

(12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织
国际局

(43) 国际公布日
2021年10月28日(28.10.2021)



(10) 国际公布号
WO 2021/213367 A1

(51) 国际专利分类号:
B01J 19/00 (2006.01) *C07C 4/06* (2006.01)
C08F 4/65 (2006.01)

(21) 国际申请号: PCT/CN2021/088330

(22) 国际申请日: 2021年4月20日(20.04.2021)

(25) 申请语言: 中文

(26) 公布语言: 中文

(30) 优先权:
202010309683.4 2020年4月20日(20.04.2020) CN

(71) 申请人: 中国石油化工股份有限公司(CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORPORATION) [CN/CN]; 中国北京市朝阳区朝阳门北大街22号, Beijing 100728 (CN)。中国石油化工股份有限公司石油化工科学研究院(RESEARCH INSTITUTE OF PETROLEUM PROCESSING, SINOPEC) [CN/CN]; 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。

(72) 发明人: 成欣(CHENG, Xin); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。苏朔(SU, Shuo); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。徐冰(XU, Bing); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。黄作鑫(HUANG, Zuoxin); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。唐晓津(TANG, Xiaojin); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。黄涛(HUANG, Tao); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。韩颖(HAN, Ying); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。段庆华(DUAN, Qinghua); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。么佳耀(YAO, Jiayao); 中国北京市海淀区学院路18号, Beijing 100083 (CN)。

(74) 代理人: 中国专利代理(香港)有限公司(CHINA PATENT AGENT (H.K.) LTD.); 中国香港特别行政区湾仔港湾道23号鹰君中心22字楼, Hong Kong (CN)。

(54) Title: APPARATUS AND METHOD FOR PREPARING POLY-ALPHA-OLEFIN

(54) 发明名称: 制备聚 α -烯烃的装置和方法

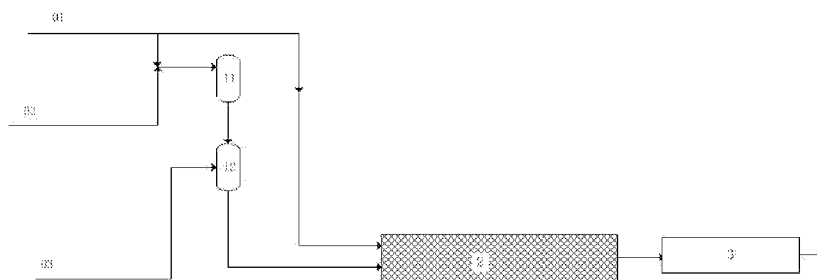


图 2

(57) Abstract: Provided in the present invention are an apparatus and method for preparing a poly-alpha-olefin. The apparatus for preparing the poly-alpha-olefin according to the present invention comprises an input unit (1), a microchannel reactor (2) and a post-treatment unit (3) which are connected in sequence. The input unit comprises a mixer and/or a pipeline for transporting an olefin feedstock, an auxiliary feedstock and a BF₃ catalyst to the microchannel reactor (2). The apparatus and method according to the present invention may achieve flexible and rapid mixing of the catalyst, auxiliary feed and the olefin feedstock, fast polymerization reaction speed, good mass and heat transfer effects, high reaction conversion rate, good product selectivity and excellent performance, and are suitable for large-scale industrial production.

(57) 摘要: 本发明提供一种制备聚 α -烯烃的装置和方法。本发明的制备聚 α -烯烃的装置, 包括依次相连的输入单元(1)、微通道反应器(2)、后处理单元(3), 所述输入单元包括使烯烃原料、助剂进料和BF₃催化剂输送至微通道反应器(2)的混合器和/或管线。本发明的装置和方法能够实现催化剂、助剂进料和烯烃原料的灵活快速混合, 聚合反应速度快, 传质传热效果好, 反应转化率高, 产物选择性好、性能优良, 适合大规模工业生产。

WO 2021/213367 A1

(81) 指定国 (除另有指明, 要求每一种可提供的国家保护): AE, AG, AL, AM, AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BN, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CL, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DJ, DK, DM, DO, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID, IL, IN, IR, IS, IT, JO, JP, KE, KG, KH, KN, KP, KR, KW, KZ, LA, LC, LK, LR, LS, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN, MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PA, PE, PG, PH, PL, PT, QA, RO, RS, RU, RW, SA, SC, SD, SE, SG, SK, SL, ST, SV, SY, TH, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, WS, ZA, ZM, ZW。

(84) 指定国 (除另有指明, 要求每一种可提供的地区保护): ARIPO (BW, GH, GM, KE, LR, LS, MW, MZ, NA, RW, SD, SL, ST, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), 欧亚 (AM, AZ, BY, KG, KZ, RU, TJ, TM), 欧洲 (AL, AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MK, MT, NL, NO, PL, PT, RO, RS, SE, SI, SK, SM, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, KM, ML, MR, NE, SN, TD, TG)。

本国际公布:

- 包括国际检索报告 (条约第21条(3))。

制备聚 α -烯烃的装置和方法

技术领域

本发明涉及一种制备聚 α -烯烃的装置和方法，特别涉及一种使用
5 微通道反应器制备聚 α -烯烃的装置和方法。

背景技术

聚 α -烯烃通常是由一种或多种线性 α -烯烃在催化剂作用下经过
齐聚反应聚合而成的。聚 α -烯烃经过分离、加氢等化工过程后得到的
10 氢化聚 α -烯烃可以用于调制高品质合成基础油。聚 α -烯烃合成基础油
也称作PAO合成基础油，具有高粘度指数、超低倾点、极佳的热及氧化
稳定性、高闪点等优异性能，因而具有广泛用途。PAO合成基础油
按100℃运动粘度划分牌号，主流产品包括PAO4、PAO6、PAO8、PAO10、
PAO40、PAO100等，其中100℃运动粘度在4~8cSt之间的低粘度PAO
15 是用量最大的，主要用于调制各类高档的发动机油。低粘度PAO的使用
可以减少发动机冷转矩损失，同时可延长换油周期，提高燃料经济
性。

传统的聚 α -烯烃制备方法通常采用路易斯酸催化剂体系使 α -烯
烃发生齐聚反应，反应过程中会生成不同聚合度的聚合物。目前，工
20 业上低粘度聚 α -烯烃生产所采用的催化剂主要是BF₃-助剂催化剂。典
型的生产工艺采用间歇式或连续式搅拌釜反应器。在BF₃-助剂催化 α -
烯烃的齐聚反应体系中，气相BF₃与液相的助剂、 α -烯烃需要充分分
散混合，部分溶解形成活性态阳离子催化剂进而引发 α -烯烃齐聚反应，
BF₃溶解与相间传质决定了宏观反应速率和转化率等。另外，如果反应
25 时间过短，则烯烃转化率往往较低，产品收率不高。如果反应时间过
长，则形成的 α -烯烃低聚体会发生导致聚合度增大的二次聚合反应、
以及导致粘度指数下降的异构化反应等副反应。

US 4045508A公开了一种连续制备聚 α -烯烃的方法，其特征在于
结合了搅拌反应釜与管式反应器，来控制多步骤聚合过程。但该工艺
30 导致低聚体发生较多的二次聚合反应，三聚体含量大幅度降低。

CN 104370675B公开了一种以连续方式制备聚 α -烯烃的方法，该
方法将 α -烯烃以连续的方式引入玻璃质微通道连续反应器，在存在铝

化合物催化剂和助剂的条件下进行聚合反应得到聚 α -烯烃。该工艺的催化剂消耗量大，而且需要较高的反应温度。

现有技术报道的间歇搅拌釜式反应工艺存在搅拌反应釜体积大，占地多，对工艺参数控制要求往往十分苛刻，工艺操作复杂，需要较长的反应时间和生产周期等不足之处，其连续制备工艺也无法实现理想的转化率和选择性，而且这两种工艺都无法很好地处理产物中的催化剂。因此，本领域需要高转化率、高选择性、工艺简单、投资成本低且安全环保的制备 α -烯烃低聚体的装置和方法。

需要说明的是，前述背景技术部分公开的信息仅用于加强对本发明的背景理解，因此它可以包括不对本领域普通技术人员构成已知的现有技术的信息。

发明内容

本发明提供一种制备聚 α -烯烃的装置和方法。

具体而言，本发明包括以下方面的内容。

第一方面，本发明提供一种制备聚 α -烯烃的装置。

本发明的制备聚 α -烯烃的装置中，包括依次相连的输入单元 1、微通道反应器 2、后处理单元 3，所述输入单元包括使烯烃原料、助剂进料和 BF_3 催化剂输送至微通道反应器 2 的混合器和/或管线，所述输入单元 1 至少包括使至少一部分助剂进料和至少一部分 BF_3 催化剂混合的混合器和使至少一部分 BF_3 催化剂单独进料至微通道反应器 2 的管线。

根据本发明的装置，所述输入单元 1 中的混合器可以是静态和/或动态混合器，优选静态混合器，更优选强化混合的静态混合器。可选地，所述混合器的结构及参数为：工作温度为 20~200℃，工作压力上限不超过 20MPa。当使用多个混合器时，所述多个混合器之间可以并联，也可以串联，或既有并联、又有串联的连接方式。所述混合器可以带换热层，也可以没有换热层。所述混合器中可以有填料，也可以没有填料；所述混合器中的填料可以选自 Pall 环、陶瓷球、规整填料、波纹填料、金属丝网或塑料环。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，所述输入单元 1 可以包括使所述 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料的各自部分原料混

合的混合器，和使所述 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料的各自剩余原料按其原料类别单独通入微通道反应器 2 的管线(以下，也称为配置方式 1)。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，可选地，所述输入单元 1 包括使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料混合的混合器，使
5 剩余 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器 2 的管线，和使全部烯烃原料单独通入微通道反应器 2 的管线(以下，也称为配置方式 2)。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，可选地，所述输入单元 1 包括使部分 BF_3 催化剂和部分助剂进料混合的混合器，和
10 使剩余 BF_3 催化剂、剩余助剂进料和全部烯烃原料各自单独通入微通道反应器 2 的管线(以下，也称为配置方式 3)。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，可选地，所述输入单元 1 包括使部分 BF_3 催化剂、部分助剂进料和全部烯烃原料混合的混合器，和使剩余 BF_3 催化剂、剩余的助剂进料各自单独通入微
15 通道反应器 2 的管线(以下，也称为配置方式 4)。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，可选地，所述输入单元 1 包括使部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和部分烯烃原料混合的混合器，和使剩余的 BF_3 催化剂、剩余烯烃原料各自单独通入微
通道反应器 2 的管线(以下，也称为配置方式 5)。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，可选地，所述输入单元 1 包括使部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和全部烯烃原料混合的混合器，和使剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器 2 的管线(以
20 下，也称为配置方式 6)。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，优选地，所述输送单元 1 中混合 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料时(即，上述配置
25 方式 1、配置方式 4、配置方式 5、配置方式 6)，输送单元 1 包含使该三种原料中的任意两种混合的第一混合器、和使来自第一混合器的混合物与剩余一种原料混合的第二混合器，其中的第一混合器与第二混合器连通，第二混合器与微通道反应器 2 连通。更优选地，输送单元 1
30 包括使选自烯烃原料和 BF_3 气体中的一种与助剂进料混合的第一混合器、和进一步将混合物与选自烯烃原料和 BF_3 气体中的另外一种混合的第二混合器。例如，输送单元 1 包括使烯烃原料与助剂进料混合的

第一混合器、和将混合物与 BF_3 气体混合的第二混合器；或者输送单元 1 包括使 BF_3 气体与助剂进料混合的第一混合器、和将混合物与烯烃原料的混合的第二混合器。所述输送单元 1 还包括使剩余原料各自单独地进料到微通道反应器 2 连通的管线。

5 在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，优选地，所述输入单元 1 包括使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料混合的第一混合器，使第一混合器混合后的物料与全部烯烃原料混合的第二混合器，和使剩余 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器 2 的管线。其中的第一混合器与第二混合器连通，第二混合器与微通道反应器 2 连通。

10 根据本发明的装置，所述微通道反应器 2 能够使来自输入单元中的混合器的混合物料、来自输入单元中的各单独管线的物料在其中进行微通道反应。微通道反应器 2 的数目可以为一个或多个，优选一个、两个、三个、四个、五个或六个；当采用多个微通道反应器 2 时，多个微通道反应器 2 之间可以串联，也可以并联，也可以既有并联、又有串联。所述微通道反应器 2 的结构及参数为：反应通道为并联的
15 2~10000 通道，工作温度范围为 $-70-300^\circ\text{C}$ ，允许的最大反应压力不超过 20MPa，允许的最大传热介质压力不超过 10MPa；无混合插片时流体通道体积为 0.1~20000 L，体积流速为 1~50000 L/h。进一步优选反应通道为 2~5000 通道，更优选 2~500 通道。例如，反应通道可以为 2、
20 3、4、5、6、7、8、9、10、11、12、13、14、15、16、17、18、19、20、21、22 等。本发明的微通道反应器中，各反应通道的横截面积可以为 $1\text{mm}^2-150\text{mm}^2$ ，长度可以为 50mm-5000mm。优选地，在各反应通道中设置可以促进反应物流混合的混合构件，该混合构件为本领域公知的可以促进反应物流混合、增强湍动的构件，其可以为混合盘片、
25 本发明所述的第一混合件、第二混合件。优选地，本发明的微通道反应器具备用于引入反应气体的总管和将反应气体分布到各反应通道的支管。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，优选的微通道反应器 2(以下有时也称为本发明的优选微通道反应器)包括：

30 壳体 003；在所述壳体 003 中沿第一方向依次排列并连通的进料区 023、混合区 008、反应区 009 和收集区 024，其中，所述壳体 003 设置有与所述进料区 023 连通的进料管 002 和与所述收集区 024 连通的

出料管 001, 所述混合区 008 中设置有沿所述第一方向延伸的混合通道 014;

流体分布管 017, 所述流体分布管 017 从所述壳体 003 外部延伸到所述混合通道 014 中, 所述流体分布管 017 位于所述混合通道 014 中
5 的一端连接有流体分布器 016;

所述进料管 002 用于输入来自输入单元 1 的原料, 所述流体分布管 017 连接于输入单元 1 的单独进料的 BF_3 催化剂的管线, 能够用于输入 BF_3 催化剂, 所述出料管 001 连接于高压分离单元 3。

在本发明的一个实施方式中, 所述进料管 002 可以存在多个, 其
10 数目对应于来自输入单元 1 的除单独进料 BF_3 催化剂的管线之外的管线。这些管线包括对微通道反应器单独进料(除单独进料 BF_3 催化剂之外)的管线以及最后一级混合器连接微通道反应器的管线。本发明中, 上述“最后一级混合器”是指, 在输入单元 1 中的、使原料混合, 并随后通过管线与微通道反应器连接的混合器。

15 本发明中, 所述第一方向为物料的流动方向, 其可以为水平方向、竖直方向等。优选为竖直方向, 更优选为由下至上的竖直方向。

在本发明的一个实施方式中, 本发明中, 混合区 008 与进料区 023 可以通过第一隔板 019 分隔, 第一隔板 019 上设置有多个通孔, 每个通孔对齐于混合通道 014, 以使混合区 008 与进料区 023 连通。

20 在本发明的一个实施方式中, 根据本发明的装置, 优选地, 所述进料管连接于输入单元 1 的混合器, 用于输入选自至少一部分烯烃原料、至少一部分助剂进料和至少一部分 BF_3 催化剂中的至少两种的混合物。

