

(21)申請案號：110114210

(22)申請日：中華民國 110 (2021) 年 04 月 20 日

(51)Int. Cl. : **B01J19/00 (2006.01)****B01J19/24 (2006.01)****B01J4/02 (2006.01)****C07C2/20 (2006.01)**

(30)優先權：2020/04/20 中國大陸

202010309683.4

(71)申請人：大陸商中國石油化工科技開發有限公司(中國大陸) CHINA PETROCHEMICAL TECHNOLOGY CO., LTD. (CN)

中國大陸

(72)發明人：成欣 CHENG, XIN (CN)；蘇朔 SU, SHUO (CN)；徐冰 XU, BING (CN)；黃作鑫 HUANG, ZUOXIN (CN)；唐曉津 TANG, XIAOJIN (CN)；黃濤 HUANG, TAO (CN)；韓穎 HAN, YING (CN)；段慶華 DUAN, QINGHUA (CN)；么佳耀 YAO, JIAYAO (CN)

(74)代理人：陳展俊

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：13 項 圖式數：7 共 69 頁

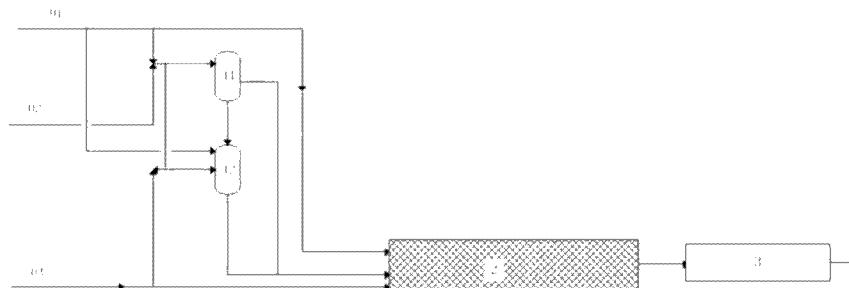
(54)名稱

製備聚 α -烯烴的裝置和方法

(57)摘要

本發明提供一種製備聚 α -烯烴的裝置和方法。本發明的製備聚 α -烯烴的裝置，包括依次相連的輸入單元(1)、微通道反應器(2)、後處理單元(3)，所述輸入單元包括使烯烴原料、助劑進料和 BF_3 催化劑輸送至微通道反應器(2)的混合器和/或管線。本發明的裝置和方法能夠實現催化劑、助劑進料和烯烴原料的靈活快速混合，聚合反應速度快，質傳熱傳效果好，反應轉化率高，產物選擇性好、性能優良，適合大規模工業生產。

指定代表圖：



【圖1】

符號簡單說明：

2:微通道反應器

3:後處理單元

01: BF_3 催化劑入口

02:助劑進料入口

03:烯烴原料入口

11:使 BF_3 催化劑與助劑進料混合的混合器12:使 BF_3 催化劑與助劑進料的混合物和烯烴原料混合的混合器



202146109

【發明摘要】

【中文發明名稱】 製備聚 α -烯烴的裝置和方法

【中文】

本發明提供一種製備聚 α -烯烴的裝置和方法。本發明的製備聚 α -烯烴的裝置，包括依次相連的輸入單元(1)、微通道反應器(2)、後處理單元(3)，所述輸入單元包括使烯烴原料、助劑進料和 BF_3 催化劑輸送至微通道反應器(2)的混合器和/或管線。本發明的裝置和方法能夠實現催化劑、助劑進料和烯烴原料的靈活快速混合，聚合反應速度快，質傳熱傳效果好，反應轉化率高，產物選擇性好、性能優良，適合大規模工業生產。

【指定代表圖】 圖1

【代表圖之符號簡單說明】

2：微通道反應器

3：後處理單元

01： BF_3 催化劑入口

02：助劑進料入口

03：烯烴原料入口

11：使 BF_3 催化劑與助劑進料混合的混合器

12：使 BF_3 催化劑與助劑進料的混合物和烯烴原料混合的混合器

【特徵化學式】 無

【發明說明書】

【中文發明名稱】 製備聚 α -烯烴的裝置和方法

【技術領域】

【0001】 本發明涉及一種製備聚 α -烯烴的裝置和方法，特別涉及一種使用微通道反應器製備聚 α -烯烴的裝置和方法。

【先前技術】

【0002】 聚 α -烯烴通常是由一種或多種線性 α -烯烴在催化劑作用下經過均聚反應聚合而成的。聚 α -烯烴經過分離、氫化等化工過程後得到的氫化聚 α -烯烴可以用於調製高品質合成基礎油。聚 α -烯烴合成基礎油也稱作PAO合成基礎油，具有高黏度指數、超低傾點、極佳的熱及氧化穩定性、高閃點等優異性能，因而具有廣泛用途。PAO合成基礎油按100°C動力黏度劃分代號，主流產品包括PAO4、PAO6、PAO8、PAO10、PAO40、PAO100等，其中100°C動力黏度在4~8 cSt之間的低黏度PAO是用量最大的，主要用於調製各類高檔的發動機油。低黏度PAO的使用可以減少發動機冷轉矩損失，同時可延長換油週期，提高燃料經濟性。

【0003】 傳統的聚 α -烯烴製備方法通常採用路易士酸催化劑系統使 α -烯烴發生均聚反應，反應過程中會生成不同聚合度的聚合體。目前，工業上低黏度聚 α -烯烴生產所採用的催化劑主要是BF₃-助劑催化劑。典型的生產工藝採用間歇式或連續式攪拌釜反應器。在BF₃-助劑催化 α -烯烴的均聚反應系統中，氣相BF₃與液相的助劑、 α -烯烴需要充分分散混合，部分溶解形成活性態陽離子

催化劑進而引發 α -烯烴均聚反應， BF_3 溶解與相間質傳決定了宏觀反應速率和轉化率等。另外，如果反應時間過短，則烯烴轉化率往往較低，產品產率不高。如果反應時間過長，則形成的 α -烯烴寡聚物會發生導致聚合度增大的二次聚合反應、以及導致黏度指數下降的異構化反應等副反應。

【0004】 US 4045508A公開了一種連續製備聚 α -烯烴的方法，其特徵在於結合了攪拌反應釜與管式反應器，來控制多步驟聚合過程。但該工藝導致寡聚物發生較多的二次聚合反應，三聚體含量大幅度降低。

【0005】 CN 104370675B公開了一種以連續方式製備聚 α -烯烴的方法，該方法將 α -烯烴以連續的方式引入玻璃質微通道連續反應器，在存在鋁化合物催化劑和助劑的條件下進行聚合反應得到聚 α -烯烴。該工藝的催化劑消耗量大，而且需要較高的反應溫度。

【0006】 現有技術報導的間歇攪拌釜式反應工藝存在攪拌反應釜體積大，占地多，對工藝參數控制要求往往十分苛刻，工藝操作複雜，需要較長的反應時間和生產週期等不足之處，其連續製備工藝也無法實現理想的轉化率和選擇性，而且這兩種工藝都無法很好地處理產物中的催化劑。因此，本領域需要高轉化率、高選擇性、工藝簡單、投資成本低且安全環保的製備 α -烯烴寡聚物的裝置和方法。

【0007】 需要說明的是，前述背景技術部分公開的資訊僅用於加強對本發明的背景理解，因此它可以包括不對本領域普通技術人員構成已知的現有技術的資訊。

【發明內容】

【0008】 本發明提供一種製備聚 α -烯烴的裝置和方法。

【0009】 具體而言，本發明包括以下方面的內容。

【0010】 第一方面，本發明提供一種製備聚 α -烯烴的裝置。

【0011】 本發明的製備聚 α -烯烴的裝置中，包括依次相連的輸入單元1、微通道反應器2、後處理單元3，所述輸入單元包括使烯烴原料、助劑進料和 BF_3 催化劑輸送至微通道反應器2的混合器和/或管線，所述輸入單元1至少包括使至少一部分助劑進料和至少一部分 BF_3 催化劑混合的混合器和使至少一部分 BF_3 催化劑單獨進料至微通道反應器2的管線。

【0012】 根據本發明的裝置，所述輸入單元1中的混合器可以是靜態和/或動態混合器，優選靜態混合器，更優選強化混合的靜態混合器。可選地，所述混合器的結構及參數為：工作溫度為 20~200°C，工作壓力上限不超過20 MPa。當使用多個混合器時，所述多個混合器之間可以並聯，也可以串聯，或既有並聯、又有串聯的連接方式。所述混合器可以帶熱交換層，也可以沒有熱交換層。所述混合器中可以有填料，也可以沒有填料；所述混合器中的填料可以選自Pall環、陶瓷球、規整填料、波紋填料、金屬絲網或塑膠環。

【0013】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，所述輸入單元1可以包括使所述 BF_3 催化劑、助劑進料和烯烴原料的各自部分原料混合的混合器，和使所述 BF_3 催化劑、助劑進料和烯烴原料的各自剩餘原料按其原料類別單獨通入微通道反應器2的管線(以下，也稱為配置方式1)。

【0014】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，可選地，所述輸入單元1包括使部分 BF_3 催化劑和全部助劑進料混合的混合器，使剩餘 BF_3

催化劑單獨通入微通道反應器2的管線，和使全部烯烴原料單獨通入微通道反應器2的管線(以下，也稱為配置方式2)。

【0015】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，可選地，所述輸入單元1包括使部分 BF_3 催化劑和部分助劑進料混合的混合器，和使剩餘 BF_3 催化劑、剩餘助劑進料和全部烯烴原料各自單獨通入微通道反應器2的管線(以下，也稱為配置方式3)。

【0016】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，可選地，所述輸入單元1包括使部分 BF_3 催化劑、部分助劑進料和全部烯烴原料混合的混合器，和使剩餘 BF_3 催化劑、剩餘的助劑進料各自單獨通入微通道反應器2的管線(以下，也稱為配置方式4)。

【0017】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，可選地，所述輸入單元1包括使部分 BF_3 催化劑、全部助劑進料和部分烯烴原料混合的混合器，和使剩餘的 BF_3 催化劑、剩餘烯烴原料各自單獨通入微通道反應器2的管線(以下，也稱為配置方式5)。

【0018】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，可選地，所述輸入單元1包括使部分 BF_3 催化劑、全部助劑進料和全部烯烴原料混合的混合器，和使剩餘的 BF_3 催化劑單獨通入微通道反應器2的管線(以下，也稱為配置方式6)。

【0019】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，優選地，所述輸送單元1中混合 BF_3 催化劑、助劑進料和烯烴原料時(即，上述配置方式1、配置方式4、配置方式5、配置方式6)，輸送單元1包含使該三種原料中的任意兩種混合的第一混合器、和使來自第一混合器的混合物與剩餘一種原料混合的第

二混合器，其中的第一混合器與第二混合器連通，第二混合器與微通道反應器2連通。更優選地，輸送單元1包括使選自烯烴原料和 BF_3 氣體中的一種與助劑進料混合的第一混合器、和進一步將混合物與選自烯烴原料和 BF_3 氣體中的另外一種混合的第二混合器。例如，輸送單元1包括使烯烴原料與助劑進料混合的第一混合器、和將混合物與 BF_3 氣體混合的第二混合器；或者輸送單元1包括使 BF_3 氣體與助劑進料混合的第一混合器、和將混合物與烯烴原料的混合的第二混合器。所述輸送單元1還包括使剩餘原料各自單獨地進料到微通道反應器2連通的管線。

【0020】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，優選地，所述輸入單元1包括使部分 BF_3 催化劑和全部助劑進料混合的第一混合器，使第一混合器混合後的物料與全部烯烴原料混合的第二混合器，和使剩餘 BF_3 催化劑單獨通入微通道反應器2的管線。其中的第一混合器與第二混合器連通，第二混合器與微通道反應器2連通。

【0021】 根據本發明的裝置，所述微通道反應器2能夠使來自輸入單元中的混合器的混合物料、來自輸入單元中的各單獨管線的物料在其中進行微通道反應。微通道反應器2的數目可以為一個或多個，優選一個、兩個、三個、四個、五個或六個；當採用多個微通道反應器2時，多個微通道反應器2之間可以串聯，也可以並聯，也可以既有並聯、又有串聯。所述微通道反應器2的結構及參數為：反應通道為並聯的2~10000通道，工作溫度範圍為 $-70-300^\circ\text{C}$ ，允許的最大反應壓力不超過20 MPa，允許的最大熱傳介質壓力不超過10 MPa；無混合插片時流體通道體積為0.1~20000 L，體積流速為1~50000 L/H。進一步優選反應通道為2~5000通道，更優選2~500通道。例如，反應通道可以為2、3、

4、5、6、7、8、9、10、11、12、13、14、15、16、17、18、19、20、21、22等。本發明的微通道反應器中，各反應通道的橫截面積可以為 1 mm^2 - 150 mm^2 ，長度可以為 50 mm - 5000 mm 。優選地，在各反應通道中設置可以促進反應物流混合的混合構件，該混合構件為本領域公知的可以促進反應物流混合、增強湍動的構件，其可以為混合碟片、本發明所述的第一混合件、第二混合件。優選地，本發明的微通道反應器具備用於引入反應氣體的總管和將反應氣體分佈到各反應通道的支管。

【0022】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，優選的微通道反應器2(以下有時也稱為本發明的優選微通道反應器)包括：

【0023】 殼體003；在所述殼體003中沿第一方向依次排列並連通的進料區023、混合區008、反應區009和收集區024，其中，所述殼體003設置有與所述進料區023連通的進料管002和與所述收集區024連通的出料管001，所述混合區008中設置有沿所述第一方向延伸的混合通道014；

