



(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 201424821 A

(43)公開日：中華民國 103 (2014) 年 07 月 01 日

(21)申請案號：102144244

(22)申請日：中華民國 102 (2013) 年 12 月 03 日

(51)Int. Cl.：

B01D15/18 (2006.01)

B01D15/20 (2006.01)

B01J20/18 (2006.01)

C07C7/13 (2006.01)

C07C15/08 (2006.01)

(30)優先權：2012/12/03

法國

12/03277

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

法國

(72)發明人：艾迪恩寧 帕斯卡爾 ETIENNE, PASCALE (FR)；勒弗萊 菲利博 LEFLAIVE, PHILIBERT (FR)；理尼吉爾 李 庫柯 達米安 LEINEKUGEL LE COCQ, DAMIEN (FR)；拉若許 凱瑟琳 LAROCHE, CATHERINE (FR)

(74)代理人：陳長文

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：8 項 圖式數：0 共 19 頁

(54)名稱

於對二甲苯之高產率製備用於模擬逆流層析分離之方法及裝置

PROCESS AND APPARATUS FOR SIMULATED COUNTERCURRENT CHROMATOGRAPHIC SEPARATION FOR HIGH-PRODUCTIVITY PRODUCTION OF PARAXYLENE

(57)摘要

本發明闡述利用至少一個吸附器以有限的吸附劑堆積總高度(Hcu)及小於 2 cm/s 之表觀速度(Vsl)以模擬逆流分離二甲苯之方法。



(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 201424821 A

(43)公開日：中華民國 103 (2014) 年 07 月 01 日

(21)申請案號：102144244

(22)申請日：中華民國 102 (2013) 年 12 月 03 日

(51)Int. Cl.：

B01D15/18 (2006.01)

B01D15/20 (2006.01)

B01J20/18 (2006.01)

C07C7/13 (2006.01)

C07C15/08 (2006.01)

(30)優先權：2012/12/03 法國

12/03277

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

法國

(72)發明人：艾迪恩寧 帕斯卡爾 ETIENNE, PASCALE (FR)；勒弗萊 菲利博 LEFLAIVE, PHILIBERT (FR)；理尼吉爾 李 庫柯 達米安 LEINEKUGEL LE COCQ, DAMIEN (FR)；拉若許 凱瑟琳 LAROCHE, CATHERINE (FR)

(74)代理人：陳長文

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：8 項 圖式數：0 共 19 頁

(54)名稱

於對二甲苯之高產率製備用於模擬逆流層析分離之方法及裝置

PROCESS AND APPARATUS FOR SIMULATED COUNTERCURRENT CHROMATOGRAPHIC SEPARATION FOR HIGH-PRODUCTIVITY PRODUCTION OF PARAXYLENE

(57)摘要

本發明闡述利用至少一個吸附器以有限的吸附劑堆積總高度(Hcu)及小於 2 cm/s 之表觀速度(Vsl)以模擬逆流分離二甲苯之方法。

發明摘要

※ 申請案號：102144244

※ 申請日：102.12.3

※IPC 分類：B01D15/18 (2006.01)

B01D15/20 (2006.01)

B01J20/18 (2006.01)

C07C 7/13 (2006.01)

【發明名稱】

於對二甲苯之高產率製備用於模擬逆流層析分離之方法及裝置

PROCESS AND APPARATUS FOR SIMULATED

COUNTERCURRENT CHROMATOGRAPHIC SEPARATION FOR

HIGH-PRODUCTIVITY PRODUCTION OF PARAXYLENE

【中文】

本發明闡述利用至少一個吸附器以有限的吸附劑堆積總高度 (Hcu) 及小於 2 cm/s 之表觀速度 (Vsl) 以模擬逆流分離二甲苯之方法。

【英文】

The present invention describes a process for the separation of xylenes in simulated counter-current utilising at least one adsorber with a limited cumulated total height (Hcu) of adsorbent and a superficial velocity (Vsl) of less than 2 cm/s.