在本发明的一个实施方式中, 优选地, 所述流体分布器选自具有
25 微孔的粉末烧结体、中孔泡沫材料、丝网、具有微型条缝或微孔的管中的至少一者。优选地, 所述流体分布器为具有微孔的圆柱形的粉末烧结体。

在本发明的一个实施方式中, 优选地, 所述流体分布器的横截面积为 0.01cm^2 - 200cm^2 , 长度为 1mm - 2000m 。

30 在本发明的一个实施方式中, 所述混合通道的横截面为圆形。所述混合通道的横截面积为 0.05cm^2 - 400cm^2 , 长度为 50mm - 5000mm 。

本发明中, 混合通道 014 的长度和横截面积均大于流体分布器 016

的长度和横截面积。

在本发明的一个实施方式中，所述混合区中设置有 2~100 个(优选 2~50 个，更优选 2~10 个)所述混合通道，所述流体分布管 017 包括从所述壳体外部延伸到所述进料区中的主管以及从所述进料区延伸到每个所述混合通道 014 中的支管，在支管末端连接有流体分布器 016。

在本发明的一个实施方式中，所述混合通道 014 中，在所述流体分布器 016 的下游设置有第一混合件 015。

在本发明的一个实施方式中，所述第一混合件 015 中设置有沿第一方向交替排列连通的主流部和支流部，所述主流部中设置有单个的主流路，所述支流部中设置有多个支流路。优选地，所述支流部的下游设置有连通于多个支流路的收集腔。所述第一混合件可以由沿第一方向排列的多个板件(数量可以为 2~100 个，优选 2~50 个，更优选 10~30 个)(厚度约为 0.2mm-10mm)拼接形成，每个板件上形成为对应于主流路 0001、支流路 0002 以及收集腔 0003 的孔、腔等结构，便于加工制造。

在本发明的一个实施方式中，所述混合区可以包括设置在所述壳体中的第一换热腔 013，所述混合通道设置在所述第一换热腔中，所述壳体上设置有与所述第一换热腔连通的第一换热介质入口 004 和第一换热介质出口 005。

在本发明的一个实施方式中，所述第一换热腔与所述混合通道的容积比为 2-50；优选地，所述第一换热腔与所述混合通道的容积比为 5-30。在混合区 008 中，混合通道 014 与第一换热腔 013 彼此隔离不连通，但彼此之间可以实现热传导，混合通道 014 可以采用导热性能良好的管件。

在本发明的一个实施方式中，所述混合区和所述反应区之间设置有过渡区 020，所述过渡区设置有沿第一方向排列连通的截面恒定的稳定通道 021 和截面逐渐扩大的扩散通道 022，所述稳定通道连通于所述混合通道，所述扩散通道连通于所述反应区。

在本发明的一个实施方式中，所述稳定通道上连接有延伸到所述壳体外部的排料管 018。

在本发明的一个实施方式中，所述扩散通道中设置有具有筛孔或条缝的扩散板。

在本发明的一个实施方式中，过渡区 020 的两端分别设置具有通孔的隔板，以分别与混合区 008(主要为第一换热腔 013)和反应区 009(主要为第二换热腔 012)隔离，并通过各隔板上的各通孔连分别通于各个混合通道 014 和各个反应通道 010，扩散通道 022 和稳定通道 021 可以为设置在两个隔板之间的管件。

在本发明的一个实施方式中，所述反应区中设置有多个沿第一方向延伸的、经由稳定通道 021 和扩散通道 022 与所述混合通道连通的并联的反应通道。所述反应通道的横截面为圆形、矩形、三角形中的至少一种。反应通道的数目例如为 2~10000 通道，优选为 2~5000 通道，更优选为 2~500 通道。

在本发明的一个实施方式中，所述反应通道中设置有第二混合件，所述第二混合件包括沿所述第一方向延伸的基条和连接于所述基条并横向于所述基条延伸的齿部；所述齿部为三角形、弓形、波浪形、螺旋形中的至少一种。优选地，所述齿部为三角形，在所述三角形邻近所述基条的一条边上，其中一个角连接于所述基条，另一个角与所述基条相距 0.01mm-20mm。

在本发明的一个实施方式中，每个所述反应通道中各自独立地设置多个(数量可以为 2~100 个，优选 2~50 个，更优选 10~30 个)层叠间隔的所述第二混合件，所述第二混合件的所述齿部彼此交错设置。

优选地，所述反应通道的横截面为矩形，所述齿部在所述矩形的一组对边之间延伸。

在本发明的一个实施方式中，所述反应通道的横截面积为 1mm^2 - 150mm^2 ，长度为 50mm-5000mm，所述反应通道之间的最小间距为 1mm-50mm，所述第二混合件的厚度为 0.1mm-3mm，相邻的所述齿部的间距为 1mm-50mm，优选地，所述反应通道的长度为 100mm-3000mm，所述反应通道之间的最小间距为 3mm-30mm，所述第二混合件的厚度为 0.2mm-2mm，相邻的所述齿部的间距为 1.5mm-20mm。

在本发明的一个实施方式中，所述反应区可以设置有位于所述壳体中的第二换热腔 012，所述反应通道设置在所述第二换热腔中，所述壳体上设置有与所述第二换热腔连通的第二换热介质入口 006 和第二换热介质出口 007。

在本发明的一个实施方式中，所述第二换热腔与所述反应通道的容积比为 2-50；优选地，所述第二换热腔与所述反应通道的容积比为 5-30。

在本发明的一个实施方式中，第二换热腔 012 可以主要由壳体 003 形成，并且两端分别为反应区 009 与收集区 024 之间的第二隔板 025 以及与过渡区 020 的隔板。

根据本发明的装置，所述后处理单元 3 能够对进入其中的物料进行后处理，得到聚烯烃产物。所述后处理单元 3 可以选用吸附装置、离心装置、沉降装置、碱洗装置、水洗装置和气液分离装置中的一种或多种。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，在所述吸附装置中，经所述吸附装置中的吸附剂吸附后除去所述物料中的催化剂，得到聚烯烃的粗产物，可以对所述聚烯烃的粗产物进行进一步的后处理，得到最终的聚烯烃产物。所述吸附剂可以是金属氧化物、离子交换树脂和活性白土中的一种或多种。所述的金属氧化物优选选自氧化钾、氧化钙、氧化钠、氧化镁、氧化铝和氧化钡中的一种或多种。所述吸附装置可以是流化床、固定床和连续搅拌釜中的一种或多种。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，所述沉降装置或离心装置能够将发生聚合反应后的物料分离为轻液相和重液相，所述的轻液相为聚烯烃的粗产物，可以对其进行进一步后处理，得到最终的聚烯烃产物；所述的重液相包含助剂进料与 BF_3 的络合物以及未反应的烯烃原料，其可以返回所述输入单元或所述微通道反应器循环回用。其中所述的离心装置优选离心机，可以为碟式离心机、管式离心机和卧式离心机中的一种或多种。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，所述碱洗装置能够将发生聚合反应后的物料通入到碱性水溶液中，除去催化剂后再经水洗、液液分离、干燥得到最终的聚烯烃产物。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，所述水洗装置能够将发生聚合反应后的物料通入水中，水洗除去催化剂后再经液液分离、干燥得到最终的聚烯烃产物。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的装置，所述气液分离装置能够将发生聚合反应后的物料经过气液分离脱除催化剂，气液分

离后的液相经后处理得到最终的聚烯烃产物，气液分离出的气相(BF_3 气体)可以循环回用。

根据本发明的装置，以微通道反应器 2 中的 BF_3 总质量计，直接进料至微通道反应器 2 的 BF_3 催化剂与在输入单元 1 的混合器中混合的 BF_3 催化剂的质量分配比为 90~10:10~90，优选 80~40:20~60，更优选 70~50:30~50。

本发明中，所述微通道反应器 2 中的 BF_3 总质量是指，微通道反应器 2 中与助剂进料络合的络合物中的 BF_3 和游离的 BF_3 的总质量。也可以说，是从输入单元 1 的最后一级混合器输送到微通道反应器中的物料中的 BF_3 质量(物料中的络合物中的 BF_3 和游离的 BF_3 的总质量)和独立地进料到微通道反应器中的 BF_3 催化剂的总质量。也即进料到输入单元 1 的 BF_3 和单独地进料到微通道反应器 2 中的 BF_3 的总质量。本发明中， BF_3 催化剂是指未与助剂进料络合的游离 BF_3 ，也称为 BF_3 气体、 BF_3 。

本发明的制备聚 α -烯烃的装置能够用于合成聚 α -烯烃合成油。本发明的装置能够实现催化剂、助剂进料和烯烃原料的灵活快速混合，聚合反应速度快，传质传热效果好，反应转化率高，产物选择性好、性能优良，适合大规模工业生产。

本发明中，采用了优选微通道反应器的制备聚 α -烯烃的装置可以实现反应体系的连续高效混合，能够保持流体近似平推流的流动并进行混合，尽可能保证反应流体停留时间的一致性，避免由于停留时间分布造成的不理想的产物选择性。

第二方面，本发明提供一种制备聚 α -烯烃的方法。

本发明的制备聚 α -烯烃的方法，包括：使 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料经由输送单元通入微通道反应器，在微通道反应器发生聚合反应后，经后处理后得到聚烯烃产物，其中，在输送单元中，使至少一部分助剂进料和至少一部分 BF_3 催化剂混合，同时使至少一部分 BF_3 催化剂单独进料至微通道反应器。

根据本发明的方法，优选的是，在输送单元中，使至少一部分烯烃原料、至少一部分助剂进料和至少一部分 BF_3 催化剂混合。

在本发明的一个实施方式中，所述烯烃原料中的烯烃为选自 $\text{C}_3\sim\text{C}_{20}$ 的 α -烯烃中的一种或多种，优选为 $\text{C}_5\sim\text{C}_{15}$ 的 α -烯烃中的一种或

多种,更优选为 $C_7\sim C_{14}$ 的 α -烯烃中的一种或多种。例如,可以为壬烯、癸烯等制备 PAO 合成基础油常用的烯烃。

在本发明的一个实施方式中,所述烯烃原料中可以进一步包含 $C_5\sim C_{20}$ 的烷烃和/或 $C_1\sim C_{20}$ 的含氧化合物作为溶剂。所述 $C_5\sim C_{20}$ 的烷烃相对于所述烯烃原料的总质量,质量分数可以为 0~80%,优选 0.5~50%,最优选 1~30%。所述 $C_1\sim C_{20}$ 的含氧化合物相对于所述烯烃原料的总质量,质量分数可以为 0~20%,优选 0~10%,最优选 0.001~5%。所述 $C_5\sim C_{20}$ 的烷烃可以为正构链烷烃、异构链烷烃和环烷烃中的一种或多种;所述 $C_1\sim C_{20}$ 的含氧化合物可以为正构醇、异构醇和酮中的一种或多种。所述 $C_3\sim C_{20}$ 的 α -烯烃与 $C_5\sim C_{20}$ 的烷烃、 $C_1\sim C_{20}$ 的含氧化合物的混合物(即烯烃原料)可以选用费托烯烃原料。

在本发明的一个实施方式中,所述助剂进料可以为常用的可以作为 BF_3 的给电子体的助剂进料,可以为选自碳原子数为 1~20 的醇、碳原子数为 1~20 的醚、碳原子数为 1~20 的醛、碳原子数为 1~20 的酮、碳原子数为 1~30 的酯、碳原子数为 1~20 的羧酸和碳原子数为 1~20 的酚中的一种或多种,优选碳原子数为 1~10 的醇,更优选碳原子数为 3~5 的醇,例如可以选用正丙醇、异丙醇、正丁醇、异丁醇、正戊醇和异戊醇中的一种或多种。

在本发明的一个实施方式中,根据本发明的方法,优选地,微通道反应器中,所述助剂进料、烯烃原料、 BF_3 催化剂的总量之间的质量比为 1: 1~1000: 1~500(优选 1: 1~500: 1~200,最优选 1: 10~250: 1~100)。所述助剂进料、烯烃原料、 BF_3 催化剂的总量之间的质量比是指所有原料进料到微通道反应器中时、各原料单独计算时的原料的质量比,即,可以是紧邻流体分布器下游的物料中各反应原料的比例。此时,助剂进料的质量包括 BF_3 络合物中的助剂的质量, BF_3 的质量包括 BF_3 络合物中的 BF_3 的质量。

在本发明的一个实施方式中,根据本发明的方法,在输送单元中,可以使所述 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料的各自部分原料混合后通入微通道反应器,并且,使所述 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料的各自剩余原料按其原料类别单独通入微通道反应器(以下,也称为进料方式 1)。

在本发明的一个实施方式中,根据本发明的方法,在输送单元中,

可以使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料混合后的物料通入微通道反应器，并且，使剩余 BF_3 催化剂和全部烯烃原料各自单独通入微通道反应器(以下，也称为进料方式 2)。优选地，所述部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料在混合器中混合时，所述部分 BF_3 催化剂通入所述混合器的速度是 1~100000L/h，优选 1~80000L/h，最优选 1~30000L/h，所述全部助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~1000L/h，优选 0.1~800L/h，最优选 0.2~500L/h，所述部分 BF_3 催化剂与全部助剂进料在混合器混合后的混合物再通入微通道反应器的速度是 0.01~2000L/h，优选 0.1~1600L/h，最优选 0.2~1000L/h，所述剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~150000L/h，优选 5~100000L/h，最优选 10~50000L/h，所述全部烯烃原料单独通入微通道反应器的速度是 10~5000L/h，优选 20~4000L/h，最优选 40~2500L/h。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的方法，在输送单元中，可以使部分 BF_3 催化剂和部分助剂进料混合后的物料通入微通道反应器，并且，使剩余 BF_3 催化剂、剩余助剂进料和全部烯烃原料各自单独通入微通道反应器(以下，也称为进料方式 3)。优选地，所述部分 BF_3 催化剂和部分助剂进料在混合器中混合时，所述部分 BF_3 催化剂通入所述混合器的速度是 1~100000L/h，优选 1~80000L/h，最优选 1~30000L/h，所述部分助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~800L/h，优选 0.1~500L/h，最优选 0.2~400L/h，所述部分 BF_3 催化剂与部分的助剂进料在混合器混合后的混合物再通入微通道反应器的速度是 0.01~1600L/h，优选 0.1~1400L/h，最优选 0.2~800L/h，所述剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~120000L/h，优选 5~80000L/h，最优选 10~40000L/h，所述剩余助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~200L/h，优选 0.1~150L/h，最优选 0.2~100L/h，所述全部烯烃原料单独通入微通道反应器的速度是 10~5000L/h，优选 20~4000L/h，最优选 40~2500L/h)。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的方法，在输送单元中，可以使部分 BF_3 催化剂、部分助剂进料和全部烯烃原料混合后的物料通入微通道反应器，并且，使剩余 BF_3 催化剂、剩余助剂进料各自单独通入微通道反应器(以下，也称为进料方式 4)。优选地，所述部分 BF_3 催化剂、部分助剂进料和全部烯烃原料在混合器中混合时，所述部分

BF₃ 催化剂通入所述混合器的速度是 1~100000L/h, 优选 1~80000L/h, 最优选 1~30000L/h, 所述部分助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~800L/h, 优选 0.1~500L/h, 最优选 0.2~400L/h, 所述全部烯烃原料通入混合器的速度是 10~5000L/h, 优选 20~4000L/h, 最优选 40~2500L/h, 所述部分 BF₃ 催化剂、部分助剂进料和全部烯烃原料在混合器混合后的混合物再通入微通道反应器的速度是 0.01~6000L/h, 优选 0.1~4600L/h, 最优选 0.2~3000L/h, 所述剩余的 BF₃ 催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~150000L/h, 优选 5~100000L/h, 最优选 10~50000L/h, 所述剩余助剂进料单独通入微通道反应器的速度是 0.01~200L/h, 优选 0.1~150L/h, 最优选 0.2~100L/h)。

