

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：94144485

※ 申請日期：94.12.15

※IPC 分類：C10G 65/12 (2006.01)

一、發明名稱：(中文/英文)

於單一方法中的燃料之氫化分解及餾出物進料之加氫精製

FUELS HYDROCRACKING AND DISTILLATE FEED HYDROFINING
IN A SINGLE PROCESS

二、申請人：(共 1 人)

姓名或名稱：(中文/英文)

美商雪維隆美國有限公司

CHEVRON U.S.A., INC.

代表人：(中文/英文)

A H 尤瑞爾

UZZELL, A. H.

住居所或營業所地址：(中文/英文)

美國加州聖雷蒙市柏利葛卡農路 6001 號

6001 BOLLINGER CANYON ROAD, SAN RAMON, CALIFORNIA
94583, U. S. A.

國籍：(中文/英文)

美國 U.S.A.

三、發明人：(共 3 人)

姓 名：(中文/英文)

1. 安吉 K 慕荷基
MUKHERJEE, UJJAL K.
2. 凱文 L 霍弗
HOFER, KEVIN L.
3. 達洛許 弗許德
FARSHID, DARUSH

國 籍：(中文/英文)

1. 美國 U.S.A.
2. 美國 U.S.A.
3. 美國 U.S.A.

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. 美國；2004 年 12 月 16 日；11/015,898

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。

九、發明說明：

【發明所屬之技術領域】

本發明針對使用至少兩階段之燃料加氫處理。

【先前技術】

在多階段加氫處理領域有諸多專利及公開專利申請案，該等專利及公開專利申請案揭示一或多個如下特徵：產物再循環、階段間分離及階段間進料添加。美國專利第6,200,462號揭示底部材料(第一及第二階段之底部殘留物經組合及分餾)之一部分再循環至第一階段，在進入第一階段前與新鮮進料合併。第一階段後發生階段間分離。蒸汽流輸送至一第二階段加氫處理單元，且使該液流分餾。

美國專利第6,787,025號揭示在一熱高壓分離器中具有階段間分離之兩階段加氫處理。該蒸汽流經受進一步處理且來自該熱高壓分離器之底部殘留物進一步分餾。在進一步處理之前外部進料可添加至該蒸汽流。

美國專利第6,797,154號揭示在一熱高壓分離器中具有階段間分離之兩階段加氫處理。當蒸汽流離開該分離器時，可將外部進料加入該蒸汽流中。該蒸汽流經歷分餾及視情況之進一步加氫處理。在第二加氫處理單元中處理液流且排出流輸送至冷高壓分離器。來自該分離器之較重材料輸送至分餾且較輕材料再循環至第一階段。

美國專利第6,623,624號揭示具有階段間分離之兩階段加氫處理。自第一加氫處理單元之排出流輸送至常壓分離(atmospheric separation)，於其間移除第一燃料產物；接著

重餾份輸送至真空分離區，於其中移除燃料及潤滑劑產物。真空分離區之底部餾份輸送至氫化分解區，於其中移除額外燃料及潤滑產物。

在一習知兩階段加氫處理狀況中，新鮮進料在第一氫化分解階段中反應。自該第一階段之排出流與自一第二階段之排出流合併且該摻合物經分餾。回收餾出燃料產物，且自分餾器之底部產物輸送至第二氫化分解階段用於進一步轉化。

區分習知兩階段氫化分解之“滲出(bleed)”與以此方法生產之深度加氫重產物是重要的。該區分將在本發明之實施方式中進一步探討。

【發明內容】

本發明提供兩階段處理之方便，然而亦可存在額外階段。

本發明在一實施例中不同於習知兩階段加氫處理，區別在於：本發明在第二加氫處理反應階段前移除一部分分餾器底部產物用於其它用途或處理。在另外實施例中，允許在該第二階段前添加新鮮進料，以及允許在第二階段前移除分餾器底部殘留物。在較佳模式中，在第一階段及第二階段中皆發生氫化分解。

本發明之兩階段加氫處理在適合生產一或多種餾出燃料及一清潔、深度加氫之重產物之條件下操作。此產物可進一步用於要求清潔進料之諸多方法中。FCC進料、潤滑基油進料及乙烯裂解進料為幾個實例。以此方式，本發明之方法在單一製程中組合一兩階段氫化方法與一單階段餾出

物進料加氫處理方法。本發明之特徵在選擇待處理之進料之量及深度加氫重產物之量及品質時允許諸多靈活性，而不會降低在該方法中生產之高品質燃料之量。

本發明之方法總結如下：

一種加氫處理含煙原料之方法，該方法在單一反應循環中使用至少兩個反應區且包含以下步驟：

(a)將含煙原料輸送至一第一反應區，與此該原料與一觸媒床及氫接觸，其中轉化率為至少40體積%；

(b)合併步驟(a)之排出流與來自第二反應區之排出流；

(c)將步驟(b)之混合物輸送至一分餾器中，其中在參考溫度以下沸騰之材料自在參考溫度以上沸騰之材料中分離且作為產物移除；

(d)作為產物移除至少一部分在參考溫度以上沸騰之步驟(c)之排出流；

(e)將在參考溫度以上沸騰之步驟(c)排出流之剩餘部分輸送至一第二反應區，其中該材料與一觸媒床及氫接觸且轉化率為至少30體積%；及

(f)合併步驟(e)之排除流與步驟(a)之排出流且將該混合物輸送至步驟(c)之分餾器中。

【實施方式】

本發明具有若干操作該兩階段氫化分解以有益於高品質加氫重產物之特徵。此等方法包括維持轉化桶數(conversion barrels)平衡以保證該方法製出恆定量之所需餾出燃料。本發明亦包括一種用於使該等兩個反應階段保

