



(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 I525189 B

(45)公告日：中華民國 105 (2016) 年 03 月 11 日

(21)申請案號：100134627

(22)申請日：中華民國 100 (2011) 年 09 月 26 日

(51)Int. Cl. : C10G69/04 (2006.01)

B01J38/02 (2006.01)

B01J38/06 (2006.01)

(30)優先權：2010/09/27 中國大陸

201010292903.3

2010/09/27 中國大陸

201010292906.7

(71)申請人：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：許友好 XU, YOUHAO (CN) ; 崔守業 CUI, SHOUYE (CN) ; 劉四威 LIU, SIWEI (CN) ; 姜楠 JIANG, NAN (CN) ; 劉銀亮 LIU, YINLIANG (CN)

(74)代理人：林志剛

(56)參考文獻：

CN 1310223A

CN 1566267A

CN 1978596A

審查人員：林峯州

申請專利範圍項數：20 項 圖式數：2 共 47 頁

(54)名稱

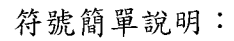
改善產物分布的催化轉化方法

CATALYTIC CONVERSION PROCESS FOR IMPROVING THE PRODUCT DISTRIBUTION

(57)摘要

一種改善產物分佈的催化轉化方法，其特徵在於優質原料油與活性較低的熱再生催化劑在反應器內接觸發生裂化反應，將反應產物和待再生催化劑分離，該反應產物被送入分離系統，該待再生催化劑經汽提、再生後循環使用。該方法生產的液化氣中異丁烯含量增加 30%以上，汽油族組成中的烯烴含量可增加到 30 重量%以上，產物分佈得到優化，降低乾氣和焦炭產率，能充分利用石油資源。

指定代表圖：



13、17、18 . . . 管
線

5. . . 提升管的第一反應區

8 · · · 提升管的出口
區

10 · · · 旋風分離器

14 · · · 待再生斜管

15 · · · 再生器

16 · · · 再生斜管

圖 2

發明專利說明書

(本申請書格式、順序，請勿任意更動，※記號部分請勿填寫)

※申請案號：100134627

※申請日：100 年 09 月 26 日

※IPC 分類：

C10G 69/04 (2006.01)

B01J 38/02 (2006.01)

B01J 38/06 (2006.01)

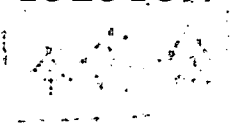
一、發明名稱：(中文／英文)

改善產物分布的催化轉化方法

Catalytic conversion process for improving the product distribution

二、中文發明摘要：

一種改善產物分佈的催化轉化方法，其特徵在於優質原料油與活性較低的熱再生催化劑在反應器內接觸發生裂化反應，將反應產物和待再生催化劑分離，該反應產物被送入分離系統，該待再生催化劑經汽提、再生後循環使用。該方法生產的液化氣中異丁烯含量增加30%以上，汽油族組成中的烯烴含量可增加到30重量%以上，產物分佈得到優化，降低乾氣和焦炭產率，能充分利用石油資源。



三、英文發明摘要：

(10.0005)

(10.0005)

四、指定代表圖：

(一) 本案指定代表圖為：第(2)圖。

(二) 本代表圖之元件符號簡單說明：

1、3、4、6、11、13、17、18：管線

2：提升管的預提升段

5：提升管的第一反應區

7：提升管的第二反應區

8：提升管的出口區

9：沈降器

10：旋風分離器

12：汽提器

14：待再生斜管

15：再生器

16：再生斜管

五、本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式：無

六、發明說明：

【發明所屬之技術領域】

本發明涉及改善產物分佈的催化轉化方法，更具體地說，是屬於提高液化氣中異丁烯含量和汽油中烯烴含量的催化轉化方法。

【先前技術】

催化裂化自20世紀40年代誕生以來，一直是最主要的重質油輕質化過程。原因一是其原料來源廣泛，可以採用蠟油，還可以採用常壓渣油、減壓渣油的脫瀝青油或者部分摻入減壓渣油；二是其產品方案靈活，可以是燃料型，也可以是燃料化工型，如多產汽油、多產柴油、多產丙烯等；三是其產品性質可以通過催化劑配方的調整和製程參數的變化進行相應的調整，如提高汽油辛烷值、降低汽油烯烴含量等。

常規的催化裂化製程主要用於生產汽油，汽油產率高達50重量%以上。20世紀80年代初，汽油無鉛化迫使催化裂化技術向生產高辛烷值汽油的方向發展，為此，催化裂化的製程條件和催化劑類型發生了很大變化。在製程方面，主要是提高反應溫度、縮短反應時間、提高反應苛刻度、抑制氫轉移反應和過裂化反應和改善提升管底部油氣和催化劑的接觸效率；在催化劑方面，開發了USY型沸石結合惰性基質或活性基質的催化劑以及不同類型的沸石複合的催化劑。

催化裂化技術雖已取得上述進展，滿足了汽油無鉛化的要求，提高了汽油的辛烷值，但無論是通過改變製程條件，還是使用新型的沸石催化劑來提高汽油辛烷值，都是以提高汽油組分中的烯烴含量來增加汽油的辛烷值，目前汽油組分中烯烴含量為35～65重量%，這與新配方汽油對烯烴含量的要求相差甚遠。液化氣組成中烯烴含量更高，大約在70重量%左右，其中丁烯是異丁烷的數倍，難以作為烷基化原料。

ZL 99105904.2公開了一種製得異丁烷和富含異構烷烴汽油的催化轉化方法，是將預熱後的原料油進入一個包括兩個反應區的反應器內，與熱的裂化催化劑接觸，第一反應區的溫度為530～620℃、反應時間為0.5～2.0秒；第二反應區的溫度為460～530℃、反應時間為2～30秒，分離反應產物，待再生催化劑經汽提進入再生器燒焦後循環使用。採用該發明提供的方法製得的液化氣中異丁烷含量為20～40重量%，汽油族組成中的異構烷烴含量為30～45重量%，烯烴含量降低到30重量%以下，其研究法辛烷值為90～93，馬達法辛烷值為80～84。

ZL 99105905.0公開了一種製備丙烯、異丁烷和富含異構烷烴汽油的催化轉化方法，是將預熱後的原料油進入一個包括兩個反應區的反應器內，與熱的裂化催化劑接觸，第一反應區的溫度為550～650℃、反應時間為0.5～2.5秒；第二反應區的溫度為480～550℃、反應時間為2～30秒，分離反應產物，待再生催化劑經汽提進入再生器燒焦

後循環使用。採用本發明提供的方法製得的液化氣產率可達25～40重%，其中丙烯含量為30重%左右，異丁烷含量為20～40重%，汽油的產率可達35～50重%，汽油組成中的異構烷烴為30～45重%。

ZL 99105903.4公開了一種用於流化催化轉化的提升管反應器，沿垂直方向從下至上依次為互為同軸的預提升段、第一反應區、直徑擴大了的第二反應區、直徑縮小的出口區，在出口區末端有一水平管。該反應器既可以控制第一反應區和第二反應區的製程條件不同，又可以使不同性能的原料油進行分段裂化，得到所需目的產品。

正是這些專利，構成了多產異構烷烴的催化裂化製程（MIP）的基礎專利，並得到廣泛的應用，目前已應用到近50套催化裂化裝置，取得巨大的經濟效益和社會效益。儘管現有技術可以得到富含異丁烷的液化氣和富含異構烷烴汽油，但對處理優質的催化裂化原料油，尤其是加氫蠟油而言，所得的汽油烯烴含量偏低，液化氣中的異丁烯含量偏低，產物分佈不夠優化，石油資源未充分利用。

【發明內容】

本發明的目的是提供一種改善產物分佈的催化轉化方法，特別是提高液化氣中的異丁烯含量，同時提高汽油中烯烴含量，降低乾氣和焦炭的產率。

在第一方面，本發明提供一種改善產物分佈的催化轉化方法，其中優質原料油與活性（平均活性）較低的熱再

生催化劑在反應器內接觸發生裂化反應，將反應產物和待再生催化劑分離，該反應產物被送入分離系統，該待再生催化劑經汽提、再生後循環使用。

在第二方面，本發明提供一種改善產物分佈的催化轉化方法，其中優質原料油與活性（平均活性）較低的熱再生催化劑在反應器的下部接觸發生裂化反應，裂化反應產物和含炭的催化劑上行並且發生選擇性的氫轉移反應和異構化反應，將氫轉移反應和異構化反應的反應產物和待再生催化劑分離，氫轉移反應和異構化反應的反應產物被送入分離系統，該待再生催化劑經汽提、再生後循環使用。