【代表圖】

【本案指定代表圖】：（無）

【本代表圖之符號簡單說明】：

無

【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】

於對二甲苯之高產率製備用於模擬逆流層析分離之方法及裝置
PROCESS AND APPARATUS FOR SIMULATED
COUNTERCURRENT CHROMATOGRAPHIC SEPARATION FOR
HIGH-PRODUCTIVITY PRODUCTION OF PARAXYLENE

【技術領域】

本發明係關於藉由液相與固相間之接觸自基本上包含8個碳原子之芳香族烴之裝料分離對二甲苯(PX)之領域。由於該類型裝料可能難以藉由蒸餾分離，故使用以層析分離製程或裝置或「模擬可移動床」或「模擬逆流」(其在下文中將以縮寫SCC提及)之名稱已知之一類吸附製程及相關裝置。

本發明係關於使得可在單一步驟中獲得呈高純度狀態(亦即至少99.7%)之PX之SCC分離方法。

【先前技術】

SCC分離已為業內熟知。一般而言，以模擬逆流模式操作之對二甲苯分離方法包含至少四個區且可能地五個或六個區，彼等區中之每一者由一定數量之連續床形成，且每一區由其在進給點與抽出點之間之位置界定。

通常，用於產生對二甲苯之SCC單元進給有至少一種欲分級分離之裝料F(含有對二甲苯及其他芳香族C8異構物)及解吸附劑D(有時稱作洗脫劑(通常為對二乙基苯或甲苯))。自該單元抽取至少一種含有對二甲苯之異構物及解吸附劑之萃餘物R及含有對二甲苯及解吸附劑之萃取物E。

隨時間流逝改變進給點及抽出點，其中在相同方向上移位對應於床的值。可模擬或非模擬不同注入點或抽出點之位移，如專利FR2785196所教示。該第二操作模式之方法稱作VARICOL。

照慣例，在SCC單元中界定4個不同的層析區。

區1：解吸附對二甲苯之區，在解吸附劑D之注入與萃取物E之抽取之間。

區2：解吸附對二甲苯之異構物之區，在萃取物E之抽取與欲分級分離裝料F之注入之間。

區3：吸附對二甲苯之區，在裝料之注入與萃餘物R之抽取之間。

區4：在萃餘物R之抽取與解吸附劑D之注入之間之區。

如Lim等人(2010, Ind. Eng. Chem. Res.第49卷, 第3316頁至第3327頁)及Kurup等人(Ind. Eng. Chem. Res. 2005, 44, 5703-5714)所闡述，藉由SCC分離對二甲苯之方法通常由24個床組成，該等床分佈於兩個吸附器中，每一吸附器具有12個床，每一床之吸附劑固體高度為約1.1 m。因此，相對於吸附器整體，吸附劑固體之組合高度(其在下文中將稱作Hcu)為約26 m。

最近在用於分離對二甲苯之吸附劑之領域中之研究使得可研發具有改良之轉移性質之吸附劑。例如，專利FR2903978及FR2925366揭示基於經鋇或鋇及鉀交換之沸石X或LSX之小晶體之沸石吸附劑。

US7812208亦主張藉由使對二甲苯與不含黏合劑之吸附劑(在英語術語中稱作「無黏合劑的(binderless)」)接觸分離該對二甲苯之方法，該吸附劑包含涉及介於500奈米與1.5微米之間之晶體大小的第一部分沸石X，及具有小於500奈米或大於1.8微米之晶體大小的第二部分沸石X。

所引用專利指明，此類型吸附劑具有改良之材料轉移性質；彼

等涉及改良轉移之吸附劑之實施方案較佳地在低溫下及/或以減少之循環時間實施。

就後一論點指明，在具有24個床(2個吸附器，各自含有12個床)之典型模擬可移動床單元中，在所有其他物品皆等同的情況下，循環時間減少對應於產率提高。

熟習此項技術者實際上已知，對於給定的工業吸附器而言，循環時間減少伴隨吸附器中之液體總流速等效提高，此便於在模擬可移動床之不同區中使固體及液體流速比維持恆定不變。

因此，所產生對二甲苯之量、因此表示為 $\text{kg PX/m}^3/\text{h}$ 之產率增加亦成比例的量，而對純度及/或收率造成損害。

此圖解說明於US7812208之圖6中，在該圖中可看出，對於給定吸附劑，循環時間減少致使收率(亦即，分配於萃取物中之PX之量相對於引入裝料中之PX之量)降低。

自該同一圖亦可看出，使用具有改良之轉移性質之吸附劑使得循環時間(因此內部液體流速及產率)與異構產物收率(iso-yield)顯著減少。

總而言之，對於具有小晶體且具有改良之轉移性質之吸附劑之實施方案，先前技術推薦增加流速(輸入及輸出流速，以及內部再循環流速)，與此同時減少循環時間，從而直接使用該轉移增加；或在低溫(亦即低於 175°C)下操作，從而使得可增加吸附劑之容量及選擇性。

