

公告本

發明專利說明書

100年8月5日修正替換頁

中文說明書替換頁(100年8月)

(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：097123545

※ 申請日期：97.6.24

※IPC 分類：C07C 11/06

C10G 11/18

B01J 8/18

一、發明名稱：(中文/英文)

用於製造丙烯之含二平行豎管及一般氣-固分離區之反應區

REACTION ZONE COMPRISING TWO RISERS IN PARALLEL AND A
COMMON GAS-SOLID SEPARATION ZONE, FOR THE
PRODUCTION OF PROPYLENE

二、申請人：(共 1 人)

姓名或名稱：(中文/英文)

法商IFP新能源公司

IFP ENERGIES NOUVELLES

代表人：(中文/英文)

艾佛瑞 艾瑪拉

ELMALEH, ALFRED

住居所或營業所地址：(中文/英文)

法國盧埃-梅瑪遜市波瓦布萊歐大道1&4號

1&4 AVENUE DE BOIS PREAU, 92852 RUEIL-MALMAISON CEDEX,
FRANCE

國 籍：(中文/英文)

法國 FRANCE

三、發明人：(共 4 人)

姓 名：(中文/英文)

1. 迪瑞 蓋瑟兒
GAUTHIER, THIERRY
2. 文森 庫巴
COUPARD, VINCENT
3. 珍 維斯崔頓
VERSTRAETE, JAN
4. 羅曼 露克司
ROUX, ROMAIN

國 籍：(中文/英文)

1. 法國 FRANCE
2. 法國 FRANCE
3. 比利時 BELGIUM
4. 法國 FRANCE

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：

1. 法國；2007年06月27日；07/04672

2.

無主張專利法第二十七條第一項國際優先權：

1.

2.

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：

本發明描述一包含至少兩個流體化反應器之反應區，該兩個反應器之一為用於裂化重烴餾分之主要反應器，另一者為用於裂化一或多種輕餾分之額外反應器，來自該兩個反應器之排出物在一般氣-固分離及驟冷區中經處理。因為以最佳方式控制反應區中之熱降解反應，故效能得以增強。

六、英文發明摘要：

The present invention describes a reaction zone comprising at least two fluidized reactors, a principal reactor for cracking a heavy hydrocarbon cut, the other, additional, reactor for cracking one or more light cuts, the effluents from the two reactors being treated in a common gas-solid separation and quench zone. Performance is enhanced because the thermal degradation reactions in the reaction zone are controlled in an optimum manner.

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 | 來自再生區之再生催化劑 |
| 10 | 主要豎管 |
| 11 | 注射基本上氣態之流體(蒸汽，輕餾分) |
| 12 | 可使液態之該饋料霧化成精細液滴之構件/重饋料 |
| 13 | 安置於重饋料(12)之注射點下游(反應流體的流動方向)之構件/液體 |
| 14 | 安置於重饋料(12)之注射點下游(反應流體的流動方向)之構件/液體 |
| 20 | 分離腔室 |
| 21 | 分離腔室(20)之入口部分 |
| 22 | 分離腔室(20)之出口部分 |
| 23 | 偏導器 |
| 25 | 與相鄰汽提腔室(30)連通之開口 |
| 26 | 位於汽提腔室(30)下部之開口 |
| 29 | 位於汽提腔室(30)上部之共同開口 |
| 30 | 汽提腔室 |
| 40 | 垂直管線 |
| 50 | 機械構件 |
| 60 | 垂直管線 |
| 70 | 漩渦分離器/第二分離系統 |

- 71 管線
- 73 水平管線/高速率流動區
- 80 管線
- 100 進行重饋料之催化裂化之主要反應器
- 101 一般置放於反應器(100)頂部之管線
- 102 汽提蒸氣
- 103 用以接合再生區之管線
- 104 蒸汽/沖洗流體
- 105 主要反應器(100)中之驟冷流體
- 110 主要反應器(100)之稀釋區
- 120 汽提蒸氣
- 121 主要反應器(100)之緻密相區
- 130 引入蒸汽之水平
- 140 內部裝填元件
- 201 催化劑流
- 210 額外豎管
- 211 基本上氣態之流體
- 212 輕饋料/待裂化之輕餾分
- 220 初始氣-固分離器
- 221 額外豎管(210)之反應排出物
- 222 裂化催化劑
- 230 與來自額外一或多個豎管之排出物(221)一起
注射之驟冷流體

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】

催化裂化法(FCC)可藉由在酸催化劑存在下裂化重餾料分子而將具有一般超過340°C之沸點之重烴餾料轉化為較輕烴餾份。

FCC法主要產生汽油及LPG(液化石油氣)以及表示為LCO及HCO之較重餾分。

FCC關聯產物(co-product)中之一種為丙烯，發現丙烯中存在大量LPG。可自經生產以供應石油化工聯合企業之其他氣體分離丙烯。多年來，丙烯需求大幅增加促使產生藉由催化裂化產生愈來愈多丙烯之精煉機。一種已知解決方案係由將比主要餾料輕且較佳地含有大量一般具有5個或5個以上碳原子(表示為C5=+)之長鏈烯烴的烴餾分裂化組成，該餾分係源自藉由以FCC裂化重餾料而產生之汽油，或源自C4=+烯烴寡聚單元，或源自產生長鏈烯烴之任何其他方法。

彼裂化可在與加工重烴餾料之反應器相同之反應器中進行，或在更有利操作條件下於專用反應器中進行，以產生大量丙烯。

本發明之目標為描述可將來自轉化重餾分之反應器之排出物的分離與源自專用於轉化輕餾分之一或多個反應器之排出物的分離整合之反應區。

結果為改良重餾分轉化反應器之功能，因為使此反應器中之稀釋相氣體循環保持在控制下且不再必需以蒸汽沖洗

此低循環區來消除死區(dead zone)。

本發明亦有利地使得使用輕餾分轉化反應器之驟冷來驟冷來自重餾分轉換反應器之排出物。

在本文之其餘部分中，為使用熟習此項技術者之術語學，將呈伸長管形式且使用傳輸床操作之流體化床催化裂化反應器稱作豎管。此術語一般描述氣流及催化劑流為上升平行流之反應器。亦可能於以傳輸床模式操作，但氣體及催化劑以下向流流動之相同伸長管狀反應器中進行反應。在本文之剩餘部分中，為簡單起見使用術語"豎管"，此術語包括以滴管操作之可能性。

來自重餾分FCC單元之主要饋料一般為煙或主要(亦即至少80%)含有具有超過340°C之沸點之分子的煙之混合物。此饋料含有有限量之金屬(Ni+V)，一般小於50 ppm，較佳地小於20 ppm，及一般大於11重量%之氫含量。將氮含量限制於低於0.5重量%亦為較佳的。

饋料中康拉特遜碳(Conradson carbon)之量(由美國標準ASTM D 482定義)在較大程度上確定用以滿足熱平衡之FCC單元的尺寸。

視饋料中之康拉特遜碳而定，焦炭產率意謂單元尺寸必須特定化以滿足熱平衡。因此，若饋料之康拉特遜碳小於3重量%，則可能操作FCC單元，其中藉由燃燒總燃燒流體化床中之焦炭來滿足熱平衡。

對於具有超過3重量%康拉特遜碳之較重饋料而言，可應用可滿足熱平衡之其他解決方案，諸如部分燃燒再生；

不存在空氣下之部分再生與過量空氣下之再生的組合；或R2R過程之雙重再生。

將經再循環之裂化餾分注射至汽化時吸收餘熱之豎管中亦為滿足熱平衡之可能的解決方案。最後，將交換器(在此項技術中一般稱作催化冷卻器)置於再生區中可(例如)藉由產生蒸氣且冷卻催化劑來吸收部分餘熱。