在本发明的一个实施方式中, 根据本发明的方法, 在输送单元中, 可以使部分 BF₃ 催化剂、全部助剂进料和部分烯烃原料混合后的物料通入微通道反应器, 并且, 使剩余 BF₃ 催化剂、剩余烯烃原料各自单独通入微通道反应器(以下, 也称为进料方式 5)。优选地, 所述部分 BF₃ 催化剂、全部助剂进料和部分烯烃原料在混合器中混合时, 所述部分 BF₃ 催化剂通入所述混合器的速度是 1~100000L/h, 优选 1~80000L/h, 最优选 1~30000L/h, 所述全部助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~1000L/h, 优选 0.1~800L/h, 最优选 0.2~500L/h, 所述部分烯烃原料进入混合器的速度是 1~2000L/h, 优选 5~1000L/h, 最优选 10~500L/h, 所述部分 BF₃ 催化剂、全部助剂进料和部分烯烃原料在混合器混合后的混合物再通入微通道反应器的速度是 0.01~3000L/h, 优选 0.1~1800L/h, 最优选 0.2~1000L/h, 所述剩余的 BF₃ 催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~150000L/h, 优选 5~100000L/h, 最优选 10~50000L/h, 所述剩余烯烃原料单独通入微通道反应器的速度是 9~3000L/h, 优选 15~3000L/h, 最优选 30~2000L/h)。

在本发明的一个实施方式中, 根据本发明的方法, 在输送单元中, 可以使部分 BF₃ 催化剂、全部助剂进料和全部烯烃原料混合后的物料通入微通道反应器, 并且, 使剩余 BF₃ 催化剂单独通入微通道反应器(以下, 也称为进料方式 6)。优选地, 所述部分 BF₃ 催化剂、全部助剂进料和全部烯烃原料在混合器中混合时, 所述部分 BF₃ 催化剂通入所述混合器的速度是 1~100000L/h, 优选 1~80000L/h, 最优选 1~30000L/h, 所述全部助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~1000L/h, 优选

0.1~800L/h, 最优选 0.2~500L/h, 所述全部烯烃原料通入混合器的速度是 10~5000L/h, 优选 20~4000L/h, 最优选 40~2500L/h, 所述部分 BF₃ 催化剂、全部助剂进料和全部烯烃原料在混合器混合后的混合物再通入微通道反应器的速度是 10~6000L/h, 优选 0.1~4600L/h, 最优选 5 0.2~3000L/h, 所述剩余的 BF₃ 催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~150000L/h, 优选 5~100000L/h, 最优选 10~50000L/h)。

在本发明的一个实施方式中, 根据本发明的方法, 优选的是, 在输送单元中, 可以使部分 BF₃ 催化剂和全部助剂进料在第一混合器进行第一次混合, 再使第一次混合后的物料再与全部烯烃原料在第二混合器进行第二次混合后, 使第二次混合后的物料通入微通道反应器, 并且, 使剩余的 BF₃ 催化剂单独通入微通道反应器; 优选地, 所述部分 BF₃ 催化剂和全部助剂进料在第一混合器进行第一次混合时, 所述部分 BF₃ 催化剂通入第一混合器的速度是 1~100000L/h, 优选 1~80000L/h, 最优选 1~30000L/h, 所述全部助剂进料通入第一混合器的速度是 0.01~1000L/h, 优选 0.1~800L/h, 最优选 0.2~500L/h, 所述第一次混合后得到的物料再与全部烯烃原料在第二混合器进行第二次混合, 所述第一次混合后得到的物料通入第二混合器的速度是 0.01~2000L/h, 优选 0.1~1600L/h, 最优选 0.2~1000L/h, 所述全部烯烃原料通入第二混合器的速度是 10~5000L/h, 优选 20~4000L/h, 最优选 20 40~2500L/h, 所述第二次混合后得到的物料通入微通道反应器的速度是 10~7000L/h, 优选 20~5600L/h, 最优选 40~3500L/h, 所述剩余的 BF₃ 催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~150000L/h, 优选 5~100000L/h, 最优选 10~50000L/h。

在本发明的一个实施方式中, 根据本发明的方法, 优选地, 微通道反应器内的反应温度为 0~120℃, 优选 10~80℃, 更优选 20~60℃。根据本发明的方法, 优选地, 微通道反应器内的反应压力为 0.01~10Mpa, 优选 0.01~8Mpa, 更优选 0.1~6Mpa。根据本发明的方法, 优选地, 所述烯烃原料在微通道反应器中的停留时间为 1~3600 秒, 优选 10~1800 秒, 更优选 15~1000 秒。

30 根据本发明的方法, 所述微通道反应器可以选用在第一部分内容中叙述的任意一种微通道反应器。

在本发明的一个实施方式中, 根据本发明的方法, 优选地, 所述

后处理方法为吸附、离心、沉降、碱洗、水洗和气液分离方法中的一种或多种，优选吸附方法。所述吸附方法中的吸附剂优选金属氧化物、离子交换树脂、活性白土和分子筛中的一种或多种，更优选金属氧化物，所述的金属氧化物优选选自氧化钾、氧化钙、氧化钠、氧化镁、氧化铝和氧化钡中的一种或多种。

在本发明的一个实施方式中，根据本发明的方法，优选地，所述后处理方法为沉降或离心方法时，所述沉降方法或离心方法能够将进入后处理单元的物料分离为轻液相和重液相，所述的重液相包含助剂进料与 BF_3 的络合物以及未反应的烯烃原料，任选将其返回输送单元或者微通道反应器继续参与连续反应。所述的轻液相为粗聚烯烃产物，可以对其进行进一步后处理。

根据本发明的方法，优选地，对得到的聚烯烃产物进行分馏、加氢以及任选的调配，得到符合粘度等级的合成油。

通过本发明方法，聚合反应速度快，传质传热效果好，反应转化率高，产物选择性好、性能优良，适合大规模工业生产。

第三方面，本发明提供一种利用第一方面所述任一装置制备聚 α -烯烃的方法。

本发明的利用第一方面所述任一制备聚 α -烯烃的装置制备聚 α -烯烃的方法，包括：使 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料经由输送单元 1 通入微通道反应器 2，在微通道反应器发生聚合反应后，经后处理后得到聚烯烃产物，其中，在输送单元 1 中，使至少一部分助剂进料和至少一部分 BF_3 催化剂混合，同时使至少一部分 BF_3 催化剂单独进料至微通道反应器 2。

在本发明的一个实施方式中，所述烯烃原料中的烯烃为选自 $\text{C}_3\sim\text{C}_{20}$ 的 α -烯烃中的一种或多种，优选为 $\text{C}_5\sim\text{C}_{15}$ 的 α -烯烃中的一种或多种，更优选为 $\text{C}_7\sim\text{C}_{14}$ 的 α -烯烃中的一种或多种。例如，可以为壬烯、癸烯等制备 PAO 合成基础油常用的烯烃。

在本发明的一个实施方式中，所述烯烃原料中可以进一步包含 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烃和/或 $\text{C}_1\sim\text{C}_{20}$ 的含氧化合物作为溶剂。所述 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烃相对于所述烯烃原料的总质量，质量分数可以为 0~80%，优选 0.5~50%，最优选 1~30%。所述 $\text{C}_1\sim\text{C}_{20}$ 的含氧化合物相对于所述烯烃原料的总质量，质量分数可以为 0~20%，优选 0~10%，最优选 0.001~5%。所述

C₅~C₂₀ 的烷烃可以为正构链烷烃、异构链烷烃和环烷烃中的一种或多种；所述 C₁~C₂₀ 的含氧化合物可以为正构醇、异构醇和酮中的一种或多种。所述 C₃~C₂₀ 的 α -烯烃与 C₅~C₂₀ 的烷烃、C₁~C₂₀ 的含氧化合物的混合物(即烯烃原料)可以选用费托烯烃原料。

5 在本发明的一个实施方式中，所述助剂进料可以为常用的可以作为 BF₃ 的给电子体的助剂进料，可以为选自碳原子数为 1~20 的醇、碳原子数为 1~20 的醚、碳原子数为 1~20 的醛、碳原子数为 1~20 的酮、碳原子数为 1~30 的酯、碳原子数为 1~20 的羧酸和碳原子数为 1~20 的酚中的一种或多种，优选碳原子数为 1~10 的醇，更优选碳原子数为 3~5
10 的醇，例如可以选用正丙醇、异丙醇、正丁醇、异丁醇、正戊醇和异戊醇中的一种或多种。

 在本发明的一个实施方式中，根据本发明的方法，优选地，微通道反应器中，所述助剂进料、烯烃原料、BF₃ 催化剂的总量之间的质量比为 1: 1~1000: 1~500(优选 1: 1~500: 1~200，最优选 1: 10~250:
15 1~100)。所述助剂进料、烯烃原料、BF₃ 催化剂的总量之间的质量比是指所有原料进料到微通道反应器中时、各原料单独计算时的原料的质量比，即，可以是紧邻流体分布器下游的物料中各反应原料的比例。此时，助剂进料的质量包括 BF₃ 络合物中的助剂的质量，BF₃ 的质量包括 BF₃ 络合物中的 BF₃ 的质量。

20 在本发明的一个实施方式中，根据本发明的方法，优选地，微通道反应器 2 内的反应温度为 0~120℃，优选 10~80℃，更优选 20~60℃。根据本发明的方法，优选地，微通道反应器 2 内的反应压力为 0.01~10Mpa，优选 0.01~8Mpa，更优选 0.1~6Mpa。根据本发明的方法，优选地，所述烯烃原料在微通道反应器 2 中的停留时间为 1~3600 秒，
25 优选 10~1800 秒，更优选 15~1000 秒。

 在本发明的一个实施方式中，根据本发明的方法，以微通道反应器中的 BF₃ 总质量计，单独进料至微通道反应器 2 的 BF₃ 催化剂与在输入单元 1 参与混合的 BF₃ 催化剂的质量分配比为 90~10:10~90，优选 80~40:20~60，更优选 70~50:30~50。

30 在本发明的一个实施方式中，根据本发明的方法，优选地，所述后处理方法为吸附、离心、沉降、碱洗、水洗和气液分离方法中的一种或多种，优选吸附方法。所述吸附方法中的吸附剂优选金属氧化物、

离子交换树脂、活性白土和分子筛中的一种或多种，更优选金属氧化物，所述的金属氧化物优选选自氧化钾、氧化钙、氧化钠、氧化镁、氧化铝和氧化钡中的一种或多种。

5 在本发明的一个实施方式中，根据本发明的方法，优选地，所述后处理方法为沉降或离心方法时，所述沉降方法或离心方法能够将进入后处理单元的物料分离为轻液相和重液相，所述的重液相包含助剂进料与 BF_3 的络合物以及未反应的烯烃原料，任选将其返回输送单元或者微通道反应器继续参与连续反应。所述的轻液相为粗聚烯烃产物，可以对其进行进一步后处理。

10 根据本发明的方法，优选地，对得到的聚烯烃产物进行分馏、加氢以及任选的调配，得到符合粘度等级的合成油。

本发明的方法能够实现催化剂、助剂进料和烯烃原料的灵活快速混合，聚合反应速度快，传质传热效果好，反应转化率高，产物选择性好、性能优良，适合大规模工业生产。

15 本发明中，采用了优选微通道反应器制备聚 α -烯烃的方法可以实现反应体系的连续高效混合，能够保持流体近似平推流的流动，尽可能保证反应流体停留时间的一致性，避免由于停留时间分布造成的不理想的产物选择性。

20 附图说明

图 1 是本发明装置的示意图。

图 2 是本发明装置的示意图。

图 3 是本发明优选的微通道反应器的示意图。

图 4 是本发明所述的第一混合件的剖视图。

25 图 5 是本发明所述的第二混合件的结构示意图。

图 6 是本发明所述的多个第二混合件叠加的结构示意图。

图 7 是本发明的对比装置示意图。

附图标记说明

1	输入单元	2	微通道反应器
30	3 后处理单元		
	01 BF_3 催化剂入口	02	助剂进料入口
	03 烯烃原料入口		

	001	出料管	002	进料管
	003	壳体	004	第一换热介质入口
	005	第一换热介质出口	006	第二换热介质入口
	007	第二换热介质出口	008	混合区
5	009	反应区	010	反应通道
	011	第二混合件	012	第二换热腔
	013	第一换热腔	014	混合通道
	015	第一混合件	016	流体分布器
	017	流体分布管	018	排料管
10	019	第一隔板	020	过渡区
	021	稳定通道	022	扩散通道
	023	进料区	024	收集区
	025	第二隔板		
	0001	主流路	0002	支流路
15	0003	收集腔	0004	基条
	0005	齿部		

具体实施方式

下面通过实例，并结合附图，对本发明作进一步的说明。

20 图 1 是本发明的制备聚 α -烯烃装置的示意图，该装置包括依次相连的输入单元 1、微通道反应器 2、后处理单元 3，所述输入单元 1 包括使 BF_3 催化剂与助剂进料混合的混合器 11、使 BF_3 催化剂与助剂进料的混合物和烯烃原料混合的混合器 12、 BF_3 催化剂和烯烃原料的单独输入管线，混合器 11 的一个分支可以与混合器 12 连通，混合器 11 的另一个分支可以与微通道反应器 2 连通，混合器 12 与微通道反应器 2 连通。

30 图 2 是本发明的制备聚 α -烯烃装置的示意图，该装置包括依次相连的输入单元 1、微通道反应器 2、后处理单元 3，所述输入单元 1 包括使 BF_3 催化剂与助剂进料混合的混合器 11、使 BF_3 催化剂与助剂进料的混合物和烯烃原料混合的混合器 12、 BF_3 催化剂的单独输入管线，所述混合器 11 与混合器 12 连通，所述混合器 12 与微通道反应器 2 连通。

图 3 是本发明的优选微通道反应器的示意图, 包括:

壳体 003; 在所述壳体 003 中沿第一方向依次排列并连通的进料区 023、混合区 008、反应区 009 和收集区 024, 其中, 所述壳体 003 设置有与所述进料区 023 连通的进料管 002 和与所述收集区 024 连通的
5 出料管 001, 所述混合区 008 中设置有沿所述第一方向延伸的混合通道 014;

流体分布管 017, 所述流体分布管 017 从所述壳体 003 外部延伸到所述混合通道 014 中, 所述流体分布管 017 位于所述混合通道 014 中的一端连接有流体分布器 016。

10 壳体 003 为容纳反应物及生成物的主要容器, 而进料区 023、混合区 008、反应区 009 和收集区 024 即为壳体 003 内部空间的不同区域(均可以存储物料), 这些区域沿直线排列, 使得反应物(及生成物)沿直线推进。本发明中, 将物料的流动方向称为第一方向。优选地, 如图 3 所示, 壳体 003 放置为使得所述第一方向为竖直方向, 并且进料区 023、
15 混合区 008、反应区 009 和收集区 024 沿从下向上的方向排列。