【發明內容】

本發明方法提出藉由以下產生呈高純度狀態之對二甲苯之改良實施方案：利用相對於所有吸附器之吸附劑固體之堆積高度(稱作 H_{cu})(其小於慣用於24個床的吸附器中之高度)，且以介於 1 cm/s 與 2 cm/s 之間之於每一吸附器上之平均表觀速度實施該方法，該平均表觀 s

速度定義為方法溫度下之平均再循環流速(以體積計)除以吸附器之截面面積。

實際上已驚奇地注意到，使用介於6 m與21 m之間之相對於吸附器整體之吸附劑固體之堆積高度(Hcu)，組合介於1 cm/s與2 cm/s之間之於每一吸附器上之平均表觀速度(Vsl)，使得可產生高純度之對二甲苯，亦即純度高於99.7%，且相對於習用之24個床的實施方案之性能水準有所改良。

堆積高度(Hcu)顯著降低使得可在具體情形下操作具有單一吸附器之單元，此相對於由兩個吸附器組成之方法致使資金投資顯著增加。

構成吸附器之床皆相同，且吸附床之總數通常介於6個床與18個床之間，且較佳地介於8個床與15個床之間。

更精確地，本發明可界定為藉由模擬逆流(SCC)層析自基本上包含對二甲苯及其芳香族C8異構物之裝料F分離對二甲苯之方法，該方法利用基於沸石晶體X及一定比例非沸石相之沸石吸附劑固體，其中沸石晶體X之平均直徑值小於或等於1.7 μm ，較佳地小於或等於1.5 μm ，且再更佳地小於或等於1.2 μm ，該方法係在至少一個分成4個層析區之吸附器中實施，該4個層析區係以下列方式進行界定：

- 區1：解吸附對二甲苯之區，在解吸附劑D之注入與萃取物E之抽取之間。

- 區2：解吸附對二甲苯之異構物之區，在萃取物E之抽取與欲分級分離裝料F之注入之間。

- 區3：吸附對二甲苯之區，在裝料之注入與萃餘物R之抽取之間。

- 區4：在萃餘物R之抽取與解吸附劑D之注入之間之區，該方法之特徵在於，其具有介於6 m與21 m之間之相對於吸附器整體之吸附

劑固體之堆積高度(Hcu)，且每一吸附器上之平均表觀速度(Vsl)係介於1 cm/s與2 cm/s之間。

在本發明之二甲苯分離方法之較佳變體中，吸附劑之Si/Al原子比較佳地使得 $1.05 < \text{Si/Al} < 1.55$ ，較佳地使得 $1.10 \leq \text{Si/Al} < 1.55$ ，且再更佳地使得 $1.10 \leq \text{Si/Al} < 1.30$ 。

在本發明之二甲苯分離方法之另一較佳變體中，所用吸附劑固體係藉由利用平均直徑值介於0.1微米與1.5微米之間且較佳地介於0.1微米與1.2微米之間之晶體黏聚成型之沸石吸附劑。