藉由使用一或多種以上技術，可能藉由催化裂化轉化具有小於15重量%，較佳小於10重量%之康拉特遜碳之重餾分。

重餾分之催化裂化產生介於乾氣與轉化殘餘物範圍內之排出物。以下餾分係分類為排出物，且通常隨其組成或其沸點變化而經定義：

- 乾燥及酸性氣體(主要為： H_2 、 H_2S 、 $C1$ 、 $C2$)；
- 含有 $C3$ - $C4$ 分子之液化石油氣；
- 含有具有小於 $220^{\circ}C$ (標準餾出點(standard cut point))之沸點之較重煙的汽油；
- 具有標準 220 - $360^{\circ}C$ 沸點範圍之柴油，其為高度芳族的且因此稱作LCO(輕循環油)；
- 轉化殘餘物，其具有超過 $360^{\circ}C$ 之沸點。

可能使彼等餾分中之某些再循環以使其再次催化裂化。

亦可能使由FCC直接產生之餾分或由FCC產生，但經受隨後轉化之餾分再循環。舉例而言，可能使具有 $C5$ - $150^{\circ}C$ 之沸點範圍且富含烯烴之來自FCC的輕汽油裂化以利於產生丙烯。

亦可能自排出物分離富含C4-C5分子之餾分以使彼餾分中之烯烴寡聚且接著裂化寡聚物。

亦可能設法回收LCO，使其氫化，接著裂化彼餾分，彼餾分當時展現更有利於催化裂化之經改質特性。

多種組合均為可能的。亦可能設法向FCC中注射源自其他方法之輕餾分以將其催化轉化。因此，例如可能設法催化裂化石油化學石腦油。

亦可能設法催化裂化源自植物來源或動物來源之輕烴餾分。該等饋料係由主要含有甘油三酯及脂肪酸或酯之所有植物油及動物脂肪構成，其中烴脂肪鏈含有6至25個碳原子。此等油可為非洲油、棕櫚實油、椰幹油、蓖麻油或棉籽油、花生油、亞麻仁油及芥薺油、胡荽油及源自(例如)向日葵或油菜籽或藉由遺傳修飾或雜交產生之任何油。

亦可使用油炸油、各種動物油(諸如魚油)、動物脂或板油。

此等饋料幾乎無或完全無不含芳族烴之含硫及含氮化合物。

有利地，此類饋料、植物油或動物脂肪在用於本發明方法之前最初可經受使用合適處理之預處理或預精煉步驟以消除各種污染物。

使定義為含有至少80重量%的具有小於340°C之沸點之分子且包括先前段落之植物油及動物脂肪之輕餾分催化裂化可顯著改變重餾分FCC之產率結構：

- 首先，轉移選擇性。舉例而言，藉由使接著經裂化之

C4-C5餾分寡聚來進行C4-C5餾分之間接轉化以產生富含烯烴之C3餾分；

- 其次，所注射之輕餾分之反應熱量藉由吸熱改變單元之熱平衡，其由於所形成之焦炭量小於重餾分之焦炭量而促進催化劑循環。改良C/O比率且促進重餾分之催化轉化。

【先前技術】

熟習此項技術者知曉輕餾分之催化裂化係由一般比重餾分之催化裂化嚴格的條件促進。

術語"更嚴格條件"意謂較高裂化溫度、較高催化劑循環及較長滯留時間。

舉例而言，為有效地裂化汽油(其被視為輕餾分)，關於溫度(通常為530-700°C)、C/O(通常為10-30)及滯留時間(1 s-30 s)之條件比彼等用於裂化重餾分之條件嚴格得多。

使不同油餾分在不同嚴格度條件下裂化之兩個獨立反應區的組合為熟習此項技術者已知。因此，可能在主要反應器中裂化產生大量汽油及LPG之重烴餾分，且在專用第二反應器中使所產生之含有特別在丙烯產生中具反應性之長鏈C5+烯烴的汽油部分再裂化。

亦可能在專用第二反應器中使先前已經寡聚以形成長鏈烯烴之一部分C4-C5烯烴再裂化。

若再循環至第二反應器中之餾分係由來自C4-C5餾分之特別反應性寡聚物構成，則該再裂化可在不有損於總汽油產率下大幅增加丙烯之產生。

熟習此項技術者亦知曉，以具有形成選擇性之特定沸石(諸如ZSM-5)補充FCC催化劑(基本上由促進催化裂化以產生汽油之USY沸石構成)可促進產生丙烯。

在豎管出口處，將氣體排出物自催化劑顆粒分離以終止催化反應且自反應器快速排空氣體排出物。

亦可能儘可能地限制由於排出物延時曝露於接近豎管出口處所處溫度之溫度水平而產生的排出物之熱降解。為此目的，已研發氣-固分離技術來促進快速分離豎管出口處之氣體排出物與催化劑。

因此，歐洲專利EP-A-1 017 762描述包含一組以交替方式環繞豎管排列之分離腔室及汽提腔室之氣-固分離系統。此系統可同時進行以下操作：

- 於分離腔室中分離氣體與顆粒；
- 經由管線向汽提器中引入於分離腔室中分離之大部分催化劑，從而使夾帶之煙減至最少；
- 使來自分離腔室之氣體通過汽提腔室中，汽提腔室可將氣體與催化劑顆粒完全分離，且將該氣體與源自汽提器之排出物混合；
- 將源自汽提器及汽提腔室之所有氣體排出物快速排空至反應器漩渦分離器中以便在離開反應器之前最後分離。

亦可能驟冷反應排出物以限制來自FCC反應區之排出物之熱降解。因此，專利US-A-5 089 235、US-A-5 087 427、US-A-5 043 058及WO-91/14752描述可降低反應區下

游溫度且因此限制熱裂化反應之裝置。因此，在氣體-顆粒分離之下游，可能注射在與來自反應區之排出物接觸時汽化且因此使介質冷卻之煙。可使得此注射進入來自分離器之氣體出口，或進入反應器之稀釋相中。

【發明內容】

可將本發明描述為包含下列各物之反應區：

- 進行重饋料之催化裂化之主要反應器(100)，其包含稀釋相區(110)，該稀釋相區(110)含有a)藉由快速分離系統(20, 30)，隨後藉由第二分離系統(70)終止之主要豎管(10)的上部；b)用於注射位於快速分離系統與第二分離系統之間的驟冷流體(105)之裝置；c)用於注射位於稀釋相(110)上部之沖洗流體(104)之裝置，該主要反應器(100)之下部另外包含使催化劑經汽提之緻密相區(121)；
- 一或多個在比主要豎管(10)高之嚴格度下操作且進行輕餾分的催化裂化之額外豎管(210)，該等額外豎管(210)係與主要豎管(10)平行操作；

將來自額外豎管(210)之氣態及固態排出物傳送至主要反應器(100)之稀釋區(110)。

術語來自額外一或多個豎管之"氣態及固態排出物"意謂由來自額外一或多個豎管之氣態反應排出物及於額外一或多個豎管中循環之催化劑所形成之組。

在本發明之較佳變型中，初始將來自額外一或多個豎管(210)之排出物分離為含有反應排出物(221)之主要氣相及

含有裂化催化劑(222)之主要固相，將氣相傳送至主要反應器(100)之稀釋相區(110)，且將固相傳送至主要反應器(100)之緻密相區(121)。

在本發明之較佳變型中，用於控制來自反應區之排出物溫度之大部分(亦即超過70%且較佳地超過80%)驟冷流體係由與來自額外一或多個豎管之排出物(221)一起注射之驟冷流體(230)構成。

在本發明之另一較佳變型中，在主要反應器(100)之稀釋相區(110)中保持特定流動之大部分(亦即超過70%，較佳超過80%)沖洗流體係由來自額外一或多個豎管之排出物(221)構成。