用於本發明的催化轉化方法中的反應器是指工業催化裂化裝置，並非實驗室的類比裝置。換言之，該活性（平均活性）較低的熱再生催化劑是加入到或補充到工業催化轉化裝置中，用於改善工業催化轉化方法中的產物分佈，特別是用於提高液化氣中異丁烯含量和汽油中烯烴含量。

在第一方面和第二方面的一些實施方案中，所述反應器選自等直徑提升管、等線速提升管、變徑提升管、流化床中的一種，也可以是由等直徑提升管和流化床構成的複合反應器。較佳地，所述變徑提升管沿垂直方向從下至上依次為互為同軸的預提升段、第一反應區、直徑擴大了的第二反應區、直徑縮小了的出口區，在出口區末端連有一段水平管，其中第二反應區的直徑與第一反應區的直徑之比為 1.5 ~ 5.0:1。

在第一方面和第二方面的一些實施方案中，所述優質

原料油選自常壓塔頂油、汽油、催化汽油、柴油、直餾蠟油、加氫蠟油中的一種或多種。

在第一方面和第二方面的一些實施方案中，所述熱再生催化劑活性（平均活性）為35～55，較佳40～50。

在第一方面和第二方面的一些實施方案中，所述活性較低的熱再生催化劑具有相對均勻的活性分佈。在進一步的一些實施方案中，所述活性分佈相對均勻的熱再生催化劑是指加入到催化裂化裝置內時催化劑初始活性不超過80，較佳不超過75，更佳不超過70，該催化劑的自平衡時間為0.1小時～50小時，較佳0.2～30小時，更佳0.5～10小時，平衡活性為35～60，較佳40～50。

在第一方面的一些實施方案中，所述反應條件為：反應溫度450℃～620℃，較佳500℃～600℃，反應時間0.5秒～35.0秒，較佳2.5秒～15.0秒，催化劑與原料油的重量比3～15:1，較佳3～12:1。

在第二方面的一些實施方案中，所述裂化反應條件為：反應溫度490℃～620℃，較佳500℃～600℃，反應時間0.5秒～2.0秒，較佳0.8秒～1.5秒，催化劑與原料油的重量比3～15:1，較佳3～12:1。

在第二方面的一些實施方案中，所述氫轉移反應和異構化反應條件為：反應溫度420℃～550℃，較佳460℃～500℃，反應時間為2秒～30秒，較佳3秒～15秒。

在第一和第二方面中的所述裂化反應、氫轉移反應和/或異構化反應的壓力均為130 kPa～450kPa，水蒸汽與

原料油的重量比為 0.03 ~ 0.3:1。

在第一方面，本發明提供的方法是這樣具體實施的：

(1)、預熱的優質原料油進入反應器與活性為 35 ~ 55 較佳 40 ~ 50 的熱再生催化劑或者活性為 35 ~ 55 較佳 40 ~ 50 且活性分佈相對均勻的熱再生催化劑接觸，在反應溫度 490℃ ~ 620℃ 較佳 500℃ ~ 600℃，反應時間 0.5 秒 ~ 35.0 秒 較佳 2.5 秒 ~ 15.0 秒，催化劑與原料油的重量比（以下簡稱劑油比）3 ~ 15:1 較佳 3 ~ 12:1 的條件下發生反應；

(2)、將生成的反應油氣和待再生催化劑分離；

(3)、分離反應油氣得到富含異丁烯的液化氣和烯烴含量適中的汽油及其它反應產物，待再生催化劑經汽提進入再生器燒焦再生後循環使用。

步驟 (1) 所述反應的壓力為 130 kPa ~ 450 kPa，水蒸汽與原料油的重量比（以下簡稱水油比）為 0.03 ~ 0.3:1，最好為 0.05 ~ 0.3:1。

在第二方面，本發明提供的方法是這樣具體實施的：

(1)、預熱的優質原料油進入反應器與活性為 35 ~ 55 較佳 40 ~ 50 的熱再生催化劑或者活性為 35 ~ 55 較佳 40 ~ 50 且活性分佈相對均勻的熱再生催化劑接觸，在反應溫度 490℃ ~ 620℃ 較佳 500℃ ~ 600℃，反應時間 0.5 秒 ~ 2.0 秒 較佳 0.8 秒 ~ 1.5 秒，催化劑與原料油的重量比（以下簡稱劑油比）3 ~ 15:1 較佳 3 ~ 12:1 的條件下發生裂化反應；

(2)、生成的油氣和用過的催化劑上行，在反應溫度 420℃ ~ 550℃ 較佳 460℃ ~ 500℃，反應時間為 2 秒 ~ 30

秒較佳3秒～15秒的條件下發生選擇性的氫轉移反應和異構化反應；

(3)、分離步驟(2)的反應產物得到富含異丁烯的液化氣和烯烴含量適中的汽油及其它產品，待再生催化劑經汽提進入再生器燒焦再生後循環使用。

步驟(1)所述裂化反應、步驟(2)所述氫轉移反應和異構化反應的壓力均為130 kPa～450kPa，水蒸汽與原料油的重量比(以下簡稱水油比)為0.03～0.3:1，最好為0.05～0.3:1。

本發明的方法特別適用於提高液化氣中異丁烯含量和汽油中烯烴含量。本發明提供的方法可以在等直徑提升管、等線速提升管或流化床反應器中進行，其中等直徑提升管與煉油廠常規的催化裂化反應器相同，等線速提升管中流體的線速基本相同。等直徑提升管、等線速提升管反應器從下至上依次為預提升段、第一反應區、第二反應區，流化床反應器從下至上依次為第一反應區、第二反應區，第一反應區、第二反應區的高度之比為10～40:90～60。當使用等直徑提升管、等線速提升管或流化床反應器時，在第二反應區底部設一個或多個冷激介質入口，和/或在第二反應區內設置取熱器，取熱器的高度占第二反應區高度的50%～90%。分別控制每個反應區的溫度和反應時間。冷激介質是選自冷激劑、冷卻的再生催化劑和冷卻的半再生催化劑中的一種或一種以上的任意比例的混合物。其中冷激劑是選自液化氣、粗汽油、穩定汽油、柴油、重柴

油或水中的一種或一種以上的任意比例的混合物；冷卻的再生催化劑和冷卻的半再生催化劑是待再生催化劑分別經兩段再生和一段再生後冷卻得到的，再生催化劑碳含量為0.1重量%以下，最好為0.05重量%以下，半再生催化劑碳含量為0.1重量%~0.9重量%，最好碳含量為0.15重量%~0.7重量%。

在第一和第二方面的一些方案中，本發明提供的方法也可以在由等直徑提升管和流化床構成的複合反應器中進行，下部的等直徑提升管為第一反應區，上部的流化床為第二反應區，分別控制每個反應區的溫度和反應時間。在流化床的底部設一個或多個冷激介質入口，和/或在第二反應區內設置取熱器，取熱器的高度占第二反應區高度的50%~90%。分別控制每個反應區的溫度和反應時間。冷激介質是選自冷激劑、冷卻的再生催化劑和冷卻的半再生催化劑中的一種或一種以上的任意比例的混合物。其中冷激劑是選自液化氣、粗汽油、穩定汽油、柴油、重柴油或水中的一種或一種以上的任意比例的混合物；冷卻的再生催化劑和冷卻的半再生催化劑是待再生催化劑分別經兩段再生和一段再生後冷卻得到的，再生催化劑碳含量為0.1重量%以下，最好為0.05重量%以下，半再生催化劑碳含量為0.1重量%~0.9重量%，最好碳含量為0.15重量%~0.7重量%。

在第一和第二方面的一些方案中，本發明提供的方法還可以在變徑提升管反應器（參見ZL 99105903.4）中進

行，該反應器的結構特徵如圖1所示：提升管反應器沿垂直方向從下至上依次為互為同軸的預提升段a、第一反應區b、直徑擴大了的第二反應區c、直徑縮小了的出口區d，在出口區末端連有一段水平管e。第一、二反應區的結合部位為圓台形，其縱剖面等腰梯形的頂角 α 為 $30^{\circ}\sim 80^{\circ}$ ；第二反應區與出口區的結合部位為圓台形，其縱剖面等腰梯形的底角 β 為 $45^{\circ}\sim 85^{\circ}$ 。