【0024】 流體分佈管017，所述流體分佈管017從所述殼體003外部延伸到所述混合通道014中，所述流體分佈管017位於所述混合通道014中的一端連接有流體分佈器016；

【0025】 所述進料管002用於輸入來自輸入單元1的原料，所述流體分佈管017連接於輸入單元1的單獨進料的 BF_3 催化劑的管線，能夠用於輸入 BF_3 催化劑，所述出料管001連接於高壓分離單元3。

【0026】 在本發明的一個實施方式中，所述進料管002可以存在多個，其數目對應於來自輸入單元1的除單獨進料 BF_3 催化劑的管線之外的管線。這些管線包括對微通道反應器單獨進料(除單獨進料 BF_3 催化劑之外)的管線以及最後

一級混合器連接微通道反應器的管線。本發明中，上述“最後一級混合器”是指，在輸入單元1中的、使原料混合，並隨後通過管線與微通道反應器連接的混合器。

【0027】 本發明中，所述第一方向為物料的流動方向，其可以為水準方向、豎直方向等。優選為豎直方向，更優選為由下至上的豎直方向。

【0028】 在本發明的一個實施方式中，本發明中，混合區008與進料區023可以通過第一隔板019分隔，第一隔板019上設置有多個通孔，每個通孔對齊於混合通道014，以使混合區008與進料區023連通。

【0029】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，優選地，所述進料管連接於輸入單元1的混合器，用於輸入選自至少一部分烯烴原料、至少一部分助劑進料和至少一部分 BF_3 催化劑中的至少兩種的混合物。

【0030】 在本發明的一個實施方式中，優選地，所述流體分佈器選自具有微孔的粉末燒結體、中孔泡沫材料、絲網、具有微型條縫或微孔的管中的至少一者。優選地，所述流體分佈器為具有微孔的圓柱形的粉末燒結體。

【0031】 在本發明的一個實施方式中，優選地，所述流體分佈器的橫截面積為 0.01 cm^2 - 200 cm^2 ，長度為 1 mm - 2000 m 。

【0032】 在本發明的一個實施方式中，所述混合通道的橫截面為圓形。所述混合通道的橫截面積為 0.05 cm^2 - 400 cm^2 ，長度為 50 mm - 5000 mm 。

【0033】 本發明中，混合通道014的長度和橫截面積均大於流體分佈器016的長度和橫截面積。

【0034】 在本發明的一個實施方式中，所述混合區中設置有2~100個(優選2~50個，更優選2~10個)所述混合通道，所述流體分佈管017包括從所述殼體

外部延伸到所述進料區中的主管以及從所述進料區延伸到每個所述混合通道014中的支管，在支管末端連接有流體分佈器016。

【0035】 在本發明的一個實施方式中，所述混合通道014中，在所述流體分佈器016的下游設置有第一混合件015。

【0036】 在本發明的一個實施方式中，所述第一混合件015中設置有沿第一方向交替排列連通的主流部和支流部，所述主流部中設置有單個的主流路，所述支流部中設置有多個支流路。優選地，所述支流部的下游設置有連通於多個支流路的收集腔。所述第一混合件可以由沿第一方向排列的多個板件(數量可以為2~100個，優選2~50個，更優選10~30個)(厚度約為0.2 mm-10 mm)拼接形成，每個板件上形成為對應於主流路0001、支流路0002以及收集腔0003的孔、腔等結構，便於加工製造。

【0037】 在本發明的一個實施方式中，所述混合區可以包括設置在所述殼體中的第一熱交換腔013，所述混合通道設置在所述第一熱交換腔中，所述殼體上設置有與所述第一熱交換腔連通的第一熱交換介質入口004和第一熱交換介質出口005。

【0038】 在本發明的一個實施方式中，所述第一熱交換腔與所述混合通道的容積比為2-50；優選地，所述第一熱交換腔與所述混合通道的容積比為5-30。在混合區008中，混合通道014與第一熱交換腔013彼此隔離不連通，但彼此之間可以實現熱傳導，混合通道014可以採用導熱性能良好的管件。

【0039】 在本發明的一個實施方式中，所述混合區和所述反應區之間設置有過渡區020，所述過渡區設置有沿第一方向排列連通的截面恒定的穩定通

道021和截面逐漸擴大的擴散通道022，所述穩定通道連通於所述混合通道，所述擴散通道連通於所述反應區。

【0040】 在本發明的一個實施方式中，所述穩定通道上連接有延伸到所述殼體外部的排料管018。

【0041】 在本發明的一個實施方式中，所述擴散通道中設置有具有篩孔或條縫的擴散板。

【0042】 在本發明的一個實施方式中，過渡區020的兩端分別設置具有通孔的隔板，以分別與混合區008(主要為第一熱交換腔013)和反應區009(主要為第二熱交換腔012)隔離，並通過各隔板上的各通孔分別連通於各個混合通道014和各個反應通道010，擴散通道022和穩定通道021可以為設置在兩個隔板之間的管件。

【0043】 在本發明的一個實施方式中，所述反應區中設置有多個沿第一方向延伸的、經由穩定通道021和擴散通道022與所述混合通道連通的並聯的反應通道。所述反應通道的橫截面為圓形、矩形、三角形中的至少一種。反應通道的數目例如為2~10000通道，優選為2~5000通道，更優選為2~500通道。

【0044】 在本發明的一個實施方式中，所述反應通道中設置有第二混合件，所述第二混合件包括沿所述第一方向延伸的基條和連接於所述基條並橫向於所述基條延伸的齒部；所述齒部為三角形、弓形、波浪形、螺旋形中的至少一種。優選地，所述齒部為三角形，在所述三角形鄰近所述基條的一條邊上，其中一個角連接於所述基條，另一個角與所述基條相距0.01 mm-20 mm。

【0045】 在本發明的一個實施方式中，每個所述反應通道中各自獨立地設置有多個(數量可以為2~100個，優選2~50個，更優選10~30個)層疊間隔的所述第二混合件，所述第二混合件的所述齒部彼此交錯設置。

【0046】 優選地，所述反應通道的橫截面為矩形，所述齒部在所述矩形的一組對邊之間延伸。

【0047】 在本發明的一個實施方式中，所述反應通道的橫截面積為 1 mm^2 - 150 mm^2 ，長度為50 mm-5000 mm，所述反應通道之間的最小間距為1 mm-50 mm，所述第二混合件的厚度為0.1 mm-3 mm，相鄰的所述齒部的間距為1 mm-50 mm，優選地，所述反應通道的長度為100 mm-3000 mm，所述反應通道之間的最小間距為3 mm-30 mm，所述第二混合件的厚度為0.2 mm-2 mm，相鄰的所述齒部的間距為1.5 mm-20 mm。

【0048】 在本發明的一個實施方式中，所述反應區可以設置有位於所述殼體中的第二熱交換腔012，所述反應通道設置在所述第二熱交換腔中，所述殼體上設置有與所述第二熱交換腔連通的第二熱交換介質入口006和第二熱交換介質出口007。

【0049】 在本發明的一個實施方式中，所述第二熱交換腔與所述反應通道的容積比為2-50；優選地，所述第二熱交換腔與所述反應通道的容積比為5-30。

【0050】 在本發明的一個實施方式中，第二熱交換腔012可以主要由殼體003形成，並且兩端分別為反應區009與收集區024之間的第二隔板025以及與過渡區020的隔板。

【0051】 根據本發明的裝置，所述後處理單元3能夠對進入其中的物料進行後處理，得到聚烯烴產物。所述後處理單元3可以選用吸附裝置、離心裝置、沉降裝置、鹼洗裝置、水洗裝置和氣液分離裝置中的一種或多種。

【0052】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，在所述吸附裝置中，經所述吸附裝置中的吸附劑吸附後除去所述物料中的催化劑，得到聚烯烴的粗產物，可以對所述聚烯烴的粗產物進行進一步的後處理，得到最終的聚烯烴產物。所述吸附劑可以是金屬氧化物、離子交換樹脂和活性白土中的一種或多種。所述的金屬氧化物優選自氧化鉀、氧化鈣、氧化鈉、氧化鎂、氧化鋁和氧化鋇中的一種或多種。所述吸附裝置可以是流化床、固定床和連續攪拌釜中的一種或多種。

【0053】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，所述沉降裝置或離心裝置能夠將發生聚合反應後的物料分離為輕液相和重液相，所述的輕液相為聚烯烴的粗產物，可以對其進行進一步後處理，得到最終的聚烯烴產物；所述的重液相包含助劑進料與 BF_3 的錯合物以及未反應的烯烴原料，其可以返回所述輸入單元或所述微通道反應器循環回收使用。其中所述的離心裝置優選離心機，可以為碟式離心機、管式離心機和臥式離心機中的一種或多種。

【0054】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，所述鹼洗裝置能夠將發生聚合反應後的物料通入到鹼性水溶液中，除去催化劑後再經水洗、液液分離、乾燥得到最終的聚烯烴產物。

【0055】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，所述水洗裝置能夠將發生聚合反應後的物料通入水中，水洗除去催化劑後再經液液分離、乾燥得到最終的聚烯烴產物。

【0056】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的裝置，所述氣液分離裝置能夠將發生聚合反應後的物料經過氣液分離脫除催化劑，氣液分離後的液相經後處理得到最終的聚烯烴產物，氣液分離出的氣相(BF₃氣體)可以循環回收使用。

【0057】 根據本發明的裝置，以微通道反應器2中的BF₃總質量計，直接進料至微通道反應器2的BF₃催化劑與在輸入單元1的混合器中混合的BF₃催化劑的質量分配比為90~10:10~90，優選80~40:20~60，更優選70~50:30~50。

【0058】 本發明中，所述微通道反應器2中的BF₃總質量是指，微通道反應器2中與助劑進料錯合的錯合物中的BF₃和游離的BF₃的總質量。也可以說，是從輸入單元1的最後一級混合器輸送到微通道反應器中的物料中的BF₃質量(物料中的錯合物中的BF₃和游離的BF₃的總質量)和獨立地進料到微通道反應器中的BF₃催化劑的總質量。也即進料到輸入單元1的BF₃和單獨地進料到微通道反應器2中的BF₃的總質量。本發明中，BF₃催化劑是指未與助劑進料錯合的游離BF₃，也稱為BF₃氣體、BF₃。

【0059】 本發明的製備聚 α -烯烴的裝置能夠用於合成聚 α -烯烴合成油。本發明的裝置能夠實現催化劑、助劑進料和烯烴原料的靈活快速混合，聚合反應速度快，質傳熱傳效果好，反應轉化率高，產物選擇性好、性能優良，適合大規模工業生產。

【0060】 本發明中，採用了優選微通道反應器的製備聚 α -烯烴的裝置可以實現反應系統的連續高效混合，能夠保持流體近似塞流的流動並進行混合，盡可能保證反應流體停留時間的一致性，避免由於停留時間分佈造成的不理想的產物選擇性。

【0061】 第二方面，本發明提供一種製備聚 α -烯烴的方法。

【0062】 本發明的製備聚 α -烯烴的方法，包括：使 BF_3 催化劑、助劑進料和烯烴原料經由輸送單元通入微通道反應器，在微通道反應器發生聚合反應後，經後處理後得到聚烯烴產物，其中，在輸送單元中，使至少一部分助劑進料和至少一部分 BF_3 催化劑混合，同時使至少一部分 BF_3 催化劑單獨進料至微通道反應器。

【0063】 根據本發明的方法，優選的是，在輸送單元中，使至少一部分烯烴原料、至少一部分助劑進料和至少一部分 BF_3 催化劑混合。

【0064】 在本發明的一個實施方式中，所述烯烴原料中的烯烴為選自 $\text{C}_3\sim\text{C}_{20}$ 的 α -烯烴中的一種或多種，優選為 $\text{C}_5\sim\text{C}_{15}$ 的 α -烯烴中的一種或多種，更優選為 $\text{C}_7\sim\text{C}_{14}$ 的 α -烯烴中的一種或多種。例如，可以為壬烯、癸烯等製備PAO合成基礎油常用的烯烴。

【0065】 在本發明的一個實施方式中，所述烯烴原料中可以進一步包含 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烴和/或 $\text{C}_1\sim\text{C}_{20}$ 的含氧化合物作為溶劑。所述 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烴相對於所述烯烴原料的總質量，質量分數可以為0~80%，優選0.5~50%，最優選1~30%。所述 $\text{C}_1\sim\text{C}_{20}$ 的含氧化合物相對於所述烯烴原料的總質量，質量分數可以為0~20%，優選0~10%，最優選0.001~5%。所述 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烴可以為正構鏈烷烴、異構鏈烷烴和環烷烴中的一種或多種；所述 $\text{C}_1\sim\text{C}_{20}$ 的含氧化合物可以為正構醇、異構醇和酮中的一種或多種。所述 $\text{C}_3\sim\text{C}_{20}$ 的 α -烯烴與 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烴、 $\text{C}_1\sim\text{C}_{20}$ 的含氧化合物的混合物(即烯烴原料)可以選用費托烯烴原料。

【0066】 在本發明的一個實施方式中，所述助劑進料可以為常用的可以作為 BF_3 的給電子體的助劑進料，可以為選自碳原子數為1~20的醇、碳原子數

為1~20的醚、碳原子數為1~20的醛、碳原子數為1~20的酮、碳原子數為1~30的酯、碳原子數為1~20的羧酸和碳原子數為1~20的酚中的一種或多種，優選碳原子數為1~10的醇，更優選碳原子數為3~5的醇，例如可以選用正丙醇、異丙醇、正丁醇、異丁醇、正戊醇和異戊醇中的一種或多種。

