

公告本

發明專利說明書

(本說明書格式、順序及粗體字，請勿任意更動，※記號部分請勿填寫)

※ 申請案號：97130151

※ 申請日期：97.08.07

※ IPC 分類：C10G 11/05, (2006.01)

11/18, (2006.01)

C07C 4/06, (2006.01)

11/07, (2006.01)

11/06, (2006.01)

一、發明名稱：(中文/英文)

一種催化轉化方法

二、申請人：(共 1 人)

姓名或名稱：(中文/英文)

中國石油化工科技開發有限公司

CHINA PETROCHEMICAL TECHNOLOGY CO., LTD.

代表人：(中文/英文) 曹湘洪 / CAO, Xianghong

住居所或營業所地址：(中文/英文)

中國北京市朝陽區華嚴里 10 號京民大廈 12 層 1203 號

12/F, Room 1203, Jingmin Building, 10 Huayanli, Chaoyang District,

Beijing, 100011, China

國籍：(中文/英文) 中國/China

三、發明人：(共 12 人)

姓名：(中文/英文)

1) 許友好 / XU, Youhao

2) 戴立順 / DAI, Lishun

3) 田龍勝 / TIAN, Longsheng

4) 崔守業 / CUI, Shouye

5) 龔劍洪 / GONG, Jianhong

6) 謝朝鋼 / XIE, Chaogang

7) 張久順 / ZHANG, Jiushun

8) 龍軍 / LONG, Jun

9) 達志堅 / DA, Zhijian

10) 聶紅 / NIE, Hong

11) 郭錦標 / GUO, Jinbiao

12) 張執剛 / ZHANG, Zhigang

國籍：(中文/英文) 1)-12)中國 / China

四、聲明事項：

主張專利法第二十二條第二項 第一款或 第二款規定之事實，其事實發生日期為： 年 月 日。

申請前已向下列國家（地區）申請專利：

【格式請依：受理國家（地區）、申請日、申請案號 順序註記】

有主張專利法第二十七條第一項國際優先權：

中國；2007年8月9日；200710120112.0

中國；2008年3月13日；200810101853.9

本案所主張優先權暫緩受理

無主張專利法第二十七條第一項國際優先權：

主張專利法第二十九條第一項國內優先權：

【格式請依：申請日、申請案號 順序註記】

主張專利法第三十條生物材料：

須寄存生物材料者：

國內生物材料 【格式請依：寄存機構、日期、號碼 順序註記】

國外生物材料 【格式請依：寄存國家、機構、日期、號碼 順序註記】

不須寄存生物材料者：

所屬技術領域中具有通常知識者易於獲得時，不須寄存。

五、中文發明摘要：

一種催化轉化方法，其中原料油在反應器內與富含中孔沸石的催化劑接觸進行反應，其特徵是反應溫度、重時空速、催化劑與原料油重量比足以使反應得到包含佔原料油 12~60 重量% 催化蠟油的反應產物，其中所述重時空速為 $25-100\text{h}^{-1}$ ，所述反應溫度為 $450\sim 600^\circ\text{C}$ ，所述催化劑與原料油重量比為 1~30。本發明在現有技術的基礎上提供一種催化轉化方法，特別是在將重質原料油轉化為高辛烷值汽油和丙烯的同時，使乾氣和焦炭產率大幅度降低從而實現石油資源的高效利用。

六、英文發明摘要：

七、指定代表圖：

(一)本案指定代表圖為：第 (1) 圖。

(二)本代表圖之元件符號簡單說明：

- 1, 3, 4, 5, 6, 7, 11, 14, 15, 17, 19, 20, 21, 22, 23..管線
2..提升管(反應器)，I, II...反應區，8...沉降器，
9...集氣室，10...汽提段，12, 16...斜管，13...再生器
18...分離系統，

八、本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式：

[無]

九、發明說明：

發明所屬之技術領域

本發明涉及一種催化轉化方法，特別是在將重質原料轉化為高辛烷值汽油和丙烯的同時，使乾氣和焦炭產率大幅度降低從而實現石油資源的高效利用的方法。

先前技術

丙烯等低碳烯烴是重要的有機化工原料，丙烯是聚丙烯、丙烯腈等產品的合成單體。隨著聚丙烯等衍生物需求的迅速增長，對丙烯的需求也在逐年俱增。世界丙烯市場的需求已經從 20 年前的 1520 萬噸增加到 2000 年的 5120 萬噸，年均增長率達 6.3%。預計到 2010 年丙烯的需求量將達到 8600 萬噸，其間年均增長率約為 5.6%。

生產丙烯的方法主要是蒸汽裂解和催化裂解（FCC），其中蒸汽裂解以石腦油等輕質油為原料通過熱裂解生產乙烯、丙烯，但丙烯的產率僅為 15 重量%左右，而 FCC 則以減壓瓦斯油（VGO）等重質油為原料。目前，世界上 61% 的丙烯來自蒸汽裂解生產乙烯的副產品，34% 來自煉油廠 FCC 生產汽、柴油的副產品，少量（約 5%）由丙烷脫氫和乙烯-丁烯易位反應得到。

石油化工如果走傳統的蒸汽裂解製乙烯、丙烯路線，將面臨輕質原料油短缺、生產能力不足以及成本過高等幾大制約因素。

FCC 由於其原料適應性廣、操作靈活等優勢日益受到重

視。在美國，幾乎丙烯市場需求量的 50% 都來源於 FCC 裝置。增產丙烯的催化裂解改進技術發展很快。

US 4,980,053 公開了一種製取低碳烯烴的烴類轉化方法，原料為不同沸程的石油餾份、渣油或原油，在流化床或移動床反應器內使用固體酸催化劑，在溫度 500-650°C、壓力 $1.5-3 \times 10^5$ Pa、重時空速 $0.2-2.0 \text{ h}^{-1}$ 、劑油比 2-12 的條件下進行催化轉化反應，反應後的催化劑經燒焦再生後返回反應器內循環使用。該方法丙烯和丁烯的總產率可以達到 40% 左右，其中丙烯產率高達 26.34%。

WO 00/31215 A1 公開了一種生產烯烴的催化裂解方法，該方法採用 ZSM-5 和 / 或 ZSM-11 沸石做活性組份，以大量惰性物質為基質的催化劑，以 VGO 為原料，丙烯的產率也不超過 20 重量%。

US 4,422,925 公開了多種具有不同裂解性能的烴類與熱再生催化劑接觸並轉化的方法，該方法所述的烴類至少含有一種氣體烷烴原料和一種液體烴類原料，該方法依據不同的烴類分子具有不同裂解性能，將反應區分成多個反應區進行裂解反應，以多產低分子烯烴。

隨著經濟的發展，全球汽油車保有量逐年增加，因此對高品質汽油的需求日益提高。目前提高汽油辛烷值的技術主要有催化重組技術、烷基化技術、異構化技術和添加汽油辛烷值改進劑等。催化重組汽油的最大優點是它的重組份辛烷值較高，而輕組份辛烷值較低。但重組技術催化劑造價高且原料要求高。烷基化技術和異構化技術得到改質

汽油油具有辛烷值高、敏感度好的特點，是理想的高辛烷值清潔汽油組份，但使用的催化劑都存在腐蝕和環保問題。MTBE 和 ETBE 等汽油辛烷值改進劑的添加確實能夠提高汽油的辛烷值、改善汽車性能，但造價一般較高。催化裂解汽油是車用汽油主要來源之一，催化裂解汽油重餾份部分辛烷值偏低，從而影響汽油的辛烷值，此外，催化裂解柴油品質較差，但催化裂解柴油含有較多的單環芳烴，將柴油中的單環芳烴轉化為汽油組份既有利於汽油產率的增加，同時又可以改善汽油的辛烷值並能增產丙烯。