通过壳体 003 上的进料管 002 可以向进料区 023 中输入提供第一组反应物料(来自输入单元 1 的混合物料, 所述进料管 002 可以存在多个, 其数目对应于来自输入单元 1 的除单独进料 BF_3 催化剂的管线之外的管线的数目), 进料区 023 具有相对较大的腔体, 可以起到存储第一组反应物料的作用, 进料区 023 中的第一组反应物料可以进入到相邻的混合区 008 中, 即混合通道 014 中。流体分布管 017 连接于输入
20 单元 1 中独立地进料 BF_3 催化剂的管线, 由此通过流体分布管 017 可以向混合通道 014 中提供输入第二组反应物料(单独进料的 BF_3 催化剂), 以使得在混合区 008 的混合通道 014 中, 第一组反应物料和第二组反应物料彼此混合。其中, 流体分布管 017 的出口端设置有流体分布器
25 016, 流体分布器 016 可以将第二组反应物料形成更微小的液滴或气泡, 使得第二组反应物料更为均匀地分布到混合通道 014 中的第一组反应物料中。其中, 所述混合通道 014 中的混合结构更适用于液相物料与气相物料的反应, 第一组反应物料为液相物料, 第二组反应物料为气
30 相物料, 通过流体分布器 016 可以将气相物料形成为分散的微小气泡, 增加与液相物料的接触面积, 同时也可以更大程度地冲击液相物料, 从而提高二者混合的均匀度。

另外，如图 3 所示，混合通道 014 为沿第一方向延伸的腔体，即混合通道 014 大致为管状结构，从而允许其中的物料沿第一方向流动，形成稳定的平推流。

5 本发明提供的优选微通道反应器通过对混合通道的结构及其中的混合方式进行设计，可以实现反应物料的连续高效混合，同时能够保持反应流体近似平推流地流动，尽可能保证反应流体停留时间的一致性，避免由于停留时间分布造成的不理想的产物选择性。

10 更具体地，所述流体分布器 016 为选自具有微孔的粉末烧结体、中孔泡沫材料、丝网、具有微型条缝或微孔的管中的至少一者。所述具有微孔的粉末烧结体可以通过粉末冶金过程将粉末烧结为具有微孔的结构，所述中空泡沫材料为网络骨架的中空微通道，所述丝网为具有微孔的网状结构，所述管设置有微型条缝或微孔，以上结构均可以将来自流体分布管 017 的流体分散为更小的气泡或液滴。

15 优选地，所述流体分布器 016 为具有微孔的圆柱形的粉末烧结体，所述混合通道 014 的横截面为圆形。流体分布器 016 可以为与流体分布管 017 的外径大致相同的结构，流体分布器 016 的横截面形状与混合通道 014 的横截面形状基本对应，并且流体分布器 016 可以与混合通道 014 同轴设置，从而允许由流体分布器 016 分散的流体物料与混合通道 014 中的物料更为均匀地混合，并且形成稳定、均匀

20 避免物料停留时间不一致。

其中，所述流体分布器 016 的横截面积为 0.01cm^2 - 200cm^2 ，长度为 1mm - 2000mm 。所述混合通道 014 的横截面积为 0.05cm^2 - 400cm^2 ，长度为 50mm - 5000mm 。所述混合通道 014 的长度和横截面积均大于所述流体分布器 016 的长度和横截面积。

25 另外，所述混合区 008 中设置有 2~100 个(优选 2~50 个，更优选 2~10 个)所述混合通道 014，所述流体分布管 017 包括从所述壳体 003 外部延伸到所述进料区 023 中的主管以及从所述进料区 023 延伸到每个所述混合通道 014 中的支管，在支管末端连接有流体分布器 016。多个混合通道 014 分别连通于进料区 023，将第一组反应物料在混合通道

30 中分为多个部分，起到了分散第一组反应物料的作用，并且使第一组反应物料形成稳定、均匀

其中，所述主管连接输入单元 1 中独立地进料 BF_3 催化剂的管线，从

壳体 003 与进料区 023 对应的位置延伸到进料区 023 中，所述支管从进料区 023 延伸到混合通道 014 中。也就是说，流体分布管 017 从进料区 023 延伸到混合通道 014 中。混合区 008 与进料区 023 可以通过第一隔板 019 分隔，第一隔板 019 上设置有多个通孔，每个混合通道 5 014 对齐各通孔，以使混合区 008 与进料区 023 连通。

另外，所述混合通道 014 中，在所述流体分布器 016 的下游设置有第一混合件 015。混合通道 014 中，流体分布器 016 的下游是指流体流动方向的下游(即第一方向上流体分布器 016 的下游)，即相对于流体分布器 016 更靠近反应区 009 的位置。通过第一混合件 015，可以进一步地 10 对流体进行混合，提高两组物料的混合均匀度。

具体地，所述第一混合件 015 中设置有沿第一方向交替排列连通的主流部和支流部。所述主流部中设置有单个的主流路 0001，所述支流部中设置有多个支流路 0002。如图 4 所示，所述主流部和所述支流部可以分别设置一个或多个并交替地排列，其中，主流部中仅设置单 15 个主流路 0001，而支流部中设置多个支流路 0002，流体在主流路 0001 中汇合，并在每个支流部的支流路 0002 中分散，通过这样的汇合-分散过程，可以充分地提高湍动程度，提高流体的混合均匀性。

进一步地，所述第一混合件 015 中，所述支流部 0002 的下游设置有连通于多个支流路 0002 的收集腔 0003。如图 4 所示，所述收集腔 20 0003 的容积(特别是截面积)大于所述主流路 0001 的容积(特别是截面积)，收集腔 0003 可以将上游的多个支流路 0002 汇合在一起，并连通到下一主流路 0001 或下一级的反应区 009 或过渡区 020。

如图 4 所示，显示了本发明一种实施方式的第一混合件 015，其通过沿第一方向排列的多个板件(数量可以为 2~100 个，优选 2~50 个， 25 更优选 10~30 个)(厚度约为 0.2mm-10mm)拼接形成，每个板件上形成成为对应于主流路 0001、支流路 0002 以及收集腔 0003 的孔、腔等结构，便于加工制造。

另外，所述混合区 008 包括设置在所述壳体 003 中的第一换热腔 013，所述混合通道 014 设置在所述第一换热腔 013 中，所述壳体 003 30 上设置有与所述第一换热腔 013 连通的第一换热介质入口 004 和第一换热介质出口 005。在混合区 008 中，混合通道 014 与第一换热腔 013 彼此隔离不连通，但彼此之间可以实现热传导，混合通道 014 可以采

用导热性能良好的管件。通过向第一换热介质入口 004 提供换热介质，并通过第一换热介质出口 005 排出换热介质，可以在第一换热腔 013 中形成循环流动的换热介质流，实现与混合通道 014 及其中的流体的换热，即实现混合通道 014 及其中流体的散热，保证混合通道 014 中
5 流体混合、溶解产生的热量及时散发，使得其中的流体处于合适的温度范围。

其中，所述第一换热腔 013 与所述混合通道 014 的容积比为 2-50，优选地，所述第一换热腔 013 与所述混合通道 014 的容积比为 5-30。第一换热腔 013 的容积大于混合通道 014 的容积，以及时地将第一组
10 反应物料和第二组反应物料的混合、溶解所产生的热传导出去。

另外，所述混合区 008 和所述反应区 009 之间设置有过渡区 020，所述过渡区 020 设置有沿第一方向排列连通的截面恒定的稳定通道 021 和截面逐渐扩大的扩散通道 022，所述稳定通道 021 连通于所述混合通道 014，所述扩散通道 022 连通于所述反应区 009。过渡区 020 可以将
15 来自多个混合通道 014 的混合流体在稳定通道 021 中汇合到一起，实现又一次的均匀混合，然后经由扩散通道 022 将混合流体输送到反应区 009 中。其中，过渡区 020 设置有稳定通道 021 和扩散通道 022，稳定通道 021 主要实现流体的汇合及混合，而扩散通道 022 为喇叭口状，可以将混合流体进行扩散，例如，可以分散到多个以下所述的反应通
20 道 010 中。过渡区 020 的两端分别设置具有通孔的隔板，以分别与混合区 008(主要为第一换热腔 013)和反应区 009(主要为第二换热腔 012)隔离，并通过各隔板上的各通孔连通于各个混合通道 014 和各个并联的反应通道 010，而扩散通道 022 和稳定通道 021 可以为设置在两个隔板之间的管件。

另外，所述稳定通道 021 上可以连接有延伸到所述壳体 003 外部的排料管 018。如上所述，稳定通道 021 具有汇合及混合作用，排料管 018 可以将稳定通道 021 中积累的气泡和物料排出，避免气泡积累影响混合均匀度以及物料堵塞。排料管 018 上可以设置阀门件，当需要排出
25 气泡或物料时打开阀门件即可。

另外，所述扩散通道 022 中设置有具有筛孔或条缝的扩散板。扩散板可以大致垂直于所述第一方向。扩散通道 022 中的流体可以流动穿过扩散板上的筛孔或条缝，使得流体被分散开，加强混合流体的均
30

匀度。

具体地，所述反应区 009 中设置有多个沿第一方向延伸的、经由稳定通道 021 和扩散通道 022 与所述混合通道 014 连通的并联的反应通道 010。反应通道 010 为混合流体提供反应空间，并承载混合流体沿所述第一方向向下一级的收集区 024 流动，使得混合流体在反应通道 010 中，形成稳定的平推流的同时，发生反应，避免由于停留时间分布不一致造成的不理想产物。如上所述，反应区 009 与混合区 008 之间可以设置过渡区 020，多个反应通道 010 可以连通于扩散通道 022，使得扩散通道 022 中的混合流体均匀地分散到多个反应通道 010 中。反应通道的数目例如为 2~10000 通道，优选为 2~5000 通道，更优选为 2~500 通道。所述反应通道 010 的横截面可以为选自圆形、矩形、三角形形状的管件中的至少一种。

另外，所述反应通道 010 中设置有第二混合件 011，所述第二混合件 011 包括沿所述第一方向延伸的基条 0004 和连接于所述基条 0004 并横向于所述基条 0004 延伸的齿部 0005。在第二混合件 011 中，基条 0004 为多个齿部 0005 提供支撑，使得齿部 0005 可以稳定地保持在反应通道 010 中，齿部 0005 大致横向于反应通道 010 延伸，可以提高反应通道 010 中的流体的湍动程度，进而提高反应物料之间的混合均匀性。

其中，所述齿部 0005 为三角形、弓形、波浪形、螺旋形中的一种。齿部 0005 可以为各种形状，只要是横向于反应通道 010 延伸、可实现提高流体湍动程度的作用即可。

优选地，所述齿部 0005 为三角形，在所述三角形邻近所述基条 0004 的一条边上，其中一个角连接于所述基条 0004，另一个角与所述基条 0004 相距 0.01mm-20mm。齿部 0005 可以为三角形的板件，并且仅通过一个角与基条 0004 相连。

优选地，每个所述反应通道 010 中设置有多个(数量可以为 2~100 个，优选 2~50 个，更优选 10~30 个)层叠间隔的所述第二混合件 011，多个第二混合件 011 层叠间隔设置，相应地，齿部 0005 也层叠间隔，并且不同第二混合件 011 的齿部 0005 交错设置，使得不同的第二混合件 011 设置地更为不规则，可以更好地提高反应通道 010 中流体的湍动程度。

优选地，所述反应通道 010 的横截面为矩形，所述齿部 0005 在所述矩形的一组对边之间延伸。具体而言，反应通道 010 包括四个侧壁，即两组相对的平行侧壁，基条 0004 设置在反应通道 010 的一个侧壁处，齿部 0005 向与之相对的另一个侧壁延伸，多个第二混合件 011 可以更好地适应反应通道 010 的方柱形的内部腔体结构。

具体地，所述反应通道 010 的横截面积为 1mm^2 - 150mm^2 ，长度为 50mm - 5000mm ，所述反应通道 010 之间的最小间距为 1mm - 50mm ，所述第二混合件 011 的厚度为 0.1mm - 3mm ，相邻的所述齿部 0005 的间距为 1mm - 50mm 。

10 优选地，所述反应通道 010 的长度为 100mm - 3000mm ，所述反应通道 010 之间的最小间距为 3mm - 30mm ，所述第二混合件 011 的厚度为 0.2mm - 2mm ，相邻的所述齿部 0005 的间距为 1.5mm - 20mm 。反应通道 010 的最小间距体现了反应区 009 中反应通道 010 的密集度。优选地，第二混合件 011 中，齿部 0005 为板件，并且可以与基条 0004 共
15 面，第二混合件 011 的厚度大致为齿部 0005 的厚度。

另外，所述反应区 009 可以设置有位于所述壳体 003 中的第二换热腔 012，所述反应通道 010 设置在所述第二换热腔 012 中，所述壳体 003 上设置有与所述第二换热腔 012 连通的第二换热介质入口 006 和第二换热介质出口 007。第二换热腔 012 可以主要由壳体 003 形成，并且
20 两端分别为反应区 009 与收集区 024 之间的第二隔板 025 以及与过渡区 020 的隔板。通过第二换热介质入口 006 和第二换热介质出口 007，可以将换热介质引入第二换热腔 012 中实现对反应通道 010 的换热处理，保证反应通道 010 中的流体在合适的温度范围下反应，避免产生不理想的产物。

25 另外，第一换热腔 013 和第二换热腔 012 可以彼此串联并设置在单个换热循环流路中，也可以并联设置在单个换热循环流路中，也可以分别设置在两个不同的换热循环流路中。

其中，所述第二换热腔 012 与所述反应通道 010 的容积比为 2-50，
30 优选地，所述第二换热腔 012 与所述反应通道 010 的容积比为 5-30。第二换热腔 012 的容积大于反应通道 010 的容积，可以及时地将反应通道 010 中的热量排出，保证反应通道 010 处于合适的温度。

本发明所述优选的微通道反应器能够用于合成聚 α -烯烃合成油，

所述进料管 002 能够用于输入液相物料(连续相)(来自输入单元 1 的混合物料), 所述流体分布管 017 能够用于输入气相物料(分散相)(来自输入单元 1 中单独进料的 BF_3 催化剂)。液相物料作为连续相由进料管 002 进入微通道反应器的进料区 023, 气相物料作为分散相由流体分布管 017 进入反应器的混合通道 014 中, 并通过流体分布器 016 溶解于连续相中, 在反应通道 010 中完成反应的混合流体进入收集区 024, 最后由出料管 001 排出。

在本发明的具体实施方式中, 如无特别说明, 在使用优选的微通道反应器时, 均采用了优选的结构部件或参数而不必重复叙述。

图 7 是本发明的对比装置示意图, 该装置包括依次相连的输入单元 1、管式反应器 2、后处理单元 3, 所述输入单元 1 包括助剂进料和烯烃原料的混合器 12、 BF_3 催化剂的单独输入管线。

实施例 1

其中, BF_3 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比为 60:40, 使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料混合后的物料通入微通道反应器, 并且, 使剩余 BF_3 催化剂和全部烯烃原料各自单独通入微通道反应器(本发明上述配置方式 2、进料方式 2)。

在所述装置中, 混合器的结构及参数为: 混合器为圆柱状结构, 外径 10cm, 内径 6cm。混合器有两个进料口和一个出料口, 进料口在下端, 出料口在最上端, 混合器内装有填料层, 填料为陶瓷球。混合器带换热层, 温度为 0~100℃。

在所述装置中, 所述微通道反应器采用本发明上述的优选微通道反应器, 其包含 5 个并联反应通道 010, 每个反应通道 010 的横截面为矩形, 横截面积为 20mm^2 , 反应通道 010 的长度为 2000mm。反应通道 010 内的第二混合件 011 具有三角形齿部 0005, 相邻齿部 0005 间距为 5mm。反应通道 010 内共设置如图 5 所示的 4 层叠加的第二混合件 011。反应器包含 2 个混合通道 014, 混合通道 014 的横截面积为 10cm^2 , 长度为 800mm。流体分布器 016 为金属粉末烧结体, 平均孔径为 5 微米, 横截面积为 8.5cm^2 , 长度为 150mm。每个混合通道 014 内设置 3 个第一混合件 015。

