



(19)中華民國智慧財產局

(12)發明說明書公告本

(11)證書號數：TW I886295 B

(45)公告日：中華民國 114 (2025) 年 06 月 11 日

(21)申請案號：110123189

(22)申請日：中華民國 110 (2021) 年 06 月 24 日

(51)Int. Cl. : C10G47/30 (2006.01)

C07C4/06 (2006.01)

C07C11/04 (2006.01)

C07C11/06 (2006.01)

(30)優先權：2021/01/11 中國大陸

202110031544.4

2021/01/11 中國大陸

202110031545.9

(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：左嚴芬 ZUO, YANFEN (CN)；許友好 XU, YOUHAO (CN)；舒興田 SHU, XINGTIAN (CN)；汪燮卿 WANG, XIEQING (CN)；羅一斌 LUO, YIBIN (CN)；張雲鵬 ZHANG, YUNPENG (CN)；韓月陽 HAN, YUEYANG (CN)；杜令印 DU, LINGYIN (CN)

(74)代理人：陳展俊

(56)參考文獻：

CN 104334691A

審查人員：鄭宇辰

申請專利範圍項數：14 項 圖式數：3 共 41 頁

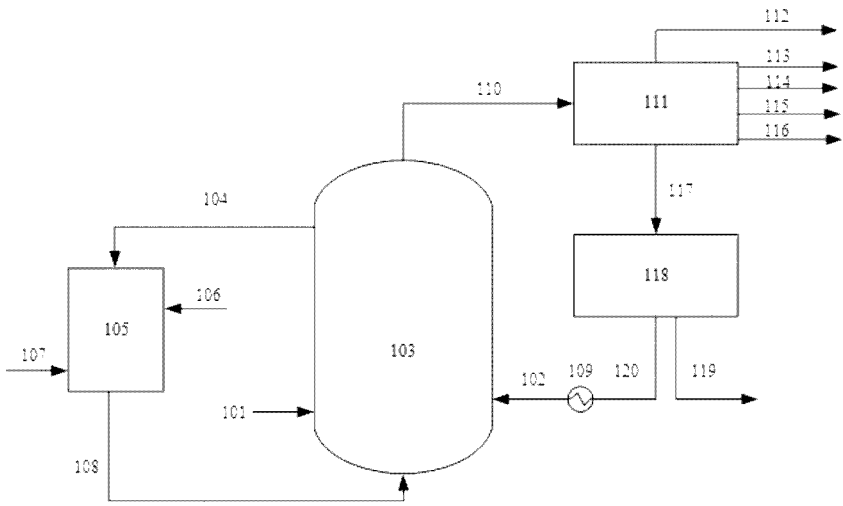
(54)名稱

一種製取低碳烯烴的流化催化轉化方法

(57)摘要

公開了一種製取低碳烯烴的流化催化轉化方法，包括如下步驟：1) 將富含烯烴的原料引入流化催化轉化反應器中，與溫度在 650°C 以上的催化劑接觸反應；2) 將反應所得的反應油氣分離得到含 C5 以上烯烴的物流；以及 3) 將所述含 C5 以上烯烴的物流的至少一部分返回步驟 1) 中繼續反應。所述流化催化轉化方法可以有效提高低碳烯烴的產率，改善選擇性，並提高產物中乙烯/丙烯的比值。

指定代表圖：



【圖1】

符號簡單說明：

- 101:管線
- 102:管線
- 103:催化轉化反應器
- 104:管線
- 105:再生器
- 106:管線
- 107:管線
- 108:管線
- 109:熱交換器
- 110:油氣管線
- 111:產物分餾裝置
- 112:管線
- 113:管線
- 114:管線
- 115:管線
- 116:管線
- 117:管線
- 118:烯烴分離裝置
- 119:管線
- 120:管線



I886295

【發明摘要】

【中文發明名稱】 一種製取低碳烯烴的流化催化轉化方法

【中文】

公開了一種製取低碳烯烴的流化催化轉化方法，包括如下步驟：1) 將富含烯烴的原料引入流化催化轉化反應器中，與溫度在650°C以上的催化劑接觸反應；2) 將反應所得的反應油氣分離得到含C5以上烯烴的物流；以及3) 將所述含C5以上烯烴的物流的至少一部分返回步驟1) 中繼續反應。所述流化催化轉化方法可以有效提高低碳烯烴的產率，改善選擇性，並提高產物中乙烯/丙烯的比值。

【指定代表圖】 圖1

【代表圖之符號簡單說明】

101: 管線

102: 管線

103: 催化轉化反應器

104: 管線

105: 再生器

106: 管線

107: 管線

108: 管線

109: 熱交換器

110: 油氣管線

111: 產物分餾裝置

112: 管線

113: 管線

114: 管線

115: 管線

116: 管線

117: 管線

118: 烯烴分離裝置

119: 管線

120: 管線

【特徵化學式】 無

【發明說明書】

【中文發明名稱】 一種製取低碳烯烴的流化催化轉化方法

【技術領域】

5 【0001】 相關申請的交叉引用

本申請要求2021年1月11日提交的、申請號為202110031544.4、名稱為“一種製取乙烯、丙烯和丁烯的催化轉化方法”的專利申請的優先權，和2021年1月11日提交的、申請號為202110031545.9、名稱為“一種製取乙烯和丙烯的催化轉化方法”的專利申請的優先權，它們的內容經此引用全文併入本文。

10 【0002】 本申請涉及流化催化轉化的技術領域，具體涉及一種製取低碳烯烴的流化催化轉化方法。

【先前技術】

 【0003】 丙烯與乙烯是構成現代石油化工最為重要的兩大基礎原料，
15 但是，隨著油田開採量的不斷增加，常規原油可供產量日趨減少，原油品質日趨於劣質化和重質化，雖然目前輕質烯烴的生產能力增長較快，但仍不能滿足市場對輕質烯烴的需求。

 【0004】 乙烯和丙烯作為重要的化工中間物需求日益增長，主要用以生產多種重要有機化工原料、生成合成樹脂、合成橡膠及多種精細化學品等。
20 其中，乙烯是世界上產量最大的化工產品之一，占全球整個石化產品產量的75%以上；乙烯的大宗下游產品主要有聚乙烯、環氧乙烷、乙二醇、聚氯乙烯、苯乙烯和醋酸乙烯等。丙烯是重要的有機化工原料，其主要用於製丙烯腈、環氧丙烷和丙酮等。

【0005】 採用傳統的蒸汽裂解製乙烯、丙烯路線，對輕烴、石腦油等化工輕烴需求量較大，而蒸汽裂解原料主要有輕烴（如乙烷、丙烷和丁烷）、石腦油、柴油、凝析油和氫化尾油，其中，石腦油的品質分數約占50%以上，典型石腦油蒸汽裂解的乙烯收率約29-34%，丙烯收率為13-16%，較低的乙
5 烯/丙烯產出比難以滿足當前低碳烯烴需求的現狀。

【0006】 中國專利申請CN101092323A中公開了一種採用C4-C8烯烴混合物為原料，在反應溫度400-600°C，絕對壓力為0.02-0.3 MPa的條件下進行反應，經分離裝置將30-90重量%的C4餾份循環進反應器再次裂解製備乙烯和丙烯的方法。該方法重點通過C4餾份循環，提高了烯烴轉化率，得到的乙
10 烯和丙烯不少於原料烯烴總量的62%，但其乙烯/丙烯比較小，無法根據市場需求靈活調節，而且反應選擇性低，產物中丁烯含量大，且存在C4分離能耗等問題。

【0007】 中國專利申請CN101239878A中公開了一種採用富含C4以上烯烴的混合物為原料，在反應溫度400-680°C，反應壓力為-0.09 MPa至1.0
15 MPa，重量空速為0.1-50小時⁻¹的條件下進行反應，產物乙烯/丙烯比較低，低於0.41，隨著溫度升高乙烯/丙烯比增加，同時氫氣、甲烷和乙烷增多。

【0008】 同時，烯烴生產路線還包括非石油路線，主要是以甲醇或二甲醚為代表的含氧有機化合物為原料生產以乙烯和丙烯為主的低碳烯烴製程（MTO）。甲醇或二甲醚是典型的含氧有機化合物，用以生產低碳烯烴
20 的反應特點是快速反應、強放熱、劑醇比較低且反應誘導期較長，催化劑的快速失活是MTO製程面臨的一個重要挑戰。如何科學高效的解決MTO反應過程中誘導期長、催化劑易失活等問題一直是擺在廣大科研和工程設計人員面前的課題。