上述現有技術對烷烴分子裂解反應設計仍存在不足，造成在增加丙烯產率情況下，乾氣產率大幅度增加，同時，現有技術對汽油辛烷值和柴油中的汽油潛含量未充分利用，造成丙烯產率偏低，同時汽油產率和品質存在改善的餘地。為了滿足日益增長的低碳烯烴化工原料和車用汽油的需求，有必要開發一種將重質原料轉化為高辛烷值汽油和低碳烯烴的催化轉化方法。

發明內容

本發明的目的是在現有技術的基礎上提供一種催化轉化方法，特別是在將重質原料轉化為高辛烷值汽油和丙烯的同時，使乾氣和焦炭產率大幅度降低從而實現石油資源的高效利用。

在本發明的一種實施方案中，提供了一種催化轉化方法，其中原料油在反應器內與富含中孔沸石的催化劑接觸

進行反應，其特徵是反應溫度、重時空速、催化劑與原料油重量比足以使反應得到包含佔原料油 12~60 重量% 催化蠟油的反應產物，其中所述重時空速為 $25-100 \text{ h}^{-1}$ ，所述反應溫度為 $450-600^\circ\text{C}$ ，所述催化劑與原料油重量比為 1~30。

在更優選的實施方案中，反應溫度為 $450-600^\circ\text{C}$ ，優選地， $460-580^\circ\text{C}$ ，更優選地， $480-540^\circ\text{C}$ 。

在更優選的實施方案中，重時空速為 $30-80 \text{ h}^{-1}$ ，優選地， $40-60 \text{ h}^{-1}$ 。

在更優選的實施方案中，催化劑與原料油重量比為 1~30，優選地，2~25，更優選地，3~14。

在更優選的實施方案中，反應壓力為 $0.10 \text{ MPa}-1.0 \text{ MPa}$ 。

在更優選的實施方案中，所述原料油選自或包括石油烴和/或其他礦物油，其中石油烴選自減壓瓦斯油、常壓瓦斯油、焦化瓦斯油、脫瀝青油、減壓渣油、常壓渣油中的一種或一種以上的混合物，其他礦物油為煤液化油、油砂油、頁岩油中的一種或一種以上的混合物。

在更優選的實施方案中，所述催化劑包括沸石、無機氧化物和任選的黏土，各組份分別佔催化劑總重量：沸石 1~50 重量%、無機氧化物 5~99 重量%、黏土 0~70 重量%，其中沸石為中孔沸石和任選的大孔沸石，中孔沸石佔沸石總重量的 51~100 重量%，優選 70 重量%-100 重量%。大孔沸石佔沸石總重量的 0~49 重量%，優選 0 重量%-30 重量%。中孔沸石選自 ZSM 系列沸石和/或 ZRP 沸石，大孔

沸石選自 Y 系列沸石。

在更優選的實施方案中，所述反應器選自提升管、等線速的流化床、等直徑的流化床、上行式輸送線、下行式輸送線中的一種或一種以上的組合，或同一種反應器兩個或兩個以上的組合，所述組合包括串聯或/和並聯，其中提升管是傳統的等直徑的提升管或者各種形式變徑的提升管。

在更優選的實施方案中，在一個位置將所述原料油引入反應器內，或在一個以上相同或不同高度的位置將所述原料油引入反應器內。

在更優選的實施方案中，所述方法還包括將反應產物和催化劑進行分離，催化劑經汽提、燒焦再生後返回反應器，分離後的產物包括丙烯、高辛烷值汽油和催化蠟油。

在更優選的實施方案中，所述催化蠟油為初餾點不小於 260°C 的餾份，氫含量不低於 10.5 重量%。

在更優選的實施方案中，所述催化蠟油為初餾點不小於 330°C 的餾份，氫含量不低於 10.8 重量%。

在本發明的另一種實施方案中，提供了一種催化轉化方法，其中原料油在反應器內與富含中孔沸石的催化劑接觸進行反應，其特徵是

(1) 原料油包括難裂解原料油和易裂解原料油，在一個位置將所述原料油引入反應器內，或在一個以上相同或不同高度的位置將所述原料油引入反應器內，

(2) 難裂解原料油在反應器內不晚於易裂解原料油進行反應，

(3) 反應溫度、重時空速、催化劑與原料油重量比足以使反應得到包含佔原料油 12~60 重量% 催化蠟油的反應產物，

(4) 易裂解原料油的所述重時空速為 $5-100 \text{ h}^{-1}$ 。

在更優選的實施方案中，所述難裂解原料油選自或包括油漿、柴油、汽油、碳原子數為 4-8 的烴中的一種或一種以上的混合物。

在更優選的實施方案中，所述易裂解原料油選自或包括石油烴和/或其他礦物油，其中石油烴選自減壓瓦斯油、常壓瓦斯油、焦化瓦斯油、脫瀝青油、減壓渣油、常壓渣油中的一種或一種以上的混合物，其他礦物油為煤液化油、油砂油、頁岩油中的一種或一種以上的混合物。

在更優選的實施方案中，所述催化劑包括沸石、無機氧化物和任選的黏土，各組份分別佔催化劑總重量：沸石 1~50 重量%、無機氧化物 5~99 重量%、黏土 0~70 重量%，其中沸石為中孔沸石和任選的大孔沸石，中孔沸石佔沸石總重量的 51~100 重量%，優選 70 重量%-100 重量%。大孔沸石佔沸石總重量的 0~49 重量%，中孔沸石選自 ZSM 系列沸石和/或 ZRP 沸石，大孔沸石選自 Y 系列沸石。

在更優選的實施方案中，所述反應器選自提升管、等線速的流化床、等直徑的流化床、上行式輸送線、下行式輸送線中的一種或一種以上的組合，或同一種反應器兩個或兩個以上的組合，所述組合包括串聯或/和並聯，其中提升管是傳統的等直徑的提升管或者各種形式變徑的提升管。

在更優選的實施方案中，難裂解原料油的反應條件為：反應溫度 $600\sim 750^{\circ}\text{C}$ 、重時空速 $100\sim 800\text{ h}^{-1}$ 、反應壓力 $0.10\sim 1.0\text{MPa}$ 、催化劑與難裂解原料油的重量比 $30\sim 150$ ，水蒸汽與難裂解原料油的重量比為 $0.05\sim 1.0$ 。

在更優選的實施方案中，易裂解原料油的反應條件為：反應溫度 $450\sim 600^{\circ}\text{C}$ 、重時空速 $5\sim 100\text{ h}^{-1}$ 、反應壓力 $0.10\sim 1.0\text{ MPa}$ 、催化劑與易裂解原料油的重量比 $1.0\sim 30$ ，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 $0.05\sim 1.0$ 。

在更優選的實施方案中，易裂解原料油的反應溫度為 $460\text{-}580^{\circ}\text{C}$ ，重時空速為 $10\sim 90\text{ h}^{-1}$ ，優選為 $20\sim 60\text{ h}^{-1}$ ，更優選為 $30\sim 50\text{ h}^{-1}$ ，催化劑與原料油重量比為 $3\sim 14$ 。

在更優選的實施方案中，所述方法還包括將反應產物和催化劑進行分離，催化劑經汽提、燒焦再生後返回反應器，分離後的產物包括丙烯、高辛烷值汽油和催化蠟油。

在更優選的實施方案中，所述催化蠟油為初餾點不小於 260°C 的餾份，氫含量不低於 10.5 重量%。

在更優選的實施方案中，所述催化蠟油為初餾點不小於 330°C 的餾份，氫含量不低於 10.8 重量%。

在本發明的另一種實施方案中，提供了一種製取丙烯和高辛烷值汽油的催化轉化方法，其特徵在於該方法包括下列步驟：

(1) 含難裂解原料油的原料先與富含中孔沸石的催化劑接觸，在反應溫度 $600\sim 750^{\circ}\text{C}$ 、重時空速 $100\sim 800\text{ h}^{-1}$ 、反應壓力 $0.10\sim 1.0\text{ MPa}$ 、催化劑與難裂解原料油的重量比

