



(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 I432565 B

(45)公告日：中華民國 103 (2014) 年 04 月 01 日

(21)申請案號：100125561

(22)申請日：中華民國 100 (2011) 年 07 月 19 日

(51)Int. Cl. : C10G21/28 (2006.01)

C10G7/08 (2006.01)

B01D11/04 (2006.01)

(30)優先權：2010/08/10 美國

12/854,150

(71)申請人：台灣中油股份有限公司 (中華民國) CPC CORPORATION, TAIWAN (TW)

臺北市信義區松仁路 3 號

AMT 國際有限公司 (美國) AMT INTERNATIONAL, INC. (US)

美國

(72)發明人：李福民 LEE, FU-MING (US)；林棕斌 LIN, TZONG BIN (TW)；邱宗敏 CHIU, TSUNG MIN (TW)；黃志豪 HWANG, JYH HAUR (TW)；沈宏俊 SHEN, HUNG CHUNG (TW)；吳光宇 WU, KUANG-YEU (US)

(74)代理人：蔡朝安

(56)參考文獻：

TW 200923062A

EP 0555960B1

US 5382746

US 5877382

審查人員：洪敏峰

申請專利範圍項數：34 項 圖式數：5 共 0 頁

(54)名稱

用於對萃取製程的溶劑進行再生的新穎方法

NOVEL METHODS FOR REGENERATION OF SOLVENTS FOR EXTRACTIVE PROCESSES

(57)摘要

一種用於萃取蒸餾與液液萃取製程的改良式溶劑再生系統，其能有效地移除在一封閉式溶劑迴路中逐漸成長的重質烴類與高分子物質。此改良式製程在幾乎無需額外能源需求的情況下，利用能夠至少部分地溶解於溶劑中的一輕質烴類置換劑來將重質烴類與高分子物質從溶劑中榨取出來。本發明已證實用於芳香烴類回收的萃取蒸餾或液液萃取製程所生成的萃餘油流中的輕質非芳香烴類，能夠置換掉來自於萃取溶劑的重質非芳香烴類與重質芳香烴類，特別是對於溶劑中分子量範圍在 C₁₀ 以上的芳香烴類而言。

An improved solvent regeneration system for extractive distillation and liquid-liquid extraction processes capable of effectively removing heavy hydrocarbons and polymeric materials that otherwise develop in a closed solvent loop. The improved process employs a light hydrocarbon displacement agent, which is at least partially soluble in the solvent to squeeze the heavy hydrocarbons and polymeric materials out of the solvent, with virtually no additional energy requirement. It has been demonstrated that the light non-aromatic hydrocarbons in the raffinate stream generated from the extractive distillation or the liquid-liquid extractive process for aromatic hydrocarbons recovery can displace not only the heavy non-aromatic hydrocarbons but also the heavy aromatic hydrocarbons from the extractive solvent, especially when the aromatic hydrocarbons in the solvent are in the C₁₀₊ molecular weight range.

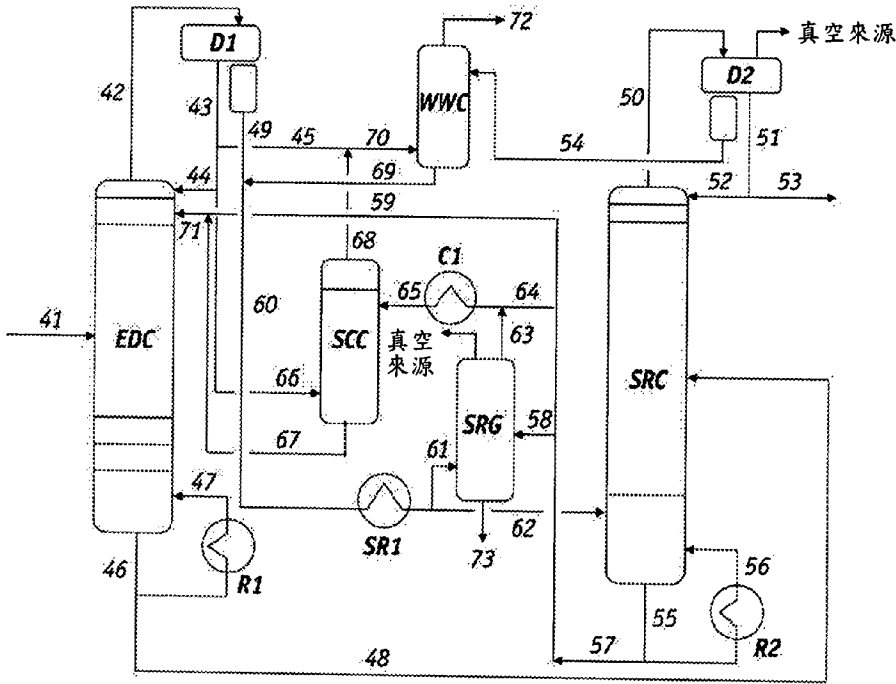


圖1

- 41 ~ 73 . . . 管路
- C1 . . . 冷卻器
- D1、D2 . . . 溢流管接收器
- EDC . . . 萃取蒸餾塔
- R1、R2 . . . 再沸器
- SCC . . . 溶劑淨化塔
- SR1 . . . 蒸氣生成器
- SRC . . . 溶劑回收塔
- SRG . . . 熱溶劑再生器
- WWC . . . 水清洗塔



發明專利說明書

(本說明書格式、順序，請勿任意更動，※記號部分請勿填寫)

※申請案號：100125561

C10G 21/28 (2006.01)

※申請日：100.7.19

※IPC 分類：

C10G 7/68 (2006.01)

B01D 11/04 (2006.01)

一、發明名稱：(中文/英文)

用於對萃取製程的溶劑進行再生的新穎方法

NOVEL METHODS FOR REGENERATION OF SOLVENTS
FOR EXTRACTIVE PROCESSES

二、中文發明摘要：

一種用於萃取蒸餾與液液萃取製程的改良式溶劑再生系統，其能有效地移除在一封閉式溶劑迴路中逐漸成長的重質烴類與高分子物質。此改良式製程在幾乎無需額外能源需求的情況下，利用能夠至少部分地溶解於溶劑中的一輕質烴類置換劑來將重質烴類與高分子物質從溶劑中榨取出來。本發明已證實用於芳香烴烴類回收的萃取蒸餾或液液萃取製程所生成的萃餘油流中的輕質非芳香烴烴類，能夠置換掉來自於萃取溶劑的重質非芳香烴烴類與重質芳香烴烴類，特別是對於溶劑中分子量範圍在 C_{10} 以上的芳香烴烴類而言。

三、英文發明摘要：

An improved solvent regeneration system for extractive distillation and liquid-liquid extraction processes capable of effectively removing heavy hydrocarbons and polymeric materials

that otherwise develop in a closed solvent loop. The improved process employs a light hydrocarbon displacement agent, which is at least partially soluble in the solvent to squeeze the heavy hydrocarbons and polymeric materials out of the solvent, with virtually no additional energy requirement. It has been demonstrated that the light non-aromatic hydrocarbons in the raffinate stream generated from the extractive distillation or the liquid-liquid extractive process for aromatic hydrocarbons recovery can displace not only the heavy non-aromatic hydrocarbons but also the heavy aromatic hydrocarbons from the extractive solvent, especially when the aromatic hydrocarbons in the solvent are in the C_{10+} molecular weight range.

四、指定代表圖：

(一) 本案指定代表圖為：圖 1。

(二) 本代表圖之元件符號簡單說明：

41~73：管路

C1：冷卻器

D1、D2：溢流管接收器

EDC：萃取蒸餾塔

R1、R2：再沸器

SCC：溶劑淨化塔

SR1：蒸氣生成器

SRC：溶劑回收塔

SRG：熱溶劑再生器

WWC：水清洗塔

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】

本發明是有關於一種從富含溶劑流 (solvent-rich stream) 對溶劑 (solvent) 進行再生的新穎方法。此方法適於回收萃取蒸餾 (extractive distillation, ED) 與液液萃取 (liquid-liquid extraction, LLE) 製程中的萃取溶劑 (extractive solvent)，且特別是適於回收來自於包含極性 (polar) 與低極性 (less polar) 烴類 (hydrocarbon)、總量可測量並且比預期原料 (intended feedstock) 更重的烴類、及/或在這些製程中所生成的高分子物質 (polymeric material) 的混合物 (mixture) 中的萃取溶劑。此方法能夠在溫和的操作條件下有效地移除並且回收來自於一封閉式溶劑迴路的重質 (heavy) 烴類而不需要額外的製程能量。

【先前技術】

多年來，將環丁砜 (sulfolane) 或者是聚烯烴乙二醇 (polyalkylene glycol) 當成萃取溶劑使用來進行液液萃取製程，已成為純化來自於包括重組油 (reformate)、裂解汽油 (pyrolysis gasoline)、煉焦爐油 (coke oven oil) 與煤焦油 (coal tar) 的石油流 (petroleum stream) 的全範圍 (C_6 至 C_8) 芳香烴烴類時最重要的產業製程。以氮-甲基吡咯烷酮 (N-methyl pyrrolidone, NMP) 當成萃取溶劑來進行萃取蒸餾製程已廣泛地應用於從煤焦油與煉焦爐油的苯 (benzene) 回收。近年來，對於已從原料移除重量分率 (fraction) C_8 以上的重組油或者是裂解汽油的苯與甲苯 (toluene) 回收來說，利用環丁砜溶劑來進行萃取蒸餾製程已可實際應用在產業上。在一個封閉迴路中的製程系統中，用

於芳香烴回收的萃取蒸餾與液液萃取製程中的萃取溶劑，皆無限地進行內循環（internally circulated）。

一般來說，萃取蒸餾或者是液液萃取原料會被投入一個預先分餾塔（prefractionation column），以移除重質部分，並且僅會保留要投入萃取蒸餾塔（extractive distillation column, EDC）或者是液液萃取塔（liquid-liquid extraction column, LLC）的所需部分。即使是設計良好的預先分餾塔，在合理的操作條件下，仍有部分總量可測量的重質烴類將會流入萃取蒸餾或者是液液萃取製程的進料流。而且，在操作不良或者是預先分餾塔故障的情況下，進料流中重質烴類的總量會顯著地增加。接著，重質烴類以及經由重質烴類、分解後的溶劑、溶劑添加物（solvent additive）與來自於設備腐蝕的分子種類（species）之間相互作用所生成的高分子物質的濃度可能會快速地增加，進而使溶劑的效能惡化。嚴重時還可能會使得上述製程無法運作。

Diaz 的美國專利編號第 4,820,849 號描述了一種製程，用來降低環丁砜溶劑中的腐蝕性雜質（corrosive impurity）層級，其中的環丁砜溶劑源自於一種從具有酸鹼值至少為 8.5 的石油萃取芳香烴烴類的製程。此製程以環丁砜結合一種可溶解環丁砜多質子酸性物質（sulfolane-soluble polyprotic acidic substance），以形成包含有至少一部分腐蝕性雜質的一種固態相（solid phase），並且將環丁砜從固態相分離出來。此多質子酸性物質為硫酸（sulfuric acid）或者是磷酸（phosphoric acid）。然而，此方法不但過程冗長，更需要酸性添加物（acid addition）與固態物處理，而且只處理了溶劑中的腐蝕性雜質。因此，此方法並不適用於重質烴類或者是高分子物質的移除。另外，Lal 的美國專利編號第 5,053,137 號則描述了一種再生及/或純化方法，其使用了以串聯排列的一對塔槽來從溶劑（環丁砜）移除離子雜質與極性雜質，

其中第一個塔槽容納有陽離子交換樹脂 (cation exchanger resin)，而第二個塔槽則容納有陰離子交換樹脂 (anion exchanger resin)。