其意謂在本發明之反應區中，該等特徵使得主要反應器(100)之稀釋相區(110)的溫度(T5)一般在490°C至520°C範圍內，且自將重饋料引入主要豎管(10)底部至反應排出物自主要反應器(100)排出之出口所量測之試劑滯留時間一般小於10秒。

本發明亦可描述為使用根據本發明之反應區產生丙烯之方法，其中主要豎管之饋料為重餾分，且至少一個額外豎管中之饋料為含有至少30重量%烯烴之輕餾分，其中至少80%分子具有小於340°C之沸點。

在本發明之變型中，至少一個額外豎管中之饋料為於主要豎管中產生且含有至少30%烯烴之輕汽油(C5-150°C)。

在本發明之另一變型中，至少一個額外豎管中之饋料為由源自主要豎管之C4或C5輕烯烴產生之寡聚汽油。

最後，在本發明之另一變型中，至少一個額外豎管中之饋料亦可為植物油或動物脂肪或植物油與動物脂肪之任何混合物。

本發明之反應區與主要反應器及額外一或多個豎管中之垂直下向流相容。通常在此情況下，以"滴管"替換術語"豎管"。然而，為保持術語簡單，將術語"豎管"用於下向流之特定情況。

類似地，分別以"緻密區(110)"及"稀釋區(121)"替換表述"稀釋相區(110)"及"緻密相區(121)"。

本發明之反應區之一流體動力學結果為使用來自額外一或多個豎管之排出物作為來自主要反應器之排出物的驟冷流體變得有可能。因此，將大部分(亦即超過70%且較佳地超過80%)來自主要反應器之驟冷流體與來自額外一或多個豎管之排出物(221)一起注射。在特定情況下，亦可能將所有驟冷流體(230)與來自額外一或多個豎管之排出物一起注射。

本發明之反應區之另一流體動力學結果為可能省卻主要反應器的稀釋相中之沖洗流體(104)。

本發明之一目標為藉由使用一般快速分離系統對所有排出物產生較短滯留時間而使得同時控制來自主要豎管(10)及額外一或多個豎管(210)之排出物的滯留時間。

本發明之目標亦為藉由在受控溫度條件下強烈沖洗該主要反應器(100)之稀釋相(110)而改良主要反應器(100)之功能。

最後，本發明之另一優勢在於以下事實：將來自主要豎管(10)之氣體排出物更有效地限制於快速分離器中且使其無法自位於該快速分離器周圍之稀釋區(110)逸出，其構成確保更佳控制快速分離系統中此等排出物之滯留時間。

【實施方式】

為以下描述之明確性，將術語"反應區"用於由用以催化裂化重烴餾分之主要豎管，用以在比裂化重餾分之條件更嚴格之條件下裂化輕烴餾分之額外一或多個豎管及位於主要豎管末端且由豎管總成共用之快速分離系統所構成的總成。

術語"反應器"，或有時為避免意義不明而為"主要反應器"表示由主要豎管上部，安裝在主要豎管出口處之快速分離系統，與快速分離系統連接之漩渦分離器及位於反應器下部之緻密汽提床(亦稱作汽提器)所形成的總成。

以此方式界定之反應器含於腔室(100)中，因此該腔室(100)包含表示為(110)之稀釋區及表示為(121)之緻密區或汽提器。為簡單起見，以界定反應器之腔室(100)來鑑別反應器。

因此，可將本發明之反應區定義為主要反應器(100)與額外一或多個豎管(210)之組合。

因此，本發明描述由可進行重烴餾分(後文稱作重饋料)之催化裂化之主要豎管(10)，及可裂化輕餾分之一或多個額外豎管(210)構成的反應區，此等輕餾分可能為任何來源之石油腦，可預先經寡聚之部分不飽和烴(諸如C4或C5烯

煙)或最終植物油或動物脂肪。

本發明反應區之特徵為以下事實：分離源自主要豎管及額外一或多個豎管之氣-固排出物係使用一般快速分離系統來進行。

將此一般快速分離系統安裝於裂化重饋料之主要豎管(10)的出口處。

圖1展示本發明反應區之一實施例。主要豎管(10)終止於包含沖洗裝置(104)及用於驟冷排出物之裝置(105)之快速分離系統。

為使此快速分離器之功能最佳化，有必要使來自汽提器(120)且穿過連接汽提腔室(30)與主要反應器(100)的稀釋區(110)之開口(26)之氣體具有足夠流動速率。

經由此等開口(26)升起之氣流使得源自豎管(10)之煙含於汽提腔室(30)中。更確切地，其可防止來自豎管(10)之排出物滲透至稀釋區(110)中，稀釋區(110)為排出物可以低循環速率長期停留且由於該稀釋區(110)中所盛行之相對高溫而熱降解之區。

此外，由於經由反應器之稀釋區(110)之壁造成的熱損耗，可致使與高速率流動區(20、30、40、50、60、73、70)相比，該區(110)之壁顯著冷卻。

此冷卻可冷卻高達一百度，且可引起在所論及之冷壁、更確切地在氣體循環速率較低之區中之冷壁上形成焦炭。為避免此現象(其可導致單元堵塞)，可能將氣態流體注射至反應器(104)之頂部，其將不斷地再生區(110)中之氣體

容積且因此避免可熱降解之煙積聚。

注射至反應器(104)頂部之氣體(稱作沖洗氣體)一般為蒸汽，但其亦可為在稀釋區(110)所處之條件下(亦即通常400-550°C)不熱降解之另一種輕氣體。

本發明提供可以源自額外一或多個豎管(210)(其中進行輕餾分之高度嚴格裂化)之氣態排出物替換大部分或甚至所有沖洗氣體(104)之解決方案。

本文之剩餘部分描述主要豎管(10)及含於主要反應器(100)之稀釋區(110)中之快速分離系統。

來自再生區(未於圖1中展示)之再生催化劑(1)係於豎管(10)之下端引入。藉由無法在豎管(10)底部之溫度及壓力條件下濃縮之充氣氣體使催化劑保持流體化狀態。可藉由注射(11)基本上氣態之流體(蒸汽，輕餾分)使其加速以使與重饋料之接觸最佳化。

使用可使液態之該饋料霧化成精細液滴之構件(12)將重饋料引入反應區中以與催化劑接觸。

可能使用安置於重饋料(12)之注射點下游(反應流體的流動方向)之構件(13, 14)來引入基本上液態之流體。在汽化時，此液體(13)、(14)將降低反應介質之溫度，使沿豎管(10)之溫度分布最佳化。

在裂化反應效應下，確立可於豎管(10)之全長上傳輸催化劑之軸速度概況。

在豎管(10)之出口處，於藉由與安置於豎管(10)的上端周圍之一或多個汽提腔室(30)交替排列一或多個分離腔室

(20)而構成之快速分離裝置(20, 30)中將氣態煙與催化劑分離。

源自豎管(10)之氣-固混合物經由入口部分(21)滲透至分離腔室(20)中，且在離心力效應下，固體顆粒向分離腔室(20)之外壁遷移，從而使氣體釋放。固體顆粒經由專用於催化劑(22)且接合至緻密汽提床(121)之向下定向出口離開分離腔室(20)。

氣體繞偏導器(23)旋轉且經由使得與相鄰汽提腔室(30)連通之開口(25)向外離開分離腔室(20)。

分離腔室(20)之入口部分(21)中之氣-固混合物速度一般在10 m/s至40 m/s之範圍內，且較佳地在15 m/s至25 m/s之範圍內。

分離腔室(20)之出口部分(22)中之催化劑的表面流動速率一般在10 kg/s.m²至300 kg/s.m²之範圍內，且較佳地在50 kg/s.m²至200 kg/s.m²之範圍內，以限制不良地夾帶具有催化劑之煙蒸氣。