30~150，水蒸汽與難裂解原料油的重量比為 0.05~1.0 的條件下進行裂解反應；

(2) 含難裂解原料油的反應物流再與易裂解原料油一起在反應溫度 450~600°C、重時空速 5~100 h⁻¹、反應壓力 0.10~1.0 MPa、催化劑與易裂解原料油的重量比 1.0~30，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.05~1.0 的條件下進行裂解反應；

(3) 待生催化劑和反應油氣通過旋風分離器分離；任選地，待生催化劑進入汽提器，經汽提、燒焦再生後返回反應器；反應油氣經分離得到包含丙烯、高辛烷值汽油、催化蠟油的反應產物，

(4) 其中催化蠟油經氫化處理或/和芳烴抽提處理，得到氫化催化蠟油或/和催化蠟油抽餘油，所述氫化催化蠟油或/和催化蠟油抽餘油作為難裂解原料油或/和易裂解原料油返回到步驟(1)或/和步驟(2)中。

在更優選的實施方案中，所述難裂解原料油選自或包括油漿、柴油、汽油、碳原子數為 4-8 的烴中的一種或一種以上的混合物；所述易裂解原料油選自或包括石油烴和/或其他礦物油，其中石油烴選自減壓瓦斯油、常壓瓦斯油、焦化瓦斯油、脫瀝青油、減壓渣油、常壓渣油中的一種或一種以上的混合物，其他礦物油為煤液化油、油砂油、頁岩油中的一種或一種以上的混合物。所述汽油選自或包括本方法所得催化裂解汽油、催化裂解汽油、直餾汽油、焦化汽油、熱裂解汽油、熱裂解汽油、氫化汽油中的一種或

其中一種以上的混合物，其中催化裂解汽油、直餾汽油、焦化汽油、熱裂解汽油、熱裂解汽油、氫化汽油是來自本裝置外的汽油。所述柴油選自或包括本方法所得催化裂解柴油、催化裂解柴油、直餾柴油、焦化柴油、熱裂解柴油、氫化柴油中的一種或其中一種以上的混合物，其中催化裂解柴油、直餾柴油、焦化柴油、熱裂解柴油、氫化柴油是來自本裝置外的柴油。所述碳原子數為 4~8 的烴可以是來自本發明的催化裂解方法，也可以來自傳統催化裂解、焦化、熱裂解、氫化等工藝。

在更優選的實施方案中，所述催化劑包括沸石、無機氧化物和任選的黏土，各組份分別佔催化劑總重量：沸石 1~50 重量%、無機氧化物 5~99 重量%、黏土 0~70 重量%，其中沸石為中孔沸石和任選的大孔沸石，中孔沸石佔沸石總重量的 51~100 重量%，大孔沸石佔沸石總重量的 0~49 重量%，中孔沸石選自 ZSM 系列沸石和/或 ZRP 沸石，也可對上述中孔沸石用磷等非金屬元素和/或鐵、鈷、鎳等過渡金屬元素進行改性，有關 ZRP 更為詳盡的描述參見 US5,232,675，ZSM 系列沸石選自 ZSM-5、ZSM-11、ZSM-12、ZSM-23、ZSM-35、ZSM-38、ZSM-48 和其他類似結構的沸石之中的一種或一種以上的混合物，有關 ZSM-5 更為詳盡的描述參見 US 3,702,886。大孔沸石選自 Y 系列沸石，包括稀土 Y (REY)、稀土氫 Y (REHY)、不同方法得到的超穩 Y、高矽 Y。無機氧化物作為黏接劑，選自二氧化矽 (SiO_2) 和/或三氧化二鋁 (Al_2O_3)。黏土作

為基質（即載體），選自高嶺土和/或多水高嶺土。每個反應器內的催化裂解催化劑可以相同，也可以不同。

在更優選的實施方案中，步驟（3）所述反應油氣經分離還可得到餾程為 180~260°C 的餾份，該餾份作為難裂解原料油或/和易裂解原料油返回到步驟（1）或/和步驟（2）中。所述餾程範圍為 180~260°C 的餾份可以來自本發明的催化裂解方法，也可以來自傳統催化裂解、焦化、熱裂解和氫化等工藝，同時包括任何富含單環芳烴的餾份。

在更優選的實施方案中，所述反應器選自提升管、等線速的流化床、等直徑的流化床、上行式輸送線、下行式輸送線中的一種或一種以上的組合，或同一種反應器兩個或兩個以上的組合，所述組合包括串聯或/和並聯，其中提升管是傳統的等直徑的提升管或者各種形式變徑的提升管。其中流化床的氣速為 0.1 米/秒~2 米/秒，提升管的氣速為 2 米/秒~30 米/秒（不計催化劑）。

本發明的最佳實施方式是在一種變徑提升管反應器中進行，關於該反應器更為詳細的描述參見 CN 1237477 A。

為了增加反應下游區的劑油比，提高催化劑的催化活性，可通過補充熱或冷的再生催化劑、半再生催化劑、待生的催化劑、新鮮催化劑。冷卻的再生催化劑和冷卻的半再生催化劑是待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%；待生催化劑碳

含量為 0.9 重量%以上，最好碳含量為 0.9 重量%~1.2 重量%。

從反應產物中分離丙烯等方法與本領域普通技術人員熟知的方法相同；分離所述的 180~260°C 的餾份，優選 190~250°C 的餾份可以在現有的 FCC 分餾塔內進行分離也可在單獨分餾塔內分離；大於 250°C 或 260°C 的催化蠟油（或大於 330°C 的催化蠟油）中的重芳烴和非芳烴的分離可以採用催化蠟油抽提裝置，或者大於 250°C 或 260°C 的餾份（或大於 330°C 的餾份）作為催化裂解裝置的原料油，或者大於 250°C 或 260°C 的催化蠟油（或大於 330°C 的催化蠟油）氫化方式採用催化蠟油氫化裝置。

催化蠟油抽提溶劑選自二甲亞砷、糠醛、二甲基甲醯胺、單乙醇胺、乙二醇、1,2-丙二醇等物質中的一種或一種以上的混合物。抽提過程溶劑回收循環使用。抽提溫度為 40~120°C，溶劑與原料之間的體積比為 0.5~5.0。抽出物為目的產物之一重芳烴，催化蠟油抽餘油即非芳烴作為催化裂解的原料之一。

催化蠟油氫化是在氫氣存在情況下，與氫化處理催化劑接觸，在氫分壓 3.0~20.0 MPa、反應溫度 300~450°C、氫油體積比 300~2000 v/v、體積空速 0.1~3.0 h⁻¹ 的反應條件下進行氫化處理所得到。氫化催化蠟油作為催化裂解裝置的原料油。

該技術方案將催化裂解和催化蠟油芳烴溶劑抽提和催化蠟油氫化等工藝有機結合，從氫含量較低的重質原料最

大限度地生產高辛烷值汽油低碳烯烴，尤其是丙烯。本發明與現有技術相比具有下列技術效果：

- 1、丙烯產率和丙烯在液化氣中的選擇性大幅度增加，丙烯產率高達 27 重量%。
- 2、汽油產率明顯地增加，汽油辛烷值明顯地改善；
- 3、在丙烯產率大幅度增加的情況下，乾氣產率和焦炭明顯地降低。
- 4、輕質油收率明顯地增加，油漿產率明顯地降低，從而石油資源利用效率得到改善。
- 5、氫化處理裝置操作週期得到明顯地提高。