該反應器的預提升段、第一反應區、第二反應區、出口區的高度之和為反應器的總高度，一般為10米～60米。

預提升段的直徑與常規的等直徑提升管反應器相同，一般為0.02米～5米，其高度占反應器總高度的5%～10%。預提升段的作用是在預提升介質的存在下使再生催化劑向上運動並加速，所用的預提升介質與常規的等直徑提升管反應器所用的相同，選自水蒸汽或乾氣。

第一反應區的結構類似於常規的等直徑提升管反應器，其直徑可與預提升段相同，也可較預提升段稍大，第一反應區的直徑與預提升段的直徑之比為1.0～2.0:1，其高度占反應器總高度的10%～30%。原料油和催化劑在該區混合後，在較高的反應溫度和劑油比、較短的停留時間（一般為0.5秒～2.5秒）下，主要發生裂化反應。

第二反應區比第一反應區要粗，其直徑與第一反應區的直徑之比為1.5～5.0:1，其高度占反應器總高度的30%～60%。其作用是降低油氣和催化劑的流速和反應溫度。降低該區反應溫度的方法，可以從該區與第一反應區的結合

部位注入冷激介質，和/或通過在該區設置取熱器，取走部分熱量以降低該區反應溫度，從而達到抑制二次裂化反應、增加異構化反應和氫轉移反應的目的。冷激介質是選自冷激劑、冷卻的再生催化劑和冷卻的半再生催化劑中的一種或一種以上的任意比例的混合物。其中冷激劑是選自液化氣、粗汽油、穩定汽油、柴油、重柴油或水中的一種或一種以上的任意比例的混合物；冷卻的再生催化劑和冷卻的半再生催化劑是待再生催化劑分別經兩段再生和一段再生後冷卻得到的，再生催化劑碳含量為0.1重量%以下，最好為0.05重量%以下，半再生催化劑碳含量為0.1重量%~0.9重量%，最好碳含量為0.15重量%~0.7重量%。若設置取熱器，則其高度占第二反應區高度的50%~90%。物流在該反應區停留時間可以較長，為2秒~30秒。

出口區的結構類似於常規的等直徑提升管反應器頂部出口部分，其直徑與第一反應區的直徑之比為0.8~1.5:1，其高度占反應器總高度的0~20%。物流可在該區停留一定時間，以抑制過裂化反應和熱裂化反應，提高流體流速。

水平管的一端與出口區相連，另一端與沈降器相連；當出口區的高度為0，即提升管反應器沒有出口區時，水平管的一端與第二反應區相連，另一端與沈降器相連。水平管的作用是將反應生成的產物與待再生催化劑輸送至分離系統進行氣固分離。其直徑由本領域技術人員根據具體情況確定。預提升段的作用是在預提升介質的存在下，將

再生後的催化劑進行提升，進入第一反應區。

在第一和第二方面的一些方案中，該方法適用的優質原料油可以是不同沸程的石油餾份。具體地說，優質原料油選自常壓塔頂油、汽油、催化汽油、柴油、直餾蠟油、加氫蠟油中的一種或多種。

在第一和第二方面的一些方案中，該方法可以適用所有同一類型的催化劑，既可以是無定型矽鋁催化劑，也可以是沸石催化劑，沸石催化劑的活性組分選自Y型沸石、HY型沸石、超穩Y型沸石、ZSM-5系列沸石或具有五元環結構的高矽沸石、鎂鹼沸石中的一種或一種以上的任意比例的混合物，該沸石可以含稀土和/或磷，也可以不含稀土和磷。

在第一和第二方面的一些方案中，該方法中也可以適用不同類型催化劑，不同類型催化劑可以是顆粒大小不同的催化劑和/或表觀堆積密度不同的催化劑。顆粒大小不同的催化劑和/或表觀堆積密度不同的催化劑上活性組分分別選用不同類型沸石，沸石選自Y型沸石、HY型沸石、超穩Y型沸石、ZSM-5系列沸石或具有五元環結構的高矽沸石、鎂鹼沸石中的一種或一種以上的任意比例的混合物，該沸石可以含稀土和/或磷，也可以不含稀土和磷。大小不同顆粒的催化劑和/或高低表觀堆積密度的催化劑可以分別進入不同的反應區，例如，含有超穩Y型沸石的大顆粒的催化劑進入第一反應區，增加裂化反應，含有稀土Y型沸石的小顆粒的催化劑進入第二反應區，增加氫轉移

反應，顆粒大小不同的催化劑在同一汽提器汽提和同一再生器再生，然後分離出大顆粒和小顆粒催化劑，小顆粒催化劑經冷卻進入第二反應區。顆粒大小不同的催化劑是以30~40微米之間分界，表觀堆積密度不同的催化劑是以 $0.6 \sim 0.7 \text{ g/cm}^3$ 之間分界。

在第一和第二方面的一些方案中，該方法適用的活性較低的催化劑一般是指催化劑活性在35~55，較佳40~50。在以前的常規的工業催化裂化操作中，通常將一定量的高活性的催化劑（例如新鮮催化劑，或活性大於60的催化劑）加入或補充到裝置內。例如，可採用以下方法在本發明反應裝置內獲得該活性較低的催化劑：降低裝置的催化劑補充率（減少補充催化劑的量）；降低補充催化劑的活性；或降低初始加入裝置內的催化劑的量。更具體而言，所述活性較低的催化劑可以通過一定溫度（例如400-850℃）的水蒸汽老化處理一段時間（例如1-720小時），或通過以下處理方法1、2或3獲得。

本發明中所述的活性分佈相對均勻的催化劑較佳是指加入到催化裂化裝置內的時的催化劑初始活性不超過80，不超過75，或不超過70；該催化劑的自平衡時間為0.1小時~50小時，0.2~30小時，或0.5~10小時；平衡活性為35~60，或40~50。所述活性分佈相對均勻的催化劑可經水熱老化處理得到。例如，可經下述處理方法1、2和3而得到。

表述“活性較低的催化劑”或“活性分佈相對均勻的

催化劑”中的所述“活性”是指全部催化劑的平均微反活性，並非單個催化劑的活性。

所述的催化劑活性（例如平均活性、初始活性、平衡活性）都是採用現有技術的測量方法測量。現有技術中的測量方法是：企業標準 RIPP 92-90 -- 催化裂化的微反活性試驗法《石油化工分析方法（RIPP試驗方法）》，楊翠定等人，1990，下文簡稱為 RIPP 92-90。所述催化劑活性是由輕油微反活性（MA）表示，其計算公式為 $MA = (\text{產物中低於 } 204^{\circ}\text{C 的汽油產量} + \text{氣體產量} + \text{焦炭產量}) / \text{進料總量} \times 100\% = \text{產物中低於 } 204^{\circ}\text{C 的汽油產率} + \text{氣體產率} + \text{焦炭產率}$ 。輕油微反裝置（參照 RIPP 92-90）的評價條件是：將催化劑破碎成直徑為 420～841 微米的顆粒，裝量為 5 克，反應原料是餾程為 235～337℃ 的直餾輕柴油，反應溫度為 460℃，重量空速為 16 小時⁻¹，劑油比為 3.2。

所述的催化劑自平衡時間是指催化劑在 800℃ 和 100% 水蒸氣條件（參照 RIPP 92-90）下老化達到平衡活性所需的時間。

所述活性分佈相對均勻的熱再生催化劑可經水熱老化處理得到。例如可經下述 3 種處理方法而得到：

催化劑處理方法 1：

（1）、將新鮮催化劑裝入流化床，較佳密相流化床，與水蒸汽接觸，在一定的水熱環境下進行老化後得到活性相對均勻的催化劑；

（2）、將所述活性相對均勻的催化劑加入到工業催

化裂化裝置的再生器內。

處理方法1例如是這樣具體實施的：

將新鮮催化劑裝入流化床較佳密相流化床內，在流化床的底部注入水蒸汽，催化劑在水蒸汽的作用下實現流化，同時水蒸汽對催化劑進行老化，老化溫度為 400°C - 850°C ，較佳 500°C - 750°C ，最好為 600°C - 700°C ，流化床的表觀線速為 0.1米/秒 - 0.6米/秒 ，最好為 0.15米/秒 - 0.5米/秒 ，老化 1小時 - 720小時 較佳 5小時 - 360小時 後，得到所述的活性相對均勻的催化劑。活性相對均勻的催化劑按工業催化裂化裝置內的要求，加入到工業催化裂化裝置的再生器內得到所述活性分佈相對均勻的熱再生催化劑。