經由開口(25)之氣體速度一般在10 m/s至40 m/s之範圍內，較佳地在15 m/s至30 m/s之範圍內。

將通入汽提腔室(30)中之氣體與來自汽提器(121)的經由位於汽提腔室(30)下部之開口(26)滲透至汽提腔室(30)中之氣體混合。應注意，來自汽提器(121)之氣體僅可經由開口(26)排空。接著，發現經由出口(22)以催化劑之逆流形式通過之源自汽提器之任何少量氣體均在汽提腔室(30)中。

經由位於汽提腔室(30)上部之共同開口(29)排空來自汽

提腔室(30)之氣體，該共同開口(29)係經由垂直管線(40，60)，接著經由水平管線(73)與一般由漩渦分離器(70)構成之第二分離系統連通。

有可能將機械構件(50)置於垂直管線(40，60)上，該構件可消滅豎管(10)頂部與豎管(10)下部之間的差異性膨脹。

進入漩渦分離器(70)之氣體中的固體濃度一般比豎管(10)上部中之濃度小約4倍。

接著，將通過漩渦分離器(70)後經汽提之排出物經由管線(71，80)自反應器排空且使其經由一般置放於該反應器(100)頂部之管線(101)離開主要反應器(100)。

使用該裝置，一般可能在少於5秒內排空煙排出物，此時間對應於豎管(10)之出口(21)與反應器(100)之出口(101)之間所消耗時段。總體而言，自引入主要豎管(10)底部至離開反應器(100)之反應流體滯留時間一般少於10秒。

為限制排出物在豎管(10)出口處之溫度較高時熱降解，可能使用用於引入該流體(105)，使其快速汽化，從而引起流體溫度顯著下降之構件，將基本上液態之流體(105)例如在垂直管線(40)處注射至出口(29)之下游。

顯然，亦可將此冷卻流體(105)注射至管線(60)或管線(73)中。

此冷卻流體(亦稱作驟冷流體)一般為可在所注射之區中盛行之條件下汽化之煙。此流體可為(例如)源自主要裂化之LCO(輕循環油)。

經由出口(22)自分離腔室(20)排空之催化劑流入用作緻密流體化床(121)之汽提區中，該汽提區構成反應器(100)之下部，在該汽提區中，在各種水平(120，130)處引入之蒸汽可使催化劑流體化且促進吸附於該催化劑上之煙的解吸附。

促進下降催化劑與上升蒸氣之間之逆流接觸的結構化或內部裝填元件(140)可在汽提區(121)之各點處經整合。汽提蒸氣及解吸附之煙離開汽提區(121)，向反應器(100)之稀釋區(110)行進。

可將經汽提之催化劑經由用以接合再生區(未於圖1中展示)之管線(103)自汽提區(121)排空。

接著，所有氣體(汽提蒸氣(102)及(120)及解吸附之煙)經由開口(26)通入汽提腔室(30)中，其中維持一般在1 m/s至5 m/s範圍內，較佳地1.5至4 m/s範圍內之最佳化上升速度。應注意，此速度影響汽提腔室(30)之效率，因為該汽提腔室(30)之內部可經由開口(25)含有源自分離腔室(20)之氣體。

將具有伸長管狀形狀之額外豎管(210)大體上平行於主要豎管(10)安置以進行輕餾分之催化轉化。圖1顯示單一額外豎管，但本發明涵蓋將複數個額外豎管大體上平行於主要豎管(10)安置之情況，此等額外豎管各自能夠裂化不同輕餾分。

向額外豎管(210)中饋入源自與用以使主要豎管(10)中循環之催化劑再生之再生區相同的再生區(未於圖2中展示)之

催化劑流(201)。

可引入基本上氣態之流體(211)以調節豎管(210)入口處之催化劑之流體化流。將待裂化之輕餾分(212)經由促進輕饋料(212)與催化劑之間均勻接觸之構件引入豎管(210)中。此等用於引入待裂化之輕餾分(212)之構件可為與用以將重饋料(12)引入主要豎管(10)中之彼等構件相同之類型。

視情況，可沿額外豎管(210)之長度將其他輕餾分(未於圖1中展示)引入輕餾分引入(212)下游以使其亦與催化劑反應。

基本上由於較少焦炭沈積，故輕餾分之催化劑失活較低，且可能(例如)將具有較高反應性之饋料注射至第一次注射之輕饋料(212)下游。

在展示於圖1中之本發明較佳變型中，在豎管(210)出口處，將初始氣-固分離器(220)安裝於額外豎管(210)之出口處。

在圖1中，此氣-固分離系統以漩渦分離器(220)為代表，但亦可使用任何其他氣-固分離系統，例如可設計位於豎管(210)上端之分離裝置，諸如三通管，且其在本發明反應區之範疇內。

此分離器(220)一般可覆蓋至少70%之固體顆粒，可經由分離器之出口(222)將該等固體顆粒再引入主要反應器中，該分離器之出口接近主要反應器(100)的汽提區(121)之流體化床水平。

術語"接近"意謂主要反應器(100)之汽提區(121)的緻密床水平以上或以下約5公尺，較佳約3公尺之距離。

於稀釋相(110)之任何水平處，將經清潔之排出物(221)再引入主要反應器(100)之該稀釋相(110)中，但較佳地引入該區的上部。

由於額外豎管(210)之溫度一般大體上高於主要豎管(10)之溫度，故注射驟冷流體(230)可限制排出物(221)之溫度。一般將此驟冷流體引入分離裝置(220)之出口管線中。

因此，可能使排出物(221)足夠冷卻以防止其於額外豎管(210)之下游熱降解。源自額外豎管(210)之經冷卻排出物沖洗主要反應器(100)之稀釋區(110)且穿過汽提腔室(30)之開口(26)，於開口處其與源自主要反應器(100)之氣態排出物聯合。

注射驟冷流體(230)不僅可降低來自額外豎管(210)之排出物的溫度，且亦可將來自主要豎管(10)之排出物的溫度降低至令人滿意之水平，其可降低待注射至主要反應器(100)的稀釋區(110)中之驟冷流體(105)的量。在一些情況下，視情況可省卻驟冷流體(105)。

注射混合有來自額外豎管(210)之排出物之驟冷流體(230)可使主要豎管中之排出物溫度降低至汽提腔室(30)之溫度而非位於該腔室下游之管線中的溫度，使用流體(105)之情況亦如此。此增加兩種氣態排出物(一種為來自主要豎管之"熱"排出物，且另一種為自額外豎管到達之已經冷卻排出物)之間之混合效率。此優勢極重要，因為因而有

可能比先前技術更有效地(亦即在無需汽化驟冷液體(105)下)降低汽提腔室(30)上游的反應排出物之溫度，因為已經冷卻之來自額外豎管之排出物(亦即以驟冷流(230)補充之流(221))均為蒸氣狀態。

本發明之另一優勢為憑藉此裝置，適當地沖洗主要反應器(100)之稀釋區(110)，且藉由注射驟冷流體(230)將其溫度保持在控制下。實際上，主要反應器之稀釋區(110)之溫度低於400°C為不合理的，因為在此溫度下大幅增加煙氣態排出物濃縮之危險。使用來自額外一或多個豎管(210)之排出物沖洗主要反應器之稀釋相(110)的優勢為由於注射來自額外一或多個豎管之出口的驟冷流體(230)，此排出物之溫度足夠低至限制熱降解，且此溫度亦足夠高至限制煙濃縮之危險。在實踐中，在注射驟冷流體(230)之後，來自額外一或多個豎管之排出物溫度在500°C至550°C之範圍內。

本發明之反應區與先前技術相比經改良，因為在先前技術組態中，必需注射沖洗流體(諸如蒸汽(104))來沖洗稀釋區(110)。然而，低沖洗蒸汽(104)流動速率一般導致不良沖洗反應器(100)之稀釋區(110)且高流動速率之蒸汽(104)導致優良沖洗，但具有使稀釋區(110)過分冷卻之危險。因此，在先前技術中難以調節沖洗(104)流動速率。