實施方式

下面結合附圖對本發明所提供的方法進行進一步的說明，但並不因此限制本發明。

圖 1 是本發明的第一種實施方案的催化轉化方法的示意圖。

其工藝流程如下：

預提升介質經管線 1 由提升管反應器 2 底部進入，來自管線 16 的再生催化劑在預提升介質的提升作用下沿提升管向上加速運動，部分原料油經管線 3 與來自管線 4 的霧化蒸汽一起注入提升管 2 反應區 I 的底部，與提升管反應器已有的物流混合，原料油在熱的催化劑上發生裂解反應，並向上加速運動。部分原料油經管線 5 與來自管線 6 的霧化蒸汽一起注入提升管 2 反應區 I 的中上部，與提升

管反應器已有的物流混合，原料油在較低的含有一定炭的催化劑上發生裂解反應，並向上加速運動進入反應區 II 繼續反應，生成的反應產物油氣和失活的待生催化劑經管線 7 進入沉降器 8 中的旋風分離器，實現待生催化劑與反應產物油氣的分離，反應產物油氣進入集氣室 9，催化劑細粉由料腿返回沉降器。沉降器中待生催化劑流向汽提段 10，與來自管線 11 的蒸汽接觸。從待生催化劑中汽提出的反應產物油氣經旋風分離器後進入集氣室 9。汽提後的待生催化劑經斜管 12 進入再生器 13，主風經管線 14 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，煙氣經管線 15 進入煙機。再生後的催化劑經斜管 16 進入提升管。

集氣室 9 中的反應產物油氣經過大油氣管線 17，進入後續的分離系統 18，分離得到的液化氣經管線 20 引出；分離得到的汽油經管線 21 引出；分離得到的乾氣經管線 19 引出；分離得到的柴油經管線 22 引出；分離得到的催化蠟油經管線 23 引出。其中各餾份餾程根據煉廠實際需要進行調節。

圖 2 是本發明的第二種實施方案的催化裂解方法示意圖。

其工藝流程如下：

預提升介質經管線 1 由提升管反應器 2 底部進入，來自管線 16 的再生催化劑在預提升介質的提升作用下沿提升管向上加速運動，難裂解原料油經管線 3 與來自管線 4 的

霧化蒸汽一起注入提升管 2 反應區 I 的底部，與提升管反應器已有的物流混合，難裂解原料油在熱的催化劑上發生裂解反應，並向上加速運動。易裂解原料油經管線 5 與來自管線 6 的霧化蒸汽一起注入提升管 2 反應區 I 的中上部，與提升管反應器已有的物流混合，易裂解原料油在較低的含有一定炭的催化劑上發生裂解反應，並向上加速運動進入反應區 II 繼續反應，生成的反應產物油氣和失活的待生催化劑經管線 7 進入沉降器 8 中的旋風分離器，實現待生催化劑與反應產物油氣的分離，反應產物油氣進入集氣室 9，催化劑細粉由料腿返回沉降器。沉降器中待生催化劑流向汽提段 10，與來自管線 11 的蒸汽接觸。從待生催化劑中汽提出的反應產物油氣經旋風分離器後進入集氣室 9。汽提後的待生催化劑經斜管 12 進入再生器 13，主風經管線 14 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，煙氣經管線 15 進入煙機。再生後的催化劑經斜管 16 進入提升管。

集氣室 9 中的反應產物油氣經過大油氣管線 17，進入後續的分離系統 18，分離得到的丙烯經管線 219 引出；分離得到的丙烷經管線 228 引出；而碳四烯烴經管線 220 引出，部分碳四烯烴返回提升管反應器 2；催化裂解乾氣經管線 221 引出；餾程為 180~260℃ 的餾份經管線 222 引出返回提升管 2；餾程為 260~330℃ 的柴油餾份可經管線 229 引出，也可與催化蠟油一起引出進入催化蠟油抽提單元；催化蠟油原料經管線 223 引出到催化蠟油抽提單元 224，

分離出的重芳烴經管線 226 引出，催化蠟油抽餘油經管線 225 返回提升管 2；催化裂解 C5-180°C 的高辛烷值汽油經管線 227 引出。其中各餾份餾程根據煉廠實際需要進行調節。

圖 3 是本發明的第三種實施方案的催化裂解方法示意圖。

其工藝流程如下：

預提升介質經管線 1 由提升管反應器 2 底部進入，來自管線 16 的再生催化劑在預提升介質的提升作用下沿提升管向上加速運動，難裂解原料油經管線 3 與來自管線 4 的霧化蒸汽一起注入提升管 2 反應區 I 的底部，與提升管反應器已有的物流混合，難裂解原料油在熱的催化劑上發生裂解反應，並向上加速運動。易裂解原料油經管線 5 與來自管線 6 的霧化蒸汽一起注入提升管 2 反應區 I 的中上部，與提升管反應器已有的物流混合，易裂解原料油在較低的含有一定炭的催化劑上發生裂解反應，並向上加速運動進入反應區 II 繼續反應，生成的油氣和失活的待生催化劑經管線 7 進入沉降器 8 中的旋風分離器，實現待生催化劑與油氣的分離，油氣進入集氣室 9，催化劑細粉由料腿返回沉降器。沉降器中待生催化劑流向汽提段 10，與來自管線 11 的蒸汽接觸。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 9。汽提後的待生催化劑經斜管 12 進入再生器 13，主風經管線 14 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，煙氣經管線 15 進

入煙機。再生後的催化劑經斜管 16 進入提升管。

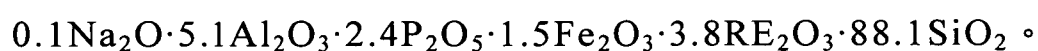
集氣室 9 中的反應產物油氣經過大油氣管線 17，進入後續的分離系統 18，分離得到的丙烯經管線 319 引出，分離得到的丙烷經管線 328 引出，而碳四烴經管線 320 引出，也可以返回提升管 2 的反應區 I 底部，催化裂解乾氣經管線 321 引出，催化裂解汽油經管線 327 引出，餾程為 180 ~ 260°C 的餾份經管線 322 返回提升管 2 的反應區 I 底部，餾程 >260°C 的餾份經管線 323 進入氫化處理單元 324，分離出輕組份經管線 325 引出，氫化重油經管線 326 返回提升管 2 的反應區 I 中上部。

下面的實施例將對本方法予以進一步的說明，但並不因此限制本方法。

實施例中所用的原料油為 VGO，其性質如表 1 所示。
實施例中所用的抽提溶劑為糠醛。

實施例中所用的催化裂解催化劑製備方法簡述如下：

1)、將 20 g NH_4Cl 溶於 1000g 水中，向此溶液中加入 100 g (乾基) 晶化產品 ZRP-1 沸石 (齊魯石化公司催化劑廠生產， $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3=30$ ，稀土含量 $\text{RE}_2\text{O}_3=2.0$ 重量%)，在 90°C 交換 0.5 h 後，過濾得濾餅；加入 4.0 g H_3PO_4 (濃度 85%) 與 4.5 g $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3$ 溶於 90g 水中，與濾餅混合浸漬烘乾；接著在 550°C 溫度下焙燒處理 2 小時得到含磷和鐵的 MFI 結構中孔沸石，其元素分析化學組成為



2)、用 250 kg 脫陽離子水將 75.4 kg 多水高嶺土 (蘇州

瓷土公司工業產品，固含量 71.6 重%) 打漿，再加入 54.8 kg 擬薄水鋁石 (山東鋁廠工業產品，固含量 63 重%)，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 Kg 鋁溶膠 (齊魯石化公司催化劑廠產品， Al_2O_3 含量為 21.7 重%)，攪拌 40 分鐘，得到混合漿液。