在本發明之二甲苯分離方法之另一變體中，吸附劑固體之堆積高度(Hcu)在循環內之平均分佈如下：

- 在循環內在區1中吸附劑固體之堆積高度平均為(Hcu)之 $21\% \pm 5\%$ ，

- 在循環內在區2中吸附劑固體之堆積高度平均為(Hcu)之 $37.5\% \pm 5\%$ ，

- 在循環內在區3中吸附劑固體之堆積高度平均為(Hcu)之 $29\% \pm 5\%$ ，

- 在循環內在區4中吸附劑固體之堆積高度平均為(Hcu)之 $12.5\% \pm 5\%$ 。

較佳地，床之總數係介於6個床與18個床之間，且再更佳地床之總數係介於8個床與15個床之間。

根據本發明，床之總數可分佈於一或多個吸附器上。

較佳地，床之高度係介於0.7 m與1.40 m之間。

在較佳變體中，本發明方法中所用吸附器數為1。

當存在複數個吸附器時，其在觀察到以下三個特徵之方向上串聯排列：

- 第n個吸附器之最後床經由含有至少一個再循環幫浦及視情況S

其他設備項(例如流量計、壓力感測器等)之管線連接至吸附器 $n + 1$ 之第一床，

- 最後吸附器之最後床系經由含有至少一個再循環幫浦及視情況其他設備項(例如流量計、壓力感測器等)之管線連接至第一吸附器之第一床，

- 吸附器整體具有至少1個引入裝料之點、1個引入洗脫劑之點、1個抽出萃餘物之點及1個抽出萃取物之點。

較佳地，本發明方法之吸附步驟之操作條件如下：

- 溫度為 100°C 至 250°C ，較佳地為 120°C 至 180°C ，
- 壓力係介於方法溫度下之二甲苯氣泡壓力與 $30 \times 10^5 \text{ Pa}$ 之間，
- 解吸附劑流速相對於裝料流速之比率係介於0.7與2.5之間，
- 再循環速率為2.0至12，較佳地為2.5至6 (再循環速率定義為在吸附器之不同床中流動之平均流速相對於裝料注入至該吸附器中之流速之比率)，及
- 液相中之水含量介於70 ppm與140 ppm之間(以重量計)，且較佳地介於80 ppm與120 ppm之間(以重量計)。

在本發明之二甲苯分離方法之較佳變體中，吸附劑固體具有小比例非晶形相，亦即小於5重量%。

最後，根據本發明方法之另一較佳變體，在 900°C 下測得的吸附劑固體灼燒損失量係介於4.0重量%與7.7重量%之間且較佳地介於4.7重量%與6.7重量%之間。

【圖式簡單說明】

無

【實施方式】

本發明係關於藉由模擬逆流(SCC)層析自基本上包含對二甲苯及其芳香族C8異構物之裝料F分離對二甲苯之方法，該方法係在吸附器

中實施且特徵在於，其具有介於6 m與21 m之間之相對於吸附器整體之吸附劑固體之堆積高度(Hcu)，且每一吸附器上之平均表觀速度(Vsl)係介於1 cm/s與2 cm/s之間。

相對於所有吸附器之大於21 m之吸附劑固體之堆積高度(Hcu)因吸附器之壓力降及尺寸而在昂貴的單一吸附器中進行操作。

此外，本發明方法旨在處理欲處理裝料之實質流速，從而使得每一吸附器之內徑可介於4 m與10 m之間。

小於6 m之相對於所有吸附器之吸附劑固體之堆積高度(Hcu)產生諸多液體分佈方面的問題。

此外，具體而言對於大直徑吸附器而言，較低(亦即小於1 cm/s)之線性表觀速度(Vsl)通常不能達成高產率且可能引起分佈問題。

反之，大於2 cm/s之表觀速度(Vsl)可致使吸附劑在床之表面處移動，此對性能水準係有害的且可造成床磨損。

根據該方法之特性，吸附步驟中所用吸附劑可包含經鋇或鋇及鉀交換之八面沸石類型沸石。

較佳地，本發明方法之吸附劑係基於沸石晶體X及非沸石相之沸石吸附劑，其中相對於吸附劑之總重量，氧化鋇BaO之含量大於33重量%，較佳地在33重量%至42重量%範圍內，且再更有利地在35重量%至38重量%範圍內。

相對於吸附劑之總重量，氧化鉀K₂O之含量通常小於9重量%，再更佳地在0至2重量%範圍內，且有利地在0至1重量%範圍內。

相對於吸附劑之總重量，除鋇及鉀以外之鹼金屬或鹼土離子之氧化物之總含量較佳地小於5%，且較佳地在0至2重量%範圍內，且有利地在0至1重量%範圍內。

本發明方法之吸附劑較佳地亦係基於沸石晶體X及非沸石相之沸石吸附劑，其中沸石晶體X之平均直徑值小於或等於1.7 μm，較佳地

小於或等於 $1.5\ \mu\text{m}$ ，且再更佳地小於或等於 $1.2\ \mu\text{m}$ 。

極佳地，沸石晶體X之平均直徑值在 $0.1\ \mu\text{m}$ 至 $1.5\ \mu\text{m}$ 範圍內，且有利地在 $0.1\ \mu\text{m}$ 至 $1.2\ \mu\text{m}$ 範圍內。