本發明裝置可克服此缺陷，因為來自額外豎管(210)之反應排出物(221)可替換大部分(亦即至少70%，且較佳地至少80%)之沖洗流體(104)。在一些情況下，沖洗流體(104)甚至可全部經替換。

此外，藉由驟冷流體(230)之量來調節沖洗氣體之溫度。

首先，本發明裝置可降低確保充分沖洗主要反應器(100)之稀釋區(110)所需之沖洗流體之量。

其次，於稀釋區(110)中循環之排出物溫度基本上由驟冷流體(230)所控制。

此影響之一般結果為大部分(亦即超過70%且較佳地超過80%之程度)可經與來自額外一或多個豎管之排出物(221)一起注射之驟冷流體(230)替換的主要反應器(100)中之驟冷流體(105)之流動速率降低。

在圖2中，吾人展示本發明之另一實施例，其與描述於圖1中之實施例之間的差異為來自額外豎管(210)之反應排出物(250)不經受初始分離且係直接傳送至主要反應器(100)之稀釋區(110)中。

現在額外豎管(210)之出口處，對來自額外豎管(210)之全部排出物(250)進行驟冷(230)。

接著，藉由於主要反應器(100)之稀釋區(110)中進行沈澱而天然地進行氣-固分離。因此，有必要注射較大量之驟冷流體(230)以於稀釋區(110)中達到相同溫度，接著冷卻不僅涉及蒸氣，且亦涉及於額外反應器(210)之反應區中循環之全部催化劑。

本發明之實例

為說明實施本發明之優點，使用自預備單元實驗按比例增加之方法模型，吾人模擬藉由進行特徵描述於表1中之

重餾分的催化裂化而獲得之效能。

饋料為至少90%在360°C以上經蒸餾之未經氫處理之常壓殘餘物。

殘餘物之密度為935 kg/m³，且氫含量為12.1重量%。重饋料之康拉特遜碳為5.7重量%。

需要再生區中之熱交換器(催化冷卻器)來形成單元之熱平衡。

15°C下之密度	935 kg/m ³
平均沸點	503°C
氫含量	12.1重量%
硫含量	1.67重量%
氮含量	0.15重量%
康拉特遜碳	5.7重量%

表1：饋料特徵

用於所有實例中之催化劑為以150 m²/g活性表面積(其中75%在沸石中且25%在基質中)為特徵之含有超穩定USY沸石之平衡催化劑。平衡催化劑中之重金屬含量為4000 ppm V及2000 ppm Ni。

模擬多種組態以最佳說明本申請案中所述之本發明優勢。

實例1B係根據先前技術，因為其僅包括一個加工表1之重饋料之主要豎管。

實例2B、3B及4B亦係根據先前技術，因為其對應於在不與主要豎管耦合之額外豎管中加工來自主要豎管之再循環餾分。

實例 2C、3C 及 4C 係根據本發明，因為其對應於在額外豎管中加工源自主要豎管之再循環餾分，該額外豎管此時與根據本發明之主要豎管耦合。

實例 1B(先前技術)

在實例 1B 中，吾人使用單一反應器(在其上端具備快速分離系統，諸如參考圖 1 所描述者)模擬描述於表 1 中之重饋料之催化裂化。

將此實例之值用作確定本發明效應之參照：

主要豎管饋料流動速率	294 t/h
主要豎管出口處之溫度	545°C
驟冷後主要豎管出口處之溫度	525°C
稀釋相之平均溫度	485°C
C/O 比率	5.0
汽油產生(C5-220°C)	43.9 重量%
焦炭產生	8.6 重量%
丙烯產生	4.3 重量%
總轉化率	70.4 重量%
驟冷流體流動速率，LCO(105)	16.4 t/h
沖洗流體、蒸汽流動速率(104)	2.5 t/h
自再生器提取之熱量(催化冷卻器)	42500×10^6 cal/h

實例 2(比較)

在實例 2 中，吾人模擬主要豎管中重饋料之催化裂化及

額外豎管中輕餾分之催化裂化，該額外豎管獨立於主要豎管(先前技術情況2B)或如本發明中耦合至主要豎管(情況2C，根據本發明)。

再循環至額外豎管中之餾分係由以下排出物構成：

- 源自主要重饋料轉化豎管之C6+220°C汽油餾分，於該複合設備中產生之50%汽油係由經再循環之兩個反應器構成；
- 主要由含有至少8個碳原子之長鏈烯烴構成之寡聚汽油餾分，其係由於使主要重饋料轉化反應器中產生之所有C4及C5餾分寡聚而產生。

	2B (先前技術)	2C (inv)
主要豎管新鮮饋料流動速率	294 t/h	294 t/h
再循環至第二豎管中之輕饋料流動速率	135 t/h	135 t/h
主要豎管出口處之溫度(T1)	545°C	545°C
額外豎管出口溫度(T2)	590°C	590°C
驟冷後之主要豎管溫度(T3)	525°C	525°C
驟冷後之額外豎管溫度(T4)	525°C	510°C
來自主要反應器之稀釋相之平均溫度(T5)	485°C	510°C
額外反應器之稀釋相之平均溫度	520°C	無關
C/O比率，主要豎管	5.1	5.2
C/O比率，第二豎管	7.5	8.0
汽油產生(C5-220°C)	40.1%	40.3%
焦炭產生	9.6%	9.5%
丙烯產生	7.4%	7.9%
總轉化率	69.4%	70.2%
主要反應器中驟冷流體(105)之流動速率	16.5 T/h	8.0 T/h
額外豎管中驟冷流體之流動速率	27.4 T/h	36.9 T/h
主要豎管周圍之稀釋相中沖洗流體(104)流動速率	2.5 T/h	0 T/h
額外豎管周圍之稀釋相中沖洗流體(104)之流動速率	2.0 T/h	(0)無關
再生器處提取之熱量(催化冷卻器)	0 Mcal/h	0 Mcal/h

在實例2中，吾人發現耦合兩個豎管使汽油產生及丙烯產生皆增加。由於涉及噸位，故0.5點丙烯增加極其顯著。

亦可見驟冷流體於主要豎管與額外豎管之間之流動分配經改變，82%之驟冷流體係注射至額外豎管中，其意謂在情況2C中可省卻沖洗流體，且可更有效地控制額外豎管出口處之反應終止。

驟冷後之溫度(T4)為510°C而非525°C，而一般出口溫度(T3)保持525°C。

主要反應器之稀釋相之溫度(T5)現為510°C而非485°C，其意謂可於稀釋相中維持合理溫度，同時保持比情況2B中高得多的沖洗流動速率，在情況2B中僅以2.5 t/h蒸氣沖洗稀釋相。

沖洗流動速率對應於第二豎管之饋料流動速率及額外豎管之驟冷流動速率，亦即約180 t/h。

不再有必要沖洗額外豎管周圍之稀釋相。

比較情況2B與2C亦展示整合本發明之快速分離及驟冷系統可增加催化劑循環(C/O)，其在主要豎管中自5.1變化至5.2，且在第二豎管中自7.5變化至8.0。

亦可見不再有必要如1B之情況中使用催化冷卻器自再生器提取熱量，裂化第二豎管中之輕饋料使得自總反應區提取足夠熱量。

實例3(比較)

在實例3中，吾人模擬主要豎管中重饋料之催化裂化，及額外豎管中若干輕餾分之催化裂化，該額外豎管獨立於主要豎管(先前技術情況3B)或與主要豎管耦合(情況3C，根據本發明)。

再循環至額外豎管之餾分係由下列排出物構成：

- a) 源自主要重饋料轉化豎管之 C6+-220 汽油餾分，由兩個豎管構成之複合設備中所產生之 75% 汽油經再循環；
- b) 主要由含有至少 8 個碳原子之長鏈烯烴構成之寡聚汽油餾分，其係由於使主要重饋料轉化反應器中產生之所有 C4 及 C5 餾分寡聚而產生；
- c) 由兩個豎管構成之反應器產生之 50% LCO 餾分，其蒸餾範圍為 220°C 至 360°C。

