



(19) 中華民國智慧財產局

(12) 發明說明書公開本

(11) 公開編號：TW 201538706 A

(43) 公開日：中華民國 104 (2015) 年 10 月 16 日

(21) 申請案號：103143942

(22) 申請日：中華民國 103 (2014) 年 12 月 16 日

(51) Int. Cl. : C10G59/04 (2006.01)

C10G35/085 (2006.01)

B01J23/42 (2006.01)

(30) 優先權：2013/12/17 法國

1362749

(71) 申請人：I F P 新能源公司 (法國) IFP ENERGIES NOUVELLES (FR)

法國

(72) 發明人：德瑞士 海洛斯 DREUX, HELOISE (FR)；帕格 亞歷山卓 PAGOT, ALEXANDRE

(FR)；艾維尼爾 普瑞史席拉 AVENIER, PRISCILLA (FR)；果奈 尤利安

GORNAY, JULIEN (FR)；里 高夫 皮耶 伊凡斯 LE GOFF, PIERRE-YVES (FR)

(74) 代理人：陳長文

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：19 項 圖式數：3 共 32 頁

(54) 名稱

催化重組方法

CATALYTIC REFORMING PROCESS

(57) 摘要

本發明係關於一種自包括石蠟及環烷之石腦油餾分(1)開始的用於產生具有一定辛烷值之汽油及用於聯合產生芳香基料之方法，該方法包括以下步驟：a)將該石腦油餾分傳送至第一催化重組單元(2)以便將該等石蠟及/或環烷之至少一部分轉化成芳香族化合物並產生氫氣；b)自該第一催化重組單元(2)抽取第一流出物(3)及氫氣流(4)；c)將該第一流出物(3)傳送至芳香烴分離單元(5)以便將第一芳香烴餾分與含有未經轉化環烷及/或石蠟之萃餘液(7)分離；d)將該萃餘液(7)傳送至第二催化重組單元(9)以便將該等未經轉化環烷及/或石蠟轉化成芳香族化合物並產生氫氣；e)自該第二催化重組單元(9)抽取含有芳香族化合物之重組油(11)及氫氣流(10)。

The present invention concerns a process for the production of gasoline with an octane number and for the co-production of aromatic bases, starting from a naphtha cut (1) comprising paraffins and naphthenes, the process comprising the following steps: a) sending the naphtha cut to a first catalytic reforming unit (2) in order to convert at least a portion of the paraffins and/or naphthenes into aromatic compounds and to produce hydrogen; b) withdrawing a first effluent (3) and a stream of hydrogen (4) from the first catalytic reforming unit (2); c) sending the first effluent (3) to an aromatics separation unit (5) so as to separate a first aromatic cut and a raffinate (7) containing unconverted naphthenes and/or paraffins; d) sending the raffinate (7) to a second catalytic reforming unit (9) so as to convert the unconverted naphthenes and/or paraffins into aromatic compounds and to produce hydrogen; e) withdrawing a reformat (11) containing aromatic compounds and a stream of hydrogen (10) from the second catalytic reforming unit (9).

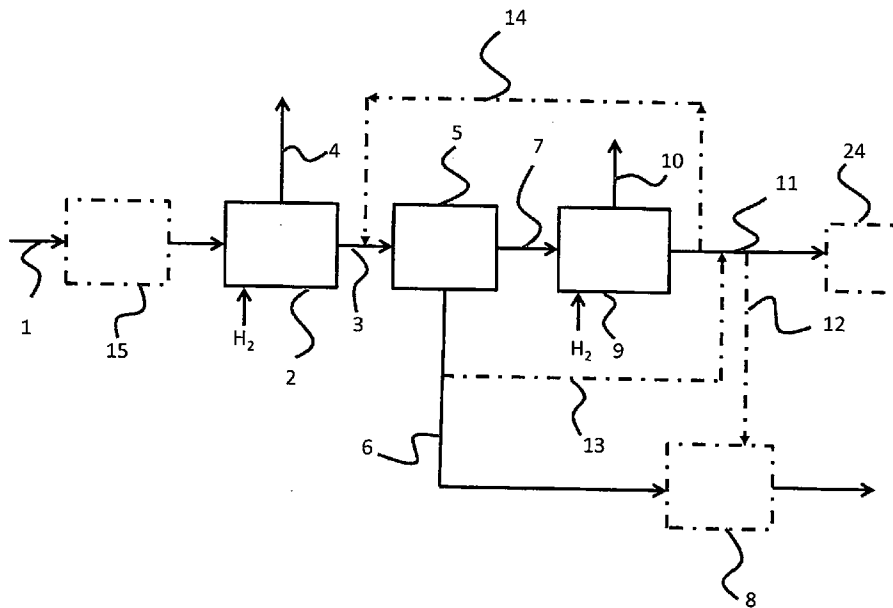


圖 1

- 1 . . . 石腦油餾分/
石腦油進料
- 2 . . . 第一催化重組
單元/第一重組單元/第
一單元
- 3 . . . 第一流出物/
流出物
- 4 . . . 氫氣流
- 5 . . . 芳香烴分離單
元/分離單元
- 6 . . . 芳香烴餾分/
第一芳香烴餾分
- 7 . . . 萃餘液/重組
油
- 8 . . . 芳香族錯合物
單元/芳香族錯合物
- 9 . . . 第二催化重組
單元/第二重組單元
- 10 . . . 氫氣流
- 11 . . . 重組油
- 12 . . . 線路/另一部
分
- 13 . . . 流/線路
- 14 . . . 線路
- 15 . . . 加氫處理單
元
- 24 . . . 汽油總合

發明摘要

※ 申請案號：103143942

C10G59/04(2006.01)
C10G35/085(2006.01)
B01J23/42(2006.01)

※ 申請日：103.12.16

※IPC 分類：B01J; C07C

【發明名稱】

催化重組方法

CATALYTIC REFORMING PROCESS

【中文】

● 本發明係關於一種自包括石蠟及環烷之石腦油餾分(1)開始的用於產生具有一定辛烷值之汽油及用於聯合產生芳香基料之方法，該方法包括以下步驟：

a)將該石腦油餾分傳送至第一催化重組單元(2)以便將該等石蠟及/或環烷之至少一部分轉化成芳香族化合物並產生氫氣；

b)自該第一催化重組單元(2)抽取第一流出物(3)及氫氣流(4)；

c)將該第一流出物(3)傳送至芳香烴分離單元(5)以便將第一芳香烴餾分與含有未經轉化環烷及/或石蠟之萃餘液(7)分離；

● d)將該萃餘液(7)傳送至第二催化重組單元(9)以便將該等未經轉化環烷及/或石蠟轉化成芳香族化合物並產生氫氣；

e)自該第二催化重組單元(9)抽取含有芳香族化合物之重組油(11)及氫氣流(10)。

【英文】

The present invention concerns a process for the production of gasoline with an octane number and for the co-production of aromatic bases, starting from a naphtha cut (1) comprising paraffins and naphthenes, the process comprising the following steps:

- a) sending the naphtha cut to a first catalytic reforming unit (2) in order to convert at least a portion of the paraffins and/or naphthenes into aromatic compounds and to produce hydrogen;
- b) withdrawing a first effluent (3) and a stream of hydrogen (4) from the first catalytic reforming unit (2);
- c) sending the first effluent (3) to an aromatics separation unit (5) so as to separate a first aromatic cut and a raffinate (7) containing unconverted naphthenes and/or paraffins;
- d) sending the raffinate (7) to a second catalytic reforming unit (9) so as to convert the unconverted naphthenes and/or paraffins into aromatic compounds and to produce hydrogen;
- e) withdrawing a reformat (11) containing aromatic compounds and a stream of hydrogen (10) from the second catalytic reforming unit (9).