在所述装置中, 后处理单元 3 为固体吸附装置, 其结构及参数为: 开式, 有效容积为 10L, 常温操作, 下端进料, 上端出料, 罐体内部填

充氧化钾。

将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、0.6 L/h 的正丁醇在混合器中混合，混合器中的物料以 1.2L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 189L/h 的 BF_3 气体、流速 60L/h 的癸烯各自单独地进料到微通道反应器 2 中，发生聚合反应，反应温度是 20℃，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入碱洗水洗装置中进行后处理，脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后，取样，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 1 所示。

10 表 1

烯烃组成分布	含量
单体，%	1.2
二聚体，%	3.1
三聚体，%	43.1
四聚体，%	32.1
五聚体，%	17.0
≥ 六聚体，%	3.5
转化率，%	98.8

实施例 2

其中， BF_3 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比为 60:40，使部分 BF_3 催化剂和部分助剂进料混合后的物料通入微通道反应器，并且，使剩余 BF_3 催化剂、剩余助剂进料和全部烯烃原料各自单独通入微通道反应器(本发明上述配置方式 3、进料方式 3)。

混合器和微通道反应器结构与实施例 1 相同。

在所述装置中，后处理单元 3 为固体吸附装置，其结构及参数为：开式，有效容积为 10L，常温操作，下端进料，上端出料，罐体内部填充氧化钾。

将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、0.3 L/h 的正丁醇在混合器中混合，混合器中的物料以 1.2L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 189L/h 的

BF₃ 气体、0.3 L/h 的正丁醇、流速 60L/h 的癸烯各自单独地进料到微通道反应器 2 中，发生聚合反应，反应温度是 20℃，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入碱洗水洗装置中进行后处理，脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后，取样，采用气相色谱法测定产物中各组分 5 的含量。测试结果如表 2 所示。

表 2

烯烃组成分布	含量
单体，%	1.1
二聚体，%	3.5
三聚体，%	43.2
四聚体，%	31.7
五聚体，%	17.1
≥ 六聚体，%	3.4
转化率，%	98.9

实施例 3

10 其中，BF₃ 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比为 60:40，使部分 BF₃ 催化剂、部分助剂进料和全部烯烃原料混合后的物料通入微通道反应器，并且，使剩余 BF₃ 催化剂、剩余助剂进料各自单独通入微通道反应器(本发明上述配置方式 4、进料方式 4)。

采用如附图 1 所示的制备聚 α-烯烃的装置进行烯烃原料的聚合。

15 在所述装置中，混合器 11 的结构及参数为：混合器为圆柱状结构，外径 10cm，内径 6cm。混合器有两个进料口和一个出料口，进料口在下端，出料口在最上端，混合器内装有填料层，填料为陶瓷球。混合器带换热层，温度为 0~100℃。

20 在所述装置中，混合器 12 的结构及参数为：混合器为圆柱状结构，外径 10cm，内径 6cm。混合器有两个进料口和一个出料口，进料口在下端，出料口在最上端，混合器内装有填料层，填料为规整填料。混合器带换热层，温度为 0~50℃。

微通道反应器结构与实施例 1 相同。

在所述装置中，后处理单元 3 为固体吸附装置，其结构及参数为：开式，有效容积为 10L，常温操作，下端进料，上端出料，罐体内部填充氧化钾。

- 5 将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、0.3 L/h 的正丁醇在混合器 11 中混合，然后将混合物与流速 60L/h 的癸烯在混合器 12 中混合，混合器 12 中的物料以 60.6L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 189L/h 的 BF_3 气体、0.3 L/h 的正丁醇各自单独地进料到微通道反应器 2 中，发生聚合反应，反应温度是 20℃，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入
- 10 碱水洗装置中进行后处理，脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后，取样，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 3 所示。

表 3

烯烃组成分布	含量
单体，%	0.9
二聚体，%	2.9
三聚体，%	43.2
四聚体，%	32.3
五聚体，%	17.0
≥ 六聚体，%	3.7
转化率，%	99.1

15

实施例 4

- 其中， BF_3 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比为 60:40，使部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和部分烯烃原料混合后的物料通入微通道反应器，并且，使剩余 BF_3 催化剂、剩余烯烃原料各自单独通入微通道反应器(本发明上述配置方式 5、进料方式 5)。
- 20

采用如附图 1 所示的制备聚 α -烯烃的装置进行烯烃原料的聚合。混合器和微通道反应器结构与实施例 3 相同。

在所述装置中，后处理单元 3 为固体吸附装置，其结构及参数为：开式，有效容积为 10L，常温操作，下端进料，上端出料，罐体内部填充氧化钾。

将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、0.6 L/h 的正丁醇在混合器 11 中混合，然后将混合物与流速 30L/h 的癸烯在混合器 12 中混合，混合器 12 中的物料以 30.6L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 189L/h 的 BF_3 气体、流速 30L/h 的癸烯各自单独地进料到微通道反应器 2 中，发生聚合反应，反应温度是 20°C ，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入碱洗水洗装置中进行后处理，脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后，取样，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 4 所示。

表 4

烯烃组成分布	含量
单体，%	1.7
二聚体，%	3.7
三聚体，%	42.6
四聚体，%	32.1
五聚体，%	16.6
\geq 六聚体，%	3.3
转化率，%	98.3

15 实施例 5

其中， BF_3 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比为 60:40，使部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和全部烯烃原料混合后的物料通入微通道反应器，并且，使剩余 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器(本发明上述配置方式 6、进料方式 6)。

20 混合器和微通道反应器结构与实施例 1 相同，只是其中的混合器具有三个进料口。

在所述装置中，后处理单元 3 为固体吸附装置，其结构及参数为：

开式，有效容积为 10L，常温操作，下端进料，上端出料，罐体内部填充氧化钾。

将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、0.6L/h 的正丁醇与流速 60L/h 的癸烯通入混合器中进行混合。混合器中的物料以 61.2L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 189L/h 的 BF_3 气体各自单独进料到微通道反应器 2 中，发生聚合反应，反应温度是 20°C ，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入碱洗水洗装置中进行后处理，脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后，取样，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 5 所示。

10

表 5

烯烃组成分布	含量
单体，%	0.7
二聚体，%	2.5
三聚体，%	43.3
四聚体，%	32.4
五聚体，%	17.2
\geq 六聚体，%	3.9
转化率，%	99.3

实施例 6

其中， BF_3 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比为 60:40，输送单元中，使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料进行第一次混合，再与全部烯烃原料进行第二次混合后，然后将混合物料通入微通道反应器，并且，使剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器(本发明上述配置方式 6、进料方式 6)。

采用如附图 2 所示的制备聚 α -烯烃的装置进行烯烃原料的聚合。

混合器和微通道反应器结构与实施例 3 相同。

在所述装置中，后处理单元 3 为固体吸附装置，其结构及参数为：开式，有效容积为 10L，常温操作，下端进料，上端出料，罐体内部填

20

充氧化钾。

将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、0.6 L/h 的正丁醇在混合器 11 中混合，混合后的物料与流速 60L/h 的癸烯通入混合器 12 中。混合器 12 中的物料以 61.2L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 189L/h 的 BF_3 5 气体各自单独进料到微通道反应器 2 中，发生聚合反应，反应温度是 20°C ，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入碱洗水洗装置中进行后处理，脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后，取样，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 6 所示。

10 表 6

烯烃组成分布	含量
单体，%	0.2
二聚体，%	1.9
三聚体，%	43.9
四聚体，%	32.2
五聚体，%	18.0
\geq 六聚体，%	3.8
转化率，%	99.8

实施例 7

其中， BF_3 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比为 50:50，输送单元中，使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料进行第 15 一次混合，再与全部烯烃原料进行第二次混合后，然后将混合物料通入微通道反应器，并且，使剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器。

采用如附图 2 所示的制备聚 α -烯烃的装置进行烯烃原料的聚合。

混合器和微通道反应器结构与实施例 3 相同。

在所述装置中，后处理单元 3 为固体吸附装置，其结构及参数为：20 开式，有效容积为 10L，常温操作，下端进料，上端出料，罐体内部填充氧化钾。

将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、0.6 L/h 的正丁醇在混合器 11 中混

合，混合后的物料与流速 60L/h 的癸烯通入混合器 12 中。混合器 12 中的物料以 61.2L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 126L/h 的 BF_3 气体各自单独进料到微通道反应器 2 中，发生聚合反应，反应温度是 20℃，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入碱水洗装置中进行后处理，脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后，取样，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 7 所示。

表 7

烯烃组成分布	含量
单体，%	0.9
二聚体，%	2.2
三聚体，%	43.3
四聚体，%	32.5
五聚体，%	17.3
≥六聚体，%	3.8
转化率，%	99.1

10 对比例 1

采用如附图 2 所示的制备聚 α -烯烃的装置进行烯烃聚合。其中， BF_3 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比为 60:40，使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料进行第一次混合，再与全部烯烃原料进行第二次混合后，然后将混合物料通入微通道反应器，并且，使剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器。

混合器结构与实施例 3 相同。

在所述装置中，微通道反应器 2 包含 5 个并联反应通道 010，每个反应通道 010 的横截面为矩形，横截面积为 20mm^2 ，反应通道 010 的长度为 2000mm。反应通道 010 内的第二混合件 011 具有三角形齿部 0005，相邻齿部 0005 间距为 5mm。反应通道 010 内共设置如图 5 所示的 4 层叠加的第二混合件 011。反应器中没有混合通道 014 和流体分布器 016。

在所述装置中，后处理单元 3 为吸附装置，其结构及参数为：开式，有效容积为 10L，常温操作，下端进料，上端出料，吸附装置内部填充氧化钙。

将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、0.6 L/h 的正丁醇在混合器 11 中混合，混合后的物料与流速 60L/h 的癸烯通入混合器 12 中。混合器 12 中的物料以 61.2L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 189L/h 的 BF_3 气体各自单独进料到微通道反应器 2 中，在其中发生聚合反应，反应温度是 20°C ，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入吸附装置，经吸附脱催化剂后得到聚烯烃产物，取少量样品，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 8 所示。

表 8

烯烃组成分布	含量
单体，%	19.4
二聚体，%	13.2
三聚体，%	23.9
四聚体，%	23.4
五聚体，%	14.5
≥六聚体，%	5.6
转化率，%	80.6

对比例 2

采用如附图 2 所示的制备聚 α -烯烃的装置进行聚合反应。其中， BF_3 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比为 60:40，使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料进行第一次混合，再与全部烯烃原料进行第二次混合后，然后将混合物料通入微通道反应器，并且，使剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器。

微通道反应器结构与实施例 3 相同。

在所述装置中，微通道反应器 2 包含 5 个并联反应通道 010，每个反应通道 010 的横截面为矩形，横截面积为 20mm^2 ，反应通道 010 的

长度为 2000mm。反应通道 010 内的第二混合件 011 具有三角形齿部 0005，相邻齿部 0005 间距为 5mm。反应通道 010 内共设置如图 5 所示的 4 层叠加的第二混合件 011。反应器包含 1 个混合通道 014，混合通道 014 的横截面积为 10cm^2 ，长度为 800mm。流体分布器 016 为金属粉末烧结体，平均孔径为 5 微米，横截面积为 8.5cm^2 ，长度为 150mm。混合通道 014 内设置 3 个第一混合件 015。

在所述装置中，所述后处理单元 3 为离心装置，其结构及参数为：管式离心机，常温操作，分离因数 8000G。

将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、0.6 L/h 的正丁醇在混合器 11 中混合，混合后的物料与流速 60L/h 的癸烯通入混合器 12 中。混合器 12 中的物料以 61.2L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 189L/h 的 BF_3 气体各自单独进料到微通道反应器 2 中，在其中发生聚合反应，反应温度是 20°C ，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入离心装置，经离心分离出催化剂后水洗三次得到聚烯烃产物，系统稳定运行后，取少量样品后，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 9 所示。

表 9

烯烃组成分布	含量
单体，%	15.5
二聚体，%	7.8
三聚体，%	32.5
四聚体，%	26.8
五聚体，%	13.2
≥六聚体，%	4.2
转化率，%	84.5

20 实施例 8

采用如附图 2 所示的制备聚 α -烯烃的装置进行烯烃原料的聚合。其中， BF_3 直接进料至微通道反应器与进料至混合器参与混合的质量比

为 60:40，输送单元中，使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料进行第一次混合，再与全部烯烃原料进行第二次混合后，然后将混合物料通入微通道反应器，并且，使剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器。

混合器和微通道反应器结构与实施例 3 相同。

- 5 在所述装置中，微通道反应器 2 包含 5 个并联反应通道 010，每个反应通道 010 的横截面为矩形，横截面积为 20mm^2 ，反应通道 010 的长度为 2000mm 。反应通道 010 内的第二混合件 011 具有三角形齿部 0005，相邻齿部 0005 间距为 5mm 。反应通道 010 内共设置如图 5 所示的 4 层叠加的第二混合件 011。反应器包含 2 个混合通道 014，混合通道 014 的横截面积 10cm^2 ，长度为 800mm 。每个混合通道 014 内设置 3 个第一混合件 015。流体分布器 016 为微孔管材料，构成该微孔管材料网络骨架的中空微通道的横截面积为 8.5cm^2 ，平均孔径为 2 微米，长度为 150mm 。

- 15 在所述装置中，所述后处理单元 3 为离心装置，其结构及参数为：
管式离心机，常温操作，分离因数为 8000G 。

- 20 将流速为 126L/h 的 BF_3 气体、 0.6L/h 的正丁醇在混合器 11 中混合，混合后的物料与流速 60L/h 的癸烯通入混合器 12 中。混合器 12 中的物料以 61.2L/h 的速度与另外独立地进料的流速为 189L/h 的 BF_3 气体各自单独进料到微通道反应器 2 中，在其中发生聚合反应，反应温度是 20°C ，压力是 5MPa 。发生聚合反应后的物料进入离心装置，经离心分离出催化剂后水洗三次得到聚烯烃产物，系统稳定运行后，取少量样品，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 10 所示。

25 表 10

烯烃组成分布	含量
单体，%	0.6
二聚体，%	2.7
三聚体，%	42.6
四聚体，%	31.7
五聚体，%	18.3
≥六聚体，%	4.1

转化率, %	99.4
--------	------

对比例 3

其中, 微通道反应器 2 的结构及参数同实施例 1。

5 在所述装置中, 所述后处理单元 3 为吸附装置, 其结构及工艺参数为: 开式, 有效容积为 10L, 常温操作, 下端进料, 上端出料, 吸附装置内部填充氧化钙。

10 将流速为 315L/h 的 BF_3 气体、0.6L/h 的正丁醇与流速 60L/h 的癸烯各自独立地进料到微通道反应器 2 中, 在其中发生聚合反应, 反应温度是 20°C , 压力是 5MPa。反应后物料进入吸附装置, 经吸附脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后, 取样, 采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 11 所示。

表 11

烯烃组成分布	含量
单体, %	7.4
二聚体, %	6.9
三聚体, %	38.1
四聚体, %	29.5
五聚体, %	15.9
\geq 六聚体, %	2.2
转化率, %	92.6

