



I290480

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：A 2 1 2 3 2 9 4

※ 申請日期：92.8.25 ※IPC 分類：B01D 15/00

壹、發明名稱：(中文/英文)

最適化模擬逆流二甲苯分離單元操作之方法

METHOD OF OPTIMIZING THE OPERATION OF A SIMULATED
COUNTERCURRENT XYLENES SEPARATION UNIT

貳、申請人：(共 1 人)

姓名或名稱：(中文/英文)

法國石油協會

INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE

代表人：(中文/英文)

艾佛瑞 艾瑪拉

ALFRED ELMALEH

住居所或營業所地址：(中文/英文)

法國洛埃馬美生市保士普勞大道 1&4 號

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

國 籍：(中文/英文)

法國

FRANCE

參、發明人：(共 2 人)

姓 名：(中文/英文)

1. 尼可拉斯 庫恩尼
NICOLAS COUENNE
2. 路克 沃夫
LUC WOLFF

住居所地址：(中文/英文)

1. 法國里昂市杰尼活傳葉何大道 34 號
34 AVENUE GENERAL FRERE, 69008 LYON, FRANCE
2. 法國里昂市特葉何大道 175 號
175 AVENUE THIERS, 69006 LYON, FRANCE

國 籍：(中文/英文)

- 1.-2. 均法國 FRANCE

肆、聲明事項：

本案係符合專利法第二十條第一項 第一款但書或 第二款但書規定之期間，其日期為： 年 月 日。

本案申請前已向下列國家（地區）申請專利：

1. 法國；2002年08月28日；02/10.658

2.

3.

4.

5.

主張國際優先權(專利法第二十四條)：

【格式請依：受理國家（地區）；申請日；申請案號數 順序註記】

1. 法國；2002年08月28日；02/10.658

2.

3.

4.

5.

主張國內優先權(專利法第二十五條之一)：

【格式請依：申請日；申請案號數 順序註記】

1.

2.

主張專利法第二十六條微生物：

國內微生物 【格式請依：寄存機構；日期；號碼 順序註記】

國外微生物 【格式請依：寄存國名；機構；日期；號碼 順序註記】

熟習該項技術者易於獲得，不須寄存。

玖、發明說明：

【發明所屬之技術領域】

本發明係關於一種在混合操作條件中、最適化操作模擬逆流二甲苯分離方法的方法。

【先前技術】

色層分析為基礎的分離或分餾方法是在分離系統中最通常被實行的，該系統包含(圖1)一系列的管柱、或串聯之互相連接管柱部份，形成一個封閉迴路。經預先測量顆粒尺寸的多孔固體組成了固定相。被分離之混合物被進料到管柱中，然後以載體流體或脫附劑(EL)的方式被置換，並且不同組成物根據是否其主要被固定相或多或少地留滯而連續流出。包含要被分離之所有組成物及溶劑或脫附劑EL的混合物、或進料F的注射點、及包含要被升級、稀釋於溶劑之產物的萃取物Ex和包含所有其他組成物之萃餘物的萃取點沿著此迴路被分佈。這些點不限制劃定不同區域(例如：Z1至Z4)。相同液體流流經一個區域之所有管柱或管柱部份。泵P被安排在迴路中的某處，提供依圖中所示方向的流體循環。

在真正逆流分離系統中，發展出一種固定且恆定的濃度型態，其中注射及萃取點的位置維持固定。吸附劑固體3及液體2以逆向流移動。固態霧末(entrainment)系統及循環泵P，皆被安排在區域Z1及Z4的匯合點，分別容許將固體從底部送回到頂部，並且相反地液體從頂部送回到底部。

已知為模擬移動床系統的系統容許克服在真實移動床方

法中固有的主要困難，其構成適當地循環該固體相而不創造磨損，且不大幅增加相對於固定床之多孔性的該床多孔性。為了模擬其置換，固體被置於某些數目 n (通常為 $4 \leq n \leq 24$)之串聯安排的固定床中，並且其是以相當均勻的速度在所有封閉迴路周圍置換的濃度型態。實際上，以轉動閥、或更簡單之一系列的適當控制開關閥的方式，獲得連續轉換注入及萃取點。在各期間進行、依所給方向之不同進出液體流的此循環轉換，造成固體吸附劑依相反方向模擬置換。

用於二甲苯分離之分離系統最通常由四個主要區域所組成。也有五個區域的系統，其中從溶劑分離出的一部分萃取物被再注入到萃取物取出處及進料注入處之間。其他的也可具有五至七個區域，在其中次要流體容許洗滌連續載有幾種流體的管線，以避免汙染。