【0009】 因此，本領域亟需一種新的流化催化轉化方法以高產率生產
乙烯和丙烯，並實現資源高效利用。

【發明內容】

5 【0010】 本申請的目的在於提供一種製取低碳烯烴（如乙烯、丙烯和
丁烯）的流化催化轉化方法，其可以同時提高低碳烯烴的產率和選擇性，
並且產物中乙烯/丙烯比例得到提高。

 【0011】 為了實現上述目的，本申請提供了一種製取低碳烯烴的流化
催化轉化方法，包括如下步驟：

10 【0012】 1) 將富含烯烴的原料引入流化催化轉化反應器中，與溫度在
650°C以上的催化轉化催化劑接觸，並在第一催化轉化條件下反應，其中所
述富含烯烴的原料具有50重量%以上的烯烴含量；

 【0013】 2) 將所述流化催化轉化反應器的流出物分離得到反應油氣和
待生催化劑，並將所述反應油氣分離得到乙烯、丙烯、丁烯和含C5以上烯烴
15 的物流；以及

 【0014】 3) 將所述含C5以上烯烴的物流的至少一部分返回步驟1) 中
繼續反應，

 【0015】 其中所述第一催化轉化條件包括：

 【0016】 反應溫度為600-800°C，優選為630-780°C；

20 【0017】 反應壓力為0.05-1 MPa，優選為0.1-0.8 MPa；

 【0018】 反應時間為0.01-100秒，優選為0.1-80秒；

 【0019】 所述催化轉化催化劑與所述富含烯烴的原料的重量比為（1-
200）：1，優選為（3-180）：1。

 【0020】 優選地，所述方法進一步包括如下步驟：

【0021】 4) 在所述富含烯烴原料的引入位置的上游，將步驟2) 分離得到的丁烯的至少一部分返回所述催化轉化反應器中與所述催化轉化催化劑接觸，並在第二催化轉化條件下反應，所述第二催化轉化條件包括：

【0022】 反應溫度為650-800°C，優選為680-780°C；

5 【0023】 反應壓力為0.05-1 MPa，優選為0.1-0.8 MPa；

【0024】 反應時間為0.01-10秒，優選為0.05-8秒；

【0025】 所述催化轉化催化劑與所述丁烯的重量比為（20-200）：1，
優選為（30-180）：1。

【0026】 優選地，所述方法進一步包括如下步驟：

10 【0027】 1a) 在所述富含烯烴原料的引入位置的下游，將有機含氧化合物引入所述催化轉化反應器中與經過步驟1) 的反應之後的催化轉化催化劑接觸，並在第三催化轉化條件下反應，所述第三催化轉化條件包括：

【0028】 反應溫度為300-550°C，優選400-530°C；

【0029】 反應壓力為0.01-1 MPa，優選0.05-1 MPa；

15 【0030】 反應時間為0.01-100秒，優選0.1-80秒；

【0031】 所述催化轉化催化劑與所述有機含氧化合物的重量比為（1-100）：1，優選（3-50）：1，

【0032】 在本申請的方法中，通過將富含烯烴的原料在高溫催化劑（≥650°C）上進行裂解反應，然後將產物分離得到的含烯烴物流再次引入
20 反應器中繼續反應，可以有效提高低碳烯烴的產率，改善選擇性，並提高產物中乙烯/丙烯比例；同時還能夠減少氫氣、甲烷和乙烷的生成，尤其是能夠抑制甲烷的產生。並且分離產物中的烯烴繼續反應能夠進一步提高石油資源利用率。

【0033】 本申請的其他特徵和優點將在隨後的具體實施方式部分予以詳細說明。

【圖式簡單說明】

5 【0034】 附圖是用來提供對本申請的進一步理解，並且構成說明書的一部分，與下面的具體實施方式一起用於解釋本申請，但並不構成對本申請的限制。在附圖中：

圖1是本申請方法的一種優選實施方式的流程示意圖；

圖2是本申請方法的另一種優選實施方式的流程示意圖；

10 圖3是本申請方法的另一種優選實施方式的流程示意圖。

【實施方式】

 【0035】 以下結合附圖對本申請的具體實施方式進行詳細說明。應當理解的是，此處所描述的具體實施方式僅用於說明和解釋本申請，並不用
15 於限制本申請。

 【0036】 在本文中所披露的任何具體數值（包括數值範圍的端點）都
不限於該數值的精確值，而應當理解為還涵蓋了接近該精確值的值，例如
在該精確值 $\pm 5\%$ 範圍內的所有可能的數值。並且，對於所披露的數值範圍
而言，在該範圍的端點值之間、端點值與範圍內的具體點值之間，以及各
20 具體點值之間可以任意組合而得到一個或多個新的數值範圍，這些新的數
值範圍也應被視為在本文中具體公開。

 【0037】 除非另有說明，本文所用的術語具有與本領域技術人員通常
所理解的相同的含義，如果術語在本文中有定義，且其定義與本領域的通
常理解不同，則以本文的定義為準。

【0038】 在本申請中，術語“C5以上”指具有至少5個碳原子，例如術語“C5以上烯烴”指具有至少5個碳原子的烯烴，而術語“C5以上餾份”指該餾份中的化合物具有至少5個碳原子。

【0039】 本申請中，除了明確說明的內容之外，未提到的任何事宜或
5 事項均直接適用本領域已知的那些而無需進行任何改變。而且，本文描述的任何實施方式均可以與本文描述的一種或多種其他實施方式自由結合，由此形成的技術方案或技術思想均視為本申請原始公開或原始記載的一部分，而不應被視為是本文未曾披露或預期過的新內容，除非本領域技術人員認為該結合明顯不合理。

10 【0040】 在本文中提及的所有專利和非專利文獻，包括但不限於教科書和期刊文章等，均通過引用方式全文併入本文。

【0041】 本申請的發明人對烷烴和烯烴分別進行催化裂解所形成的產物分佈差異進行比較後驚奇地發現：採用烯烴進行催化裂解來製取低碳烯烴的效果明顯優於烷烴，烯烴在高溫催化反應條件下進行催化裂解不僅能
15 夠同時提高乙烯、丙烯和丁烯的產率及選擇性，還可以顯著減少甲烷等副產品的產生，提高裂解反應效果及資源利用率，由此得到本申請的技術方案。

【0042】 如前所述，本申請提供了一種製取低碳烯烴的流化催化轉化方法，包括如下步驟：

20 【0043】 1) 將富含烯烴的原料引入流化催化轉化反應器中，與溫度在650°C以上的催化轉化催化劑接觸反應，其中所述富含烯烴的原料具有50重量%以上的烯烴含量；

【0044】 2) 將所述流化催化轉化反應器的流出物分離得到反應油氣和待生催化劑，並將所述反應油氣分離得到乙烯、丙烯、丁烯和含C5以上烯烴的物流；以及

5 繼續反應。

【0045】 3) 將所述含C5以上烯烴的物流的至少一部分返回步驟1) 中

【0046】 本申請的方法以富含烯烴的物料作為原料，使其在高溫催化劑 ($\geq 650^{\circ}\text{C}$) 上進行裂解反應，然後將產物分離得到的含烯烴物流再次引入流化催化轉化反應器中繼續反應，可以有效提高低碳烯烴的產率，改善選擇性，並提高產物中乙烯/丙烯的比值；同時還能夠減少氫氣、甲烷和乙

10 烷的生成，尤其是能夠抑制甲烷的產生。並且將裂解產物中的富含烯烴的含烯烴物流繼續反應能夠進一步提高石油資源利用率。

【0047】 在優選的實施方式中，步驟1) 的反應在第一催化轉化條件下進行，所述第一催化轉化條件包括：反應溫度為 $600-800^{\circ}\text{C}$ ；反應壓力為 $0.05-1\text{ MPa}$ ；反應時間為 $0.01-100$ 秒；所述催化轉化催化劑與所述富含烯烴

15 的原料的重量比為 $(1-200):1$ 。

【0048】 在進一步優選的實施方式中，所述第一催化轉化條件包括：反應溫度為 $630-780^{\circ}\text{C}$ ；反應壓力為 $0.1-0.8\text{ MPa}$ ；反應時間為 $0.1-80$ 秒；所述催化轉化催化劑與所述富含烯烴的原料的重量比為 $(3-180):1$ 。

【0049】 在特別優選的實施方式中，所述第一催化轉化條件包括：反

20 應溫度為 $650-780^{\circ}\text{C}$ ；反應壓力為 $0.1-0.7\text{ MPa}$ ；反應時間為 $0.1-20$ 秒；所述催化轉化催化劑與所述富含烯烴的原料的重量比為 $(3-150):1$ 。