15 对比例 4

其中, 所述混合器和微通道反应器 2 的结构及参数同实施例 1。

在所述装置中, 所述后处理单元 3 为吸附装置, 其结构及工艺参数为: 开式, 有效容积为 10L, 常温操作, 下端进料, 上端出料, 吸附装置内部填充氧化钙。

20 将流速为 315L/h 的 BF_3 气体、0.6L/h 的正丁醇在混合器中混合, 混合后的物料与流速 60 L/h 的癸烯各自独立地进料到微通道反应器 2

中，在其中发生聚合反应，反应温度是 20℃，压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入吸附装置，经吸附脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后，取样，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 12 所示。

5

表 12

烯烃组成分布	含量
单体，%	5.5
二聚体，%	2.8
三聚体，%	40.5
四聚体，%	28.8
五聚体，%	18.2
≥六聚体，%	4.2
转化率，%	94.5

对比例 5

其中，所述混合器和微通道反应器 2 的结构及参数同实施例 1

10 在所述装置中，所述后处理单元 3 为吸附装置，其结构及工艺参数为：开式，有效容积为 10L，常温操作，下端进料，上端出料，吸附装置内部填充氧化钙。

15 将 0.6L/h 的正丁醇与流速 60L/h 的癸烯在混合器中混合，混合后的物料流速为 61.2L/h 的流速与 315L/h 的 BF₃ 气体各自独立地进料到微通道反应器 2 中，在微通道反应器中发生聚合反应，反应温度是 20℃，压力是 5MPa。发生聚合反应后物料进入吸附装置，经吸附脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后，取样，采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 13 所示。

20

表 13

烯烃组成分布	含量
单体, %	1.9
二聚体, %	2.7
三聚体, %	43.2
四聚体, %	32.1
五聚体, %	15.6
≥ 六聚体, %	4.5
转化率, %	98.1

对比例 6

采用如附图 7 所示的制备聚 α -烯烃的装置进行烯烃原料的聚合。

5 在所述装置中,混合器的结构及参数与实施例 1 中的相同。

在所述装置中,管式反应器包括反应管和用于容纳换热介质的空心筒状壳体,所述反应管呈螺旋盘管状设置于所述空心筒状壳体内。所述空心筒状壳体内沿周向间隔设有折流板,所述折流板沿所述反应管的截面方向延伸且折流板上形成有可容纳所述反应管的通孔,以使
10 所述反应管穿过所述折流板。所述管体的壳体上分别设有换热介质入口和换热介质出口。

在所述装置中,后处理单元为吸附装置,其结构及工艺参数与实施例 3 中的相同。

15 将 0.6L/h 的正丁醇与流速 60 L/h 的癸烯在混合器 12 中混合,混合后的物料流速为 61.2L/h 的流速与 315L/h 的 BF_3 气体各自独立地进料到管式反应器 2 中,在管式反应器中发生聚合反应,反应温度是 20℃,压力是 5MPa。反应后物料进入吸附装置,经吸附脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后,取样,采用气相色谱法测定产物中各组分的含量。测试结果如表 14 所示。

表 14

烯烃组成分布	含量
单体, %	22.7
二聚体, %	6.3
三聚体, %	25.1
四聚体, %	22.2
五聚体, %	14.6
≥ 六聚体, %	9.1
转化率, %	77.3

对比例 7

其中, 所述混合器和微通道反应器 2 的结构及参数同实施例 1。

- 5 将流速为 5L/h 的 BF_3 气体、0.6L/h 的正丁醇在混合器中混合, 混合后的物料通入微通道反应器 2, 流速为 30L/h 的 1-癸烯通入微通道反应器 2。在微通道反应器中发生聚合反应, 反应温度是 20°C , 压力是 5MPa。发生聚合反应后的物料进入吸附装置, 经吸附脱催化剂后得到聚烯烃产物。系统稳定运行后, 取样, 采用气相色谱法测定产物中各
- 10 组分的含量。测试结果如表 15 所示。

表 15

烯烃组成分布	含量
单体, %	33.5
二聚体, %	12.9
三聚体, %	25.6
四聚体, %	14.7
五聚体, %	9.2
≥ 六聚体, %	4.1
转化率, %	66.5

分别将实施例 1-8 和对比例 1-7 的聚烯烃产物进行蒸馏，切割获得 280℃ 以上的聚 α -烯烃合成油，测试 100℃ 运动粘度和粘度指数，测试结果见表 16。

5 表 16

性能评定	100℃ 运动粘度, mm ² /s	粘度指数
实施例 1	5.154	141
实施例 2	5.201	143
实施例 3	5.223	144
实施例 4	5.163	143
实施例 5	5.364	144
实施例 6	5.728	148
实施例 7	5.248	146
实施例 8	5.295	149
对比例 1	4.167	134
对比例 2	4.124	135
对比例 3	4.277	134
对比例 4	4.251	136
对比例 5	4.769	139
对比例 6	4.617	135
对比例 7	4.316	129

通过以上实施例和对比例可以看出，通过使用本发明的特定的制备聚 α -烯烃合成油的方法，可以提高目标产物的转化率。另外，通过使用优选的微通道反应器，合成聚 α -烯烃合成油的方法具有很高的转化率，这是由于反应通道 010 和混合通道 014 均为沿同一方向设置的管状结构，使得混合流体能够沿第一方向形成稳定的平推流，提高混合流体停留时间的一致性，避免或减少不理想产物产生，另外，反应通道 10 设置有第二混合件 011，并且混合通道 014 中设置有流体分布器 016 及第一混合件 015，可以进一步提高混合流体的湍动程度，提高混合的均匀度，进一步避免或减少不理想产物产生，提高了目标产物

的转化率。

并且，由以上实施例和对比例可以看出，通过本发明的制备聚 α -烯烃合成油的方法，可以得到运动粘度和粘度指数的结果均优异的聚 α -烯烃合成油。

- 5 以上结合附图详细描述了本发明的优选实施方式，但是，本发明并不限于此。在本发明的技术构思范围内，可以对本发明的技术方案进行多种简单变型，包括各个具体技术特征以任何合适的方式进行组合，为了避免不必要的重复，本发明对各种可能的组合方式不再另行说明。但这些简单变型和组合同样应当视为本发明所公开的内容，均
- 10 属于本发明的保护范围。

权 利 要 求

1. 制备聚 α -烯烃的装置，包括依次相连的输入单元(1)、微通道反应器(2)、后处理单元(3)，所述输入单元包括使烯烃原料、助剂进料和
5 BF_3 催化剂输送至微通道反应器(2)的混合器和/或管线，

所述输入单元(1)至少包括使至少一部分助剂进料和至少一部分 BF_3 催化剂混合的混合器和使至少一部分 BF_3 催化剂单独进料至微通道反应器(2)的管线。

2. 按照权利要求 1 所述的装置，其特征在于，

10 所述输入单元(1)包括使所述 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料的各自部分原料混合的混合器，和使所述 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料的各自剩余原料按其原料类别单独通入微通道反应器(2)的管线；或者，

15 所述输入单元(1)包括使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料混合的混合器，剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器(2)的管线，和全部烯烃原料单独通入微通道反应器(2)的管线；或者，

所述输入单元(1)包括使部分 BF_3 催化剂和部分助剂进料混合的混合器，和剩余 BF_3 催化剂、剩余助剂进料和全部烯烃原料各自单独通入微通道反应器(2)的管线；或者

20 所述输入单元(1)包括使部分 BF_3 催化剂、部分助剂进料和全部烯烃原料混合的混合器，和剩余的 BF_3 催化剂、剩余的助剂进料各自单独通入微通道反应器(2)的管线；或者

25 所述输入单元(1)包括使部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和部分烯烃原料混合的混合器，和剩余的 BF_3 催化剂、剩余烯烃原料各自单独通入微通道反应器(2)的管线；或者

所述输入单元(1)包括使部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和全部烯烃原料混合的混合器，和剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器(2)的管线，

30 优选的是，输送单元中混合 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料时，输送单元包括使该三种原料中的任意两种混合的第一混合器、和使来自第一混合器的混合物与剩余一种原料混合的第二混合器，其中的第一混合器与第二混合器连通，第二混合器与微通道反应器(2)连通。

3. 按照权利要求 1~2 之一所述的装置，其特征在于，所述微通道反应器(2)包括：

壳体(003)；在所述壳体(003)中沿第一方向依次排列并连通的进料区(023)、混合区(008)、反应区(009)和收集区(024)，其中，所述壳体(003)
5 设置有与所述进料区(023)连通的进料管(002)和与所述收集区(024)连通的出料管(001)，所述混合区(008)中设置有沿所述第一方向延伸的混合通道(014)；

流体分布管(017)，所述流体分布管(017)从所述壳体(003)外部延伸到所述混合通道(014)中，所述流体分布管(017)位于所述混合通道(014)
10 中的一端连接有流体分布器(016)；

所述进料管(002)用于输入来自输入单元的原料，所述流体分布管(017)连接于输入单元(1)的单独进料的 BF_3 催化剂的管线，能够用于输入 BF_3 催化剂，

所述出料管(001)连接于后处理单元(3)。

15 4. 按照权利要求 3 的装置，其特征在于，

所述流体分布器为选自具有微孔的粉末烧结体、中孔泡沫材料、丝网、具有微型条缝或微孔的管中的至少一者，优选地，所述流体分布器为具有微孔的圆柱形的粉末烧结体，优选地，所述流体分布器的横截面积为 0.01cm^2 - 200cm^2 ，长度为 1mm - 2000m ；和/或，

20 所述混合区中设置有 2~100 个(优选 2~50 个，更优选 2~10 个)所述混合通道，所述流体分布管包括从所述壳体外部延伸到所述进料区中的主管以及从所述进料区延伸到每个所述混合通道中的支管，在支管末端连接有流体分布器(优选地，所述混合通道的横截面为圆形，优选地，所述混合通道的横截面积为 0.05cm^2 - 400cm^2 ，长度为
25 50mm - 5000mm)；和/或，

所述混合通道中，在所述流体分布器的下游设置有第一混合件；和/或，

所述第一混合件中设置有沿第一方向交替排列连通的主流部和支流部，所述主流部中设置有单个的主流路，所述支流部中设置有多个
30 支流路；和/或，

所述支流部的下游设置有连通于多个支流路的收集腔；和/或，

所述混合区包括设置在所述壳体中的第一换热腔，所述混合通道

设置在所述第一换热腔中，所述壳体上设置有与所述第一换热腔连通的第一换热介质入口和第一换热介质出口；和/或，

所述第一换热腔与所述混合通道的容积比为 2-50(优选地，所述第一换热腔与所述混合通道的容积比为 5-30)；和/或，

5 所述混合区和所述反应区之间设置有过渡区，所述过渡区设置有沿第一方向排列连通的截面恒定的稳定通道和截面逐渐扩大的扩散通道，所述稳定通道连通于所述混合通道，所述扩散通道连通于所述反应区；和/或，

所述稳定通道上连接有延伸到所述壳体外部的排料管；和/或，

10 所述扩散通道中设置有具有筛孔或条缝的扩散板；和/或，

所述反应区中设置有多个沿第一方向延伸的、经由过渡区与所述混合通道连通的并联的反应通道(例如为 2~10000 通道，优选为 2~5000 通道，更优选为 2~500 通道)；和/或，

15 所述反应通道中设置有第二混合件，所述第二混合件包括沿所述第一方向延伸的基条和连接于所述基条并横向于所述基条延伸的齿部；和/或，

20 所述齿部为三角形、弓形、波浪形、螺旋形中的至少一种(优选地，所述齿部为三角形，在所述三角形邻近所述基条的一条边上，其中一个角连接于所述基条，另一个角与所述基条相距 0.01mm-20mm)；和/或，

每个所述反应通道中各自独立地设置有多个层叠间隔的所述第二混合件，所述第二混合件的所述齿部彼此交错；和/或，

25 所述反应通道的横截面为圆形、矩形、三角形中的至少一种(优选地，所述反应通道的横截面为矩形，所述齿部在所述矩形的一组对边之间延伸)；和/或，

30 所述反应通道的横截面积为 1mm^2 - 150mm^2 ，长度为 50mm-5000mm(优选 100mm-3000mm)，所述反应通道之间的最小间距为 1mm-50mm(优选 3mm-30mm)，所述第二混合件的厚度为 0.1mm-3mm(优选 0.2mm-2mm)，相邻的所述齿部的间距为 1mm-50mm(优选 1.5mm-20mm)；和/或，

所述反应区设置有位于所述壳体中的第二换热腔，所述反应通道设置在所述第二换热腔中，所述壳体上设置有与所述第二换热腔连通

的第二换热介质入口和第二换热介质出口；和/或，

所述第二换热腔与所述反应通道的容积比为 2-50(优选地，所述第二换热腔与所述反应通道的容积比为 5-30)。

5 (3) 按照权利要求 1~4 之一的装置，其特征在于，所述后处理单元(3)对进入其中的物料进行后处理，得到聚烯烃产物(所述后处理单元(3)优选吸附装置、萃取装置、蒸馏装置、离心装置、沉降装置、碱洗装置和水洗装置中的一种或多种)。

10 6. 按照权利要求 1~5 之一的装置，其特征在于，以微通道反应器(2)中的 BF_3 总质量计，直接进料至微通道反应器(2)的 BF_3 催化剂与在输入单元中混合的 BF_3 催化剂的质量分配比为 90~10:10~90，优选 80~40:20~60，更优选 70~50:30~50。

15 7. 制备聚 α -烯烃的方法，包括：使 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料经由输送单元通入微通道反应器，在微通道反应器发生聚合反应后，经后处理后得到聚烯烃产物，其中，在输送单元中，使至少一部分助剂进料和至少一部分 BF_3 催化剂混合，同时使至少一部分 BF_3 催化剂单独进料至微通道反应器，优选地，微通道反应器中，所述助剂进料、烯烃原料、 BF_3 催化剂的总量之间的质量比为 1:1~1000:1~500(优选 1:1~500:1~200，最优选 1:10~250:1~100)。

20 8. 按照权利要求 7 所述的方法，其特征在于，在输送单元中，使所述 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料的各自部分原料混合后通入微通道反应器，并且，使所述 BF_3 催化剂、助剂进料和烯烃原料的各自剩余原料按其原料类别单独通入微通道反应器；或者，

25 在输送单元中，使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料混合后的物料通入微通道反应器，并且，剩余 BF_3 催化剂和全部烯烃原料各自单独通入微通道反应器(优选地，所述部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料在混合器中混合时，所述部分 BF_3 催化剂通入所述混合器的速度是 1~100000L/h，优选 1~80000L/h，最优选 1~30000L/h，所述全部助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~1000L/h，优选 0.1~800L/h，最优选 30 0.2~500L/h，所述部分 BF_3 催化剂与全部助剂进料在混合器混合后的混合物再通入微通道反应器的速度是 0.01~2000L/h，优选 0.1~1600L/h，最优选 0.2~1000L/h，所述剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器的

速度是 1~150000L/h, 优选 5~100000L/h, 最优选 10~50000L/h, 所述全部烯烃原料单独通入微通道反应器的速度是 10~5000L/h, 优选 20~4000L/h, 最优选 40~2500L/h); 或者,