【代表圖】

【本案指定代表圖】：第（1）圖。

【本代表圖之符號簡單說明】：

- 1 石腦油餾分/石腦油進料
- 2 第一催化重組單元/第一重組單元/第一單元
- 3 第一流出物/流出物
- 4 氫氣流
- 5 芳香烴分離單元/分離單元
- 6 芳香烴餾分/第一芳香烴餾分
- 7 萃餘液/重組油
- 8 芳香族錯合物單元/芳香族錯合物
- 9 第二催化重組單元/第二重組單元
- 10 氫氣流
- 11 重組油
- 12 線路/另一部分
- 13 流/線路
- 14 線路
- 15 加氫處理單元
- 24 汽油總合

【本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式】：

無

發明專利說明書

(本說明書格式、順序，請勿任意更動)

【發明名稱】

催化重組方法

CATALYTIC REFORMING PROCESS

本發明係關於一種用於同時產生具有高辛烷值之汽油餾分以及係石油化學品之基料的芳香族烴餾分的方法。特定而言，本發明係關於一種可用於聯合產生(自石腦油餾分開始)具有高辛烷值(95以上之RON)之汽油及用於石油化學(舉例而言，諸如二甲苯、甲苯或苯產生)中之芳香族烴餾分的方法。

【先前技術】

催化重組單元之傳統目的係將環烷烴化合物(環烷)及石蠟烴化合物(正構石蠟及異構石蠟)轉化成芳香族烴化合物。所涉及的主要反應係環烷去氫、石蠟至芳香烴之脫氫環化以及可能地，石蠟及環烷異構化。可發生稱為「副反應」之其他反應，諸如石蠟及環烷之加氫裂解及氫解、導致輕質化合物及較輕芳香烴以及觸媒之表面上之焦炭之形成之烷基芳香烴之加氫脫烷。

汽油應用之欲最佳化之效能係液態重組油之產率亦及該重組油之辛烷值。然而，對於石油化學應用而言，所期望效能係芳香族烴之產率及所產生之芳香族烴之分配。於是，通常在芳香族錯合物中處理芳香族烴以便使一或多個產物(通常為二甲苯及苯)之產量最大化。甲苯及較重芳香烴可經升級以構成汽油基料或產生二甲苯之混合物。

催化重組單元之習用進料富含石蠟及環烷化合物且相對缺乏芳香族化合物。該等進料通常係自原油之蒸餾獲得之石腦油或藉由催化

重組處理之天然氣凝液。

除彼等習用進料外，精製廠中亦可獲得含有不同數量之芳香烴(亦即，來自催化裂解(FCC)、來自焦化、來自加氫裂解或經蒸汽裂解汽油之重石腦油)之其他進料。具有不同程度之芳香族化合物之彼等進料可用以為汽油基料或芳香基料之產生供應催化重組單元。

催化重組單元通常包括按順序排列的四個反應器，該四個反應器包括重組觸媒之固定床或移動床。

當重組單元由具有移動觸媒床之反應器構成時，其亦包含連續之觸媒再生器，其中沈積於觸媒上之焦炭藉由緩慢的受控制燃燒以CO₂之形式清除。此單元(稱為連續再生單元)包括用於移動觸媒之複雜裝置，該觸媒可因此在反應器中替代地執行其功能，然後經歷再生處理且返回至該等反應器。

先前技術文檔FR 2 925 065揭示一種用於自石腦油餾分開始之同時獲得高辛烷值汽油及芳香基料之方法。所提出佈局由將石腦油進料傳送至芳香烴分離單元組成，該芳香烴分離單元產生含有大部分芳香烴之稱為「萃取出」之餾分及含有大部分非芳香族化合物之稱作「萃餘液」之餾分。將萃餘液之至少一部分傳送至催化重組單元，氫氣流及具有高辛烷值之汽油餾分自該催化重組單元產生。將具有高辛烷值之汽油餾分全部傳送至汽油總合(gasoline pool)，或將一部分在芳香族錯合物單元中處理且將另一部分用於汽油總合中。彼方法亦設想將萃取出中之所有或一部分萃取出傳送至稱為芳香族錯合物之單元以便產生芳香基料，且將萃取出之另一部分傳送至汽油總合。

因此，彼文檔中所闡述之佈局在催化重組步驟之前將芳香烴與石腦油進料(其通常具有低芳香烴含量)分離，且然後在重組步驟中聯合地處理石蠟化合物及環烷化合物。

本發明之一個目的係提出一種靈活方法，該靈活方法可取決於

精製機之要求朝向汽油基料之產生或朝向芳香基料之產生任意定向流出物，且針對其使轉化條件最佳化，且其針對既定處理能力產生比先前技術佈局更多之芳香族化合物(且因此具有高辛烷值之汽油及/或用於石油化學之芳香基料)。

【發明內容】

為此目的，提出了一種自包括石蠟及環烷之石腦油餾分開始的用於產生具有95以上之辛烷值之汽油及用於聯合產生芳香基料之方法，該方法包括以下步驟：

a)將該石腦油餾分傳送至第一催化重組單元，其中使該石腦油餾分與重組觸媒接觸以便將石蠟及/或環烷之至少一部分轉化成芳香族化合物並產生氫氣；

b)自該第一催化重組單元抽取第一流出物及氫氣流；

c)將該第一流出物傳送至芳香烴分離單元以便將第一芳香烴餾分與含有未經轉化環烷及/或石蠟之萃餘液分離；

d)將該萃餘液傳送至第二催化重組單元，其中使該萃餘液與重組觸媒接觸以便將該等未經轉化環烷及/或石蠟轉化成芳香族化合物並產生氫氣；

e)自該第二催化重組單元抽取氫氣流及富含芳香族化合物之重組油。

本發明之方法可用以產生富含芳香族化合物之汽油餾分，該等汽油餾分不僅可經升級成汽油總合，且亦作為芳香族錯合物單元之基料。因此，取決於精製機之要求，富含芳香族化合物之該等汽油餾分在需要汽油時全部朝向該汽油總合定向，或在其中存在對石油化學方面之芳香族化合物之需求之情況中整體經引導至該芳香族錯合物，或在不僅為汽油產生而且用於石油化學之芳香烴所需要時，經分配至該汽油總合及該芳香族錯合物(以任何比例)。

由於催化重組之第一步驟及第二步驟以及分離第一重組步驟中形成之芳香烴之中間步驟，因此本發明之方法亦在芳香烴產物之能力及產率方面得以最佳化。分離步驟可用以回收該第一重組步驟中產生之芳香族化合物且因此避免由於加氫脫烷及聚縮合之副反應(該等副反應導致焦炭在觸媒上，尤其在用於該第二重組步驟之觸媒上形成(觸媒之活性之損失))所致之產率之下降。然後在最佳條件下對富含對轉化抵抗更強之非芳香族化合物(在該第一重組步驟中未經轉化之石蠟及環烷)之該萃餘液執行該第二催化重組步驟。

在較佳實施方案中，在有利於環烷化合物之去氫之條件下操作該第一重組步驟，該等環烷化合物比必須執行脫氫環化反應的石蠟更容易去氫並轉換成芳香族化合物。然後在更劇烈條件下執行該第二重組步驟以便促進該石蠟脫氫環化反應。

因此，本發明之方法可用以避免由於催化重組單元中富含芳香烴之進料之轉化所致之缺點，且改良所期望產物之產率。

此外，將兩個連續重組步驟與用於分離該第一步驟中形成之芳香烴之中間步驟一起使用，且因此僅處理主要含有該第二重組步驟中之非芳香烴、未經轉化化合物之該萃餘液之事實意指產生單元之能力可得以最佳化。實際上，不需要不必要地增加該產生單元之能力，此乃因在該第一步驟中產生之該等芳香族化合物不一定需要經歷第二催化重組步驟。