【0050】 在優選的實施方式中，步驟1) 中所用的富含烯烴的原料中為具有80重量%以上，優選90重量%以上的烯烴含量的原料，更優選為純烯烴原料。根據本申請，所用的富含烯烴的原料中烯烴含量越高，則催化轉

化反應能夠獲得更高的乙烯、丙烯和丁烯產率並進一步抑制產物中氫氣、甲烷和乙烷的產生。

【0051】 在優選的實施方式中，所述富含烯烴的原料中的烯烴基本上由C5以上的烯烴組成，例如所述富含烯烴的原料中80%以上、85%以上、
5 90%以上或95%以上的烯烴，更優選100%的烯烴，為C5以上的烯烴。

【0052】 在某些實施方式中，步驟1) 中採用的富含烯烴的原料可來自下述來源中的任意一種或幾種：烷烴脫氫裝置產生的C5以上餾份、煉油廠催化裂解裝置產生的C5以上餾份、乙烯廠蒸汽裂解裝置產生的C5以上餾份、MTO（甲醇製烯烴）產生的C5以上富烯烴餾份，以及MTP（甲醇製丙
10 烯）副產的C5以上的富烯烴餾份。在優選的實施方式中，所述烷烴脫氫裝置所用的烷烴原料可以來自石腦油、芳烴抽餘油和其他輕質烴中的至少一種。在實際生產中，也可以採用其他不同石油化工裝置生產獲得的烷烴產品。

【0053】 在某些實施方式中，本申請所用的富含烯烴的原料可通過在
15 催化脫氫反應條件下，使烷烴與脫氫催化劑在脫氫處理反應器中接觸反應得到，其中，所用脫氫反應條件包括：脫氫處理反應器的入口溫度為400-700°C，烷烴的體積空速為200-5000 h⁻¹，接觸反應的壓力為0-0.1 MPa。

【0054】 優選地，所述脫氫催化劑由載體以及負載在載體上的活性組份和助劑組成；以所述脫氫催化劑的總重量為基準，所述載體的含量為60-
20 90重量%，所述活性組份的含量為8-35重量%，所述助劑的含量為0.1-5重量%。

【0055】 進一步優選地，所述載體可為含有改性劑的氧化鋁，其中以所述脫氫催化劑的總重量為基準，所述改性劑的含量為0.1-2重量%，所述改性劑可以為La和/或Ce；所述活性組份可為鉑和/或鉻；所述助劑可為鈹和

鹼金屬組份的組合物或者鉍和鹼土金屬組份的組合物，其中鉍與所述活性組份的莫耳比為1:(5-50)，鉍與鹼金屬組份的莫耳比為1:(0.1-5)，鉍與鹼土金屬組份的莫耳比為1:(0.1-5)。特別優選地，所述鹼金屬組份可以選自Li、Na和K中的一種或多種；所述鹼土金屬組份可以選自Mg、Ca和Ba中的一種或多種。

【0056】 在優選的實施方式中，步驟2)中分離得到的含C5以上烯烴的物流具有50重量%以上的烯烴含量，例如具有50重量%以上的C5以上烯烴含量，該含C5以上烯烴的物流中的烯烴含量越高，回煉效果越好，資源利用效果也越好。

【0057】 根據本申請，在步驟2)中所述反應油氣可以用本領域常用的分離裝置，例如產物分餾裝置，進行分離。在優選的實施方式中，所述反應油氣可以用包括產物分餾裝置和烯烴分離裝置的分離系統進行分離。在進一步優選的實施方式中，反應油氣先送入產物分餾裝置分離得到乙烯、丙烯、丁烯和含有烯烴的物流（例如可以為沸點為20°C以上的餾份），然後將該含有烯烴的物流送入烯烴分離裝置進一步分離得到所述的含C5以上烯烴的物流，以進一步提高其中的烯烴含量。

【0058】 在特別優選的實施方式中，所述步驟2)進一步包括：

【0059】 2a) 將所述流化催化轉化反應器的流出物分離得到反應油氣和待生催化劑

【0060】 2b) 在產物分餾裝置中對所述反應油氣進行分離，得到乙烯、丙烯、丁烯和第一含烯烴物流；以及

【0061】 2c) 在烯烴分離裝置中對所述第一含烯烴物流進行分離，得到富含烯烴的第二含烯烴物流，其中所述第二含烯烴物流中的烯烴含量大於所述第一含烯烴物流中的烯烴含量，所述第二含烯烴物流作為所述含C5

以上烯烴的物流返回步驟1) 中繼續反應。通過本實施方式中所用的分離系統，能夠較大幅度地提高返回流化催化轉化反應器繼續反應的含C5以上烯烴的物流中的烯烴含量，並降低其他雜質影響。

【0062】 根據本申請，所述流化催化轉化反應器可以包括一個反應器或多個以串聯和/或並聯方式連接的反應器。

【0063】 根據本申請，所述流化催化轉化反應器可以選自提升管反應器、流化床反應器、上行式輸送線、下行式輸送線或其中兩種以上的組合，其中所述提升管反應器可以為等直徑提升管反應器或者變徑提升管反應器，所述流化床反應器可以為等線速的流化床反應器或等直徑的流化床反應器，所述變徑提升管反應器可以為例如中國專利CN1078094C中所述的提升管反應器。

【0064】 在某些優選實施方式中，所述流化催化轉化反應器為流化床反應器，步驟2) 分離出的含C5以上烯烴的物流可以返回流化床反應器底部繼續反應。在另一些優選實施方式中，所述流化催化轉化反應器為提升管反應器，步驟2) 分離出的丁烯和含C5以上烯烴的物流可以返回提升管反應器繼續反應。

【0065】 在優選的實施方式中，本申請的流化催化轉化方法進一步包括如下步驟：

【0066】 4) 在所述富含烯烴原料的引入位置的上游，將步驟2) 分離得到的丁烯的至少一部分返回所述催化轉化反應器中與所述催化轉化催化劑接觸，並在第二催化轉化條件下反應，所述第二催化轉化條件包括：反應溫度為650-800°C，反應壓力為0.05-1 MPa，反應時間為0.01-10秒，所述催化轉化催化劑與所述丁烯的重量比為(20-200) : 1；

【0067】進一步優選地，所述第二催化轉化條件包括：反應溫度為680-780°C，反應壓力為0.1-0.8 MPa，反應時間為0.05-8秒，所述催化轉化催化劑與所述丁烯的重量比為（30-180）：1。

【0068】在某些優選實施方式中，本申請的流化催化轉化方法進一步
5 包括如下步驟：

【0069】 1a) 在所述富含烯烴原料的引入位置的下游，將有機含氧化合物引入所述催化轉化反應器中與經過步驟1) 的反應之後的催化轉化催化劑接觸，並在第三催化轉化條件下反應，所述第三催化轉化條件包括：反應溫度為300-550°C，反應壓力為0.01-1 MPa，反應時間為0.01-100秒，所述
10 催化轉化催化劑與所述有機含氧化合物原料的重量比為（1-100）：1；

【0070】進一步優選地，所述第三催化轉化條件包括：反應溫度為400-530°C，反應壓力為0.05-1 MPa，反應時間為0.1-80秒，所述催化轉化催化劑與所述有機含氧化合物原料的重量比為（3-50）：1。

【0071】特別優選地，所述有機含氧化合物包含甲醇、乙醇、二甲
15 醚、甲乙醚和乙醚中的至少一種。例如，以甲醇、二甲醚為代表的有機含氧化合物可以來自於煤基或天然氣基的合成氣。

【0072】在優選的實施方式中，本申請採用的催化轉化催化劑可以包括分子篩、無機氧化物和任選的黏土，其中，以催化劑的重量為基準，所述催化轉化催化劑包含1-50重量%的分子篩、5-99重量%的無機氧化物和
20 70重量%的黏土。

【0073】在進一步優選的實施方式中，所述催化轉化催化劑以所述分子篩作為活性組份，所述分子篩可以選自中孔分子篩和/或小孔分子篩；以所述分子篩的總重量為基準所述，所述分子篩可以包括50-100重量%的中

孔分子篩和0-50重量%的小孔分子篩。特別優選地，所述分子篩不包含大孔分子篩（例如Y型分子篩）。

【0074】 在某些更進一步優選的實施方式中，所述中孔分子篩可以為ZSM分子篩，例如所述ZSM分子篩可以選自ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、
5 ZSM-23、ZSM-35、ZSM-48中的一種或幾種；所述小孔分子篩可以為SAPO分子篩和/或SSZ分子篩，例如所述SAPO分子篩可以選自SAPO-34、SAPO-11、SAPO-47中的一種或幾種，所述SSZ分子篩可以選自SSZ-13、SSZ-39、SSZ-62中的一種或幾種。