在输送单元中, 使部分 BF_3 催化剂和部分助剂进料混合后的物料
5 通入微通道反应器, 并且, 使剩余 BF_3 催化剂、剩余助剂进料和全部
烯烃原料各自单独通入微通道反应器(优选地, 所述部分 BF_3 催化剂和
部分助剂进料在混合器中混合时, 所述部分 BF_3 催化剂通入所述混合
器的速度是 1~100000L/h, 优选 1~80000L/h, 最优选 1~30000L/h, 所
10 述部分助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~800L/h, 优选
0.1~500L/h, 最优选 0.2~400L/h, 所述部分 BF_3 催化剂与部分的助剂进
料在混合器混合后的混合物再通入微通道反应器的速度是
0.01~1600L/h, 优选 0.1~1400L/h, 最优选 0.2~800L/h, 所述剩余的 BF_3
催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~120000L/h, 优选 5~80000L/h,
15 最优选 10~40000L/h, 所述剩余助剂进料通入所述混合器的速度是
0.01~200L/h, 优选 0.1~150L/h, 最优选 0.2~100L/h, 所述全部烯烃原
料单独通入微通道反应器的速度是 10~5000L/h, 优选 20~4000L/h, 最
优选 40~2500L/h); 或者,

在输送单元中, 使部分 BF_3 催化剂、部分助剂进料和全部烯烃原
料混合后的物料通入微通道反应器, 并且, 使剩余 BF_3 催化剂、剩余
20 助剂进料各自单独通入微通道反应器(优选地, 所述部分 BF_3 催化剂、
部分助剂进料和全部烯烃原料在混合器中混合时, 所述部分 BF_3 催化
剂通入所述混合器的速度是 1~100000L/h, 优选 1~80000L/h, 最优选
1~30000L/h, 所述部分助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~800L/h,
优选 0.1~500L/h, 最优选 0.2~400L/h, 所述全部烯烃原料通入混合器的
25 速度是 10~5000L/h, 优选 20~4000L/h, 最优选 40~2500L/h, 所述部分
 BF_3 催化剂、部分助剂进料和全部烯烃原料在混合器混合后的混合物再
通入微通道反应器的速度是 0.01~6000L/h, 优选 0.1~4600L/h, 最优选
0.2~3000L/h, 所述剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器的速度是
1~150000L/h, 优选 5~100000L/h, 最优选 10~50000L/h, 所述剩余助剂
30 进料单独通入微通道反应器的速度是 0.01~200L/h, 优选 0.1~150L/h,
最优选 0.2~100L/h); 或者,

在输送单元中, 使部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和部分烯烃原

料混合后的物料通入微通道反应器，并且，使剩余 BF_3 催化剂、剩余烯烃原料各自单独通入微通道反应器(优选地，所述部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和部分烯烃原料在混合器中混合时，所述部分 BF_3 催化剂通入所述混合器的速度是 1~100000L/h，优选 1~80000L/h，最优选 1~30000L/h，所述全部助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~1000L/h，优选 0.1~800L/h，最优选 0.2~500L/h，所述部分烯烃原料进入混合器的速度是 1~2000L/h，优选 5~1000L/h，最优选 10~500L/h，所述部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和部分烯烃原料在混合器混合后的混合物再通入微通道反应器的速度是 0.01~3000L/h，优选 0.1~1800L/h，最优选 0.2~1000L/h，所述剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~150000L/h，优选 5~100000L/h，最优选 10~50000L/h，所述剩余烯烃原料单独通入微通道反应器的速度是 9~3000L/h，优选 15~3000L/h，最优选 30~2000L/h); 或者，

在输送单元中，使部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和全部烯烃原料混合后的物料通入微通道反应器，并且，使剩余 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器(优选地，所述部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和全部烯烃原料在混合器中混合时，所述部分 BF_3 催化剂通入所述混合器的速度是 1~100000L/h，优选 1~80000L/h，最优选 1~30000L/h，所述全部助剂进料通入所述混合器的速度是 0.01~1000L/h，优选 0.1~800L/h，最优选 0.2~500L/h，所述全部烯烃原料通入混合器的速度是 10~5000L/h，优选 20~4000L/h，最优选 40~2500L/h，所述部分 BF_3 催化剂、全部助剂进料和全部烯烃原料在混合器混合后的混合物再通入微通道反应器的速度是 10~6000L/h，优选 0.1~4600L/h，最优选 0.2~3000L/h，所述剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~150000L/h，优选 5~100000L/h，最优选 10~50000L/h)，

优选的是，输送单元中，使部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料在第一混合器进行第一次混合，再与全部烯烃原料在第二混合器进行第二次混合后，然后将混合物料通入微通道反应器，并且，使剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器(优选地，所述部分 BF_3 催化剂和全部助剂进料在第一混合器进行第一次混合时，所述部分 BF_3 催化剂通入第一混合器的速度是 1~100000L/h，优选 1~80000L/h，最优选 1~30000L/h，所述全部助剂进料通入第一混合器的速度是 0.01~1000L/h，优选

0.1~800L/h, 最优选 0.2~500L/h, 所述第一次混合后得到的物料再与全部烯烃原料在第二混合器进行第二次混合, 所述第一次混合后得到的物料通入第二混合器的速度是 0.01~2000L/h, 优选 0.1~1600L/h, 最优选 0.2~1000L/h, 所述全部烯烃原料通入第二混合器的速度是 10~5000L/h, 优选 20~4000L/h, 最优选 40~2500L/h, 所述第二次混合后得到的物料通入微通道反应器的速度是 10~7000L/h, 优选 20~5600L/h, 最优选 40~3500L/h, 所述剩余的 BF_3 催化剂单独通入微通道反应器的速度是 1~150000L/h, 优选 5~100000L/h, 最优选 10~50000L/h)。

9. 按照权利要求 7 所述的方法, 其特征在于, 所述烯烃原料中的烯烃为选自 $\text{C}_3\sim\text{C}_{20}$ 的 α -烯烃中的一种或多种; 任选地所述烯烃原料进一步包含 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烃的混合物和/或 $\text{C}_1\sim\text{C}_{20}$ 的含氧化合物(优选所述烯烃原料为费托烯烃原料);

和/或,

所述助剂进料为选自碳原子数为 1~20 的醇、碳原子数为 1~20 的醚、碳原子数为 1~20 的醛、碳原子数为 1~20 的酮、碳原子数为 1~30 的酯、碳原子数为 1~20 的羧酸和碳原子数为 1~20 的酚中的一种或多种。

10. 按照权利要求 7~9 之一的的方法, 其特征在于, 所述微通道反应器内的反应温度为 $0\sim 120^\circ\text{C}$ (优选 $10\sim 80^\circ\text{C}$, 更优选 $20\sim 60^\circ\text{C}$); 所述微通道反应器内的反应压力为 $0.01\sim 10\text{Mpa}$ (优选 $0.01\sim 8\text{Mpa}$, 更优选 $0.1\sim 6\text{Mpa}$); 所述烯烃原料在微通道反应器中的停留时间为 $1\sim 3600$ 秒(优选 $10\sim 1800$ 秒, 更优选 $15\sim 1000$ 秒)。

11. 按照权利要求 7~10 之一的的方法, 其特征在于, 以微通道反应器中的 BF_3 总质量计, 单独进料到微通道反应器的 BF_3 催化剂与在输入单元中混合的 BF_3 催化剂的质量比为 $90\sim 10:10\sim 90$, 优选 $80\sim 40:20\sim 60$, 更优选 $70\sim 50:30\sim 50$ 。

12. 按照权利要求 7~11 之一所述的方法, 其特征在于, 所述后处理方法为吸附、离心、沉降、碱洗、水洗和气液分离方法中的一种或多种(优选吸附方法), 后处理方法为沉降或离心方法时, 任选将得到的重液相返回至输送单元或者微通道反应器继续进行连续反应。

