

一种多产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 201910224119.X、
5 名称为“一种多产丙烯的催化转化方法和系统”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

本申请涉及烃类催化转化的技术领域，具体涉及一种多产丙烯的
10 催化转化方法和系统。

背景技术

丙烯是重要的石油化工原料，随着丙烯下游衍生物新品种的不断
开发，近年来丙烯需求旺盛。目前，中国 54%的丙烯来源于石脑油的
15 蒸汽裂解，但丙烯的产率仅为 15 重 % 左右，42%的丙烯为催化裂化装
置副产，少量（约 2%）由丙烷脱氢和乙烯-丁烯易位反应得到。

石油化工如果走传统的蒸汽裂解制乙烯、丙烯路线，将面临轻质
原料油短缺、生产能力不足以及成本过高等几大制约因素。催化裂化
（FCC）由于其原料适应性广、操作灵活等优势日益受到重视。开发新
20 的丙烯生产技术，对进一步拓宽丙烯的来源具有重要的实际意义。

国际专利申请公开 WO2001004237A2 描述了由轻质烯烃一步生产
丙烯的方法，可被认为是利用含有 ZSM-5 沸石的催化剂的 FCC 方法的
变型。该方法的典型操作条件是温度接近于 600 °C 和压力为
0.1-0.2MPa。在这些条件下丙烯产量约为 30%并且将未反应的 C₄ 和 C₅
25 馏分段再循环可增加到 50%。该方法的缺点是，从投资的观点来看流
化床技术是昂贵的并且需要比较灵敏的方法控制。此外，其催化剂因
为消耗而产生相当大的损失。

美国专利 US6049017 描述了一种由烯烃馏分段生产乙烯和丙烯的
方法，包括以下的一系列步骤：a)分离乙烯、丙烯、然后分离二烯（例
30 如通过选择性加氢）；b)利用含氧化合物（如甲醇、乙醇等）和酸催化
剂通过异构烯烃的转化来分离正烯烃和异构烯烃以形成含氧化合物；
c)分离氧化化合物；d)利用小孔催化剂（例如沸石催化剂或优选含有

SAPO 的非沸石催化剂)使正构烯烃裂化以得到乙烯和丙烯。根据该专利的描述: 由于异构烯烃(如异丁烯等)在该专利所描述的裂化反应过程中不容易生成乙烯、丙烯等产品, 因此通过使异构烯烃生成含氧化合物的方法, 将异构烯烃与正构烯烃进行分离, 正构烯烃与烷烃一起进入裂化反应器, 正构烯烃在其中发生裂化反应, 生成丙烯、乙烯等目标产品。该专利还描述了: 由于烷烃在裂化反应器中不发生反应, 因此, 为了防止烷烃在裂化反应器中累积, 需要将部分反应物料抽出后用于调制其它燃料或者通过低聚过程将烯烃转化成更重的组分后与烷烃分离, 低聚后的烯烃物料部分或全部返回到裂化反应器。从以上描述可以看出: 该专利所描述的过程中: 进入到反应器的物料主要是未经转化和分离的正构烯烃、烷烃混合物, 烯烃在反应器中发生反应, 生成目标产品。烷烃作为惰性组分在反应体系内存在。烯烃与沸点相近的正构烷烃之间不进行分离操作, 或是通过将烯烃低聚的方法进行分离。

中国专利申请公开 CN103333714A 描述了另外一种工艺: 来自蒸汽裂解或催化裂化过程的 C₄/C₅ 烯烃馏分段, 分别经过选择性加氢脱除二烯烃、选择性低聚脱除异丁烯后, 正丁烯和未分离的烷烃组分一起送至正丁烯的低裂化反应器, 正丁烯在其中发生裂化生成乙烯、丙烯等目标产品, 烷烃不发生反应。反应器出口的 C₄ 组分物料返回低裂化反应器入口循环发生反应。由此可以看出, 该过程中同样存在惰性组分烷烃在裂化反应器中累积的问题。为消除该问题, 需要从低裂化反应器中抽出部分物料, 同时会有部分可以发生反应的 C₄ 烯烃被同时抽出, 影响原料的利用效率。而为了确保原料中可以发生反应的碳四烯烃的利用效率, 就必须引入烷烃、烯烃分离方法。

中国专利申请公开 CN101381272A 公开了一种甲醇和碳四烯烃两步法制备乙烯和丙烯的工艺。根据该工艺, 首先将甲醇、二甲醚与碳四及以上烯烃进行醚化反应, 再将反应出口物料进行裂解反应生产乙烯、丙烯。但该工艺主要是通过甲醇制烯烃与碳四裂解生产烯烃两种反应的耦合, 达到充分利用热量, 降低反应温度的目的。工艺过程中未涉及到烷烃与烯烃的分离过程, 如果采用催化裂化装置进行裂解反应, 仍然难以解决烷烃在系统内累积导致的装置负荷大、能耗高的问题。另外, 该专利申请所描述的工艺中, 使用二甲醚对碳四及以上的

烯烃进行醚化（生成甲基烷基醚还有甲醇），然后将产物进行回炼的过程，还是将甲醇裂解制烯烃作为整个反应过程的必要步骤。

由以上综述可以看出：目前已有的利用低碳烯烃通过催化裂化或裂解的方法多产丙烯技术的工艺流程，主要原料是来自蒸汽裂解或催化裂化装置产出的液化气，经过气分装置脱除 C_2 、 C_3 、 C_5 后，进入醚化装置，不含异丁烯的醚后碳四或富含烯烃的轻质汽油不经烷烃/烯烃分离，直接进行裂化反应。但由于烷烃不断在系统内累积，最终导致系统内进行回炼的烯烃含量较低。所以该工艺需要将部分烯烃含量较低的碳四排出系统，该方案中裂化生成丙烯的选择性较低，系统负荷大，过程能耗高。

中国专利申请公开 CN103814002A 公开了使用一种或多种烃低聚的方法。所述方法可以包括使包含一种或多种 C_3 - C_5 烃的进料低聚以产生流出物，和将低聚的流出物的至少一部分再循环来多产丙烯。其在低聚反应区形成一种或多种 C_8^+ 烃，例如 C_8 、 C_9 、 C_{12} 、 C_{16} 和 C_{20} 烯烃。

本领域仍然需要一种能够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。

发明内容

本申请的目的是提供一种多产丙烯的催化转化方法和系统，其能够实现高丙烯产率和选择性，以及低烷烃产率，尤其是低甲烷和乙烷产率。

为了实现上述目的，一方面，本申请提供了一种制备丙烯的方法，包括如下步骤：

- 1) 提供包含具有 4 个以上碳原子的烯烃的初始原料；
 - 2) 对所述初始原料进行预处理得到丙烯前身物，该丙烯前身物包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃，其中 n 为大于等于 1 的整数，优选 1-3，更优选 1-2；以及
 - 3) 使所述丙烯前身物经受催化裂解反应，得到包含丙烯的反应产物，
- 其中步骤 2) 的所述预处理包括以下中的一者或两者：
- 2a) 对所述初始原料进行分离得到包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的第一丙烯前身物，和/或以下馏分段中的一种或多种：含 C_4 烯烃的馏

分段、含 C₅ 烯烃的馏分段，含 C₇ 烯烃的馏分段和含 C₈ 烯烃的馏分段；
和

2b) 对所述初始原料或其部分馏分进行烯烃叠合反应，并任选对
所得叠合产物进行分离，得到包含具有 3×2^m 个碳原子的烯烃的第二丙
5 烯前身物，其中 m 为大于等于 2 的整数，优选 2-3。

优选地，所述步骤 1) 进一步包括使烃类原料经受催化转化反应得
到包含具有 4 个以上碳原子的烯烃的反应产物作为所述初始原料。

另一方面，本申请提供了一种制备丙烯的系统，包括预处理单元
和反应单元，其中所述预处理单元设置为对包含具有 4 个以上碳原子
10 的烯烃的初始原料进行预处理得到包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的
丙烯前身物，其中 n 为大于等于 1 的整数，优选 1-3，更优选 1-2，所
述反应单元设置为对所述丙烯前身物进行催化裂解反应得到包含丙烯
的反应产物，

其中所述预处理单元包括第一分离单元和叠合反应单元中的至少
15 一者，所述第一分离单元设置为对所述初始原料进行分离得到包含具
有 3×2^n 个碳原子的烯烃的第一丙烯前身物，和/或以下馏分段中的一
种或多种：含 C₄ 烯烃的馏分段、含 C₅ 烯烃的馏分段，含 C₇ 烯烃的馏
分段和含 C₈ 烯烃的馏分段；所述叠合反应单元设置为对所述初始原料
或其部分馏分进行烯烃叠合反应，并任选地对所得叠合产物进行分离，
20 得到包含具有 3×2^m 个碳原子的烯烃的第二丙烯前身物，其中 m 为大
于等于 2 的整数，优选 2-3。

优选地，所述反应单元包括催化转化反应装置、油剂分离装置和
再生器，

其中所述催化转化反应装置设置为使烃类原料在催化剂存在下进
25 行催化转化反应，得到包含催化转化反应产物和待生催化剂的反应流
出物，所述催化转化反应产物包括具有 4 个以上碳原子的烯烃和任选
的丙烯，

所述油剂分离装置设置为将所述反应流出物中的催化转化反应产
物与待生催化剂分离，并将所述催化转化反应产物输送到所述预处理
30 单元作为所述初始原料；

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
化剂返回所述催化转化反应装置；并且

所述预处理单元设置为对所述初始原料进行预处理得到所述包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的丙烯前身物和任选的丙烯产物，并将所述丙烯前身物返回所述催化转化反应装置。

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) 将催化转化所得反应产物中易于裂化生成丙烯的具有 3×2^n 个碳原子的烯烃分离，并进一步裂化生成丙烯，从而提高丙烯产率；

(2) 将催化转化所得反应产物中的特定烯烃（如 C_4 、 C_5 、 C_7 和 C_8 烯烃）分离，并有目的地叠合转化成具有 3×2^n 个碳原子的烯烃，再进一步裂化生成丙烯，从而最大限度地提高丙烯产率；以及

(3) 将烯烃叠合工艺与催化转化工艺组合，可以实现反应条件灵活控制，有效促进目的反应进行，增产目的产物。

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 1-4 显示了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

I 第一反应区		II 第二反应区	
1 管线		2 变径提升管反应器	3 管线
4 管线		5 管线	6 管线
7 出口段		8 沉降器	9 集气室
10 汽提段		11 管线	12 斜管
13 再生器		14 管线	15 管线
16 管线		17 大油气管线	18 产物分馏装置
19 管线		20 管线	21 管线
22 管线		23 管线	24 管线
25 管线		26 管线	

31 烯烃分离装置	32 管线	33 管线
34 管线	35 管线	36 管线
37 管线	38 管线	
41 叠合反应器	42 叠合反应器	43 叠合反应器
51 精馏塔	52 精馏塔	53 精馏塔
54 加氢处理反应器	55 管线	56 管线
2A 提升管单元	2B 密相床单元	
201 管线	203 管线	204 管线
205 管线	206 管线	207 管线
208 沉降器	209 集气室	210 汽提段
211 管线	212 斜管	213 再生器
214 管线	215 管线	216 管线
217 大油气管线		
3A 第一反应区	3B 第二反应区	
301 管线	302 变径提升管反应器	303 管线
304 管线	305 管线	306 管线
307 管线	308 沉降器	309 集气室
310 汽提段	311 管线	312 斜管
313 再生器	314 管线	315 管线
316 管线	317 大油气管线	
4A 第一提升管反应器	4B 第二提升管反应器	
401 管线	403 管线	404 管线
405 管线	406 汽提段	407 出口段
408 沉降器	409 集气室	410 大油气管线
411 斜管	412 再生器	413 管线
414 管线	415 管线	416 管线
417 斜管	421 管线	423 管线
425 管线	426 汽提段	427 出口段
428 沉降器	429 集气室	430 大油气管线
431 管线		