此外，用於在兩個催化重組步驟之間分離化合物之中間步驟之存在因此意指可在該等重組單元中處理不同進料，且因此可在取決於該進料之最佳操作條件下操作此等單元，以便使芳香族化合物之產量最大化。

在一項實施例中，當將促進用於石油化學之芳香基料之產生時，將整個芳香烴餾分傳送至芳香族錯合物單元。根據其中將產生用

於石油化學品及汽油之芳香基料之另一實施例，將第一芳香烴餾分之一部分傳送至芳香族錯合物單元且將該第一芳香烴餾分之另一部分傳送至該汽油總合。

根據其中將產生汽油之一項實施例，將整個該重組油傳送至該汽油總合。根據替代實施例，將該重組油之一部分傳送至芳香族錯合物單元且將該重組油之另一部分傳送至該汽油總合。

有利地，在經傳送至該汽油總合及/或至該芳香族錯合物單元之前，將該重組油傳送至芳香烴分離單元。

在本發明之特定實施例中，在步驟a)之前在加氫處理單元中預處理該石腦油餾分。作為實例，該加氫處理步驟選自烯烴及二烯之加氫脫金屬、加氫脫硫、加氫脫氮及/或氫化步驟。

根據較佳實施例，在步驟a)之前，將該石腦油餾分傳送至經結構設計以分離C₄⁻烴餾分與C₅⁺烴餾分之分離單元且將該C₅⁺餾分傳送至步驟a)。

根據有利實施例，將自步驟c)獲得之該萃餘液傳送至經結構設計以分離C₆⁻餾分與C₇⁺餾分或者C₇⁻餾分與C₈⁺餾分之分離單元且將該C₇⁺或C₈⁺餾分傳送至催化重組步驟d)且在異構化單元中處理該C₆⁻餾分或該C₇⁻餾分以便增加其辛烷值。

在存在氫氣之情況下，該第一催化重組步驟a)及該第二催化重組步驟d)在以下條件下執行：

- 在420°C至600°C之範圍中之平均反應器進口溫度；
- 在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之壓力；
- 在0.5 h⁻¹至8 h⁻¹之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率；
- 在0.2至8之範圍中之H₂/進料莫耳比率。

較佳地，在存在氫氣之情況下，該第一催化重組步驟a)在以下條

件下執行：

- 在420°C至500°C之範圍中之平均反應器進口溫度；
- 在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之壓力；
- 在2.5 h⁻¹至8 h⁻¹之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率；
- 在0.2至8之範圍中之H₂/進料莫耳比率。

較佳地，在存在氫氣之情況下，該第二催化重組步驟d)在以下條件下執行：

- 在500°C至600°C之範圍中之平均反應器進口溫度；
- 在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之壓力；
- 在0.5 h⁻¹至2.5 h⁻¹之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率；
- 在0.2至8之範圍中之H₂/進料莫耳比率。

根據本發明，該石腦油餾分自以下單元中之一或多者獲得：常壓蒸餾、FCC、焦化、蒸汽裂解、加氫裂解及天然氣凝液分餾。

較佳地，在步驟a)及步驟d)中採用之催化重組觸媒包括氧化鋁載體及鉑。高度較佳地，藉由以下元素中之一者促進該催化重組觸媒：Re、Sn、In、P、Ge、Ga、Bi、B、Ir或稀土。較佳地，促進劑元素係錫。

根據較佳實施例，步驟a)之該催化重組觸媒係具有相對於觸媒之重量之小於0.1重量%、較佳地小於0.05重量%之氮含量之觸媒。

較佳地，步驟d)之該催化重組觸媒具有相對於總觸媒重量之在0.8重量%至1.5重量%之範圍中、較佳地在0.8重量%至1.2重量%之範圍中且更佳地在0.9重量%至1.1重量%之範圍中之氮含量。

根據本發明，該第一催化重組單元及該第二催化重組單元可使用「半再生」模式中之固定床反應器或「連續再生」模式中之移動床

反應器。針對固定床系統，此(舉例而言)包括平行操作之至少兩個反應器，其中第一反應器用以再生該觸媒且第二反應器用於重組反應。

根據本發明之較佳實施例，該等重組單元在「連續再生」模式(連續觸媒再生(CCR))中起作用。此類型之單元由專用再生器中之該觸媒之部分之連續就地再生及由經再生觸媒至執行該轉化反應之該等反應器之連續添加表徵。

因此，此類型之「連續再生」重組反應器包括至少一個反應器及一再生器。較佳地，該重組單元包括用以執行將該等石蠟及環烷烴化合物轉化成芳香族化合物之按順序排列的兩個反應器及一觸媒再生器。

根據較佳實施例，當該觸媒在該兩個重組單元中係相同時，該第一重組單元由至少一個轉化反應器構成且該第二重組單元包括至少一個轉化反應器及一再生器，其中經再生觸媒朝向該第一催化重組單元之該第一反應器移動。此實施例係有利的，此乃因其意指互相再生器可用以再生在該第一重組單元及該第二重組單元中所採用之該觸媒。

在其中不同觸媒用於該第一重組單元及該第二重組單元中之每一者中之情況中，此等由至少一個轉化反應器及一再生器構成。

【圖式簡單說明】

本發明之其他特性及優點將自參考附圖作出的以下說明更好地理解且變得顯而易見，在附圖中：

- 圖1係本發明之方法之第一實施例之佈局；
- 圖2係本發明之方法之第二實施例之圖解性表示；
- 圖3表示本發明之方法之第三實施例。

一般而言，相同參考符號指定相似元件。另外，以虛線表示之線或方塊表示選用元件。

【實施方式】

為更好地理解文字，術語「石腦油」在下文中將用以表示具有任何化學成分(較佳地具有在50°C至250°C之範圍中之蒸餾範圍)之油餾分。可採用化學家族之任何分配，表示為PONA (P代表石蠟，O代表烯烴，N代表環烷且A代表芳香烴)。

術語「汽油」用於具有類似於石腦油之蒸餾範圍之蒸餾範圍且具有95以上(較佳地98以上)之辛烷值之油餾分。

術語「芳香基」在廣泛意義上可用以囊括二甲苯(對二甲苯、間二甲苯、鄰二甲苯)、乙苯、甲苯及苯，及可能地諸如單體苯乙烯、異丙苯或直鏈烷基苯之較重芳香烴。

術語「重組油」用於具有由催化重組產生之高辛烷值之汽油餾分。

最後，術語「萃餘液」用於具有類似於石腦油之蒸餾範圍之蒸餾範圍之油餾分，該萃餘液主要含有非芳香族化合物(通常為石蠟及/或環烷)且該萃餘液具有通常低於自催化重組獲得之芳香烴餾分之辛烷值之辛烷值。

經處理烴進料

在文字之其餘部分中，術語「石腦油」(單獨地或與其他石腦油混合)用以表示可由本發明之方法處理之進料。此進料係富含石蠟及環烷化合物且相對缺乏芳香族烴化合物之烴餾分。石腦油進料(舉例而言)自原油之常壓蒸餾或天然氣凝液獲得。本發明之方法亦適用於由催化裂解單元(FCC)、焦化、加氫裂解或經蒸汽裂解汽油產生之重石腦油。具有不同芳香族烴化合物含量之此等進料可用以為汽油基料或芳香基料之產生供應催化重組單元。