催化劑處理方法2：

(1)、將新鮮催化劑裝入流化床較佳密相流化床，與水蒸汽與其他老化介質的混合物接觸，在一定的水熱環境下進行老化後得到活性相對均勻的催化劑；

(2)、將所述活性相對均勻的催化劑加入到工業催化裂化裝置的再生器內。

催化劑處理方法2的技術方案例如是這樣具體實施的：

將催化劑裝入流化床較佳密相流化床內，在流化床的底部注入水蒸汽與其他老化介質的混合物，催化劑在水蒸汽與其他老化介質的混合物作用下實現流化，同時，水蒸汽與其他老化介質的混合物對催化劑進行老化，老化溫度為 400°C - 850°C ，較佳 500°C - 750°C ，最好為 600°C - 700°C ，流

化床的表觀線速為 0.1 米 / 秒 - 0.6 米 / 秒，最好為 0.15 米 / 秒 - 0.5 米 / 秒，水蒸汽與其他老化介質的重量比為 0.20-0.9，最好為 0.40-0.60，老化 1 小時 - 720 小時較佳 5 小時 - 360 小時後，得到所述的活性相對均勻的催化劑，活性相對均勻的催化劑按工業裝置的要求，加入到工業催化裂化裝置的再生器內得到所述活性分佈相對均勻的熱再生催化劑。所述其他老化介質包括空氣、乾氣、再生煙氣、空氣與乾氣燃燒後的氣體或空氣與燃燒油燃燒後的氣體、或其他氣體如氮氣。所述水蒸氣與老化介質的重量比為 0.2-0.9，最好為 0.40-0.60。

催化劑處理方法 3：

(1)、將新鮮催化劑輸入到流化床較佳密相流化床，將再生器的熱再生催化劑輸送到所述流化床，在所述流化床內進行換熱；

(2)、換熱後的新鮮催化劑與水蒸汽或水蒸汽與其他老化介質的混合物接觸，在一定的水熱環境下進行老化後得到活性相對均勻的催化劑；

(3)、將所述活性相對均勻的催化劑加入到工業催化裂化裝置的再生器內。

催化劑處理方法 3 的技術方案例如是這樣具體實施的：

將新鮮催化劑輸送到流化床較佳密相流化床內，同時將再生器的熱再生催化劑輸送到另一個流化床，在兩個流化床之間進行固-固換熱。在含有新鮮催化劑的流化床的

底部注入水蒸汽或水蒸汽與其他老化介質的混合物，新鮮催化劑在水蒸汽或水蒸汽與其他老化介質的混合物作用下實現流化，同時，水蒸汽或水蒸汽與其他老化介質的混合物對新鮮催化劑進行老化，老化溫度為 400°C - 850°C ，較佳 500°C - 750°C ，最好為 600°C - 700°C ，流化床的表觀線速為 0.1米/秒 - 0.6米/秒 ，最好為 0.15米/秒 - 0.5米/秒 ，老化 1小時 - 720小時 ，較佳 5小時 - 360小時 ，在水蒸汽與其他老化介質的混合物的情況下，所述水蒸氣與其他老化介質的重量比為大於 0.4 ，最好為 $0.5-1.5$ ，得到活性相對均勻的老化催化劑，老化催化劑按工業催化裂化裝置的要求，加入到工業催化裂化裝置的再生器得到所述活性分佈相對均勻的熱再生催化劑。此外，老化步驟後的水蒸汽進入反應系統（作為汽提蒸汽、防焦蒸汽、霧化蒸汽、提升蒸汽中的一種或幾種分別進入催化裂化裝置中的汽提器、沉降器、原料噴嘴、預提升段）或再生系統，而老化步驟後的水蒸汽與其他老化介質的混合物進入再生系統，換熱後的再生催化劑返回到該再生器內。所述其他老化介質包括空氣、乾氣、再生煙氣、空氣與乾氣燃燒後的氣體或空氣與燃燒油燃燒後的氣體、或其他氣體如氮氣。所述再生煙氣可以來自本裝置，也可以來自其他裝置。

通過水熱老化處理，工業反應裝置內的催化劑的活性和選擇性分佈更加均勻，催化劑的選擇性得到明顯改善，從而乾氣產率和焦炭產率明顯降低。

本發明的優點在於：

1、如果採用常規的等直徑提升管或流化床反應器來實施本發明，只需降低處理量，延長反應時間就可以實施。

2、如果採用變徑提升管反應器，該反應器的優點是既保留常規提升管反應器底部較高的反應溫度和劑油比來增加一次裂化反應，同時抑制頂部的過裂化和熱裂化反應，又在反應器中上部在較低的反應溫度下延長反應時間，增加烯烴的異構化反應、氫轉移反應。

3、用本發明提供的方法生產的液化氣中異丁烯含量增加30%以上與常規方法相比，汽油族組成中的烯烴含量可增加到30重量%以上。

【實施方式】

本發明具有不同的實施方式，例如

實施方式之一：

在常規等直徑提升管反應器的底部，預熱的原料油與活性較低的熱再生催化劑或與活性較低且活性分佈相對均勻的熱再生催化劑接觸發生裂化反應，生成的油氣和用過的催化劑上行與注入冷卻的再生催化劑接觸，隨之發生異構化反應和氫轉移反應，反應後流出物進入沈降器；分離反應產物，待再生催化劑經汽提、再生後分為兩部分，其中一部分進入該反應器底部，另一部分經降溫後進入該反應器中下部。

實施方式之二：

在常規等直徑提升管反應器的底部，預熱的原料油與活性較低的熱再生催化劑或與活性較低且活性分佈相對均勻的熱再生催化劑接觸發生裂化反應，生成的油氣和用過的催化劑上行與注入冷激劑和冷卻的半再生催化劑接觸，隨之發生異構化反應和氫轉移反應，反應後流出物進入沉降器；分離反應產物，待再生催化劑經汽提後，進入兩段再生器中燒焦，從第一段再生器中出來的半再生催化劑經降溫後進入該反應器中下部，從第二段再生器中出來的再生催化劑不經降溫直接返回該反應器底部。

實施方式之三：

對於具有常規提升管-流化床反應器的催化裂化裝置，預熱後的常規裂化原料從提升管的下部進入與活性較低的熱再生催化劑或與活性較低且活性分佈相對均勻的熱再生催化劑接觸，反應後生成的油氣上行至提升管的頂部，與降溫後的催化劑接觸繼續進行反應，反應後流出物進入沉降器；分離反應產物，待再生催化劑經汽提、再生後分為兩部分，其中一部分進入提升管的下部，另一部分經降溫後進入提升管的頂部。

實施方式之四：

該實施方式為本發明的最佳實施方式。

對於具有變徑提升管反應器的催化裂化裝置，預熱後

的常規裂化原料從反應器的第一反應區下部進入與活性較低的熱再生催化劑或與活性較低且活性分佈相對均勻的熱再生催化劑接觸，發生裂化反應，反應後生成的油氣上行至反應器的第二反應區下部與降溫後的催化劑接觸進行氫轉移反應和異構化反應，反應後流出物進入沈降器；分離反應產物，待再生催化劑經汽提、再生然後進入第二反應區下部。

本發明提供的方法並不局限於此。

下面結合附圖進一步說明本發明所提供的方法，但本發明並不因此而受到任何限制。

圖2是採用變徑提升管反應器，提高液化氣中的異丁烯和汽油烯烴含量的催化轉化方法的流程，設備和管線的形狀、尺寸不受附圖的限制，而是根據具體情況確定。

預提升蒸汽經管線1從提升管預提升段2進入，活性較低的熱再生催化劑或活性較低且活性分佈相對均勻的熱再生催化劑經再生斜管16進入提升管預提升段由預提升蒸汽進行提升。預熱後的原料油經管線4與來自管線3的霧化蒸汽按一定比例從提升管預提升段進入，與熱催化劑混合後進入第一反應區5內，在一定的條件下進行裂化反應。反應物流與來自管線6的冷激劑和/或冷卻的催化劑（圖中未標出）混合進入第二反應區7，進行二次反應，反應後的物流進入出口區8，該反應區提高物流的線速，使反應物流快速進入沈降器9和旋風分離器10，反應產物經管線11去分離系統。反應後帶炭的待再生催化劑進入汽提器12，