在此後之本文中，下列的變數被定義為：

- 經控制變數：必須恆定地接近預先測量之設定值的變數，並且其顯示製程的平順進行。其可以例如是：萃取物之組成物的純度、分離單元對特定組成物的產率等。
- 操作變數：可由操作員改變的變數，如：容許該床之模擬置換的流速或閥門變換期間等。
- 控制變數：主要作用在單一區域的變數，該區域是例如：包含在區域中濃度型態的部分。這些控制變數是以控制演算法測量，並且被轉譯為操作變數。

要提醒：應用於製程之先進控制系統的目標是計算控制規則(所有及時操作變數的數值)，使得：

- 控制操作，即：計算可確保一或多個先驗(priori)選擇之經控制變的兩個不同數值間轉變的控制規則，且
- 調整操作，即：計算容許所有作用在製程上外在干擾之最佳補償(預先或至少漸進地)的控制規則，使得先驗所選的控制變數保持一個半恆定數值。

在模擬逆流分離單元的情況下，規則也可與由於吸附劑之熱力及幾何參數隨時間釋出的干擾互補(當然是對吸附劑性質的有限惡化)。

這些目標是以自動控制製程達成，該製程是以"黑盒子"類之技術、或分離製程之非線性模型所容許的更多控制方式為基礎。

由本申請人送件之專利歐洲專利EP-875,268(美國專利US-5,902,486)敘述一種意於用來循環流體混合物組成物之模擬移動床分離系統自動控制的方法，該流體特別是芳香烴類，其可具有特別的流速或進料品質變化。製程的控制(從知識或線性模式、在所給之工作點附近進行的非線性多變數種類，從輸入/輸出表現模式進行)是在沿著該迴路的許多測量點，以某些數目的變數(例如：濃度及流速)測量、及被注入及萃取之流體的特色測量來進行。在各區域中，流體流速及模擬吸附物質流速間之分別指示比率的比率，是取決於所測量之變數，由目前的經控制變數值(組成物純度、系統之產率等)來測定。為了將控制變數帶到或帶回測量設定值、而對操作變數所給的數值，是由這些比率決定。若可獲得四個獨立控制變數，例如：在各區域中的四個比率

，則必須測量四個控制變數。

該控制製程包含計算演算法，其從所獲得的測量來測定該比率，其對經控制變數的計算是必需的。此計算可以兩個完全不同的方式進行：使用真實移動床分離單元的非線性物理模式，或使用單變數線性模式的組合，各代表輸出(經控制變數)與輸入(控制變數)相關的行為，要了解：這些線性模式的組合通常被專家稱為"黑盒子"。這些簡單模式的測量是由接近其計劃之穩定狀況的製程工作狀態下所獲得的一組實驗測量進行。

在其已發展之二甲苯分離版本中，該製程被用來純化存在於進料中的對二甲苯，該進料含有大多為二甲苯，但也有C9芳香族及限量的石蠟。其以兩種版本獲得：獨立版本，其容許達到純度高於99.80%；及混合版本，其被規範達到純度的等級為95.00%。該製程的後者版本被敘述於例如：專利歐洲專利EP-531,191中，以添加結晶製程而被銷售，容許達到所要的高純度。以混合模式操作的單元由至少12個管柱所組成，而獨立模式有至少24個管柱。

不論是非線性芳香族控制製程或黑盒子類的製程，目標是從對計算經控制變數為必需之某些組成物的濃度測量，而計算出在各區域中、吸附物質之流體流速(Q_k)與模擬流速(Q_s)間之經測量分別指示比率的比率(R_k)，而帶到或帶回經控制變數到設定值。因此在第二階段中，經測定之比率數值以轉化公式的方式被轉成應用於製程的操作變數。

因此該控制製程容許分離單元被帶到下列四個參數被帶

到特定值的工作點：

1. 在萃取物中的二甲苯純度被定義如下：

$$\text{純度} = \frac{P_X^{\text{萃取物}}}{P_X^{\text{萃取物}} + \text{IMP}^{\text{萃取物}}}, \text{ 其中}$$

$P_X^{\text{萃取物}}$ 是在萃取物中的二甲苯濃度，且

$\text{IMP}^{\text{萃取物}}$ 代表在萃取物中的所有不純物。

此經控制變數的測量，需要一方面是在萃取物中之二甲苯濃度的線上測量，另一方面是所有其他組成物的；

2. 該單元的對二甲苯產率被定義如下：

$$\text{產率} = 1 - \frac{Q_{\text{萃餘物}} P_X^{\text{萃餘物}}}{Q_{\text{萃餘物}} P_X^{\text{萃餘物}} + Q_{\text{萃取物}} P_X^{\text{萃取物}}}, \text{ 其中}$$