【0075】 在進一步優選的實施方式中，所述催化轉化催化劑以所述無
10 機氧化物作為黏合劑，優選地，無機氧化物可以選自二氧化矽（ SiO_2 ）和/或三氧化二鋁（ Al_2O_3 ）。

【0076】 在進一步優選的實施方式中，所述催化轉化催化劑以所述黏土作為基質，優選地，所述黏土可以選自高嶺土和/或多水高嶺土。

【0077】 在進一步優選的實施方式中，本申請採用的催化轉化催化劑
15 還可以負載改性元素。例如，以催化劑的重量為基準，所述催化轉化催化劑可以包含0.1-3重量%的改性元素；所述改性元素可以選自VIII族金屬、IVA族金屬、VA族元素和稀土金屬中的一種或幾種。在更進一步優選的實施方式中，所述改性元素可以為選自磷、鐵、鈷和鎳中的一種或幾種。

【0078】 在某些優選實施方式中，本申請的流化催化轉化方法進一步
20 包括如下步驟：

【0079】 5)將步驟2)分離得到的待生催化劑燒焦再生得到再生催化劑並調節其溫度至650°C以上，然後將所述再生催化劑返回所述流化催化轉化反應器作為所述催化轉化催化劑。

【0080】 在該實施方式中，將失活的待生催化劑進行燒焦再生，可以循環利用催化劑，提高催化劑利用率；並且將再生催化劑調溫，如預熱至650°C以上後再返回反應器能夠提高催化劑的催化效果。

【0081】 作為本領域技術人員所熟知的，對所述再生催化劑進行預熱的熱能量可以由電提供，或者由本方法中的副產物氣體、劣質重油，煉油廠其他裝置的燃料油、燃料氣等燃燒來提供。

【0082】 如圖1所示，在一種優選實施方式中，本申請的製取低碳烯烴的流化催化轉化方法按如下方式進行：

【0083】 將具有50重量%以上烯烴含量的富含烯烴的原料以及預提升介質經管線101引入流化催化轉化反應器（流化床反應器）103底部，與經管線108引入的再生催化轉化催化劑接觸並反應，並在預提升介質的作用下在流化催化轉化反應器103中向上移動。

【0084】 反應生成的待生催化劑在流化催化轉化反應器103頂部引出，經出口管線104進入再生器105中，主風經管線106進入再生器105，燒去待生催化劑上的焦炭，使待生催化劑再生；補充燃料經管線107引入再生器5進行燃燒，將再生催化劑預熱至650°C以上；預熱後的再生催化劑經管線108引入流化催化轉化反應器103底部。

【0085】 反應生成的反應油氣在流化催化轉化反應器103頂部引出，經由管線110引入後續的產物分餾裝置111進行產物分離，分離得到的氫氣、甲烷和乙烷經管線112引出，乙烯經管線113引出，丙烯經管線114引出，丙烷和丁烷經管線115引出，丁烯經管線116引出，含有剩餘烯烴的物流（產物中沸點為20°C以上的餾份）經管線117引入到烯烴分離裝置118；在其中分離得到的貧含烯烴的物流（主要包括烷烴，少量芳烴、環烷烴等）由管線119引出，分離得到的烯烴含量為50%以上的含C5以上烯烴的物

流經管線120引入熱交換器109預熱至650°C以上，而後經管線102引入流化催化轉化反應器103底部與再生催化轉化催化劑繼續反應。

【0086】如圖2所示，在另一種優選實施方式中，本申請的製取低碳烯烴的流化催化轉化方法按如下方式進行：

- 5 【0087】預提升介質經管線201由流化催化轉化反應器（變徑提升管反應器）202底部進入，來自管線217的再生流化催化轉化催化劑在預提升介質的提升作用下沿流化催化轉化反應器202向上移動，富含烯烴的原料經管線203與來自管線204的霧化蒸汽一起注入流化催化轉化反應器202的底部，與熱的催化轉化催化劑接觸反應，並向上移動。生成的反應油氣和待
- 10 生催化劑經出口段207進入沉降器中的旋風分離器208，實現待生催化劑與反應油氣的分離，反應油氣進入集氣室209，待生催化劑細粉由料腿返回沉降器。沉降器中的待生催化劑流向汽提段210，與來自管線211的汽提蒸汽接觸。從待生催化劑中汽提出的油氣經旋風分離器後進入集氣室209。汽提後的待生催化劑經斜管212進入再生器213，主風經管線216進入再生器，燒
- 15 去待生催化劑上的焦炭，使失活的待生催化劑再生，補充燃料經管線214進入再生器進行燃燒，將再生催化劑預熱至650°C以上。煙氣經管線215進入煙機，預熱後的再生催化劑經管線217進入流化催化轉化反應器202。反應油氣經過大油氣管線219進入後續的分餾裝置220，分離得到的氫氣、甲烷和乙烷經管線221引出，乙烯經管線222引出，丙烯經管線223引出，丁烯經
- 20 管線224引出，任選地引入到熱交換器206預熱後，在富含烯烴的原料進料位置上游返回流化催化轉化反應器202繼續反應，丙烷和丁烷經管線225引出，含有剩餘烯烴的物流經管線226引入到烯烴分離裝置228，分離得到的貧含烯烴的物流由管線218引出，分離得到的烯烴含量為50%以上的含C5以

上烯烴的物流經管線227引入熱交換器205預熱後與來自管線203的富含烯烴的原料一起進入所述流化催化轉化反應器202繼續反應。

【0088】如圖3所示，在另一種優選實施方式中，本申請的製取低碳烯烴的流化催化轉化方法按如下方式進行：

- 5 【0089】預提升介質經管線301由流化催化轉化反應器（變徑提升管反應器）302底部進入，來自管線317的再生流化催化轉化催化劑在預提升介質的提升作用下沿流化催化轉化反應器302向上移動，富含烯烴的原料經管線303與來自管線304的霧化蒸汽一起注入流化催化轉化反應器302的底部與熱的催化轉化催化劑接觸反應。甲醇原料經管線329引入，與反應器302
- 10 中已有的物流混合，與所述催化轉化催化劑接觸反應並向上移動。生成的反應油氣和待生催化劑經出口段307進入沉降器中的旋風分離器308，實現待生催化劑與反應油氣的分離，反應油氣進入集氣室309，待生催化劑細粉由料腿返回沉降器。沉降器中的待生催化劑流向汽提段310，與來自管線311的汽提蒸汽接觸。從待生催化劑中汽提出的油氣經旋風分離器後進入集
- 15 氣室309。汽提後的待生催化劑經斜管312進入再生器313，主風經管線316進入再生器，燒去待生催化劑上的焦炭，使失活的待生催化劑再生，補充燃料經管線314進入再生器進行燃燒，將再生催化劑預熱至650°C以上。煙氣經管線315進入煙機，預熱後的再生催化劑經管線317進入流化催化轉化反應器302。反應油氣經過大油氣管線319進入後續的分餾裝置320，分離得
- 20 到的氫氣、甲烷和乙烷經管線321引出，乙烯經管線322引出，丙烯經管線323引出，丁烯經管線324引出，任選地引入到熱交換器306預熱後，在富含烯烴的原料進料位置上游返回流化催化轉化反應器302繼續反應，丙烷和丁烷經管線325引出，含有剩餘烯烴的物流經管線326引入到烯烴分離裝置328，分離得到的貧含烯烴的物流由管線318引出，分離得到的烯烴含量為

50%以上的含C5以上烯烴的物流經管線327引入熱交換器305預熱後與來自管線303的富含烯烴的原料一起進入所述流化催化轉化反應器302繼續反應。

【0090】 在特別優選的實施方式中，本申請提供了如下的技術方案：

5 【0091】 1、一種製取乙烯、丙烯和丁烯的催化轉化方法，該方法包括如下步驟：

 【0092】 在催化轉化反應條件下，將富含烯烴的原料與溫度在650°C以上的催化轉化催化劑在催化轉化反應器中接觸反應，得到反應油氣和待生催化劑；所述富含烯烴的原料中含有50重量%以上的烯烴；

10 【0093】 使所述反應油氣進入分離系統分離為乙烯、丙烯、丁烯和含烯烴物流，使所述含烯烴物流返回所述催化轉化反應器中繼續反應。

 【0094】 2、根據專案1所述的方法，其中，所述富含烯烴的原料中烯烴的含量為80重量%以上，優選為90重量%以上，更優選為純烯烴原料。

15 【0095】 3、根據專案1或2所述的方法，其中，所述富含烯烴的原料中的烯烴選自碳原子數為5以上的烯烴；

 【0096】 可選地，所述富含烯烴的原料來自烷烴脫氫裝置產生的碳五以上餾份、煉油廠催化裂解裝置產生的碳五以上餾份、乙烯廠蒸汽裂解裝置產生的碳五以上餾份、MTO副產的碳五以上的富烯烴餾份、MTP副產的碳五以上的富烯烴餾份中的一種或幾種；