【0067】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，優選地，微通道反應器中，所述助劑進料、烯烴原料、 BF_3 催化劑的總量之間的質量比為1：1~1000：1~500(優選1：1~500：1~200，最優選1：10~250：1~100)。所述助劑進料、烯烴原料、 BF_3 催化劑的總量之間的質量比是指所有原料進料到微通道反應器中時、各原料單獨計算時的原料的質量比，即，可以是緊鄰流體分佈器下游的物料中各反應原料的比例。此時，助劑進料的質量包括 BF_3 錯合物中的助劑的質量， BF_3 的質量包括 BF_3 錯合物中的 BF_3 的質量。

【0068】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，在輸送單元中，可以使所述 BF_3 催化劑、助劑進料和烯烴原料的各自部分原料混合後通入微通道反應器，並且，使所述 BF_3 催化劑、助劑進料和烯烴原料的各自剩餘原料按其原料類別單獨通入微通道反應器(以下，也稱為進料方式1)。

【0069】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，在輸送單元中，可以使部分 BF_3 催化劑和全部助劑進料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘 BF_3 催化劑和全部烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(以下，也稱為進料方式2)。優選地，所述部分 BF_3 催化劑和全部助劑進料在混合器中混合時，所述部分 BF_3 催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述全部助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~1000 L/H，優選0.1~800 L/H，最優選0.2~500 L/H，所述部分 BF_3 催化

劑與全部助劑進料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是0.01~2000 L/H，優選0.1~1600 L/H，最優選0.2~1000 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H，所述全部烯烴原料單獨通入微通道反應器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H。

【0070】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，在輸送單元中，可以使部分BF₃催化劑和部分助劑進料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑、剩餘助劑進料和全部烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(以下，也稱為進料方式3)。優選地，所述部分BF₃催化劑和部分助劑進料在混合器中混合時，所述部分BF₃催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述部分助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~800 L/H，優選0.1~500 L/H，最優選0.2~400 L/H，所述部分BF₃催化劑與部分的助劑進料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是0.01~1600 L/H，優選0.1~1400 L/H，最優選0.2~800 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~120000 L/H，優選5~80000 L/H，最優選10~40000 L/H，所述剩餘助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~200 L/H，優選0.1~150 L/H，最優選0.2~100 L/H，所述全部烯烴原料單獨通入微通道反應器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H)。

【0071】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，在輸送單元中，可以使部分BF₃催化劑、部分助劑進料和全部烯烴原料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑、剩餘助劑進料各自單獨通入微通道反應器(以下，也稱為進料方式4)。優選地，所述部分BF₃催化劑、部分助劑進

料和全部烯烴原料在混合器中混合時，所述部分 BF_3 催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述部分助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~800 L/H，優選0.1~500 L/H，最優選0.2~400 L/H，所述全部烯烴原料通入混合器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H，所述部分 BF_3 催化劑、部分助劑進料和全部烯烴原料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是0.01~6000 L/H，優選0.1~4600 L/H，最優選0.2~3000 L/H，所述剩餘的 BF_3 催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H，所述剩餘助劑進料單獨通入微通道反應器的速度是0.01~200 L/H，優選0.1~150 L/H，最優選0.2~100 L/H)。

【0072】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，在輸送單元中，可以使部分 BF_3 催化劑、全部助劑進料和部分烯烴原料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘 BF_3 催化劑、剩餘烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(以下，也稱為進料方式5)。優選地，所述部分 BF_3 催化劑、全部助劑進料和部分烯烴原料在混合器中混合時，所述部分 BF_3 催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述全部助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~1000 L/H，優選0.1~800 L/H，最優選0.2~500 L/H，所述部分烯烴原料進入混合器的速度是1~2000 L/H，優選5~1000 L/H，最優選10~500 L/H，所述部分 BF_3 催化劑、全部助劑進料和部分烯烴原料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是0.01~3000 L/H，優選0.1~1800 L/H，最優選0.2~1000 L/H，所述剩餘的 BF_3 催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H，所述

剩餘烯烴原料單獨通入微通道反應器的速度是9~3000 L/H，優選15~3000 L/H，最優選30~2000 L/H)。

【0073】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，在輸送單元中，可以使部分BF₃催化劑、全部助劑進料和全部烯烴原料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑單獨通入微通道反應器(以下，也稱為進料方式6)。優選地，所述部分BF₃催化劑、全部助劑進料和全部烯烴原料在混合器中混合時，所述部分BF₃催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述全部助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~1000 L/H，優選0.1~800 L/H，最優選0.2~500 L/H，所述全部烯烴原料通入混合器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H，所述部分BF₃催化劑、全部助劑進料和全部烯烴原料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是10~6000 L/H，優選0.1~4600 L/H，最優選0.2~3000 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H)。

【0074】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，優選的是，在輸送單元中，可以使部分BF₃催化劑和全部助劑進料在第一混合器進行第一次混合，再使第一次混合後的物料再與全部烯烴原料在第二混合器進行第二次混合後，使第二次混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器；優選地，所述部分BF₃催化劑和全部助劑進料在第一混合器進行第一次混合時，所述部分BF₃催化劑通入第一混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述全部助劑進料通入第一混合器的速度是0.01~1000 L/H，優選0.1~800 L/H，最優選0.2~500 L/H，

所述第一次混合後得到的物料再與全部烯烴原料在第二混合器進行第二次混合，所述第一次混合後得到的物料通入第二混合器的速度是0.01~2000 L/H，優選0.1~1600 L/H，最優選0.2~1000 L/H，所述全部烯烴原料通入第二混合器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H，所述第二次混合後得到的物料通入微通道反應器的速度是10~7000 L/H，優選20~5600 L/H，最優選40~3500 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H。

【0075】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，優選地，微通道反應器內的反應溫度為0~120°C，優選 10~80°C，更優選20~60°C。根據本發明的方法，優選地，微通道反應器內的反應壓力為0.01~10 MPa，優選 0.01~8 MPa，更優選0.1~6 MPa。根據本發明的方法，優選地，所述烯烴原料在微通道反應器中的停留時間為1~3600秒，優選10~1800秒，更優選15~1000秒。

【0076】 根據本發明的方法，所述微通道反應器可以選用在第一部分內容中敘述的任意一種微通道反應器。

【0077】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，優選地，所述後處理方法為吸附、離心、沉降、鹼洗、水洗和氣液分離方法中的一種或多種，優選吸附方法。所述吸附方法中的吸附劑優選金屬氧化物、離子交換樹脂、活性白土和分子篩中的一種或多種，更優選金屬氧化物，所述的金屬氧化物優選自氧化鉀、氧化鈣、氧化鈉、氧化鎂、氧化鋁和氧化鋇中的一種或多種。

【0078】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，優選地，所述後處理方法為沉降或離心方法時，所述沉降方法或離心方法能夠將進入後處理單元的物料分離為輕液相和重液相，所述的重液相包含助劑進料與BF₃的錯

合物以及未反應的烯烴原料，任選將其返回輸送單元或者微通道反應器繼續參與連續反應。所述的輕液相為粗聚烯烴產物，可以對其進行進一步後處理。

【0079】 根據本發明的方法，優選地，對得到的聚烯烴產物進行分餾、氫化以及任選的調配，得到符合黏度等級的合成油。

【0080】 通過本發明方法，聚合反應速度快，質傳熱傳效果好，反應轉化率高，產物選擇性好、性能優良，適合大規模工業生產。

【0081】 協力廠商面，本發明提供一種利用第一方面所述任一裝置製備聚 α -烯烴的方法。

【0082】 本發明的利用第一方面所述任一製備聚 α -烯烴的裝置製備聚 α -烯烴的方法，包括：使 BF_3 催化劑、助劑進料和烯烴原料經由輸送單元1通入微通道反應器2，在微通道反應器發生聚合反應後，經後處理後得到聚烯烴產物，其中，在輸送單元1中，使至少一部分助劑進料和至少一部分 BF_3 催化劑混合，同時使至少一部分 BF_3 催化劑單獨進料至微通道反應器2。

【0083】 在本發明的一個實施方式中，所述烯烴原料中的烯烴為選自 $\text{C}_3\sim\text{C}_{20}$ 的 α -烯烴中的一種或多種，優選為 $\text{C}_5\sim\text{C}_{15}$ 的 α -烯烴中的一種或多種，更優選為 $\text{C}_7\sim\text{C}_{14}$ 的 α -烯烴中的一種或多種。例如，可以為壬烯、癸烯等製備PAO合成基礎油常用的烯烴。

【0084】 在本發明的一個實施方式中，所述烯烴原料中可以進一步包含 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烴和/或 $\text{C}_1\sim\text{C}_{20}$ 的含氧化合物作為溶劑。所述 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烴相對於所述烯烴原料的總質量，質量分數可以為0~80%，優選0.5~50%，最優選1~30%。所述 $\text{C}_1\sim\text{C}_{20}$ 的含氧化合物相對於所述烯烴原料的總質量，質量分數可以為0~20%，優選0~10%，最優選0.001~5%。所述 $\text{C}_5\sim\text{C}_{20}$ 的烷烴可以為正構鏈烷烴、

異構鏈烷烴和環烷烴中的一種或多種；所述C₁~C₂₀的含氧化合物可以為正構醇、異構醇和酮中的一種或多種。所述C₃~C₂₀的 α -烯烴與C₅~C₂₀的烷烴、C₁~C₂₀的含氧化合物的混合物(即烯烴原料)可以選用費托烯烴原料。

【0085】 在本發明的一個實施方式中，所述助劑進料可以為常用的可以作為BF₃的給電子體的助劑進料，可以為選自碳原子數為1~20的醇、碳原子數為1~20的醚、碳原子數為1~20的醛、碳原子數為1~20的酮、碳原子數為1~30的酯、碳原子數為1~20的羧酸和碳原子數為1~20的酚中的一種或多種，優選碳原子數為1~10的醇，更優選碳原子數為3~5的醇，例如可以選用正丙醇、異丙醇、正丁醇、異丁醇、正戊醇和異戊醇中的一種或多種。

【0086】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，優選地，微通道反應器中，所述助劑進料、烯烴原料、BF₃催化劑的總量之間的質量比為1：1~1000：1~500(優選1：1~500：1~200，最優選1：10~250：1~100)。所述助劑進料、烯烴原料、BF₃催化劑的總量之間的質量比是指所有原料進料到微通道反應器中時、各原料單獨計算時的原料的質量比，即，可以是緊鄰流體分佈器下游的物料中各反應原料的比例。此時，助劑進料的質量包括BF₃錯合物中的助劑的質量，BF₃的質量包括BF₃錯合物中的BF₃的質量。

【0087】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，優選地，微通道反應器2內的反應溫度為0~120°C，優選 10~80°C，更優選20~60°C。根據本發明的方法，優選地，微通道反應器2內的反應壓力為0.01~10 MPa，優選0.01~8 MPa，更優選0.1~6 MPa。根據本發明的方法，優選地，所述烯烴原料在微通道反應器2中的停留時間為1~3600秒，優選10~1800秒，更優選15~1000秒。

【0088】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，以微通道反應器中的BF₃總質量計，單獨進料至微通道反應器2的BF₃催化劑與在輸入單元1參與混合的BF₃催化劑的質量分配比為90~10:10~90，優選80~40:20~60，更優選70~50:30~50。

【0089】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，優選地，所述後處理方法為吸附、離心、沉降、鹼洗、水洗和氣液分離方法中的一種或多種，優選吸附方法。所述吸附方法中的吸附劑優選金屬氧化物、離子交換樹脂、活性白土和分子篩中的一種或多種，更優選金屬氧化物，所述的金屬氧化物優選自氧化鉀、氧化鈣、氧化鈉、氧化鎂、氧化鋁和氧化鋇中的一種或多種。

【0090】 在本發明的一個實施方式中，根據本發明的方法，優選地，所述後處理方法為沉降或離心方法時，所述沉降方法或離心方法能夠將進入後處理單元的物料分離為輕液相和重液相，所述的重液相包含助劑進料與BF₃的錯合物以及未反應的烯烴原料，任選將其返回輸送單元或者微通道反應器繼續參與連續反應。所述的輕液相為粗聚烯烴產物，可以對其進行進一步後處理。

【0091】 根據本發明的方法，優選地，對得到的聚烯烴產物進行分餾、氫化以及任選的調配，得到符合黏度等級的合成油。

【0092】 本發明的方法能夠實現催化劑、助劑進料和烯烴原料的靈活快速混合，聚合反應速度快，質傳熱傳效果好，反應轉化率高，產物選擇性好、性能優良，適合大規模工業生產。

【0093】 本發明中，採用了優選微通道反應器製備聚 α -烯烴的方法可以實現反應系統的連續高效混合，能夠保持流體近似塞流的流動，盡可能保證反

應流體停留時間的一致性，避免由於停留時間分佈造成的不理想的產物選擇性。

【圖式簡單說明】

【0094】

圖1是本發明裝置的示意圖。

圖2是本發明裝置的示意圖。

圖3是本發明優選的微通道反應器的示意圖。

圖4是本發明所述的第一混合件的剖視圖。

圖5是本發明所述的第二混合件的結構示意圖。

圖6是本發明所述的多個第二混合件疊加的結構示意圖。

圖7是本發明的對照裝置示意圖。

【實施方式】

【0095】 下面通過實例，並結合附圖，對本發明作進一步的說明。

【0096】 圖1是本發明的製備聚 α -烯烴裝置的示意圖，該裝置包括依次相連的輸入單元、微通道反應器2、後處理單元3，所述輸入單元1包括使 BF_3 催化劑與助劑進料混合的混合器11、使 BF_3 催化劑與助劑進料的混合物和烯烴原料混合的混合器12、 BF_3 催化劑和烯烴原料的單獨輸入管線，混合器11的一個分支可以與混合器12連通，混合器11的另一個分支可以與微通道反應器2連通，混合器12與微通道反應器2連通。