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。

5 如上所述，在第一方面，本申请提供了一种制备丙烯的方法，包括如下步骤：

1) 提供包含具有 4 个以上碳原子的烯烃的初始原料；

2) 对所述初始原料进行预处理得到丙烯前身物，该丙烯前身物包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃，其中 n 为大于等于 1 的整数，优选 1-3，
10 更优选 1-2；以及

3) 使所述丙烯前身物经受催化裂解反应，得到包含丙烯的反应产物，

其中步骤 2) 的所述预处理包括以下中的一者或两者：

2a) 对所述初始原料进行分离得到包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃
15 的第一丙烯前身物，和/或以下馏分段中的一种或多种：含 C_4 烯烃的馏分段、含 C_5 烯烃的馏分段，含 C_7 烯烃的馏分段和含 C_8 烯烃的馏分段；
和

2b) 对所述初始原料或其部分馏分进行烯烃叠合反应，并任选对所得叠合产物进行分离，得到包含具有 3×2^m 个碳原子的烯烃的第二丙烯前身物，其中 m 为大于等于 2 的整数，优选 2-3。
20

在优选的实施方式中，在所述分离步骤 2a) 中，以所得第一丙烯前身物的重量为基准，所述第一丙烯前身物中 C_6 烯烃的含量在约 40 重量%以上，更优选在约 70 重量%以上，进一步优选在约 80 重量%以上，特别优选在约 90 重量%以上，最优选基本由 C_6 烯烃组成。

25 在优选的实施方式中，所述叠合步骤 2b) 包括以下中的一个或多个：

b1) 对所述初始原料的含 C_4 烯烃的馏分段进行烯烃叠合反应，并任选对所得叠合产物进行分离，得到包含 C_{12} 烯烃的第二丙烯前身物；

b2) 将所述初始原料的含 C_5 烯烃的馏分段与含 C_7 烯烃的馏分段合并得到叠合原料，对所述叠合原料进行烯烃叠合反应，并任选对所得叠合产物进行分离，得到包含 C_{12} 烯烃的第二丙烯前身物；以及
30

b3) 将所述初始原料的含 C_4 烯烃的馏分段与含 C_8 烯烃的馏分段合

并得到叠合原料，对所述叠合原料进行烯烃叠合反应，并任选对所得叠合产物进行分离，得到包含 C_{12} 烯烃的第二丙烯前身物。

本申请的发明人在实验过程中意外地发现，具有 3×2^n 个碳原子的烯烃，其中 n 为大于等于 1 的整数，特别是 C_6 和 C_{12} 烯烃，裂化生成丙烯的选择性较高。因此，本申请的方法有意识地从反应原料（如催化转化反应产物）中分离出具有 3×2^n 个碳原子的烯烃，和/或对反应原料中的特定烯烃（如 C_4 、 C_5 、 C_7 和 C_8 烯烃）进行分离并选择性叠合为具有 3×2^n 个碳原子的烯烃，再对所述具有 3×2^n 个碳原子的烯烃进行催化裂解，从而获得更高的丙烯收率，实现了石油资源的有效利用。

10 根据本申请，所述叠合反应是本领域技术人员所熟知的，其用于将各烯烃通过低聚反应（oligomerization）生成具有 3×2^n 个碳原子的烯烃，例如 C_{12} 烯烃。在优选的实施方式中，本申请方法中的各步叠合反应，例如步骤 2b）、b1）、b2）、和 b3）的叠合反应，各自独立地在叠合催化剂存在和如下条件下进行：温度为约 50-550℃，优选为约 15 400-550℃，压力为约 0.2-8.0 MPa，优选为约 0.5-4 MPa，重时空速为约 0.1-10 h^{-1} ，优选为约 1-6 h^{-1} 。

在进一步优选的实施方式中，在所述叠合步骤 b2）中，所述叠合原料中的 C_5 烯烃与 C_7 烯烃的重量比为约 1: 0.7 至约 1: 3；和/或，在所述叠合步骤 b3）中，所述叠合原料中的 C_4 烯烃与 C_8 烯烃的重量比 20 为约 1: 0.5 至约 1: 3。

根据本申请，所述叠合催化剂可以各自独立地选自磷酸催化剂、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。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 25 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；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，所负载的金属离子可以选自 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，所述的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 30 种或多种，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, 其含义是本领域技术人员所熟知的, 在此不再赘述。

5 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 C_{12} 烯烃为目的, 例如, 在所述叠合步骤 2b)、b1)、b2)、和 b3) 中, 以叠合产物的重量为基准, 所得叠合产物中 C_{12} 烯烃的含量可以各自在约 40 重量%以上, 优选在约 50 重量%以上, 更优选在约 70 重量%以上, 最优选在约 80 重量%以上。优选地, 以所得第二丙烯前身物的重量为基准, 所述第二丙烯前身物中 C_{12} 烯烃的含量各自独立地在约 40 重量%以上, 优选在 50 重量%以上, 更优选在约 70 重量%以上, 更进
10 一步优选在约 80 重量%以上, 特别优选在约 90 重量%以上, 最优选基本由 C_{12} 烯烃组成。

另外, 根据本申请, 通过优化含烯烃的馏分段中烯烃的含量以及
15 杂质的含量, 能够进一步促进叠合反应的进行。例如, 以含 C_4 烯烃的馏分段的重量为基准, 所述含 C_4 烯烃的馏分段中 C_4 烯烃的含量优选为约 40-100 重量%; 以含 C_5 烯烃的馏分段的重量为基准, 所述含 C_5 烯烃的馏分段中 C_5 烯烃的含量优选为约 40-100 重量%; 以含 C_7 烯烃的馏分段的重量为基准, 所述含 C_7 烯烃的馏分段中 C_7 烯烃的含量优选为
20 约 40-100 重量%; 和/或以含 C_8 烯烃的馏分段的重量为基准, 所述含 C_8 烯烃的馏分段中 C_8 烯烃的含量优选为约 40-100 重量%。

根据本申请, 优选在叠合反应前对叠合原料 (如包含所述特定烯烃的各馏分段) 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
25 含量不超过约 200 微克/克。

根据本申请, 为了进一步提高各烯烃的利用率, 所述方法还可以进一步包括: 将分离出包含 C_{12} 烯烃的第二丙烯前身物后的叠合产物剩余物返回叠合反应器进行所述叠合反应, 也可以将分离出包含 C_{12} 烯烃的第二丙烯前身物后的叠合产物剩余物进一步分离出 C_4 烯烃、 C_5 烯烃、
30 C_7 烯烃和 C_8 烯烃, 然后将所述 C_4 烯烃、 C_5 烯烃、 C_7 烯烃和 C_8 烯烃返回进行所述叠合反应。

在优选的实施方式中, 所述步骤 1) 进一步包括使烃类原料经受催

化转化反应得到包含具有 4 个以上碳原子的烯烃的反应产物作为所述初始原料。根据本申请，用于所述催化转化反应的原料可以是本领域技术人员所熟知的，例如，所述原料可以选自石油烃、其它矿物油或其组合，所述石油烃可以选自减压瓦斯油(VGO)、常压瓦斯油(AGO)、5 焦化瓦斯油(CGO)、脱沥青油(DAO)、减压渣油(VR)、常压渣油和重芳烃抽余油中的一种或多种，所述其它矿物油可以选自煤液化油、油砂油和页岩油中的一种或多种。所述石油烃可以为未加氢的全馏分段或部分馏分段，也可以为加氢后的全部或部分馏分段。

根据本申请，步骤 1) 的催化转化反应和步骤 3) 的催化裂解反应10 所用的反应装置可以是本领域技术人员所熟知的，例如，各步骤中所用的反应装置可以各自独立地选自流化床反应器。

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、15 鼓泡床、沸腾床、湍动床、快速床、气相输送床（如上行床、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20 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或变径提升管反应器。

根据本申请，步骤 1) 的催化转化反应和步骤 3) 的催化裂解反应可以在分开的反应装置中进行，也可以在同一反应装置的相同或不同部分中进行。在优选的实施方式中，步骤 1) 的催化转化反应和步骤 3)25 的催化裂解反应在同一反应装置中进行，所述反应装置可选自由提升管与密相床串联组成的复合反应器或变径提升管反应器。例如，两者可以在中国专利申请公开 CN1237477A 所公开的变径提升管反应器中进行，该专利申请的内容经此引用全文并入本文。

根据本申请，步骤 1) 的所述催化转化反应和步骤 3) 的所述催化裂解反应30 可以在相同或不同的催化剂存在下进行，优选在同一反应器中在相同催化剂存在下进行。

根据本申请，步骤 1) 的催化转化反应和步骤 3) 的催化裂解反应

所用的催化剂可以是本领域技术人员所熟知的。例如，以催化剂的重量为基准，步骤 1) 的催化转化反应和步骤 3) 的催化裂解反应所用的催化剂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，其内容经此引用全文并入本文。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之中的一种或更多种的混合物，有关 ZSM-5 等的更为详尽的描述可参见美国专利 US3,702,886，其内容经此引用全文并入本文。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(SiO_2)和/或三氧化二铝(Al_2O_3)。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。

根据本申请，对于步骤 1) 的催化转化反应和步骤 3) 的催化裂解反应，可以采用常规的反应条件，且本领域技术人员可以根据反应器的不同对反应条件进行调整。例如，步骤 1) 的催化转化反应、步骤 3) 的催化裂解反应和/或其它催化转化装置的反应条件可以包括：反应温度为约 420-750℃，重时空速为约 0.1-800 h^{-1} ，催化剂与原料的重量比为约 1: 1 至约 150: 1，水蒸汽与原料的重量比为约 0.03: 1 至约 1: 1。

在优选的实施方式中，步骤 1) 的所述催化转化反应和/或步骤 3) 的所述催化裂解反应在流化床反应器中进行，所述流化床反应器内的反应条件包括：反应温度为约 420-650℃，反应时间为约 0.05-20 秒，含中孔沸石的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。进一步优选地，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，含中孔沸石的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，步骤 1) 的所述催化转化反应进行到获得具有一个或多个以下特征的气体产物：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
5 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。本申请的发明人发现，在该进一步优选的实施方式中，步骤 1) 的催化转化反应能够实现多产烯烃（如 C_2 - C_{12} 烯烃）和少产烷烃（如 C_1 - C_{12} 烷烃），从而更有利于提高本申请方法的丙烯产率。

10 在进一步优选的实施方式中，步骤 1) 的所述催化转化反应和/或步骤 3) 的所述催化裂解反应在自下至上依次包括第一反应区和直径大于第一反应区的第二反应区的变径提升管反应器中进行，第一反应区中主要进行大分子裂化反应，第二反应区中主要进行裂化、氢转移和异构化反应，所述第一反应区内的反应条件包括：反应温度为约
15 510-650℃，反应时间为约 0.05-1.0 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 0.3: 1，压力为约 130-450 KPa；所述第二反应区内的反应条件包括：反应温度为约 420-550℃，反应时间为约 1.5-20 秒。进一步优选地，所述第一反应区内的反应条件包括：反应温度为约 520-600℃，反应时间为约 0.1-1
20 秒，优选为约 0.1-0.5 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 0.2: 1；所述第二反应区内的反应条件包括：反应温度为约 460-530℃，反应时间为约 2-10 秒。