$P_X^{\text{萃取物}}$ 及 $P_X^{\text{萃餘物}}$ 分別代表在萃取物中及在萃餘物中的二甲苯濃度，且

$Q_{\text{萃餘物}}$ 及 $Q_{\text{萃取物}}$ 分別代表萃餘物及萃取物流速。

此經控制變數的測量需要線上測量在萃取物及萃餘物中的對二甲苯濃度，並且測量萃取物及萃餘物的流速。

3. 在萃取物中的乙基苯 $Eb_{\text{萃取物}}$ 份量。

此經控制變數的測量需要如點 1 所發展之相同線上測量。

4. 在區域 1 之點的對二甲苯 $P_{X_{\text{區域}1}}$ 份量。

此經控制變數的測量需要發展在區域 1 之特定測量點，該區域 1 即：在溶劑注入點及萃取物取出點之間。

若前兩個經控制變數清楚地對應於生產目標，後兩者直接與本發明之目標連結，即：單元操作的最適化。

分離單元的控制需要在迴路之三個不同點的濃度測量。這些測量是以色層分析或拉曼 (Raman) 光譜的方式進行，如

本申請人所送件之法國專利FR-2,699,917(美國專利-5,569,808)所敘述的。線上計算純度及產率、和在萃取物中的乙基苯份量測量，需要兩個測量，其提供在萃取物及萃餘物中之不同組成物的濃度。最後輸出 $Px_{\text{區域}1}$ 需要在區域Z1的測量點。分析的長度範圍是在幾秒(拉曼光譜)及20分鐘(色層分析)之間。考慮該單元的反應時間(在4及8小時之間)，若其維持少於一個小時，製程控制的品質不被分析時間所影響。

與製程及其設備尺寸相關連之真實物理應用限制分開，控制變數(Rk比率)轉化成"習用"操作變數總是可能的，因為在其之間有一對一的關係，為使分離系統完美控制必需的狀況。

已熟知的是：模擬逆流分離系統的操作是與真實移動床系統的操作幾乎相同的，若對後者而言，對主要液體流為逆流的循環流，符合前述歐洲專利EP-875,268所敘述的相等關係。

控制變數(Rk比率)是與這些相等物相關而被測量，該相等物是在各區域中主要液體流速及固體流速之間的無因次(dimensionless)比率，其在整個分離單元中是恆定的：

$$R_k = \frac{Q_k}{Q_s} \quad \circ$$

這些比率的選擇是遵循在固定狀態、所分層(discretized)管柱部分之真實移動床分離單元模式的物質平衡方程式文件。比率的數目等於區域的數目，該區域組成該單元，各區域之特徵在於主要液體流速與鄰近區域有區分。

【發明內容】

根據本發明之方法容許意於用來分離進料之組成物的單元最適化，並且包含一個分離迴路，其由互相連接之一系列床所組成，該床包含一個固體吸附劑物質，形成由進料、及溶劑注入點、和包含進料之第一組成物的萃取物及萃餘物出料到迴路之外的萃取點、注入點及萃取點開關裝置所劃定的幾個區域，容許模擬該床的逆流置換；和測量操作變數的裝置。

其包含使用控制演算法，用來將分離單元帶到工作點，其中在萃取物中之第一組成物(例如：對二甲苯)純度及與此第一組成物生產相關的分離單元產率被帶到特定的數值。

根據第一實施模式，對於在萃取物中進料第二組成物(例如：乙基苯)所給的濃度值，第一組成物濃度的設定值在座落於溶劑注入點及萃取物萃取點之間的區域中被調整，使得溶劑相對於進料的比例最小化。

設定濃度值的調整是以單變數最佳化的方式而被優越地獲得。

在萃取物中第二組成物之設定濃度值的調整，較佳地在該單元之工作穩定性限制內、以分離單元產能最大化來完成。

根據另一個實施模式，在萃取物中進料第二組成物的濃度設定值被調整，以在該單元之工作穩定性限制內，獲得分離單元產能的最大化。

在萃取物中第二組成物的設定濃度值較佳範圍是在0.02%及2%之間。

【實施方式】

根據本發明之方法的其他特色及優點，會從閱讀之後具體實施例的敘述、以非限制實例的方式、參考所附圖示而清楚，其中：

- 圖1圖示地顯示一個有四個區域的分離單元，具有插入注入及萃取點，-圖2a、2b分別顯示溶劑比率(S/F)及平均循環流速(MR)的變化，為 $P_{x_{\text{區域1}}}$ 及 $E_{b_{\text{萃取物}}}$ 的函數。
- 圖3顯示在最適化工作點、考慮(S/F)、在恆定純度及產率下，沿著分離迴路之 P_x 、 E_b 、 M_{ox} 的濃度模式(C%)。

根據本發明之方法容許在混合模式中有四個區域之二甲苯分離單元的最適化操作，首先是應用為前述歐洲專利EP-875,268之目標的控制製程到工作點上，其中兩個經控制變數直接描述產物的品質及生產被帶到特定值，該變數即：上面定義之萃取物中對二甲苯的純度及對二甲苯產率。