持強度平衡(severity balance)以保證在各階段汙流中觸媒保持近似相同比率之方法。在此過程中，該精製器比以前可利用的具有大體上較高靈活性之兩階段氫化分解操作。

本發明之該等特徵允許該精製器：

- 在氫化分解期間在不降低餾出燃料之量的狀況下生產高度加氫重流；
- 在不改變該兩個反應階段間之強度平衡的狀況下增加向兩階段燃料氫化分解器之進料速率；
- 在自該氫化分解器中移除深度加氫重產物之同時維持兩階段氫化分解器中轉化桶之恆定數目；及
- 改善自兩階段燃料氫化分解器之深度加氫重產物之量及品質，而對同時生產之燃料產物之量及品質具有最小影響。

先前兩階段氫化分解方法在該方法某階段使用一滲出流(bleed stream)，以出於方法穩定性目的自該製程中移除少量材料及保護第二階段觸媒。然而，移除此流降低所需燃料產物之回收率。以下幾點討論本發明之加氫重產物流怎樣區別於習知氫化分解之滲出流。

- 在習知方法中，滲出流僅意欲幫助穩定反應方法，及最小化移除量。任何額外移除之量導致所需燃料產物之較低產量。不瞭解此材料作為其它精煉方法之原料之價值。

- 傳統兩階段氫化分解器使用第一階段氫化處理以移除雜原子及使芳族物飽和且第二階段氫化分解用於降低分子量。已不再嚴格區分此功能。近來兩階段燃料氫化分解器

在第一階段以及在第二階段皆維持顯著轉化率。再循環流為兩個氫化分解反應區之高品質產物，具有低含量之硫、氮及芳族物。

- 在精煉中大量需要深度加氫重產物用於其它用途(例如 FCC 進料、潤滑基油、乙烯裂解進料)。

- 整合精煉製程意味較少設備件數，其中各件具有多功能；藉此降低所需資本投資以達成特定處理能力。

簡言之，本發明涉及以增加的進料速率自兩階段燃料氫化分解器生產目標量之燃料產物，其中額外進料作為不等量之深度加氫重產物回收。該方法包括以特定方式操作該兩階段氫化分解器以調整兩階段間之轉化率平衡從而優化該未經轉化的重油產物之品質或維持兩反應階段間之強度平衡以優化觸媒掃描寬度(runlength)。

本發明使用兩個重要概念，維持轉化桶數之目標範圍以及維持兩階段間反應強度之平衡。

不同進料速率時的典型轉化率顯示如下：

階段1進料bpd	階段2進料bpd	階段1轉化率%	階段2轉化率%	中間餾分(Mid-Dist)bpd	潤滑劑/FCC進料bpd	%總運行
40,000	0	60	40	36,000	0	30
50,000	0	48	32	36,000	10,000	10
60,000	10,000	48	32	36,000	20,000	20
40,000	10,000	60	32	36,000	10,000	40

為維持在該兩階段氫化分解方法期間已轉化桶數之目標範圍，第一及第二階段操作於特定轉化程度。目的為生產目標桶數之裂解燃料產物(例如，在進料沸騰範圍以下沸騰之產物)。轉化桶數定義為裂解至沸程低於進料沸騰溫度範

圍之進料桶數。在本方法中維持轉化桶數之恆定範圍意味生產一致量之餾出燃料，而與待處理之進料量、該氫化分解方法之強度或所回收深度加氫重產物之量無關。

該兩階段方法將於一反應強度操作各階段，使得在該等兩階段之各階段中觸媒汙流具有近似相同的速率。一般地每一批流通過，第一階段轉化率可在40至70體積%間變化且第二階段轉化率可在30體積%至80體積%間變化且包括處理粗進料之能力。

此保證在同一停工期間可經濟地替換兩種觸媒。本發明之一特徵為維持強度平衡，而與多少額外進料輸送至第一及/或第二階段無關。

示範習知氫化分解器及本發明較佳實施例之操作之說明

圖1說明一習知兩階段氫化分解器。

在此實例中，40,000 bpd進料(管2)輸送至第一階段氫化分解器(容器10)。在進入容器10之前，2000 scf(標準立方英尺)/bbl氫(管4)與管2合併。在第一階段中20,000 bpd經轉化(轉化率為50體積%)為低沸材料。經轉化與未經轉化材料皆經由管12出容器10。

未經轉化的20,000 bpd進料與10,800 bpd再循環進料(管32)合併。30,800 bpd未經轉化材料經由管14與40,000 bpd經轉化的低沸材料一併進入分餾器(容器20)。該低沸材料經由管22自塔頂移除。較高沸點、未經轉化的材料(30,800 bpd)經由管26出分餾器且與氫組合(管28)。混合物接著進入第二階段氫化分解器(容器30)。在第二階段中單程轉化率為65