根据本申请，为了增加催化转化反应器下游的剂油比，提高催化
25 剂的裂解活性，可向催化转化反应器中部，如第二反应器底部，补充热或冷的再生催化剂、半再生催化剂、待生的催化剂和新鲜催化剂。冷却的再生催化剂和冷却的半再生催化剂是待生催化剂分别经两段再生和一段再生后冷却得到的，再生催化剂碳含量为约 0.1 重% 以下，最好为约 0.05 重% 以下，半再生催化剂碳含量为约 0.1-0.9 重%，最好碳
30 含量为约 0.15-0.7 重%；待生催化剂碳含量为约 0.9 重% 以上，最好碳含量为约 0.9-1.2 重%。

在某些优选实施方式中，所述分离步骤 2a) 可以包括；

a1) 从作为所述初始原料的步骤 1) 得到的催化转化反应产物中分离出馏程 $<145^{\circ}\text{C}$ 的馏分段、馏程为约 $145\text{-}260^{\circ}\text{C}$ 的馏分段、馏程 $>260^{\circ}\text{C}$ 的馏分段、任选的丙烯产物和任选的含 C_4 烯烃的馏分段; 以及

a2) 从所得馏程 $<145^{\circ}\text{C}$ 的馏分段中分离出包含 C_6 烯烃的第一丙烯
5 前身物, 和/或以下馏分段中的一种或多种: 含 C_5 烯烃的馏分段, 含 C_7 烯烃的馏分段和含 C_8 烯烃的馏分段。

在进一步优选的实施方式中, 所述分离步骤 2a) 可以进一步包括以下中的一个或多个:

a3) 从所得馏程 $<145^{\circ}\text{C}$ 的馏分段中分离出正构烷烃和异构烷烃,
10 并将所得正构烷烃和异构烷烃循环回步骤 1) 的所述催化转化反应, 或者送往其它反应装置;

a4) 将所得馏程为约 $145\text{-}260^{\circ}\text{C}$ 的馏分段循环回步骤 1) 的所述催化转化反应, 或者送往其它反应装置; 以及

a5) 将所得馏程 $>260^{\circ}\text{C}$ 的馏分段进行加氢处理后循环回步骤 1) 的
15 所述催化转化反应, 或者送往其它反应装置。

优选地, 所述加氢处理在加氢处理催化剂存在和如下条件下进行: 氢分压为约 $3.0\text{-}20.0\text{MPa}$, 反应温度为约 $300\text{-}450^{\circ}\text{C}$, 氢油体积比为约 $300\text{-}2000$, 体积空速为约 $0.1\text{-}3.0\text{ h}^{-1}$; 其中, 所述加氢处理催化剂包括载体以及负载在该载体上的金属组分和任选的添加剂, 所述载体选自
20 氧化铝、无定型硅铝或其组合, 所述金属组分选自 VIB 族金属、VIII 族金属或其组合, 所述添加剂选自氟、磷、钛和铂中的一种或多种, 所述 VIB 族金属选自 Mo、W 或其组合, 所述 VIII 族金属选自 Co、Ni 或其组合; 以加氢处理催化剂的重量为基准, 所述添加剂的含量为约 $0\text{-}10$ 重量%, VIB 族金属的含量为约 $12\text{-}39$ 重量%, VIII 族金属的含量
25 为约 $1\text{-}9$ 重量%。

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 BTX 等, 各种馏分段、芳烃和烯烃的分离可以采用本领域技术人员所熟知的方法。含 C_4 烯烃的馏分段、含 C_5 烯烃的馏分段、含 C_7 烯烃的馏分段、含 C_8 烯烃的馏分段的分离方
30 法是本领域技术人员所熟知的, 本申请不再赘述。此外, 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剂的活性降低和促进叠合汽油中胶质的生成, 各包含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。

在一特别优选的实施方式中，本申请提供了一种多产丙烯的方法，
5 包括如下步骤：

1) 将烃类原料注入催化转化反应器与催化转化催化剂接触并进行催化转化反应，得到催化转化反应产物；

2) 对所得反应产物进行如下操作中的一个或多个：

(i) 至少分离出含 C₄ 烯烃的馏分段，将所分离的含 C₄ 烯烃的馏分段和/或外来的含 C₄ 烯烃的馏分段引入叠合反应器中与叠合催化剂接触并进行烯烃叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物；
10

(ii) 至少分离出含 C₅ 烯烃的馏分段与含 C₇ 烯烃的馏分段，将所分离的含 C₅ 烯烃的馏分段与含 C₇ 烯烃的馏分段、和/或外来的含 C₅ 烯烃的馏分段与含 C₇ 烯烃的馏分段引入叠合反应器中与叠合催化剂接触
15 并进行烯烃叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物；

(iii) 至少分离出含 C₄ 烯烃的馏分段与含 C₈ 烯烃的馏分段，将所分离的含 C₄ 烯烃的馏分段与含 C₈ 烯烃的馏分段、和/或外来的含 C₄ 烯烃的馏分段与含 C₈ 烯烃的馏分段引入叠合反应器中与叠合催化剂接触
20 并进行烯烃叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物；

将所得叠合产物分离出 C₁₂ 烯烃，并将所得 C₁₂ 烯烃引入所述催化转化反应器（优选中部或底部）进行催化转化反应和/或引入其它催化转化装置中。

根据本申请，所得叠合产物可以经过过滤装置除去携带的催化剂粉末后再进一步引入催化转化反应器中进行反应。引入所述催化转化
25 反应器和/或引入其它催化转化装置中的 C₁₂ 烯烃可以占催化转化反应原料的约 1-90 重量%，优选约 1-40 重量%，其中所述催化转化反应原料包括引入所述催化转化反应器和其它催化转化装置的所有新鲜烃类原料和循环物料，如循环的 C₁₂ 烯烃。

在进一步优选的实施方式中，所述方法还可以包括：将所得催化
30 转化反应产物分离出含 C₆ 烯烃的馏分段，将所得含 C₆ 烯烃的馏分段引入所述催化转化反应器进行催化转化反应和/或引入其它催化转化装置中；其中，引入所述催化转化反应器进行催化转化反应和/或引入其它

催化转化装置中的 C_6 烯烃占催化转化反应原料的约 1-30 重量%。

在进一步优选的实施方式中，所述方法还可以包括：将所得催化转化反应产物分离出馏程 $<145^{\circ}\text{C}$ 的馏分段，将所得 $<145^{\circ}\text{C}$ 馏分段分离出正构烷烃和异构烷烃，将所得正构烷烃和异构烷烃返回催化转化反
5 应器中和/或其它催化转化装置中，从而提高该馏分段的利用率。

在进一步优选的实施方式中，所述方法还可以包括：将所得催化转化反应产物分离出 $145-260^{\circ}\text{C}$ 的馏分段，将所得 $145-260^{\circ}\text{C}$ 的馏分段引入所述催化转化反应器（优选底部）和/或其它催化转化装置中，从而提高该馏分段的利用率。

10 在进一步优选的实施方式中，所述方法还可以包括：将所得催化转化反应产物分离出 $>260^{\circ}\text{C}$ 的馏分段，将所得 $>260^{\circ}\text{C}$ 的馏分段与加氢处理催化剂接触并进行加氢处理，并将所得的加氢产物作为催化转化反应原料使用。

在第二方面，本申请提供了一种制备丙烯的系统，包括预处理单元和反应单元，其中所述预处理单元设置为对包含具有 4 个以上碳原子的烯烃的初始原料进行预处理得到包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的丙烯前身物，其中 n 为大于等于 1 的整数，优选 1-3，更优选 1-2，所述反应单元设置为对所述丙烯前身物进行催化裂解反应得到包含丙烯的反应产物，
15

20 其中所述预处理单元包括第一分离单元和叠合反应单元中的至少一者，所述第一分离单元设置为对所述初始原料进行分离得到包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的第一丙烯前身物，和/或以下馏分段中的一种或多种：含 C_4 烯烃的馏分段、含 C_5 烯烃的馏分段，含 C_7 烯烃的馏分段和含 C_8 烯烃的馏分段；所述叠合反应单元设置为对所述初始原料或其部分馏分进行烯烃叠合反应，并任选地对所得叠合产物进行分离，
25 得到包含具有 3×2^m 个碳原子的烯烃的第二丙烯前身物，其中 m 为大于等于 2 的整数，优选 2-3。

在优选的实施方式中，所述预处理单元包括第一分离单元和叠合反应单元，

30 其中所述第一分离单元设置为对所述初始原料进行分离得到以下馏分段中的一种或多种：含 C_4 烯烃的馏分段、含 C_5 烯烃的馏分段，含 C_7 烯烃的馏分段和含 C_8 烯烃的馏分段，以及任选的含 C_6 烯烃的第一

丙烯前身物；并且

所述叠合反应单元设置为分别对所述含 C₄ 烯烃的馏分段、所述含 C₅ 烯烃的馏分段与含 C₇ 烯烃的馏分段合并得到的叠合原料、和/或所述含 C₄ 烯烃的馏分段与含 C₈ 烯烃的馏分段合并得到的叠合原料进行烯烃
5 叠合反应，并任选地对所得叠合产物进行分离，得到含 C₁₂ 烯烃的第二丙烯前身物。

在优选的实施方式中，所述反应单元包括催化转化反应装置、油剂分离装置和再生器，

其中所述催化转化反应装置设置为使烃类原料在催化剂存在下进行催化转化反应，得到包含催化转化反应产物和待生催化剂的反应流
10 出物，所述催化转化反应产物包括具有 4 个以上碳原子的烯烃和任选的丙烯，

所述油剂分离装置设置为将所述反应流出物中的催化转化反应产物与待生催化剂分离，并将所述催化转化反应产物输送到所述预处理
15 单元作为所述初始原料；

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催化转化反应装置；并且

所述预处理单元设置为对所述初始原料进行预处理得到所述包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的丙烯前身物和任选的丙烯产物，并将所述
20 丙烯前身物返回所述催化转化反应装置。

在优选的实施方式中，所述预处理装置包括第一分离单元和叠合反应单元，所述第一分离单元包括产物分馏装置和烯烃分离装置，所述叠合反应单元包括至少一个叠合反应器和至少一个精馏塔，

其中所述产物分馏装置设置为对作为初始原料的所述包含具有 4
25 个以上碳原子的烯烃和任选的丙烯的催化转化反应产物进行分馏得到馏程 < 145℃ 的馏分段、任选的丙烯产物和任选的含 C₄ 烯烃的馏分段，

所述烯烃分离装置设置为对所述馏程 < 145℃ 的馏分段进行分离得到以下馏分段中的一种或多种：含 C₅ 烯烃的馏分段，含 C₇ 烯烃的馏分段和含 C₈ 烯烃的馏分段，以及任选的含 C₆ 烯烃的第一丙烯前身物，

所述一个或多个叠合反应器设置为分别对所述含 C₄ 烯烃的馏分段、所述含 C₅ 烯烃的馏分段与含 C₇ 烯烃的馏分段合并得到的叠合原料、和/或所述含 C₄ 烯烃的馏分段与含 C₈ 烯烃的馏分段合并得到的叠合原
30