3)、將步驟 1) 製備的含磷和鐵的 MFI 結構中孔沸石 (乾基為 22.5 kg) 以及 DASY 沸石 (齊魯石化公司催化劑廠工業產品，單元胞穴尺寸為 2.445-2.448 nm，乾基為 2.0 kg) 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%) 洗滌，洗去游離 Na^+ ，乾燥即得催化裂解催化劑樣品，該催化劑的組成為 18 重量%含磷和鐵的 MFI 結構中孔沸石、2 重量%DASY 沸石、28 重量%擬薄水鋁石、7 重量%鋁溶膠和餘量高嶺土。

實施例 1

該實施例按照圖 1 的流程進行試驗，原料油 A 直接作為催化裂解的原料油，在提升管反應器的中型裝置上進行試驗，原料油 A 進入反應區 I。反應溫度 530°C、重時空速 30 h^{-1} ，催化劑與原料油的重量比為 10，水蒸汽與原料油的重量比為 0.15 條件下進行裂解反應，反應產物油氣和帶炭待生的催化劑在沉降器分離，產品在分離系統按餾程進行切割，從而得到丙烯、汽油和催化蠟油等產物。操作條件

和產品分佈列於表 2。

從表 2 可以看出，丙烯產率高達 18.29 重量%；乾氣產率僅為 2.36 重量%；焦炭產率僅為 3.95 重量%，催化蠟油產率為 30.12 重量%，催化蠟油的氫含量為 11.08 重量%。

實施例 2

該實施例按照附圖 2 的流程進行試驗，原料油 A 直接作為催化裂解的原料油，在由提升管反應器的中型裝置上進行試驗，易裂解原料油進入反應區 I 中上部，難裂解原料油進入反應區 I 底部，在反應區 I 底部，難裂解原料油在反應溫度 640°C、重時空速 180 h⁻¹，催化裂解催化劑與難裂解原料油的重量比 60，水蒸汽與難裂解原料油的重量比為 0.20 條件下進行裂解反應；在反應區 I 中上部，易裂解原料油在反應溫度 580°C、重時空速 60 h⁻¹，催化裂解催化劑與易裂解原料油的重量比 10，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.15 條件下進行裂解反應，在反應區 II，反應物流油氣在反應溫度 540°C、重時空速 30 h⁻¹，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.15 條件下進行裂解反應，反應產物油氣和待生的催化劑在沉降器分離，產品在分離系統按餾程進行切割，從而得到丙烯和汽油，部分碳四烯烴和 180~260°C 的餾份進行再裂解，催化蠟油（其產率為 28.45 重量%，氫含量為 11.01 重量%。）經糠醛抽提，抽提溫度為 100°C，溶劑與催化蠟油之間的體積比為 3.0，分出非芳烴和重芳烴，催化蠟油抽餘油即非芳烴與易裂解原料油混

合進入提升管反應器。操作條件和產品分佈列於表 3。

從表 3 可以看出，丙烯產率高達 29.02 重量%，汽油產率為 33.71 重量%，研究法辛烷值 (RON) 高達 96.0，馬達法辛烷值 (MON) 為 84.0。

實施例 3

該實施例與實施例 2 的試驗裝置相同，原料油 B 直接作為催化裂解的原料油，在由提升管反應器的中型裝置上進行試驗，易裂解原料油進入反應區 I 中上部，難裂解原料油進入反應區 I 底部，在反應區 I 底部，難裂解原料油在反應溫度 640°C、重時空速 180 h⁻¹，催化裂解催化劑與難裂解原料油的重量比 60，水蒸汽與難裂解原料油的重量比為 0.20 條件下進行裂解反應；在反應區 I 中上部，易裂解原料油在反應溫度 580°C、重時空速 60 h⁻¹，催化裂解催化劑與易裂解原料油的重量比 10，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.15 條件下進行裂解反應，另外，從汽提段補充部分已汽提的待生催化劑進入反應區 II 底部，以降低反應區 II 的溫度和反應重時空速。在反應區 II，油氣在反應溫度 530°C、重時空速 20 h⁻¹，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.15 條件下進行裂解反應，油氣和待炭的催化劑在沉降器分離，產品在分離系統按餾程進行切割，從而得到丙烯和汽油，部分碳四烯烴和 190~250°C 的餾份進行再裂解，催化蠟油（其產率為 32.83 重量%，氫含量為 10.98 重量%。）經糠醛抽提，抽提溫度為 100°C，溶劑與催化蠟油

之間的體積比為 3.0，分出非芳烴和重芳烴，催化蠟油抽餘油即非芳烴與原料油混合進入提升管反應器。操作條件和產品分佈列於表 3。

從表 3 可以看出，丙烯產率高達 28.01 重量%，汽油產率高達 35.20 重量%，RON 高達 97.1，MON 高達為 85.0。

實施例 4

該實施例按照附圖 3 的流程進行試驗，原料油 A 直接作為催化裂解的原料油，在由提升管反應器的中型裝置上進行試驗，易裂解原料油進入反應區 I 中上部，難裂解原料油進入反應區 I 底部，在反應區 I 底部，難裂解原料油在反應溫度 640°C 、重時空速 180 h^{-1} ，催化裂解催化劑與難裂解原料油的重量比 60，水蒸汽與難裂解原料油的重量比為 0.20 條件下進行裂解反應；在反應區 I 中上部，易裂解原料油在反應溫度 580°C 、重時空速 60 h^{-1} ，催化裂解催化劑與易裂解原料油的重量比 10，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.15 條件下進行裂解反應，在反應區 II，反應物流油氣在反應溫度 540°C 、重時空速 30 h^{-1} ，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.15 條件下進行裂解反應，反應產物油氣和待生的催化劑在沉降器分離，產品在分離系統按餾程進行切割，從而得到丙烯和汽油，部分碳四烴、餾程為 $180\sim 260^{\circ}\text{C}$ 的餾份進行再裂解，餾程 $>260^{\circ}\text{C}$ 的催化蠟油（其產率為 28.46 重量%，氮含量為 11.01 重量%。）經氮化處理，在氮分壓 18.0 MPa、反應溫度 350°C 、氮油體積

比 1500 v/v、體積空速 1.5 h^{-1} 的反應條件下進行氫化處理，氫化後的氫化催化蠟油循環回上述中型催化裂解裝置。操作條件和產品分佈列於表 4。

從表 4 可以看出，丙烯產率高達 30.02 重量%，乾氣產率僅為 3.32 重量%，液體收率為 90.68 重量%。

實施例 5

該實施例與實施例 4 的試驗裝置相同，原料油 B 直接作為催化裂解的原料油，在由提升管反應器的中型裝置上進行試驗，易裂解原料油進入反應區 I 中上部，難裂解原料油進入反應區 I 底部，在反應區 I 底部，難裂解原料油在反應溫度 640°C 、重時空速 180 h^{-1} ，催化裂解催化劑與難裂解原料油的重量比 60，水蒸汽與難裂解原料油的重量比為 0.20 條件下進行裂解反應；在反應區 I 中上部，易裂解原料油在反應溫度 580°C 、重時空速 60 h^{-1} ，催化裂解催化劑與易裂解原料油的重量比 10，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.15 條件下進行裂解反應，另外，從汽提段補充部分已汽提的待生催化劑進入反應區 II 底部，以降低反應區 II 的溫度和反應重時空速。在反應區 II，油氣在反應溫度 530°C 、重時空速 20 h^{-1} ，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.15 條件下進行裂解反應，油氣和待炭的催化劑在沉降器分離，產品在分離系統按餾程進行切割，從而得到丙烯和汽油，部分碳四烴、餾程為 $180\sim 260^\circ\text{C}$ 的餾份進行再裂解，餾程 $>260^\circ\text{C}$ 的催化蠟油（其產率為 32.56 重量%，

氫含量為 10.97 重量%。)經氫化處理，在氫分壓 10.0 MPa、反應溫度 450°C、氫油體積比 500 v/v、體積空速 0.5 h⁻¹ 的反應條件下進行氫化處理，氫化後的氫化催化蠟油循環回上述中型催化裂解裝置。操作條件和產品分佈列於表 4。