	3B (先前技術)	3C (inv)
主要豎管新鮮饋料流動速率	294 t/h	294 t/h
再循環至第二豎管之輕饋料流動速率	230 t/h	230 t/h
主要豎管出口溫度(T1)	545°C	545°C
額外豎管出口溫度(T2)	590°C	590°C
驟冷後之主要豎管溫度(T3)	525°C	525°C
驟冷後之額外豎管溫度(T4)	525°C	510°C
來自主要反應器之稀釋相之平均溫度(T5)	485°C	510°C
額外反應器之稀釋相之平均溫度	520°C	無關
C/O比率，主要豎管	8.8	9.3
C/O比率，第二豎管	13.7	14.6
汽油產生(C5-220°C)	31%	30.9%
焦炭產生	12.4%	12.1%
丙烯產生	16.1%	17.2%
總轉化率	82.6%	82.8%
主要反應器中驟冷流體(105)之流動速率	18.6 T/h	3.6 T/h
額外豎管中驟冷流體(230)之流動速率	50.4 T/h	64.2 T/h
主要豎管周圍之稀釋相中沖洗流體(104)之流動速率	2.5 T/h	0 T/h
額外豎管周圍之稀釋相中沖洗流體(104)之流動速率	2.0 T/h	(0)無關

在實例 3 中，吾人發現耦合兩個豎管使汽油產生及丙烯產生皆增加。由於涉及噸位，故 1.1 點丙烯增加極其顯著。

亦可見驟冷流體於主要豎管與額外豎管之間之流動分配

經改變。

主要反應器之稀釋相之溫度(T5)現為510°C而非485°C，其意謂可於稀釋相中使溫度保持合理水平，同時具有比情況3B中高得多的沖洗速率，在情況3B中僅以2.5 t/h蒸氣沖洗稀釋相。

沖洗流動速率對應於第二豎管之饋料流動速率及額外豎管之驟冷流動速率，亦即約295 t/h。

不再有必要沖洗額外豎管周圍之稀釋相。

比較情況3B與3C展示整合本發明之快速分離及驟冷系統可由於LCO再循環而增加主要豎管中之催化劑循環(C/O自8.8變化至9.3)，且可增加主要豎管中及第二豎管中之催化裂化量(C/O自13.7變化至14.6)。

亦發現不再有必要如1B之情況中使用催化冷卻器自再生器提取熱量，因為裂化第二豎管中之輕饋料使得自總反應區提取足夠熱量。

實例4(比較)

在實例4中，吾人模擬主要豎管中重饋料之催化裂化，及額外豎管中若干輕饋料之催化裂化，該額外豎管獨立於主要豎管(先前技術情況4B)或如本發明與主要豎管耦合(情況4C，根據本發明)。再循環至額外豎管之餾分係由下列排出物構成：

- 源自主要重饋料轉化豎管之C6+220°C汽油餾分，由兩個反應器構成之複合設備中所產生之25%汽油經再循環(與實例2中之50%相對)；

- 主要由含有至少 8 個碳原子之長鏈烯烴構成之寡聚汽油餾分，其係由於使主要重饋料轉化反應器中產生之所有 C4 及 C5 餾分寡聚而產生；
- 由以 62 t/h 之流動速率供應至第二豎管且具有 53% 含烯度之鏈之 C18 甘油三酯結構的豆油構成之烴餾分。

在此等條件下，第二豎管中之輕烴流動速率為恆定的且係由 73 t/h 之來自 FCC 及將 C4-C5 烯烴與聚石油腦寡聚之汽油及 62 t/h 之豆油構成。

	4B (先前技術)	4C (inv)
主要豎管新鮮饋料流動速率	294 t/h	294 t/h
再循環至第二豎管之輕饋料流動速率	73 t/h	73 t/h
至第二豎管之新鮮饋料流動速率	62 t/h	62 t/h
主要豎管出口之溫度(T1)	545°C	545°C
額外豎管出口溫度(T2)	590°C	590°C
驟冷後之主要豎管溫度(T3)	525°C	525°C
驟冷後之額外豎管溫度(T4)	525°C	510°C
來自主要反應器之稀釋相之平均溫度(T5)	485°C	510°C
額外反應器之稀釋相之平均溫度	520°C	無關
C/O 比率，主要豎管	4.9	5.1
C/O 比率，第二豎管	7.2	7.7
汽油產生(C5-220°C)	42.1%	42.4%
焦炭產生	9.7%	9.6%
丙烯產生	6.9%	7.4%
主要反應器中驟冷流體(105)之流動速率	16.3 T/h	7.8 T/h
額外豎管中驟冷流體之流動速率	27.1 T/h	36.6 T/h
主要豎管周圍之稀釋相中沖洗流體(104)之流動速率	2.5 T/h	0 T/h
額外豎管周圍之稀釋相中沖洗流體(104)之流動速率	2.0 T/h	(0)無關
在再生器處提取之熱量(催化冷卻器)	0 Mcal/h	0 Mcal/h

在實例 4 中，吾人發現耦合兩個豎管亦使汽油產生及丙烯產生皆增加。由於涉及噸位，故 0.5 點丙烯增加極其顯著。

亦可見驟冷流體於主要豎管與額外豎管之間之流動分配經改變，82% 之驟冷流體係注射至額外豎管中，其意謂在

情況4C中可省卻沖洗流體，且可更有效地控制額外豎管出口處之反應結束。

驟冷後之溫度(T4)為510°C而非525°C，而一般出口溫度(T3)保持525°C。

主要反應器之稀釋相之溫度(T5)現為510°C而非485°C，其意謂可於稀釋相中維持合理溫度，同時保持比情況4B中高得多的沖洗流動速率，在情況4B中僅以2.5 t/h蒸氣沖洗稀釋相。

沖洗流動速率對應於第二豎管之饋料流動速率及額外豎管之驟冷流動速率，亦即約180 t/h。

不再有必要沖洗額外豎管周圍之稀釋相。

比較情況4B與4C進一步展示整合本發明之快速分離及驟冷系統可增加催化劑循環，C/O在主要豎管中自4.9變化至5.1，且在第二豎管中自7.2變化至7.7。

亦可見不再有必要如1B之情況中使用催化冷卻器自再生器提取熱量，因為裂化第二豎管中之輕饋料使得自總反應區提取足夠熱量。

【圖式簡單說明】

圖1根據本發明描述包含兩個豎管之反應區，該兩個豎管為用於裂化重餾分之主要豎管及用於裂化輕餾分之額外豎管。使來自額外豎管之氣-固排出物以兩部分排至主要反應器中，其中一部分基本上為氣態，其排至該主要反應器之稀釋相中，其中其與來自主要豎管之排出物混合，而另一部分基本上為固態的，其排至主要反應器之緻密相

中。

圖2根據本發明描述包含兩個豎管之反應區；該兩個豎管為用於裂化重餾分之主要豎管及用於裂化輕餾分之額外豎管。來自額外豎管之氣態及固態排出物在未分離下一起排出至主要反應器之稀釋相中。

【主要元件符號說明】

- | | |
|----|-----------------------------------|
| 1 | 來自再生區之再生催化劑 |
| 10 | 主要豎管 |
| 11 | 注射基本上氣態之流體(蒸汽，輕餾分) |
| 12 | 可使液態之該饋料霧化成精細液滴之構件/重饋料 |
| 13 | 安置於重饋料(12)之注射點下游(反應流體的流動方向)之構件/液體 |
| 14 | 安置於重饋料(12)之注射點下游(反應流體的流動方向)之構件/液體 |
| 20 | 分離腔室 |
| 21 | 分離腔室(20)之入口部分 |
| 22 | 分離腔室(20)之出口部分 |
| 23 | 偏導器 |
| 25 | 與相鄰汽提腔室(30)連通之開口 |
| 26 | 位於汽提腔室(30)下部之開口 |
| 29 | 位於汽提腔室(30)上部之共同開口 |
| 30 | 汽提腔室 |
| 40 | 垂直管線 |