為了要將從氧化溶劑 (oxidized solvent) 取得的重質烴類、高分子物質與極性雜質移除，一種廣泛應用在商用液液萃取或者是萃取蒸餾製程中的方法使用了一種熱溶劑再生器 (thermal solvent regenerator)，其中的稀溶劑 (lean solvent) 的一道側流 (slip stream) (約為全部稀溶劑流的 1 至 2%) 會為了要回收再生溶劑 (regenerated solvent) 或者是沸點 (boiling point) 低於溶劑的任何重質成份 (heavy components) 而隨著或者是不隨著分離蒸氣 (stripping steam) 被加熱。沸點高於溶劑的重質高分子物質會被當成污泥 (sludge) 從熱溶劑再生器的底部移除。此熱溶劑再生方案的基本概念已描述於 Asselin 的兩篇美國專利編號第 4,046,676 號與第 4,048,062 號中有關用於芳香烴回收的一種液液萃取製程，其中來自於溶劑回收塔 (solvent recovery column, SRC) 底部的一部分稀溶劑被轉移至一個溶劑再生區域。一種蒸氣分離媒介 (vaporous stripping medium) (蒸氣) 會被單獨地注入溶劑再生區域 (solvent regeneration zone)、會隨著再生溶劑一併回收並且會被當成至少一部分的分離蒸氣 (stripping steam) 注入溶劑回收塔。當應用於將環丁砜/水或者是聚烯烴乙二醇/水當成萃取溶劑使用的液液萃取製程時，熱溶劑再生法在產業上已成功的將稀溶劑中的重質烴類與高分子物質維持在可容許層級 (tolerable level) 下。這是因為原料中大量的重質烴類 (C_9 至 C_{12+}) 會在液液萃取塔中被溶劑相 (solvent phase) 排斥，並且會被當成非芳香烴產物 (non-aromatic product) 的一部分而隨著萃餘油相 (raffinate phase) 一併被移除。對於同類分子而言，沸點越高極性就會越低。在重質烴類之中，只有 C_{9+} 芳香烴化合物

(compound) 比較容易經由能夠在一般操作條件下幾乎全部從溶劑回收塔中的溶劑分離出來的溶劑萃取出來。

然而，在用於芳香烴回收的一般萃取蒸餾製程中，所有的重質烴類會因為其高沸點而傾向於保留在萃取蒸餾塔底部的富溶劑中。即使是對用於苯與甲苯回收的狹窄沸點範圍 (C_6 至 C_7) 的原料而言，僅管是將溶劑回收塔提升至更為嚴苛的操作條件 (較高的溫度與體積級別，以及更多的分離蒸氣)，以從稀溶劑驅動額外的重質烴類，也可能會有 3 至 5% 的重質烴類留存在溶劑中。然而，對用於苯、甲苯與二甲苯 (xylene) 回收的全沸點範圍 (C_6 至 C_8) 的原料而言，大部分重質烴類的沸點太高而無法從溶劑回收塔中的溶劑分離出來，並且會因為溶劑在萃取蒸餾塔與溶劑回收塔之間的一個封閉迴路中不斷地循環而在溶劑中累積。

上述的溶劑再生方案並不適用於萃取蒸餾製程，因為他們是特地為了用於移除相對較少量的高分子物質的液液萃取製程而設計，其中高分子物質可能會形成自氧化或者是分解溶劑成分與溶劑中微量的重質烴類之間的反應。更確切地說，當這些溶劑再生方案與萃取蒸餾製程一併實施時，重質烴類會傾向於在封閉的溶劑迴路中累積並且聚合。這種現象將會持續到聚合材料的沸點達到高於環丁碸的沸點 ($>287^{\circ}\text{C}$) 為止，於是他們便會經由熱溶劑再生器的底部離開封閉迴路。這將會是一個潛在的危機，因為溶劑中過多的高分子物質不僅會明顯地改變溶劑特性 (選擇性與溶解力)，還會塞住諸如泵浦、閥門、塔槽內部與管線等製程設備，使得萃取蒸餾製程無法操作。

為了要達成用於萃取蒸餾與液液萃取製程的大部分萃取溶劑都可溶於水的這項優點，Wu 的美國專利編號第 7,666,299 號採

用了一種不同的手段，以從萃取溶劑移除重質烴類，藉此，稀溶劑將會注入一個低溫、節能與易於操作的溶劑清洗區域 (solvent washing zone)，並且會接觸在封閉迴路中循環的一道製程水流。溶劑會溶解於水相 (water phase)，而重質烴類則會被水排斥，並且會累積成烴類相 (hydrocarbon phase)。至少會將溶劑清洗區域當成傾析器 (decanter) 使用，以便從大量的水相移除及分離少量的重質烴類相。傾倒出來的烴類相會累積，並且會定期地從傾析器的頂部抽取出來。在一種型態中，清洗用水 (washing water) 會以逆向的 (counter-current) 方式接觸稀溶劑，以將溶劑萃取成水相，並且將其他不溶於水的重質烴類排斥成油相 (oil phase)。實質上包含有純化後溶劑的水相會持續地從接觸器 (contactor) 的較低部位抽取出來。少量的烴類相會累積在接觸器的頂部，並且會根據液位控制而定期地從接觸器移除。形成於溶劑清洗區域中的任何固態沉澱物都會從接觸器的底部移除。由於此方法需要大量的水，因此可能會難以在封閉系統中平衡與分佈製程水。

【發明內容】

為了解決上述問題，本發明提供了用於萃取蒸餾與液液萃取製程的一種改良式溶劑再生系統，其能有效地移除在一個封閉式溶劑迴路中逐漸成長的重質烴類與高分子物質。本發明以部分實證為基礎，即用於芳香烴烴類回收的萃取蒸餾或液液萃取製程所生成的萃餘油流中的輕質 (light) 非芳香烴烴類，能夠置換掉來自於萃取溶劑的重質非芳香烴烴類與重質芳香烴烴類，特別是對於溶劑中分子量範圍在 C_{10} 以上的芳香烴烴類而言。本發明的製程不需要水，便能為了純化溶劑而將重質烴類與雜質從溶劑萃取

出來，更確切地說，即利用至少部分可溶於溶劑並且稱為「置換劑」的一種較高極性烴類（more polar hydrocarbon）來將低極性重質材料從溶劑「榨取」出來。

在一種觀點中，本發明提出用來從一道富含溶劑流回收大致上不具有烴類以及其他雜質的一種極性烴類選擇性溶劑的一種方法，其中富含溶劑流包含選擇性溶劑、總量可測量的重質烴類以及從熱分解或氧化溶劑、重質烴類以及添加物之間的反應所生成的高分子物質，此方法包括下列步驟：

（a）將包含極性與低極性烴類的一種進料（feed）注入一個萃取蒸餾塔的一個中段部位（middle portion），並且將富含溶劑流當成一種選擇性溶劑進料注入萃取蒸餾塔的一個較高部位（upper portion）；

（b）從萃取蒸餾塔的一個頂部回收一道含水與低極性的富含烴類流，並且從萃取蒸餾塔的一個底部抽取包含選擇性溶劑、極性烴類與總量可測量（measurable amounts）的重質烴類及高分子物質的一道第一富含溶劑流；

（c）將第一富含溶劑流注入一個溶劑回收塔的一個中段部位，從溶劑回收塔的一個頂部回收大致上不具有選擇性溶劑與低極性烴類的一道極性富含烴類流，並且從溶劑回收塔的一個底部移除一道第二富含溶劑流；

（d）將第二富含溶劑流的一個第一部分當成選擇性溶劑進料注入步驟（a）中的萃取蒸餾塔的較高部位；

（e）冷卻步驟（c）中的第二富含溶劑流的一個第二部分，並且將冷卻後的第二富含溶劑流的第二部分注入一個溶劑淨化區域（solvent clean-up zone）的一個較高部位，以形成一個第一

溶劑相；

(f) 將一道輕質富含烴類流當成一種重質烴類置換劑注入溶劑淨化區域的一個較低部位，以從第一溶劑相榨取出重質烴類與高分子物質而成為一種烴類相；

(g) 從溶劑淨化區域的一個較高部位抽取包含重質烴類與高分子物質的一種累積後烴類相，並且從溶劑淨化區域的較低部位回收一種第二溶劑相，其中第二溶劑相包含選擇性溶劑與用來當成重質烴類置換劑的輕質烴類，以及大致上已降低層級的重質烴類與高分子物質；以及

(h) 將來自於步驟(g)中的溶劑淨化區域的第二溶劑相當成選擇性溶劑進料的一部分注入步驟(a)中的萃取蒸餾塔的較高部位，以將純化後的選擇性溶劑循環至一個溶劑迴路中。

在一個較佳實施例中，步驟(d)包括將第二富含溶劑流的一個較多部分注入萃取蒸餾塔的較高部位，將第二富含溶劑流的一個第一較少部分注入一個高溫熱溶劑再生區域的一個較高部位，從熱溶劑再生區域的一個頂部回收包含選擇性溶劑、水以及烴類的一道第三富含溶劑流以及沸點低於選擇性溶劑的其他化合物，以及從熱溶劑再生區域的一個較低部位移除重質污泥，並且步驟(e)包括冷卻包括步驟(d)中的第三富含溶劑流與步驟(c)中的第二富含溶劑流的一個第二較少部分的一種混合物，以及將混合物注入溶劑淨化區域的較高部位，以形成一種第一溶劑相。

在另一種觀點中，本發明提出用來從一道富含溶劑流回收大致上不具有烴類以及其他雜質的一種極性烴類選擇性溶劑的一種方法，其中富含溶劑流包含選擇性溶劑、總量可測量的重質烴類以及從熱分解或氧化溶劑、重質烴類以及添加物之間的反應所

生成的高分子物質，此方法包括下列步驟：

(a) 將包含極性與低極性烴類的一種進料注入一個液液萃取塔的一個中段部位，並且將富含溶劑流當成一種選擇性溶劑進料注入液液萃取塔的一個較高部位；

(b) 從液液萃取塔的一個頂部回收一道含水與低極性的富含烴類流，並且從液液萃取塔的一個底部抽取包含選擇性溶劑、極性烴類、少量的低極性烴類與總量可測量的重質烴類及高分子物質的一道第一富含溶劑流；

(c) 將包括第一富含溶劑流與來自於一個溶劑回收塔的一個底部的一道第三富含溶劑流的一個較少部分的一種混合物注入一個萃取分離塔的一個較高部位，回收包含低極性烴類與大量苯及較重質芳香烴的一道富含烴類蒸氣，其中富含烴類蒸氣經過冷凝且當成回流循環至液液萃取塔的一個較低部位，並且從萃取分離塔的一個底部抽取包含選擇性溶劑、大致上不具有低極性碳氫化合物的極性烴類與總量可測量的重質烴類及高分子物質的一道第二富含溶劑流；

(d) 將步驟(c)中的第二富含溶劑流注入溶劑回收塔的一個中段部位，從溶劑回收塔的一個頂部抽取大致上不具有選擇性溶劑與非極性烴類的一道極性富含烴類流，並且從溶劑回收塔的底部移除一道第三富含溶劑流；

(e) 將第三富含溶劑流的一部分當成選擇性溶劑進料注入步驟(a)中的液液萃取塔的較高部位；

(f) 冷卻步驟(d)中的第三富含溶劑流的一個較少部分，並且將冷卻後的第三富含溶劑流的較少部分注入一個溶劑淨化區域的一個較高部位，以形成一種溶劑相；

(g) 將一道輕質富含烴類流當成一種重質烴類置換劑注入溶劑淨化區域的一個較低部位，以從溶劑相榨取出重質烴類與高分子物質而成為一種烴類相；

(h) 從溶劑淨化區域的一個較高部位抽取包含重質烴類與高分子物質的一種累積後烴類相，並且從溶劑淨化區域的較低部位回收溶劑相，其中溶劑相包含選擇性溶劑與用來當成重質烴類置換劑的輕質烴類，以及大致上已降低層級的重質烴類與高分子物質；以及

(i) 將來自於步驟(h)中的溶劑淨化區域的溶劑相當成選擇性溶劑進料的一部分注入步驟(a)中的液液萃取塔的較高部位，以將純化後的選擇性溶劑循環至一個溶劑迴路中。

在一個較佳實施例中，步驟(e)包括將第三富含溶劑流的一個較多部分注入步驟(a)的液液萃取塔的較高部位，將第三富含溶劑流的一個第一較少部分注入一個高溫熱溶劑再生區域的一個較高部位，從高溫熱溶劑再生區域的一個頂部回收包含選擇性溶劑、水以及烴類的一道第四富含溶劑流以及沸點低於選擇性溶劑的其他化合物，以及從高溫熱溶劑再生區域的一個較低部位移除重質污泥，並且步驟(f)包括冷卻包括步驟(e)中的第四富含溶劑流與步驟(d)中的第三富含溶劑流的一個第二較少部分的一種混合物，以及將混合物注入溶劑淨化區域的較高部位，以形成一種溶劑相。

本發明提供了用於萃取蒸餾製程與液液萃取製程的改良式溶劑再生系統，以顯著地減少積聚在封閉式溶劑迴路中重質烴類(C₉至C₁₂)的總量，並藉此提高溶劑特性、減少傳統熱溶劑再生器中每次循環所需處理的溶劑總量，以及恢復重質烴類的價值，而且還能節省製程能源。