20 【0097】 可選地，所述烷烴脫氫裝置的烷烴原料來自石腦油、芳烴抽餘油和輕質烴中的一種或幾種。

 【0098】 4、根據專案1所述的方法，其中，所述催化轉化反應器選自提升管、等線速的流化床、等直徑的流化床、上行式輸送線和下行式輸送線中

的一種，或者為它們中兩種串聯的組合反應器，其中所述提升管為等直徑提升管反應器或者變徑流化床反應器。

【0099】 5、根據專案1所述的方法，其中，所述催化轉化反應條件包括：

5 【0100】 反應溫度為600-750°C，優選為630-750°C，更優選為630-720°C；

 【0101】 反應壓力為0.05-1 MPa，優選為0.1-0.8 MPa，更優選為0.2-0.5 MPa；

 【0102】 反應時間為0.01-100秒，優選為0.1-80秒，更優選為0.2-70秒；

10 【0103】 所述催化轉化催化劑與所述富含烯烴的原料的重量比為（1-150）：1，優選為（3-150）：1，更優選為（4-120）：1。

 【0104】 6、根據專案1所述的方法，其中，以所述催化轉化催化劑的重量為基準，所述催化轉化催化劑包含1-50重量%的分子篩、5-99重量%的無機氧化物和0-70重量%的黏土；

15 【0105】 可選地，以所述分子篩的總重量為基準所述，所述分子篩包括50-100重量%的中孔分子篩和0-50重量%的小孔分子篩；

 【0106】 可選地，所述中孔分子篩為ZSM分子篩，所述小孔分子篩為SAPO分子篩。

20 【0107】 7、根據專案1所述的方法，其中，以所述催化轉化催化劑的重量為基準，所述催化轉化催化劑還包含0.1-3重量%的改性元素；所述改性元素選自VIII族金屬、IVA族金屬、VA族元素和稀土金屬中的一種或幾種。

 【0108】 8、根據專案1所述的方法，其中，該方法還包括：使所述待生催化劑進行燒焦再生，得到再生催化劑；使所述再生催化劑預熱至650°C以上，然後作為所述催化轉化催化劑返回所述催化轉化反應器。

【0109】 9、根據專案1所述的方法，其中，從所述分離系統得到的所述含烯烴物流中含有50重量%以上的烯烴。

【0110】 10、根據專案9所述的方法，其中，所述分離系統包括產物分餾裝置和烯烴分離裝置，該方法包括：

5 【0111】 使所述反應油氣進入所述產物分餾裝置，分離出乙烯、丙烯、丁烯和第一含烯烴物流；

 【0112】 使所述第一含烯烴物流進入所述烯烴分離裝置，分離出富含烯烴的第二含烯烴物流，使所述第二含烯烴物流返回所述催化轉化反應器底部繼續反應，其中所述第二含烯烴物流中的烯烴含量大於所述第一含烯烴物
10 流中的烯烴含量。

 【0113】 11、一種製取乙烯和丙烯的催化轉化方法，該方法包括如下步驟：

 【0114】 S1、將烯烴含量在50重量%以上的烴油原料與溫度在650°C以上的催化轉化催化劑接觸並在催化轉化反應器中進行催化轉化反應，得到反
15 應油氣和待生催化劑；

 【0115】 S2、將所述反應油氣進行分離，得到乙烯、丙烯、丁烯和富含烯烴的物流，將所述丁烯和所述富含烯烴的物流分別引入所述催化轉化反應器中繼續反應。

 【0116】 12、根據專案11所述的方法，其中，步驟S2中，所述丁烯先於
20 所述富含烯烴的物流與所述催化轉化催化劑接觸。

 【0117】 13、根據專案11所述的方法，其中，所述富含烯烴的物流中烯烴的含量在50重量%以上。

 【0118】 14、根據專案11所述的方法，其中，所述富含烯烴的物流中的烯烴為C5以上的烯烴。

【0119】 15、根據專案11所述的方法，其中，該方法還包括：將所述待生催化劑進行燒焦再生，得到再生催化劑；

【0120】 將所述再生催化劑預熱後返回至所述催化轉化反應器。

【0121】 16、根據專案15所述的方法，其中，所述催化轉化催化劑包括
5 預熱後的所述再生催化劑。

【0122】 17、根據專案11所述的方法，其中，所述催化轉化反應的條件包括：

【0123】 反應溫度為600-800°C，反應壓力為0.05-1 MPa，反應時間為0.01-100秒，所述催化轉化催化劑與所述烴油原料的重量比為（1-200）：1；

10 【0124】 優選地，反應溫度為630-780°C，反應壓力為0.1-0.8 MPa，反應時間為0.1-80秒，所述催化轉化催化劑與所述烴油原料的重量比為（3-180）：1；

【0125】 更優選地，反應溫度為650-750°C，反應壓力為0.2-0.5 MPa，反應時間為0.2-70秒，所述催化轉化催化劑與所述烴油原料的重量比為（4-
15 150）：1。

【0126】 18、根據專案11所述的方法，其中，

【0127】 所述丁烯引入所述催化反應器中繼續反應的反應條件包括：反應溫度為650-800°C，反應壓力為0.05-1 MPa，反應時間為0.01-10秒，所述催化轉化催化劑與所述丁烯的重量比為（20-200）：1；

20 【0128】 優選地，反應溫度為680-780°C，反應壓力為0.1-0.8 MPa，反應時間為0.05-8秒，所述催化轉化催化劑與所述丁烯的重量比為（30-180）：1。

【0129】 19、根據專案11所述的方法，其中，所述烴油原料中的烯烴含量優選在80重量%以上；優選地，所述烴油原料中的烯烴含量在90重量%以上；更優選地，所述烴油原料為純烯烴原料。

5 【0130】 20、根據專案11或19所述的方法，所述烴油原料中的烯烴來自
烷烴原料脫氫產生的C4以上餾份、煉油廠催化裂解裝置產生的C4以上餾份、
乙烯廠中蒸汽裂解裝置產生的C4以上餾份、MTO副產的C4以上的富烯烴餾
份、MTP副產的C4以上的富烯烴餾份；

【0131】 所述烷烴原料選自石腦油、芳烴抽餘油和輕質烴中的至少一種。

10 【0132】 21、根據專案11所述的方法，其中，以所述催化轉化催化劑的
重量為基準，所述催化轉化催化劑包括1-50重量%的分子篩、5-99重量%的無
機氧化物和0-70重量%的黏土；

【0133】 所述分子篩選自中孔分子篩和/或小孔分子篩；

15 【0134】 以所述催化轉化催化劑的重量為基準，所述催化轉化催化劑
還包括0.1%-3%的改性元素，所述改性元素選自VIII族金屬、IVA族金屬、
VA族元素和稀土金屬中的一種或多種。

【0135】

【0136】 實施例

20 【0137】 以下通過實施例進一步詳細說明本申請。實施例中所用到的
原材料均可通過商購途徑獲得。

【0138】 原料和催化劑

【0139】 以下實施例中所用的原料I和II分別為催化裂解汽油輕餾份，
原料I和II的性質分別見表1和表2。

【0140】 表1 原料I的性質

含量，wt% 碳數	烷烴	烯烴	環烷烴	芳烴
5	1.80	4.40	0.00	0.00
6	3.91	30.20	0.67	0.87
7	3.32	33.57	1.81	2.39
8	2.79	10.68	1.75	0.59
9	0.40	0.85	0.00	0.00

【0141】 表2 原料II的性質

含量，wt% 碳數	烷烴	烯烴	環烷烴	芳烴
5	5.10	8.75	0.45	0.00
6	8.76	13.75	1.97	0.00
7	8.42	14.4	0.52	0.94
8	6.40	12.34	0.18	0.27
9	5.94	11.77	0.00	0.04

【0142】 以下實施例及對照例中採用的催化轉化催化劑M通過下述方

5 法製備得到：

【0143】 （1）將20克NH₄Cl溶於1000克水中，向此溶液中加入100克（乾基）晶化產品ZRP-1分子篩（齊魯石化公司催化劑廠生產，SiO₂/Al₂O₃=30，稀土含量RE₂O₃=2.0重量%），在90℃交換0.5小時後，過濾得濾餅；加入4.0克H₃PO₄（濃度85%）與4.5克Fe(NO₃)₃溶於90克水中，與濾