本發明可定義為一種用於產生具有95以上(較佳地98以上)之辛烷值之汽油，及用於聯合產生來自一或多個石腦油餾分(該等石腦油餾

分自以下單元中之一或多者：常壓蒸餾、FCC、焦化、蒸汽裂解或加氫裂解獲得或自天然氣凝液之分餾獲得)之芳香基之方法。

圖1表示根據第一實施例之方法之佈局。將以上所闡述之石腦油進料1傳送至第一催化重組單元2，該第一催化重組單元包括按順序排列之配備有(舉例而言)作為固定床或作為移動床之催化重組觸媒床之兩個反應器。第一重組單元在操作條件下且在存在可用以使環烷烴化合物(環烷)及/或石蠟烴化合物轉換成芳香族烴化合物最佳化之觸媒之情況下操作。為限制重組觸媒上之焦炭之形成，在存在氫氣之情況下執行重組步驟。

此第一重組單元2中使用之觸媒包括載體及活性金屬相，舉例而言鉑。較佳地，金屬(特定而言，鉑)與選自以下各項之其他元素(促進劑)相關聯：Re、Sn、In、P、Ge、Ga、Bi、B、Ir及稀土或者此等元素之任何組合。載體較佳地係氧化鋁。

此第一催化重組單元在以下操作條件範圍內操作：

- 在420°C至600°C之範圍中之平均反應器進口溫度；
- 在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之壓力；
- 在0.2 mol/mol至8 mol/mol之範圍中之H₂/進料莫耳比率；
- 在0.5 h⁻¹至8 h⁻¹之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率。

在較佳實施例中，第一催化重組單元在促進石腦油進料中存在之環烷之去氫反應之條件下操作。石蠟至芳香烴之脫氫環化反應比環烷去氫反應慢，且因此在此第一重組步驟中石蠟幾乎係未轉化。因此，第一重組步驟較佳地在以下條件下執行：

- 在420°C至500°C之範圍中之平均反應器進口溫度；
- 在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之壓力；
- 在0.2 mol/mol至8 mol/mol之範圍中之H₂/進料莫耳比率；

• 在 2.5 h^{-1} 至 8 h^{-1} 之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率。

在此較佳實施例中，較佳地使用包括氧化鋁載體、鉑及錫之重組觸媒，且該觸媒具有相對於觸媒重量之小於0.1重量%、較佳地小於0.05重量%之氯含量。

第一催化重組單元2產生含有芳香族化合物(特定而言，自環烷及/或石蠟(較佳地環烷)之轉化獲得)及未經轉化非芳香族化合物之流出物3以及氫氣流4。將氫氣流4傳送至精製廠中之加氫處理單元或至第二催化重組單元。

根據本發明，將流出物3傳送至芳香烴分離單元5，該芳香烴分離單元產生主要含有芳香族化合物之芳香烴餾分6及含有大部分未經轉化非芳香族烴化合物之萃餘液7。

可使用基於諸如採用一或多個溶劑之液-液萃取或萃取蒸餾之吸收系統，或基於吸附系統之「熟習此項技術者已知」之方法執行芳香烴(通常含有6至11個碳原子之化合物)之分離。本發明之方法不與關於芳香烴分離單元之特定技術有關。較佳地，使用液-液萃取技術分離芳香族化合物。藉助於較佳地為環丁砜類型、具有化學式 $\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2\text{S}$ 之溶劑執行萃取，該溶劑對芳香烴化合物具有強親合力。自芳香烴分離單元獲得之產物係富含非芳香族化合物(特定而言，富含石蠟)之萃餘液7及濃縮流出物3中含有之芳香族化合物之芳香烴餾分。

作為實例，使自第一催化重組單元2獲得之流出物3與溶劑在第一萃取塔中接觸，富含芳香族化合物之溶劑及由非芳香族化合物構成之萃餘液自該萃取塔回收。隨後在洗滌塔中淨化萃餘液以移除溶劑之殘留痕跡。富含芳香族化合物之溶劑最初在汽提塔中擺脫前面之非芳香族化合物，然後經傳送至用於回收芳香族化合物之塔，其中該溶劑與芳香烴餾分6分離且在再生之後經回收。

如圖1中所指示，芳香烴餾分6可用作汽油基料並全部或部分地傳送至汽油總合24（經由流13），或用作「芳香族錯合物」單元8之芳香基料。「芳香族錯合物」單元表示各種分餾單元（不管是藉由吸附、蒸餾、萃取蒸餾、液-液萃取或結晶），及/或轉化單元（不管芳香烴之重新配置，諸如芳香烴之轉烷化或歧化作用方法如何），選擇性或以其他方式之芳香烴脫烷或烷化單元，或者具有或不具有乙苯之去烷化之二甲苯之異構化之單元之組合。來自芳香族錯合物之產物主要係石油化學品中間物（諸如苯、對二甲苯、鄰二甲苯、間二甲苯、二甲苯餾分、乙苯、單體苯乙烯、異丙苯或直鏈烷基苯）或用於構成諸如甲苯或重芳香烴餾分之汽油基料之成分。

根據本發明，在第二催化重組單元9中處理自芳香烴分離單元獲得之萃餘液7，該第二催化重組單元（舉例而言）包括按順序排列之具有觸媒移動床及連續觸媒再生反應器之兩個反應器。在操作中，將在再生反應器中再生之觸媒轉移至第一催化重組單元2之第一反應器。

氫氣流10自第二催化重組單元9產生且具有高辛烷值之重組油11亦產生。此第二催化重組步驟意欲將萃餘液之未經轉化非芳香族化合物（石蠟及/或環烷）轉化成芳香族化合物。

為限制重組觸媒上之焦炭之形成，在存在氫氣之情況下執行重組步驟。

第二催化重組步驟中使用之操作條件如下：

- 在420°C至600°C之範圍中之平均反應器進口溫度；
- 在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之壓力；
- 在0.2 mol/mol至8 mol/mol之範圍中之H₂/進料莫耳比率；
- 在0.5 h⁻¹至8 h⁻¹之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率。

較佳地，所採用之操作條件比第一重組步驟之操作條件更劇

烈，此乃因此第二步驟意欲轉化更難熔之石蠟及/或環烷化合物。特定而言，選擇促進石蠟脫氫環化成芳香族化合物之反應之條件，該反應比環烷去氫反應慢。因此，在比第一重組步驟中溫度更高及/或滯留時間更長之情況下操作第二重組步驟，亦即：

- 在500°C至600°C之範圍中之平均反應器進口溫度；
- 在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之壓力；
- 在0.2 mol/mol至8 mol/mol之範圍中之H₂/進料莫耳比率；
- 在0.5 h⁻¹至2.5 h⁻¹之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率。

第二重組步驟中所採用之重組觸媒可與第一重組步驟中所使用之重組觸媒相同。較佳地，使用包括氧化鋁載體及鉑活性金屬相之觸媒。較佳地，鉑與選自以下各項之其他元素(促進劑)相關聯：Re、Sn、In、P、Ge、Ga、Bi、B、Ir及稀土或者此等元素之任何組合。高度較佳地，觸媒具有相對於觸媒重量之在0.8重量%至1.5重量%之範圍中、較佳地在0.8重量%至1.2重量%之範圍中且更佳地在0.9重量%至1.1重量%之範圍中之氯含量。在較佳實施例中，第二重組步驟之觸媒包括氧化鋁載體、鉑及錫且具有相對於觸媒之重量之在0.8重量%至1.5重量%之範圍中之氯含量，較佳地在0.8重量%至1.2重量%之範圍中且更佳地在0.9重量%至1.1重量%之範圍中之氯含量。