體積%。20,000 bpd經轉化的材料與10.8 bpd未經轉化的材料一併經由管32出容器30。應注意在氫化分解期間的體積膨脹意味自40,000 bpd進料中回收多於40,000 bpd的產物。出於本揭示內容之目的，吾人假定未發生體積膨脹。

圖2：增加第一階段進料

圖2說明涉及移除10,000 bpd深度加氫重產物(管134)用於其它用途之方法。

為維持恆定燃料生產，饋入第一氫化分解階段(管102)之進料增至50,000 bpd。管102中進料在管104與2000 scf/bbl氫合併。該經合併的材料輸送至第一階段氫化分解器(容器110)。第一階段氫化分解器操作於40體積%之轉化率以維持與圖1中相同之轉化桶數。20,000 bpd經轉化的產物及30,000 bpd未經轉化的底部產物經由管112出容器110，且與來自第二階段氫化分解階段(管132)之再循環排除流合併。管132含有20,000 bpd經轉化的材料(餾出燃料)及10,800 bpd未經轉化的材料。管114將來自管112及132之經合併的材料運載至分餾器120。40,000 bpd經轉化的材料經由管122出分餾器120。管126運載40.8 bpd未經轉化的材料。10,000 bpd作為深度加氫重產物自管134移除。30,800 bpd(管138)在進入第二階段加氫分解器130前與氫(管128)合併。

由於在第一階段之轉化率相對基礎狀況(圖1)降低，當第二階段的進料量保持不變時，其將會稍難分解。因此，第二階段反應強度將稍微增加以維持所要求之轉化率。同樣地，可稍微增加第一階段中的反應強度以在兩個反應階段

之間得到可接受之強度平衡。

圖3增加第一階段及第二階段進料

圖3說明本發明之另一實施例。在此實施例中，精製器具有生產與圖2移除物相比品質略有下降之中度加氫重產物之能力。

圖3之實施例藉由增加第一階段之進料且將進料引入第二階段最大化單位通量。如圖2之方法中，第一階段進料(管202)速率維持在50,000 bpd。然而，此時自分餾器移除20,000 bpd深度加氫重產物用於其它用途或處理，且另外10,000 bdp新鮮進料添加至第二階段。藉由選擇可耐受較高硫及氮含量之第二階段觸媒促進新鮮進料添加至一另外清潔階段。可增加在第二階段中的反應強度以容納潛在雜質更多的進料(dirtier feed)。調整觸媒及反應條件以容納較重及/或雜質更多的進料為在熟習之業者能力範圍內。此實施例之重要性為在生產等量40,000 bpd經轉化的材料及20,000 bpd重產物時60,000 bpd新鮮進料已經處理。重產物之增加量以第二階段處理新鮮進料時增高之反應器強度(與圖2相比)為代價。圖3中生產之20,000 bpd重產物將與圖2中生產之10,000 bpd重產物相比品質略有降低。

圖4最大化重產物品質

圖4說本發明之另一實施例。在此實施例中，精製器具有生產非常高度加氫重產物之能力，該加氫重產物比在所討論之先前實施例生產之加氫重產物具有更高品質。簡言之，該產物之品質直接關係到在處理期間該產物所經歷轉

化率之程度。

圖4之實施例藉由在第一階段中維持高轉化率及將進料引入第二階段來最大化產物品質。如圖1之方法中，第一階段之進料速率維持在40,000 bpd。新鮮進料以10,000 bpd之進料速率引入第二階段，同時允許自分餾器移除10,000 bpd深度加氫重產物用於其它用途或處理。如圖3中一樣，藉由選擇可耐受較高硫及氮含量之第二階段觸媒促進新鮮進料添加至另一清潔階段。圖4中10,000 bpd重產物將會具有比在圖2中生產之該10,000 bpd重產物高之品質。該實施例之重要性為來自第二階段之產物在第一階段中經歷50%轉化率且在第二階段中經歷65% PPC。將第二階段排出流與來自第一階段的高轉化率排出流合併產生適合進一步處理以生產高價值產物之極高品質重產物，包括3族基油(Group 3 base oils)。

原料

大量烴進料可用於本發明。典型原料包括任何重油或合成油餾份或沸點高於300°F(150°C)之處理流。該等原料包括真空製氣油(vacuum gas oil)、重常壓氣油(heavy atmospheric gas oil)、延遲石油焦製氣油(delayed coker gas oil)、減黏裂化氣油(visbreaker gas oil)、去金屬化油(demetallized oil)、真空製氣油殘留物(vacuum residua)、常壓氣油殘留物(atmospheric residual)、脫柏油油(deasphalted oil)、Fischer-Tropsch流、FCC流等。

對於第一反應階段而言，典型進料將為真空製氣油、重

石油焦製氣油或脫柏油油。用於第二階段之典型進料將包括真空製氣油、重常壓氣油、輕循環油及輕石油焦製氣油。
產物

本發明主要針對高品質中間餾出產物以及針對可用於要求清潔進料方法中之清潔深度加氫重材料(在650°F以上之範圍內沸騰，但通常高於700°F)之產生。該等方法包括FCC進料、潤滑油基礎原料及乙烯裂解進料。