餅混合浸漬烘乾；然後在550°C溫度下焙燒處理2小時得到含磷和鐵的MFI中孔分子篩。所得分子篩的元素分析化學組成為：

【0144】 $0.1\text{Na}_2\text{O}\cdot 5.1\text{Al}_2\text{O}_3\cdot 2.4\text{P}_2\text{O}_5\cdot 1.5\text{Fe}_2\text{O}_3\cdot 3.8\text{RE}_2\text{O}_3\cdot 88.1\text{SiO}_2$ 。

5 【0145】（2）用250千克脫陽離子水將75.4千克多水高嶺土（蘇州瓷土公司工業產品，固含量71.6重量%）打漿，再加入54.8千克擬薄水鋁石（由東鋁廠工業產品，固含量63重量%），用鹽酸將其pH調至2-4，攪拌均勻，在60-70°C下靜置老化1小時，保持pH為2-4，將溫度降至60°C以下，加入41.5千克鋁溶膠（齊魯石化公司催化劑廠產品， Al_2O_3 含量為21.7重量%），攪拌40分鐘，得到混合漿液。

10 【0146】（3）將步驟（1）製備的含磷和鐵的MFI中孔分子篩（乾基為2千克）加入到步驟（2）得到的混合漿液中，攪拌均勻，噴霧乾燥成型，用磷酸二氫銨溶液（磷含量為1重量%）洗滌，洗去游離 Na^+ ，乾燥即得催化轉化催化劑M樣品。以催化劑M的乾基總重量為基準，該催化劑M的乾基組成包括：2重量%含磷和鐵的MFI中孔分子篩、36重量%擬薄水鋁石
15 和8重量%鋁溶膠，餘量為高嶺土。

【0147】 實施例 1

【0148】 在單個流化床反應器的中型裝置上按照圖1所示流程進行試驗，具體過程如下：

20 【0149】 將原料1-戊烯引入流化床反應器底部，將預熱的催化劑M（720°C）引入流化床反應器底部，原料1-戊烯與預熱的催化劑M（720°C）接觸，並在反應溫度680°C，反應壓力0.1 MPa，反應時間為10s，催化劑M與原料1-戊烯的重量比30：1的催化反應條件下進行反應；

【0150】 在流化床反應器頂部，將反應產物和帶炭的待生催化劑M分離，將待生催化劑引入再生器進行燒炭再生，再生催化劑預熱至720°C後返回流化床反應器。

5 【0151】 反應產物在產物分餾裝置上按餾程進行切割分離，從而得到
乙烯、丙烯、丁烯和含剩餘烯烴（C5以上烯烴）的物流等產物；然後將含
剩餘烯烴的物流引入烯烴分離裝置，分離得到的烯烴含量為80重量%的含
C5以上烯烴的物流預熱至680°C後引入流化床反應器的底部繼續反應。反應
條件和產物分佈列於表3。

10 【0152】 對照例1-a

【0153】 參照實施例1的方法進行試驗，區別只是將原料1-戊烯改變
為1-戊烷。產物分佈列於表3。

【0154】 對照例1-b

15 【0155】 將1-戊烷原料在中型熱裂解單管反應器內進行熱裂解反應，
反應溫度800°C，反應時間為0.2s，水油比0.8，將反應產物引入分離系統進
行分離，得到乙烯、丙烯、丁烯和含烯烴物流等產物。產物分佈列於表3。

【0156】 實施例2

20 【0157】 參照實施例1的方法進行試驗，區別只是將原料1-戊烯改變
為C5-C8混合烯烴，混合烯烴中各碳數烯烴的莫耳比為1:1:1:1。產物分佈列
於表3。

【0158】 對照例2

【0159】 參照實施例1的方法進行試驗，區別只是將原料1-戊烯改變為C5-C8混合烷烴，混合烷烴中各碳數烷烴的莫耳比為1:1:1:1。產物分佈列於表3。

5 【0160】 實施例3

【0161】 參照實施例1的方法進行試驗，區別只是將原料1-戊烯改變為原料I。產物分佈列於表3。

【0162】 實施例4

10 【0163】 參照實施例1的方法進行試驗，區別只是將原料1-戊烯改變為原料II。產物分佈列於表3。

【0164】 實施例5

15 【0165】 參照實施例1的方法進行實驗，區別只是將再生催化劑溫度升至800°C，反應溫度升至750°C。產物分佈列於表3。

【0166】 實施例6

【0167】 參照實施例1的方法進行實驗，區別只是將再生催化劑溫度降至650°C，反應溫度降至600°C。產物分佈列於表3。

20

【0168】 對照例3

【0169】 參照實施例1的方法進行實驗，區別只是將再生催化劑溫度降至600°C，反應溫度降至530°C。產物分佈列於表3。

【0170】 實施例7

【0171】 在提升管反應器的中型裝置上按照圖2所示的流程進行試驗，具體過程如下：

【0172】 原料1-戊烯進入提升管反應器底部，與預熱至750°C的催化轉化催化劑M接觸並在反應溫度700°C，反應壓力0.1 MPa，反應時間5s，催化轉化催化劑與原料的重量比30：1下發生催化轉化反應。

【0173】 反應油氣和帶炭的待生催化劑分離，反應油氣在產物分餾裝置按餾程進行切割，得到乙烯、丙烯、丁烯和含剩餘烯烴的物流（餾程20-250°C）等產物。所述含剩餘烯烴的物流在烯烴分離裝置中進一步分離，得到烯烴含量為80重量%的含C5以上烯烴的物流。

【0174】 產物丁烯由底部引入提升管反應器進行裂解，反應溫度為740°C，催化轉化催化劑與丁烯的重量比為100：1，反應時間為0.2s。所述含C5以上烯烴的物流在丁烯進料位置的下游位置與原料1-戊烯一起引入提升管反應器底部繼續進行裂解，反應溫度為700°C，反應時間為5s。產物分佈列於表3。

【0175】 實施例8

【0176】 在提升管反應器的中型裝置上按照圖3所示的流程進行試驗，具體操作和反應條件參照實施例7所述，區別在於將甲醇引入提升管反應器的中部進行反應，反應溫度為500°C，反應時間為3s，催化轉化催化劑與甲醇的重量比為35：1；產物丁烯由底部引入提升管反應器進行裂解，反應溫度為740°C，催化轉化催化劑與丁烯的重量比為100：1，反應時間為0.2s，產物分佈列於表3。

【0177】 表3 各實施例和對照例的反應條件和產物分佈

	實施 例1	對照 例1-a	對照例 1-b	實施例2	對照例2	實施例3	實施例4	實施例5	實施例6	對照例3	實施例 7	實施例8
原料	1-戊烯	1-戊烷	1-戊烷	C5-C8 混合烯 烴	C5-C8 混合烷 烴	富含烯 烴汽油 （原料 I）	富含烯 烴汽油 （原料 II）	1-戊烯	1-戊烯	1-戊烯	1-戊烯	1-戊烯
原料烯烴含量，wt%	100	0	0	100	0	79	61	100	100	100	100	100
催化劑溫度，℃	720	720	-	720	720	720	720	800	650	600	750	750
反應溫度，℃	680	680	800	680	680	680	680	750	600	530	700	700
劑油比	30	30	/	30	30	30	30	30	30	30	30	30
反應時間，s	10	10	0.2	10	10	10	10	10	10	10	5	5
烯烴分離裝置出口烯 烴含量，wt%	80	80	/	80	80	80	80	80	80	80	80	80

收率wt%												
氫氣+甲烷+乙烷	8.61	7.57	23.53	8.17	7.68	7.52	7.16	11.38	6.83	5.49	9.53	8.23
乙烯	23.30	3.15	41.61	19.78	7.02	20.69	14.07	27.13	9.52	4.54	34.33	38.28
丙烯	34.22	6.34	17.06	33.97	11.81	30.08	27.11	31.57	20.04	17.92	39.12	37.44
丁烯	17.44	6.21	2.10	20.46	13.25	13.87	10.23	11.09	14.39	16.47	-	-
丙烷+丁烷	2.15	1.06	0.53	2.55	4.02	3.06	3.19	1.24	2.21	2.04	1.02	1.94
苯	0.83	0.02	2.71	0.61	0.01	0.89	0.94	3.03	1.03	0.28	3.03	4.66
甲苯	4.48	0.05	0.75	1.94	0.13	3.99	2.11	5.91	1.36	1.79	5.91	4.15
二甲苯	3.19	0.03	0.12	0.37	0.22	1.57	1.64	2.53	0.81	2.35	2.53	2.40
輕油	5.26	75.38	10.05	11.76	55.64	17.93	33.21	5.08	43.51	48.85	3.95	2.41
焦炭	0.52	0.19	1.54	0.39	0.22	0.40	0.34	1.04	0.30	0.27	0.58	0.49
總計	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
乙烯+丙烯+丁烯	74.96	15.70	60.77	74.21	32.08	64.64	51.41	69.79	43.95	38.93	73.45	76.23