50	機械構件
60	垂直管線
70	漩渦分離器/第二分離系統
71	管線
73	水平管線/高速率流動區
80	管線
100	進行重饋料之催化裂化之主要反應器
101	一般置放於反應器(100)頂部之管線
102	汽提蒸氣
103	用以接合再生區之管線
104	蒸汽/沖洗流體
105	主要反應器(100)中之驟冷流體
110	主要反應器(100)之稀釋區
120	汽提蒸氣
121	主要反應器(100)之緻密相區
130	引入蒸汽之水平
140	內部裝填元件
201	催化劑流
210	額外豎管
211	基本上氣態之流體
212	輕饋料/待裂化之輕餾分
220	初始氣-固分離器
221	額外豎管(210)之反應排出物
222	裂化催化劑

- 230 與來自額外一或多個豎管之排出物(221)一起
注射之驟冷流體
- 250 來自額外豎管(210)之反應排出物

102年10月9日修正本

P₁~5

第 097123545 號專利申請案

中文申請專利範圍替換本(102年10月)

十、申請專利範圍：

1. 一種在反應區中自重催化裂化饋料及至少一種由輕汽油(C5-150°C)構成之輕饋料產生丙烯之方法，該方法包含：

在主要反應器(100)的主要豎管(10)中，進行重饋料之催化裂化；

在一或多個在比主要豎管(10)高之嚴格度下操作之額外豎管(210)中，進行輕饋料之催化裂化，輕饋料包含該至少一種由輕汽油(C5-150°C)構成之輕饋料，該或該等額外豎管(210)與主要豎管(10)平行操作，且將來自該或該等額外豎管(210)所生之氣態及固態排出物傳送至該主要反應器(100)上部之稀釋區(110)；

將驟冷流體引入該主要反應器(100)之該稀釋區(110)，以驟冷來自該主要豎管之排出物；及

將沖洗流體引入該稀釋區(110)之上部，以沖洗該稀釋區；

其中：

- a) 至少 70 重量%之該驟冷流體係與來自該或該等額外豎管(210)之排出物(221)一起注入該主要反應器(100)；
- b) 至少 70 重量%之該沖洗流體(104)係由源自該或該等額外豎管(210)之反應排出物(221)構成；
- c) 該主要反應器(100)之稀釋區(110)中之稀釋相的溫度(T5)在 490°C 至 520°C 之範圍；
- d) 自將該重饋料引入該主要豎管(10)之底部至自該主要

反應器(100)排出反應排出物量測，材料在該主要反應器(100)之滯留時間小於10秒；及

e) 該至少一種由輕汽油(C5-150°C)構成之輕饋料含有至少30重量%烯烴。

2. 如請求項1之方法，其中來自該或該等額外豎管(210)之排出物係初始分離為一含有反應排出物(221)之主要氣相及一含有裂化催化劑(222)之主要固相；且其中將該氣相傳送至該主要反應器(100)之稀釋區(110)，且將該固相傳送至該主要反應器(100)之緻密區(121)。
3. 如請求項1之方法，其中該主要豎管及該或該等額外豎管中之流動為垂直下向流。
4. 如請求項1之方法，其中在主要反應器(100)之主要豎管(10)的出口處，在快速分離裝置(20, 30)中將氣態烴與催化劑分離，快速分離裝置包含一或多個分離腔室(20)與一或多個汽提腔室(30)交替之排列且配置於該主要豎管(10)的上端周圍；及
其中由引入該主要反應器(100)之緻密區(121)之汽提蒸氣(102, 120)及解吸附之烴所構成的氣體係以在1 m/s至5 m/s範圍內之向上流速通過汽提腔室(30)之開口(26)。
5. 如請求項4之方法，其中該向上流速係在1.5至4 m/s範圍內。
6. 如請求項4之方法，其中在該分離腔室(20)之入口部分(21)之氣-固混合物速度係在10 m/s至40 m/s之範圍內。
7. 如請求項4之方法，其中在該分離腔室(20)之入口部分



- (21)之氣-固混合物速度係在15 m/s至25 m/s之範圍內。
8. 如請求項4之方法，其中在該分離腔室(20)之出口部分(22)之催化劑的表面流動速率係在10 kg/s.m²至300 kg/s.m²之範圍內。
 9. 如請求項4之方法，其中在該分離腔室(20)之出口部分(22)之催化劑的表面流動速率係在50 kg/s.m²至200 kg/s.m²之範圍內。
 10. 如請求項4之方法，其中氣體經由與相鄰汽提腔室(30)連通之開口(25)向外離開該分離腔室(20)，且流經開口(25)之氣體速度係在10 m/s至40 m/s之範圍內。
 11. 如請求項10之方法，其中流經開口(25)之氣體速度係在15 m/s至30 m/s之範圍內。
 12. 如請求項1之方法，其中該至少一種由輕汽油構成之輕饋料中至少80重量%之分子具有小於340°C之沸點。
 13. 如請求項1之方法，其中該等額外豎管中至少一者的饋料為由源自該主要豎管之輕C4或C5烯烴產生之寡聚汽油。
 14. 如請求項1之方法，其中該等額外豎管中至少一者的輕饋料包含植物油、或動物脂肪、或植物油與動物脂肪之任一混合物。
 15. 如請求項1之方法，其中至少80重量%之該驟冷流體係與來自該或該等額外豎管(210)之排出物(221)一起注入該主要反應器(100)。
 16. 如請求項1之方法，其中至少80重量%之該沖洗流體

(104)係由源自該或該等額外豎管(210)之反應排出物(221)構成。

17. 如請求項1之方法，其中配置在該稀釋區(110)中且位於該主要反應器(100)之上部者有：

a) 該主要豎管(10)之上部，其由快速分離系統(20, 30)終止，該快速分離系統隨後為第二分離系統(70)；

b) 位於快速分離系統與第二分離系統之間用於注入驟冷流體(105)之裝置；及

c) 位於稀釋區(110)上部之用於注入沖洗流體(104)之裝置；且

主要反應器(100)之下部含有緻密區(121)，催化劑在此被汽提。

18. 如請求項1之方法，其中在至少70重量%之驟冷流體與來自該或該等額外豎管(210)之排出物(221)一起注入該主要反應器(100)之前，來自該或該等額外豎管(210)之排出物(221)係通過氣-固分離系統，隨後該至少70重量%之驟冷流體與自該氣-固分離系統所得之排出物係於彼等結合所得之流注入該主要反應器(100)之前被結合。

19. 如請求項18之方法，其中藉由該或該等額外豎管(210)之氣-固分離系統所分離之催化劑顆粒係被引入位於該主要反應器(100)下部之汽提區(121)的流體化床中。

20. 如請求項18之方法，其中該至少70重量%之驟冷流體係被引入該氣-固分離系統(220)之出口管線中。

21. 如請求項1之方法，其中在該主要反應器(100)之主要豎



管(10)之出口處，在快速分離裝置(20，30)中將氣態烴與催化劑分離，快速分離裝置包含一或多個分離腔室(20)與一或多個汽提腔室(30)交替之排列且配置於該主要豎管(10)的上端周圍；且

該沖洗流體(104)(其中至少70重量%由源自該或該等額外豎管(210)之反應排出物(221)所構成)沖洗主要反應器(100)之稀釋區(110)，並穿過汽提腔室(30)之開口(26)，於此處與源自主要反應器(100)之氣態排出物結合。