本發明之方法尤其適用於生產在約250°F至700°F (121°C - 371°C)範圍內沸騰之中間餾出餾份。中間餾出餾份定義為具有約250°F至700°F之沸騰範圍。至少75體積%，較佳地85體積%之中間餾出物組份具有高於250°F之正常沸點。至少75體積%，較佳85體積%之中間餾出物組份具有低於於700°F之正常沸點。術語“中間餾出物”包括柴油機、航空燃料及煤油沸騰範圍之餾份。煤油或航空燃料沸騰範圍係指介於280°F與525°F間之範圍(138°C - 274°C)。術語“柴油沸騰範圍”係指在250°F至700°F (121°C - 371°C)範圍內沸騰之烴。

亦可以本發明之方法生產汽油或石腦油。汽油或石腦油通常在低於400°F (204°C)沸騰，或C₅-烴跨越400°F (204°C)沸騰。在任何特定精煉廠回收之不同產物餾份之沸騰範圍將根據各種因素變化，如原油產地特徵、本地精煉市場及產品價格。

本發明之另一產物重柴油通常在550°F至750°F範圍內沸騰。

條件

加氫處理條件為一通稱其在本申請案中主要指氫化分解或加氫處理，較佳地指氫化分解。第一及第二階段反應器皆較佳地為燃料氫化反應器。該第一階段反應器具有至少40體積%之轉化率程度，且該第二階段反應器具有至少30體積%之轉化水平。

氫化處理條件包括反應溫度介於400°F-900°F (204°C-482°C)之間，較佳地650°F-850°F (434°C-454°C)之間；壓力500至5000 psig(磅每平方英吋表壓)(3.5-34.6 MPa)，較佳地1000至3000 psig(7.0-20.8 MPa)；饋料速率(LHSV)0.5 hr⁻¹至20 hr⁻¹(v/v)；及總氫消耗每桶液烴進料300至5000 scf(標準立方英尺)(53.4-356 m³H₂/m³進料)。

典型氫化分解條件包括反應溫度為400°F至950°F (204°C-510°C)，較佳地650°F-850°F (343°C-454°C)。反應壓力處於500至5000 psig(3.5-34.5 MPa)範圍，較佳地1500至3500 psig(10.4-24.2 MPa)。LHSV處於0.1至15 hr⁻¹範圍內，較佳地0.25-2.5 hr⁻¹。氫消耗處於500至2500 scf每桶液態烴進料(89.1-445 m³H₂/m³進料)範圍。

觸媒

加氫處理區可僅包含一種觸媒，或若干種觸媒之組合。

氫化分解觸媒通常包含裂解組份、加氫組份及黏合劑。該等觸媒為此項技術中熟知。裂解組份可包括非晶系二氧化矽/氧化鋁相及/或諸如Y-型或USY沸石之沸石。具有高裂解活性之觸媒經常使用REX、REY及USY沸石。黏合劑通常

為二氧化矽或氧化鋁。加氫組份可為VI族、VII族或VIII族金屬或其氧化物或硫化物，較佳地為鉬、鎢、鈷或鎳，或其硫化物或氧化物中之一或多種。若存在於觸媒中，則加氫組份通常占該觸媒之約5重量%至約40重量%。或者，尤其鉑及/或鈀之鉑族金屬可單獨或與卑金屬加氫組份鉬、鎢、鈷或鎳組合作為加氫組份存在。若存在，則鉑族金屬通常將占該觸媒之約0.1重量%至約2重量%。

若使用，則氫化處理觸媒通常將為承載於諸如氧化鋁之多孔難熔基底上之VI族金屬或其化合物及VIII族金屬或其化合物之複合物。氫化處理觸媒之實例為氧化鋁承載之鈷-鉬、硫化鎳、鎳-鎢、鈷-鎢及鎳-鉬。一般而言，該等氫化觸媒經預硫化。

【圖式簡單說明】

圖1說明一習知兩階段氫化分解器。

圖2說明本發明之實施例，其中向第一階段饋入之量較在圖1中所用之量增加，以抵消在接下來第一階段中移除之深度加氫重產物之量。因此所生產之燃料產物量可維持恆定。

圖3說明本發明之實施例，其中新鮮進料添加至第二階段以生產高品質深度加氫重產物。饋入第一階段之進料量與圖2中之量保持相同。

圖4說明本發明之實施例，其中新鮮進料添加至第二階段中以生產最高品質深度加氫重產物。饋入第一階段之進料量與圖1中之量保持相同。

【主要元件符號說明】

2	進料流
4	氫流
10	第一階段氫化分解器
12	出口流
20	分餾器
22	塔頂移除流
26	出口流
28	氫流
30	第二階段氫化分解器
32	再循環進料流
102	進料流
104	氫流
110	第一階段氫化分解器
112	出口流
114	入口流
120	分餾器
122	出口流
126	未經轉化材料之流
128	氫流
130	第二階段加氫分解器
132	再循環排除流
134	深度加氫重產物移除流
138	移除後剩餘材料之流
202	第一階段進料