因此，在較佳實施例中，在第一重組單元中，使用具有針對環烷去氫之活性的氧化鋁上之鉑/錫型之觸媒，其中氯含量相對於觸媒之重量小於0.1重量%、較佳地小於0.05重量%，且在第二重組單元中，使用具有高石蠟脫氫環化活性的氧化鋁上之鉑/錫型之觸媒，其中氯含量相對於觸媒重量在0.8重量%至1.5重量%之範圍中之氯含量、較佳地在0.8重量%至1.2重量%之範圍中且更佳地在0.9重量%至1.1重量%之範圍中之氯含量。

現在參考圖1，當精製機正進行汽油產生運行時，將重組油11 (其係具有高辛烷值之汽油餾分)全部傳送至汽油總合24。另一選擇係，當精製機希望產生用於石油化學之芳香基料時，將所有重組油11經由線路12傳送至芳香族錯合物8。在中間情況中，將重組油11之一部分傳送至汽油總合24且將另一部分12用作芳香族錯合物之進料。

在圖1中所指示之較佳實施例中，在經傳送至汽油總合或芳香族錯合物之前，將重組油11經由線路14有利地回收至芳香烴分離單元5，以便回收萃餘液7中之未經轉化石蠟及/或環烷烴化合物且因此增加芳香烴產率。在芳香烴餾分6中回收第二重組步驟中產生之芳香族化合物。

取決於精製機之要求，將芳香烴餾分6經由線路13全部轉移至汽油總合，或全部傳送至芳香族錯合物，或分配至汽油總合及芳香族錯合物兩者。

因此，似乎本發明之方法係高度靈活的，此乃因精製機具有用於在高辛烷值汽油之產生與芳香基料之產生之間由其支配而分配之諸多可能性，包含兩個極端情況，亦即僅汽油產生及僅芳香基料產生。

如圖1中所指示，視情況，在經傳送至步驟a)之前，在加氫處理單元15中處理石腦油進料1以確保該進料符合在硫、氮及/或烯烴與二烯化合物含量方面之規格。

圖2表示本發明之方法之另一佈局，其與圖1之佈局之不同在於自芳香烴分離單元5獲得之萃餘液7經傳送至分餾點分離單元16之事實。

參考圖1之說明中所提及之特性及優點亦適用於圖2之實施例。

如圖2中所指示，分餾點分離單元16 (舉例而言，蒸餾塔)產生輕C6⁻餾分(包括含有6個或更少碳原子之烴之餾分)及重C7⁺餾分(包括含有7個或更多碳原子之烴之餾分)或者另一選擇係，輕C7⁻餾分(包括含

有7個或更少碳原子之烴之餾分)及重 C_8^+ 餾分(包括含有8個或更多碳原子之烴之餾分)。

將自分離單元16獲得之輕餾分18傳送至異構化單元19，具有高辛烷值之汽油餾分(異構油)自該異構化單元產生，該汽油餾分經由線路20傳送至汽油總合。

異構化單元可用以將具有低辛烷值之正構石蠟(直鏈石蠟)轉換成具有較高辛烷值之異構石蠟(支鏈石蠟)。由於異構化反應係稍微放熱的，因此在2 MPa至8 MPa之範圍中之壓力下及在 1 h^{-1} 至 3 h^{-1} 之範圍中之每小時之重量空間速度(HSV=進料之體積流率(m^3/h)/觸媒之體積(m^3))下，使用在 110°C 至 250°C 之範圍中之低溫。因此，自分離單元16獲得之輕 C_6^- 或 C_7^- 餾分之輕石蠟在第二催化重組單元中未經轉化，而是在專用單元中經異構化。此實施方案之優點中之一者係輕 C_6^- 或 C_7^- 餾分之辛烷值藉助於消耗比重組反應少之能量之異構化反應而增加。實際上，輕石蠟係難以轉化成芳香族化合物之分子，且因此此轉化需要高溫度，該等高溫度然後伴隨有加氫脫烷及聚縮合之非所要反應，此導致芳香烴產率之損失。

如在圖2中可見，僅將重餾分17傳送至第二催化重組單元9，氫氣流10及具有高辛烷值之重組油11自該第二催化重組單元產生。第二重組步驟之操作條件及重組觸媒類似於參考圖1所闡述之操作條件及重組觸媒。

將重組油11作為汽油基料全部傳送至芳香族錯合物，或將其全部傳送至汽油總合。另一選擇係，取決於精製機之產生約束，將重組油11部分地傳送至芳香族錯合物且部分地傳送至汽油總合。

有利地，在經傳送至汽油總合或芳香族錯合物之前，將重組油11經由線路14回收至分離單元5，以便將第二重組步驟中產生之芳香族化合物轉移至芳香烴餾分6且回收重組油7中之未經轉化石蠟及/或

環烷烴化合物，該等未經轉化石蠟及/或環烷烴化合物然後在第二重組單元9中經再次處理(增加芳香烴產率)。然後，將芳香烴餾分6全部傳送至汽油總合24，或全部傳送至芳香族錯合物8，或分配至汽油總合24及芳香族錯合物8兩者。

圖3表示基於圖2之佈局之本發明之方法之第三實施例。第三實施例包括用於分離含於在以上所闡述之催化重組步驟之前執行之石腦油進料中之輕烴化合物之步驟。此分離步驟，亦稱作穩定化，由藉助於蒸餾塔21 (亦稱為分離器)而使C₄⁻烴餾分自塔之頭部分離及使C₅⁺烴餾分(或經穩定石腦油)自塔底部分離組成。如圖3中所指示，在經傳送至分離塔21之前，視情況將石腦油進料1在加氫處理單元15中進行加氫處理。現在參考圖3，含有烴(含有4個或更少碳原子)之C₄⁻餾分經由線路23自塔21在頂部抽取且含有烴(含有5個或更多碳原子)之C₅⁺餾分經由線路22自塔底部21回收。C₅⁺餾分因此構成石腦油進料，其然後在第一催化重組單元2中經處理。將由第一催化重組單元2產生之流出物3傳送至芳香烴分離單元5，該芳香烴分離單元產生含有第一催化重組單元2中產生之大部分芳香族烴化合物之芳香烴餾分6及主要含有第一重組步驟中未經轉化之非芳香族烴化合物之稱作「萃餘液」7之餾分。然後，可將芳香烴餾分6經由線路13全部傳送至「芳香族錯合物」單元8或至汽油總合24。另一選擇係，將芳香烴餾分6之一部分傳送至「芳香族錯合物」8且將另一部分經由線路13傳送至汽油總合24。

將自芳香烴分離單元5獲得之萃餘液7傳送至產生輕C₇⁻餾分及重C₈⁺餾分之蒸餾塔16。在異構化單元19中處理輕餾分18，此產生經傳送至汽油總合之具有高辛烷值之汽油餾分20。重餾分17用作第二催化重組單元9之進料，氫氣流10及係具有高辛烷值之汽油餾分之重組油11自該第二催化重組單元產生。如之前所提及，當精製機正進行汽油

產生運行工作時，將重組油11有利地全部傳送至汽油總合。另一選擇係，當精製機希望產生用於石油化學之芳香基料時，將整個重組油11經由線路12傳送至芳香族錯合物8。在中間情況中，將重組油11之一部分傳送至汽油總合且將另一部分12用作芳香族錯合物之進料。

有利地，在經傳送至汽油總合或至芳香族錯合物之前，將重組油11經由線路14傳送至芳香烴分離單元5以便清除未經轉化石蠟之任何痕跡並回收第二重組步驟中在芳香烴餾分6中產生之芳香族化合物。