從表 4 可以看出，丙烯產率高達 27.55 重量%，乾氣產率僅為 3.16 重量%，液體收率為 90.64 重量%。

表 1

	實施例 1、2、4	實施例 3、5
原料油編號	A	B
原料油性質		
密度 (20°C), g/cm ³	0.8886	0.9134
硫含量, ppm	4700	5800
氮含量, ppm	1600	2900
芳烴, 重量%	26.3	32.6
C, 重量%	86.46	86.23
H, 重量%	12.86	12.69
餾程 (ASTM D-1160), °C		
IBP	312	327
10%	361	363
30%	412	409
50%	452	450
70%	478	482
90%	506	504
95%	532	526
EP	546	542

表 2

	實施例 1
原料油編號	A
操作條件	
反應溫度， $^{\circ}\text{C}$	530
重時空速， h^{-1}	30
水蒸汽/原料油的重量比	0.15
劑油比，m/m	10
產品分佈，重量%	
乾氣	2.36
液化氣	39.68
丙烯	18.29
汽油	21.53
柴油	2.36
催化蠟油	30.12
氫含量，重量%	11.08
餾程， $^{\circ}\text{C}$	
初餾點	263
乾點	554
焦炭	3.95
合計	100.00

表 3

	實施例 2	實施例 3
原料油編號	A	B
催化裂解單元		
操作條件		
提升管出口溫度， $^{\circ}\text{C}$	530	520
提升管反應區II		
反應溫度， $^{\circ}\text{C}$	540	530
重時空速， h^{-1}	30	20
水蒸汽/原料油的重量比	0.15	0.15
提升管反應區I		
平均溫度， $^{\circ}\text{C}$	640/580	640/580
劑油比，m/m	60/10	60/10
重時空速， h^{-1}	180 /60	180 /60
水蒸汽/原料油的重量比	0.20/0.15	0.20/0.15
溶劑抽提單元		
溫度， $^{\circ}\text{C}$	100	100
溶劑比，v/v	3.0	3.0
產品分佈，重量%		
乾氣	3.86	3.46
液化氣	50.23	48.16
丙烯	29.02	28.01
汽油	33.71	35.20

重芳烴	5.15	6.01
焦炭	7.05	7.17
合計	100.00	100.00
汽油辛烷值		
RON	96.0	97.1
MON	84.0	85.0

表 4

	實施例 4	實施例 5
原料油編號	A	B
催化裂解單元		
操作條件		
提升管出口溫度， $^{\circ}\text{C}$	530	520
提升管反應區II		
反應溫度， $^{\circ}\text{C}$	540	530
重時空速， h^{-1}	30	20
水蒸汽/原料油的重量比	0.15	0.15
提升管反應區I		
平均溫度， $^{\circ}\text{C}$	640/580	640/580
劑油比，m/m	60/10	60/10
重時空速， h^{-1}	180 /60	180 /60
水蒸汽/原料油的重量比	0.20/0.15	0.20/0.15
氫化處理單元		
氫分壓，MPa	18.0	10.0
反應溫度， $^{\circ}\text{C}$	350	450
氫油體積比，v/v	1500	500
體積空速， h^{-1}	1.5	0.5
產品分佈，重%		
乾氣	3.32	3.16
液化氣	51.23	48.12

丙烯	30.02	27.55
汽油	31.12	33.05
柴油	8.33	9.47
焦炭	6.0	6.2
合計	100.00	100.00

圖式簡單說明

圖 1 是本發明的第一種實施方案的催化轉化方法的示意圖。

圖 2 是本發明的第二種實施方案的催化裂解方法的示意圖。

圖 3 是本發明的第三種實施方案的催化裂解方法的示意圖，其為本發明提供的製取丙烯和高辛烷值汽油的催化轉化方法流程示意圖。

上述附圖意在示意性地說明本發明而非限制本發明。

主要元件之符號說明

1, 3, 4, 5, 6, 7, 11, 14, 15, 17, 19, 20, 21, 22, 23, 219, 228, 220, 221, 222, 229, 223, 226, 225, 227, 319, 328, 320, 321, 327, 322, 325, 326..管線

2..提升管(反應器)，I, II...反應區，8...沉降器，

9...集氣室，10...汽提段，12, 16...斜管，13...再生器

18...分離系統，224...催化蠟油抽提單元

324...氫化處理單元

十、申請專利範圍：

1. 一種催化轉化方法，其中原料油在反應器內與富含中孔沸石的催化劑接觸進行反應，其特徵是反應溫度、重時空速、催化劑與原料油重量比足以使反應得到包含佔原料油 12~60 重量% 催化蠟油的反應產物，其中所述重時空速為 $25\sim 100\text{ h}^{-1}$ ，所述反應溫度為 $450\sim 600^\circ\text{C}$ ，所述催化劑與原料油重量比為 1~30；

其中所述催化蠟油為初餾點不小於 260°C 的餾份，氫含量不低於 10.5 重量%；

其中所述催化劑包括沸石、無機氧化物和任選的黏土，各組份分別佔催化劑總重量：沸石 1~50 重量%、無機氧化物 5~99 重量%、黏土 0~70 重量%，其中沸石為中孔沸石和任選的大孔沸石，中孔沸石佔沸石總重量的 51~100 重量%，大孔沸石佔沸石總重量的 0~49 重量%，中孔沸石選自 ZSM 系列沸石和/或 ZRP 沸石，大孔沸石選自 Y 系列沸石。

2. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中所述原料油選自或包括石油烴和/或其他礦物油，其中石油烴選自減壓瓦斯油、常壓瓦斯油、焦化瓦斯油、脫瀝青油、減壓渣油、常壓渣油中的一種或一種以上的混合物，其他礦物油為煤液化油、油砂油、頁岩油中的一種或一種以上的混合物。

3. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中所述反應器選

自提升管、等線速的流化床、等直徑的流化床、上行式輸送線、下行式輸送線中的一種或一種以上的組合，或同一種反應器兩個或兩個以上的組合，所述組合包括串聯或/和並聯，其中提升管是傳統的等直徑的提升管或者各種形式變徑的提升管。

4. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中在一個位置將所述原料油引入反應器內，或在一個以上相同或不同高度的位置將所述原料油引入反應器內。

5. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中該反應溫度為 $460\sim 580^{\circ}\text{C}$ ，重時空速為 $30\sim 80\text{ h}^{-1}$ 、催化劑與原料油重量比為 $2\sim 15$ 。

6. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中該反應溫度為 $480\sim 540^{\circ}\text{C}$ 。

7. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中該重時空速為 $40\sim 60\text{ h}^{-1}$ 。

8. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中該催化劑與原料油重量比為 $3\sim 14$ 。

9. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中所述反應在壓

力為 0.10 MPa~1.0 MPa 下進行。

10. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中所述方法還包括將反應產物和催化劑進行分離，催化劑經汽提、燒焦再生後返回反應器，分離後的產物包括丙烯、高辛烷值汽油和催化蠟油。

11. 如申請專利範圍第 1 項的方法，其中所述催化蠟油為初餾點不小於 330°C 的餾份，氫含量不低於 10.8 重量%。

12. 一種催化轉化方法，其中原料油在反應器內與富含中孔沸石的催化劑接觸進行反應，其特徵是

(1) 原料油包括難裂解原料油和易裂解原料油，在一個位置將所述原料油引入反應器內，或在一個以上相同或不同高度的位置將所述原料油引入反應器內，

(2) 難裂解原料油在反應器內不晚於易裂解原料油進行反應，

(3) 反應溫度、重時空速、催化劑與原料油的重量比足以使反應得到包含佔易裂解原料油 12~60 重量%催化蠟油的反應產物，

(4) 易裂解原料油的所述重時空速為 5-100 h⁻¹；

其中所述催化劑包括沸石、無機氧化物和任選的黏土，各組份分別佔催化劑總重量：沸石 1~50 重量%、無機氧化物 5~99 重量%、黏土 0~70 重量%，其中沸石為中孔沸