最適化的進行是使用在此敘述之控制演算法。因為我們具有四個獨立的控制變數(各區域的四個比率)，且因為兩個其他中經控制變數必須被測量，為了最適化操作，我們的做法是：

- 在萃取物中之乙基苯濃度： $E_{b_{\text{萃取物}}}$ ，可使用用來測量純度的測試方式而被優越地測定，及
- 在區域1(為包含在溶劑注入及萃取物取出點之間所定義的區域)所給點之對二甲苯濃度： $P_{x_{\text{區域1}}}$ ，其可藉著測量在區域1所給點之對二甲苯濃度而被測定。

在萃取物中之乙基苯濃度容許描述在區域Z2中之乙基苯

型態的位置。在區域Z1所給點的對二甲苯濃度被測量，以控制來自溶劑注入點之對二甲苯流下游。

對此類的分離單元而言，後兩個經控制變數被用來將一個定義為設定生產目標(例如經濟成本)的函數最大化或最小化，例如：

1. 將定義為溶劑流速及進料流速間之比率的溶劑比率最小化。
2. 將進料流速最大化。
3. 將定義如下之平均循環流速最小化：

$$Q_{\text{平均}} = \frac{1}{N_{\text{b管柱}}} \sum_{i=1}^{N_{\text{b區域}}} l_i Q_i, \text{ 其中}$$

$N_{\text{b區域}}$ 代表該單元的區域數，

$N_{\text{b管柱}}$ 代表管柱總數，

l_i 代表各區域的管柱數目，

Q_i 代表各區域中的液體流速。

只有點1及2在之後的敘述中被討論，因為點3的最適化是相當於點2。

點2及3被一起最適化，因為其藉著與比率及操作變數有關之系統方程式的同質性被連結。任何流速增加可藉著在另一個流速的等量增加及閥門轉換期間之相同比例減少而被補償。因此，流速最大化可與循環流速最小化直接相關，道理為其中循環流速越低，增加進料流速的限度越大。在實際上這些"理想"的考慮是被流體動力學所限制，例如：軸分散上的增加，其隨著外部多孔性中流體速度的二次方變化。

點1係關於溶劑的過量消耗，其蒸餾成本高。對於點1及2，分離單元的最適化是藉著 $P_{X_{\text{區域}1}}$ 及 $E_{b_{\text{萃取物}}}$ 輸出的明智調整而獲得。

模擬結果

我們以模擬顯示：這些最適化目標並非獨立的，並對溶劑比率的絕對最小值是取決於 $P_{X_{\text{區域}1}}$ 及 $E_{b_{\text{萃取物}}}$ 。我們由實驗結果可見：我們建議在最適化條件下操作（以保證單元穩定性），然而容許獲得大的溶劑比率及產能增加。

以模擬所獲得的結果被摘要於圖2的圖表中。

在恆定純度、恆定產率及恆定進料流速下，對所給之 $E_{b_{\text{萃取物}}}$ 值，該曲線代表如上面所定義之溶劑比率(S/F)及平均循環流速的變化，為 $P_{X_{\text{區域}1}}$ (橫座標)的函數。

(S/F)的變化對 $P_{X_{\text{區域}1}}$ (從該曲線為明顯的)及 $E_{b_{\text{萃取物}}}$ 兩者皆為嚴重下凹的，因為($E_{b_{\text{萃取物}}}=1.5\%$)曲線是高於($E_{b_{\text{萃取物}}}=0.5\%$)及($E_{b_{\text{萃取物}}}=0.9\%$)曲線，並且低於($E_{b_{\text{萃取物}}}=0.35\%$)曲線。因此，(S/F)有絕對最小值，其數值在這些曲線中無代表性。

與 $P_{X_{\text{區域}1}}$ 及 $E_{b_{\text{萃取物}}}$ 相關之平均循環流速(MR)的變化為完全單調地增加。當 $E_{b_{\text{萃取物}}}$ 增加時，平均循環流速(MR)值減少，並且當 $P_{X_{\text{區域}1}}$ 值增加時增加，所有其他的規格為恆定。

上面呈現的結果顯示：點1及2的模擬最適化(即：S/F的最小化及進料流速的最大化)是不可能的。S/F的絕對最小值不對應於可能以平均循環流速所達到的可能最小化。

實驗結果

在試驗單元中獲得得實驗結果證實由模擬所顯示的趨勢。

在此後之實例中，只有 $P_{X_{區域1}}$ 的結果被呈現，因為在單元操作上的 $E_{b_{萃取物}}$ 影響清楚地更為明確，並且因此不需要特定的實驗。

比較下列2個固定點：

固定點1號	固定點2號
純度=95%	純度=95%
產率=96%	產率=96%
$E_{b_{萃取物}} = 0.06\%$	$E_{b_{萃取物}} = 0.06\%$
$P_{X_{區域1}} = 4\%$	$P_{X_{區域1}} = 1.8\%$
$Q_{進料} = 68$ 立方公分/ 分鐘	$Q_{進料} = 78$ 立方公分/ 分鐘
$Q_{循環} = 379$ 立方公分 /分鐘	$Q_{循環} = 379$ 立方公分 /分鐘
S/F = 1.15	S/F = 1.1