此第三實施例係有利的，此乃因其易於整合至已經存在之汽油穩定塔與輕汽油異構化單元之間的精製廠佈局中。

在另一實施例中(未展示)，最初使石腦油進料穩定以便使C⁴-烴餾分與C⁵⁺烴餾分分離。然後使用圖1中所展示之方法之佈局處理烴餾分C⁵⁺。

實例

實例1

以下實例比較兩個方法佈局：根據本發明(根據圖1)之佈局(稱作A)及並非根據本發明之佈局B(其中不存在芳香烴之分離)。

在兩種情況中，石腦油進料具有以下組成：

| | | |
|----------------|---------|------|
| 進料之組成 (重量%) | 石蠟 | 64.3 |
| | 烯烴 | 0 |
| | 環烷 | 22.3 |
| | 芳香烴 | 13.3 |
| | 流率(t/h) | 20 |

在並非根據本發明之方法B中，將石腦油進料傳送至由四個反應器構成之催化重組單元。自第四反應器抽取之氫氣流及具有高辛烷值之重組油產生。在下文表1中闡述所獲得之重組油之組成。

在根據本發明之方法A中，將石腦油進料傳送至由兩個反應器構成之第一催化重組單元2。將來自此第一催化重組單元2之流出物3傳送至芳香烴分離單元5，該芳香烴分離單元產生芳香烴餾分6及含有大部分非芳香族烴化合物之稱作「萃餘液」7之餾分。在由兩個反應器構成之第二催化重組單元9中處理萃餘液7，氫氣流10及具有高辛烷值之重組油11自該催化重組單元產生。混合芳香烴餾分6與重組油11；混合物之組成在下文表1中給出。

在此實例1中，在相同條件下操作催化重組單元：

- 平均反應器進口溫度=520°C
- 每小時之重量空間速度： 2h^{-1} (應注意，針對本發明之方法A，重新計算第二重組單元之每小時之重量空間速度，其不以相同流率處理以便保持情況A與情況B (並非根據本發明)之間的觸媒之數量恆定)
- 相對壓力=0.5 MPa
- H_2 /進料莫耳比率=2
- 循環時間=3天。

實例中所使用之觸媒係氯氧化鋁上之鉑/錫型觸媒。

芳香烴分離步驟採用使用環丁砜之液-液萃取。

下文表1展示藉助根據本發明之佈局A獲得之混合物(重組油+芳香烴餾分)之組成及藉助並非根據本發明之佈局B獲得之重組油之組成：

| | 來自並非根據本發明之佈局B之重組油 | 來自根據本發明之佈局A之混合物(芳香烴餾分+重組油) | 增益 |
|----------------------|-------------------|----------------------------|-------|
| RON | 101.80 | 102.62 | 0.82 |
| 產率, C5+ (%) | 87.13 | 88.78 | 1.64 |
| 產率, H2 (%) | 3.48 | 3.73 | 0.24 |
| 產率, 芳香烴(%) | 65.49 | 68.27 | 2.77 |
| 產率, C1至C4 (%) | 9.38 | 7.50 | -1.89 |
| 形成於第四反應器之觸媒上之焦炭(重量%) | 7.28 | 1.75 | -5.53 |

表1

與並非根據本發明之佈局相比，本發明之佈局關於RON增益0.8點，C5⁺化合物之產率方面增益1.6%，氫氣之產生方面增益0.24%且在芳香烴之產生方面增益2.8%。

亦存在較少裂解，且因此輕化合物之產生減少1.9%且第四反應器之觸媒上之焦炭減少5.5重量%。

在將流出物傳送至第三反應器(其對應於第二催化重組單元之第一反應器)之前將該流出物之芳香烴在出口處自第一催化重組單元之第二反應器分離之事實意指不僅限制加氫脫烷之「副」反應(其導致芳香烴產率之損失)，且亦限制聚縮合反應(該等反應為觸媒上之焦炭之沈積原因且因此為其去活化原因)。來自根據本發明之第四反應器之出口處之觸媒上之焦炭之極小數量因此意指可在觸媒之替換之前增加循環時間。

實例2

以下實例2比較兩個方法佈局：根據本發明(根據圖2)之佈局C及並非根據本發明之佈局B(其中不存在芳香烴分離單元)。

在兩種情況中，石腦油進料具有以下組成：

| | | |
|----------------|---------|------|
| 進料之組成 (重量%) | 石蠟 | 64.3 |
| | 烯烴 | 0 |
| | 環烷 | 22.3 |
| | 芳香烴 | 13.3 |
| | 流率(t/h) | 20 |

在並非根據本發明之方法B中，將石腦油進料傳送至由四個反應器構成之催化重組單元，氫氣流及重組油自該催化重組單元產生。在以下之表2中闡述自出口(來自第四反應器)獲得之重組油之組成。

在根據本發明之佈局C中，將石腦油進料傳送至由兩個反應器構成之第一催化重組單元2。將來自此第一單元2之流出物3傳送至芳香烴分離單元5，該芳香烴分離單元產生芳香烴餾分6及含有大部分非芳香族烴化合物之萃餘液7。將萃餘液7傳送至產生輕餾分C7及重餾分C₈⁺之分餾點分離單元16。將輕餾分18傳送至異構化單元19，具有高辛烷值之異構油自該異構化單元產生。將重餾分17傳送至由兩個反應器構成之第二催化重組單元9，氫氣流10及具有高辛烷值之重組油11自該第二催化重組單元產生。混合芳香烴餾分與異構油；該混合物之組成在以下之表2中給出。

在此實例2中，在相同條件下操作催化重組單元：

- 平均反應器進口溫度=520°C
- 每小時之重量空間速度：2h⁻¹ (應注意，針對本發明之方法A，重新計算第二重組單元之每小時之重量空間速度，其等不以相同流率處理以便保持情況A與情況B (並非根據本發明)之間的觸媒之數量恆定
- 相對壓力=0.5 MPa
- H₂/進料莫耳比率=2
- 循環時間=3天。

實例中所使用之觸媒係氫氧化鋁上之鉑/錫型觸媒。

芳香烴分離步驟採用使用環丁砜之液-液萃取。

在佈局C之情況中，存在用於輕C7餾分之異構化之額外單元，該異構化在以下條件下及在存在氫氧化鋁上之鉑的異構化觸媒之情況下以及在存在氫氣之情況下操作：

- 平均反應器進口溫度=120°C
- 每小時之空間速度：1.2 h⁻¹
- 相對壓力=0.30 MPa
- H₂/進料莫耳比率=0.2

以下之表2展示藉助根據本發明之佈局C獲得之混合物(重組油+芳香烴餾分+異構油)之組成及藉助並非根據本發明之佈局B獲得之重組油之組成：

| | 來自並非根據本發明之佈局B之重組油 | 根據本發明之佈局C之混合物(重組油+芳香烴餾分+異構油) | 增益 |
|-----------------------|-------------------|------------------------------|-------|
| RON | 101.80 | 101.83 | 0.03 |
| 產率，C5+(%) | 87.13 | 91.15 | 4.01 |
| 產率，H ₂ (%) | 3.48 | 3.40 | -0.09 |
| 產率，芳香烴(%) | 65.49 | 64.31 | -1.18 |
| 產率，C1-C4 (%) | 9.38 | 5.46 | -3.93 |
| 沈積於第四反應器之觸媒上之焦炭(重量%) | 7.28 | 1.46 | -5.82 |

表2

與先前技術相比，本發明之佈局產生C5⁺產率之4%之增益，幾乎恆定之氫氣產率及RON以及芳香烴之產生方面之1.2%之稍微下降。此稍微下降與在第二重組步驟中僅處理萃餘液之C₈⁺餾分而非整個萃餘

液之事實有關。

首先，觀察到發生較少裂解，且因此輕烴化合物之產生稍微下降3.9%。最後，觀察到第四反應器之觸媒上之焦炭減少5.8重量%。

在第三反應器(其對應於第二催化重組單元之第一反應器)中處理流出物之前將來自流出物之芳香烴在出口處自第一催化重組單元之第二反應器分離之事實意指可限制「副」加氫脫烷反應，該等「副」加氫脫烷反應導致芳香烴產率之損失且限制聚縮合反應(該等反應產生觸媒上之焦炭之沈積)。