料进行烯烃叠合反应，得到含 C₁₂ 烯烃的叠合产物，

所述一个或多个精馏塔设置为分别对所述一个或多个叠合反应器得到的叠合产物进行分离，得到含 C₁₂ 烯烃的第二丙烯前身物。

在一特别优选的实施方式中，本申请的系统包括催化转化反应器、
5 油剂分离装置、再生器、产物分馏装置、烯烃分离装置、叠合反应器、精馏塔和任选的其它催化转化装置；

所述催化转化反应器设置有原料油入口、催化剂入口、油剂出口和 C₁₂ 烯烃入口，所述油剂分离装置设置有油剂入口、催化剂出口和反应产物出口，所述再生器设置有催化剂入口和催化剂出口，所述产物
10 分馏装置设置有反应产物入口和至少一个馏分段出口，所述烯烃分离装置设置有馏分段入口和至少一个烯烃出口，所述叠合反应器设置有原料入口和叠合产物出口，所述精馏塔设置有叠合产物入口、C₁₂ 烯烃出口和分离产物出口，所述其它催化转化装置设置有原料油入口、催化剂入口和油剂出口；所述催化转化反应器的油剂出口与所述油剂分
15 离装置的油剂入口连通，所述催化转化反应器的催化剂入口与所述再生器的催化剂出口连通，所述再生器的催化剂入口与所述油剂分离装置的催化剂出口连通，所述油剂分离装置的反应产物出口与所述产物分馏装置的反应产物入口连通，所述产物分馏装置的至少一个馏分段出口与所述烯烃分离装置的馏分段入口连通，所述烯烃分离装置的烯
20 烃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 烯烃出口与所述催化转化反应器的 C₁₂ 烯烃入口和/或所述其它催化转化装置的原料油入口连通；

所述系统进一步按照方式 (a) - (c) 中的一种、两种或三种进行
25 设置：

(a) 所述产物分馏装置进一步设置有 C₄ 馏分段出口，所述产物分馏装置的 C₄ 馏分段出口与所述叠合反应器的原料入口连通；

(b) 所述烯烃分离装置至少设置有 C₅ 烯烃出口和 C₇ 烯烃出口，所述烯烃分离装置的 C₅ 烯烃出口和 C₇ 烯烃出口与所述叠合反应器的原
30 料入口连通；

(c) 所述烯烃分离装置至少设置有 C₈ 烯烃出口，且所述产物分馏装置进一步设置有 C₄ 馏分段出口，所述烯烃分离装置的 C₈ 烯烃出口和

所述产物分馏装置的 C₄ 馏分段出口与所述叠合反应器的原料入口连通。

在进一步优选的实施方式中，当产物分馏装置、烯烃分离装置和叠合反应器按照方式 (a) - (c) 中的两种或更多种进行设置时，所述叠合反应器可以为一个或多个，优选为多个，例如方式 (a) - (c) 具有各自的叠合反应器独立地进行叠合反应。

在进一步优选的实施方式中，当反应器为包括两个反应区的变径提升管反应器时，所述烯烃分离装置还可以进一步设置 C₆ 烯烃出口，所述 C₆ 烯烃出口可以与所述变径提升管反应器的第二反应区的原料入口连通。进一步优选地，所述产物分馏装置还可以进一步设置有 145-260℃ 的馏分段出口，所述 145-260℃ 的馏分段出口可以与所述变径提升管反应器的第一反应区的原料入口连通。

在更进一步优选的实施方式中，所述系统还可以进一步包括加氢处理反应器，所述加氢处理反应器可以设置有原料入口和产物出口，所述产物分馏装置还可以进一步设置有 >260℃ 的馏分段出口，所述 >260℃ 的馏分段出口可以与所述加氢处理反应器的原料入口连通，所述加氢处理反应器的产物出口可以与所述变径提升管反应器的第二反应区的原料入口连通。

下面结合附图进一步说明本申请所提供的方法，但并不因此而限制本申请。

第一种具体实施方式

如图 1 所示，预提升介质经管线 1 由变径提升管反应器 2 底部进入，来自管线 16 的再生催化转化催化剂在预提升介质的提升作用下沿提升管反应器 2 向上加速运动，预热的原料油经管线 3 与来自管线 4 的雾化蒸汽一起注入提升管反应器 2 的第一反应区 I 的底部，与提升管反应器 2 内已有的物流混合，原料油在热的催化剂上发生反应，并向上加速运动。轻质原料油经管线 5 与来自管线 6 的雾化蒸汽一起注入提升管反应器 2 第二反应区 II 的底部，与提升管反应器内已有的反应油剂物流混合，轻质原料油在含有一定炭的催化剂上发生反应，并向上加速运动，生成的反应产物和失活的待生催化剂经出口段 7 进入沉降器 8 中的旋风分离器，实现待生催化剂与反应产物的分离，反应产物进入集气室 9，催化剂细粉由料腿返回沉降器。沉降器中待生催化剂

流向汽提段 10，与来自管线 11 的蒸汽接触。从待生催化剂中汽提出的油气经旋风分离器后进入集气室 9。汽提后的待生催化剂经斜管 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 进入烟机（图中未示出）。

5 再生后的催化剂经管线 16 进入提升管反应器底部。

集气室 9 中的油气经过大油气管线 17 进入后续的产物分馏装置 18，分离得到的干气经管线 19 引出，乙烯经管线 20 引出，丙烯经管线 21 引出，丙烷经管线 22 引出，C₄ 烯烃经管线 23 引出，丁烷经管线 24 引出，馏程 < 145℃ 馏分段经管线 25 引入烯烃分离装置 31，145-260
10 °C 馏分段经管线 26 引出，或者引入上述第一反应区 I 回炼，> 260℃ 馏分段经管线 27 引出，或者输送到加氢处理反应器 54，加氢处理反应器分离出的轻组分经管线 55 引出，加氢产物经管线 56 循环至第二反应区 II，进一步生产丙烯。< 145℃ 馏分段经烯烃分离装置 31，分离出
15 出，C₅ 烯烃经管线 32 引出，C₆ 烯烃经管线 33 引出，C₇ 烯烃经管线 34 引出，C₈ 烯烃经管线 35 引出，BTX 经管线 36 引出，正/异构烷烃经管线 37 引出。

C₄ 烯烃经管线 23 引入叠合反应器 41 和叠合反应器 42，C₅ 烯烃经管线 32 引入叠合反应器 43，C₇ 烯烃经管线 34 引入叠合反应器 43，C₈ 烯烃经管线 35 引入叠合反应器 42。

20 在叠合反应器 41 中，C₄ 烯烃发生叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物，然后经精馏塔 51 分离出 C₁₂ 烯烃经管线 38 引入所述的催化转化反应器和/或引入其它催化转化装置中，继续生成丙烯；在叠合反应器 42 中，C₄ 烯烃和 C₈ 烯烃发生叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物，然后经精馏塔 52 分离出 C₁₂ 烯烃经管线 38 引入所述的催化转化
25 反应器和/或引入其它催化转化装置中，继续生成丙烯；在叠合反应器 43 中，C₅ 烯烃和 C₇ 烯烃发生叠合反应，得到含有 C₁₂ 烯烃的叠合产物，然后经精馏塔 53 分离出 C₁₂ 烯烃引入所述的催化转化反应器和/或引入其它催化转化装置中，继续生成丙烯；C₆ 烯烃经管线 33 引入第二反应区 II，继续生成丙烯。

30 第二种具体实施方式

本实施方式优选的技术方案包括下列步骤：

如图 2 所示，来自管线 216 的热再生催化剂经来自管线 201 的预

提升介质提升沿提升管单元 2A 上行, 来自管线 203 的原料油经来自管线 204 的雾化蒸汽雾化后引入提升管单元 2A 中与提升管单元 2A 内已有的物料接触, 在反应温度为约 500-650℃, 反应时间为约 0.5-4 秒, 反应压力为约 0.15-0.30MPa (绝对), 催化转化催化剂与原料重量比
5 为约 1-100 的条件下在其中进行催化转化反应, 任选将来自管线 205 的轻质原料 (例如柴油、丙烷) 经来自管线 206 的雾化蒸汽雾化后送入提升管单元 2A 中; 将提升管单元 2A 所得的反应油剂引入密相床单元 2B 中进行进一步的催化转化反应, 反应温度为约 480-620℃, 重时空速为约 0.2-30 h⁻¹, 反应压力为约 0.15-0.30 MPa (绝对), 得到待生
10 催化剂和反应产物, 待生催化剂和反应产物在沉降器 208 中进行油剂分离, 反应产物进入集气室 209 并从大油气管线 217 引出, 待生催化剂进入汽提段 210 中与来自管线 211 的汽提蒸汽逆流接触汽提, 汽提后待生催化剂从斜管 212 引入再生器 213 中与来自管线 214 的空气烧焦再生, 再生烟气从管线 215 离开再生器 213, 得到再生催化剂作为所述
15 催化转化催化剂从管线 216 返回提升管单元 2A 中, 将所得反应产物至少分离出 C₄、C₅、C₇、C₈ 烯烃馏分段, 经叠合后分离出产物 C₁₂ 烯烃, C₁₂ 烯烃从管线 207 引入密相床单元 2B 继续裂化增产丙烯。任选地, 自所得反应产物中进一步分离出 C₆ 烯烃馏分段, 并将其引入密相床单元 2B 继续裂化增产丙烯。

20 第三种具体实施方式

本实施方式优选的技术方案包括下列步骤:

如图 3 所示, 来自管线 316 的热再生催化剂经来自管线 301 的预提升介质提升沿变径提升管反应器 302 的第一反应区 3A 上行, 来自管线 303 的原料油经来自管线 304 的雾化蒸汽雾化后引入第一反应区 3A
25 中与第一反应区 3A 内已有的物料接触, 并依次在第一反应区 3A 和第二反应区 3B 中发生催化转化反应, 其中, 所述第一反应区 3A 内的反应条件包括: 反应温度为约 520-600℃, 反应时间为约 0.1-1 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 0.2: 1; 所述第二反应区 3B 内的反应条件包括: 反
30 应温度为约 460-530℃, 反应时间为约 2-10 秒。反应产物和带炭的待生催化剂沿提升管反应器的出口段 307 在沉降器 308 分离, 反应产物进入集气室 309 并从大油气管线 317 引出, 待生催化剂进入汽提段 310

中与来自管线 311 的汽提蒸汽逆流接触汽提，汽提后待生催化剂从斜管 312 引入再生器 313 中与来自管线 314 的空气烧焦再生，再生烟气从管线 315 离开再生器 313，得到再生催化剂作为所述催化转化催化剂从管线 316 返回变径提升管反应器 302 中。将所得反应产物至少分离出 C₄、C₅、C₇、C₈ 烯烃馏分段，经叠合后分离产物 C₁₂ 烯烃，C₁₂ 烯烃从管线 305 经来自管线 306 的雾化蒸汽雾化后引入所述第二反应区 3B 和/或其它催化转化装置继续裂化增产丙烯。任选地，自所得反应产物中进一步分离出 C₆ 烯烃馏分段，并将其引入所述第二反应区 3B 继续裂化增产丙烯。