13. 按照权利要求 7~12 之一的的方法, 其特征在于, 利用权利要求

1~6 之一所述制备聚 α -烯烃的装置制备聚 α -烯烃。

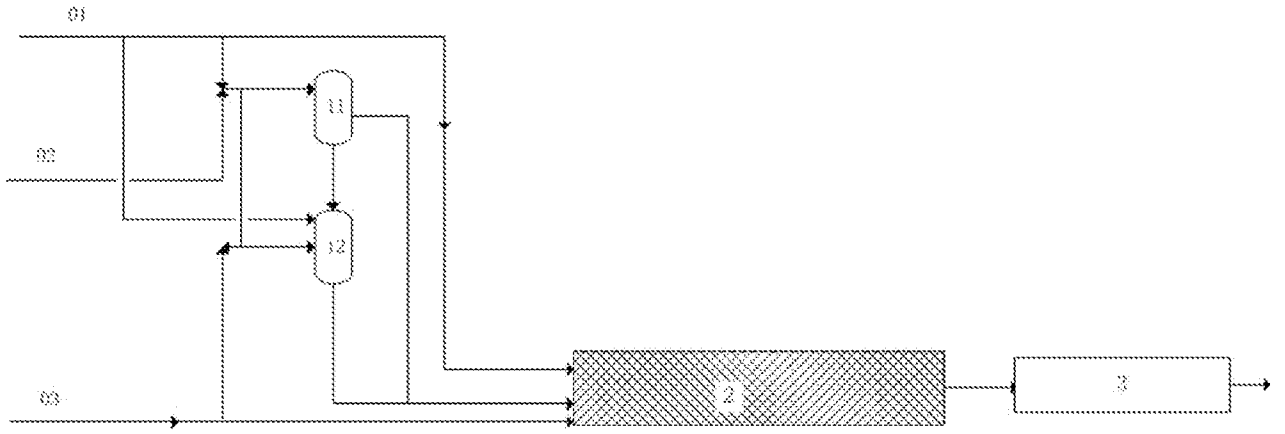


图 1

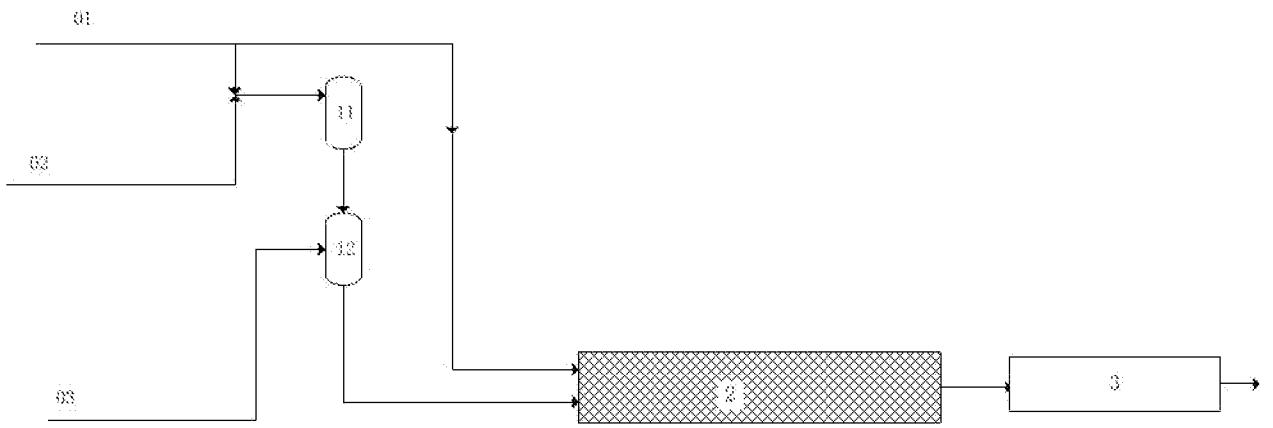


图 2

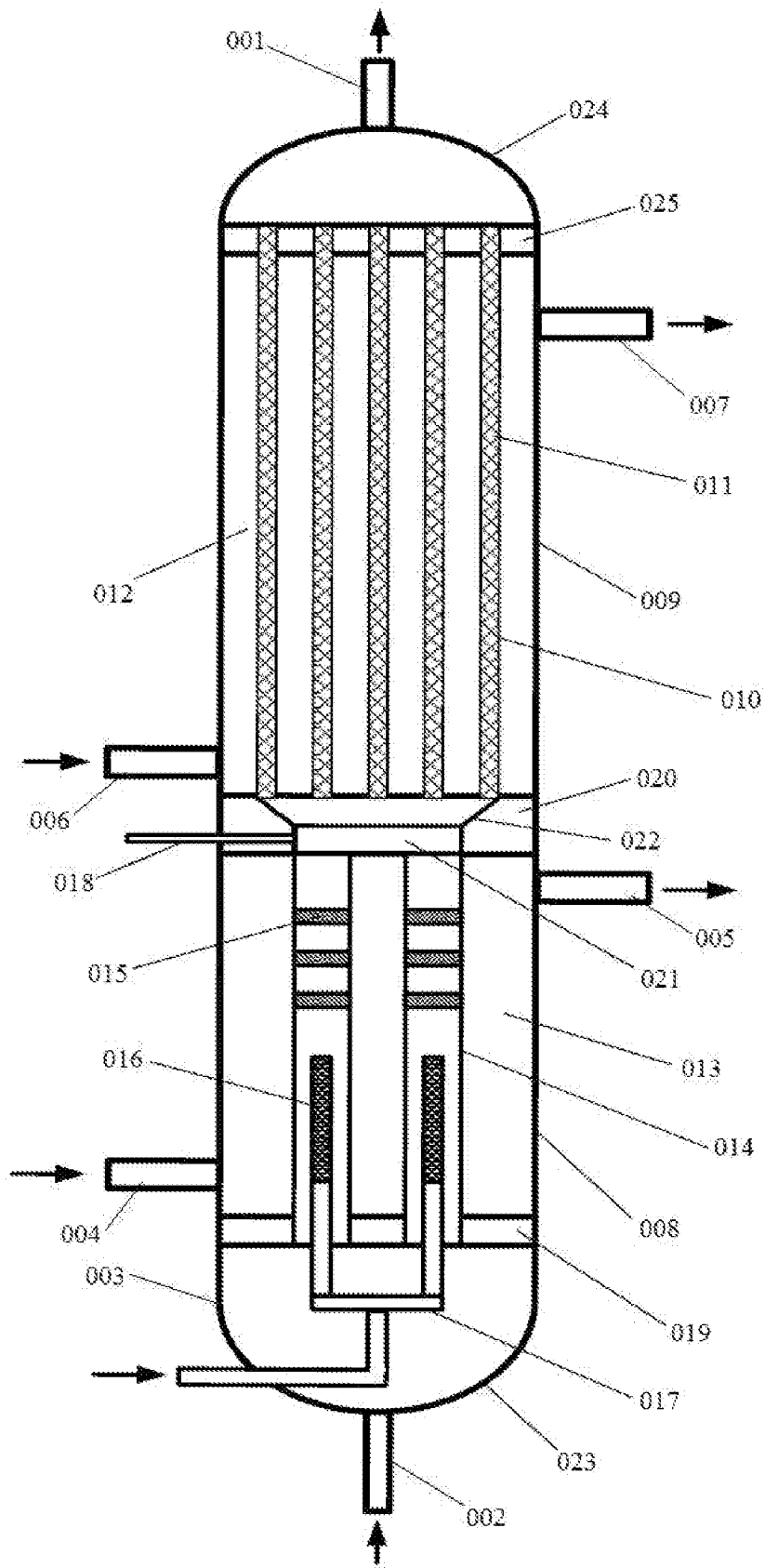


图 3

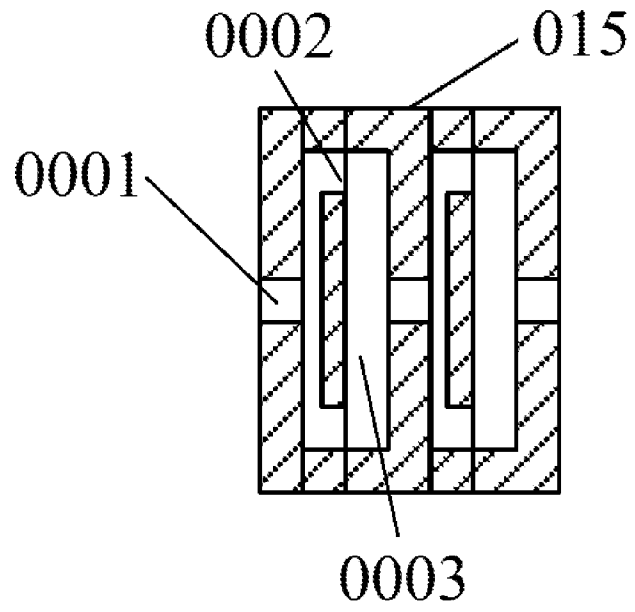


图 4

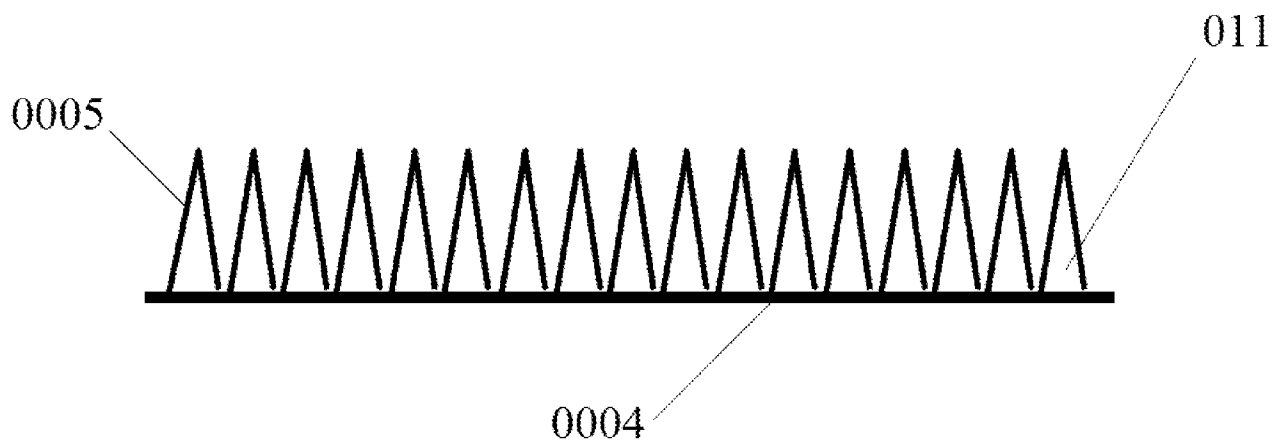


图 5

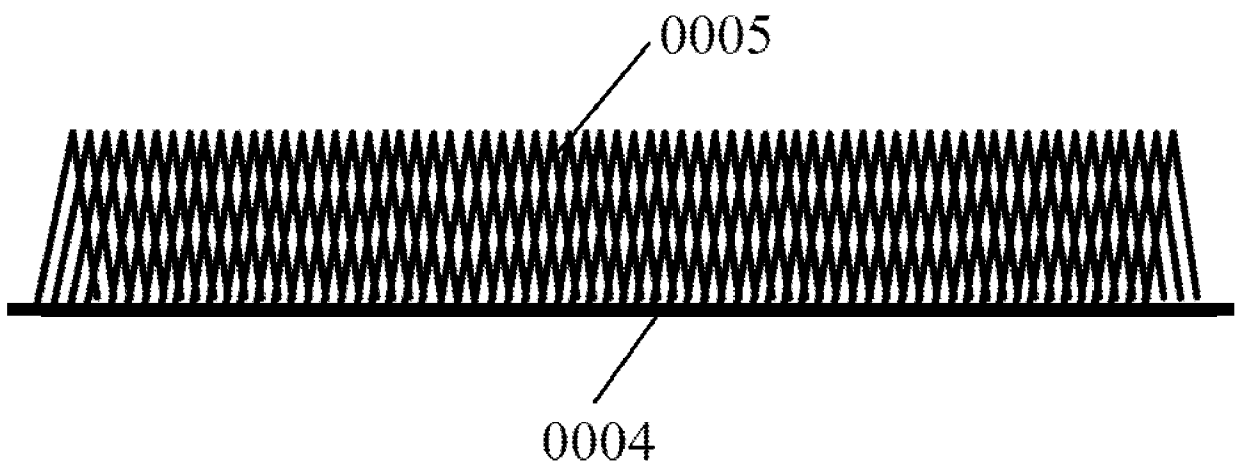


图 6

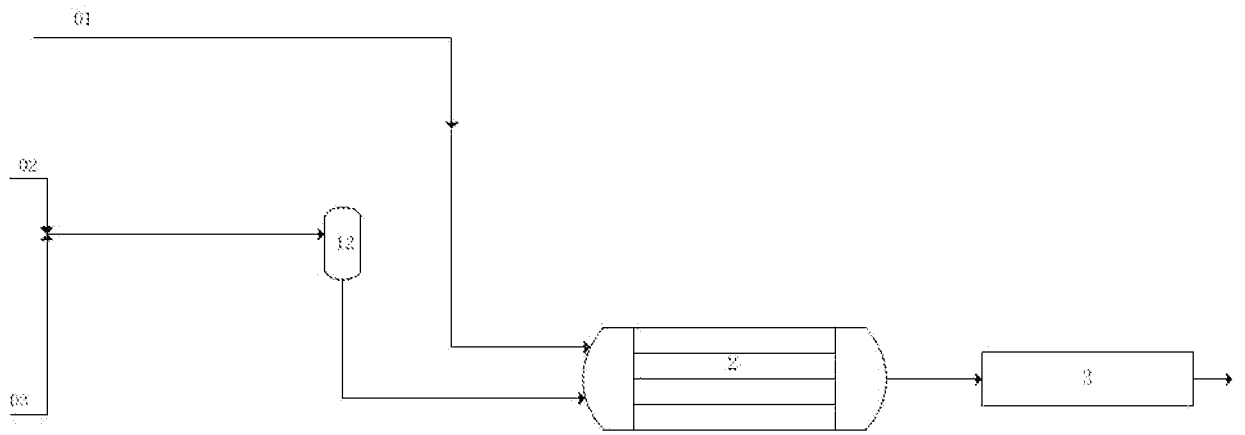


图 7

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/CN2021/088330

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER		
B01J 19/00(2006.01)i; C08F 4/65(2006.01)i; C07C 4/06(2006.01)i		
According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED		
Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols) B01J; C08F; C07C		
Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched		
Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used) CNABS, CNTXT, SIPOABS, DWPI, CNKI: 烯烃, 聚合, 微通道, 微反应, 微流体, 反应器, 催化剂, 混合, 进料, 原料, alkene, olefin, alpha, micro+, channel, flow, reactor, feeding, catalyst, mix+, raw, material		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
Y	CN 107586248 A (SHANGHAI NACO LUBRICATION COMPANY LIMITED) 16 January 2018 (2018-01-16) description paragraphs 11-28 and figure 1	1-13
Y	CN 107245118 A (NANJING TECH UNIVERSITY) 13 October 2017 (2017-10-13) description, paragraphs 16-21	1-13
Y	CN 107488242 A (SHANGHAI NACO LUBRICATION COMPANY LIMITED) 19 December 2017 (2017-12-19) description paragraphs 12-19 and figure 1	1-13
Y	CN 106215828 A (SHANGHAI ADVANCED RESEARCH INSTITUTE, CHINESE ACADEMY OF SCIENCES) 14 December 2016 (2016-12-14) description, paragraph 92 and figure 3	1-13
A	CN 111013511 A (CHINA PETROLEUM & CHEMICAL CORPORATION et al.) 17 April 2020 (2020-04-17) entire document	1-13
A	US 2020062877 A1 (KNOPF IOANA et al.) 27 February 2020 (2020-02-27) entire document	1-13
<input type="checkbox"/> Further documents are listed in the continuation of Box C. <input checked="" type="checkbox"/> See patent family annex.		
* Special categories of cited documents: "A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance "E" earlier application or patent but published on or after the international filing date "L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified) "O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means "P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed "T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention "X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone "Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art "&" document member of the same patent family		
Date of the actual completion of the international search 11 July 2021		Date of mailing of the international search report 21 July 2021
Name and mailing address of the ISA/CN China National Intellectual Property Administration (ISA/CN) No. 6, Xitucheng Road, Jimenqiao, Haidian District, Beijing 100088 China		Authorized officer
Facsimile No. (86-10)62019451		Telephone No.

INTERNATIONAL SEARCH REPORT
Information on patent family members

International application No.

PCT/CN2021/088330

Patent document cited in search report			Publication date (day/month/year)	Patent family member(s)	Publication date (day/month/year)	
CN	107586248	A	16 January 2018	None		
CN	107245118	A	13 October 2017	CN	107245118 B	14 June 2019
CN	107488242	A	19 December 2017	None		
CN	106215828	A	14 December 2016	None		
CN	111013511	A	17 April 2020	None		
US	2020062877	A1	27 February 2020	MX	2019010005 A	19 December 2019
				EP	3585824 A2	01 January 2020
				CA	3054300 A1	30 August 2018
				WO	2018156766 A2	30 August 2018
				WO	2018156766 A3	04 October 2018

国际检索报告

国际申请号

PCT/CN2021/088330

<p>A. 主题的分类</p> <p>B01J 19/00(2006.01)i; C08F 4/65(2006.01)i; C07C 4/06(2006.01)i</p> <p>按照国际专利分类(IPC)或者同时按照国家分类和IPC两种分类</p>																							
<p>B. 检索领域</p> <p>检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号)</p> <p>B01J; C08F; C07C</p> <p>包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献</p> <p>在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称, 和使用的检索词(如使用))</p> <p>CNABS, CNTXT, SIP0ABS, DWPI, CNKI:烯烃, 聚合, 微通道, 微反应, 微流体, 反应器, 催化剂, 混合, 进料, 原料, alkene, olefin, alpha, micro+, channel, flow, reactor, feeding, catalyst, mix+, raw, material</p>																							
<p>C. 相关文件</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>类型*</th> <th>引用文件, 必要时, 指明相关段落</th> <th>相关的权利要求</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Y</td> <td>CN 107586248 A (上海纳克润滑技术有限公司) 2018年 1月 16日 (2018 - 01 - 16) 说明书第11-28段和附图1</td> <td>1-13</td> </tr> <tr> <td>Y</td> <td>CN 107245118 A (南京工业大学) 2017年 10月 13日 (2017 - 10 - 13) 说明书第16-21段</td> <td>1-13</td> </tr> <tr> <td>Y</td> <td>CN 107488242 A (上海纳克润滑技术有限公司) 2017年 12月 19日 (2017 - 12 - 19) 说明书第12-19段和附图1</td> <td>1-13</td> </tr> <tr> <td>Y</td> <td>CN 106215828 A (中国科学院上海高等研究院) 2016年 12月 14日 (2016 - 12 - 14) 说明书第92段和附图3</td> <td>1-13</td> </tr> <tr> <td>A</td> <td>CN 111013511 A (中国石油化工股份有限公司等) 2020年 4月 17日 (2020 - 04 - 17) 全文</td> <td>1-13</td> </tr> <tr> <td>A</td> <td>US 2020062877 A1 (KNOPF IOANA等) 2020年 2月 27日 (2020 - 02 - 27) 全文</td> <td>1-13</td> </tr> </tbody> </table>			类型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求	Y	CN 107586248 A (上海纳克润滑技术有限公司) 2018年 1月 16日 (2018 - 01 - 16) 说明书第11-28段和附图1	1-13	Y	CN 107245118 A (南京工业大学) 2017年 10月 13日 (2017 - 10 - 13) 说明书第16-21段	1-13	Y	CN 107488242 A (上海纳克润滑技术有限公司) 2017年 12月 19日 (2017 - 12 - 19) 说明书第12-19段和附图1	1-13	Y	CN 106215828 A (中国科学院上海高等研究院) 2016年 12月 14日 (2016 - 12 - 14) 说明书第92段和附图3	1-13	A	CN 111013511 A (中国石油化工股份有限公司等) 2020年 4月 17日 (2020 - 04 - 17) 全文	1-13	A	US 2020062877 A1 (KNOPF IOANA等) 2020年 2月 27日 (2020 - 02 - 27) 全文	1-13
类型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求																					
Y	CN 107586248 A (上海纳克润滑技术有限公司) 2018年 1月 16日 (2018 - 01 - 16) 说明书第11-28段和附图1	1-13																					
Y	CN 107245118 A (南京工业大学) 2017年 10月 13日 (2017 - 10 - 13) 说明书第16-21段	1-13																					
Y	CN 107488242 A (上海纳克润滑技术有限公司) 2017年 12月 19日 (2017 - 12 - 19) 说明书第12-19段和附图1	1-13																					
Y	CN 106215828 A (中国科学院上海高等研究院) 2016年 12月 14日 (2016 - 12 - 14) 说明书第92段和附图3	1-13																					
A	CN 111013511 A (中国石油化工股份有限公司等) 2020年 4月 17日 (2020 - 04 - 17) 全文	1-13																					
A	US 2020062877 A1 (KNOPF IOANA等) 2020年 2月 27日 (2020 - 02 - 27) 全文	1-13																					
<p><input type="checkbox"/> 其余文件在C栏的续页中列出。</p> <p><input checked="" type="checkbox"/> 见同族专利附件。</p>																							
<p>* 引用文件的具体类型:</p> <p>“A” 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件</p> <p>“E” 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利</p> <p>“L” 可能对优先权要求构成怀疑的文件, 或为确定另一篇引用文件的公布日而引用的或者因其他特殊理由而引用的文件(如具体说明的)</p> <p>“O” 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件</p> <p>“P” 公布日先于国际申请日但迟于所要求的优先权日的文件</p> <p>“T” 在申请日或优先权日之后公布, 与申请不相抵触, 但为了理解发明之理论或原理的在后文件</p> <p>“X” 特别相关的文件, 单独考虑该文件, 认定要求保护的发明不是新颖的或不具有创造性</p> <p>“Y” 特别相关的文件, 当该文件与另一篇或者多篇该类文件结合并且这种结合对于本领域技术人员为显而易见时, 要求保护的发明不具有创造性</p> <p>“&” 同族专利的文件</p>																							
<p>国际检索实际完成的日期</p> <p>2021年 7月 11日</p>		<p>国际检索报告邮寄日期</p> <p>2021年 7月 21日</p>																					
<p>ISA/CN的名称和邮寄地址</p> <p>中国国家知识产权局(ISA/CN) 中国北京市海淀区蓟门桥西土城路6号 100088</p> <p>传真号 (86-10)62019451</p>		<p>授权官员</p> <p>王东升</p> <p>电话号码 62084844</p>																					

国际检索报告
关于同族专利的信息

国际申请号

PCT/CN2021/088330

检索报告引用的专利文件			公布日 (年/月/日)	同族专利			公布日 (年/月/日)
CN	107586248	A	2018年 1月 16日	无			
CN	107245118	A	2017年 10月 13日	CN	107245118	B	2019年 6月 14日
CN	107488242	A	2017年 12月 19日	无			
CN	106215828	A	2016年 12月 14日	无			
CN	111013511	A	2020年 4月 17日	无			
US	2020062877	A1	2020年 2月 27日	MX	2019010005	A	2019年 12月 19日
				EP	3585824	A2	2020年 1月 1日
				CA	3054300	A1	2018年 8月 30日
				WO	2018156766	A2	2018年 8月 30日
				WO	2018156766	A3	2018年 10月 4日