分離自芳香烴分離單元獲得之非芳香烴萃餘液之事實意指後續處理可較佳地適應構成每一餾分之化合物。在目前之情況中，C7餾分有利地經歷異構化步驟而非重組步驟。輕石蠟實際上難以重組，且因此需要採用可導致劇烈裂解及因此導致輕化合物(C1-C4)之形成之劇烈操作條件。在本發明之方法之此佈局中，輕石蠟經傳送用於異構化，其中裂解由於適度之操作條件而受到限制，因此在所分析混合物中觀察到輕化合物之數量減少。因此產生之異構油有利地用於汽油總合中。

【符號說明】

- | | |
|---|----------------------|
| 1 | 石腦油餾分/石腦油進料 |
| 2 | 第一催化重組單元/第一重組單元/第一單元 |
| 3 | 第一流出物/流出物 |
| 4 | 氫氣流 |
| 5 | 芳香烴分離單元/分離單元 |
| 6 | 芳香烴餾分/第一芳香烴餾分 |
| 7 | 萃餘液/重組油 |
| 8 | 芳香族錯合物單元/芳香族錯合物 |
| 9 | 第二催化重組單元/第二重組單元 |

- 10 氫氣流
- 11 重組油
- 12 線路/另一部分
- 13 流/線路
- 14 線路
- 15 加氫處理單元
- 16 分餾點分離單元/分離單元/蒸餾塔
- 17 重餾分
- 18 輕餾分
- 19 異構化單元
- 20 線路/汽油餾分
- 21 蒸餾塔/分離塔/塔/塔底部/分離單元
- 22 線路
- 23 線路
- 24 汽油總合

申請專利範圍

1. 一種用於自包括石蠟及環烷之石腦油餾分(1)開始的產生具有95以上之辛烷值之汽油及用於聯合產生芳香基料之方法，該方法包括以下步驟：
 - a)將該石腦油餾分傳送至第一催化重組單元(2)，其中使該石腦油餾分與重組觸媒接觸以便將該等石蠟及/或環烷之至少一部分轉化成芳香族化合物並產生氫氣；
 - b)自該第一催化重組單元(2)抽取第一流出物(3)及氫氣流(4)；
 - c)將該第一流出物(3)傳送至芳香烴分離單元(5)以便將第一芳香烴餾分(6)與含有未經轉化環烷及/或石蠟之萃餘液(7)分離；
 - d)將該萃餘液(7)傳送至第二催化重組單元(9)，其中使該萃餘液(7)與重組觸媒接觸以便將該等未經轉化環烷及/或石蠟轉化成芳香族化合物並產生氫氣；
 - e)將該芳香烴餾分(6)全部傳送至芳香族錯合物單元(8)；或將該芳香烴餾分(6)之一部分傳送至芳香族錯合物(8)，將該芳香烴餾分之另一部分傳送至汽油總合(24)；
 - f)自該第二催化重組單元(9)抽取含有芳香族化合物之重組油(11)及氫氣流(10)。
2. 如請求項1之方法，其中將該重組油(11)全部傳送至該汽油總合(24)。
3. 如請求項1之方法，其中將該重組油(11)之一部分傳送至芳香族錯合物單元(8)且將該重組油(11)之另一部分傳送至該汽油總合(24)。
4. 如前述請求項中任一項之方法，其中在該芳香烴分離單元(5)中處理該重組油(11)。

5. 如前述請求項中任一項之方法，其中在步驟a)之前在加氫處理單元(15)中預處理該石腦油餾分。
6. 如前述請求項中任一項之方法，其中將該石腦油餾分傳送至經結構設計以分離C₄⁻餾分與C₅⁺餾分之分離單元(21)且將該C₅⁺餾分傳送至步驟a)。
7. 如前述請求項中任一項之方法，其中將自步驟c)獲得之該萃餘液(7)傳送至經結構設計以分離C₆⁻餾分與C₇⁺餾分或者C₇⁻餾分與C₈⁺餾分之分離單元(16)且將該C₇⁺或C₈⁺餾分傳送至第二催化重組步驟d)且在異構化單元(19)中處理該C₆⁻餾分或該C₇⁻餾分以便增加其辛烷值。
8. 如前述請求項中任一項之方法，其中第一催化重組步驟a)及第二催化重組步驟d)在以下條件下執行：
 - 在420°C至600°C之範圍中之平均反應器進口溫度；
 - 在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之平均反應器壓力；
 - 在0.5 h⁻¹至8 h⁻¹之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率；
 - 在0.2 mol/mol至8 mol/mol之範圍中之H₂/進料莫耳比率。
9. 如前述請求項中任一項之方法，其中該第一催化重組步驟a)在以下條件下執行：
 - 在420°C至500°C之範圍中之平均反應器進口溫度；
 - 在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之平均反應器壓力；
 - 在2.5 h⁻¹至8 h⁻¹之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率；
 - 在0.2 mol/mol至8 mol/mol之範圍中之H₂/進料莫耳比率。
10. 如前述請求項中任一項之方法，其中該第二催化重組步驟d)在以下條件下執行：

在500°C至600°C之範圍中之平均反應器進口溫度；

在0.3 MPa至1 MPa之範圍中之平均反應器壓力；

在0.5 h⁻¹至2.5 h⁻¹之範圍中之每小時之重量空間速度，表達為進料之質量流率與觸媒之質量之比率；

在0.2 mol/mol至8 mol/mol之範圍中之H₂/進料莫耳比率。

11. 如前述請求項中任一項之方法，其中該石腦油餾分自以下單元中之一或多者獲得：常壓蒸餾、FCC、焦化、蒸汽裂解、加氫裂解或天然氣凝液分餾。
12. 如前述請求項中任一項之方法，其中在步驟a)及步驟d)中採用之該催化重組觸媒包括氧化鋁載體及鉑。
13. 如請求項12之方法，其中藉由以下元素中之一者促進該催化重組觸媒：Re、Sn、In、P、Ge、Ga、Bi、B、Ir或稀土。
14. 如請求項12或請求項13之方法，其中步驟a)之該催化重組觸媒係具有相對於總觸媒重量之小於0.1重量%、較佳地小於0.05重量%之氯含量之觸媒。
15. 如請求項12至14中任一項之方法，其中步驟d)之該催化重組觸媒具有相對於該總觸媒重量之在0.8重量%至1.5重量%之範圍中、較佳地在0.8重量%至1.2重量%之範圍中且更佳地在0.9重量%至1.1重量%之範圍中之氯含量。
16. 如前述請求項中任一項之方法，其中該芳香烴分離單元(5)包括採用對芳香族化合物具有高親合力之溶劑之液-液萃取塔。
17. 如請求項16之方法，其中該溶劑係為環丁砜類型。
18. 如前述請求項中任一項之方法，其中該第一催化重組單元及該第二催化重組單元採用相同觸媒且根據連續再生模式操作，並且其中該第一催化重組單元包括至少一個反應器且該第二催化重組單元包括至少一個反應器及一觸媒再生器，其中經再生觸

媒在該第一催化重組單元之該反應器中移動。

19. 如請求項1至17中任一項之方法，其中該第一催化重組單元及該第二催化重組單元採用不同觸媒且根據連續再生模式操作，並且其中該第一催化重組單元包括至少一個反應器及一觸媒再生器且該第二催化重組單元包括至少一個反應器及一觸媒再生器。