非沸石相通常係由非晶形殘餘黏合劑形成。

吸附劑之Si/Al原子比較佳地使得 $1.05 < \text{Si/Al} < 1.55$ ，較佳地使得 $1.10 \leq \text{Si/Al} < 1.55$ ，且再更佳地使得 $1.10 \leq \text{Si/Al} < 1.30$ 。

估計含於吸附劑固體中之沸石晶體X之平均直徑值係藉由在拋光片上利用掃描電子顯微鏡(SEM)以反散射電子模式(retrodiffused electron mode)利用化學對比度進行觀察來實現。

為估計沸石晶體之大小，在試樣上製備涉及放大至少5000倍之影像集。然後，藉助專用軟體量測至少200個晶體之直徑(Smile View, LoGraMi)。

然後，藉由應用標準ISO 9276-2:2001自顆粒分佈計算平均直徑值。對於該計算，參考文件「Representation of data obtained by granulometric analysis」-第2部分：calculation of the sizes/average diameters of particles from granulometric distribution。

在所引用文件中，表達「平均直徑值」係針對沸石晶體使用，在本發明之上下文中保留該使用。

本發明之對二甲苯分離方法可使用含有大部分黏合劑(亦即通常介於10%與25%之間)之吸附劑，但亦使用不含黏合劑(在英語術語中稱作「無黏合劑的」)之吸附劑(亦即含有通常小於1%之量的非晶形相)，又或者使用含有降低含量之黏合劑(英語術語中稱作「低黏合劑的(binderlow)」)之吸附劑(亦即含有通常介於1%與5%之間之量的非晶形相)。

彼等最後兩種類型之吸附劑可在沸石化黏合劑之步驟後獲得。再更佳地，吸附劑具有一定比例的非晶形相，該比例通常較低，亦即

小於5重量%。

在900℃下測得的灼燒損失量係介於4.0重量%與7.7重量%之間，且較佳地介於4.7重量%與6.7重量%之間。

較佳解吸附劑係對二乙基苯。然而，諸如甲苯、對二氟苯或二乙基苯之混合物等其他解吸附劑亦可適宜。對二乙基苯因其便於藉由蒸餾回收及其對吸附劑之強親和力而較佳地被推薦。

根據該方法之另一特性，吸附步驟之操作條件如下：

- 溫度為100℃至250℃，較佳地為120℃至180℃，
- 壓力係介於方法溫度下之二甲苯氣泡壓力與 30×10^5 Pa之間，
- 解吸附劑流速相對於裝料流速之比率係介於0.7與2.5之間，
- 再循環速率為2.0至12，較佳地為2.5至6，再循環速率定義為在吸附器之不同床中流動之平均流速相對於裝料注入至該吸附器中之流速之比率，及
- 液相中之水含量介於70 ppm與140 ppm之間(以重量計)，且較佳地介於80 ppm與120 ppm之間(以重量計)。

本發明方法床之總數較佳地介於6個床與18個床之間，且再更佳地介於8個床與15個床之間，該等床分佈於一或多個吸附器上。

將調整床之數量，從而使得每一床較佳地具有介於0.70 m與1.40 m之間之高度。

通常以下列方式界定4個層析區：

- 區1：解吸附對二甲苯之區，在解吸附劑D之注入與萃取物E之抽取之間。
- 區2：解吸附對二甲苯之異構物之區，在萃取物E之抽取與欲分級分離裝料F之注入之間。
- 區3：吸附對二甲苯之區，在裝料之注入與萃餘物R之抽取之間。

- 區4：在萃餘物R之抽取與解吸附劑D之注入之間之區。

根據本發明方法之另一特性，吸附劑固體之堆積高度在循環內之平均分佈如下：

- 在循環內在區1中吸附劑固體之堆積高度平均為(Hcu)之 $21\% \pm 5\%$ ，
- 在循環內在區2中吸附劑固體之堆積高度平均為(Hcu)之 $37.5\% \pm 5\%$ ，
- 在循環內在區3中吸附劑固體之堆積高度平均為(Hcu)之 $29\% \pm 5\%$ ，
- 在循環內在區4中吸附劑固體之堆積高度平均為(Hcu)之 $12.5\% \pm 5\%$ 。