【0097】圖2是本發明的製備聚 α -烯烴裝置的示意圖，該裝置包括依次相連的輸入單元、微通道反應器2、後處理單元3，所述輸入單元1包括使 BF_3 催化劑與助劑進料混合的混合器11、使 BF_3 催化劑與助劑進料的混合物和烯烴原料混合的混合器12、 BF_3 催化劑的單獨輸入管線，所述混合器11與混合器12連通，所述混合器12與微通道反應器2連通。

【0098】圖3是本發明的優選微通道反應器的示意圖，包括：

【0099】殼體003；在所述殼體003中沿第一方向依次排列並連通的進料區023、混合區008、反應區009和收集區024，其中，所述殼體003設置有與所述進料區023連通的進料管002和與所述收集區024連通的出料管001，所述混合區008中設置有沿所述第一方向延伸的混合通道014；

【0100】流體分佈管017，所述流體分佈管017從所述殼體003外部延伸到所述混合通道014中，所述流體分佈管017位於所述混合通道014中的一端連接有流體分佈器016。

【0101】殼體003為容納反應物及生成物的主要容器，而進料區023、混合區008、反應區009和收集區024即為殼體003內部空間的不同區域(均可以儲存物料)，這些區域沿直線排列，使得反應物(及生成物)沿直線推進。本發明中，將物料的流動方向稱為第一方向。優選地，如圖3所示，殼體003放置為使得所述第一方向為豎直方向，並且進料區023、混合區008、反應區009和收集區024沿從下向上的方向排列。

【0102】通過殼體003上的進料管002可以向進料區023中輸入提供第一組反應物料(來自輸入單元1的混合物料，所述進料管002可以存在多個，其數目對應於來自輸入單元1的除單獨進料 BF_3 催化劑的管線之外的管線的數目)，進

料區023具有相對較大的腔體，可以起到儲存第一組反應物料的作用，進料區023中的第一組反應物料可以進入到相鄰的混合區008中，即混合通道014中。流體分佈管017連接於輸入單元1中獨立地進料BF₃催化劑的管線，由此通過流體分佈管017可以向混合通道014中提供輸入第二組反應物料(單獨進料的BF₃催化劑)，以使得在混合區008的混合通道014中，第一組反應物料和第二組反應物料彼此混合。其中，流體分佈管017的出口端設置有流體分佈器016，流體分佈器016可以將第二組反應物料形成更微小的液滴或氣泡，使得第二組反應物料更為均勻地分佈到混合通道014中的第一組反應物料中。其中，所述混合通道014中的混合結構更適用於液相物料與氣相物料的反應，第一組反應物料為液相物料，第二組反應物料為氣相物料，通過流體分佈器016可以將氣相物料形成為分散的微小氣泡，增加與液相物料的接觸面積，同時也可以更大程度地衝擊液相物料，從而提高二者混合的均勻度。

【0103】 另外，如圖3所示，混合通道014為沿第一方向延伸的腔體，即混合通道014大致為管狀結構，從而允許其中的物料沿第一方向流動，形成穩定的塞流。

【0104】 本發明提供的優選微通道反應器通過對混合通道的結構及其中的混合方式進行設計，可以實現反應物料的連續高效混合，同時能夠保持反應流體近似塞流地流動，盡可能保證反應流體停留時間的一致性，避免由於停留時間分佈造成的不理想的產物選擇性。

【0105】 更具體地，所述流體分佈器016為選自具有微孔的粉末燒結體、中孔泡沫材料、絲網、具有微型條縫或微孔的管中的至少一者。所述具有微孔的粉末燒結體可以通過粉末冶金過程將粉末燒結為具有微孔的結構，所述中空

泡沫材料為網路骨架的中空微通道，所述絲網為具有微孔的網狀結構，所述管設置有微型條縫或微孔，以上結構均可以將來自流體分佈管017的流體分散為更小的氣泡或液滴。

【0106】 優選地，所述流體分佈器016為具有微孔的圓柱形的粉末燒結體，所述混合通道014的橫截面為圓形。流體分佈器016可以為與流體分佈管017的外徑大致相同的結構，流體分佈器016的橫截面形狀與混合通道014的橫截面形狀基本對應，並且流體分佈器016可以與混合通道014同軸設置，從而允許由流體分佈器016分散的流體物料與混合通道014中的物料更為均勻地混合，並且形成穩定、均勻的塞流，避免物料停留時間不一致。

【0107】 其中，所述流體分佈器016的橫截面積為 0.01 cm^2 - 200 cm^2 ，長度為 1 mm - 2000 mm 。所述混合通道014的橫截面積為 0.05 cm^2 - 400 cm^2 ，長度為 50 mm - 5000 mm 。所述混合通道014的長度和橫截面積均大於所述流體分佈器016的長度和橫截面積。

【0108】 另外，所述混合區008中設置有2~100個(優選2~50個，更優選2~10個)所述混合通道014，所述流體分佈管017包括從所述殼體003外部延伸到所述進料區023中的主管以及從所述進料區023延伸到每個所述混合通道014中的支管，在支管末端連接有流體分佈器016。多個混合通道014分別連通於進料區023，將第一組反應物料在混合通道中分為多個部分，起到了分散第一組反應物料的作用，並且使第一組反應物料形成穩定、均勻的塞流。流體分佈管017包括主管和支管，其中，所述主管連接輸入單元1中獨立地進料 BF_3 催化劑的管線，從殼體003與進料區023對應的位置延伸到進料區023中，所述支管從進料區023延伸到混合通道014中。也就是說，流體分佈管017從進料區023延伸到混

合通道014中。混合區008與進料區023可以通過第一隔板019分隔，第一隔板019上設置有多個通孔，每個混合通道014對齊各通孔，以使混合區008與進料區023連通。

【0109】 另外，所述混合通道014中，在所述流體分佈器016的下游設置有第一混合件015。混合通道014中，流體分佈器016的下游是指流體流動方向的下游(即第一方向上流體分佈器016的下游)，即相對於流體分佈器016更靠近反應區009的位置。通過第一混合件015，可以進一步地對流體進行混合，提高兩組物料的混合均勻度。

【0110】 具體地，所述第一混合件015中設置有沿第一方向交替排列連通的主流部和支流部。所述主流部中設置有單個的主流路0001，所述支流部中設置有多個支流路0002。如圖4所示，所述主流部和所述支流部可以分別設置一個或多個並交替地排列，其中，主流部中僅設置單個主流路0001，而支流部中設置多個支流路0002，流體在主流路0001中匯合，並在每個支流部的支流路0002中分散，通過這樣的匯合-分散過程，可以充分地提高湍動程度，提高流體的混合均勻性。

【0111】 進一步地，所述第一混合件015中，所述支流部0002的下游設置有連通於多個支流路0002的收集腔0003。如圖4所示，所述收集腔0003的容積(特別是截面積)大於所述主流路0001的容積(特別是截面積)，收集腔0003可以將上游的多個支流路0002匯合在一起，並連通到下一主流路0001或下一級的反應區009或過渡區020。

【0112】 如圖4所示，顯示了本發明一種實施方式的第一混合件015，其通過沿第一方向排列的多個板件(數量可以為2~100個，優選2~50個，更優選

10~30個)(厚度約為0.2 mm-10 mm)拼接形成，每個板件上形成為對應於主流路0001、支流路0002以及收集腔0003的孔、腔等結構，便於加工製造。

【0113】 另外，所述混合區008包括設置在所述殼體003中的第一熱交換腔013，所述混合通道014設置在所述第一熱交換腔013中，所述殼體003上設置有與所述第一熱交換腔013連通的第一熱交換介質入口004和第一熱交換介質出口005。在混合區008中，混合通道014與第一熱交換腔013彼此隔離不連通，但彼此之間可以實現熱傳導，混合通道014可以採用導熱性能良好的管件。通過向第一熱交換介質入口004提供熱交換介質，並通過第一熱交換介質出口005排出熱交換介質，可以在第一熱交換腔013中形成循環流動的熱交換介質流，實現與混合通道014及其中的流體的熱交換，即實現混合通道014及其中流體的散熱，保證混合通道014中流體混合、溶解產生的熱量及時散發，使得其中的流體處於合適的溫度範圍。

【0114】 其中，所述第一熱交換腔013與所述混合通道014的容積比為2-50，優選地，所述第一熱交換腔013與所述混合通道014的容積比為5-30。第一熱交換腔013的容積大於混合通道014的容積，以及時地將第一組反應物料和第二組反應物料的混合、溶解所產生的熱傳導出去。

【0115】 另外，所述混合區008和所述反應區009之間設置有過渡區020，所述過渡區020設置有沿第一方向排列連通的截面恒定的穩定通道021和截面逐漸擴大的擴散通道022，所述穩定通道021連通於所述混合通道014，所述擴散通道022連通於所述反應區009。過渡區020可以將來自多個混合通道014的混合流體在穩定通道021中匯合到一起，實現又一次的均勻混合，然後經由擴散通道022將混合流體輸送到反應區009中。其中，過渡區020設置有穩定通道021

和擴散通道022，穩定通道021主要實現流體的匯合及混合，而擴散通道022為喇叭口狀，可以將混合流體進行擴散，例如，可以分散到多個以下所述的反應通道010中。過渡區020的兩端分別設置具有通孔的隔板，以分別與混合區008(主要為第一熱交換腔013)和反應區009(主要為第二熱交換腔012)隔離，並通過各隔板上的各通孔連通於各個混合通道014和各個並聯的反應通道010，而擴散通道022和穩定通道021可以為設置在兩個隔板之間的管件。

【0116】 另外，所述穩定通道021上可以連接有延伸到所述殼體003外部的排料管018。如上所述，穩定通道021具有匯合及混合作用，排料管018可以將穩定通道021中積累的氣泡和物料排出，避免氣泡積累影響混合均勻度以及物料堵塞。排料管018上可以設置閥門件，當需要排出氣泡或物料時打開閥門件即可。

【0117】 另外，所述擴散通道022中設置有具有篩孔或條縫的擴散板。擴散板可以大致垂直於所述第一方向。擴散通道022中的流體可以流動穿過擴散板上的篩孔或條縫，使得流體被分散開，加強混合流體的均勻度。

【0118】 具體地，所述反應區009中設置有多個沿第一方向延伸的、經由穩定通道021和擴散通道022與所述混合通道014連通的並聯的反應通道010。反應通道010為混合流體提供反應空間，並承載混合流體沿所述第一方向向下一級的收集區024流動，使得混合流體在反應通道010中，形成穩定的塞流的同時，發生反應，避免由於停留時間分佈不一致造成的不理想產物。如上所述，反應區009與混合區008之間可以設置過渡區020，多個反應通道010可以連通於擴散通道022，使得擴散通道022中的混合流體均勻地分散到多個反應通道010中。反應通道的數目例如為2~10000通道，優選為2~5000通道，更優選為2~500通

道。所述反應通道010的橫截面可以為選自圓形、矩形、三角形形狀的管件中的至少一種。

【0119】 另外，所述反應通道010中設置有第二混合件011，所述第二混合件011包括沿所述第一方向延伸的基條0004和連接於所述基條0004並橫向於所述基條0004延伸的齒部0005。在第二混合件011中，基條0004為多個齒部0005提供支撐，使得齒部0005可以穩定地保持在反應通道010中，齒部0005大致橫向於反應通道010延伸，可以提高反應通道010中的流體的湍動程度，進而提高反應物料之間的混合均勻性。

【0120】 其中，所述齒部0005為三角形、弓形、波浪形、螺旋形中的一種。齒部0005可以為各種形狀，只要是橫向於反應通道010延伸、可實現提高流體湍動程度的作用即可。

【0121】 優選地，所述齒部0005為三角形，在所述三角形鄰近所述基條0004的一條邊上，其中一個角連接於所述基條0004，另一個角與所述基條0004相距0.01 mm-20 mm。齒部0005可以為三角形的板件，並且僅通過一個角與基條0004相連。

【0122】 優選地，每個所述反應通道010中設置有多個(數量可以為2~100個，優選2~50個，更優選10~30個)層疊間隔的所述第二混合件011，多個第二混合件011層疊間隔設置，相應地，齒部0005也層疊間隔，並且不同第二混合件011的齒部0005交錯設置，使得不同的第二混合件011設置地更為不規則，可以更好地提高反應通道010中流體的湍動程度。

【0123】 優選地，所述反應通道010的橫截面為矩形，所述齒部0005在所述矩形的一組對邊之間延伸。具體而言，反應通道010包括四個側壁，即兩組

相對的平行側壁，基條0004設置在反應通道010的一個側壁處，齒部0005向與之相對的另一個側壁延伸，多個第二混合件011可以更好地適應反應通道010的方柱形的內部腔體結構。

【0124】 具體地，所述反應通道010的橫截面積為 1 mm^2 - 150 mm^2 ，長度為 50 mm - 5000 mm ，所述反應通道010之間的最小間距為 1 mm - 50 mm ，所述第二混合件011的厚度為 0.1 mm - 3 mm ，相鄰的所述齒部0005的間距為 1 mm - 50 mm 。

【0125】 優選地，所述反應通道010的長度為 100 mm - 3000 mm ，所述反應通道010之間的最小間距為 3 mm - 30 mm ，所述第二混合件011的厚度為 0.2 mm - 2 mm ，相鄰的所述齒部0005的間距為 1.5 mm - 20 mm 。反應通道010的最小間距體現了反應區009中反應通道010的密集度。優選地，第二混合件011中，齒部0005為板件，並且可以與基條0004共面，第二混合件011的厚度大致為齒部0005的厚度。