圖式

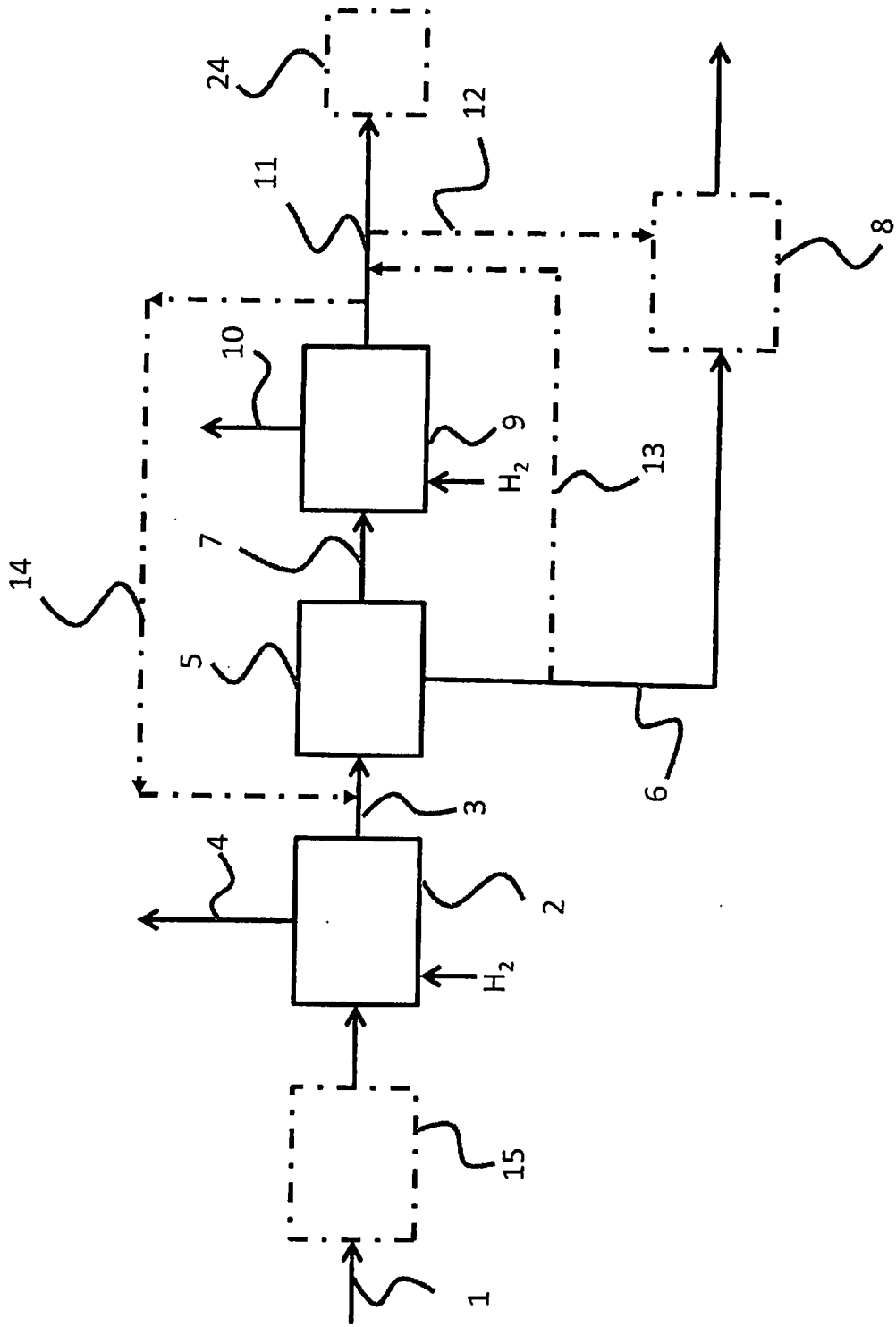


圖 1

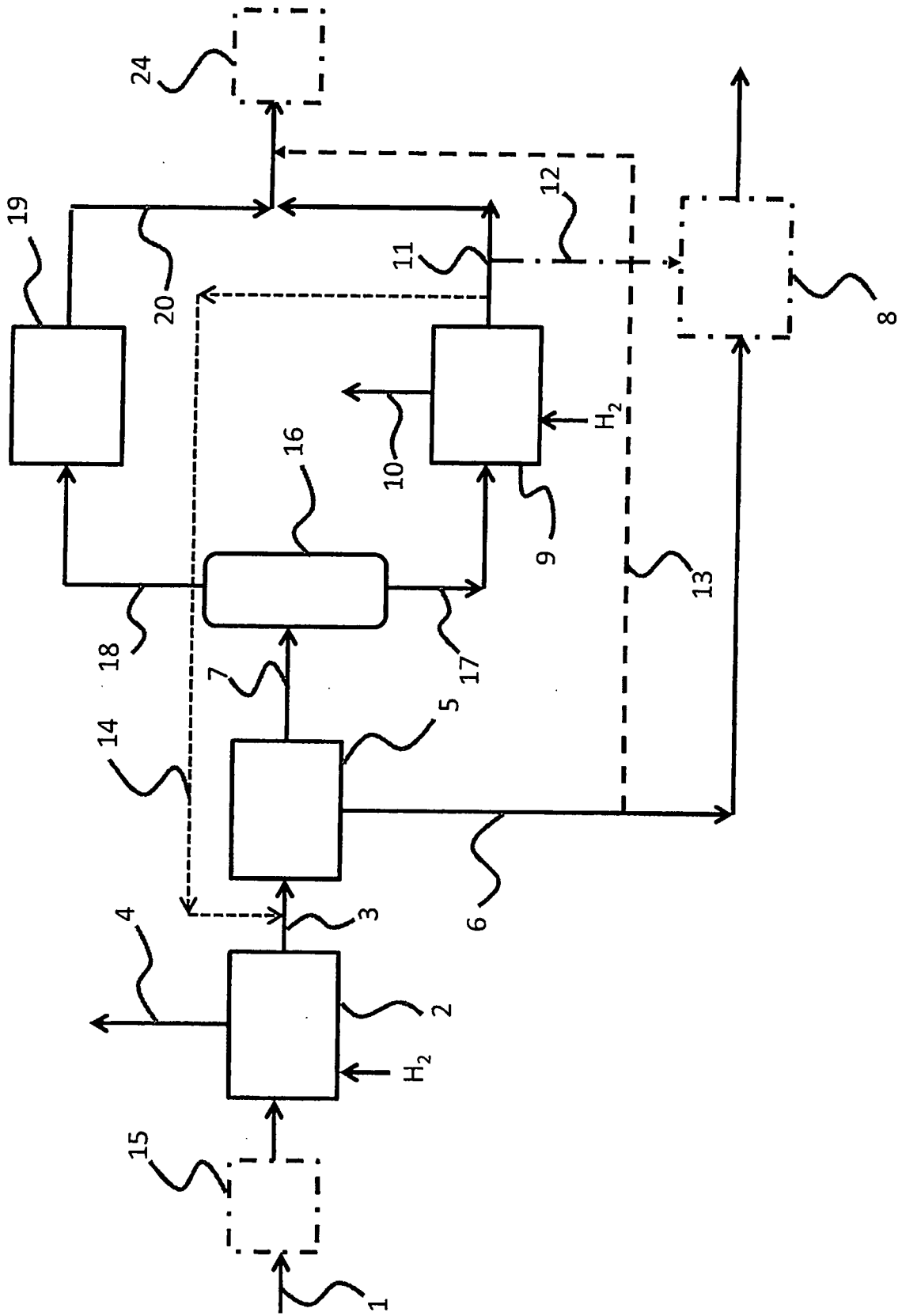


圖 2