由於 C_{9+} 烴類可被移除並且可從封閉式溶劑迴路回收，因此只要利用本發明的萃取蒸餾製程，便能夠經由增加流入萃取蒸餾塔底部中具有芳香烴的富溶劑的 C_{9+} 烴類總量來提高苯回收。本發明的製程並不需要先前技術中經常用來將二甲苯產物從萃取蒸餾或者是液液萃取製程的芳香烴生產部分中的 C_{9+} 烴類分離出來的一個二甲苯塔 (xylene column)，因此不僅能節省製程能源，還能降低整體操作成本。在某種程度上，本發明達成了將大致上全部的 C_{9+} 烴類隨著稀溶劑保留在回收塔的底部，然後能夠再將其從封閉式溶劑迴路中移除及回收。相似地，由於烯烴烴類 (olefinic hydrocarbon) 集中在重質烴類重量分率中，大致上全部的 C_{9+} 烴類會隨著稀溶劑而保留在溶劑回收塔的底部。因此，本發明會顯著地減少為了要從芳香烴產物移除烯烴烴類的黏土塔 (clay tower) 或者是其他系統的負載。

【實施方式】

本發明的技術可被整合至用於從包含極性烴類與低極性烴類的一種混合物進行極性烴類的選擇分離與回收的一種萃取蒸餾或者是液液萃取製程。本發明的製程將會以如何從包含芳香烴與包括鏈烷烴 (paraffins)、異烷烴 (isoparaffins)、環烷烴 (naphthenes) 及/或正烯烴 (olefins) 等非芳香烴的混合物進行芳香烴烴類的分離與回收的觀點來進行描述，但是本發明的技術應該被理解為能夠應用於眾多的烴類混合物。

在本發明用於芳香烴烴類回收的一個實施例中，如圖 1 與圖 3 所示，在一道萃取蒸餾或者是液液萃取製程中包含總量可測量的重質烴類與高分子物質的一部分稀溶劑會從一個溶劑回收塔的底部抽取出來，並且會與來自於一個熱溶劑再生器的一條溢流

管 (overhead) 的再生溶劑結合。結合後的溶劑流在冷卻之後會被注入一個低溫、節能並且易於操作的溶劑淨化區域。溶劑淨化區域 (或者是溶劑淨化塔) 最好是由一個具有分餾塔盤 (tray)、填充物 (packing) 及/或轉盤 (rotating disc) 的塔或者是一個脈衝塔 (pulse column) 所構成。來自於萃取蒸餾製程中的萃取蒸餾塔的溢流管 (或者是液液萃取製程中的液液萃取塔的溢流管) 的一道萃餘油流亦會注入溶劑淨化區域, 以接觸結合後的溶劑流。溶劑淨化區域至少能當成一個相分離器 (phase separator) 來使用, 例如是以一個沉澱池 (settling tank) 或者是傾析器的形式, 以移除並分離包含從溶劑相所「榨取」出來的重質烴類與高分子物質的烴類相, 並且生產出僅包含輕質非芳香烴 (即置換劑) 與大致上減少後的重質烴類的一種溶劑相。分離後的烴類相會持續地從相分離器的頂部抽取出來。可選擇的, 溶劑淨化區域還能夠包括用來混合萃餘物與溶劑流的一個靜態混合器 (static mixer) 以及一個相分離器, 其中混合後的合成物會被輸送至相分離器並且能夠被相分離器分離。

為了要將重質烴類與高分子物質從溶劑相榨取出來進而成為烴類相, 萃餘物 (其包含置換劑) 最好是以一種逆向的方式接觸結合後的溶劑流。實質上包含溶劑、輕質置換劑 (輕質非芳香烴) 與大大降低層級的重質烴類與高分子物質的溶劑相會持續地從接觸器的較低部位抽取出來, 並且會被投入萃取蒸餾塔 (或者是液液萃取製程的液液萃取塔), 就像是以一種將純化後的溶劑循環至封閉式溶劑迴路的方式將溶劑相當成稀溶劑的一部分投入此萃取蒸餾塔。來自於接觸器頂部的一種烴類相最好是根據液位控制而持續地從接觸器移除, 並且會投入一個水清洗塔 (water washing column, WWC), 以移除烴類相中的任何溶劑。

或者, 任何無苯、輕質烴類混合物都能夠當作置換劑來使

用，以從稀溶劑移除重質烴類與高分子物質。當使用了熱溶劑再生器時，合併本發明與一個溶劑淨化區域來移除大部分的重質烴類與高分子物質將會大量地減少熱溶劑再生器的產能負荷需求（loading requirement），而且能夠讓製程較易於操作，特別是對於萃取蒸餾製程來說。

在如圖 2 與圖 4 所揭露的本發明另一個實施例中，一個溶劑再生方案利用了一個高效率、低溫並且節能的溶劑淨化系統。此製程並不需要任何高溫與能源密集型（energy-intensive）熱溶劑再生器。從一個溶劑回收塔的底部抽取出來的一道稀溶劑流的一部分在冷卻之後會被轉移並且注入一個溶劑淨化區域。從萃取蒸餾塔的溢流管（或者是從一道液液萃取製程中的液液萃取塔的溢流管）收集到的一種萃餘物的一部分會被注入溶劑淨化區域，以接觸一道轉移後的稀溶劑流。溶劑淨化區域至少能夠當成一個相分離器使用，例如是以一個沉澱池或者是傾析器的形式，以移除並分離包含從溶劑相所「榨取」出來的重質烴類與高分子物質的烴類相，以生產出僅包含輕質非芳香烴（即置換劑）與大致上降低層級後的重質烴類與高分子物質的一種溶劑相。分離後的烴類相會持續地從相分離器的頂部抽取出來。

溶劑淨化操作通常會在一個連續的多階接觸裝置中進行，並且最好是在一個為了逆向萃取而設計的裝置中進行。適當的設計包括具有分餾塔盤的塔、具有填充物的塔、具有轉盤的塔、脈衝塔、多階混合器/沉澱器（settler）以及任何其他的旋轉式接觸器。或者，溶劑淨化區域可包括用以混合萃餘物與溶劑流的一個靜態混合器以及一個相分離器，其中混合後的合成物會被輸送至相分離器並且能夠被相分離器分離。置換劑最好是以逆向的方式接觸稀溶劑，以將重質烴類與高分子物質從溶劑相「榨取」出來進而成為烴類相。實質上包含溶劑、輕質非芳香烴烴類（即置換劑）

與大量降低了層級的重質烴類的溶劑相會持續地從接觸器的底部抽取出來，並且會被當成稀溶劑進料的一部分投入萃取蒸餾或者是液液萃取塔。包含有「榨取出來的」重質烴類與高分子物質的烴類相會在接觸器的頂部累積，並且會根據介面液位控制定期地從接觸器移除。或者，任何無苯、輕質烴類混合物都能夠當作置換劑來使用，以從稀溶劑移除重質烴類與高分子物質。可選擇性地在溶劑迴路中安裝一個過濾器（最好是以一個磁場強化過的），以選擇性地移除從分解後的溶劑與各式各樣的溶劑添加物以及重質烴類的相互作用所生成的順磁性的分子種類（paramagnetic species）。適當的具有磁性的過濾器如 Yen 等人的美國專利公開號第 20100065504 中所述。

在上述較佳實施例中，由於事實上 C_{9+} 重質烴類是從溶劑淨化區域中的稀溶劑回收而來，萃取蒸餾製程中的萃取蒸餾塔最好是在大致上全部的 C_{9+} 烴類隨著富含溶劑（萃取）流保留在萃取蒸餾塔的底部以回收最多苯的條件下進行操作。溶劑回收塔最好是在富含溶劑流僅分離 C_8 與較輕質的烴類，並且大致全部的 C_9 與較重質烴類隨著稀溶劑流保留在萃取蒸餾塔的底部的條件下進行操作。

圖 1 繪示出一種在其他裝置、一個萃取蒸餾塔 EDC、溶劑回收塔 SRC、熱溶劑再生器 SRG、溶劑淨化塔 SCC 以及水清洗塔 WWC 之間運作，以進行芳香烴烴類回收的萃取蒸餾製程的示意圖。將包含芳香烴與非芳香烴烴類的一種混合物的一種烴類進料經由管路 41 投入萃取蒸餾塔 EDC 的中段部位，而來自於溶劑回收塔 SRC 底部的一種稀溶劑則經由管路 55, 57, 59 與 71 投入接近萃取蒸餾塔 EDC 頂部下方的溢流管回流（reflux）入口點（entry point）之處。適當的萃取溶劑例如是包括環丁砜、烷基環丁砜（alkyl-sulfolane）、氮-甲醯基嗎啉（N-formyl morpholine）、

氮-甲基吡咯烷酮、四甘醇 (tetraethylene glycol)、三甘醇 (triethylene glycol)、二甘醇 (diethylene glycol) 及其混合物，並且以水為助溶劑。一種較佳的溶劑包括環丁砜，並且以水為助溶劑。

經由管路 (line) 42 離開萃取蒸餾塔 EDC 頂部的非芳香烴蒸氣會在一個冷凝器 (condenser) (未繪示) 中冷凝，並且冷凝物 (condensate) 會被輸送至一個溢流管接收器 (overhead receiver) D1，用以在非芳香烴類與水相之間產生一種相分離 (phase separation)。非芳香烴類相的一部分會在一個第二部分經由管路 45 與 70 導入水清洗塔 WWC 時被當成回流而經由管路 43 與 44 循環至萃取蒸餾塔 EDC 的頂部。來自於管路 49 中的溢流管接收器 D1 的水相會與來自於水清洗塔的管路 69 中的水結合，並且此混合物會經由管路 60 而被輸送至一個蒸氣生成器 (steam generator) SR1，以形成經由管路 62 注入溶劑回收塔與經由管路 61 注入熱溶劑再生器 SRG 的分離蒸氣。包含溶劑、芳香烴類與層級可測量的重質烴類的富含溶劑流會經由管路 46 從萃取蒸餾塔 EDC 的底部抽取出來。富含溶劑流的一部分會在再沸器 (reboiler) R1 中被加熱，並且會經由管路 47 循環至萃取蒸餾塔 EDC 的底部，以在萃取蒸餾塔 EDC 中生成蒸氣流，而剩下的富含溶劑流則會經由管路 48 投入溶劑回收塔 SRC 的中段部位。

此時，經由管路 62 注入溶劑回收塔較低部位的分離蒸氣會輔助芳香烴類從溶劑移除。包含水與大致上不具有溶劑與非芳香烴類的一種濃縮芳香烴 (aromatic concentrate) 會被當成一道溢流管蒸氣流 (overhead vapor stream) 經由管路 50 從溶劑回收塔 SRC 抽取出來，並且在一個冷凝器 (未繪示) 中冷凝之後，液體會被注入一個溢流管接收器 D2。溢流管接收器 D2 用來在芳香烴類相與水相之間產生一種相分離。來自於管路 51 的芳

香煙煙類相的一部分會被當成經由管路 52 的回流而循環至溶劑回收塔 SRC 的頂部，而剩餘的部分則會被當成芳香煙煙類產物經由管路 53 抽取出來。水相會經由管路 54 輸送至水清洗塔 WWC 的頂部，並且無溶劑非芳香煙產物則經由管路 72 從水清洗塔 WWC 的頂部移除。

為了要使溶劑回收塔 SRC 的底部溫度達到最低，溢流管接收器 D2 會連接至一個真空來源 (vacuum source)，以在溶劑回收塔 SRC 中生成次大氣壓條件 (sub-atmospheric condition)。包含總量可測量的重質煙類的一道稀溶劑流會經由管路 55 從溶劑回收塔 SRC 的底部抽取出來。絕大部分的稀溶劑流會經由管路 57 與 59 進行循環，並且會與來自於溶劑淨化塔 SCC 的管路 67 中的溶劑相結合，以在管路 71 中形成一種稀溶劑進料，稀溶劑進料會被供應至萃取蒸餾塔 EDC 的較高部位，用以對萃取蒸餾塔 EDC 中的芳香煙煙類進行萃取。稀溶劑的一個較少部分會經由管路 58 轉移至熱溶劑再生器 SRG，並且蒸氣會經由管路 61 注入熱溶劑再生器 SRG 位於稀溶劑進料入口點下方的一個入口點。稀溶劑的另一個較少部分會在再沸器 R2 中進行加熱，並且會經由管路 56 循環至溶劑回收塔 SRC 的底部。

濃度降低後的溶劑 (Deteriorated solvent) 與高分子污泥 (polymeric sludge) 會被當成一道底部流 (bottom stream) 經由管路 73 移除，而包含重質材料 (其沸點低於溶劑的沸點) 與大致上所有的分離蒸氣的再生溶劑則會被當成一道溢流管蒸氣流經由管路 63 回收。此蒸氣 (其包含溶劑、總量可測量的重質煙類與來自於熱溶劑再生器 SRG 的大致上所有的分離蒸氣) 會與從溶劑回收塔 SRC 底部經由管路 64 而來的分支稀溶劑 (split lean solvent) 結合，以形成在冷卻器 (cooler) C1 中冷凝及冷卻，然後再經由管路 65 注入溶劑淨化塔 SCC 較高部位並位於溶劑/煙