【0126】 另外，所述反應區009可以設置有位於所述殼體003中的第二熱交換腔012，所述反應通道010設置在所述第二熱交換腔012中，所述殼體003上設置有與所述第二熱交換腔012連通的第二熱交換介質入口006和第二熱交換介質出口007。第二熱交換腔012可以主要由殼體003形成，並且兩端分別為反應區009與收集區024之間的第二隔板025以及與過渡區020的隔板。通過第二熱交換介質入口006和第二熱交換介質出口007，可以將熱交換介質引入第二熱交換腔012中實現對反應通道010的熱交換處理，保證反應通道010中的流體在合適的溫度範圍下反應，避免產生不理想的產物。

【0127】 另外，第一熱交換腔013和第二熱交換腔012可以彼此串聯並設置在單個熱交換循環流路中，也可以並聯設置在單個熱交換循環流路中，也可以分別設置在兩個不同的熱交換循環流路中。

【0128】 其中，所述第二熱交換腔012與所述反應通道010的容積比為2-50，優選地，所述第二熱交換腔012與所述反應通道010的容積比為5-30。第二熱交換腔012的容積大於反應通道010的容積，可以及時地將反應通道010中的熱量排出，保證反應通道010處於合適的溫度。

【0129】 本發明所述優選的微通道反應器能夠用於合成聚 α -烯烴合成油，所述進料管002能夠用於輸入液相物料(連續相)(來自輸入單元1的混合物料)，所述流體分佈管017能夠用於輸入氣相物料(分散相)(來自輸入單元1中單獨進料的 BF_3 催化劑)。液相物料作為連續相由進料管002進入微通道反應器的進料區023，氣相物料作為分散相由流體分佈管017進入反應器的混合通道014中，並通過流體分佈器016溶解於連續相中，在反應通道010中完成反應的混合流體進入收集區024，最後由出料管001排出。

【0130】 在本發明的具體實施方式中，如無特別說明，在使用優選的微通道反應器時，均採用了優選的結構部件或參數而不必重複敘述。

【0131】 圖7是本發明的對照裝置示意圖，該裝置包括依次相連的輸入單元1、管式反應器2、後處理單元3，所述輸入單元1包括助劑進料和烯烴原料的混合器12、 BF_3 催化劑的單獨輸入管線。

【0132】 實施例1

【0133】 其中， BF_3 直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為60:40，使部分 BF_3 催化劑和全部助劑進料混合後的物料通入微通道反

應器，並且，使剩餘BF₃催化劑和全部烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(本發明上述配置方式2、進料方式2)。

【0134】 在所述裝置中，混合器的結構及參數為：混合器為圓柱狀結構，外徑10 cm，內徑6 cm。混合器有兩個進料口和一個出料口，進料口在下端，出料口在最上端，混合器內裝有填料層，填料為陶瓷球。混合器帶熱交換層，溫度為0~100°C。

【0135】 在所述裝置中，所述微通道反應器採用本發明上述的優選微通道反應器，其包含5個並聯反應通道010，每個反應通道010的橫截面為矩形，橫截面積為20 mm²，反應通道010的長度為2000 mm。反應通道010內的第二混合件011具有三角形齒部0005，相鄰齒部0005間距為5 mm。反應通道010內共設置如圖5所示的4層疊加的第二混合件011。反應器包含2個混合通道014，混合通道014的橫截面積為10 cm²，長度為800 mm。流體分佈器016為金屬粉末燒結體，平均孔徑為5微米，橫截面積為8.5 cm²，長度為150 mm。每個混合通道014內設置3個第一混合件015。

【0136】 在所述裝置中，後處理單元3為固體吸附裝置，其結構及參數為：開式，有效容積為10 L，常溫操作，下端進料，上端出料，槽體內部填充氧化鉀。

【0137】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇在混合器中混合，混合器中的物料以1.2 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為189 L/H的BF₃氣體、流速60 L/H的癸烯各自單獨地進料到微通道反應器2中，發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入鹼洗水洗裝置中進

行後處理，脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表1所示。

【0138】 表1

烯烴組成分佈	含量
單體，%	1.2
二聚體，%	3.1
三聚體，%	43.1
四聚體，%	32.1
五聚體，%	17.0
≥六聚體，%	3.5
轉化率，%	98.8

【0139】 實施例2

【0140】 其中， BF_3 直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為60:40，使部分 BF_3 催化劑和部分助劑進料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘 BF_3 催化劑、剩餘助劑進料和全部烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(本發明上述配置方式3、進料方式3)。

【0141】 混合器和微通道反應器結構與實施例1相同。

【0142】 在所述裝置中，後處理單元3為固體吸附裝置，其結構及參數為：開式，有效容積為10L，常溫操作，下端進料，上端出料，槽體內部填充氧化鉀。

【0143】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.3 L/H的正丁醇在混合器中混合，混合器中的物料以1.2 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為189 L/H的BF₃氣體、0.3 L/H的正丁醇、流速60 L/H的癸烯各自單獨地進料到微通道反應器2中，發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入鹼水洗裝置中進行後處理，脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表2所示。

【0144】 表2

烯烴組成分佈	含量
單體，%	1.1
二聚體，%	3.5
三聚體，%	43.2
四聚體，%	31.7
五聚體，%	17.1
≥六聚體，%	3.4
轉化率，%	98.9

【0145】 實施例3

【0146】 其中，BF₃直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為60:40，使部分BF₃催化劑、部分助劑進料和全部烯烴原料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑、剩餘助劑進料各自單獨通入微通道反應器(本發明上述配置方式4、進料方式4)。

【0147】 採用如附圖1所示的製備聚 α -烯烴的裝置進行烯烴原料的聚合。

【0148】 在所述裝置中，混合器11的結構及參數為：混合器為圓柱狀結構，外徑10 cm，內徑6 cm。混合器有兩個進料口和一個出料口，進料口在下端，出料口在最上端，混合器內裝有填料層，填料為陶瓷球。混合器帶熱交換層，溫度為0~100°C。

【0149】 在所述裝置中，混合器12的結構及參數為：混合器為圓柱狀結構，外徑10 cm，內徑6 cm。混合器有兩個進料口和一個出料口，進料口在下端，出料口在最上端，混合器內裝有填料層，填料為規整填料。混合器帶熱交換層，溫度為0~50°C。

【0150】 微通道反應器結構與實施例1相同。

【0151】 在所述裝置中，後處理單元3為固體吸附裝置，其結構及參數為：開式，有效容積為10L，常溫操作，下端進料，上端出料，槽體內部填充氧化鉀。

【0152】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.3 L/H的正丁醇在混合器11中混合，然後將混合物與流速60 L/H的癸烯在混合器12中混合，混合器12中的物料以60.6 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為189 L/H的BF₃氣體、0.3 L/H的正丁醇各自單獨地進料到微通道反應器2中，發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入鹼洗水洗裝置中進行後處理，脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表3所示。

【0153】 表3

烯烴組成分佈	含量
單體，%	0.9

二聚體，%	2.9
三聚體，%	43.2
四聚體，%	32.3
五聚體，%	17.0
≥六聚體，%	3.7
轉化率，%	99.1

【0154】 實施例4

【0155】 其中，BF₃直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為60:40，使部分BF₃催化劑、全部助劑進料和部分烯烴原料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑、剩餘烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(本發明上述配置方式5、進料方式5)。

【0156】 採用如附圖1所示的製備聚 α -烯烴的裝置進行烯烴原料的聚合。

【0157】 混合器和微通道反應器結構與實施例3相同。

【0158】 在所述裝置中，後處理單元3為固體吸附裝置，其結構及參數為：開式，有效容積為10L，常溫操作，下端進料，上端出料，槽體內部填充氧化鉀。

【0159】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇在混合器11中混合，然後將混合物與流速30 L/H的癸烯在混合器12中混合，混合器12中的物料以30.6 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為189 L/H的BF₃氣體、流速30 L/H的癸烯各自單獨地進料到微通道反應器2中，發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入鹼洗水洗裝置中進行後處理，脫催

化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表4所示。

【0160】 表4

烯烴組成分佈	含量
單體，%	1.7
二聚體，%	3.7
三聚體，%	42.6
四聚體，%	32.1
五聚體，%	16.6
≥六聚體，%	3.3
轉化率，%	98.3

【0161】 實施例5

【0162】 其中，BF₃直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為60:40，使部分BF₃催化劑、全部助劑進料和全部烯烴原料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑單獨通入微通道反應器(本發明上述配置方式6、進料方式6)。

【0163】 混合器和微通道反應器結構與實施例1相同，只是其中的混合器具有三個進料口。

【0164】 在所述裝置中，後處理單元3為固體吸附裝置，其結構及參數為：開式，有效容積為10L，常溫操作，下端進料，上端出料，槽體內部填充氧化鉀。

【0165】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇與流速60 L/H的癸烯通入混合器中進行混合。混合器中的物料以61.2 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為189 L/H的BF₃氣體各自單獨進料到微通道反應器2中，發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入鹼水洗裝置中進行後處理，脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表5所示。

【0166】 表5

烯烴組成分佈	含量
單體，%	0.7
二聚體，%	2.5
三聚體，%	43.3
四聚體，%	32.4
五聚體，%	17.2
≥六聚體，%	3.9
轉化率，%	99.3

【0167】 實施例6

【0168】 其中，BF₃直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為60:40，輸送單元中，使部分BF₃催化劑和全部助劑進料進行第一次混合，再與全部烯烴原料進行第二次混合後，然後將混合物料通入微通道反應器，並且，使剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器(本發明上述配置方式6、進料方式6)。

【0169】 採用如附圖2所示的製備聚 α -烯烴的裝置進行烯烴原料的聚合。

【0170】 混合器和微通道反應器結構與實施例3相同。

【0171】 在所述裝置中，後處理單元3為固體吸附裝置，其結構及參數為：開式，有效容積為10L，常溫操作，下端進料，上端出料，槽體內部填充氧化鉀。

【0172】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇在混合器11中混合，混合後的物料與流速60 L/H的癸烯通入混合器12中。混合器12中的物料以61.2 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為189 L/H的BF₃氣體各自單獨進料到微通道反應器2中，發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入鹼水洗裝置中進行後處理，脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表6所示。

【0173】 表6

烯烴組成分佈	含量
單體，%	0.2
二聚體，%	1.9
三聚體，%	43.9
四聚體，%	32.2
五聚體，%	18.0
≥六聚體，%	3.8
轉化率，%	99.8

【0174】 實施例7

【0175】 其中，BF₃直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為50:50，輸送單元中，使部分BF₃催化劑和全部助劑進料進行第一次混合，再與全部烯烴原料進行第二次混合後，然後將混合物料通入微通道反應器，並且，使剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器。

【0176】 採用如附圖2所示的製備聚 α -烯烴的裝置進行烯烴原料的聚合。

【0177】 混合器和微通道反應器結構與實施例3相同。

【0178】 在所述裝置中，後處理單元3為固體吸附裝置，其結構及參數為：開式，有效容積為10L，常溫操作，下端進料，上端出料，槽體內部填充氧化鉀。

【0179】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇在混合器11中混合，混合後的物料與流速60 L/H的癸烯通入混合器12中。混合器12中的物料以61.2 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為126 L/H的BF₃氣體各自單獨進料到微通道反應器2中，發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入鹼水洗裝置中進行後處理，脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表7所示。

【0180】 表7

烯烴組成分佈	含量
單體，%	0.9
二聚體，%	2.2
三聚體，%	43.3

四聚體，%	32.5
五聚體，%	17.3
≥六聚體，%	3.8
轉化率，%	99.1

【0181】 對照例1

【0182】 採用如附圖2所示的製備聚 α -烯烴的裝置進行烯烴聚合。其中，BF₃直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為60:40，使部分BF₃催化劑和全部助劑進料進行第一次混合，再與全部烯烴原料進行第二次混合後，然後將混合物料通入微通道反應器，並且，使剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器。

【0183】 混合器結構與實施例3相同。

【0184】 在所述裝置中，微通道反應器2包含5個並聯反應通道010，每個反應通道010的橫截面為矩形，橫截面積為20 mm²，反應通道010的長度為2000 mm。反應通道010內的第二混合件011具有三角形齒部0005，相鄰齒部0005間距為5 mm。反應通道010內共設置如圖5所示的4層疊加的第二混合件011。反應器中沒有混合通道014和流體分佈器016。

【0185】 在所述裝置中，後處理單元3為吸附裝置，其結構及參數為：開式，有效容積為10L，常溫操作，下端進料，上端出料，吸附裝置內部填充氧化鈣。

【0186】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇在混合器11中混合，混合後的物料與流速60 L/H的癸烯通入混合器12中。混合器12中的物料以

61.2 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為189 L/H的BF₃氣體各自單獨進料到微通道反應器2中，在其中發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入吸附裝置，經吸附脫催化劑後得到聚烯烴產物，取少量樣品，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表8所示。

【0187】 表8

烯烴組成分佈	含量
單體，%	19.4
二聚體，%	13.2
三聚體，%	23.9
四聚體，%	23.4
五聚體，%	14.5
≥六聚體，%	5.6
轉化率，%	80.6

【0188】 對照例2

【0189】 採用如附圖2所示的製備聚 α -烯烴的裝置進行聚合反應。其中，BF₃直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為60:40，使部分BF₃催化劑和全部助劑進料進行第一次混合，再與全部烯烴原料進行第二次混合後，然後將混合物料通入微通道反應器，並且，使剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器。