經來自管線13的水蒸汽汽提後由待再生斜管14進入再生器15，待再生催化劑在來自管線17的空氣中燒焦再生，煙氣經管線18出再生器，熱的再生催化劑經再生斜管16返回提升管底部循環使用。

實施例

下面的實施例將對本發明予以進一步說明，但並不因此而限制本發明。實施例、對比例中所使用的原料油和催化劑的性質分別列於表1和表2。表2中的催化劑均由中國石油.化工集團公司齊魯催化劑廠生產。表2中的ZCM-7催化劑經800℃，100%水蒸汽分別老化12小時和30小時，得到兩種不同活性水平的ZCM-7，即活性為67和45；同樣，表2中的CGP-1催化劑經800℃，100%水蒸汽分別老化12小時和30小時，得到兩種不同活性水平的CGP-1，即活性為62和50。

實施例1

本實施例說明採用本發明提供的方法，採用不同活性水平的催化劑，在中型變徑提升管反應器上提高液化氣中異丁烯含量和汽油烯烴含量的情況。

反應器的預提升段、第一反應區、第二反應區、出口區總高度為15米，預提升段直徑為0.025米，其高度為1.5米；第一反應區直徑為0.025米，其高度為4米；第二反應區直徑為0.1米，其高度為6.5米；出口區的直徑為0.025米

，其高度為3米；第一、二反應區結合部位的縱剖面等腰梯形的頂角為 45° ；第二反應區與出口區結合部位的縱剖面等腰梯形的底角為 60° 。

預熱的表1所列的原料油B進入該反應器內，在水蒸汽存在下，與熱的表2所列的催化劑ZCM-7接觸反應，ZCM-7催化劑活性為45，分離反應產物得到液化氣和汽油及其它產品，待再生催化劑經汽提進入再生器，再生催化劑經燒焦後循環使用。

試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表3。

對比例1

採用反應器類型和操作條件與實施例1完全相同，所用的原料油也是表1所列的原料油B，催化劑也是表2所列的催化劑ZCM-7，只是此時ZCM-7催化劑活性為67。試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表3。

從表3可以看出，相對於採用高活性ZCM-7（即活性為67），採用低活性ZCM-7（即活性為45），異丁烯產率由1.4重量%上升到2.0重量%，增加了42.86%，汽油烯烴含量由16.3重量%上升到29.3重量%；此外，液體收率仍增加1.2個百分點。

實施例2

本實施例說明採用本發明提供的方法，採用不同活性水平的催化劑，在中型變徑提升管反應器上提高液化氣中

異丁烯含量和汽油烯烴含量的情況。

反應器的預提升段、第一反應區、第二反應區、出口區總高度為15米，預提升段直徑為0.025米，其高度為1.5米；第一反應區直徑為0.025米，其高度為4米；第二反應區直徑為0.1米，其高度為6.5米；出口區的直徑為0.025米，其高度為3米；第一、二反應區結合部位的縱剖面等腰梯形的頂角為 45° ；第二反應區與出口區結合部位的縱剖面等腰梯形的底角為 60° 。

預熱的表1所列的原料油B進入該反應器內，在水蒸汽存在下，與熱的表2所列的催化劑CGP-1接觸反應，CGP-1催化劑活性為50，分離反應產物得到液化氣和汽油及其它產品，待再生催化劑經汽提進入再生器，再生催化劑經燒焦後循環使用。

試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表4。

對比例2

採用反應器類型和操作條件與實施例2完全相同，所用的原料油也是表1所列的原料油B，催化劑也是表2所列的催化劑CGP-1，只是此時CGP-1催化劑活性為62。試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表4。

從表4可以看出，相對於採用高活性CGP-1（即活性為62），採用低活性CGP-1（即活性為50），異丁烯產率由3.0重量%上升到4.1重量%，增加了36.67%，汽油烯烴含量由18.2重量%上升到27.9重量%；此外，液體收率仍增加

0.8個百分點。

實施例 3 和 4

本實施例說明採用本發明提供的方法，使用不同類型的催化裂化原料油，在中型變徑提升管反應器上提高液化氣中異丁烯含量和汽油烯烴含量的情況。

本實施例使用的反應器、催化劑類型、催化劑活性同實施例 2，只是原料油分別為表 1 所列出的原料油 A 和 C。

操作條件、產品分佈和汽油性質列於表 5。從表 5 可以看出，異丁烯產率分別為 4.3 重量 % 和 2.1 重量 %，汽油烯烴含量分別為 30.2 重量 % 和 22.2 重量 %。

實施例 5

本實施例說明採用本發明提供的方法，採用不同活性水平的催化劑，在中型變徑提升管反應器上提高液化氣中異丁烯含量和汽油烯烴含量的情況。

反應器的預提升段、第一反應區、第二反應區、出口區總高度為 15 米，預提升段直徑為 0.025 米，其高度為 1.5 米；第一反應區直徑為 0.025 米，其高度為 4 米；第二反應區直徑為 0.1 米，其高度為 6.5 米；出口區的直徑為 0.025 米，其高度為 3 米；第一、二反應區結合部位的縱剖面等腰梯形的頂角為 45° ；第二反應區與出口區結合部位的縱剖面等腰梯形的底角為 60° 。

預熱的原料油 B 進入該反應器內，在水蒸汽存在下，

與熱的催化劑 ZCM-7 接觸反應，其催化劑活性（平均活性）為 45，分離反應產物得到液化氣和汽油及其它產品，待再生催化劑經汽提進入再生器，再生催化劑經燒焦後循環使用。補充到裝置內的 ZCM-7 催化劑是新鮮 ZCM-7 經水熱處理（催化劑水熱處理方法採用本發明催化劑處理方法 1 處理：密相流化床，老化溫度 650℃，流化床的表觀線速 0.30m/s，100% 水蒸氣，老化時間 31 小時）後的催化劑，其初始活性為 75，然後與裝置內的平衡催化劑混合，再經裝置內的水熱老化，該加入的催化劑達到裝置內的催化劑平衡活性 45 時所需的自平衡時間（800℃，100% 水蒸氣）為 30 小時。

試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表 6。

實施例 5A

採用反應器類型和操作條件與實施例 5 完全相同，所用的原料油也是表 1 所列的原料油 B，催化劑也是表 2 所列的催化劑 ZCM-7，其催化劑平均活性也為 45。只是補充到裝置內的 ZCM-7 催化劑是新鮮 ZCM-7 催化劑，未經水熱處理，其初始活性為 91，與裝置內的平衡催化劑混合，再經裝置內的水熱老化，直到裝置內的催化劑平衡活性為 45。試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表 6。

從表 6 可以看出，相對於未處理 ZCM-7 催化劑，採用加入處理後 ZCM-7 催化劑，乾氣產率由 1.7 重量 % 下降到 1.5 重量 %，焦炭產率由 3.2 重量 % 下降到 2.7 重量 %，液體收率

由 89.3 重量 % 上升到 89.8 重量 %，增加 0.5 個百分點。兩者的異丁烯產率和汽油烯烴含量基本相當。

實施例 6

本實施例說明採用本發明提供的方法，採用不同活性水平的催化劑，在中型變徑提升管反應器上提高液化氣中異丁烯含量和汽油烯烴含量的情況。

反應器的預提升段、第一反應區、第二反應區、出口區總高度為 15 米，預提升段直徑為 0.025 米，其高度為 1.5 米；第一反應區直徑為 0.025 米，其高度為 4 米；第二反應區直徑為 0.1 米，其高度為 6.5 米；出口區的直徑為 0.025 米，其高度為 3 米；第一、二反應區結合部位的縱剖面等腰梯形的頂角為 45° ；第二反應區與出口區結合部位的縱剖面等腰梯形的底角為 60° 。