類介面下方的一種混合物。從萃取蒸餾塔 EDC 的溢流管收集到的萃餘物的一部分會經由管路 43 及 45 與來自於溶劑性化塔 SCC 的管路 68 中的溶劑相結合，以形成會經由管路 70 輸送至水清洗塔 WWC 的一種混合物。萃餘物的另一部分會經由管路 43 與 66 注入溶劑淨化塔 SCC 的較低部位，以當成置換劑逆向地接觸稀溶劑相，進而從溶劑相榨取出重質烴類與高分子物質。任何外部無苯輕質烴類流都能夠選擇性地當成置換劑有效地使用。最好是在降低壓力（真空）的情況下進行操作，以使熱溶劑再生器 SRG 的底部溫度達到最低。

在圖 1 中所揭露的萃取蒸餾製程的一種較佳應用中，最好是以環丁砜當作溶劑，並且管路 63 中來自於熱溶劑再生器 SRG 的溢流管蒸氣的溫度通常會介於 150 至 200°C 之間，並且最好是 160 至 180°C，而其壓力則為 0.1 至 10 大氣壓之間，並且最好是 0.1 至 0.8 大氣壓之間。蒸氣會在冷卻器 C1 中冷卻至大約 0 至 100°C 的溫度，並且最好是 25 至 80°C。溶劑淨化塔 SCC 中萃餘物與溶劑進料重量比通常為 0.1 至 100，並且最好是 0.5 至 10。溶劑淨化塔 SCC 中的接觸溫度通常介於 0 至 100°C，並且最好是 25 至 80°C。溶劑淨化塔 SCC 的操作壓力則通常介於 1 至 100 大氣壓，並且最好是 1 至 10 大氣壓。

圖 2 繪示出一種用於芳香烴類回收的萃取蒸餾製程的實施例，其中的溶劑淨化塔單獨使用一種輕質烴類置換劑來對溶劑進行再生。高溫、能源密集且難以操作（difficult-to-operate）的熱溶劑再生器在此溶劑再生方案中並不考慮使用。此製程能夠使用與圖 1 中所示的製程相同的溶劑。此萃取蒸餾製程在其他裝置、一個萃取蒸餾塔 EDC、溶劑回收塔 SRC、溶劑淨化塔 SCC 以及水清洗塔 WWC 之間運作。

包含有芳香烴與非芳香烴烴類的一種混合物的一種烴類進料會經由管路 81 投入萃取蒸餾塔 EDC 的中段部位，而經由結合從溶劑回收塔 SRC 經由管路 95, 97 及 99 而來的底部流與從溶劑淨化塔 SCC 經由管路 105 而來的溶劑流所形成的稀溶劑會經由管路 108 投入接近萃取蒸餾塔 EDC 頂部下方的溢流管回流入口點之處。來自於溶劑回收塔 SRC 的稀溶劑能夠利用一個磁鐵輔助過濾器 (magnet-assisted filter) F1 進行過濾，以移除鐵鏽微粒 (iron rust particulate) 與自然界中呈順磁性的高分子污泥。經由管路 82 排出萃取蒸餾塔 EDC 頂部的非芳香烴蒸氣會在一個冷凝器 (未繪示) 中進行冷凝，並且冷凝物會被輸送至用以在非芳香烴烴類與水相之間產生一種相分離的一個溢流管接收器 D1。在管路 83 中的非芳香烴烴類相的一部分會被當成回流而經由管路 84 循環至萃取蒸餾塔 EDC 的頂部，而一個第二部分則會經由管路 85 與 107 導入水清洗塔 WWC。在管路 89 中來自於溢流管接收器 D1 的水相會與在管路 100 中來自於水清洗塔 WWC 的水結合，並且其混合物會經由管路 102 輸送至一個蒸氣生成器 SR1，以形成分離蒸氣，分離蒸氣會再經由管路 103 注入溶劑回收塔 SRC，以輔助芳香烴烴類從溶劑中移除。包含溶劑、芳香烴烴類與總量可測量的重質烴類的富含溶劑流會經由管路 86 從萃取蒸餾塔 EDC 的底部抽取出來。富含溶劑流的一部分會在再沸器 R1 中進行加熱，並且會經由管路 87 循環至萃取蒸餾塔 EDC 的底部，以在萃取蒸餾塔 EDC 中生成蒸氣流，而剩下的富含溶劑流則會經由管路 88 投入溶劑回收塔 SRC 的中段部位。

包含水與大致上不具有溶劑與非芳香烴烴類的一種濃縮芳香烴會成為來自於溶劑回收塔 SRC 的一道溢流管蒸氣流而經由管路 90 抽取出來，而且在一個冷凝器 (未繪示) 中進行冷凝之後，液體會被注入一個溢流管接收器 D2。溢流管接收器 D2

用來在芳香烴烴類相與水相之間產生一種相分離。來自於管路 91 的芳香烴烴類相的一部分會被當成回流而經由管路 92 循環至溶劑回收塔 SRC 的頂部，而剩餘的部分則會被當成芳香烴烴類產物而經由管路 93 抽取出來。水相會經由管路 94 輸送至水清洗塔 WWC 的頂部，並且無溶劑非芳香烴烴類產物會經由管路 109 從水清洗塔 WWC 的頂部移除。

為了要使溶劑回收塔 SRC 的底部溫度達到最低，溢流管接收器 D2 會連接至一個真空來源，以在溶劑回收塔 SRC 中生成次大氣壓條件。包含有總量可測量的重質烴烴類的一道稀溶劑流會經由管路 95 從溶劑回收塔 SRC 底部抽取出來。稀溶劑的較多部分會經由管路 97 與 99 進行循環，並且會與管路 105 中來自於溶劑淨化塔 SCC 的溶劑相結合，以形成經由管路 108 輸送的一種稀溶劑進料，其中稀溶劑進料會被供應至萃取蒸餾塔 EDC 的較高部位，用以對萃取蒸餾塔 EDC 中的芳香烴烴類進行萃取。另外，稀溶劑的較少部分會經由管路 98 進行轉移，並且會在冷卻器 C1 中進行冷卻，然後再經由管路 101 注入溶劑淨化塔 SCC 的較高部位低於溶劑/烴烴類介面的位置。稀溶劑的另一個較少部分會在再沸器 R2 中進行加熱，並且會經由管路 96 循環至溶劑回收塔 SRC 的底部。從萃取蒸餾塔 EDC 的溢流管所收集到的萃餘物的一部分會經由管路 83 與 104 注入溶劑淨化塔 SCC 的較低部位，以當成從溶劑相榨取出重質烴烴類與高分子物質的置換劑來逆向地接觸稀溶劑相。

從溶劑淨化塔的底部 SCC 經由管路 105 而來，並且實質上包含有純化後溶劑、輕質非芳香烴置換劑與大量降低了層級的重質烴烴類與高分子物質的溶劑相，會持續地從溶劑溶劑淨化塔的較低部位抽取出來，並且會以一種將純化後的溶劑循環至溶劑迴路的方式被當成稀溶劑進料的一部分經由管路 108 注入萃取蒸餾

塔 EDC。少量的煙類相會累積在溶劑淨化塔 SCC 的頂部上，並且會根據介面液位控制定期地經由管路 106 從溶劑淨化塔 SCC 的溢流管移除，然後在經由管路 107 投入水清洗塔 WWC 之前，會再與來自於萃取蒸餾塔 EDC 的溢流管的萃餘物混合，以從最終萃餘物產物移除任何溶劑。上述溶劑淨化操作亦可被導入任何其他後續多階接觸裝置中，最好是為了逆向萃取而設計的裝置，諸如多階混合器/沉澱器，或者是任何其他的旋轉式接觸器。在缺少傳統熱溶劑再生器的情況下，過濾器 F1 最好是安裝在介於溶劑回收塔 SRC 與萃取蒸餾塔 EDC 之間的稀溶劑管路中，以選擇性地移除從分解後溶劑與各種溶劑添加物及重質煙類之間相互作用所生成的順磁性分子種類。

在圖 2 中所揭露的萃取蒸餾製程的一種較佳應用中，最好是以環丁砜為溶劑，來自於溶劑回收塔 SRC 底部的溶劑最好是在冷卻器 C1 中冷卻至大約 0 至 100°C 範圍內的溫度，並且最好是 25 至 80°C。溶劑淨化塔 SCC 中的萃餘物與溶劑進料重量比通常為 0.1 至 100，並且最好是 0.5 至 10。溶劑淨化塔 SCC 中的接觸溫度通常介於 0 至 100°C，並且最好是 25 至 80°C。溶劑淨化塔 SCC 的操作壓力通常為 1 至 100 大氣壓，並且最好是 1 至 10 大氣壓。

對於圖 1 與圖 2 中所繪示的兩種製程而言，最好是對萃取蒸餾塔 EDC 的操作條件進行調整，利用大致上所有的 C₉₊ 煙類會隨著富含溶劑（萃取）流保留在萃取蒸餾塔 EDC 的底部的特性而將所有的苯（最輕質芳香煙煙類）保留在萃取蒸餾塔 EDC 的底部，以便回收到最多的苯。溶劑回收塔 SRC 的操作條件也要做出變更，以利用稀溶劑流來從富含溶劑流僅分離出 C₈ 與較輕質的煙類，並且使大致上所有的 C₉ 與較重質的煙類會隨著稀溶劑流保留在回收塔 SRC 的底部。這是因為能夠從溶劑淨化區域

中，從稀溶劑回收到 C_{9+} 烴類。

圖 3 繪示出一種在其他裝置、一個液液萃取塔 LLE、溶劑回收塔 SRC、熱溶劑再生器 SRG、溶劑淨化塔 SCC、水清洗塔 WWC 以及萃取分離塔 ESC 之間運作，以進行芳香烴類回收的液液萃取製程的示意圖。能夠使用與用於圖 1 及圖 2 中所揭露的製程相同的溶劑。包含芳香烴與非芳香烴的一種混合物的烴類進料會經由管路 161 投入液液萃取塔 LLE 的中段部位，而稀溶劑則會經由管路 162 注入接近液液萃取塔 LLE 的頂部之處，以逆向地接觸烴類進料。烴類進料中的芳香烴類通常會包括苯、甲苯、乙苯 (ethylbenzene)、二甲苯、 C_{9+} 芳香烴及其混合物，而非芳香烴類則通常會包括 C_5 至 C_{9+} 鏈烷烴、環烷烴、正烯烴及其混合物。

實質上包含具有少量溶劑的非芳香烴的一種萃餘物相會被經由管路 163 從液液萃取塔 LLE 的頂部抽取出來，並且其中的一部分會經由管路 194 投入水清洗塔 WWC 的一個中段部位，而剩餘的部分則會經由管路 193 導入溶劑淨化塔 SCC 的中段部位。在管路 164 中來自於液液萃取塔 LLE 底部的一種萃取物相會與來自於管路 165 的一種二次稀溶劑 (secondary lean solvent) 混合，並且結合後的物流會經由管路 166 投入萃取分離塔 ESC 的頂部。

通過萃取分離塔 ESC 的蒸氣流會經由再沸器 R1 的作用而生成，藉以將經由管路 170 而來的底部流中的富含溶劑流經由管路 171 循環至萃取分離塔 ESC。再沸器 R1 通常會在能夠控制塔底溫度、溢流管流合成物 (overhead stream composition) 與流速的一個速率下被蒸氣加熱。離開萃取分離塔 ESC 頂部的溢流管蒸氣會在一個冷卻器 (未繪示) 中冷凝，並且冷凝物會經由管路

167 輸送至一個溢流管接收器 D1，用以在煙類與水相之間產生一種相分離。包含非芳香煙、高達 30 至 40% 的苯與較重質芳香煙的煙類相會被當成回流而經由管路 169 循環至液液萃取塔 LLE 的較低部位。水相會經由管路 168 與 187 輸送至蒸氣生成器 SR1，以生成用於溶劑回收塔 SRC 的分離蒸氣。包含溶劑、不具有非芳香煙的芳香煙以及總量可測量的重質煙類與高分子物質的富含溶劑流會從萃取分離塔 ESC 的底部抽取出來，並且會經由管路 170 與 172 輸送至溶劑回收塔 SRC 的中段部位。分離蒸氣會經由管路 184 從蒸氣生成器 SR1 注入溶劑回收塔 SRC 的較低部位，以輔助從溶劑移除芳香煙煙類。包含水與大致上不具有溶劑與非芳香煙煙類的一種濃縮芳香煙會被當成一道溢流管蒸氣流從溶劑回收塔 SRC 抽取出來，並且會在一個冷卻器（未繪示）中被冷凝之後再經由管路 173 注入一個溢流管接收器 D2。為了要使溶劑回收塔 SRC 的底部溫度達到最低，溢流管接收器 D2 會連接至一個真空來源，以在溶劑回收塔 SRC 中生成次大氣壓條件。