【0190】 微通道反應器結構與實施例3相同。

【0191】 在所述裝置中，微通道反應器2包含5個並聯反應通道010，每個反應通道010的橫截面為矩形，橫截面積為20 mm²，反應通道010的長度為2000 mm。反應通道010內的第二混合件011具有三角形齒部0005，相鄰齒部0005間距為5 mm。反應通道010內共設置如圖5所示的4層疊加的第二混合件011。反應器包含1個混合通道014，混合通道014的橫截面積為10 cm²，長度為800 mm。流體分佈器016為金屬粉末燒結體，平均孔徑為5微米，橫截面積為8.5 cm²，長度為150 mm。混合通道014內設置3個第一混合件015。

【0192】 在所述裝置中，所述後處理單元3為離心裝置，其結構及參數為：管式離心機，常溫操作，分離因數8000 G。

【0193】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇在混合器11中混合，混合後的物料與流速60 L/H的癸烯通入混合器12中。混合器12中的物料以61.2 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為189 L/H的BF₃氣體各自單獨進料到微通道反應器2中，在其中發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入離心裝置，經離心分離出催化劑後水洗三次得到聚烯烴產物，系統穩定運行後，取少量樣品後，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表9所示。

【0194】 表9

烯烴組成分佈	含量
單體，%	15.5
二聚體，%	7.8
三聚體，%	32.5
四聚體，%	26.8

五聚體，%	13.2
≥六聚體，%	4.2
轉化率，%	84.5

【0195】 實施例8

【0196】 採用如附圖2所示的製備聚 α -烯烴的裝置進行烯烴原料的聚合。其中，BF₃直接進料至微通道反應器與進料至混合器參與混合的質量比為60:40，輸送單元中，使部分BF₃催化劑和全部助劑進料進行第一次混合，再與全部烯烴原料進行第二次混合後，然後將混合物料通入微通道反應器，並且，使剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器。

【0197】 混合器和微通道反應器結構與實施例3相同。

【0198】 在所述裝置中，微通道反應器2包含5個並聯反應通道010，每個反應通道010的橫截面為矩形，橫截面積為20 mm²，反應通道010的長度為2000 mm。反應通道010內的第二混合件011具有三角形齒部0005，相鄰齒部0005間距為5 mm。反應通道010內共設置如圖5所示的4層疊加的第二混合件011。反應器包含2個混合通道014，混合通道014的橫截面積10 cm²，長度為800 mm。每個混合通道014內設置3個第一混合件015。流體分佈器016為微孔管材料，構成該微孔管材料網路骨架的中空微通道的橫截面積為8.5 cm²，平均孔徑為2微米，長度為150 mm。

【0199】 在所述裝置中，所述後處理單元3為離心裝置，其結構及參數為：管式離心機，常溫操作，分離因數為8000 G。

【0200】 將流速為126 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇在混合器11中混合，混合後的物料與流速60 L/H的癸烯通入混合器12中。混合器12中的物料以61.2 L/H的速度與另外獨立地進料的流速為189 L/H的BF₃氣體各自單獨進料到微通道反應器2中，在其中發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入離心裝置，經離心分離出催化劑後水洗三次得到聚烯烴產物，系統穩定運行後，取少量樣品，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表10所示。

【0201】 表10

烯烴組成分佈	含量
單體，%	0.6
二聚體，%	2.7
三聚體，%	42.6
四聚體，%	31.7
五聚體，%	18.3
≥六聚體，%	4.1
轉化率，%	99.4

【0202】 對照例3

【0203】 其中，微通道反應器2的結構及參數同實施例1。

【0204】 在所述裝置中，所述後處理單元3為吸附裝置，其結構及工藝參數為：開式，有效容積為10 L，常溫操作，下端進料，上端出料，吸附裝置內部填充氧化鈣。

【0205】 將流速為315 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇與流速60 L/H的癸烯各自獨立地進料到微通道反應器2中，在其中發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。反應後物料進入吸附裝置，經吸附脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表11所示。

【0206】 表11

烯烴組成分佈	含量
單體，%	7.4
二聚體，%	6.9
三聚體，%	38.1
四聚體，%	29.5
五聚體，%	15.9
≥六聚體，%	2.2
轉化率，%	92.6

【0207】 對照例4

【0208】 其中，所述混合器和微通道反應器2的結構及參數同實施例1。

【0209】 在所述裝置中，所述後處理單元3為吸附裝置，其結構及工藝參數為：開式，有效容積為10L，常溫操作，下端進料，上端出料，吸附裝置內部填充氧化鈣。

【0210】 將流速為315 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇在混合器中混合，混合後的物料與流速60 L/H的癸烯各自獨立地進料到微通道反應器2中，在其

中發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入吸附裝置，經吸附脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表12所示。

【0211】 表12

烯烴組成分佈	含量
單體，%	5.5
二聚體，%	2.8
三聚體，%	40.5
四聚體，%	28.8
五聚體，%	18.2
≥六聚體，%	4.2
轉化率，%	94.5

【0212】 對照例5

【0213】 其中，所述混合器和微通道反應器2的結構及參數同實施例1

【0214】 在所述裝置中，所述後處理單元3為吸附裝置，其結構及工藝參數為：開式，有效容積為10 L，常溫操作，下端進料，上端出料，吸附裝置內部填充氧化鈣。

【0215】 將0.6 L/H的正丁醇與流速60 L/H的癸烯在混合器中混合，混合後的物料流速為61.2 L/H的流速與315 L/H的BF₃氣體各自獨立地進料到微通道反應器2中，在微通道反應器中發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後物料進入吸附裝置，經吸附脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統

穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表13所示。

【0216】 表13

烯烴組成分佈	含量
單體，%	1.9
二聚體，%	2.7
三聚體，%	43.2
四聚體，%	32.1
五聚體，%	15.6
≥六聚體，%	4.5
轉化率，%	98.1

【0217】 對照例6

【0218】 採用如附圖7所示的製備聚 α -烯烴的裝置進行烯烴原料的聚合。

【0219】 在所述裝置中，混合器的結構及參數與實施例1中的相同。

【0220】 在所述裝置中，管式反應器包括反應管和用於容納熱交換介質的空心筒狀殼體，所述反應管呈螺旋盤管狀設置於所述空心筒狀殼體內。所述空心筒狀殼體內沿周向間隔設有折流板，所述折流板沿所述反應管的截面方向延伸且折流板上形成有可容納所述反應管的通孔，以使所述反應管穿過所述折流板。所述管體的殼體上分別設有熱交換介質入口和熱交換介質出口。

【0221】 在所述裝置中，後處理單元為吸附裝置，其結構及工藝參數與實施例3中的相同。

【0222】 將0.6 L/H的正丁醇與流速60 L/H的癸烯在混合器12中混合，混合後的物料流速為61.2 L/H的流速與315 L/H的BF₃氣體各自獨立地進料到管式反應器2中，在管式反應器中發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。反應後物料進入吸附裝置，經吸附脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表14所示。

【0223】 表14

烯烴組成分佈	含量
單體，%	22.7
二聚體，%	6.3
三聚體，%	25.1
四聚體，%	22.2
五聚體，%	14.6
≥六聚體，%	9.1
轉化率，%	77.3

【0224】 對照例7

【0225】 其中，所述混合器和微通道反應器2的結構及參數同實施例1。

【0226】 將流速為5 L/H的BF₃氣體、0.6 L/H的正丁醇在混合器中混合，混合後的物料通入微通道反應器2，流速為30 L/H的1-癸烯通入微通道反應器2。在微通道反應器中發生聚合反應，反應溫度是20°C，壓力是5 MPa。發生聚合反應後的物料進入吸附裝置，經吸附脫催化劑後得到聚烯烴產物。系統穩定

運行後，取樣，採用氣相層析法測定產物中各組份的含量。測試結果如表15所示。

【0227】 表15

烯烴組成分佈	含量
單體，%	33.5
二聚體，%	12.9
三聚體，%	25.6
四聚體，%	14.7
五聚體，%	9.2
≥六聚體，%	4.1
轉化率，%	66.5

【0228】 分別將實施例1-8和對照例1-7的聚烯烴產物進行蒸餾，切割獲得280°C以上的聚 α -烯烴合成油，測試100°C動力黏度和黏度指數，測試結果見表16。

【0229】 表16

性能評定	100°C動力黏度，mm ² /s	黏度指數
實施例1	5.154	141
實施例2	5.201	143
實施例3	5.223	144
實施例4	5.163	143
實施例5	5.364	144
實施例6	5.728	148

實施例7	5.248	146
實施例8	5.295	149
對照例1	4.167	134
對照例2	4.124	135
對照例3	4.277	134
對照例4	4.251	136
對照例5	4.769	139
對照例6	4.617	135
對照例7	4.316	129

【0230】 通過以上實施例和對照例可以看出，通過使用本發明的特定的製備聚 α -烯烴合成油的方法，可以提高目標產物的轉化率。另外，通過使用優選的微通道反應器，合成聚 α -烯烴合成油的方法具有很高的轉化率，這是由於反應通道010和混合通道014均為沿同一方向設置的管狀結構，使得混合流體能夠沿第一方向形成穩定的塞流，提高混合流體停留時間的一致性，避免或減少不理想產物產生，另外，反應通道10設置有第二混合件011，並且混合通道014中設置有流體分佈器016及第一混合件015，可以進一步提高混合流體的湍動程度，提高混合的均勻度，進一步避免或減少不理想產物產生，提高了目標產物的轉化率。

【0231】 並且，由以上實施例和對照例可以看出，通過本發明的製備聚 α -烯烴合成油的方法，可以得到動力黏度和黏度指數的結果均優異的聚 α -烯烴合成油。

【0232】 以上結合附圖詳細描述了本發明的優選實施方式，但是，本發明並不限於此。在本發明的技術構思範圍內，可以對本發明的技術方案進行多種簡單變型，包括各個具體技術特徵以任何合適的方式進行組合，為了避免不必要的重複，本發明對各種可能的組合方式不再另行說明。但這些簡單變型和組合同樣應當視為本發明所公開的內容，均屬於本發明的保護範圍。

【符號說明】

【0233】

2：微通道反應器

3：後處理單元

11：使BF₃催化劑與助劑進料混合的混合器

12：使BF₃催化劑與助劑進料的混合物和烯烴原料混合的混合器

01：BF₃催化劑入口

02：助劑進料入口

03：烯烴原料入口

001：出料管

002：進料管

003：殼體

004：第一熱交換介質入口

005：第一熱交換介質出口

006：第二熱交換介質入口

007：第二熱交換介質出口

- 008：混合區
- 009：反應區
- 010：反應通道
- 011：第二混合件
- 012：第二熱交換腔
- 013：第一熱交換腔
- 014：混合通道
- 015：第一混合件
- 016：流體分佈器
- 017：流體分佈管
- 018：排料管
- 019：第一隔板
- 020：過渡區
- 021：穩定通道
- 022：擴散通道
- 023：進料區
- 024：收集區
- 025：第二隔板
- 0001：主流路
- 0002：支流路
- 0003：收集腔
- 0004：基條

0005：齒部

【發明申請專利範圍】

【請求項1】 一種製備聚 α -烯烴的裝置，包括依次相連的輸入單元(1)、微通道反應器(2)、後處理單元(3)，所述輸入單元包括使烯烴原料、助劑進料和 BF_3 催化劑輸送至微通道反應器(2)的混合器和/或管線，

所述輸入單元(1)至少包括使至少一部分助劑進料和至少一部分 BF_3 催化劑混合的混合器和使至少一部分 BF_3 催化劑單獨進料至微通道反應器(2)的管線。

【請求項2】 如請求項1所述的裝置，其中，

所述輸入單元(1)包括使所述 BF_3 催化劑、助劑進料和烯烴原料的各自部分原料混合的混合器，和使所述 BF_3 催化劑、助劑進料和烯烴原料的各自剩餘原料按其原料類別單獨通入微通道反應器(2)的管線；或者，

所述輸入單元(1)包括使部分 BF_3 催化劑和全部助劑進料混合的混合器，剩餘的 BF_3 催化劑單獨通入微通道反應器(2)的管線，和全部烯烴原料單獨通入微通道反應器(2)的管線；或者，

所述輸入單元(1)包括使部分 BF_3 催化劑和部分助劑進料混合的混合器，和剩餘 BF_3 催化劑、剩餘助劑進料和全部烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(2)的管線；或者

所述輸入單元(1)包括使部分 BF_3 催化劑、部分助劑進料和全部烯烴原料混合的混合器，和剩餘的 BF_3 催化劑、剩餘的助劑進料各自單獨通入微通道反應器(2)的管線；或者

所述輸入單元(1)包括使部分BF₃催化劑、全部助劑進料和部分烯烴原料混合的混合器，和剩餘的BF₃催化劑、剩餘烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(2)的管線；或者

所述輸入單元(1)包括使部分BF₃催化劑、全部助劑進料和全部烯烴原料混合的混合器，和剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器(2)的管線，

優選的是，輸送單元中混合BF₃催化劑、助劑進料和烯烴原料時，輸送單元包括使該三種原料中的任意兩種混合的第一混合器、和使來自第一混合器的混合物與剩餘一種原料混合的第二混合器，其中的第一混合器與第二混合器連通，第二混合器與微通道反應器(2)連通。

【請求項3】 如請求項1或2所述的裝置，其中，所述微通道反應器(2)包括：殼體(003)；在所述殼體(003)中沿第一方向依次排列並連通的進料區(023)、混合區(008)、反應區(009)和收集區(024)，其中，所述殼體(003)設置有與所述進料區(023)連通的進料管(002)和與所述收集區(024)連通的出料管(001)，所述混合區(008)中設置有沿所述第一方向延伸的混合通道(014)；流體分佈管(017)，所述流體分佈管(017)從所述殼體(003)外部延伸到所述混合通道(014)中，所述流體分佈管(017)位於所述混合通道(014)中的一端連接有流體分佈器(016)；