石和任選的大孔沸石，中孔沸石佔沸石總重量的 51~100 重量%，大孔沸石佔沸石總重量的 0~49 重量%，中孔沸石選自 ZSM 系列沸石和/或 ZRP 沸石，大孔沸石選自 Y 系列沸石；

其中該難裂解原料油的反應條件為：反應溫度 600~750°C、重時空速 100~800 h⁻¹、反應壓力 0.10~1.0 MPa、催化劑與難裂解原料油的重量比 30~150，水蒸汽與難裂解原料油的重量比為 0.05~1.0；

其中該易裂解原料油的反應條件為：反應溫度 450~600°C、重時空速 5~100 h⁻¹、反應壓力 0.10~1.0 MPa、催化劑與易裂解原料油的重量比 1.0~30，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.05~1.0；

其中所述催化蠟油為初餾點不小於 260°C 的餾份，氫含量不低於 10.5 重量%。

13. 如申請專利範圍第 12 項的方法，其中所述難裂解原料油選自或包括油漿、柴油、汽油、碳原子數為 4-8 的烴中的一種或一種以上的混合物。

14. 如申請專利範圍第 12 項的方法，其中所述易裂解原料油選自或包括石油烴和/或其他礦物油，其中石油烴選自減壓瓦斯油、常壓瓦斯油、焦化瓦斯油、脫瀝青油、減壓渣油、常壓渣油中的一種或一種以上的混合物，其他礦物油為煤液化油、油砂油、頁岩油中的一種或一種以上的

混合物。

15. 如申請專利範圍第 12 項的方法，其中所述反應器選自提升管、等線速的流化床、等直徑的流化床、上行式輸送線、下行式輸送線中的一種或一種以上的組合，或同一種反應器兩個或兩個以上的組合，所述組合包括串聯或/和並聯，其中提升管是傳統的等直徑的提升管或者各種形式變徑的提升管。

16. 如申請專利範圍第 12 項的方法，其中該易裂解原料油的反應溫度為 460-560°C。

17. 如申請專利範圍第 12 項的方法，其中該重時空速為 10~90 h⁻¹。

18. 如申請專利範圍第 12 項的方法，其中該催化劑與原料油重量比為 1~14。

19. 如申請專利範圍第 12 項的方法，其中所述方法還包括將反應產物和催化劑進行分離，催化劑經汽提、燒焦再生後返回反應器，分離後的產物包括丙烯、高辛烷值汽油和催化蠟油。

20. 如申請專利範圍第 12 項的方法，其中所述催化蠟

油為初餾點不小於 330°C 的餾份，氫含量不低於 10.8 重量 %。

21. 如申請專利範圍第 12 項的方法，其特徵在於該方法包括下列步驟：

(1) 含難裂解原料油的原料先與富含中孔沸石的催化劑接觸，在反應溫度 600~750°C、重時空速 100~800 h⁻¹、反應壓力 0.10~1.0 MPa、催化劑與難裂解原料油的重量比 30~150，水蒸汽與難裂解原料油的重量比為 0.05~1.0 的條件下進行裂解反應；

(2) 含難裂解原料油的反應物流再與易裂解原料油一起在反應溫度 450~600°C、重時空速 5~100 h⁻¹、反應壓力 0.10~1.0 MPa、催化劑與易裂解原料油的重量比 1.0~30，水蒸汽與易裂解原料油的重量比為 0.05~1.0 的條件下進行裂解反應；

(3) 待生催化劑和反應油氣通過旋風分離器分離；任選地待生催化劑進入汽提器，經汽提、燒焦再生後返回反應器；反應油氣經分離得到包含丙烯、高辛烷值汽油、催化蠟油的反應產物，

(4) 其中催化蠟油經氫化處理或/和芳烴抽提處理，得到氫化催化蠟油或/和催化蠟油抽餘油，所述氫化催化蠟油或/和催化蠟油抽餘油作為難裂解原料油或/和易裂解原料油返回到步驟 (1) 或/和步驟 (2) 中。

22. 如申請專利範圍第 21 項的方法，其中所述難裂解原料油選自或包括油漿、柴油、汽油、碳原子數為 4-8 的烴中的一種或一種以上的混合物；所述易裂解原料油選自或包括石油烴和/或其他礦物油，其中石油烴選自減壓瓦斯油、常壓瓦斯油、焦化瓦斯油、脫瀝青油、減壓渣油、常壓渣油中的一種或一種以上的混合物，其他礦物油為煤液化油、油砂油、頁岩油中的一種或一種以上的混合物。

23. 如申請專利範圍第 21 項的方法，其中所述催化蠟油為初餾點不小於 330°C 的餾份，氫含量不低於 10.8 重量%。

24. 如申請專利範圍第 21 項的方法，其中步驟 (3) 所述反應油氣經分離還可得到餾程為 180~260°C 的餾份，該餾份作為難裂解原料油或/和易裂解原料油返回到步驟 (1) 或/和步驟 (2) 中。

25. 如申請專利範圍第 21 項的方法，其中所述催化劑中孔沸石佔沸石總重量的 70 重量%-100 重量%。

26. 如申請專利範圍第 21 項的方法，其中所述反應器選自提升管、等線速的流化床、等直徑的流化床、上行式輸送線、下行式輸送線中的一種或一種以上的組合，或同一種反應器兩個或兩個以上的組合，所述組合包括串聯或/