溢流管接收器 D2 用來在芳香煙煙類與水相之間產生一種相分離。管路 174 中的芳香煙煙類相的一部分會被當成經由管路 175 的回流而循環至溶劑回收塔 SRC 的頂部，而剩餘的部分則會被當成芳香煙煙類產物經由管路 176 抽取出來。在溢流管接收器 D2 的含水區（water leg）中累積的水相會被當成清潔用水（wash water）而經由管路 177 投入水清洗塔 WWC，並且水相投入的位置會位於接近水清洗塔 WWC 頂部的煙類相與水相之間的介面下方。溶劑會經由一道逆向水的清洗而從液液萃取塔 LLE 的萃餘物移除，並且在煙類相中累積的無溶劑非芳香煙則會接著被當成無溶劑非芳香煙產物而經由管路 185 從水清洗塔 WWC 的頂部抽取出來。包含有溶劑的一種水相會經由管路 186 從水清洗塔

WWC 的底部離開，並且會與從溢流管接收器 D1 而來的水相，經由管路 168 結合，並經由管路 187 投入蒸氣生成器 SR1 中，以在蒸氣生成器 SR1 轉換為分離蒸氣而經由管路 184 注入溶劑回收塔 SRC 以及經由管路 182 注入熱溶劑再生器 SRG。

從溶劑回收塔 SRC 經由管路 178 與 180 而來的稀溶劑的一道分流(split stream)會經由管路 181 轉移至熱溶劑再生器 SRG，並且蒸氣會經由管路 182 注入熱溶劑再生器 SRG 位於稀溶劑進料入口點下方的位置。稀溶劑的另一部分會在再沸器 R2 中進行加熱，並且會經由管路 179 循環至溶劑回收塔 SRC 的底部。濃度降低後的溶劑與高分子污泥會被當成一道底部流經由管路 188 移除，而再生後的溶劑與大致上所有的分離蒸氣則會被當成溢流管流而經由管路 183 回收。由在管路 183 中的溢流管流與來自於溶劑回收塔 SRC 底部的管路 189 所包含的一道分支稀溶劑所形成的一種混合物，其包含有溶劑、一種總量可測量的重質烴類以及來自於熱溶劑再生器 SRG 大致上所有的分離蒸氣，會在冷卻器 C1 中進行冷凝與冷卻，並且會經由管路 190 注入溶劑淨化塔 SCC 的較高部位的溶劑/烴類介面下方的位置。

包含有輕質非芳香烴置換劑的萃餘物會與溶劑相接觸，以榨取出重質烴類與高分子物質而在溶劑淨化塔 SCC 中從溶劑相變成烴類相。任何外部無苯輕質烴類流都能夠選擇性地當成置換劑有效地使用。包含有實質上純化後的溶劑、輕質非芳香烴（置換劑）與大致上降低了層級的重質烴類的溶劑相會持續地從溶劑淨化塔 SCC 的較低部位抽取出來，並且會以一種將純化後的溶劑循環至溶劑迴路的方式被當成稀溶劑進料的一部分經由管路 191, 195 與 162 注入液液萃取塔 LLE。烴類相會持續地累積在溶劑淨化塔 SCC 的頂部，並且會根據介面液位控制定期地經由管路 192 從溶劑淨化塔 SCC 的溢流管移除，然後會再與來自於液

液萃取塔 LLE 的溢流管的萃餘物混合，並且經由管路 194 投入水清洗塔 WWC。上述溶劑淨化操作亦可被導入任何其他後續多階接觸裝置中，最好是為了逆向萃取而設計的裝置，諸如多階混合器/沉澱器，或者是任何其他的旋轉式接觸器。

在圖 3 中所揭露的液液萃取製程的一種較佳應用中，最好是以環丁砜為溶劑，來自於熱溶劑再生器 SRG 的溢流管蒸氣的溫度通常會介於 150 至 200°C，並且最好是 160 至 180°C，而其壓力則為 0.1 至 10 大氣壓，並且最好是 0.1 至 0.8 大氣壓。包括來自於熱溶劑再生器 SRG 的溶劑蒸氣來自於熱溶劑再生器 SRG 的稀溶劑的混合物會在冷卻器 C1 中進行冷凝與冷卻至介於大約 0 至 100°C 的溫度，並且最好是 25 至 80°C。溶劑淨化塔 SCC 中的萃餘物與溶劑進料重量比通常為 0.1 至 100，並且最好是 0.5 至 10。溶劑淨化塔 SCC 中的接觸溫度通常介於 0 至 100°C，並且最好是 25 至 80°C。溶劑淨化塔 SCC 的操作壓力則通常介於 1 至 100 大氣壓，並且最好是 1 至 10 大氣壓。

圖 4 繪示出一種用於從芳香烴與非芳香烴烴類混合物進行芳香烴烴類回收的液液萃取製程，其中的一個溶劑淨化塔單獨使用一種輕質烴類置換劑來對溶劑進行再生。高溫、能源密集且難以操作的傳統式熱溶劑再生器在此溶劑再生方案中並不考慮使用。此製程能夠使用與圖 3 中所示的製程相同的溶劑。如圖所示，此製程在其他裝置、一個液液萃取塔 LLE、溶劑回收塔 SRC、溶劑淨化塔 SCC、水清洗塔 WWC 以及萃取分離塔 ESC 之間運作。包含有芳香烴與非芳香烴的一種混合物的烴類進料會經由管路 201 投入液液萃取塔 LLE 的中段部位，而稀溶劑則會經由管路 202 注入接近液液萃取塔 LLE 頂部之處，以逆向地接觸烴類進料。在管路 203 中實質上包含非芳香烴與少量溶劑的一種萃餘油相會從液液萃取塔 LLE 的頂部抽取出來，並且其中的一部分

會經由管路 227 投入水清洗塔 WWC 的一個中段部位，而剩餘的部分則會經由管路 223 導入溶劑淨化塔 SCC 的中段部位。一種萃取物相會從液液萃取塔 LLE 的底部經由管路 204 進行輸送，並且會與來自於管路 205 的一種二次稀溶劑混合，而結合後的物流會再經由管路 206 投入萃取分離塔 ESC 的頂部。

通過萃取分離塔 ESC 的蒸氣流會經由再沸器 R1 的作用而生成，藉以將經由管路 201 而來的底部流中的富含溶劑流經由管路 211 循環至萃取分離塔 ESC。再沸器 R1 通常以能夠控制塔底溫度、溢流管流合成物與流速的一個速率下被蒸氣加熱。離開萃取分離塔 ESC 頂部的溢流管蒸氣會在一個冷卻器（未繪示）中冷凝，並且冷凝物會經由管路 207 輸送至一個溢流管接收器 D1，用以在煙類與水相之間產生一種相分離。包含非芳香煙、高達 30 至 40% 的苯與較重質芳香煙的煙類相會被當成回流而經由管路 209 循環至液液萃取塔 LLE 的較低部位。水相會經由管路 208 與 226 輸送至蒸氣生成器 SR1，以生成用於溶劑回收塔 SRC 的分離蒸氣。包含溶劑、純化後的芳香煙以及總量可測量的重質煙類與高分子物質的富含溶劑流會從萃取分離塔 ESC 的底部抽取出來，並且會經由管路 210 與 212 輸送至溶劑回收塔 SRC 的中段部位。分離蒸氣會經由管路 234 從蒸氣生成器 SR1 注入溶劑回收塔 SRC 的較低部位，以輔助從溶劑移除芳香煙煙類。包含水與大致上不具有溶劑與非芳香煙煙類的一種濃縮芳香煙會被當成一道溢流管蒸氣流從溶劑回收塔 SRC 抽取出來，並且會在一個冷卻器（未繪示）中被冷凝之後再經由管路 213 注入一個溢流管接收器 D2。為了要使溶劑回收塔 SRC 的底部溫度達到最低，溢流管接收器 D2 會連接至一個真空來源，以在溶劑回收塔 SRC 中生成次大氣壓條件。

溢流管接收器 D2 用來在芳香煙煙類與水相之間產生一種相

分離。管路 214 中的芳香烴類相的一部分會被當成經由管路 215 的回流而循環至溶劑回收塔 SRC 的頂部，而剩餘的部分則會被當成芳香烴類產物經由管路 216 抽取出來。在溢流管接收器 D2 的含水區 (water leg) 中累積的水相會被當成清潔用水 (wash water) 而經由管路 217 投入水清洗塔 WWC，並且水相投入的位置會位於接近水清洗塔 WWC 頂部的烴類相與水相之間的介面下方。溶劑會經由一道逆向水的清洗而從液液萃取塔 LLE 的萃餘物移除，並且在烴類相中累積的無溶劑非芳香烴則會接著被當成無溶劑非芳香烴產物而經由管路 228 從水清洗塔 WWC 的頂部抽取出來。包含有溶劑的一種水相會經由管路 235 從水清洗塔 WWC 的底部離開，並且會與從溢流管接收器 D1 而來的水相經由管路 208 結合，並經由管路 226 投入蒸氣生成器 SR1，以在蒸氣生成器 SR1 轉換為分離蒸氣而經由管路 234 注入溶劑回收塔 SRC。

在管路 218 與 220 中來自於溶劑回收塔 SRC 的稀溶劑的一道分流會經由管路 221 至冷卻器 C1 中進行冷凝與冷卻，然後會再經由管路 222 注入溶劑淨化塔 SCC 的較高部位的溶劑/烴類介面下方的位置。稀溶劑的另一部分會在再沸器 R2 中進行加熱，並且會經由管路 219 循環至溶劑回收塔 SRC 的底部。經由管路 218 中從溶劑回收塔 SRC 底部離開的稀溶劑的主要部分，最好是經由管路 202 輸送至液液萃取塔 LLE。

包含有輕質非芳香烴置換劑的萃餘物會與溶劑相接觸，以榨取出重質烴類與高分子物質而在溶劑淨化塔 SCC 中從溶劑相變成烴類相。包含有實質上純化後的溶劑、輕質非芳香烴 (置換劑) 與大致上降低了層級的重質烴類的一種溶劑相會持續地從溶劑淨化塔 SCC 的較低部位抽取出來，並且會以一種將純化後的溶劑循環至溶劑迴路的方式被當成稀溶劑進料的一部分經由管路

224, 229 與 202 注入液液萃取塔 LLE。以一個磁場強化過的一種過濾器 F1 最好是安裝在管路 229 中，以移除從分解後的溶劑與各式各樣的溶劑添加物以及重質烴類的相互作用所生成的順磁性的分子種類。

然後，持續地累積在溶劑淨化塔 SCC 的頂部，並且會根據介面液位控制定期地經由管路 225 從溶劑淨化塔 SCC 的溢流管移除的烴類相會在經由管路 227 投入水清洗塔 WWC 之前與來自於液液萃取塔 LLE 的溢流管的萃餘物混合，其中來自於最終萃餘物產物的任何溶劑都會在水清洗塔 WWC 中被移除。

在圖 4 中所揭露的液液萃取製程的一種較佳應用中，最好是以環丁砜為溶劑，在較佳實施例中，從溶劑回收塔 SRC 底部抽取出來並且導入冷卻器 C1 的部分稀溶劑通常會冷卻至介於大約 0 至 100°C 的溫度，並且最好是 25 至 80°C。而且，溶劑淨化塔 SCC 中的萃餘物與溶劑進料重量比通常為 0.1 至 100，並且最好是 0.5 至 10。溶劑淨化塔 SCC 中的接觸溫度通常介於 0 至 100°C，並且最好是 25 至 80°C。溶劑淨化塔 SCC 的操作壓力則通常介於 1 至 100 大氣壓，並且最好是 1 至 10 大氣壓。

範例

以下所呈現出的範例進一步揭露出本發明的不同觀點與實施例，但不應視為對本發明的範圍做出限制。

在圖 1 中所示的萃取蒸餾製程所進行的芳香烴烴類回收製程是在一個工廠設施 (plant facility) 進行測試。為了要確認將輕質、低極性烴類當成置換劑使用，以從一種稀溶劑移除重質烴類與高分子物質的有效性 (effectiveness)，以下的範例是以來自於

萃取蒸餾塔的溢流管的萃餘物與供應至溶劑淨化塔的稀溶劑的樣本來進行測試與分析。

範例 1

此範例是以來自於萃取蒸餾塔溢流管流的萃餘物的一種樣本（對應於圖 1 中的管路 66）來進行抽取與分析。樣本的烷烴、烯烴、環烷烴與芳香烴分析（簡稱 PONA 分析）結果統整如下。