所述進料管(002)用於輸入來自輸入單元的原料，所述流體分佈管(017)連接於輸入單元(1)的單獨進料的BF₃催化劑的管線，能夠用於輸入BF₃催化劑，所述出料管(001)連接於後處理單元(3)。

【請求項4】 如請求項3的裝置，其中，

所述流體分佈器為選自具有微孔的粉末燒結體、中孔泡沫材料、絲網、具有微型條縫或微孔的管中的至少一者，優選地，所述流體分佈器為具有微孔的圓柱形的粉末燒結體，優選地，所述流體分佈器的橫截面積為 0.01 cm^2 - 200 cm^2 ，長度為 1 mm - 2000 m ；和/或，

所述混合區中設置有 $2\sim 100$ 個(優選 $2\sim 50$ 個，更優選 $2\sim 10$ 個)所述混合通道，所述流體分佈管包括從所述殼體外部延伸到所述進料區中的主管以及從所述進料區延伸到每個所述混合通道中的支管，在支管末端連接有流體分佈器(優選地，所述混合通道的橫截面為圓形，優選地，所述混合通道的橫截面積為 0.05 cm^2 - 400 cm^2 ，長度為 50 mm - 5000 mm)；和/或，

所述混合通道中，在所述流體分佈器的下游設置有第一混合件；和/或，

所述第一混合件中設置有沿第一方向交替排列連通的主流部和支流部，所述主流部中設置有單個的主流路，所述支流部中設置有多個支流路；和/或，所述支流部的下游設置有連通於多個支流路的收集腔；和/或，

所述混合區包括設置在所述殼體中的第一熱交換腔，所述混合通道設置在所述第一熱交換腔中，所述殼體上設置有與所述第一熱交換腔連通的第一熱交換介質入口和第一熱交換介質出口；和/或，

所述第一熱交換腔與所述混合通道的容積比為 $2\sim 50$ (優選地，所述第一熱交換腔與所述混合通道的容積比為 $5\sim 30$)；和/或，

所述混合區和所述反應區之間設置有過渡區，所述過渡區設置有沿第一方向排列連通的截面恒定的穩定通道和截面逐漸擴大的擴散通道，所述穩定通道連通於所述混合通道，所述擴散通道連通於所述反應區；和/或，

所述穩定通道上連接有延伸到所述殼体外部的排料管；和/或，

所述擴散通道中設置有具有篩孔或條縫的擴散板；和/或，

所述反應區中設置有多個沿第一方向延伸的、經由過渡區與所述混合通道連通的並聯的反應通道(例如為2~10000通道，優選為2~5000通道，更優選為2~500通道)；和/或，

所述反應通道中設置有第二混合件，所述第二混合件包括沿所述第一方向延伸的基條和連接於所述基條並橫向於所述基條延伸的齒部；和/或，

所述齒部為三角形、弓形、波浪形、螺旋形中的至少一種(優選地，所述齒部為三角形，在所述三角形鄰近所述基條的一條邊上，其中一個角連接於所述基條，另一個角與所述基條相距0.01 mm-20 mm)；和/或，

每個所述反應通道中各自獨立地設置有多個層疊間隔的所述第二混合件，所述第二混合件的所述齒部彼此交錯；和/或，

所述反應通道的橫截面為圓形、矩形、三角形中的至少一種(優選地，所述反應通道的橫截面為矩形，所述齒部在所述矩形的一組對邊之間延伸)；和/或，

所述反應通道的橫截面積為1 mm²-150 mm²，長度為50 mm-5000 mm(優選100 mm-3000 mm)，所述反應通道之間的最小間距為1 mm-50 mm(優選3 mm-30 mm)，所述第二混合件的厚度為0.1 mm-3 mm(優選0.2 mm-2 mm)，相鄰的所述齒部的間距為1 mm-50 mm(優選1.5 mm-20 mm)；和/或，

所述反應區設置有位於所述殼體中的第二熱交換腔，所述反應通道設置在所述第二熱交換腔中，所述殼體上設置有與所述第二熱交換腔連通的第二熱交換介質入口和第二熱交換介質出口；和/或，

所述第二熱交換腔與所述反應通道的容積比為2-50(優選地，所述第二熱交換腔與所述反應通道的容積比為5-30)。

【請求項5】 如請求項1~4中任一項的裝置，其中，所述後處理單元(3)對進入其中的物料進行後處理，得到聚烯烴產物(所述後處理單元(3)優選吸附裝置、萃取裝置、蒸餾裝置、離心裝置、沉降裝置、鹼洗裝置和水洗裝置中的一種或多種)。

【請求項6】 如請求項1~5中任一項的裝置，其中，以微通道反應器(2)中的BF₃總質量計，直接進料至微通道反應器(2)的BF₃催化劑與在輸入單元中混合的BF₃催化劑的質量分配比為90~10:10~90，優選80~40:20~60，更優選70~50:30~50。

【請求項7】 一種製備聚 α -烯烴的方法，包括：使BF₃催化劑、助劑進料和烯烴原料經由輸送單元通入微通道反應器，在微通道反應器發生聚合反應後，經後處理後得到聚烯烴產物，其中，在輸送單元中，使至少一部分助劑進料和至少一部分BF₃催化劑混合，同時使至少一部分BF₃催化劑單獨進料至微通道反應器，優選地，微通道反應器中，所述助劑進料、烯烴原料、BF₃催化劑的總量之間的質量比為1：1~1000：1~500(優選1：1~500：1~200，最優選1：10~250：1~100)。

【請求項8】 如請求項7所述的方法，其中，在輸送單元中，使所述BF₃催化劑、助劑進料和烯烴原料的各自部分原料混合後通入微通道反應器，並且，使所述BF₃催化劑、助劑進料和烯烴原料的各自剩餘原料按其原料類別單獨通入微通道反應器；或者，

在輸送單元中，使部分BF₃催化劑和全部助劑進料混合後的物料通入微通道反應器，並且，剩餘BF₃催化劑和全部烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(優選地，所述部分BF₃催化劑和全部助劑進料在混合器中混合時，所述部分BF₃催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述全部助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~1000 L/H，優選0.1~800 L/H，最優選0.2~500 L/H，所述部分BF₃催化劑與全部助劑進料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是0.01~2000 L/H，優選0.1~1600 L/H，最優選0.2~1000 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H，所述全部烯烴原料單獨通入微通道反應器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H)；或者，

在輸送單元中，使部分BF₃催化劑和部分助劑進料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑、剩餘助劑進料和全部烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(優選地，所述部分BF₃催化劑和部分助劑進料在混合器中混合時，所述部分BF₃催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述部分助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~800 L/H，優選0.1~500 L/H，最優選0.2~400 L/H，所述部分BF₃催化劑與部分的助劑進料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是0.01~1600 L/H，優選0.1~1400 L/H，最優選0.2~800 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~120000 L/H，優選5~80000 L/H，最優選10~40000 L/H，所述剩餘助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~200 L/H，優選0.1~150 L/H，最優選0.2~100 L/H，所述全部烯

烴原料單獨通入微通道反應器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H)；或者，

在輸送單元中，使部分BF₃催化劑、部分助劑進料和全部烯烴原料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑、剩餘助劑進料各自單獨通入微通道反應器(優選地，所述部分BF₃催化劑、部分助劑進料和全部烯烴原料在混合器中混合時，所述部分BF₃催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述部分助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~800 L/H，優選0.1~500 L/H，最優選0.2~400 L/H，所述全部烯烴原料通入混合器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H，所述部分BF₃催化劑、部分助劑進料和全部烯烴原料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是0.01~6000 L/H，優選0.1~4600 L/H，最優選0.2~3000 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H，所述剩餘助劑進料單獨通入微通道反應器的速度是0.01~200 L/H，優選0.1~150 L/H，最優選0.2~100 L/H)；或者，

在輸送單元中，使部分BF₃催化劑、全部助劑進料和部分烯烴原料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑、剩餘烯烴原料各自單獨通入微通道反應器(優選地，所述部分BF₃催化劑、全部助劑進料和部分烯烴原料在混合器中混合時，所述部分BF₃催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述全部助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~1000 L/H，優選0.1~800 L/H，最優選0.2~500 L/H，所述部分烯烴原料進入混合器的速度是1~2000 L/H，優選

5~1000 L/H，最優選10~500 L/H，所述部分BF₃催化劑、全部助劑進料和部分烯烴原料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是0.01~3000 L/H，優選0.1~1800 L/H，最優選0.2~1000 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H，所述剩餘烯烴原料單獨通入微通道反應器的速度是9~3000 L/H，優選15~3000 L/H，最優選30~2000 L/H)；或者，

在輸送單元中，使部分BF₃催化劑、全部助劑進料和全部烯烴原料混合後的物料通入微通道反應器，並且，使剩餘BF₃催化劑單獨通入微通道反應器(優選地，所述部分BF₃催化劑、全部助劑進料和全部烯烴原料在混合器中混合時，所述部分BF₃催化劑通入所述混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述全部助劑進料通入所述混合器的速度是0.01~1000 L/H，優選0.1~800 L/H，最優選0.2~500 L/H，所述全部烯烴原料通入混合器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H，所述部分BF₃催化劑、全部助劑進料和全部烯烴原料在混合器混合後的混合物再通入微通道反應器的速度是10~6000 L/H，優選0.1~4600 L/H，最優選0.2~3000 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H)，

優選的是，輸送單元中，使部分BF₃催化劑和全部助劑進料在第一混合器進行第一次混合，再與全部烯烴原料在第二混合器進行第二次混合後，然後將混合物料通入微通道反應器，並且，使剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器(優選地，所述部分BF₃催化劑和全部助劑進料在第一混合器進行第

一次混合時，所述部分BF₃催化劑通入第一混合器的速度是1~100000 L/H，優選1~80000 L/H，最優選1~30000 L/H，所述全部助劑進料通入第一混合器的速度是0.01~1000 L/H，優選0.1~800 L/H，最優選0.2~500 L/H，所述第一次混合後得到的物料再與全部烯烴原料在第二混合器進行第二次混合，所述第一次混合後得到的物料通入第二混合器的速度是0.01~2000 L/H，優選0.1~1600 L/H，最優選0.2~1000 L/H，所述全部烯烴原料通入第二混合器的速度是10~5000 L/H，優選20~4000 L/H，最優選40~2500 L/H，所述第二次混合後得到的物料通入微通道反應器的速度是10~7000 L/H，優選20~5600 L/H，最優選40~3500 L/H，所述剩餘的BF₃催化劑單獨通入微通道反應器的速度是1~150000 L/H，優選5~100000 L/H，最優選10~50000 L/H)。

【請求項9】 如請求項7所述的方法，其中，所述烯烴原料中的烯烴為選自C₃~C₂₀的 α -烯烴中的一種或多種；任選地所述烯烴原料進一步包含C₅~C₂₀的烷烴的混合物和/或C₁~C₂₀的含氧化合物(優選所述烯烴原料為費托烯烴原料)；

和/或，

所述助劑進料為選自碳原子數為1~20的醇、碳原子數為1~20的醚、碳原子數為1~20的醛、碳原子數為1~20的酮、碳原子數為1~30的酯、碳原子數為1~20的羧酸和碳原子數為1~20的酚中的一種或多種。

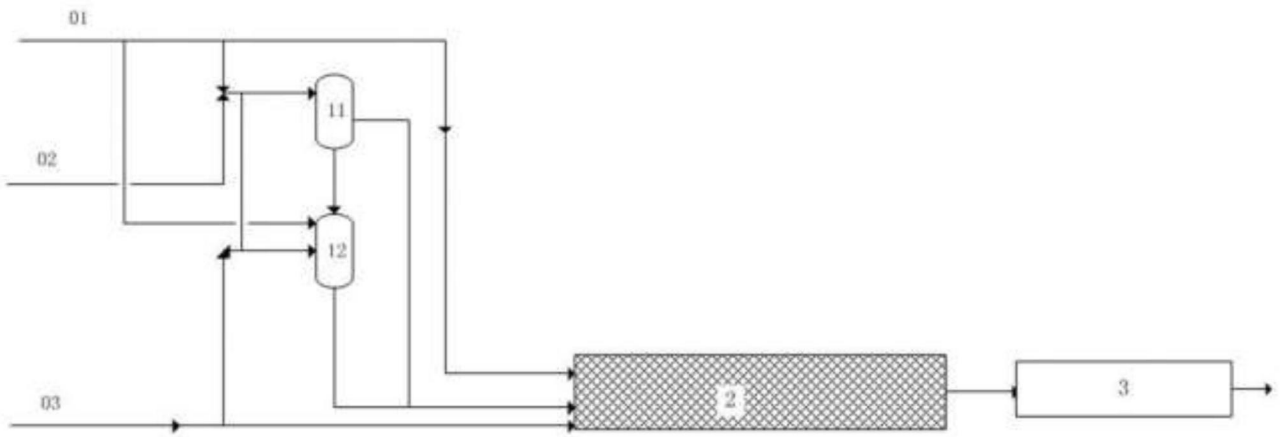
【請求項10】 如請求項7~9中任一項的方法，其中，所述微通道反應器內的反應溫度為0~120°C(優選10~80°C，更優選20~60°C)；所述微通道反應器內的反應壓力為0.01~10 MPa(優選0.01~8 MPa，更優選0.1~6 MPa)；所述烯烴原料在微通道反應器中的停留時間為1~3600秒(優選10~1800秒，更優選15~1000秒)。