顯示：對相同的純度及產率規格而言，可能通過10立方公分/分鐘進料或更多，以獲得稍微較低的溶劑比率，並且藉著只改變 $P_{X_{區域1}}$ 設定值而保持相同循環流速。

獲得最適化點的特色

為了比較上面以模擬所獲得之不同最適點(為(S/F)的最小化)，我們對三個重要 $E_{b_{萃取物}}$ 值，追蹤在下列圖表上沿著分離迴路之管柱的所有濃度型態C。

圖3之圖表的垂直線從左至右分別代表：萃取物取出點 V_{ex} 、進料注入點 V_F 及萃餘物取出點 V_{RAF} 。

當平均循環型態減少時，該型態下降。接近萃取出點 V_{ex} ，不同的型態相當的分明，因此在萃取出物中不純物之間的比例相當大地變化，因為其中之一(乙基苯)為描述這些模擬特色的參數。在進料注入 V_F 及萃餘物取出點 V_{RAF} 之間的區域 Z3 中，不同模擬的型態是相當"接近的"。其形狀清楚地描述此分離單元之最適化操作模式的特色，即：萃餘物的萃取總是在區域 Z3 中對二甲苯型態的底部。在萃餘物取出點高度所獲得之對二甲苯濃度值差別，可以對所有模擬皆為恆定的產率值解釋。Px 濃度值的小變化補償了對各模擬特定之萃餘物流速值的變化。

分離單元最適化及操作

在檢驗由模擬所獲得、由實驗結果所完成的結果之後，我們可設定下列混合模式下、用於該分離單元之最適化操作的規則，考慮(S/F)的最小化及產能的最大化，即：調整該分離單元，使得其可能處理最大量的進料。在實際上，此最大化策略的應用可能只是以控制演算法的方式，例如：在前述歐洲專利 EP-531,191 中所呈現的演算法。

$P_{X_{區域1}}$ 及 $E_{b_{萃取出物}}$ 設定值的明智選擇，容許該分離單元操作達到最適化，對所給純度及產率考慮(S/F)的最小化。

考慮我們由模擬所進行之調查所知道的：該曲線總是完全下凹(圖2)，且藉著變化 $P_{X_{區域1}}$ ，我們可沿著該曲線移動，並因為加在 $E_{b_{萃取出物}}$ 設定值上的限制來保證產能的最大化，同時保證單元穩定性，對專家已熟知之非常簡單的單一種類單變數最適化，可用來反覆的自動線上搜尋 $P_{X_{區域1}}$ 的最

佳設定值。此最適化為實際的，因為其不必計算數字梯度而實施。優點是其限制成本函數的評估數字，在目前方法的情況下，其相對應於可能在最適化工作點之外的分離單元的許多工作點。

在此應用的文章內，最適化可以在平面上產生三角形達到，三角形的各頂點為可能的解答。在搜尋最適化的各階段，會產生在目前三角形中的一個新點或接近點。在新點的函數值與在simplex之頂點的函數值比較，並且通常是頂點之一被新點取代，因此產生一個新的simplex及較佳的成本函數估計。此階段被重覆，直到simplex的直徑是小於所選的限度。

$E_{b_{\text{萃取物}}}$ 設定值的明智選擇容許保證該單元產能的最適化，但有下列兩個評論：

1. 此設定值的最佳值不能達到，因為在此情況下，以該單元所達到之操作條件是不穩定的。事實上，循環流速上的非常輕微減少，產生累積在管柱上之乙基苯的增加份量，其使得該分離單元難以操作，因為在萃取物中之乙基苯份量的增加動力，遠快於減少動力。
2. $E_{b_{\text{萃取物}}}$ 的最佳設定值以產能而言，不與搜尋(S/F)最佳化的值同時發生，其(S/F)為較小的。

考慮上述的兩個評論，較佳的是：偏好該分離單元穩定性，並且在此文中，選擇 $E_{b_{\text{萃取物}}}$ 的設定值保證產能的最大化，而不嘗試達到可能的最適化。在此型態中，(S/F)的最適化相當於上述的最適化。

考慮實驗及模擬結果，對Eb_萃取物所選的數值直接取決於該分離單元之控制系統的表現及所選的純度值。

在區域Z3中該型態的陡峭度(不同模擬的所有型態為相似的)及對在此前端底部之萃餘物Raf萃取點的特定位置，顯示產率值對小流速變化、或在該型態位置上產生變化之任何其他干擾的高敏感度。此高產率敏感度顯示在最適點下的手動操作該單元是困難的。