五、中文發明摘要：

本發明係關於加氫處理之領域，且更特定言之係關於一種針對燃料氫化分解及餾出物進料之加氫精製之方法。此方法具有至少兩階段。可在第二階段前移除相對未經轉化之加氫精製之產物，從而提供靈活性。在另一實施例中，可在第二階段前添加新鮮進料。在兩個實施例中，燃料生產維持於一恆定水平。

六、英文發明摘要：

十、申請專利範圍：

1. 一種加氫處理含烴原料之方法，該方法在單一反應循環中使用至少兩個反應區且包含以下步驟：

(a)將含烴原料輸送至一第一反應區，於此該原料與一觸媒床及氫接觸，其中轉化率為至少40體積%；

(b)合併步驟(a)之排出流與來自第二反應區之排出流；

(c)將步驟(b)之混合物輸送至一分餾器中，其中在參考溫度以下沸騰之材料自在參考溫度以上沸騰之材料中分離且作為產物移除；

(d)作為產物移除至少一部分在參考溫度以上沸騰之步驟(c)之排出流；

(e)將在參考溫度以上沸騰之步驟(c)排出流之剩餘部分輸送至一第二反應區，其中該材料與一觸媒床及氫接觸，轉化率為至少30體積%；及

(f)合併步驟(e)之排出流與步驟(a)之排出流且將該混合物輸送至步驟(c)之分餾器中。

2. 如請求項1之方法，其中發生於各反應區中的該等反應強度之間維持平衡以保持在參考溫度以上沸騰之產物之恆定體積。
3. 如請求項1之方法，其中在步驟(e)前將原料與在參考溫度以上沸騰之步驟(c)排出流合併，以在該方法中抵消在步驟(d)中所移除產物之量且維持材料之恆定體積。
4. 如請求項1之方法，其中生成恆定體積在參考溫度以下沸騰之步驟(c)排出流，而與待處理進料量、處理條件強度

或在參考溫度以上沸騰之步驟(c)排出流之量無關。

5. 如請求項1之方法，其中該參考溫度係在650°F至750°F之範圍內。
6. 如請求項5之方法，其中該參考溫度係在700至725°F之較佳範圍內。
7. 如請求項1之方法，其中在參考溫度以下沸騰之排出流體積包含餾出燃料產物以及汽油。
8. 如請求項2之方法，其中各反應區中之觸媒以近似相同速率受污染，其允許在停工期間同步替換。
9. 如請求項1之方法，其中該原料係選自由以下各物組成之群：真空製氣油(vacuum gas oil)、重常壓氣油(heavy atmospheric gas oil)、延遲石油焦製氣油(delayed coker gas oil)、減黏裂化氣油(visbreaker gas oil)、去金屬化油(demetallized oil)、真空製氣油殘留物(vacuum residua)、常壓氣油殘留物(atmospheric residua)、輕循環油(light cycle oil)、輕石油焦製氣油(light coker gas oil)、脫柏油油(deasphalted oil)、Fischer-Tropsch流及FCC流。
10. 如請求項1之方法，其中該加氫處理包含氫化分解、氫化處理或二者。
11. 如請求項10之方法，其中燃料之氫化分解為主要反應。
12. 如請求項1之方法，其中每一批流通過，在第一階段中轉化率係在40至70體積%範圍內且在第二階段中轉化率係在30至80體積%範圍內。
13. 如請求項12之方法，其中每一批流通過，第二階段轉化

率係在40至70體積%範圍內。

14. 如請求項3之方法，其中在第一階段轉化率係至少50體積%且在第二階段轉化率係至少60體積%，藉此產生適於III族蠟狀基油(waxy base oil)原料之高度加氫精製重產物。
15. 如請求項11之方法，其中氫化處理之條件包含反應溫度係介於400°F與900°F (204°C -482°C)之間、壓力係500至5000 psig(3.5-34.6 MPa)、進料速率(LHSV)係0.5 hr⁻¹至20 hr⁻¹(v/v)；及總氫消耗係每桶液烴進料300至5000 scf(53.4-356 m³H²/m³進料)。
16. 如請求項11之方法，其中該氫化分解條件包括反應溫度係400°F至950°F (204°C -510°C)、反應壓力係在500至5000 psig(3.5-34.5 MPa)範圍內、LHSV係在0.1至15 hr⁻¹(v/v)範圍內、氫消耗係在每桶液烴進料500至2500 scf(89.1-445 m³H²/m³進料)之範圍內。
17. 如請求項1之方法，其中在參考溫度以上沸騰之步驟(c)排出流包含清潔深度加氫重材料。
18. 如請求項17之方法，其中該清潔深度加氫材料用作選自由FCC進料、潤滑油基礎原料及乙烯裂解進料組成之群之原料。
19. 如請求項1之方法，其中第一及第二反應區之觸媒床係選自由氫化處理及氫化分解觸媒組成之群。
20. 如請求項9之方法，其中該較佳原料係真空製氣油。

