分所述加氢催化蜡油返回所述第一催化转化反应装置和/或送往所述第二催化转化反应装置，和/或，将所述的轻循环油馏分返回所述第一催化转化反应装置和/或送往所述第二催化转化反应装置。
- 20 2. 根据权利要求 1 所述的方法，其中步骤 3) 的所述烯烃叠合反应在叠合催化剂存在和如下条件下进行：
- 温度为约 50-500℃，压力为约 0.5-5.0 MPa，重时空速为约 0.1-100 小时⁻¹；
- 所述叠合催化剂选自磷酸催化剂、酸性树脂、硅铝固体酸催化剂
25 和沸石固体酸催化剂中的一种或多种；
- 优选地，所述磷酸催化剂选自磷酸负载在硅藻土上形成的催化剂、磷酸负载在活性炭上形成的催化剂、磷酸浸泡过的石英砂形成的催化剂、磷酸负载在硅胶上形成的催化剂和焦磷酸铜负载在硅胶上形成的催化剂中的一种或多种；
- 30 所述硅铝固体酸催化剂为金属离子负载在氧化铝和/或无定型硅铝载体上形成的催化剂，所负载的金属离子选自 VIII 族金属、IVA 族金属或其组合；并且

以沸石固体酸催化剂的重量为基准，所述沸石固体酸催化剂包括约 10-100 重量%的沸石和约 0-90 重量%的基质，所述沸石选自一维沸石、二维沸石和三维沸石中的一种或多种，所述一维沸石选自 MTW (ZSM-12)、MTT (ZSM-23) 和 TON (ZSM-22)，所述二维沸石选自 5 FER (镁碱沸石)、MFS (ZSM-57)、MWW (MCM-22) 和 MOR (丝光沸石)，且所述三维沸石选自 beta 沸石。

3. 根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中：

步骤 2) 中所述任选的轻循环油馏分的馏程范围为约 190-350℃，优选约 190-280℃，更优选约 200-260℃；所述任选的催化蜡油馏分为催 10 化转化分馏塔塔底的重馏分，优选切割温度大于约 250℃的馏分，更优选切割温度大于约 260℃的馏分；

以叠合产物的重量为基准，步骤 3) 所得的叠合产物中 C₁₂ 烯烃的含量在约 20 重量%以上；

以含 C₄ 烯烃的馏分段的重量为基准，所述含 C₄ 烯烃的馏分段中 15 C₄ 烯烃的含量为约 40-100 重量%；和/或

步骤 4) 中返回所述第一催化转化反应装置和/或送往所述第二催化转化反应装置的 C₁₂ 烯烃占总催化转化原料重量的约 0.1-80 重量%，优选占约 1-70 重量%。

4. 根据权利要求 1-3 中任一项所述的方法，所述方法进一步包括： 20 在所述步骤 1) 之前，使所述原料油在第二加氢处理反应器中经受第二加氢处理；

所述第二加氢处理在第二加氢处理催化剂存在和如下条件下进行：

氢分压为约 3.0-20.0 MPa，反应温度为约 300-450℃，氢油体积比为约 100-2000 标准立方米/立方米，体积空速为约 0.1-3.0 小时⁻¹；

25 所述第二加氢处理催化剂包括约 70-99 重量%的载体和约 0.1-30 重量%的活性金属（以氧化物计），其中所述载体选自氧化铝、二氧化硅和无定型硅铝中的一种或多种，所述活性金属选自第 VIB 族金属、第 VIII 族金属或其组合。

5. 根据权利要求 1-4 中任一项所述的方法，其中所述第一加氢处 30 理在第一加氢处理催化剂存在和如下条件下进行：

氢分压为约 3.0-20.0 MPa，反应温度为约 300-450℃，体积空速为约 0.1-10.0 小时⁻¹，氢油体积比为约 100-1500 标准立方米/立方米；

所述第一加氢处理催化剂包括约 60-99 重量%的载体和约 5-40 重量%的活性金属（以氧化物计），其中所述载体选自氧化铝、二氧化硅和无定型硅铝中的一种或多种，所述活性金属选自第 VIB 族金属、第 VIII 族金属或其组合。

- 5 6. 根据权利要求 1-5 中任一项所述的方法，其中所述第一催化转化反应装置和第二催化转化反应装置，如果存在的话，各自独立地为流化床反应器，

10 优选地，所述流化床反应器为提升管反应器、或者提升管与密相床组合的复合反应器，其中所述提升管反应器为等直径提升管反应器、等线速提升管反应器或者变径提升管反应器。