【圖式代表符號說明】

1,2,3 點

Z1,Z2,Z3,Z4 區域

P 泵

F 進料

Ex 包含進料之第一組成物的萃取物

Raf 萃餘物

EL 載體流體或脫附劑

伍、中文發明摘要：

一種將藉由在混合操作模式中模擬的逆流以使欲用來分離進料(二甲苯)組份之單元操作最適化的方法。

該方法容許將溶劑比率最小化，並且將該分離單元的產能最大化，同時保持產物如：純度及產率之規格的恆定。其被證明：這兩個目標不能同時達到，並且建議操作在最小溶劑比率，同時保證與分離單元之穩定操作相容的高產能。藉著使用例如：在歐洲專利EP-875,268中敘述的已知操作控制製程，這些最適化目標被達成，同時在因此所定義之最適點附近保持良好的穩定性。

陸、英文發明摘要：

- Method of optimizing the operation of a unit intended for separation of the components of a feed (xylenes) by simulated countercurrent in hybrid operating mode.
- The method allows to minimize the solvent ratio and to maximize the capacity of the separation unit while keeping product specifications such as purity and yield constant. It has been verified that these two objectives cannot be reached simultaneously and it is recommended to operate with a minimum solvent ratio while guaranteeing a high capacity compatible with stable operation of the separation unit. These optimization objectives are reached while keeping good stability around the optimum point thus defined, by using a known operation control process such as the one described in patent EP-875,268 for example.

拾、申請專利範圍：

1. 一種將欲用以分離進料組成物之單元操作最適化的方法，包含一個分離迴路，其由一系列互相連接的床所組成，該床包含一個固體吸附劑物質，形成由進料(F)、及溶劑(S)注入點、和包含進料之第一組成物(Px)的萃取物(Ex)及萃餘物(Raf)出料到迴路之外的萃取點、注入點及萃取點開關裝置所劃定的幾個區域，容許模擬該床的逆流置換；和測量操作變數的裝置，包含一種控制演算法，用來將分離單元帶到工作點，其中萃取物中第一組成物的純度、及與第一組成物之生產相關的此分離單元產率被帶到特定值，其特徵在於：對在萃取物中($E_{b_{\text{萃取物}}}$)濃度進料之第二組成物(Eb)的所給值、第一組成物之($P_{x_{\text{區域1}}}$)濃度的設定值，於座落在溶劑注入點及萃取物萃取點之間的區域(Z1)裡被手動地調整，使得溶劑/進料比率(S/F)最小化。
2. 如申請專利範圍第1項之方法，其特徵在於：該($E_{b_{\text{萃取物}}}$)濃度值被調整，使得在該單元之操作穩定性限制內，該分離單元的產能最大化。
3. 一種將欲用以分離進料組成物之單元操作最適化的方法，包含一個分離迴路，其由一系列互相連接的床所組成，該床包含一個固體吸附劑物質，形成由進料(F)、及溶劑(S)注入點、和包含進料之第一組成物(Eb)的萃取物(Ex)及萃餘物(Raf)出料到迴路之外的萃取點、注入點及萃取點開關裝置所劃定的幾個區域，容許模擬該床的逆流置

換；和測量操作變數的裝置，包含一種控制演算法，用來將分離單元帶到工作點，其中萃取物中第一組成物的純度、及與第一組成物之生產相關的此分離單元產率被帶到特定值，其特徵在於：對在萃取物中($E_{b_{\text{萃取物}}}$)濃度進料之第二組成物(E_b)的所給值被調整，使得在該分離單元之操作穩定性限制內，分離單元之產能最大化。

4. 如申請專利範圍第1或2項之方法，其特徵在於：該($P_{x_{\text{區域1}}}$)濃度的設定值藉著單變數最適化而被調整。
5. 如申請專利範圍第3項之方法，其特徵在於：在萃取物中，該($E_{b_{\text{萃取物}}}$)濃度的設定值被調整在0.02%及2%之間的範圍內。
6. 如申請專利範圍第1至3項中任一項之方法，其特徵在於：進料之第一組成物及第二組成物分別為對二甲苯及乙基苯。