十一、圖式：

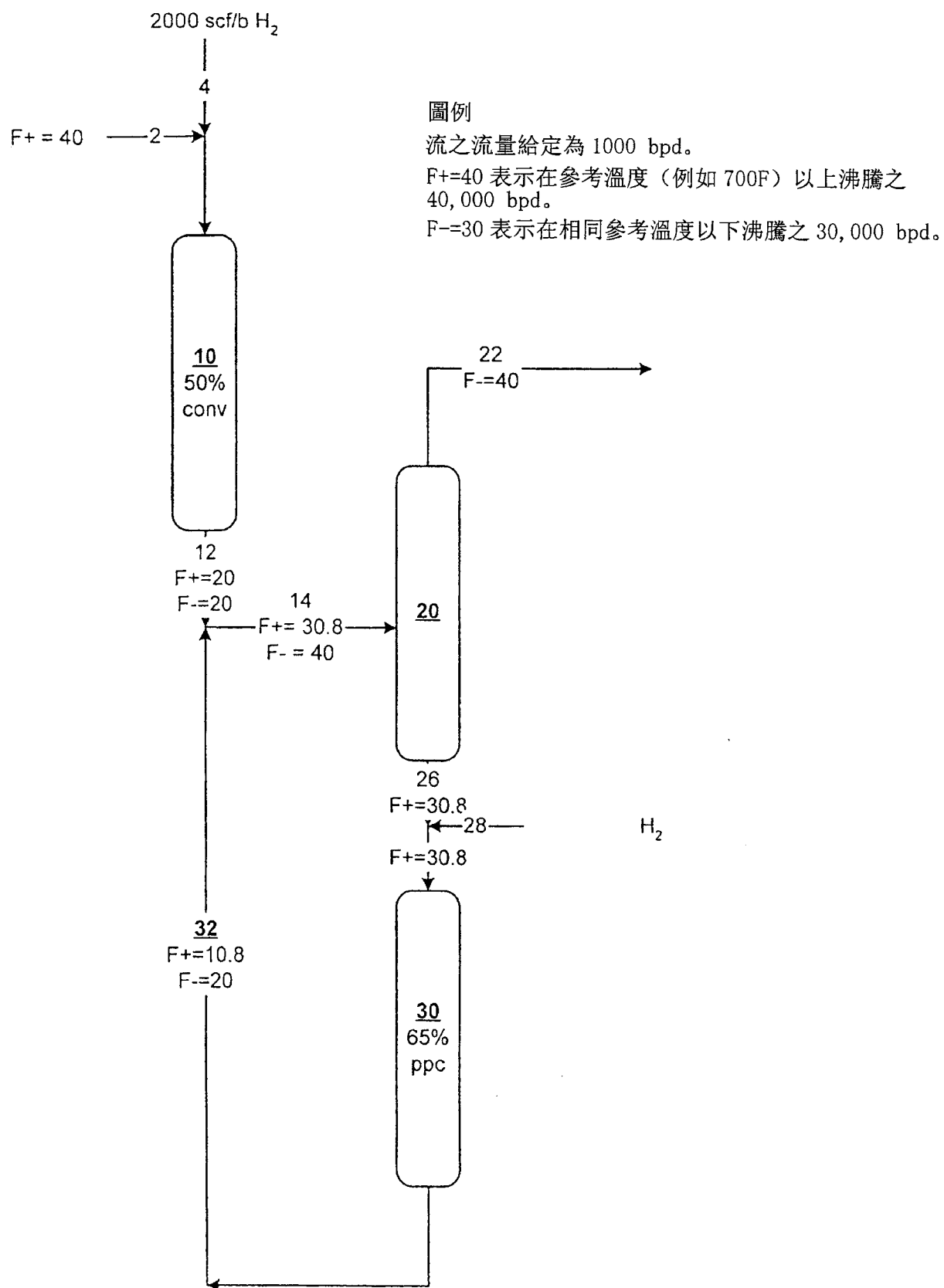


圖 1 (先前技術)