預熱的原料油 B 進入該反應器內，在水蒸汽存在下，與熱的催化劑 CGP-1 接觸反應，CGP-1 催化劑平均活性為 50，分離反應產物得到液化氣和汽油及其它產品，待再生催化劑經汽提進入再生器，再生催化劑經燒焦後循環使用。補充到裝置內的 CGP-1 催化劑是新鮮 CGP-1 經水熱處理後的催化劑（催化劑水熱處理方法採用本發明催化劑處理方法 1 處理：密相流化床，老化溫度 670°C ，流化床的表觀線速 0.30m/s ，100% 水蒸氣，老化時間 28 小時），其初始活性為 72，然後與裝置內的平衡催化劑混合，再經裝置內的水熱老化，該加入的催化劑達到裝置內的催化劑平衡活

性 50 時所需的自平衡時間（800℃，100%水蒸氣）為 40 小時。

試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表 7。

實施例 6A

採用反應器類型和操作條件與實施例 6 完全相同，所用的原料油也是表 1 所列的原料油 B，催化劑也是表 2 所列的催化劑 CGP-1，CGP-1 催化劑平均活性也為 50。只是補充到裝置內的 CGP-1 催化劑是新鮮 CGP-1 催化劑，未經水熱處理，其初始活性為 95，與裝置內的平衡催化劑混合，再經裝置內的水熱老化，直到裝置內的催化劑平衡活性為 50。試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表 7。

從表 7 可以看出，相對於未處理 CGP-1 催化劑，採用加入處理後 CGP-1 催化劑，乾氣產率由 2.0 重量%下降到 1.9 重量%，焦炭產率由 3.0 重量%下降到 2.5 重量%，液體收率由 88.7 重量%上升到 89.3 重量%，增加 0.6 個百分點。兩者的異丁烯產率和汽油烯烴含量基本相當。

實施例 7

本實施例說明採用本發明提供的方法，採用不同活性水平的催化劑和中型常規等直徑提升管反應器改善產物分佈的情況。

預熱的表 1 所列的原料油 B 進入該反應器內，在水蒸汽存在下，與熱的表 2 所列的催化劑 ZCM-7 接觸反應，ZCM-7

催化劑活性為45，分離反應產物得到液化氣和汽油及其它產品，待再生催化劑經汽提進入再生器，再生催化劑經燒焦後循環使用。

試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表8。

對比例3

採用反應器類型和操作條件與實施例7完全相同，所用的原料油也是表1所列的原料油B，催化劑也是表2所列的催化劑ZCM-7，只是此時ZCM-7催化劑活性為67。試驗的操作條件、產品分佈和汽油的性質列於表8。

從表8可以看出，相對於採用高活性ZCM-7（即活性為67），採用低活性ZCM-7（即活性為45），異丁烯產率由1.4重量%上升到1.9重量%，增加了0.5個百分點，汽油烯烴含量由25.6重量%上升到31.7重量%；此外，液體收率仍增加0.9個百分點。

表 1

原料油編號	A	B	C
原料油名稱	直餾蠟油	加氫蠟油	加氫蠟油
密度(20℃)，千克/米 ³	890.5	899.3	911.9
運動黏度，毫米 ² /秒			
80℃	7.93	16.22	6.62
100℃	5.08	9.29	4.30
殘炭，重量%	0.7	0.30	0.17
凝點，℃	40	44	16
鹼性氮，ppm		293	4
總氮，重量%	0.16	0.08	0.011
硫，重量%	0.53	0.12	0.017
碳，重量%	85.00	87.01	87.55
氫，重量%	12.62	12.85	12.35
餾程，℃			
初餾點	242	284	204
10%	322	394	290
30%	380	433	363
50%	410	463	406
70%	437	495	438
90%	480	/	490
終餾點	516	/	/

表 2

催化劑編號	A	B
商品牌號	ZCM-7	CGP-1
沸石類型	USY	REY-USY-ZRP
化學組成，重量%		
氧化鋁	46.4	52.0
氧化鈉	0.22	0.14
氧化鐵	0.32	0.30
表觀密度，千克/米 ³	600	740
孔體積，毫升/克	0.32	0.37
比表面積，米 ² /克	217	263
篩分組成，重量%		
0~40 微米	16.1	20.3
40~80 微米	54.1	/
>80 微米	29.8	/

表 3

	實施例1	對比例1
ZCM-7催化劑活性	45	67
反應溫度，℃		
第一反應區	550	550
第二反應區	500	500
停留時間，秒	5.5	5.5
第一反應區	2.0	2.0
第二反應區	3.5	3.5
劑油比	5.0	5.0
水油比	0.1	0.1
產品分佈，重量%		
乾氣	1.4	1.8
液化氣	17.3	17.5
其中異丁烯	2.0	1.4
汽油	55.0	56.0
柴油	17.8	15.4
重油	6.0	5.6
焦炭	2.5	3.7
液體收率，重量%	90.1	88.9
辛烷值		
RON	91.0	90.6
MON	80.7	80.5
餾程，℃		
初餾點～乾點	38～200	37～200
汽油族組成，重量%		
烷烴	40.5	50.6
環烷烴	7.3	8.2
烯烴	29.3	16.3
芳烴	22.9	24.9

表 4

	實施例2	對比例2
CGP-1催化劑活性	50	62
反應溫度，℃		
第一反應區	550	550
第二反應區	505	505
劑油比	6.0	6.0
反應時間，秒	6.0	6.0
其中第一反應區	1.3	1.3
第二反應區	4.7	4.7
水油比	0.1	0.1
產品分佈，重量%		
乾氣	1.8	2.1
液化氣	28.5	29.1
其中丙烯	10.6	9.4
異丁烯	4.1	3.0
汽油	42.9	43.0
柴油	18.0	16.5
重油	6.5	6.0
焦炭	2.3	3.3
液體收率，重%	89.4	88.6
汽油辛烷值		
RON	93.5	93.2
MON	81.5	81.5
餾程，℃		
初餾點～乾點	38～200	37～200
汽油族組成，重%		
烷烴	35.9	41.7
環烷烴	7.6	8.0
烯烴	27.9	18.2
芳烴	28.6	32.1

表 5

	實施例3	實施例4
原料油	A	C
操作條件		
反應溫度，℃		
第一反應區	550	550
第二反應區	505	505
劑油比	6.0	6.0
反應時間，秒	6.0	6.0
第一反應區	1.3	1.3
第二反應區	4.7	4.7
水油比	0.1	0.1
產品分佈，重量%		
乾氣	1.7	2.0
液化氣	28.0	24.0
其中丙烯	10.5	7.5
異丁烯	4.3	2.1
汽油	42.0	46.6
柴油	18.6	17.0
重油	6.9	7.5
焦炭	2.8	2.9
液體收率，重量%	88.6	87.6
汽油辛烷值		
RON	93.2	93.0
MON	81.2	81.1
餾程，℃		
初餾點～乾點	38～200	38～200
汽油族組成，重%		
烷烴	35.4	41.9
環烷烴	7.8	8.3
烯烴	30.2	22.2
芳烴	26.6	27.6

表 6

	實施例5	實施例5A
ZCM-7催化劑活性	45	45
催化劑活性分佈	40~75	40~91
反應溫度，℃		
第一反應區	550	550
第二反應區	500	500
停留時間，秒	5.5	5.5
第一反應區	2.0	2.0
第二反應區	3.5	3.5
劑油比	5.0	5.0
水油比	0.1	0.1
產品分佈，重量%		
乾氣	1.5	1.7
液化氣	17.2	17.5
其中異丁烯	2.0	1.9
汽油	55.0	55.4
柴油	17.6	16.4
重油	6.0	5.8
焦炭	2.7	3.2
液體收率，重量%	89.8	89.3
辛烷值		
RON	91.2	91.0
MON	80.7	80.5
餾程，℃		
初餾點~乾點	38~200	37~200
汽油族組成，重量%		
烷烴	40.0	40.3
環烷烴	7.5	8.2
烯烴	29.8	28.4
芳烴	22.7	23.1

表 7

	實施例6	實施例6A
CGP-1催化劑活性	50	50
催化劑活性分佈	43~72	43~95
反應溫度，℃		
第一反應區	550	550
第二反應區	505	505
劑油比	6.0	6.0
反應時間，秒	6.0	6.0
其中第一反應區	1.3	1.3
第二反應區	4.7	4.7
水油比	0.1	0.1
產品分佈，重量%		
乾氣	1.9	2.0
液化氣	28.7	28.9
其中丙烯	10.5	10.0
異丁烯	4.0	3.9
汽油	42.4	42.8
柴油	18.2	17.0
重油	6.3	6.3
焦炭	2.5	3.0
液體收率，重%	89.3	88.7
汽油辛烷值		
RON	93.4	93.2
MON	81.3	81.5
餾程，℃		
初餾點~乾點	38~200	38~200
汽油族組成，重%		
烷烴	36.3	36.5
環烷烴	7.7	8.0
烯烴	27.2	26.5
芳烴	28.8	29.0