表 1

根據群組類型 (Group Type) 與碳數量 (Carbon Number) 所製作的萃取蒸餾的萃餘物分析表

(Wt % , 重量百分比)

	正鏈烷烴 (n-Paraffins)	異鏈烷烴 (i-Paraffins)	正烯烴 (Olefins)	環烷烴 (Naphthenes)	芳香烴 (Aromatics)	總數 (Total)
C ₅	1.00	0.89	0.02	0	0	1.91
C ₆	15.63	24.90	0.17	19.23	0.65 (苯)	60.58
C ₇	4.29	15.71	0.06	8.33	0	28.39
C ₈	1.27	2.07	0.16	2.29	0	5.79
C ₉	0.30	1.14	0.01	0.22	0	1.67
C ₁₀	0	0.02	0	0	0	0.02
未知烴類總數						1.53
重質烴類						<u>0.11</u>
總數						100.00

表 1 中的數據證實萃取蒸餾塔萃餘物中的主要成分為範圍在 C₆ 至 C₇ 內的低極性烴類，並且次要成分為範圍在 C₆ 至 C₇ 內。

包含有來自於圖 1 中管路 65 的環丁碸的稀溶劑亦在測試後發現包括了 1.4 wt% 的重質烴類與高分子物質。此溶劑樣本的

PONA 分析結果統整於下表中。

表 2

根據群組類型與碳數量所製作的萃取蒸餾的萃餘物分析表

(wt %)

	正鏈烷烴	異鏈烷烴	正烯烴	環烷烴	芳香烴	總數
C ₇	0	0	0	0	0.007	0.007
C ₈	0	0	0	0	0.001	0.001
C ₉	0	0	0	0	0.004	0.004
C ₁₀	0	0	0	0.003	0.001	0.004
C ₁₁	0	0	0	0	0.015	0.015
C ₁₂	0	0	0	0	0.014	0.014
C ₁₃	0	0.004	0.006	0	0	0.010
C ₁₄	0.050	0	0	0	0	0.050
重質烴類總數						1.122
未知重質烴類總數						0.335
溶劑（環丁砜）						<u>98.438</u>
總數						100.000

表 2 中所示的結果粗略地指出稀溶劑中所有可識別的 C₇ 至 C₁₄ 烴類為芳香烴。為了要識別重質烴類與高分子物質中的分子種類，於此使用氣相層析質譜分析法對相同的稀溶劑樣本進行分析，並且將稀溶劑樣本的重質烴類與未知烴類的質譜分析圖（chromatogram）呈現於圖 5 中。一如預期，只有少量的重質烴類分子種類能夠根據其分子結構而被識別出來。不過，圖 5 仍建立了關鍵的調查發現，即由多非濃縮環芳香烴化合物（multi-non-condensed ring aromatic compound）所組成的重質烴類的主要部分比 C₁₂ 烴類更重。在不限於一種特定理論的情況

下，我們相信重質烴類會在特定芳香烴環經由脂肪鏈（aliphatic chain）連接的反應中形成。此反應是經由在稀溶劑中延長提高溫度的條件下而被誘發出來的。

範例 2

稀溶劑的樣本與萃餘物的樣本在不同的萃餘物與溶劑進料重量比（R/S）之下混合，以測量置換劑從溶劑移除重質烴類與高分子物質的能力。如範例 1 所示，溶劑與萃餘物樣本會具有相同的合成構造（compositional makeup）。溶劑與萃餘物在室溫（room temperature）下會在一個儲存容器（vessel）中經由劇烈地搖動而徹底地混合。烴類相與溶劑相能夠有 30 分鐘的時間來進行相分離，雖然一旦停止搖動就會立即觀察到清楚的相分離。實驗室萃取測試的結果統整於表 3 中。

表 3

實驗室萃取（置換）測試的質量平衡

置換測試前			置換測試後	
R/S	溶劑進料 (g)	萃餘物進料 (g)	溶劑相 (g)	烴類相 (g)
1.0	100.0	100.0	99.5	100.5
2.0	100.0	200.0	99.1	200.6
3.0	100.0	300.1	98.3	301.7

表 3 中的數據顯示出烴類相的總重增加量（total weight increase）會正比於 R/S（使用的萃餘物總量）。由於萃餘物進料包括了大量的非芳香烴烴類，萃餘物並不容易溶解於環丁碇溶劑中，並且反之亦然。因此，在一種分子對分子的基礎（molecule-to-molecule basis）上，相信經由萃餘物（置換劑）溶解於溶劑相中且隨後從溶劑相置換掉重質烴類與高分子物質而

驅動兩相之間的大量移轉 (mass transfer)。由於重質烴類與高分子物質的分子量會明顯高於萃餘物中分子種類的分子量，因此在一種分子對分子的基礎上，我們相信在烴類相中所增加的重量是來自於加入的重質烴類減去離去的萃餘物分子種類（置換劑）的重量差異。換句話說，上述測試顯示出來自於稀溶劑的重質烴類與高分子物質被萃餘物中的分子種類置換掉的現象會經由相接觸而發生。

範例 3

為了要確認從範例 2 中的結果所推論出來的結論，在 R/S 為 3 的情況之下，經由氣相層析質譜分析儀來對接觸萃餘物之前與之後的稀溶劑樣本（其對應於接觸萃餘物之後的稀溶劑進料與溶劑相）進行分析。於此，亦能獲得兩種溶劑樣本的質譜分析圖。稀溶劑樣本的質譜分析圖在接觸萃餘物之前將環丁砜的峰值 (peak) 顯示為溶劑中的主要成分出現在氣相層析滯留時間 (GC elution time) 中的第 21 至 23 分鐘（標示在第 22.1 分鐘）中。沸點低於環丁砜的幾個重要的重質烴類成分出現在滯留時間中的第 12.5、12.9、13.9、16.2、16.4、17.0、18.5 與 20.2 分鐘，而沸點高於環丁砜者則是出現在滯留時間中的第 23 至 31 分鐘。

在稀溶劑與萃餘物（置換劑）接觸之後，重質烴類的峰值大致上會在溶劑相中消失。特別是質譜分析圖顯示出在接觸萃餘物之後，大致上僅包含有來自於萃餘物的分子種類的溶劑相所具有的峰值會出現在滯留時間中的第 1.9 至 7.1 分鐘。此結果不僅令人意想不到，更出人意外，因為其證實了萃餘物對於置換掉來自於環丁砜溶劑的重質烴類來說極為有效，即便是在環境條件 (ambient condition) 下僅接觸萃餘物一次的情況下。

範例 4

於此範例中，稀溶劑中特定重質烴類分子種類的質量是在 R/S 為 3.0 的條件下，於溶劑接觸萃餘物之前與之後所測量到的。如表 4 所列表，質量的差異決定了對於特定分子種類的移除效率。

表 4

經由將萃餘物當成置換劑來移除特定重質烴類分子種類的效率

分子種類滯留時間 (Minute)	置換前總量 (g)	置換後總量 (g)	移除百分比 (%)
12.5	0.0632	0.0090	85.7
12.9	0.0465	0.0050	89.3
13.9	0.0833	0.0100	88.0
16.2	0.0211	0.0014	93.4
16.5	0.0526	0.0036	93.2
16.5	0.0213	0.0014	93.6
17.0	0.0233	0.0021	91.1
22.1 (環丁砜)	98.6539	94.8825	3.8
24.5	0.0223	0.0010	95.3
25.1	0.0346	0.0017	95.0
25.9	0.0269	0.0024	91.0
26.0	0.0248	0.0024	90.2
26.3	0.0389	0.0033	91.6
26.9	0.0565	0.0027	95.1
27.5	0.0252	0.0000	100.0
30.9	0.1524	0.0183	88.0

表格 4 中所示的結果證實萃餘物（輕質烴類置換劑）對於實質上置換掉來自於稀溶劑的所有重質烴類與高分子物質（沸點高

於或低於溶劑者)來說非常有效。在一種在室溫下的一階萃取製程中，萃餘物置換掉了來自於溶劑的 86 至 95% 的重質分子種類。可以預期的是，重質烴類與高分子物質不需要任何顯著的能量消耗，便能夠經由進行一個再多幾階的萃取製程而完全地從稀溶劑移除。

以上已對本發明的原理、較佳實施例與操作模式進行描述。但本發明不應被理解為僅限於以上所探討的特定實施例。相反地，上述實施例應被視為舉例說明而非限制，並且應該體認到，任何所屬技術領域中具有通常知識者，在不脫離本發明的範圍內，當可作出變化，本發明的保護範圍當視後附的申請專利範圍所界定者為準。

【圖式簡單說明】

圖 1 繪示出一種經由一道萃取蒸餾製程從芳香烴與非芳香烴烴類的混合物進行芳香烴烴類回收的製程的示意圖，其中的溶劑經由一個熱溶劑再生器結合將來自於一個萃取蒸餾塔的一個溢流管的萃餘物當成置換劑使用的一個溶劑淨化塔進行再生。

圖 2 繪示出一種經由一道萃取蒸餾製程從芳香烴與非芳香烴烴類的混合物進行芳香烴烴類回收的製程的示意圖，其中的溶劑單獨經由將來自於一個萃取蒸餾塔的一個溢流管的萃餘物當成置換劑使用的一個溶劑淨化塔進行再生。

圖 3 繪示出一種經由一道液液萃取製程從芳香烴與非芳香烴烴類的混合物進行芳香烴烴類回收的製程的示意圖，其中的溶劑經由一個熱溶劑再生器結合將來自於一個液液萃取塔的萃餘物當成置換劑使用的一個溶劑淨化塔進行再生。

圖 4 繪示出一種經由一道液液萃取製程從芳香烴與非芳香烴烴類的混合物進行芳香烴烴類回收的製程的示意圖，其中的溶劑單獨經由將來自於一個液液萃取塔的萃餘物當成置換劑使用的一個溶劑淨化塔進行再生。

圖 5 為使用於一個芳香烴烴類回收製程中的一個稀環丁砜溶劑樣本中的重質烴類成分與高分子物質經由一個氣相層析質譜分析儀分析出來的一個層析圖。

【主要元件符號說明】

41~73、82~109、161~195、201~229、234、235：管路

C1：冷卻器

D1、D2：溢流管接收器

EDC：萃取蒸餾塔

ESC：萃取分離塔

F1：過濾器

LLE：液液萃取塔

R1、R2：再沸器

SCC：溶劑淨化塔

SR1：蒸氣生成器

SRC：溶劑回收塔

SRG：熱溶劑再生器

WWC：水清洗塔

七、申請專利範圍：

1. 一種用於對萃取製程的溶劑進行再生的方法，用以從一富含溶劑流回收實質上不具有烴類以及其他雜質的一極性烴類選擇性溶劑，其中該富含溶劑流包含該選擇性溶劑、總量可測量的重質芳香烴烴類以及從熱分解或氧化溶劑、該些重質芳香烴烴類以及添加物之間的反應所生成的高分子物質，該方法包括下列步驟：

(a) 將包含極性與低極性烴類的一進料注入一萃取蒸餾塔的一中段部位，並且將該富含溶劑流當成一選擇性溶劑進料注入該萃取蒸餾塔的一較高部位；

(b) 從該萃取蒸餾塔的一頂部回收一含水與低極性的富含烴類流，並且從該萃取蒸餾塔的一底部抽取包含該選擇性溶劑與該些極性烴類的一第一富含溶劑流；

(c) 將該第一富含溶劑流注入一溶劑回收塔的一中段部位，從該溶劑回收塔的一頂部回收實質上不具有該選擇性溶劑與該些低極性烴類的一極性富含烴類流，並且從該溶劑回收塔的一底部移除一第二富含溶劑流；

(d) 將該第二富含溶劑流的一第一部分當成該選擇性溶劑進料注入步驟 (a) 中的該萃取蒸餾塔的該較高部位；

(e) 冷卻步驟 (c) 中的該第二富含溶劑流的一第二部分，並且將冷卻後的該第二富含溶劑流的該第二部分注入一溶劑淨化區域的一較高部位，以形成一第一溶劑相；

(f) 將一輕質非芳香烴富含烴類流當成一重質芳香烴烴類置換劑注入該溶劑淨化區域的一較低部位，以從該第一溶劑相榨取出該些重質芳香烴烴類與該些高分子物質而成為一烴類相；

(g) 從該溶劑淨化區域的一較高部位抽取包含該些重質芳香烴類與該些高分子物質的一累積後烴類相，並且從該溶劑淨化區域的該較低部位回收一第二溶劑相，其中該第二溶劑相包含該選擇性溶劑與用來當成該些重質芳香烴類置換劑的輕質非芳香烴類，並且具有實質上已降低層級的該些重質芳香烴類與該些高分子物質；以及