10 第四种具体实施方式

本实施方式优选的技术方案包括下列步骤：

原料油从管线 403 引入第一提升管反应器 4A 的底部，来自管线 415 的热再生催化剂经来自管线 401 的预提升蒸汽提升后与原料油接触，在反应温度为约 450-600℃，反应时间为约 0.5-5 秒，反应压力为约 0.15-0.40MPa（绝对），催化转化催化剂与原料重量比为约 5-20 的条件下进行反应，任选将来自管线 404 的轻质原料（例如柴油、丙烷）引入第一提升管反应器 4A 中进行反应，得到待生催化剂和反应产物沿出口段 407 进入沉降器 408 中进行油剂分离，所得反应产物进入集气室 409 并从大油气管线 410 引出，将待生催化剂引入汽提段 406 与来自管线 405 的汽提蒸汽进行逆流汽提，然后从斜管 411 引入再生器 412 中与来自管线 413 的空气接触进行烧焦再生，再生烟气从管线 414 离开再生器 412，得到再生催化剂作为所述催化转化催化剂从管线 415 返回所述第一提升管反应器 4A 中。将第一提升管反应器 4A 所得反应产物至少分离出含 C₄ 烯烃的馏分段、富含烯烃的汽油馏分段，C₄ 烯烃经叠合后从产物中分离出含 C₁₂ 烯烃的馏分段，含 C₁₂ 烯烃的馏分段从管线 431 引入第二提升管反应器 4B 的中部，富含烯烃的汽油馏分段经管线 423 引入到第二提升管反应器 4B 底部，来自管线 416 的热再生催化剂经来自管线 421 的预提升蒸汽提升后先后与富含烯烃的汽油馏分段和含 C₁₂ 烯烃的馏分段接触，在反应温度为约 350-660℃，反应时间为约 1.0-8 秒，反应压力为约 0.15-0.40MPa（绝对），催化转化催化剂与原料重量比为约 3-45 的条件下继续裂化增产丙烯，所得反应产物沿出口段 427 进入沉降器 428 中进行油剂分离，所得反应产物进入集气室

429 并从大油气管线 430 引出，将待生催化剂引入汽提段 426 与来自管线 425 的汽提蒸汽进行逆流汽提，然后从斜管 417 引入再生器 412 中与来自管线 413 的空气接触进行烧焦再生，再生烟气从管线 414 离开再生器 412。任选地，自第一提升管反应器 4A 所得的反应产物中进一步分离出含 C₆ 烯烃的馏分段，并将其引入所述第二提升管反应器 4B 中部继续裂化增产丙烯。

在特别优选的实施方式中，本申请提供了如下的技术方案：

1、一种多产丙烯的催化转化方法，该方法包括：

将烃类原料注入催化转化反应器与催化转化催化剂接触并进行催化转化反应，得到反应产物和待生催化剂；

将所得待生催化剂引入再生器进行烧焦再生，得到再生催化剂作为所述催化转化催化剂返回催化转化反应器中；

将所得反应产物进行如下一个、两个或三个操作：

(i) 至少分离出含 C₄ 烯烃的馏分段，将所分离的含 C₄ 烯烃的馏分段和/或外来的含 C₄ 烯烃的馏分段引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；

(ii) 至少分离出含 C₅ 烯烃的馏分段与含 C₇ 烯烃的馏分段，将所分离的含 C₅ 烯烃的馏分段与含 C₇ 烯烃的馏分段、和/或外来的含 C₅ 烯烃的馏分段与含 C₇ 烯烃的馏分段引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；

(iii) 至少分离出含 C₄ 烯烃的馏分段与含 C₈ 烯烃的馏分段，将所分离的含 C₄ 烯烃的馏分段与含 C₈ 烯烃的馏分段、和/或外来的含 C₄ 烯烃的馏分段与含 C₈ 烯烃的馏分段引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；

将所得叠合产物分离出 C₁₂ 烯烃，将所得 C₁₂ 烯烃引入所述催化转化反应器进行催化转化反应和/或引入其它催化转化装置中。

2、根据权利要求 1 所述的方法，所述方法还包括：将所得反应产物分离出含 C₆ 烯烃的馏分段，将所得含 C₆ 烯烃的馏分段引入所述催化转化反应器进行催化转化反应和/或引入其它催化转化装置中；其中，引入所述催化转化反应器进行催化转化反应和/或引入其它催化转化装置中的 C₆ 烯烃占原料的 1-30 重量%。

3、根据权利要求 1 所述的方法，其中，操作 (i) - (iii) 中所述

叠合反应的条件各自独立地包括：温度为约 50-550 °C，压力为 0.2-8.0MPa，重时空速为约 0.1-10 h⁻¹；

操作 (ii) 中，C₅ 烯烃与 C₇ 烯烃的重量比为约 1: 0.7 至约 1: 3；

操作 (iii) 中，C₄ 烯烃与 C₈ 烯烃的重量比为约 1: 0.5 至约 1: 3；

5 操作 (i) - (iii) 中所述叠合催化剂各自独立地选自磷酸催化剂、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。

4、根据权利要求 3 所述的方法，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、磷酸负载在硅胶上形成的催化剂和
10 焦磷酸铜负载在硅胶上形成的催化剂中的一种或多种；

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，所负载的金属离子可选自 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包括
15 约 10-100 重量%的沸石和约 0-90 重量%的基质，所述的沸石为 Y 型沸石、ZSM-5 沸石和 beta 沸石中的一种或多种。

5、根据权利要求 1 所述的方法，其中，以叠合产物的重量为基准，操作 (i) - (iii) 中所述叠合产物中 C₁₂ 烯烃的含量各自在约 40 重量%以上，更优选在约 70 重量%以上，最优选在约 80 重量%以上。

20 6、根据权利要求 1 所述的方法，其中，所述含 C₄ 烯烃的馏分段中 C₄ 烯烃的含量为约 40-100 重量%，所述含 C₅ 烯烃的馏分段中 C₅ 烯烃的含量为约 40-100 重量%，所述含 C₇ 烯烃的馏分段中 C₇ 烯烃的含量为约 40-100 重量%，所述含 C₈ 烯烃的馏分段中 C₈ 烯烃的含量为约 40-100 重量%；

25 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，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；

以含 C₅ 烯烃的馏分段的重量为基准，所述含 C₅ 烯烃的馏分段中，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
30 含量为约 600-1800 微克/克，二烯烃含量不超过约 200 微克/克；

以含 C₇ 烯烃的馏分段的重量为基准，所述含 C₇ 烯烃的馏分段中，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；

以含 C₈ 烯烃的馏分段的重量为基准，所述含 C₈ 烯烃的馏分段中，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。

- 5 7、根据权利要求 1 所述的方法，其中，引入所述催化转化反应器进行催化转化反应和/或引入其它催化转化装置中的 C₁₂ 烯烃占原料的 1-90 重量%，例如 1-40 重量%。

- 8、根据权利要求 1 所述的方法，其中，所述原料选自石油烃、其它矿物油或其组合，其中石油烃选自减压瓦斯油、常压瓦斯油、焦化
10 瓦斯油、脱沥青油、减压渣油、常压渣油和重芳烃抽余油中的一种或多种；其它矿物油为选自煤液化油、油砂油和页岩油中的一种或多种。

- 9、根据权利要求 1 所述的方法，其中，以催化转化催化剂的重量为基准，所述催化转化催化剂包括约 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，所述沸石选自中孔沸石、大
15 孔沸石或其组合，所述中孔沸石选自 ZSM 系列沸石、ZRP 沸石或其组合，所述大孔沸石选自稀土 Y、稀土氢 Y、超稳 Y 和高硅 Y 中的一种或多种。

- 10、根据权利要求 1 所述的方法，其中，所用的催化转化反应器和所述其它催化转化装置各自独立地选自提升管、等线速的流化床、
20 等直径的流化床、上行式输送线和下行式输送线中的一种或两种串联组合，其中提升管为等直径提升管反应器或者变径提升管反应器。

- 11、根据权利要求 10 所述的方法，其中，变径提升管反应器包括两个反应区，第一反应区内的反应条件包括：反应温度为约 510-650℃，反应时间为约 0.05-1.0 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 0.3: 1；
25

第二反应区内的反应条件包括：反应温度为约 420-550℃，反应时间为约 1.5-20 秒。

- 12、根据权利要求 11 所述的方法，其中，变径提升管反应器包括两个反应区，第一反应区内的反应条件包括：反应温度为约 520-600℃，
30 反应时间为约 0.1-1 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 0.2: 1；

第二反应区内的反应条件包括：反应温度为约 460-530℃，反应时

间为约 2-10 秒。

13、根据权利要求 11 所述的方法，所述方法还包括：将反应产物分离出<145℃馏分段、145-260℃的馏分段和>260℃的馏分段；

将所得<145℃馏分段分离出正构烷烃和异构烷烃，将所得正构烷
5 烃和异构烷烃返回催化转化反应器和/或其它催化转化装置中；

将所得 145-260℃的馏分段返回催化转化反应器和/或其它催化转化装置中；

将所得馏程>260℃的馏分段进行加氢处理后再返回所述催化转化反应器和/或其它催化转化装置中，所述加氢处理的条件包括：所述加
10 氢处理催化剂包括载体以及负载在载体上的金属组分和任选的添加剂，所述载体选自氧化铝、无定型硅铝或其组合，所述金属组分选自 VIB 族金属、VIII 族金属或其组合，所述添加剂选自氟、磷、钛和铂中的一种或多种，所述 VIB 族金属选自 Mo、W 或其组合，所述 VIII 族金属选自 Co、Ni 或其组合；以加氢处理催化剂的重量为基准，所述
15 添加剂的含量为约 0-10 重量%，VIB 族金属的含量为约 12-39 重量%，VIII 族金属的含量为约 1-9 重量%；所述加氢处理的条件包括：氢分压为约 3.0-20.0MPa，反应温度为约 300-450℃，氢油体积比为约 300-2000，体积空速为约 0.1-3.0 h⁻¹。

14、一种多产丙烯的催化转化系统，该系统包括催化转化反应器、
20 再生器、油剂分离装置、产物分馏装置、烯烃分离装置、叠合反应器、精馏塔和任选的其它催化转化装置；

所述催化转化反应器设置有原料油入口、催化剂入口、油剂出口和 C₁₂ 烯烃入口，所述油剂分离装置设置有油剂入口、催化剂出口和反应产物出口，所述烯烃分离装置设置有馏分段入口和烯烃出口，所述
25 其它催化转化装置设置有原料油入口、催化剂入口和油剂出口，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，所述产物分馏装置至少设置有反应产物入口；所述催化转化反应器的油剂出口与所述油剂分离装置
30 的油剂入口连通，所述油剂分离装置的反应产物出口与所述产物分馏装置的反应产物入口连通，所述精馏塔
的 C₁₂ 烯烃出口与所述催化转化反应器的 C₁₂ 烯烃入口和/或所述其它催化转化装置的原料油入口连通，所述催化转化反应器的

催化剂入口与所述再生器的催化剂出口连通，所述再生器的催化剂入口与所述油剂分离装置的催化剂出口连通，所述烯烃分离装置的烯烃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；