表 8

	實施例7	對比例3
ZCM催化劑活性	45	67
反應溫度，℃	520	520
劑油比	6.0	6.0
反應時間，秒	4.5	4.5
水油比	0.1	0.1
產品分佈，重量%		
乾氣	2.3	2.6
液化氣	15.3	15.6
其中異丁烯	1.9	1.4
汽油	49.3	50.1
柴油	20.6	18.6
重油	9.8	9.1
焦炭	2.7	4.0
液體收率，重%	85.2	84.3
汽油辛烷值		
RON	90.6	90.1
MON	79.8	79.7
餾程，℃		
初餾點～乾點	38~200	38~200
汽油族組成，重%		
烷烴	41.7	46.5
環烷烴	7.6	8.0
烯烴	31.7	25.6
芳烴	19.0	19.9

【圖式簡單說明】

圖1為提升管反應器的示意圖，圖中的a、b、c、d、e分別代表預提升段、第一反應區、第二反應區、出口區、水平管。

圖 2 是本發明第二方面的最佳實施方式的流程示意圖

【主要元件符號說明】

a：預提升段

b：第一反應區

c：第二反應區

d：出口區

e：水平管

1、3、4、6、11、13、17、18：管線

2：提升管的預提升段

5：提升管的第一反應區

7：提升管的第二反應區

8：提升管的出口區

9：沈降器

10：旋風分離器

12：汽提器

14：待再生斜管

15：再生器

16：再生斜管

七、申請專利範圍：

1. 一種改善產物分佈的催化轉化方法，其特徵在於優質原料油與熱再生催化劑在反應器內接觸發生裂化反應，將反應產物和待再生催化劑分離，該反應產物被送入分離系統，該待再生催化劑經汽提、再生後循環使用，其中所述催化轉化方法用於提高工業 FCC 製程中的液化氣中異丁烯含量和汽油中烯烴含量，

其中所述熱再生催化劑具有均勻的活性分佈，且所述具有均勻的活性分佈的熱再生催化劑經下述方法 i)、ii) 及 iii) 中任一者而得到：

方法 i)

(1) 將新鮮催化劑裝入流化床，與水蒸汽接觸，在一定的水熱環境下進行老化後得到活性均勻的催化劑；以及

(2) 將所述活性均勻的催化劑加入到工業催化裂化裝置的再生器內以獲得所述具有均勻的活性分佈的熱再生催化劑；

方法 ii)

(1) 將新鮮催化劑裝入流化床，與水蒸汽與其他老化介質的混合物接觸，在一定的水熱環境下進行老化後得到活性均勻的催化劑；以及

(2) 將所述活性均勻的催化劑加入到工業催化裂化裝置的再生器內以獲得所述具有均勻的活性分佈的熱再生催化劑；

方法 iii)

(1) 將新鮮催化劑輸入到流化床，將再生器的熱再生催化劑輸送到另一個流化床，在兩個流化床之間進行固-固換熱；

(2) 換熱後的新鮮催化劑與水蒸汽或水蒸汽與其他老化介質的混合物接觸，在一定的水熱環境下進行老化後得到活性均勻的催化劑；以及

(3) 將所述活性均勻的催化劑加入到工業催化裂化裝置的再生器內以獲得所述具有均勻的活性分佈的熱再生催化劑。

2. 一種改善產物分佈的催化轉化方法，其特徵在於優質原料油與熱再生催化劑在反應器的下部接觸發生裂化反應，裂化反應產物和含炭的催化劑上行並且發生選擇性的氫轉移反應和異構化反應，將氫轉移反應和異構化反應的反應產物和待再生催化劑分離，氫轉移反應和異構化反應的反應產物被送入分離系統，該待再生催化劑經汽提、再生後循環使用，其中所述催化轉化方法用於提高工業 FCC 製程中的液化氣中異丁烯含量和汽油中烯烴含量，

其中所述熱再生催化劑具有均勻的活性分佈，且所述具有均勻的活性分佈的熱再生催化劑經下述方法 i)、ii) 及 iii) 中任一者而得到：

方法 i)

(1) 將新鮮催化劑裝入流化床，與水蒸汽接觸，在一定的水熱環境下進行老化後得到活性均勻的催化劑；以

及

(2) 將所述活性均勻的催化劑加入到工業催化裂化裝置的再生器內以獲得所述具有均勻的活性分佈的熱再生催化劑；

方法 ii)

(1) 將新鮮催化劑裝入流化床，與水蒸汽與其他老化介質的混合物接觸，在一定的水熱環境下進行老化後得到活性均勻的催化劑；以及

(2) 將所述活性均勻的催化劑加入到工業催化裂化裝置的再生器內以獲得所述具有均勻的活性分佈的熱再生催化劑；

方法 iii)

(1) 將新鮮催化劑輸入到流化床，將再生器的熱再生催化劑輸送到另一個流化床，在兩個流化床之間進行固-固換熱；

(2) 換熱後的新鮮催化劑與水蒸汽或水蒸汽與其他老化介質的混合物接觸，在一定的水熱環境下進行老化後得到活性均勻的催化劑；以及

(3) 將所述活性均勻的催化劑加入到工業催化裂化裝置的再生器內以獲得所述具有均勻的活性分佈的熱再生催化劑。

3. 如申請專利範圍第 1 或 2 項的方法，其中所述優質原料油選自常壓塔頂油、汽油、柴油、直餾蠟油、加氫蠟油中的一種或多種。

4.如申請專利範圍第1或2項的方法，其中所述熱再生催化劑活性為35～55。

5.如申請專利範圍第4項的方法，其中所述熱再生催化劑活性為40～50。

6.如申請專利範圍第1項的方法，其中所述活性分佈均勻的熱再生催化劑在加入到催化裂化裝置內時其初始活性不超過80，該催化劑的自平衡時間為0.1小時～50小時，平衡活性為35～60。

7.如申請專利範圍第6項的方法，其中所述活性分佈均勻的熱再生催化劑在加入到催化裂化裝置內時其初始活性不超過75，該催化劑的自平衡時間為0.2～30小時，平衡活性為40～50。

8.如申請專利範圍第7項的方法，其中所述活性分佈均勻的熱再生催化劑在加入到催化裂化裝置內時其初始活性不超過70，該催化劑的自平衡時間為0.5～10小時。

9.如申請專利範圍第1項的方法，其中所述裂化反應條件為：反應溫度450℃～620℃，反應時間0.5秒～35.0秒，催化劑與原料油的重量比3～15:1。

10.如申請專利範圍第2項的方法，其中所述裂化反應條件為：反應溫度490℃～620℃，反應時間0.5秒～2.0秒，催化劑與原料油的重量比3～15:1。

11.如申請專利範圍第10項的方法，其中所述裂化反應條件為：反應溫度500℃～600℃，反應時間0.8秒～1.5秒，催化劑與原料油的重量比3～12:1。

12.如申請專利範圍第2項的方法，其中所述氫轉移反應和異構化反應條件為：反應溫度 $420^{\circ}\text{C} \sim 550^{\circ}\text{C}$ ，反應時間為2秒 ~ 30 秒。

13.如申請專利範圍第12項的方法，其中所述氫轉移反應和異構化反應條件為：反應溫度 $460^{\circ}\text{C} \sim 500^{\circ}\text{C}$ ，反應時間為3秒 ~ 15 秒。

14.如申請專利範圍第1或2項的方法，其中所述裂化反應、氫轉移反應和/或異構化反應的壓力均為 $130\text{ kPa} \sim 450\text{ kPa}$ ，水蒸汽與原料油的重量比為 $0.03 \sim 0.3:1$ 。

15.如申請專利範圍第1或2項的方法，其中所述反應器選自等直徑提升管、等線速提升管、流化床或變徑提升管中之一，或者是由等直徑提升管和流化床構成的複合反應器。

16.如申請專利範圍第15項的方法，其中所述變徑提升管沿垂直方向從下至上依次為互為同軸的預提升段、第一反應區、直徑擴大的第二反應區、直徑縮小了的出口區，在出口區末端連有一段水平管，其中第二反應區的直徑與第一反應區的直徑之比為 $1.5 \sim 5.0:1$ 。