和並聯，其中提升管是傳統的等直徑的提升管或者各種形式變徑的提升管。

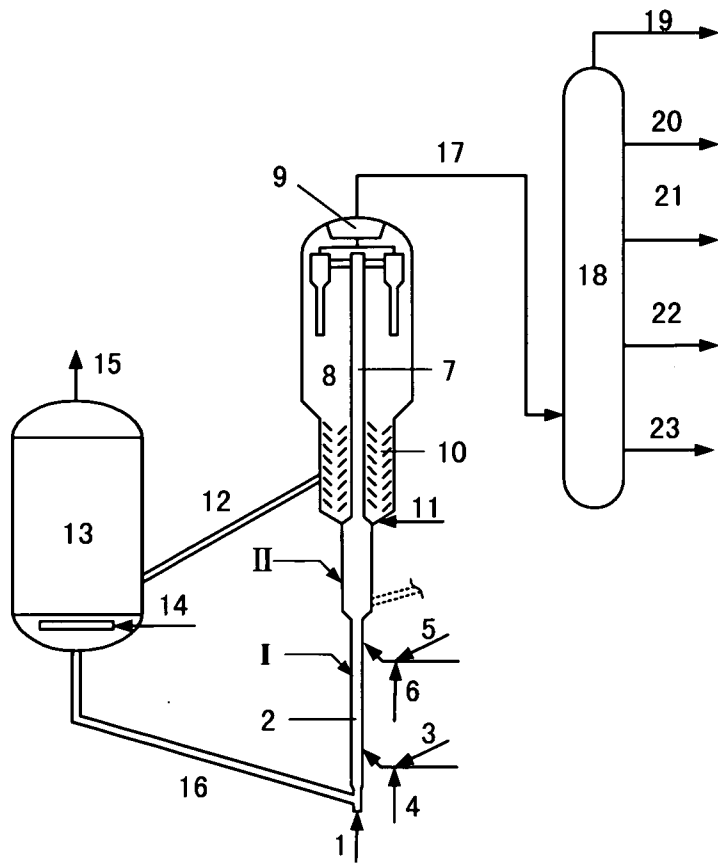


圖 1

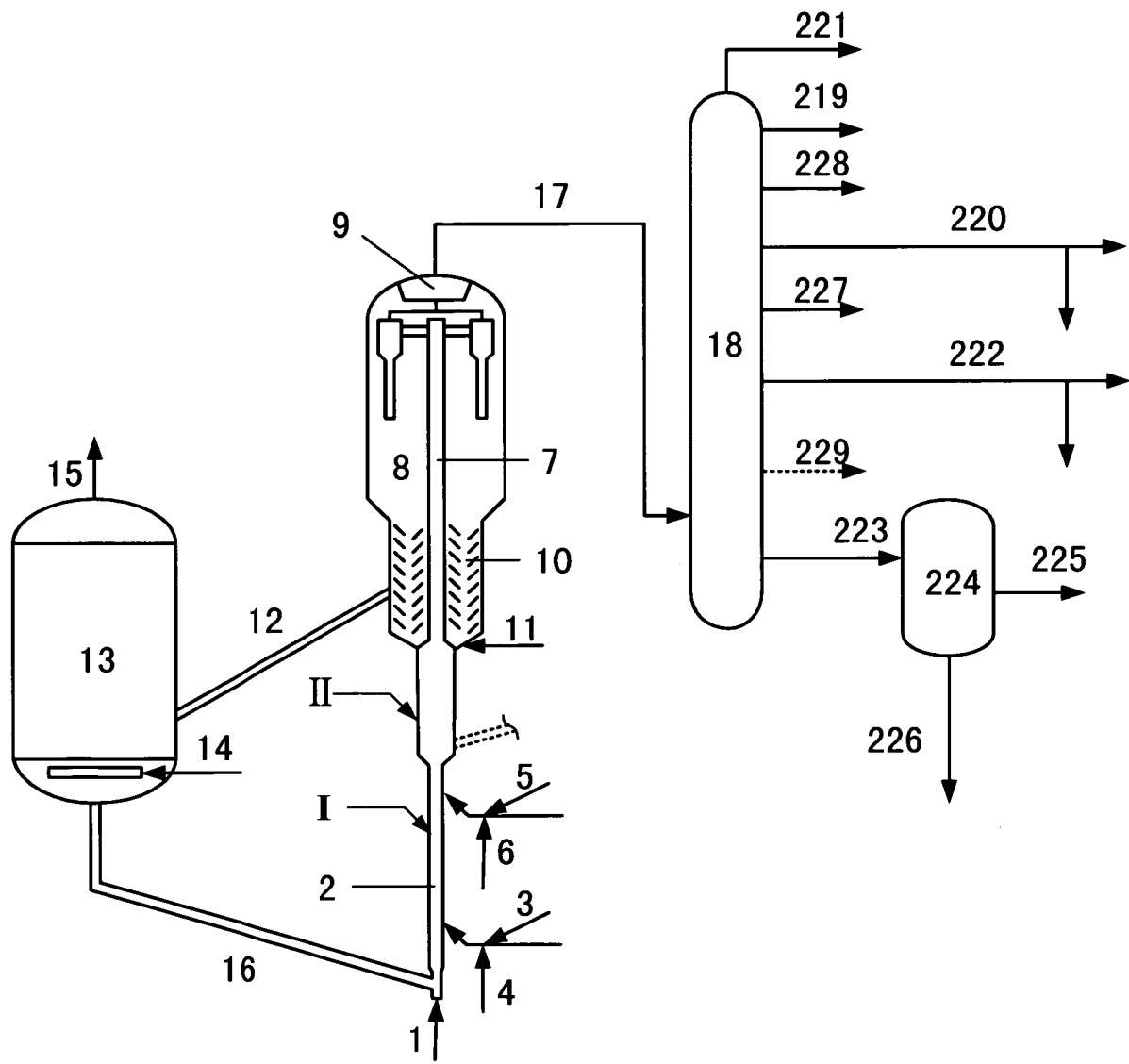


圖2

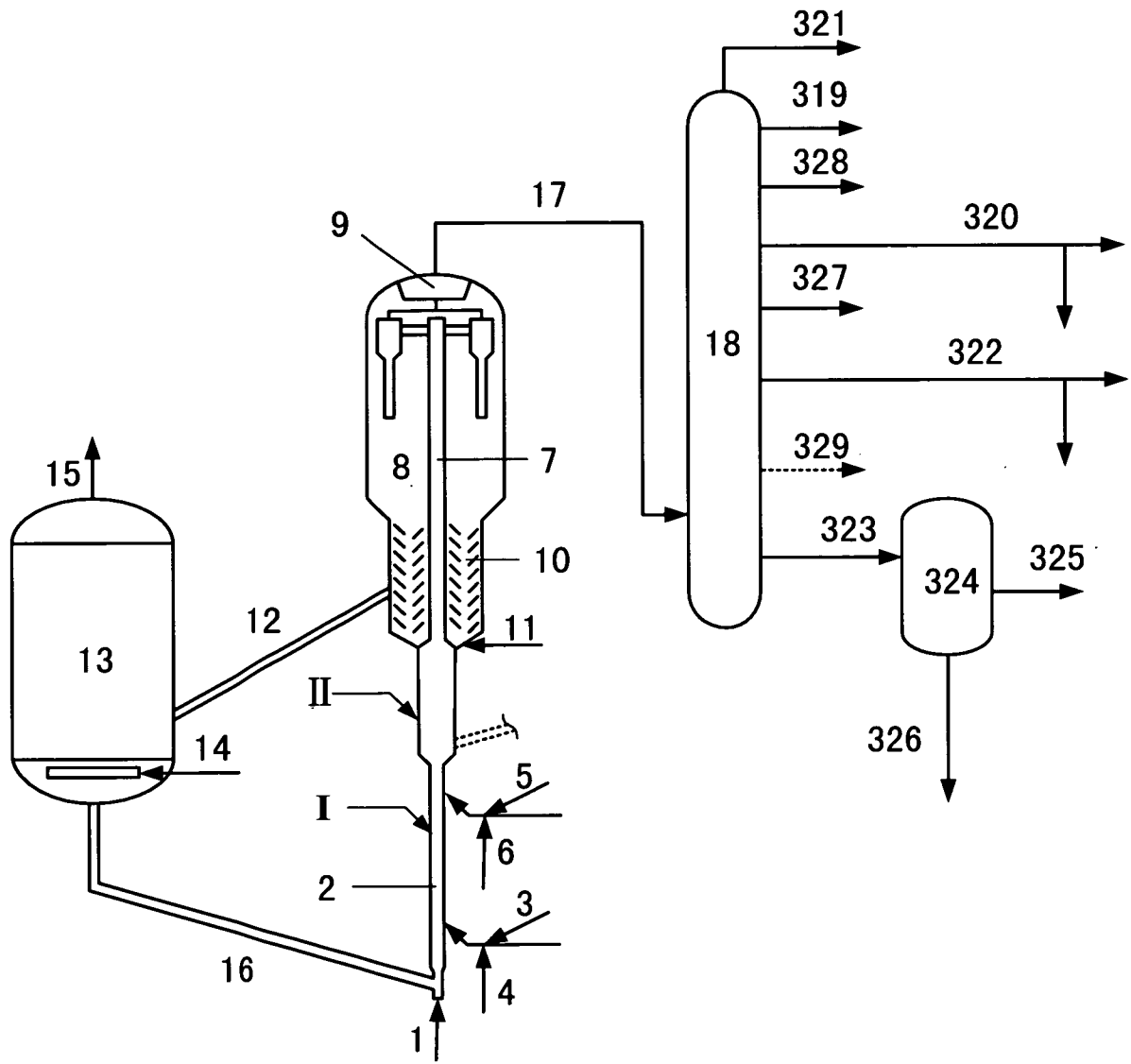


圖3