5 所述系统还按照方式(a)-(c)中的一种、两种或三种进行设置：

(a)所述产物分馏装置还至少设置有C₄馏分段出口；所述产物分馏装置的C₄馏分段出口与所述烯烃分离装置的馏分段入口连通；

(b)所述产物分馏装置还至少设置有C₅馏分段出口和C₇馏分段出口，所述产物分馏装置的C₅馏分段出口和C₇馏分段出口与所述烯烃分离装置的馏分段入口连通；

(c)所述产物分馏装置至少还至少设置有C₄馏分段出口和C₈馏分段出口；所述产物分馏装置的C₄馏分段出口和C₈馏分段出口与所述烯烃分离装置的馏分段入口连通。

15 实施例

下面通过实施例来进一步说明本申请，但是本申请并不因此而受到任何限制。

实施例中所用的原料A、B、C、D性质如表1所示。

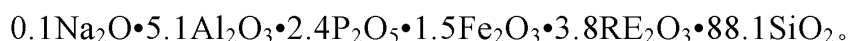
表1 实施例中所用原料的性质

进料性质	A	B	C	D
密度(20℃)/(千克/米 ³)	902	859.7	890.5	902.1
康氏残炭，重量%	4.67	0.07	2.94	5.92
C，重量%	83.8	85.63	86.48	86.7
H，重量%	12.7	13.45	13.18	12.2
S，重量%	0.16	0.077	0.15	0.28
N，重量%	0.2109	0.058	0.19	0.38
Fe，微克/克	7.57	2.3	9.1	1.8
Na，微克/克	-	0.6	0.16	1.2
Ni，微克/克	5.04	4.9	5.4	3.3
V，微克/克	0.96	0.4	16.49	0.1
初馏点，℃	221	316	261	263

10 %, °C	332	357	439	375
30 %, °C	-	390	501	-
50 %, °C	354	419	550	479

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:



- 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) 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、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。

实施例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。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，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。

表 2 实施例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	中孔(多) + 大孔 (少)	中孔(少) + 大孔 (多)	大孔	/
氧化铝	50.5	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	740	800	700	740	745
孔体积, 毫升/克	0.33	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	0.99	2.8	1.5	1.7	1.1
筛分组成, 重量%					
0-40 微米	18.9	27.8	20.2	/	/
40-80 微米	46.7	62	50.1	/	/
> 80 微米	34.4	10.2	29.7	/	/

10 实施例 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 I 底部，在第一反应区 I 底部与催化剂 A 接触并依次在第一反应区 I 和第二反应区 II 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，反应产物在产物分馏装置按馏程进行切割，从

而得到干气、乙烯、丙烯、丙烷、丁烷、含 C₄ 烯烃的馏分段、<145℃ 馏分段、145-260℃ 的馏分段、>260℃ 的馏分段；<145℃ 馏分段进入烯烃分离装置进一步分离出 BTX、含 C₅ 烯烃的馏分段、含 C₆ 烯烃的馏分段、含 C₇ 烯烃的馏分段、含 C₈ 烯烃的馏分段和正/异构烷烃。所述含 C₄ 烯烃的馏分段中 C₄ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₅ 烯烃的馏分段中 C₅ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₆ 烯烃的馏分段中 C₆ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₇ 烯烃的馏分段中 C₇ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₈ 烯烃的馏分段中 C₈ 烯烃的含量为 90 重量%。

分离得到的各种烯烃馏分段按照如图 1 所示流程分别进入不同的叠合反应器进行叠合反应，叠合反应器 43 和叠合反应器 42 中，C₅ 烯烃与 C₇ 烯烃的重量比为 1: 0.7，C₄ 烯烃与 C₈ 烯烃的重量比为 1: 0.5；经精馏塔分离的含 C₁₂ 烯烃的馏分段循环回变径提升管反应器的第二反应区 II，含 C₆ 烯烃的馏分段直接引入第二反应区 II；馏程为 145-260℃ 的馏分段进行回炼，馏程>260℃ 的馏分段经加氢处理，在氢分压 18.0MPa、反应温度 350℃、氢油体积比 1500、体积空速 1.5 h⁻¹ 的反应条件下进行加氢处理，加氢产物和正/异构烷烃循环回上述变径提升管反应器底部第一反应区 I 中进行所述催化转化反应。引入所述变径提升管反应器第二反应区 II 中的 C₆ 烯烃占总催化转化反应原料的 10 重量%，引入所述变径提升管反应器第二反应区 II 中的 C₁₂ 烯烃占总催化转化反应原料的 26.9 重量%。具体操作条件和产品分布列于表 3。

对比例 1

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。

表 3 实施例 1 和对比例 1 的操作条件及反应结果

项目	实施例 1		对比例 1
原料油	原料油 A	原料油 A*	原料油 A
操作条件（催化转化反应单元）			
反应器	变径提升管	变径提升管	变径提升管
催化剂	A	A	D
提升管出口温度，℃	500	500	500
反应区 I/II 温度，℃	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
反应区 I/II 剂油重量比	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
操作条件（叠合反应单元）			
催化剂	E	/	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合温度，℃	430	/	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合压力，MPa	2.6	/	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合重时空速，h ⁻¹	2.4	/	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合温度，℃	400	/	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合压力，MPa	3	/	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合重时空速，h ⁻¹	2.1	/	/
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	/	/

操作条件（加氢处理反应单元）			
催化剂	F	/	/
温度，℃	350	/	/
氢气分压，MPa	18.0	/	/
体积空速，h ⁻¹	1.5	/	/
氢油体积比	1500	/	/
产品分布，重量%			
干气	3.64	3.33	3.01
甲烷	0.45	0.41	0.51
乙烷	0.36	0.32	0.38
液化气	60.73	29.09	17.51
丙烯	47.89	12.71	5.1
丙烯/丙烷	/	4.0	3.0
异丁烯/异丁烷	/	2.1	0.7
汽油	-	37.39	48.81
柴油	-	17.93	18.92
BTX	26.09	-	/
油浆	-	3.61	3.00
焦炭	9.54	8.65	8.75
总计	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 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 的条件下在所述复合反应器的提升管单元中进行反应；将所得反应油剂引入所述复合反应器的密相床单元中继续反应，反应温度为 580℃，重
- 10 时空速为 10 h⁻¹。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单元中。反

- 应产物在产物分馏装置按馏程进行切割，从而得到干气、乙烯、丙烯、丙烷、丁烷、含 C₄ 烯烃的馏分段、<145℃ 馏分段、145-260℃ 的馏分段、>260℃ 的馏分段；<145℃ 馏分段进入烯烃分离装置进一步分离出 BTX、含 C₅ 烯烃的馏分段、含 C₆ 烯烃的馏分段、含 C₇ 烯烃的馏分段、含 C₈ 烯烃的馏分段和正/异构烷烃。所述含 C₄ 烯烃的馏分段中 C₄ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₅ 烯烃的馏分段中 C₅ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₆ 烯烃的馏分段中 C₆ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₇ 烯烃的馏分段中 C₇ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₈ 烯烃的馏分段中 C₈ 烯烃的含量为 90 重量%。
- 10 分离得到的各种烯烃馏分段按照如图 1 所示流程分别进入不同的叠合反应器进行叠合反应，叠合反应器 43 和叠合反应器 42 中，C₅ 烯烃与 C₇ 烯烃的重量比为 1: 0.7，C₄ 烯烃与 C₈ 烯烃的重量比为 1: 0.5；经精馏塔分离的含 C₁₂ 烯烃的馏分段循环回密相床单元，含 C₆ 烯烃的馏分段直接引入密相床单元。引入所述密相床单元继续裂化的 C₆ 烯烃
- 15 占总催化转化反应原料的 6.6 重量%，C₁₂ 烯烃占总催化转化反应原料的 25.5 重量%。操作条件和产品分布列于表 4。

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。
- 20

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（催化转化反应单元）		
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, °C	580	580
重时空速, h ⁻¹	10	10
操作条件 (叠合反应单元)		
催化剂	E	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合温度, °C	430	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合压力, MPa	2.6	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合重时空速, h ⁻¹	2.4	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合温度, °C	400	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合压力, MPa	3	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合重时空速, h ⁻¹	2.1	/
C ₄ 烯烃叠合温度, °C	200	/
C ₄ 烯烃叠合压力, MPa	2	/
C ₄ 烯烃叠合重时空速, h ⁻¹	1	/
产品分布, 重量%		
干气	13.01	11.91
甲烷	3.43	3.24
乙烷	2.45	2.33
液化气	52.93	42.22
丙烯	35.11	19.30
丙烯/丙烷	/	6.34
异丁烯/异丁烷	/	2.03
汽油	14.31	26.60
BTX	7.69	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

- 原料油 C 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 C 与催化剂 C 接触，在反应温度为 530℃，反应时间为 3.5 秒，剂油重量比为 8，水油重量比为 0.1 的条件下在所述复合反应器的提升管单元中进行反应；将所得反应油剂
- 5 引入所述复合反应器的密相床单元中继续反应，反应温度为 500℃，重时空速为 10 h⁻¹。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单元中。催化转化反应产物经分离得到干气、乙烯、丙烯、丙烷、丁烷、含 C₄ 烯烃的馏分段、含 C₅ 烯烃的馏分段、含 C₆ 烯烃的馏分段、含 C₇ 烯烃的馏分段、含 C₈ 烯烃的馏分段和正/异构烷烃。所述含 C₄ 烯烃的馏分段中 C₄ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₅ 烯烃的馏分段中 C₅ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₆ 烯烃的馏分段中 C₆ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₇ 烯烃的馏分段中 C₇ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₈ 烯烃的馏分段中 C₈ 烯烃的含量为 90 重量%。
- 10 分离得到的各种烯烃馏分段按照如图 1 所示流程分别进入不同的叠合反应器进行叠合反应，叠合反应器 43 和叠合反应器 42 中，C₅ 烯烃与 C₇ 烯烃的重量比为 1: 0.7，C₄ 烯烃与 C₈ 烯烃的重量比为 1: 0.5；经精馏塔分离的含 C₁₂ 烯烃的馏分段循环回密相床单元，含 C₆ 烯烃的馏分段直接引入密相床单元。引入所述密相床单元继续裂化的 C₆ 烯烃
- 20 占总催化转化反应原料的 7.8 重量%，C₁₂ 烯烃占总催化转化反应原料的 29.4 重量%。操作条件和产品分布列于表 5。

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
- 25 物分馏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（催化转化反应单元）		
反应器	提升管+密相床	提升管+密相床
提升管单元		
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
密相床单元		
反应温度，℃	500	500
重时空速，h ⁻¹	10	10
操作条件（叠合反应单元）		
催化剂	E	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合温度，℃	430	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合压力，MPa	2.6	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合重时空速，h ⁻¹	2.4	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合温度，℃	400	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合压力，MPa	3	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合重时空速，h ⁻¹	2.1	/
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	/
产品分布，重量%		
干气	3.80	3.72
甲烷	0.90	0.87
乙烷	0.71	0.66
液化气	41.75	23.10
丙烯	33.85	8.56

丙烯/丙烷	/	5.3
异丁烯/异丁烷	/	1.0
汽油	24.31	43.51
柴油	19.76	19.49
油浆	3.55	3.51
焦炭	6.83	6.67
总计	100.00	100.00