7. 根据权利要求 1-6 中任一项所述的方法，其中所述第一催化转化反应所用的催化剂和所述第二催化转化反应所用的催化剂，如果存在的话，各自独立地选自无定型硅铝催化剂、沸石催化剂或其组合，所述沸石催化剂中的沸石选自 Y 型沸石、HY 型沸石、超稳 Y 型沸石、
15 ZSM-5 系列沸石、具有五元环结构的高硅沸石和镁碱沸石中的一种或多种。

8. 根据权利要求 1-7 中任一项所述的方法，其中所述原料油选自石油烃、其它矿物油或其组合，其中所述石油烃选自常压瓦斯油、减压瓦斯油、常压渣油、减压渣油、加氢渣油、焦化瓦斯油和脱沥青油
20 中的一种或多种；所述其它矿物油选自煤与天然气衍生的液体油、油砂油、致密油和页岩油中的一种或多种，

优选地，所述原料油的性质满足下列指标中的至少一种：

- 密度为约 900-1000 千克/米³，优选约 930-960 千克/米³，残炭为约 4-15 重%，优选约 6-12 重%，金属含量为约 15-600ppm，优选约
25 15-100ppm，酸值为约 0.5-20 毫克 KOH/克，优选约 0.5-10 毫克 KOH/克。

9. 根据权利要求 6 所述的方法，其中所述第一催化转化反应装置为流化床反应器，且所述第一催化转化反应装置内的反应条件包括：反应温度为约 420-650℃，反应时间为约 0.05-20 秒，催化剂与原料油的重量比为约 3: 1 至约 15: 1，水蒸汽与原料油的重量比为约 0.03: 1
30 至约 0.5: 1；

优选地，所述反应条件包括：反应温度为约 480-600℃，反应时间

为约 0.1-15 秒，催化剂与原料油的重量比为约 4: 1 至约 12: 1，水蒸汽与原料油的重量比为约 0.05: 1 至约 0.3: 1。

10. 根据权利要求 9 所述的方法，其中所述第一催化转化反应进行到获得具有以下特征的气体产物：

- 5 液化气 (C_3 和 C_4) 与干气 (C_2 以下) 的质量分数比不小于约 7，优选不小于约 10；

甲烷产率不大于约 2.0%，优选不大于约 1.0%；

液化气中的丙烯与丙烷质量分数比不小于约 3.5，优选不小于约 5.0；和/或

- 10 异丁烯与异丁烷质量分数比不小于约 1.5，优选不小于约 4.0。

11. 根据权利要求 6 或 9-10 中任一项所述的方法，其中所述第一催化转化反应装置为变径提升管反应器，按照反应物料流向，所述变径提升管反应器包括第一反应区和直径大于第一反应区的第二反应区，其中所述第一反应区内的反应条件如下：

- 15 反应温度为约 450-620℃，优选约 500-600℃，反应时间为约 0.5-2.0 秒，优选约 0.8-1.5 秒，催化剂与原料油的重量比为约 3: 1 至约 15: 1，优选约 4: 1 至约 12: 1，水蒸汽与原料油的重量比为约 0.03: 1 至约 0.3: 1，优选约 0.05: 1 至约 0.15: 1；

所述第二反应区内的反应条件如下：

- 20 反应温度为约 460-550℃，优选约 480-530℃，反应时间为约 2-30 秒，优选约 3-15 秒，催化剂与原料油的重量比为约 4: 1 至约 18: 1，优选约 4.5: 1 至约 15: 1，水蒸汽与原料油的重量比为约 0.03: 1 至约 0.3: 1，优选约 0.05: 1 至约 0.15: 1。

- 25 12. 根据权利要求 11 所述的方法，其中在步骤 4) 中将所述含有 C_{12} 烯烃的叠合产物或馏分段返回所述变径提升管反应器的第二反应区，在步骤 5) 中将至少部分所述加氢催化蜡油返回所述变径提升管反应器的第一反应区，和/或，在步骤 5) 中将所述轻循环油馏分返回所述变径提升管反应器的第一反应区。

- 30 13. 根据权利要求 1-11 中任一项所述的方法，其中在步骤 4) 中将所述含有 C_{12} 烯烃的叠合产物或馏分段返回所述第一催化转化反应装置，或者

在步骤 4) 中将所述含有 C_{12} 烯烃的叠合产物或馏分段送往第二催

化转化反应装置，在如下条件下进行所述第二催化转化反应：反应温度为约 450-620℃，反应时间为约 0.5-20.0 秒，剂油重量比为约 1-25，水油重量比为约 0.03-0.3。