(h) 將來自於步驟 (g) 中的該溶劑淨化區域的該第二溶劑相當成該選擇性溶劑進料的一部分注入步驟 (a) 中的該萃取蒸餾塔的該較高部位，以將純化後的該選擇性溶劑循環至一溶劑迴路中。

2. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中步驟 (d) 中的該第二富含溶劑流在進入該萃取蒸餾塔的該較高部位之前，經由以一磁場強化過的一管線內過濾器進行過濾。
3. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中該些極性烴類為芳香烴，並且該些低極性烴類為烷烴、環烷烴與烯烴。
4. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中該選擇性溶劑選自環丁砜、烷基環丁砜、氮-甲醯基嗎啉、氮-甲基吡咯烷酮、四甘醇、三甘醇、二甘醇及其混合物的組合，並且以水為助溶劑。
5. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中該選擇性溶劑包括環丁砜，並且以水為助溶劑。
6. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中該選擇性溶劑為氮-甲醯基嗎啉。
7. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中該輕質非芳香烴富含烴類流為來自於該萃取蒸餾塔溢流管的該低極性富含烴類流。
8. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中該輕質非芳香烴富含烴

類流為包含 C_5 至 C_8 烴類的一外部無苯流。

9. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中該萃取蒸餾塔在經由實質上保留該第一富含溶劑流中全部 C_{9+} 烴類，以從該第一富含溶劑流中回收最多苯的條件下進行操作。
10. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中該溶劑回收塔在僅分離來自於該第一富含溶劑流的 C_8 與較輕質的烴類，並且實質上保留該第二富含溶劑流中全部 C_9 與較重質烴類的條件下進行操作。
11. 如申請專利範圍第 1 項所述的方法，其中步驟 (d) 包括將該第二富含溶劑流的一較多部分注入該萃取蒸餾塔的該較高部位，將該第二富含溶劑流的一第一較少部分注入一熱溶劑再生區域的一較高部位，從該熱溶劑再生區域的一頂部回收包含該選擇性溶劑、水以及該些烴類的一第三富含溶劑流以及沸點低於該選擇性溶劑的其他化合物，以及從該熱溶劑再生區域的一較低部位移除重質污泥，並且步驟 (e) 包括冷卻包括步驟 (d) 中的該第三富含溶劑流與步驟 (c) 中的該第二富含溶劑流的一第二較少部分的一混合物，以及將該混合物注入該溶劑淨化區域的該較高部位，以形成一溶劑相。
12. 如申請專利範圍第 11 項所述的方法，其中該些極性烴類為芳香烴，並且該些低極性烴類為烷烴、環烷烴與烯烴。
13. 如申請專利範圍第 11 項所述的方法，其中該選擇性溶劑選自環丁砜、烷基環丁砜、氮-甲醯基嗎啉、氮-甲基吡咯烷酮、四甘醇、三甘醇、二甘醇及其混合物的組合，並且以水為助溶劑。
14. 如申請專利範圍第 11 項所述的方法，其中該選擇性溶劑包括環丁砜，並且以水為助溶劑。

15. 如申請專利範圍第 11 項所述的方法，其中該選擇性溶劑為氮-甲醯基嗎啉。
16. 如申請專利範圍第 11 項所述的方法，其中該輕質非芳香烴富含烴類流為來自於該萃取蒸餾塔溢流管的該低極性富含烴類流。
17. 如申請專利範圍第 11 項所述的方法，其中該輕質非芳香烴富含烴類流為包含 C₅ 至 C₈ 烴類的一外部無苯流。
18. 如申請專利範圍第 11 項所述的方法，其中該萃取蒸餾塔在經由實質上保留該第一富含溶劑流中全部 C₉₊ 烴類，以從該第一富含溶劑流中回收最多苯的條件下進行操作。
19. 如申請專利範圍第 11 項所述的方法，其中該溶劑回收塔在僅分離來自於該第一富含溶劑流的 C₈ 與較輕質的烴類，並且實質上保留該第二富含溶劑流中全部 C₉ 與較重質烴類的條件下進行操作。
20. 一種用於對萃取製程的溶劑進行再生的方法，用以從一富含溶劑流回收實質上不具有烴類以及其他雜質的一極性烴類選擇性溶劑，其中該富含溶劑流包含該選擇性溶劑、總量可測量的重質芳香烴烴類以及從熱分解或氧化溶劑、該些重質芳香烴烴類以及添加物之間的反應所生成的高分子物質，該方法包括下列步驟：
 - (a) 將包含極性與低極性烴類的一進料注入一液液萃取塔的一中段部位，並且將該富含溶劑流當成一選擇性溶劑進料注入該液液萃取塔的一較高部位；
 - (b) 從該液液萃取塔的一頂部回收一含水與低極性的富含烴類流，並且從該液液萃取塔的一底部抽取包含該選擇性溶劑、該些極性烴類與少量的該些低極性烴類的一第一富含溶劑流；
 - (c) 將包括該第一富含溶劑流與來自於一溶劑回收塔的一

底部的一第三富含溶劑流的一較少部分的一混合物注入一萃取分離塔的一較高部位，回收包含低極性烴類與大量苯及較重質芳香烴的一富含烴類蒸氣，其中該富含烴類蒸氣經過冷凝且當成回流循環至該液液萃取塔的一較低部位，並且從該萃取分離塔的一底部抽取包含該選擇性溶劑與實質上不具有該些低極性烴類的該些極性烴類的一第二富含溶劑流；

(d) 將步驟 (c) 中的該第二富含溶劑流注入該溶劑回收塔的一中段部位，從該溶劑回收塔的一頂部抽取實質上不具有該選擇性溶劑與非極性烴類的一極性富含烴類流，並且從該溶劑回收塔的該底部移除一第三富含溶劑流；

(e) 將該第三富含溶劑流的一部分當成該選擇性溶劑進料注入步驟 (a) 中的該液液萃取塔的該較高部位；

(f) 冷卻步驟 (d) 中的該第三富含溶劑流的一較少部分，並且將冷卻後的該第三富含溶劑流的該較少部分注入一溶劑淨化區域的一較高部位，以形成一溶劑相；

(g) 將一輕質非芳香烴富含烴類流當成一重質芳香烴烴類置換劑注入該溶劑淨化區域的一較低部位，以從該溶劑相榨取出該些重質芳香烴烴類與該些高分子物質而成為一烴類相；

(h) 從該溶劑淨化區域的一較高部位抽取包含該些重質芳香烴烴類與該些高分子物質的一累積後烴類相，並且從該溶劑淨化區域的該較低部位回收該溶劑相，其中該溶劑相包含該選擇性溶劑與用來當成該些重質芳香烴烴類置換劑的輕質非芳香烴烴類，並且具有實質上已降低層級的該些重質芳香烴烴類與該些高分子物質；以及

(i) 將來自於步驟 (h) 中的該溶劑淨化區域的該溶劑相當

- 成該選擇性溶劑進料的一部分注入步驟 (a) 中的該液液萃取塔的該較高部位，以將純化後的該選擇性溶劑循環至一溶劑迴路中。
21. 如申請專利範圍第 20 項所述的方法，其中步驟 (e) 中的該第三富含溶劑流在進入該液液萃取塔的該較高部位之前，經由以一磁場強化過的一管線內過濾器進行過濾。
22. 如申請專利範圍第 20 項所述的方法，其中該些極性烴類為芳香烴，並且該些低極性烴類為烷烴、環烷烴與烯烴。
23. 如申請專利範圍第 20 項所述的方法，其中該選擇性溶劑選自環丁酮、烷基環丁酮、氮-甲醯基嗎啉、氮-甲基吡咯烷酮、四甘醇、三甘醇、二甘醇及其混合物的組合，並且以水為助溶劑。
24. 如申請專利範圍第 20 項所述的方法，其中該選擇性溶劑包括環丁酮，並且以水為助溶劑。
25. 如申請專利範圍第 20 項所述的方法，其中該選擇性溶劑為四甘醇，並且以水為助溶劑。
26. 如申請專利範圍第 20 項所述的方法，其中該輕質非芳香烴富含烴類流為來自於該液液萃取塔溢流管的該低極性富含烴類流。
27. 如申請專利範圍第 20 項所述的方法，其中該輕質非芳香烴富含烴類流為包含 C₅ 至 C₈ 烴類的一外部無苯流。
28. 如申請專利範圍第 20 項所述的方法，其中步驟 (e) 包括將該第三富含溶劑流的一較多部分注入步驟 (a) 的該液液萃取塔的該較高部位，將該第三富含溶劑流的一第一較少部分注入一高溫熱溶劑再生區域的一較高部位，從該高溫熱溶劑再生區域的一頂部回收包含該選擇性溶劑、水以及該些烴類的一第四富含溶劑流以及沸點低於該選擇性溶劑的其他化合物，以及從該高溫熱溶劑再

生區域的一較低部位移除重質污泥，並且步驟 (f) 包括冷卻包括步驟 (e) 中的該第四富含溶劑流與步驟 (d) 中的該第三富含溶劑流的一第二較少部分的一混合物，以及將該混合物注入該溶劑淨化區域的該較高部位，以形成一溶劑相。

29. 如申請專利範圍第 28 項所述的方法，其中該些極性烴類為芳香烴，並且該些低極性烴類為烷烴、環烷烴與烯烴。
30. 如申請專利範圍第 28 項所述的方法，其中該選擇性溶劑選自環丁砜、烷基環丁砜、氮-甲醯基嗎啉、氮-甲基吡咯烷酮、四甘醇、三甘醇、二甘醇及其混合物的組合，並且以水為助溶劑。
31. 如申請專利範圍第 28 項所述的方法，其中該選擇性溶劑包括環丁砜，並且以水為助溶劑。
32. 如申請專利範圍第 28 項所述的方法，其中該選擇性溶劑為四甘醇，並且以水為助溶劑。
33. 如申請專利範圍第 28 項所述的方法，其中該輕質非芳香烴富含烴類流為來自於該液液萃取塔溢流管的該低極性富含烴類流。
34. 如申請專利範圍第 28 項所述的方法，其中該輕質非芳香烴富含烴類流為包含 C₅ 至 C₈ 烴類的一外部無苯流。