实施例 4

原料油 A 作为催化转化的原料，在如图 3 所示的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 I 底部，在第一反应区 I 底部与催化剂 A 接触并依次在第一反应区 I 和第二反应区 II 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，反应产物在产物分馏装置按馏程进行切割，从而得到干气、乙烯、丙烯、丙烷、丁烷、含 C₄ 烯烃的馏分段、<145℃ 馏分段、145-260℃ 的馏分段、>260℃ 的馏分段；<145℃ 馏分段进入烯烃分离装置进一步分离出 BTX、含 C₅ 烯烃的馏分段、含 C₆ 烯烃的馏分段、含 C₇ 烯烃的馏分段、含 C₈ 烯烃的馏分段和正/异构烷烃。所述含 C₄ 烯烃的馏分段中 C₄ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₅ 烯烃的馏分段中 C₅ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₇ 烯烃的馏分段中 C₇ 烯烃的含量为 90 重量%，所述含 C₈ 烯烃的馏分段中 C₈ 烯烃的含量为 90 重量%。

分离得到的各种烯烃馏分段按照如图 1 所示流程分别进入不同的叠合反应器进行叠合反应，叠合反应器 43 和叠合反应器 42 中，C₅ 烯烃与 C₇ 烯烃的重量比为 1: 0.7，C₄ 烯烃与 C₈ 烯烃的重量比为 1: 0.5；经精馏塔分离的含 C₁₂ 烯烃的馏分段循环回所述变径提升管反应器的第二反应区 II；馏程为 145-260℃ 的馏分段进行回炼，馏程>260℃ 的馏分段经加氢处理，在氢分压 18.0MPa、反应温度 350℃、氢油体积比 1500、体积空速 1.5 h⁻¹ 的反应条件下进行加氢处理，加氢产物和正/异构烷烃循环回所述变径提升管反应器的第一反应区 I 中进行所述催化转化反应。引入所述变径提升管反应器第二反应区 II 中的 C₁₂ 烯烃占总催化转化反应原料的 26.9 重量%。具体操作条件和产品分布列于表 6。

对比例 4

操作与实施例 4 基本相同，不同之处在于所用反应器为提升管串联流化床的复合反应器，所用催化剂为催化裂解催化剂 B，按催化裂解工艺要求操作，产物按催化裂解工艺要求切割，从而得到干气、液化气、丙烯、汽油、柴油和油浆，并且不进行催化转反应产物的再循环。操作条件和产品分布列于表 6。

表 6 实施例 4 和对比例 4 的操作条件及反应结果

项目	实施例 4		对比例 4
原料油	原料油 A	原料油 A*	原料油 A
操作条件（催化转化反应单元）			
反应器	变径提升管	变径提升管	提升管+密相床
催化剂	A	A	B
提升管出口温度，℃	500	500	580
反应区 I/II 温度，℃	550/500	550/500	/
反应区 I/II 反应时间，秒	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	/
提升管剂油比	/	/	8.0
水蒸汽/原料油的重量比	0.10	0.10	0.20
流化床床层温度，℃	/	/	580
流化床重时空速，h ⁻¹	/	/	10
操作条件（叠合反应单元）			
催化剂	E	/	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合温度，℃	430	/	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合压力，MPa	2.6	/	/
C ₄ 、C ₈ 烯烃叠合重时空速，h ⁻¹	2.4	/	/

C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合温度， ℃	400	/	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合压力， MPa	3	/	/
C ₅ 、C ₇ 烯烃叠合重时空 速，h ⁻¹	2.1	/	/
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	/	/
操作条件（加氢处理反应单元）			
催化剂	F	/	/
温度，℃	350	/	/
氢气分压，MPa	18.0	/	/
体积空速，h ⁻¹	1.5	/	/
氢油体积比	1500	/	/
产品分布，重量%			
干气	3.64	3.33	9.01
甲烷	0.45	0.41	3.51
乙烷	0.36	0.32	2.58
液化气	60.73	29.09	37.51
丙烯	47.89	12.71	17.1
丙烯/丙烷	/	4.0	5.5
异丁烯/异丁烷	/	2.1	1.4
汽油	-	37.39	22.71
柴油	-	17.93	18.92
BTX	26.09	-	/
油浆	-	3.61	3.30
焦炭	9.54	8.65	8.55
总计	100.00	100.00	100.00

*实施例 4 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 5

原料油 D 作为催化转化的原料，在如图 4 所示的双提升管反应器
5 上进行试验。原料油 D 与催化剂 D 接触，在第一提升管反应器出口反
应温度为 530℃，反应时间为 3.0 秒，剂油重量比为 6，水油重量比为
0.10 的条件下在第一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
催化剂返回所述第一提升管反应器中。反应产物在产物分馏装置按馏
10 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、富含烯烃的汽油馏分段、柴油和油浆，富含烯烃的汽油馏分
段进入第二提升管反应器底部，在反应温度为 530℃，反应时间为 2.0
秒，剂油重量比为 6，水油重量比为 0.10 的条件下在第二提升管反
应器中进行反应。

15 分离得到的含 C₄ 烯烃的馏分段按照如图 1 所示流程进入叠合反应
器 41 进行叠合反应，经精馏塔分离得到含 C₁₂ 烯烃的馏分段，将含 C₁₂
烯烃的馏分段引入第二提升管反应器中部进行反应。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 7。

20

对比例 5

操作与实施例 5 基本相同，不同之处在于将第一提升管反应器的
催化转化反应产物在产物分馏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，占总催化转化反应原料 36.6 重量
25 %的汽油循环至第二提升管反应器。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 7。

表 7 实施例 5 和对比例 5 的操作条件和反应结果

项目	实施例 5	对比例 5
原料油	D	D
反应器	两个提升管并联	两个提升管并联
操作条件（催化转化反应单元）		
催化剂	A	A
第一/第二提升管出口温度，℃	530/530	530/530
第一/第二提升管反应时间，秒	3/2.0	3/2.0
催化剂/原料油的重量比	6	6
水蒸汽/原料油的重量比	0.10	0.10
操作条件（叠合反应单元）		
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	5.73	5.98
液化气	32.01	31.41
丙烯	25.31	17.06
汽油	23.91	24.52
柴油	24.32	24.21
油浆	5.52	5.42
焦炭	8.51	8.46
总计	100.00	100.00

从表 3-7 的反应结果可以看出，本发明通过将催化转化反应产物中的 C₄、C₅、C₇、C₈ 烯烃进行分离和选择性叠合，并将生成的 C₁₂ 烯烃进行回炼，丙烯产率可提高 1.5-4 倍。此外，表 3 的结果还显示，与对比例 1 相比，实施例 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，而通过特定烯烃的叠合，以及 C₆ 和 C₁₂ 烯烃的再循环，可以进一步大幅提高丙烯的产率。

对比例 6

- 5 操作与实施例 1 基本相同，不同之处在于从催化转化产物中分离出 C₈ 烯烃，并将 C₈ 烯烃循环至变径提升管反应器第二反应区 II 继续裂解，C₄ 烯烃进入叠合反应器进行叠合反应，经精馏塔分离的含 C₈ 烯烃的馏分段循环回变径提升管反应器的第二反应区 II，C₅ 烯烃进入叠合反应器进行叠合反应，经精馏塔分离的含 C₁₀ 烯烃的馏分段循环回变径提升管反应器的第二反应区 II，C₇ 烯烃进入叠合反应器进行叠合反应，经精馏塔分离的含 C₁₄ 烯烃的馏分段循环回变径提升管反应器的第二反应区 II，操作条件和产品分布列于表 8。
- 10

表 8 实施例 1 和对比例 6 的操作条件及反应结果。

项目	实施例 1	对比例 6
原料油	原料油 A	原料油 A
操作条件（催化转化反应单元）		
反应器	变径提升管	变径提升管
催化剂	A	A
提升管出口温度，℃	500	500
反应区 I/II 温度，℃	550/500	550/500
反应区 I/II 反应时间，秒	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
水蒸汽/原料油的重量比	0.10	0.10
操作条件（叠合反应单元）*		
催化剂	E	E
C ₅ 烯烃叠合温度，℃	/	430
C ₅ 烯烃叠合压力，MPa	/	2.6
C ₅ 烯烃叠合重时空速，h ⁻¹	/	2.4
C ₇ 烯烃叠合温度，℃	/	400
C ₇ 烯烃叠合压力，MPa	/	3

C ₇ 烯烃叠合重时空速, h ⁻¹	/	2.1
C ₄ 烯烃叠合温度, °C	/	200
C ₄ 烯烃叠合压力, MPa	/	2
C ₄ 烯烃叠合重时空速, h ⁻¹	/	1
操作条件 (加氢处理反应单元)		
催化剂	F	F
温度, °C	350	350
氢气分压, MPa	18.0	18.0
体积空速, h ⁻¹	1.5	1.5
氢油体积比	1500	1500
产品分布, 重量%		
干气	3.64	4.52
甲烷	0.45	0.52
乙烷	0.36	0.41
液化气	60.73	58.56
丙烯	47.89	41.15
汽油	-	-
柴油	-	-
BTX	26.09	26.95
油浆	-	-
焦炭	9.54	9.97
总计	100.00	100.00

*表 8 中仅给出了对比例 6 的叠合反应单元的操作条件, 实施例 1 的叠合反应单元的操作条件参见表 3。

从表 3-8 的结果可以看出, 本发明中将 C₆、C₁₂ 烯烃进行回炼, 与
5 将 C₈、C₁₀、C₁₄ 烯烃进行回炼相比, 具有更高的丙烯产率。

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，
5 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. 一种制备丙烯的方法，包括如下步骤：
- 1) 提供包含具有 4 个以上碳原子的烯烃的初始原料；
- 5 2) 对所述初始原料进行预处理得到丙烯前身物，该丙烯前身物包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃，其中 n 为大于等于 1 的整数，优选 1-3，更优选 1-2；以及
- 3) 使所述丙烯前身物经受催化裂解反应，得到包含丙烯的反应产物，
- 10 其中步骤 2) 的所述预处理包括以下中的一者或两者：
- 2a) 对所述初始原料进行分离得到包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的第一丙烯前身物，和/或以下馏分段中的一种或多种：含 C_4 烯烃的馏分段、含 C_5 烯烃的馏分段，含 C_7 烯烃的馏分段和含 C_8 烯烃的馏分段；和
- 15 2b) 对所述初始原料或其部分馏分进行烯烃叠合反应，并任选对所得叠合产物进行分离，得到包含具有 3×2^m 个碳原子的烯烃的第二丙烯前身物，其中 m 为大于等于 2 的整数，优选 2-3。
2. 根据权利要求 1 所述的方法，其中所述叠合步骤 2b) 包括以下中的一个或多个：
- 20 b1) 对所述初始原料的含 C_4 烯烃的馏分段进行烯烃叠合反应，并任选对所得叠合产物进行分离，得到包含 C_{12} 烯烃的第二丙烯前身物；
- b2) 将所述初始原料的含 C_5 烯烃的馏分段与含 C_7 烯烃的馏分段合并得到叠合原料，对所述叠合原料进行烯烃叠合反应，并任选对所得叠合产物进行分离，得到包含 C_{12} 烯烃的第二丙烯前身物；以及
- 25 b3) 将所述初始原料的含 C_4 烯烃的馏分段与含 C_8 烯烃的馏分段合并得到叠合原料，对所述叠合原料进行烯烃叠合反应，并任选对所得叠合产物进行分离，得到包含 C_{12} 烯烃的第二丙烯前身物。
3. 根据权利要求 1 或 2 所述的方法，其中各步骤的叠合反应各自独立地在叠合催化剂存在和如下条件下进行：
- 30 温度为约 50-550℃，压力为约 0.2-8.0 MPa，重时空速为约 0.1-10 h^{-1} ，各步骤所用的叠合催化剂各自独立地选自磷酸催化剂、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；