【0178】從表3可以看出，實施例1-4中的含烯烴原料高溫裂解時乙烯、丙烯和丁烯具有更高產率，並且原料烯烴含量越多產率也越高。例如，實施例1中，當採用烯烴含量100%的1-戊烯作為原料時，產品中乙烯含量為23.30%，丙烯含量為34.22%，丁烯含量為17.44%，三者的總含量高達74.96%。實施例7利用更高的反應溫度以及丁烯回煉，使乙烯收率達到34.33%，丙烯收率達到39.12%，雙烯收率高達73.45%。當降低反應溫度至600°C以下時，如對照例3所示，乙烯和丙烯收率均顯著下降。當增加含氧有機化合物進料時，如實施例8所示，雙烯（乙烯和丙烯）收率較實施例7提高2.78個百分點。此外，與對照例1-a和對照例2的烷烴裂解相比，本申請各實施例中採用烯烴裂解的苯、甲苯、二甲苯產率也有明顯增加。

【0179】以上詳細描述了本申請的優選實施方式，但是，本申請並不限於上述實施方式中的具體細節，在本申請的技術構思範圍內，可以對本申請的技術方案進行多種簡單變型，這些簡單變型均屬於本申請的保護範圍。

【0180】另外需要說明的是，在上述具體實施方式中所描述的各個具體技術特徵，在不矛盾的情況下，可以通過任何合適的方式進行組合。為了避免不必要的重複，本申請對各種可能的組合方式不再另行說明。

【0181】此外，本申請的各種不同的實施方式之間也可以進行任意組合，只要其不違背本申請的思想，其同樣應當視為本申請所公開的內容。

【符號說明】

【0182】

101: 管線

102: 管線

103: 催化轉化反應器

104: 管線

105: 再生器

106: 管線

107: 管線

108: 管線

109: 熱交換器

110: 油氣管線

111: 產物分餾裝置

112: 管線

113: 管線

114: 管線

115: 管線

116: 管線

117: 管線

118: 烯烴分離裝置

119: 管線

120: 管線

201: 管線

202: 催化轉化反應器

203: 管線

- 204: 管線
- 205: 熱交換器
- 206: 熱交換器
- 207: 出口段
- 208: 旋風分離器
- 209: 集氣室
- 210: 汽提段
- 211: 管線
- 212: 斜管
- 213: 再生器
- 214: 管線
- 215: 管線
- 216: 管線
- 217: 管線
- 218: 管線
- 219: 大油氣管線
- 220: 分餾裝置
- 221: 管線
- 222: 管線
- 223: 管線
- 224: 管線
- 225: 管線

226: 管線

227: 管線

228: 烯烴分離裝置

301: 管線

302: 催化轉化反應器

303: 管線

304: 管線

305: 熱交換器

306: 熱交換器

307: 出口段

308: 旋風分離器

309: 集氣室

310: 汽提段

311: 管線

312: 斜管

313: 再生器

314: 管線

315: 管線

316: 管線

317: 管線

318: 管線

319: 大油氣管線

320: 分餾裝置

321: 管線

322: 管線

323: 管線

324: 管線

325: 管線

326: 管線

327: 管線

328: 烯烴分離裝置

329: 管線

【發明申請專利範圍】

【請求項1】 一種製取低碳烯烴的流化催化轉化方法，包括如下步驟：

1) 將富含烯烴的原料引入流化催化轉化反應器中，與溫度在 650°C 以上的催化轉化催化劑接觸，並在第一催化轉化條件下反應，其中所述富含烯烴的原料具有50重量%以上的烯烴含量，所述富含烯烴的原料中的烯烴基本上由C5以上的烯烴組成；

2) 將所述流化催化轉化反應器的流出物分離得到反應油氣和待生催化劑，並將所述反應油氣分離得到乙烯、丙烯、丁烯和含C5以上烯烴的物流；

3) 將所述含C5以上烯烴的物流的至少一部分返回步驟1) 中繼續反應，其中所述第一催化轉化條件包括：

反應溫度為 $600-800^{\circ}\text{C}$ ；

反應壓力為 $0.05-1\text{ MPa}$ ；

反應時間為 $0.01-100$ 秒；

所述催化轉化催化劑與所述富含烯烴的原料的重量比為 $(1-200):1$ ；以及

4) 在所述富含烯烴原料的引入位置的上游，將步驟2) 分離得到的丁烯的至少一部分返回所述催化轉化反應器中與所述催化轉化催化劑接觸，並在第二催化轉化條件下反應，所述第二催化轉化條件包括：

反應溫度為 $650-800^{\circ}\text{C}$ ；

反應壓力為 $0.05-1\text{ MPa}$ ；

反應時間為 $0.01-10$ 秒；

所述催化轉化催化劑與所述丁烯的重量比為 $(20-200):1$ 。

【請求項2】 如請求項1所述的方法，其中，所述富含烯烴的原料具有80重量%以上以上的烯烴含量。

【請求項3】 如請求項2所述的方法，其中，所述富含烯烴的原料為純烯烴原料。

【請求項4】 如請求項1-3中任一項所述的方法，其中，
所述富含烯烴的原料來自烷烴脫氫裝置產生的C5以上餾份、煉油廠催化裂解裝置產生的C5以上餾份、乙烯廠蒸汽裂解裝置產生的C5以上餾份、MTO副產的C5以上的富烯烴餾份、MTP副產的C5以上的富烯烴餾份中的一種或幾種。

【請求項5】 如請求項1-3中任一項所述的方法，其中所述第一催化轉化條件包括：

反應溫度為630-780°C；

反應壓力為0.1-0.8 MPa；

反應時間為0.1-80秒；

所述催化轉化催化劑與所述富含烯烴的原料的重量比為（3-180）：1。

【請求項6】 如請求項1-3中任一項所述的方法，
其中所述第二催化轉化條件包括：

反應溫度為680-780°C；

反應壓力為0.1-0.8 MPa；

反應時間為0.05-8秒；

所述催化轉化催化劑與所述丁烯的重量比為（30-180）：1。

【請求項7】 如請求項1-3中任一項所述的方法，進一步包括如下步驟：

1a) 在所述富含烯烴原料的引入位置的下游，將有機含氧化合物引入所述催化轉化反應器中與經過步驟1)的反應之後的催化轉化催化劑接觸，並在第三催化轉化條件下反應，所述第三催化轉化條件包括：

反應溫度為300-550°C；

反應壓力為0.01-1 MPa；

反應時間為0.01-100秒；

所述催化轉化催化劑與所述有機含氧化合物原料的重量比為（1-100）：1。

【請求項8】 如請求項7所述的方法，其中所述第三催化轉化條件包括：

反應溫度為400-530°C；

反應壓力為0.05-1 MPa；

反應時間為0.1-80秒；

所述催化轉化催化劑與所述有機含氧化合物原料的重量比為（3-50）：1，

所述有機含氧化合物包含甲醇、乙醇、二甲醚、甲乙醚和乙醚中的至少一種。

【請求項9】 如請求項1-3中任一項所述的方法，其中，以所述催化轉化催化劑的重量為基準，所述催化轉化催化劑包含1-50重量%的分子篩、5-99重量%的無機氧化物和0-70重量%的黏土；

以所述分子篩的總重量為基準所述，所述分子篩包括50-100重量%的中孔分子篩和0-50重量%的小孔分子篩；

所述中孔分子篩為ZSM分子篩，所述小孔分子篩為SAPO分子篩。

【請求項10】 如請求項1-3中任一項所述的方法，其中，以所述催化轉化催化劑的重量為基準，所述催化轉化催化劑包含0.1-3重量%的改性元素；所述改性元素選自VIII族金屬、IVA族金屬、VA族元素和稀土金屬中的一種或幾種。

【請求項11】 如請求項1-3中任一項所述的方法，其中，所述流化催化轉化反應器選自提升管、等線速的流化床、等直徑的流化床、上行式輸送線和下行式輸送線中的一種，或者為它們中兩種串聯的組合反應器，其中所述提升管為等直徑提升管反應器或者變徑流化床反應器。