17.如申請專利範圍第1或2項的方法，其中所述熱再生催化劑可經由以下方法獲得：

- 1) 降低裝置的催化劑補充率；
- 2) 降低補充催化劑的活性；或
- 3) 降低初始加入到裝置內的催化劑的活性。

18.如申請專利範圍第1項的方法，其中在方法i)中，

水熱環境包括老化溫度 400°C - 850°C ，流化床的表觀線速 0.1米/秒 - 0.6米/秒 ，老化時間 1小時 - 720小時 。

19.如申請專利範圍第 1 項的方法，其中在方法 ii) 中，水熱環境包括老化溫度 400°C - 850°C ，流化床的表觀線速 0.1米/秒 - 0.6米/秒 ，老化時間 1小時 - 720小時 ，所述其他老化介質包括空氣、乾氣、再生煙氣、空氣與乾氣燃燒後的氣體、空氣與燃燒油燃燒後的氣體、或氮氣。

20.如申請專利範圍第 1 項的方法，其中在方法 iii) 中，水熱環境包括老化溫度 400°C - 850°C ，流化床的表觀線速 0.1米/秒 - 0.6米/秒 ，老化時間 1小時 - 720小時 ，所述其他老化介質包括空氣、乾氣、再生煙氣、空氣與乾氣燃燒後的氣體、空氣與燃燒油燃燒後的氣體、或氮氣。

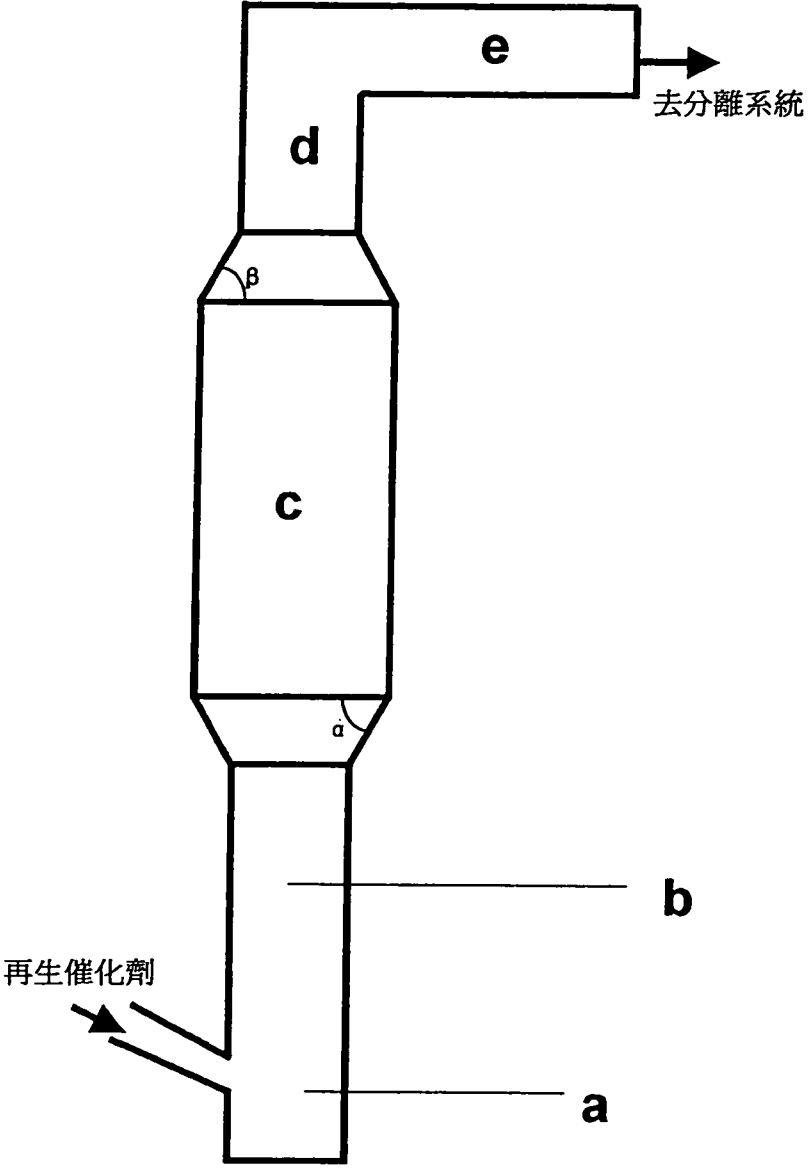


圖 1

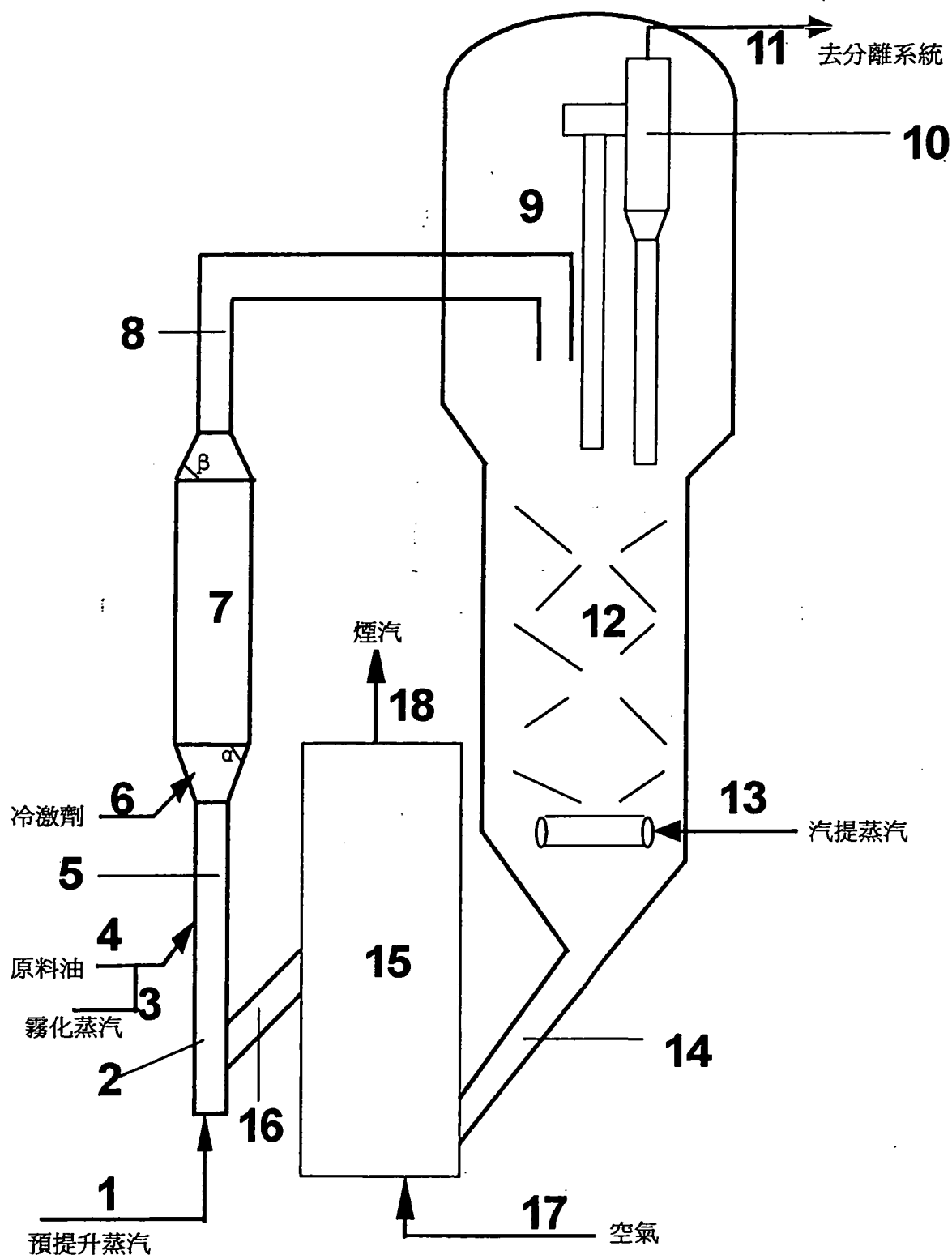


圖2