优选地，在所述叠合步骤 b2) 中，所述叠合原料中的 C₅ 烯烃与 C₇ 烯烃的重量比为约 1: 0.7 至约 1: 3；和/或，

优选地，在所述叠合步骤 b3) 中，所述叠合原料中的 C₄ 烯烃与 C₈ 烯烃的重量比为约 1: 0.5 至约 1: 3。

5 4. 根据权利要求 3 所述的方法，其中：

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；

10 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，所负载的金属离子可选自 VIII 族金属、IVA 族金属或其组合；和

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，其中所述沸石选自一
15 维沸石、二维沸石和三维沸石中的一种或多种，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。

5. 根据权利要求 1-4 中任一项所述的方法，其中，在所述分离步
20 骤 2a) 中，以所得第一丙烯前身物的重量为基准，所述第一丙烯前身物中 C₆ 烯烃的含量在约 40 重量%以上，更优选在约 70 重量%以上，进一步优选在约 80 重量%以上，特别优选在约 90 重量%以上，最优选基本由 C₆ 烯烃组成；和/或

在所述叠合步骤 2b) 中，以所得第二丙烯前身物的重量为基准，
25 所述第二丙烯前身物中 C₁₂ 烯烃的含量在约 40 重量%以上，更优选在约 70 重量%以上，进一步优选在约 80 重量%以上，特别优选在约 90 重量%以上，最优选基本由 C₁₂ 烯烃组成。

6. 根据权利要求 1-5 中任一项所述的方法，其中：

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
30 C₄ 烯烃的含量为约 40-100 重量%；

以含 C₅ 烯烃的馏分段的重量为基准，所述含 C₅ 烯烃的馏分段中 C₅ 烯烃的含量为约 40-100 重量%；

以含 C₇ 烯烃的馏分段的重量为基准，所述含 C₇ 烯烃的馏分段中 C₇ 烯烃的含量为约 40-100 重量%；和/或

以含 C₈ 烯烃的馏分段的重量为基准，所述含 C₈ 烯烃的馏分段中 C₈ 烯烃的含量为约 40-100 重量%。

- 5 7. 根据权利要求 1-6 中任一项所述的方法，其中所述步骤 1) 进一步包括使烃类原料经受催化转化反应得到包含具有 4 个以上碳原子的烯烃的反应产物作为所述初始原料，

 优选地，所述烃类原料选自石油烃、其它矿物油或其组合，其中所述石油烃选自减压瓦斯油、常压瓦斯油、焦化瓦斯油、脱沥青油、
10 减压渣油、常压渣油和重芳烃抽余油中的一种或多种；所述其它矿物油选自煤液化油、油砂油和页岩油中的一种或多种。

 8. 根据权利要求 7 所述的方法，其中步骤 1) 的所述催化转化反应和步骤 3) 的所述催化裂解反应在分开的反应装置中进行，且步骤 1) 和步骤 3) 所用的反应装置各自独立地为流化床反应器；

- 15 或者，步骤 1) 的所述催化转化反应和步骤 3) 的所述催化裂解反应在同一反应装置的相同或不同部分中进行，所述反应装置优选为流化床反应器，

 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
20 或者变径提升管反应器。

9. 根据权利要求 7 或 8 所述的方法，其中步骤 1) 的所述催化转化反应和步骤 3) 的所述催化裂解反应在相同的催化剂存在下进行，所述催化剂包括约 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，其中所述沸石选自中孔沸石、大孔沸石或其组合，
25 所述中孔沸石选自 ZSM 系列沸石、ZRP 沸石或其组合，所述大孔沸石选自稀土 Y、稀土氢 Y、超稳 Y 和高硅 Y 沸石中的一种或多种；

- 或者，步骤 1) 的所述催化转化反应和步骤 3) 的所述催化裂解反应在不同的催化剂存在下进行，以催化剂的重量为基准，步骤 1) 和步骤 3) 所用的催化剂各自独立地包括约 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，其中所述沸石选自中孔沸石、大孔沸石或其组合，所述中孔沸石选自 ZSM 系列沸石、ZRP 沸石或其组合，所述大孔沸石选自稀土 Y、稀土氢 Y、超稳 Y 和高硅 Y 沸
30

石中的一种或多种。

10. 根据权利要求 7-9 中任一项所述的方法，其中步骤 1) 的所述催化转化反应在流化床反应器中进行，所述流化床反应器内的反应条件包括：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 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。

11. 根据权利要求 10 所述的方法，其中步骤 1) 的所述催化转化反应进行到获得具有以下特征的气体产物：

液化气 (C₃ 和 C₄) 与干气 (C₂ 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%；

15 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

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。

12. 根据权利要求 7-11 中任一项所述的方法，其中步骤 1) 的所述催化转化反应在自下至上依次包括第一反应区和直径大于第一反应区的第二反应区的变径提升管反应器中进行，

其中第一反应区内的反应条件包括：反应温度为约 510-650℃，反应时间为约 0.05-1.0 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 0.3: 1；所述第一反应区内的反应条件优选包括：反应温度为约 520-600℃，反应时间为约 0.1-1 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 0.2: 1；

第二反应区内的反应条件包括：反应温度为约 420-550℃，反应时间为约 1.5-20 秒；所述第二反应区内的反应条件优选包括：反应温度为约 460-530℃，反应时间为约 2-10 秒。

13. 根据权利要求 7-12 中任一项所述的方法，其中所述分离步骤 2a) 包括：

a1) 从作为所述初始原料的步骤 1) 得到的催化转化反应产物中分

离出馏程<145℃的馏分段、馏程为约 145-260℃的馏分段、馏程>260℃的馏分段、任选的丙烯产物和任选的含 C₄ 烯烃的馏分段；

a2) 从所得馏程<145℃的馏分段中分离出包含 C₆ 烯烃的第一丙烯前身物，和/或以下馏分段中的一种或多种：含 C₅ 烯烃的馏分段，含
5 C₇ 烯烃的馏分段和含 C₈ 烯烃的馏分段；

a3) 任选地，从所得馏程<145℃的馏分段中分离出正构烷烃和异构烷烃，并将所得正构烷烃和异构烷烃循环回步骤 1) 的所述催化转化反应，或者送往其它反应装置；

a4) 任选地，将所得馏程为约 145-260℃的馏分段循环回步骤 1) 的所述催化转化反应，或者送往其它反应装置；以及
10

a5) 任选地，将所得馏程>260℃的馏分段进行加氢处理后循环回步骤 1) 的所述催化转化反应，或者送往其它反应装置，

优选地，所述加氢处理在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
15 300-2000，体积空速为约 0.1-3.0 h⁻¹；

其中，所述加氢处理催化剂包括载体以及负载在该载体上的金属组分和任选的添加剂，所述载体选自氧化铝、无定型硅铝或其组合，所述金属组分选自 VIB 族金属、VIII 族金属或其组合，所述添加剂选自氟、磷、钛和铂中的一种或多种，所述 VIB 族金属选自 Mo、W 或其组合，所述 VIII 族金属选自 Co、Ni 或其组合；以加氢处理催化剂的重量为基准，所述添加剂的含量为约 0-10 重量%，VIB 族金属的含量为约 12-39 重量%，VIII 族金属的含量为约 1-9 重量%。
20

14. 一种制备丙烯的系统，包括预处理单元和反应单元，其中所述预处理单元设置为对包含具有 4 个以上碳原子的烯烃的初始原料进行
25 预处理得到包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的丙烯前身物，其中 n 为大于等于 1 的整数，优选 1-3，更优选 1-2，所述反应单元设置为对所述丙烯前身物进行催化裂解反应得到包含丙烯的反应产物，

其中所述预处理单元包括第一分离单元和叠合反应单元中的至少一者，所述第一分离单元设置为对所述初始原料进行分离得到包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的第一丙烯前身物，和/或以下馏分段中的一种或多种：含 C₄ 烯烃的馏分段、含 C₅ 烯烃的馏分段，含 C₇ 烯烃的馏分段和含 C₈ 烯烃的馏分段；所述叠合反应单元设置为对所述初始原料
30

或其部分馏分进行烯烃叠合反应，并任选地对所得叠合产物进行分离，得到包含具有 3×2^m 个碳原子的烯烃的第二丙烯前身物，其中 m 为大于等于 2 的整数，优选 2-3。

15. 根据权利要求 14 所述的系统，其中所述预处理单元包括第一
5 分离单元和叠合反应单元，

其中所述第一分离单元设置为对所述初始原料进行分离得到以下馏分段中的一种或多种：含 C_4 烯烃的馏分段、含 C_5 烯烃的馏分段，含 C_7 烯烃的馏分段和含 C_8 烯烃的馏分段，以及任选的含 C_6 烯烃的第一丙烯前身物；并且

- 10 所述叠合反应单元设置为分别对所述含 C_4 烯烃的馏分段、所述含 C_5 烯烃的馏分段与含 C_7 烯烃的馏分段合并得到的叠合原料、和/或所述含 C_4 烯烃的馏分段与含 C_8 烯烃的馏分段合并得到的叠合原料进行烯烃叠合反应，并任选地对所得叠合产物进行分离，得到含 C_{12} 烯烃的第二丙烯前身物。

- 15 16. 根据权利要求 14 或 15 所述的系统，其中所述反应单元包括催化转化反应装置、油剂分离装置和再生器，

其中所述催化转化反应装置设置为使烃类原料在催化剂存在下进行催化转化反应，得到包含催化转化反应产物和待生催化剂的反应流出物，所述催化转化反应产物包括具有 4 个以上碳原子的烯烃和任选
20 的丙烯，

所述油剂分离装置设置为将所述反应流出物中的催化转化反应产物与待生催化剂分离，并将所述催化转化反应产物输送到所述预处理单元作为所述初始原料；

- 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催化转化反应装置；并且

所述预处理单元设置为对所述初始原料进行预处理得到所述包含具有 3×2^n 个碳原子的烯烃的丙烯前身物和任选的丙烯产物，并将所述丙烯前身物返回所述催化转化反应装置。

- 30 17. 根据权利要求 16 所述的系统，其中所述预处理装置包括第一分离单元和叠合反应单元，所述第一分离单元包括产物分馏装置和烯烃分离装置，所述叠合反应单元包括至少一个叠合反应器和至少一个精馏塔，

其中所述产物分馏装置设置为对作为初始原料的所述包含具有 4 个以上碳原子的烯烃和任选的丙烯的催化转化反应产物进行分馏得到馏程<145℃的馏分段、任选的丙烯产物和任选的含 C₄ 烯烃的馏分段，

所述烯烃分离装置设置为对所述馏程<145℃的馏分段进行分离得到以下馏分段中的一种或多种：含 C₅ 烯烃的馏分段，含 C₇ 烯烃的馏分段和含 C₈ 烯烃的馏分段，以及任选的含 C₆ 烯烃的第一丙烯前身物，

所述一个或多个叠合反应器设置为分别对所述含 C₄ 烯烃的馏分段、所述含 C₅ 烯烃的馏分段与含 C₇ 烯烃的馏分段合并得到的叠合原料、和/或所述含 C₄ 烯烃的馏分段与含 C₈ 烯烃的馏分段合并得到的叠合原料进行烯烃叠合反应，得到含 C₁₂ 烯烃的叠合产物，

所述一个或多个精馏塔设置为分别对所述一个或多个叠合反应器得到的叠合产物进行分离，得到含 C₁₂ 烯烃的第二丙烯前身物。