【請求項11】 如請求項7~10中任一項的方法，其中，以微通道反應器中的BF₃總質量計，單獨進料到微通道反應器的BF₃催化劑與在輸入單元中混合的BF₃催化劑的質量比為90~10:10~90，優選80~40:20~60，更優選70~50:30~50。

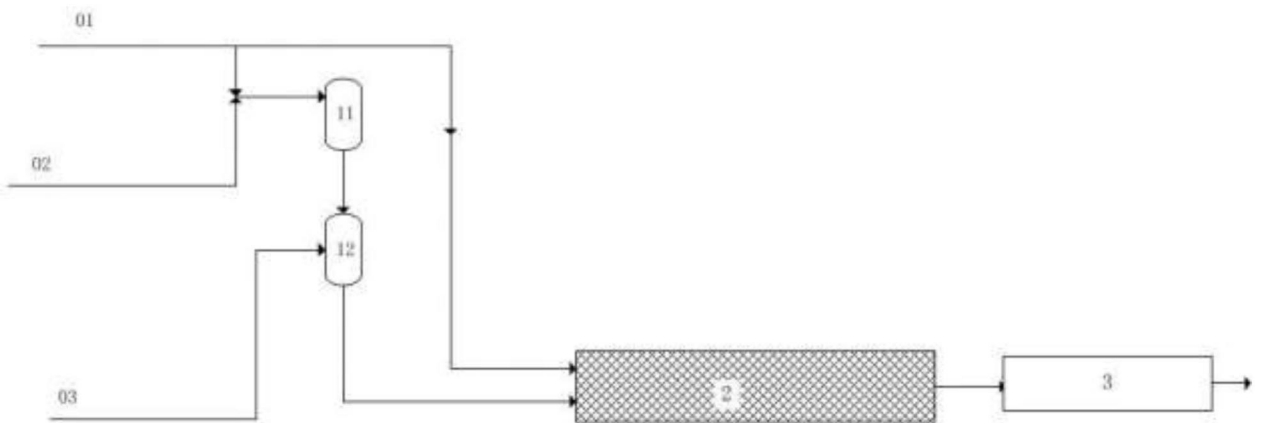
【請求項12】 如請求項7~11中任一項所述的方法，其中，所述後處理方法為吸附、離心、沉降、鹼洗、水洗和氣液分離方法中的一種或多種(優選吸附方法)，後處理方法為沉降或離心方法時，任選將得到的重液相返回至輸送單元或者微通道反應器繼續進行連續反應。

【請求項13】 如請求項7~12中任一項的方法，其中，利用如請求項1~6中任一項所述製備聚 α -烯烴的裝置製備聚 α -烯烴。

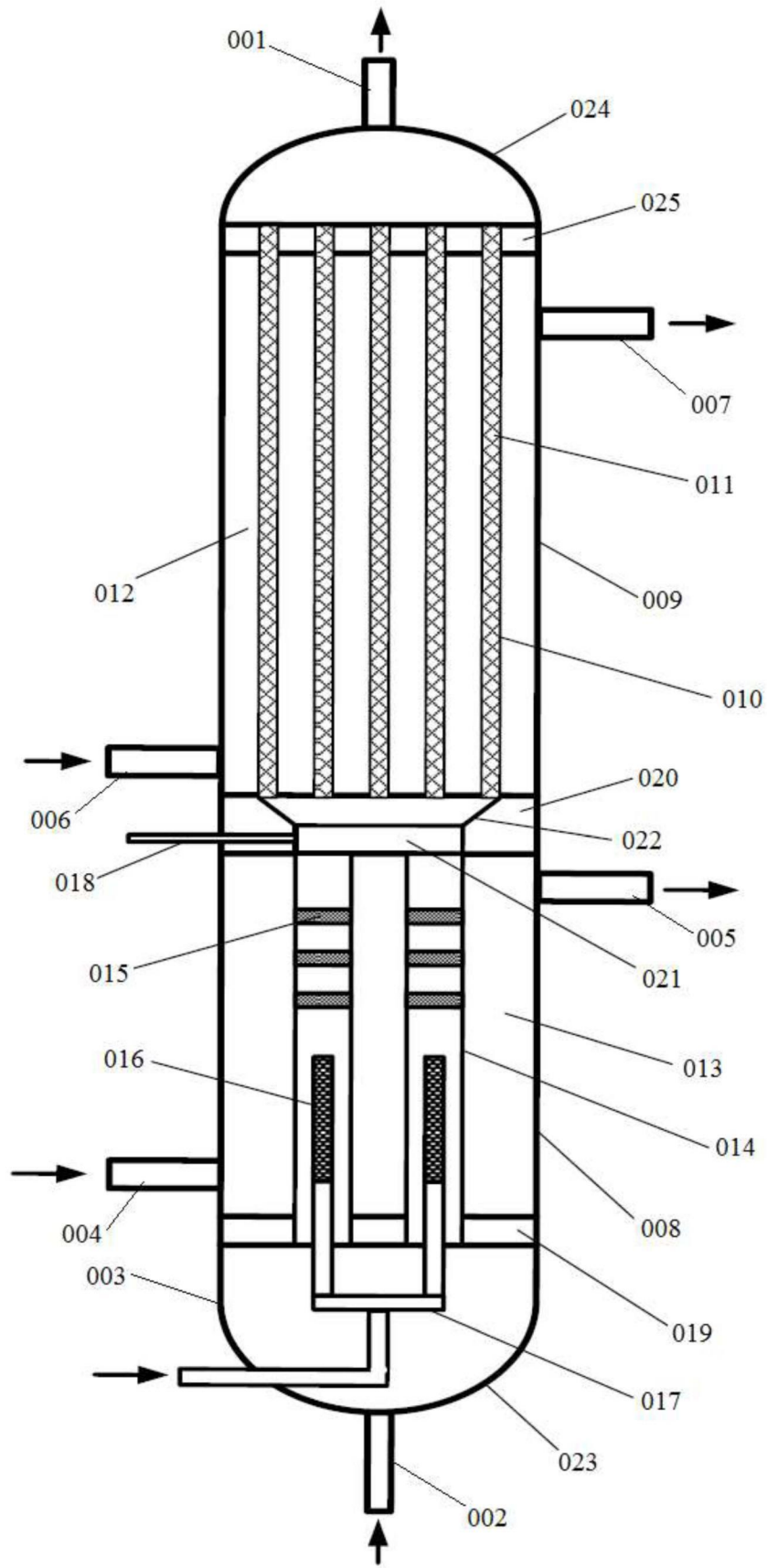
【發明圖式】



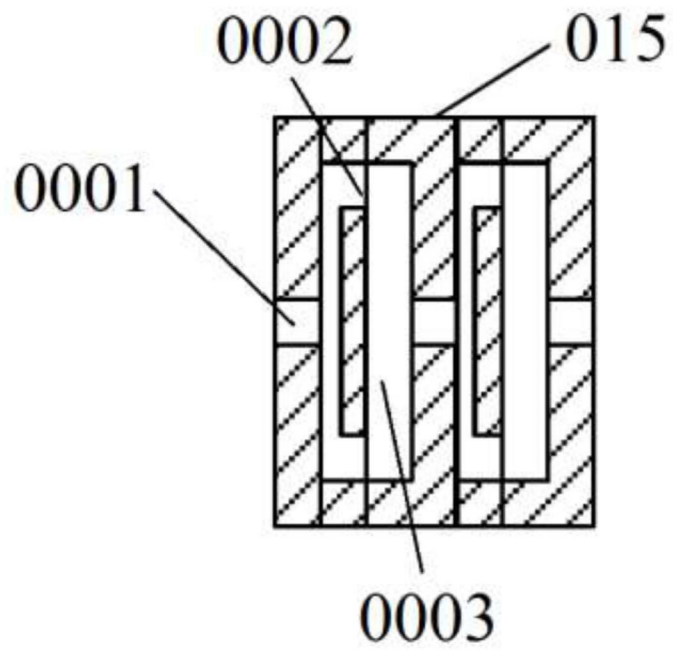
【圖1】



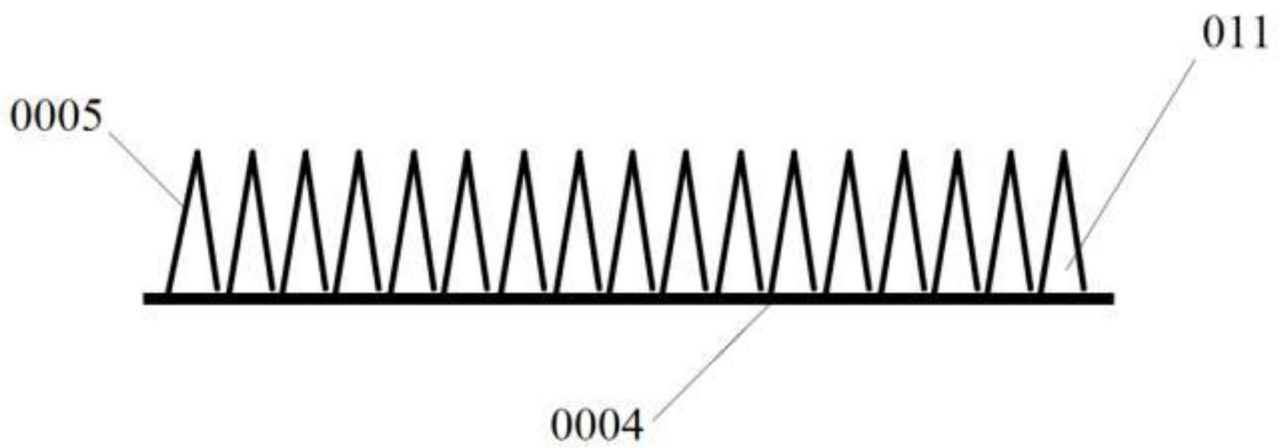
【圖2】



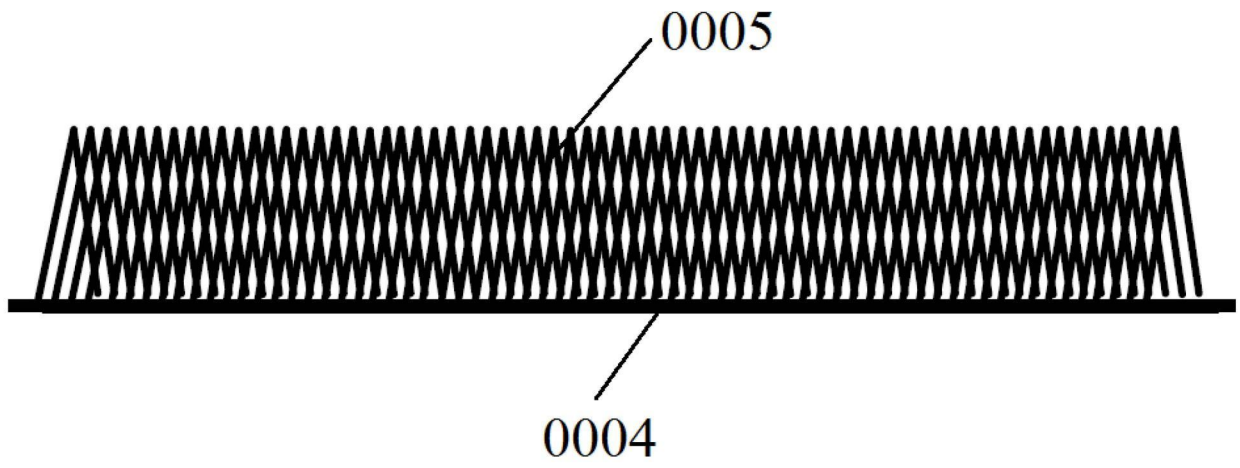
【圖3】



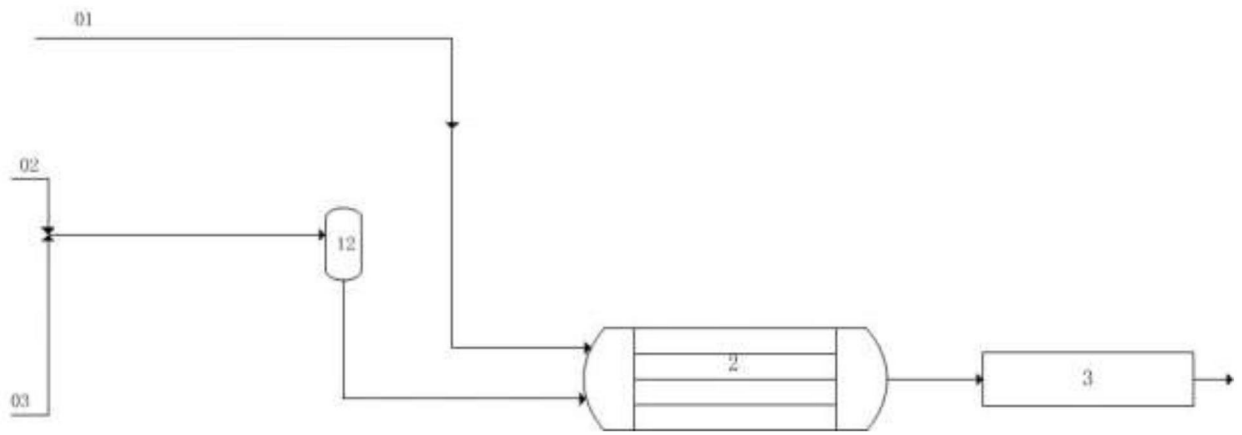
【圖4】



【圖5】



【圖6】



【圖7】