14. 一种生产汽油和丙烯的系统，所述系统包括第一催化转化反应
5 装置、再生器、油剂分离装置、产物分离装置、叠合反应器、任选的精馏塔和任选的第二催化转化反应装置，其中：

所述第一催化转化反应装置设置为使原料油在其中进行第一催化转化反应，得到包含第一反应产物和待生催化剂的反应流出物，所述第一反应产物包括丙烯、C₄ 烯烃和汽油组分；

10 所述油剂分离装置设置为将所述第一催化转化反应装置的反应流出物中的第一反应产物与待生催化剂分离，

所述再生器设置为对所述待生催化剂进行再生，并将再生后的催化剂返回所述第一催化转化反应装置，

15 所述产物分离装置设置为对所述第一反应产物进行分离得到丙烯馏分、汽油馏分、含 C₄ 烯烃的馏分段、任选的轻循环油馏分和任选的催化蜡油馏分，

所述叠合反应器设置为对所述含 C₄ 烯烃的馏分段进行烯烃叠合反应得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物，并将所述叠合产物送往任选的精馏塔，或者将所述叠合产物返回所述第一催化转化反应装置或者送往任选的
20 第二催化转化反应装置；

所述精馏塔，如果存在的话，设置为对所述叠合产物进行分离得到含有 C₁₂ 烯烃的馏分段，并将该含有 C₁₂ 烯烃的馏分段返回所述第一催化转化反应装置或者送往任选的第二催化转化反应装置；

25 所述第二催化转化反应装置，如果存在的话，设置为对所述含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物或馏分段进行第二催化转化反应，得到包含丙烯的第二反应产物。

15. 根据权利要求 14 所述的系统，其中所述第一催化转化反应装置设置有催化剂入口、至少一个催化转化原料入口和油剂出口，所述再生器设置有待生催化剂入口和再生催化剂出口，所述油剂分离装置
30 设置有油剂入口、油气出口和待生催化剂出口，所述产物分离装置设置有油气入口、丙烯馏分出口、汽油馏分出口和含 C₄ 烯烃的馏分段出口，所述叠合反应器包括叠合原料入口和叠合产物出口，所述精馏塔

设置有油气入口和含 C₁₂ 烯烃的馏分段出口；

所述第一催化转化反应装置的催化剂入口与所述再生器的再生催化剂出口连通，所述第一催化转化反应装置的油剂出口与所述油剂分离装置的油剂入口连通，所述油剂分离装置的待生催化剂出口与所述再生器的待生催化剂入口连通，所述油剂分离装置的油气出口与所述产物分离装置的油气入口连通，所述产物分离装置的含 C₄ 烯烃的馏分段出口与所述叠合反应器的叠合原料入口连通，所述叠合反应器的叠合产物出口与所述精馏塔的油气入口连通，所述精馏塔的含 C₁₂ 烯烃的馏分段出口与所述第一催化转化反应装置的一个催化转化原料入口连通或者与第二催化转化反应装置的原料入口连通；

优选地，所述系统进一步包括第一加氢处理反应器，所述产物分离装置进一步设置有催化蜡油馏分出口，所述第一加氢处理反应器的原料入口与所述产物分离装置的催化蜡油馏分出口连通，所述第一加氢处理反应器的产物出口与所述第一催化转化反应装置的一个催化转化原料入口连通或者与第二催化转化反应装置的原料入口连通；以及

进一步优选地，所述产物分离装置进一步设置有轻循环油馏分出口，所述产物分离装置的轻循环油馏分出口与所述第一催化转化反应装置的一个催化转化原料入口连通或者与第二催化转化反应装置的原料入口连通。

16. 根据权利要求 14 或 15 所述的系统，其中所述第一催化转化反应装置为变径提升管反应器，其按照反应物料流向包括第一反应区和直径大于第一反应区的第二反应区，

其中所述第二反应区的底部设置有一个或多个激冷/热源介质入口，和/或所述第二反应区中设置有取热器，所述取热器的高度占所述第二反应区高度的约 50-90%。

17. 根据权利要求 14-16 中任一项所述的系统，进一步包括第二加氢处理反应器，所述第二加氢处理反应器设置有原料油入口和加氢产物出口，所述第二加氢处理反应器的加氢产物出口与所述第一催化转化反应装置的一个催化转化原料入口连通。