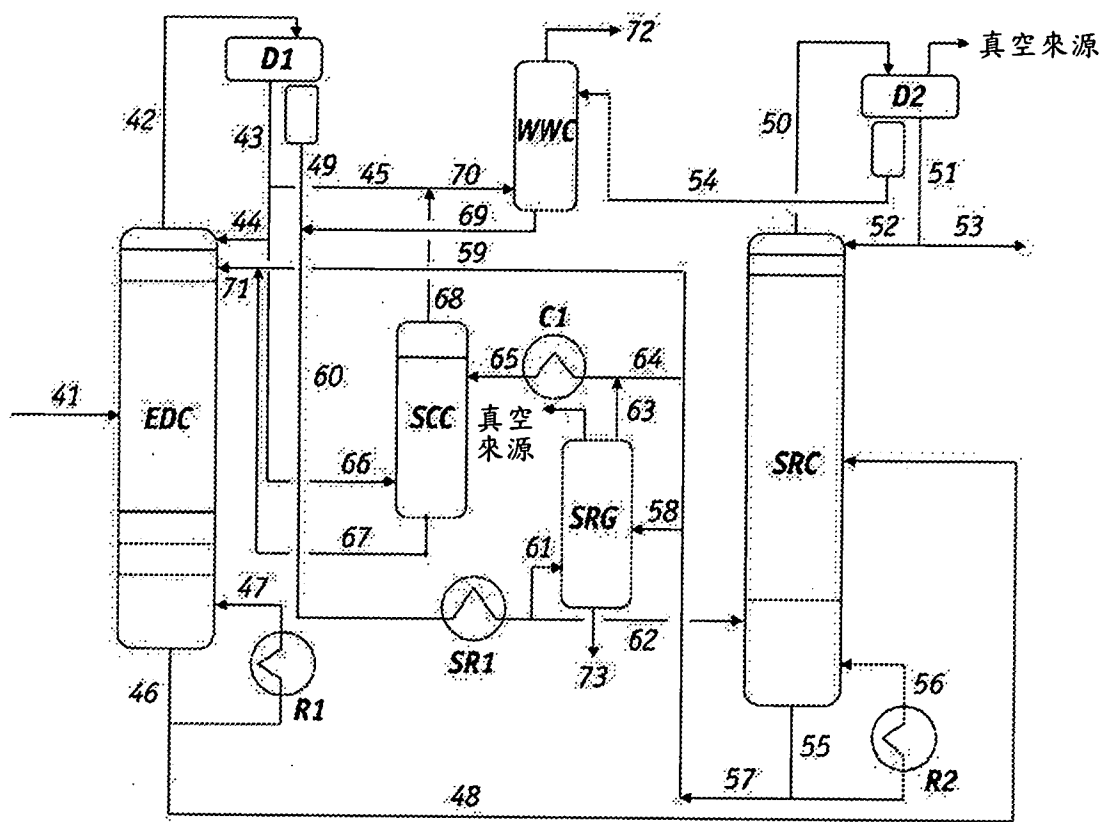


圖1

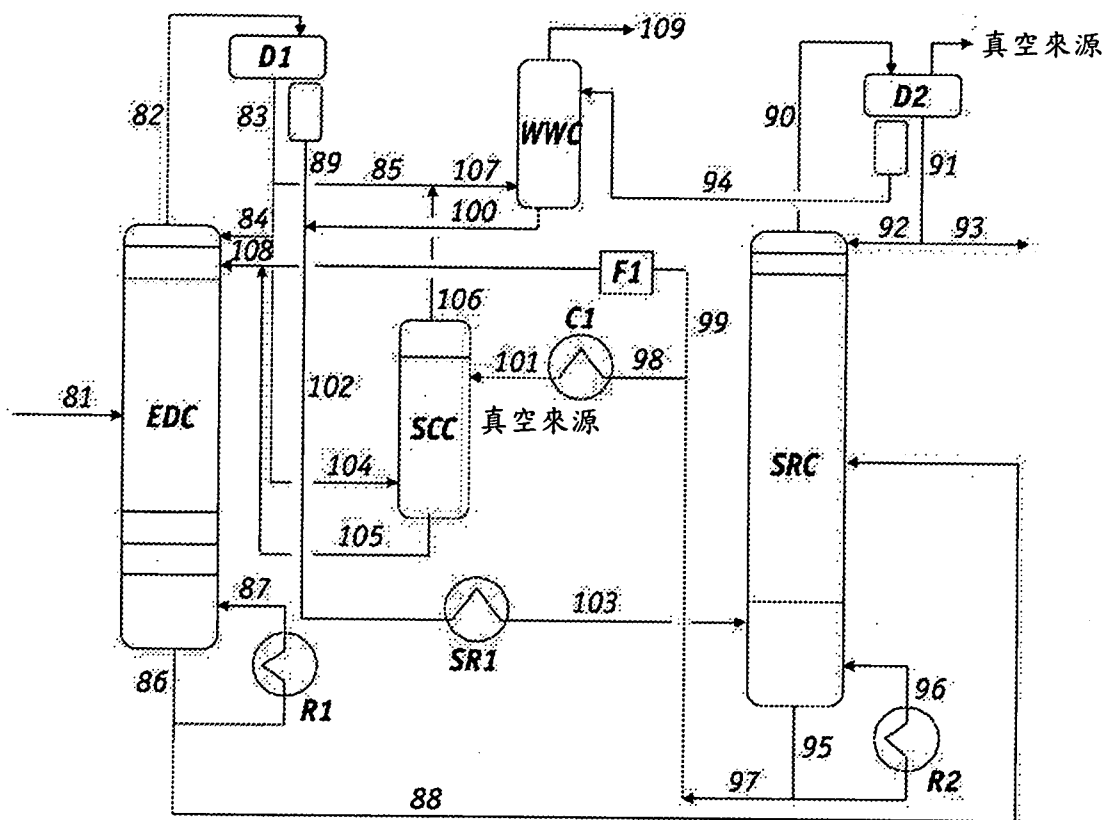


圖2

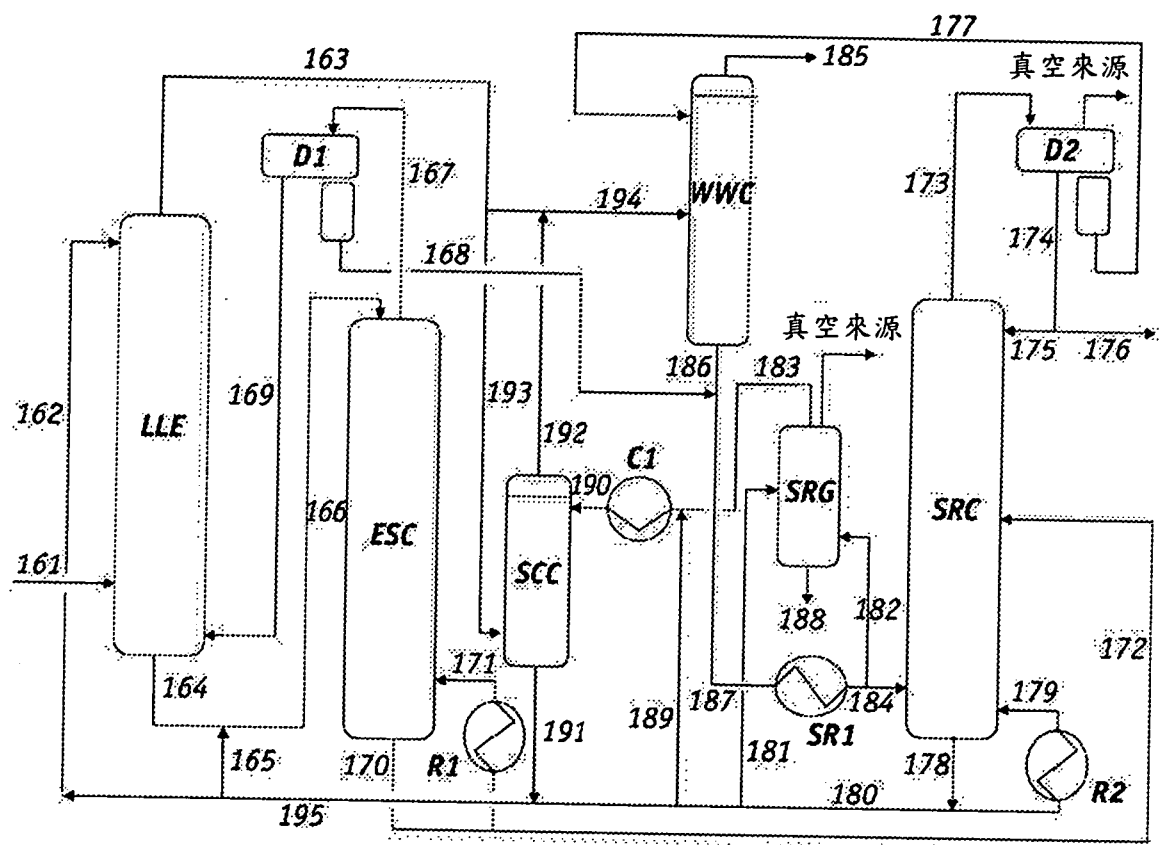


圖3

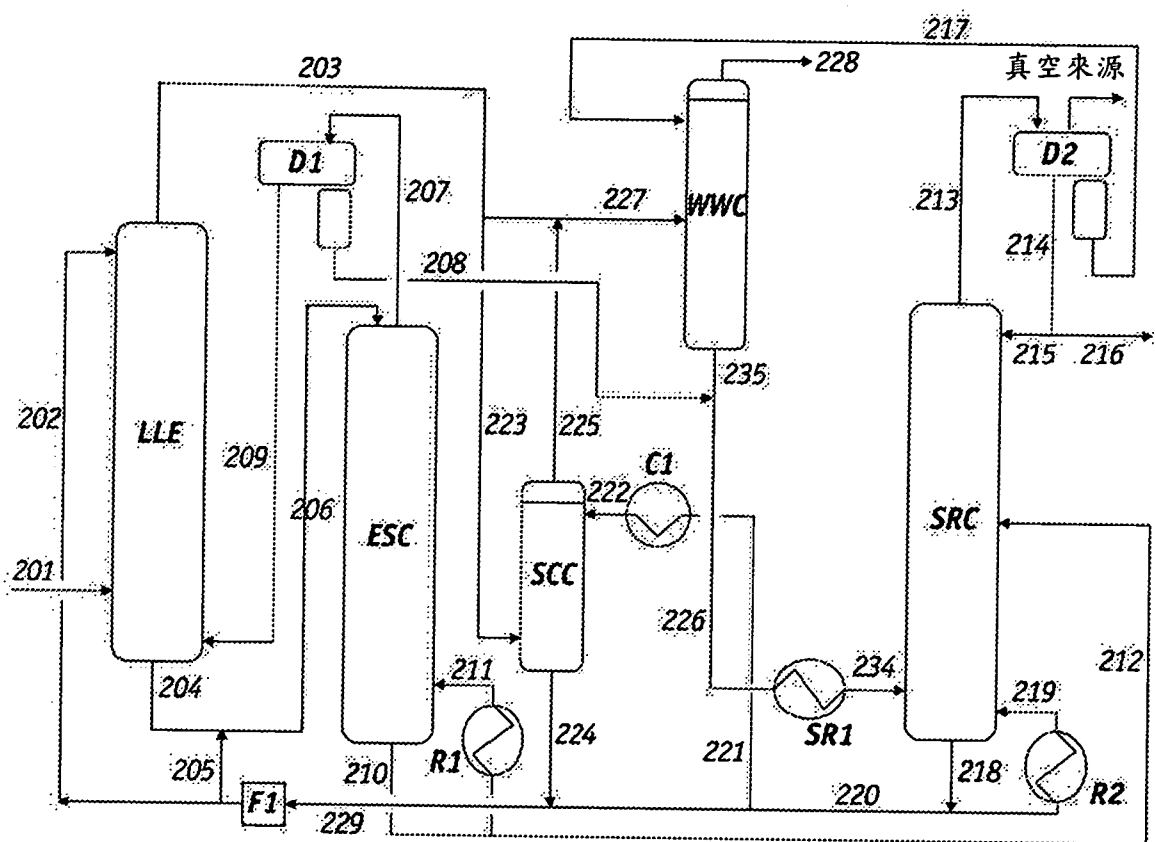


圖4

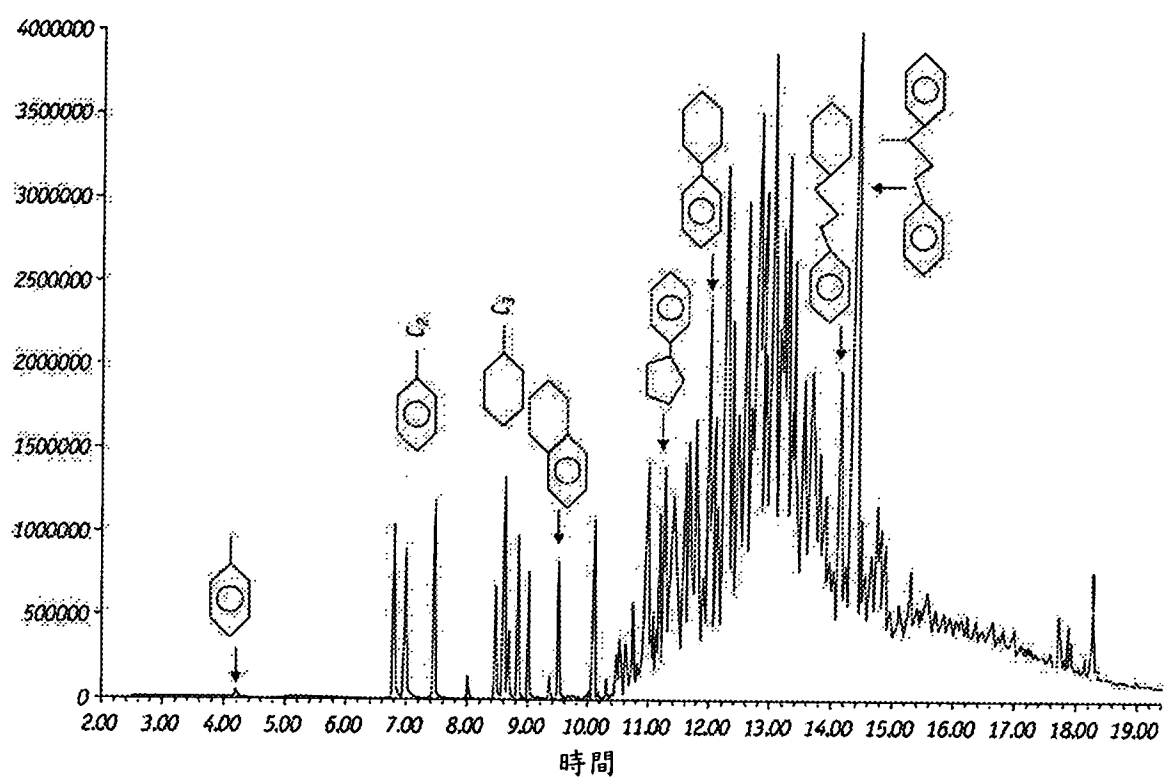


圖5