拾壹、圖式：

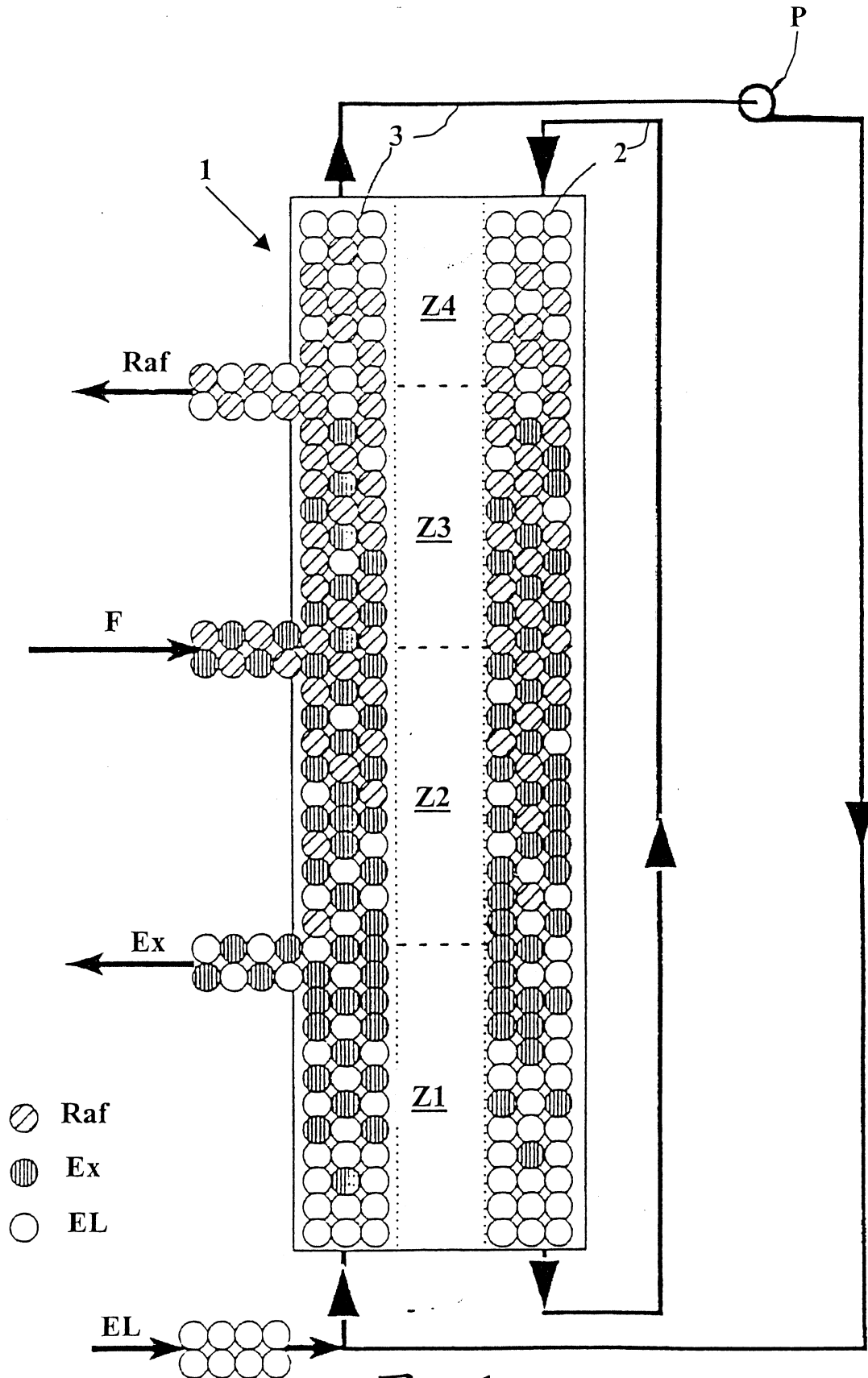


圖 1

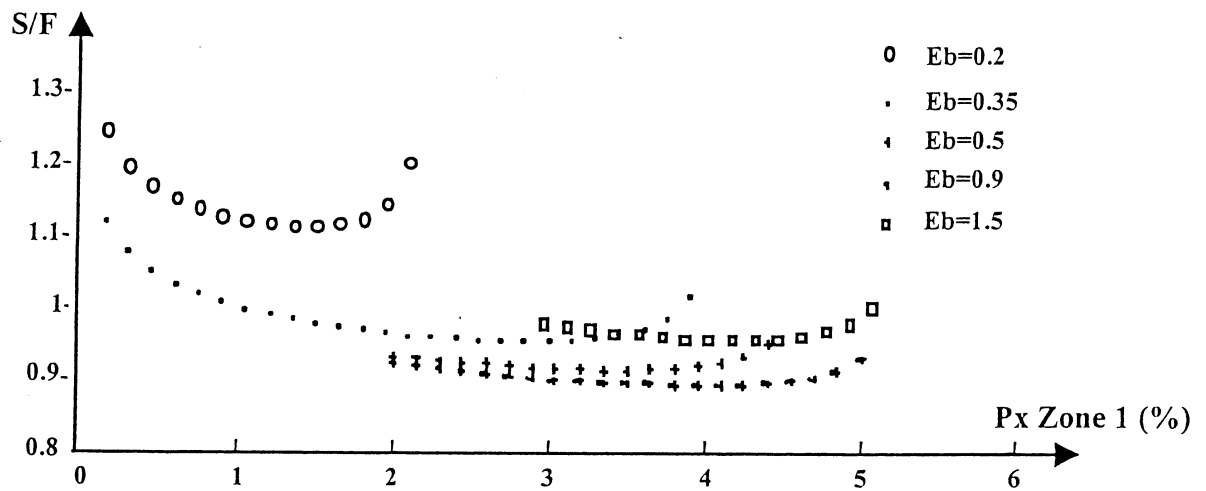


圖 2A

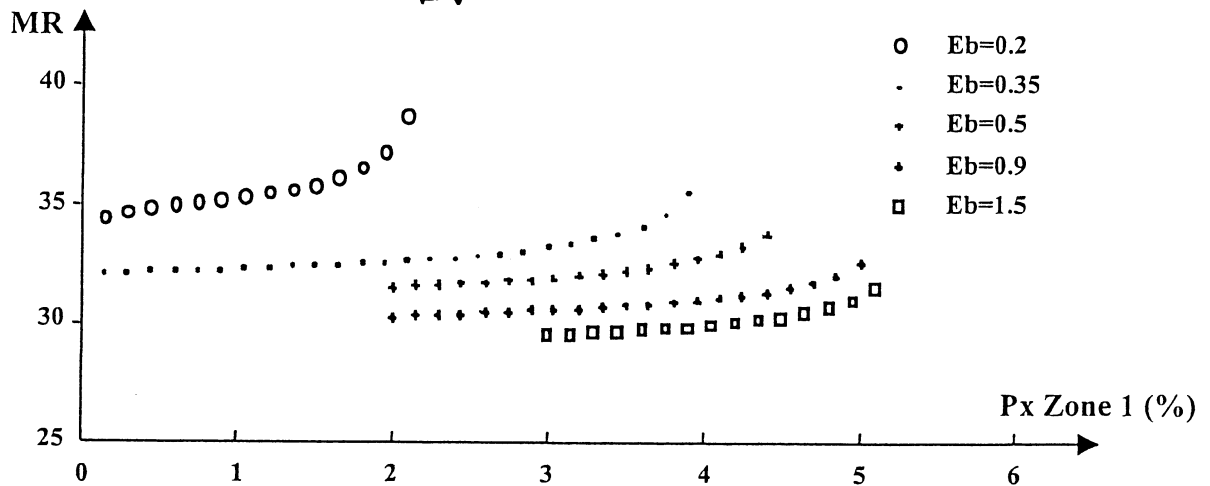


圖 2B

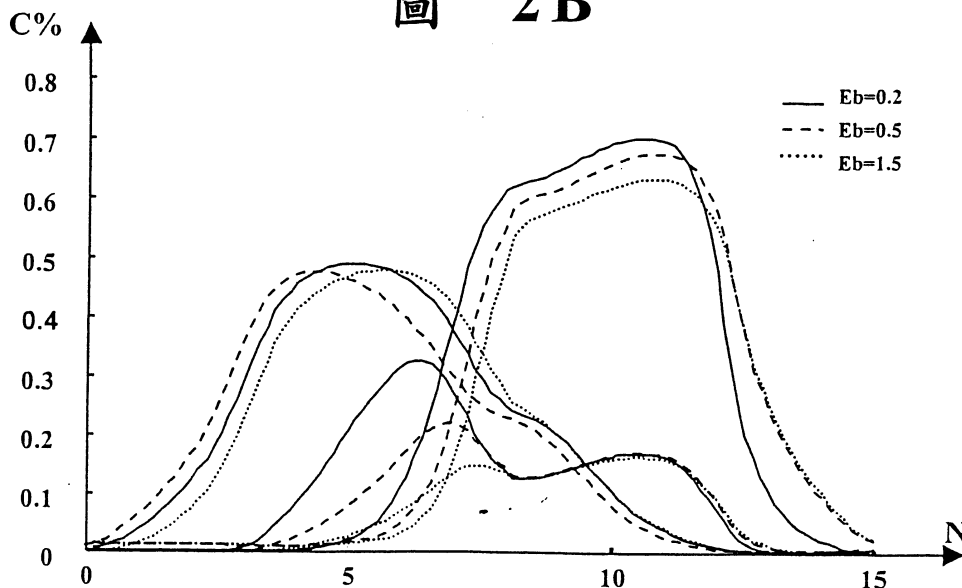


圖 3

柒、指定代表圖：

(一)本案指定代表圖為：第(1)圖。

(二)本代表圖之元件代表符號簡單說明：

1,2,3 點

Z1,Z2,Z3,Z4 區域

P 泵

F 進料

Ex 包含進料之第一組成物的萃取物

Raf 萃餘物

EL 載體流體或脫附劑

捌、本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式：