22. 如請求項1之方法，其中該或該等額外豎管(210)係位於該主要反應器(100)之外部。

十一、圖式：

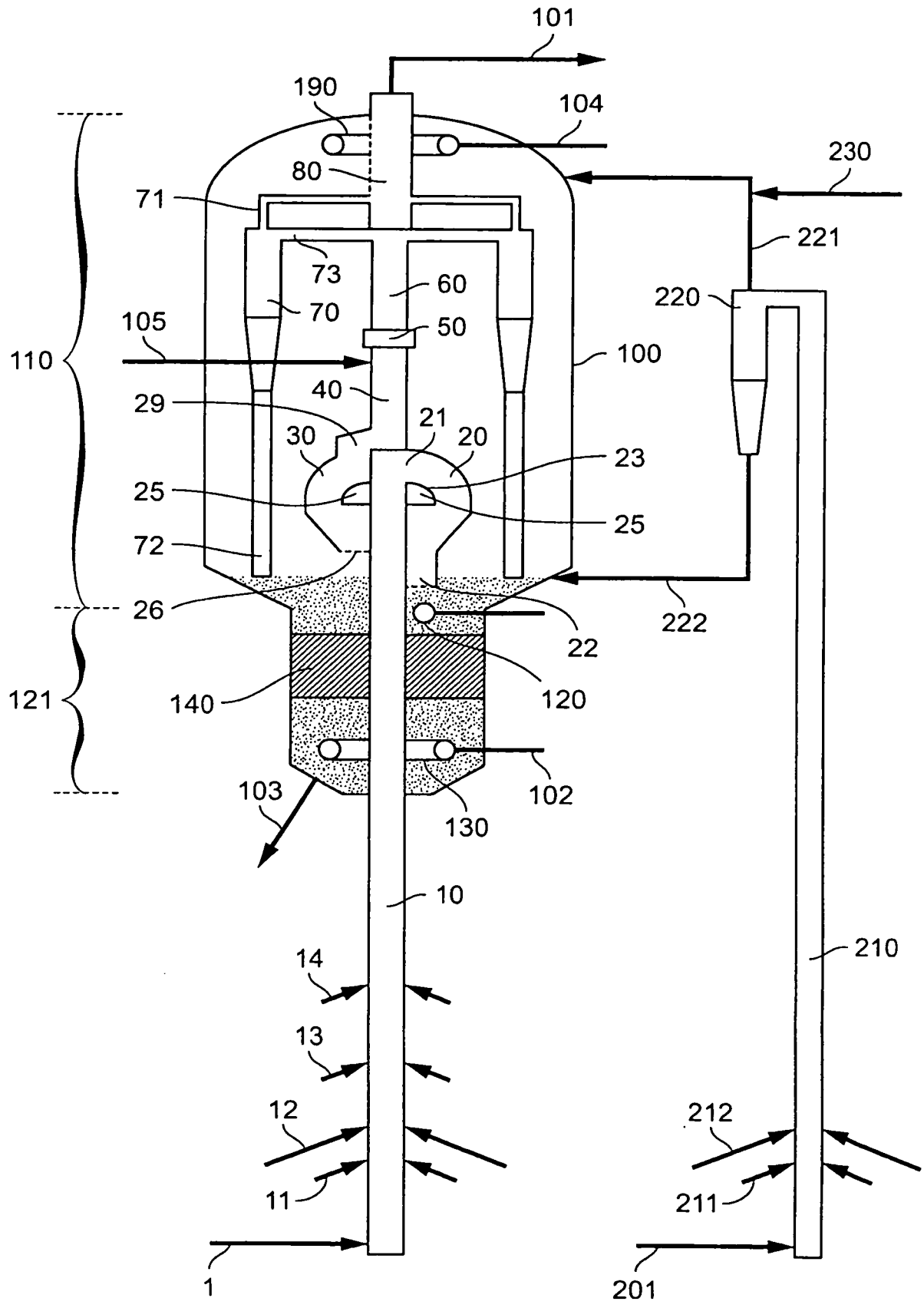


圖 1

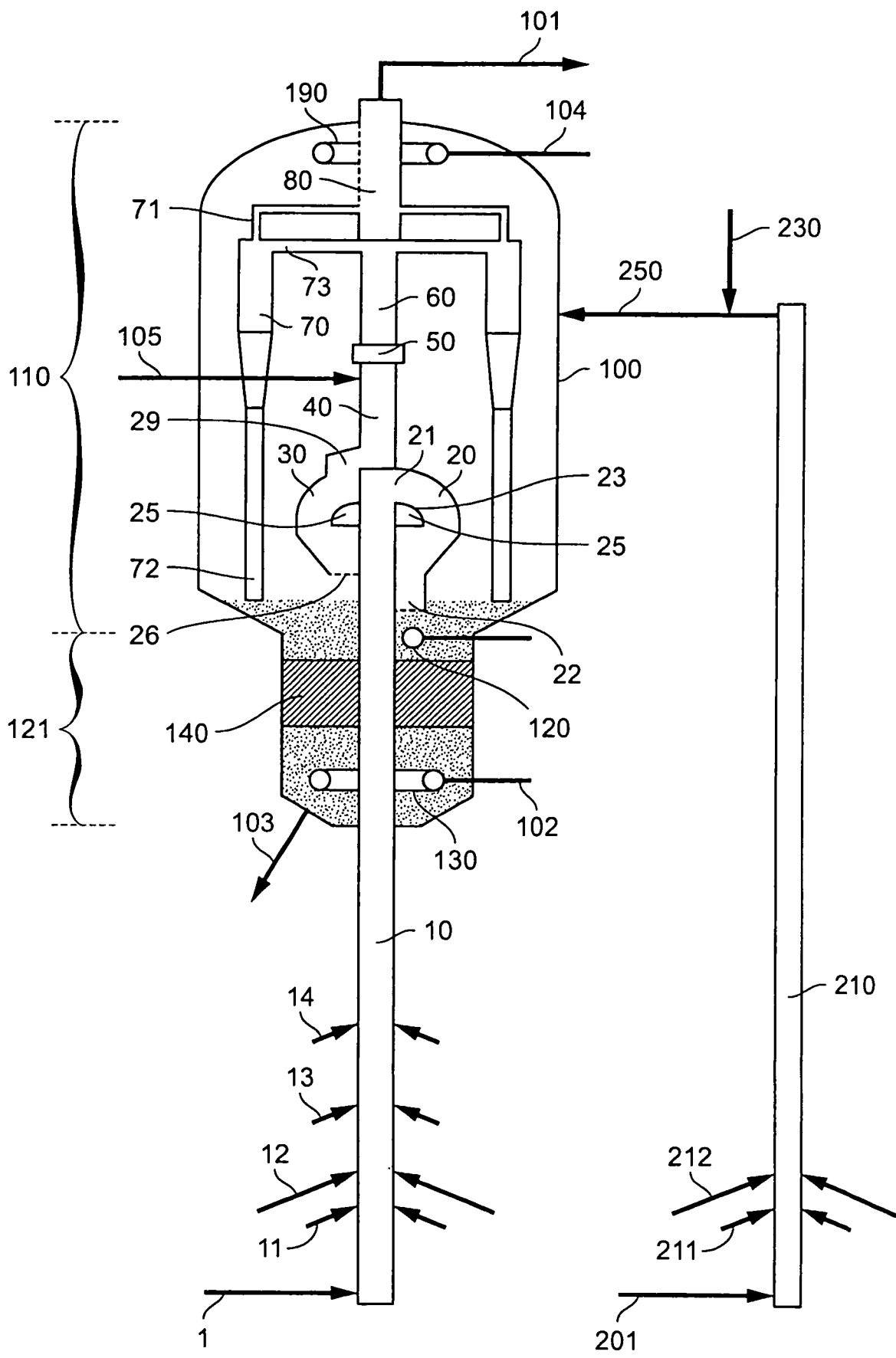


圖 2