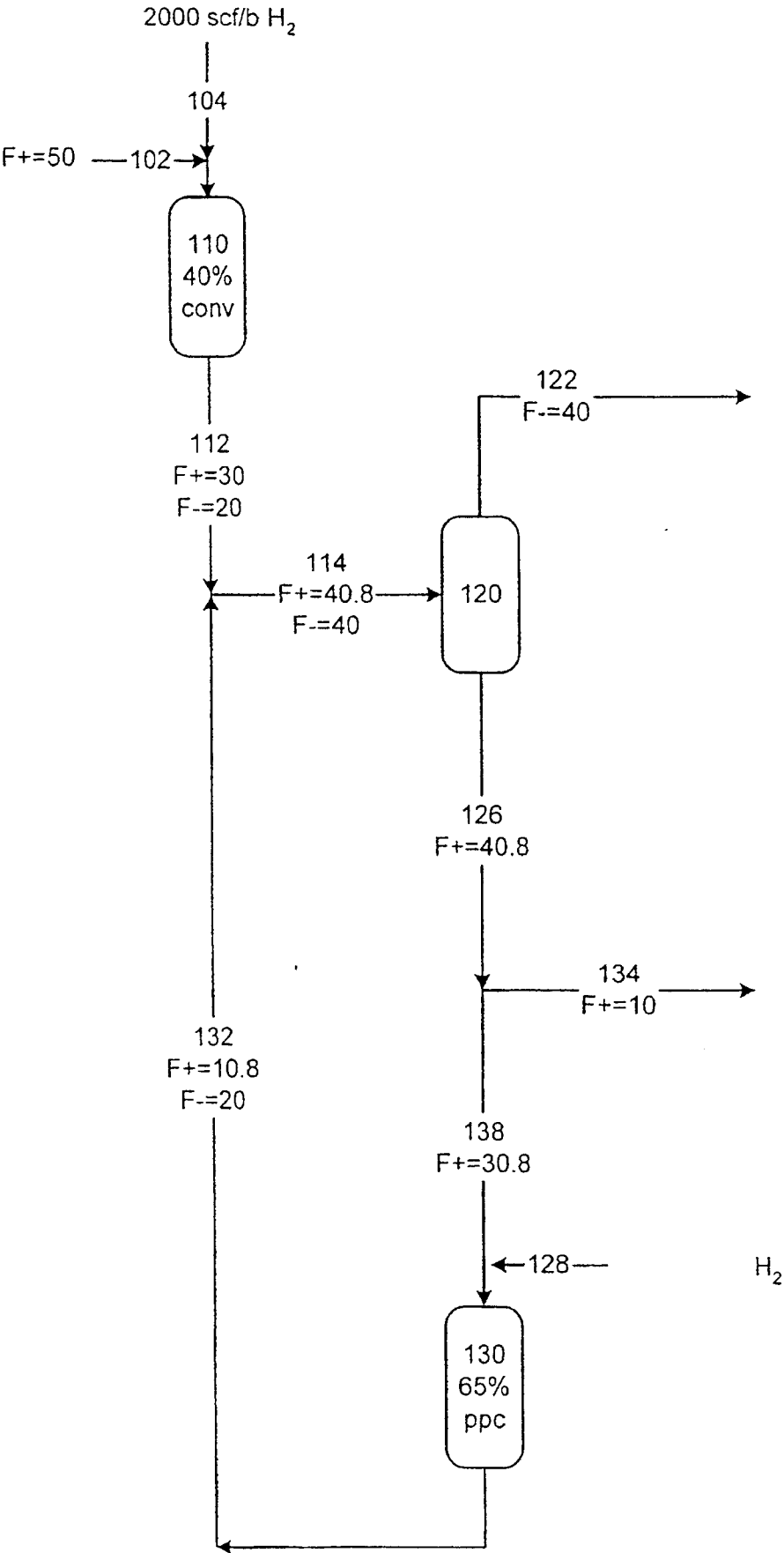


圖 2

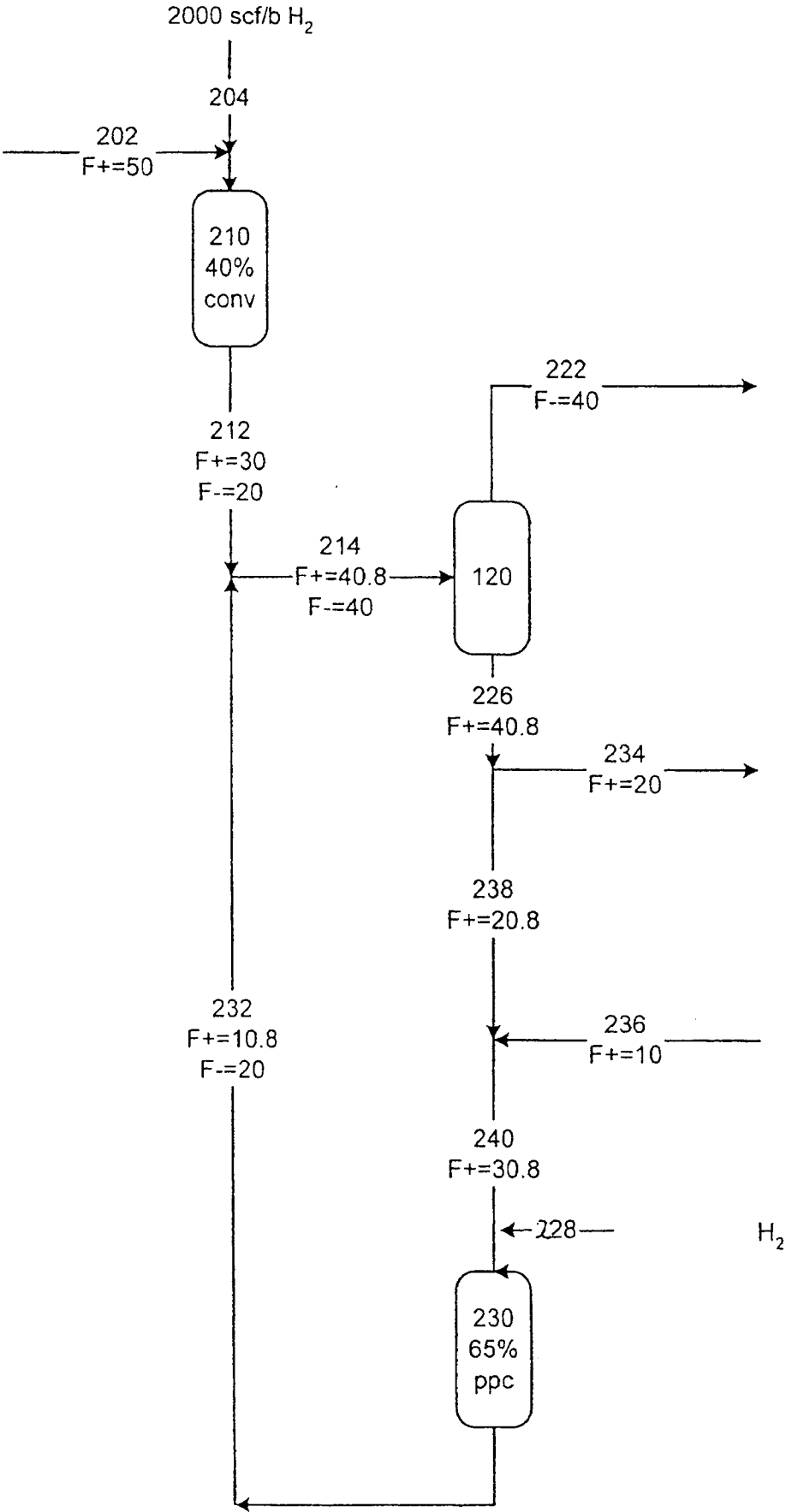


圖 3

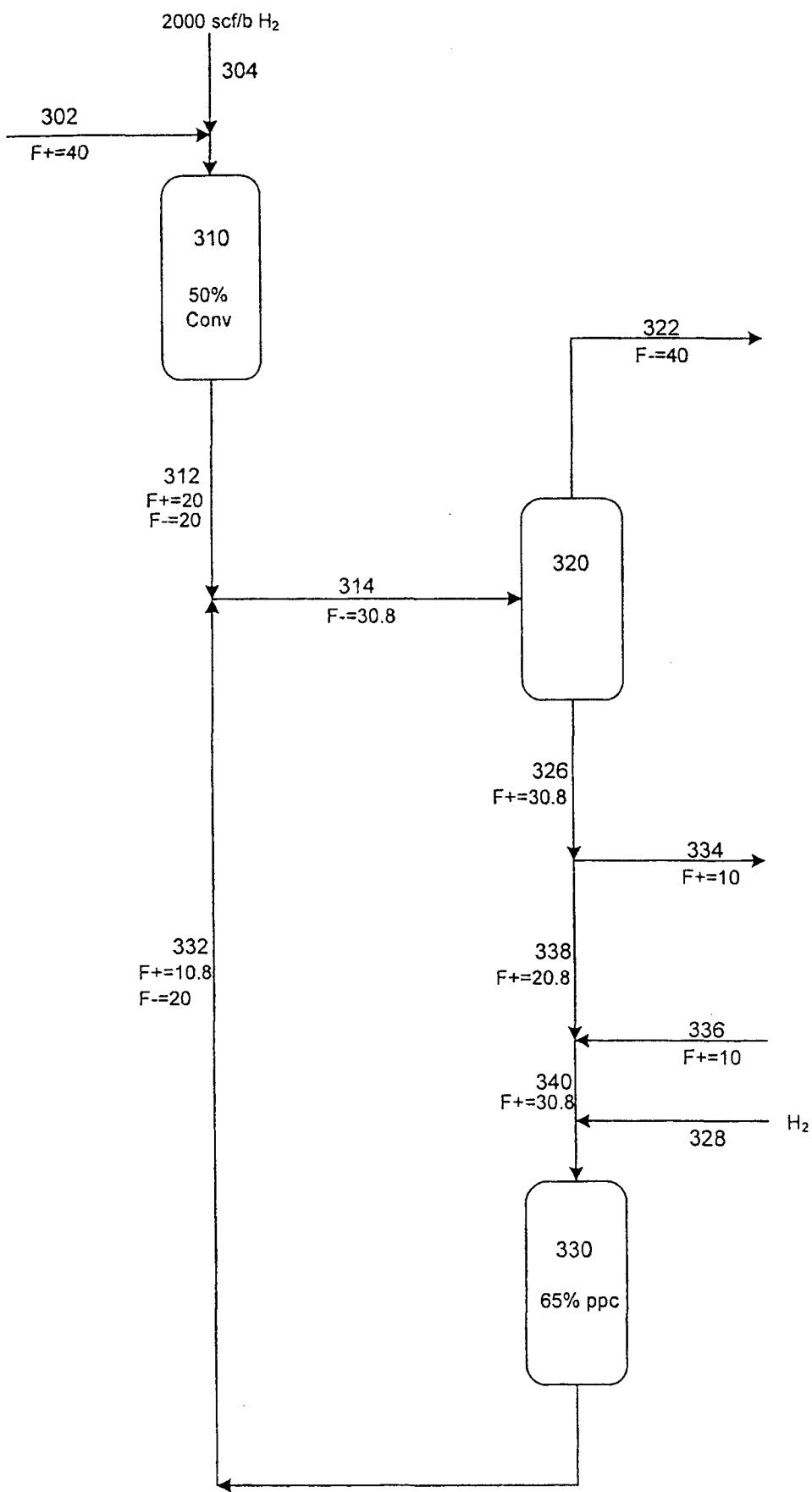


圖 4

七、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：

102	進料流
104	氫流
110	第一階段氫化分解器
112	出口流
114	入口流
120	分餾器
122	出口流
126	未經轉化材料之流
128	氫流
130	第二階段加氫分解器
132	再循環排除流
134	深度加氫重產物移除流
138	移除後剩餘材料之流

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)