【請求項12】 如請求項1-3中任一項所述的方法，進一步包括如下步驟：

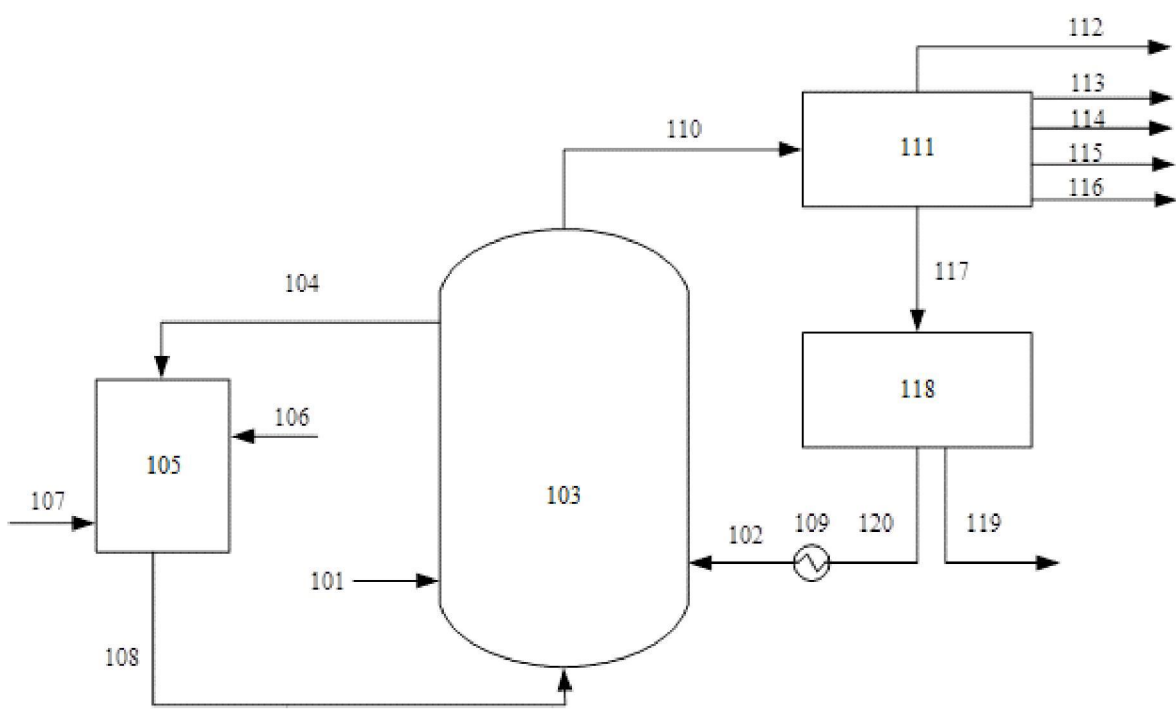
5) 將步驟2) 分離得到的待生催化劑燒焦再生得到再生催化劑並調節其溫度至650°C以上，然後將所述再生催化劑返回所述流化催化轉化反應器作為所述催化轉化催化劑。

【請求項13】 如請求項1-3中任一項所述的方法，其中所述含C5以上烯烴的物流具有50重量%以上的C5以上烯烴含量。

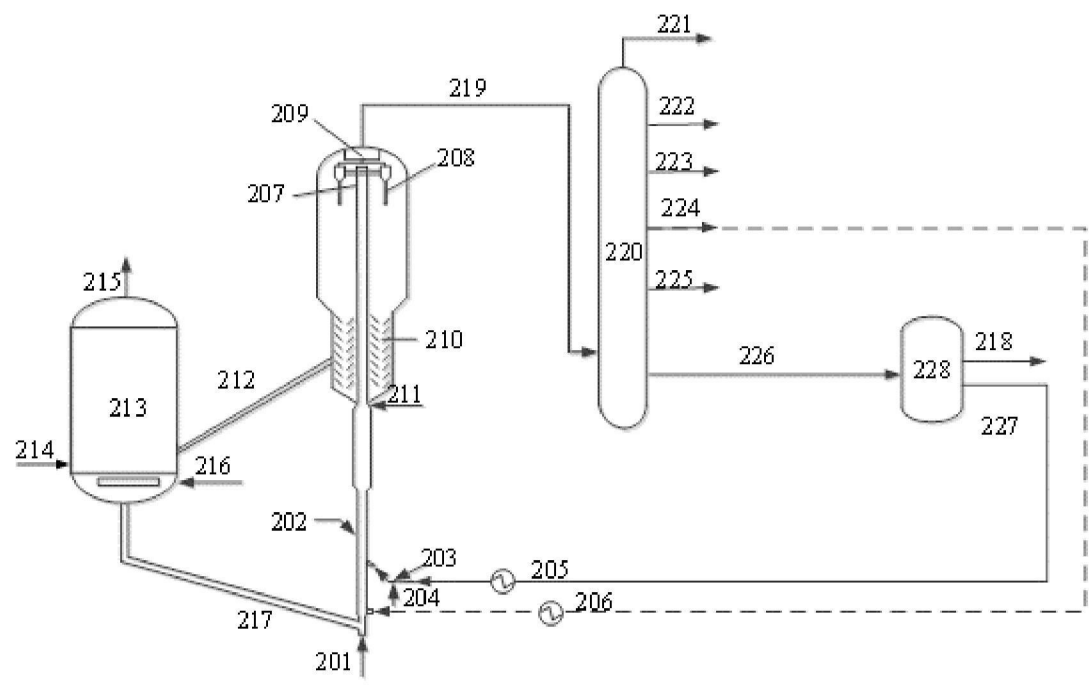
【請求項14】 如請求項1-3中任一項所述的方法，其中所述步驟2) 包括：

- 2a) 將所述流化催化轉化反應器的流出物分離得到反應油氣和待生催化劑；
- 2b) 在產物分餾裝置中對所述反應油氣進行分離，得到乙烯、丙烯、丁烯和第一含烯烴物流；以及
- 2c) 在烯烴分離裝置中對所述第一含烯烴物流進行分離，得到所述含C5以上烯烴的物流，其中所述含C5以上烯烴的物流中的烯烴含量大於所述第一含烯烴物流中的烯烴含量。

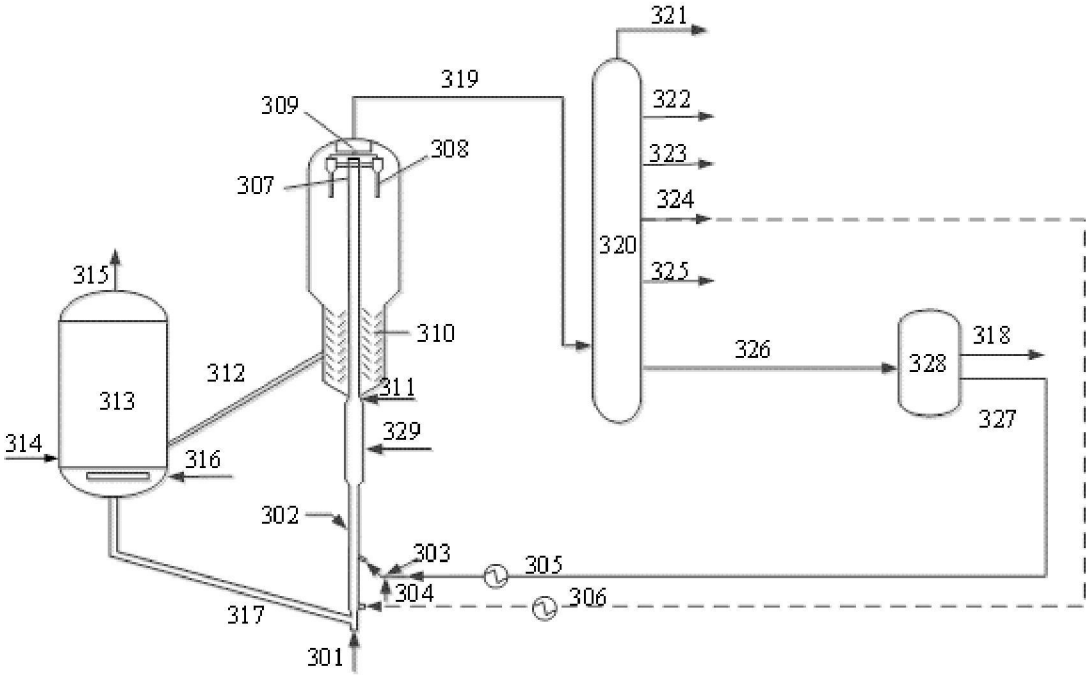
【發明圖式】



【圖1】



【圖2】



【圖3】