本發明之實例

閱讀以下兩個實例可更好地瞭解本發明。

實例1 (先前技術之方法)

認為SCC吸附器係由24個床形成，具有1.1 m之長度及4 m之內徑，具有裝料注入、解吸附劑注入、萃取物抽取及萃餘物抽取。

所用吸附劑係形成形狀如尺寸為0.53 mm球之1 μm 晶體之類型BaX之沸石固體。

解吸附劑係對二乙基苯。

溫度係175°C且壓力係15巴。水含量為95 ppm (以重量計)。

裝料係由21.6%對二甲苯、20.8%鄰二甲苯、47.9%間二甲苯及9.7%乙基苯組成。

SCC吸附器係藉由分佈於兩個吸附器上之24個床形成，該等床係藉由分佈器板隔開。

與每一分佈器板對應的係注入系統及抽出系統。

所用沖洗器件係如WO 2010/020715中所闡述具有調製分流流體

流量之器件。每一區中之同步率係100%。

不同注入點或抽出點之移位係同時的。床係按照組態：5/9/7/3分佈於4個層析區中。

裝料及解吸附劑注入流速(鑒於40°C之參考溫度定義)如下：

- 裝料注入流速為 $15.44 \text{ m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$ ，且
- 解吸附劑注入流速為 $19.51 \text{ m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$ 。

萃取物抽出流速係 $10.03 \text{ m}^3 \cdot \text{min}^{-1}$ 。所用置換時段為40.7秒。

吸附器整體上之平均表觀速度為 2.07 cm/s 。

藉由模擬，獲得99.81%之對二甲苯純度及97.6%之對二甲苯收率，且產率為 $124.5 \text{ kgpx} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-3}$ 。

實例2 (本發明之方法)

認為SCC吸附器係由分佈於吸附器上之14個床形成，每一床具有1.1 m之長度，即15.4 m之Hcu，及4 m之內徑，具有裝料注入、解吸附劑注入、萃取物抽取及萃餘物抽取。

所用吸附劑係形成形狀如尺寸為0.53 mm球之 $1 \mu\text{m}$ 晶體之類型BaX之沸石固體。解吸附劑係對二乙基苯。因此，吸附劑及解吸附劑與先前技術實例之吸附劑及解吸附劑相同。

溫度係175°C且壓力係15巴。水含量為95 ppm (以重量計)。

裝料係由21.6%對二甲苯、20.8%鄰二甲苯、47.9%間二甲苯及9.7%乙基苯組成。

SCC吸附器係由經分佈器板隔開之14個床形成。與每一分佈器板對應的係注入系統及抽出系統。

所用沖洗器件係如WO 2010/020715中所闡述具有調製分流流體流量之器件。每一區中之同步率係100%。

不同注入點或抽出點之移位係同時的。床係按照組態：3/5/4/2分佈於4個層析區中。

裝料及解吸附劑注入流速(鑒於40℃之參考溫度定義)如下：

- 裝料注入流速為 $9.01 \text{ m}^3.\text{min}^{-1}$ ，且
- 解吸附劑注入流速為 $11.38 \text{ m}^3.\text{min}^{-1}$ 。

萃取物抽出流速係 $5.85 \text{ m}^3.\text{min}^{-1}$ 。所用置換時段為69.8秒。

吸附器整體上之平均表觀速度為 1.20 cm/s 。

藉由模擬，獲得99.83%之對二甲苯純度及98.2%之對二甲苯收率，且產率為 $125.3 \text{ kgpx}\cdot\text{h}^{-1}.\text{m}^{-3}$ 。因此，純度、對二甲苯收率及產率之增加相對於先前技術完全顯著。

【符號說明】

無

申請專利範圍

1. 一種分離對二甲苯之方法，該方法係藉由模擬逆流(SCC)層析利用基於沸石晶體X及非沸石相之沸石吸附劑固體自基本上包含對二甲苯及其芳香族C8異構物之裝料F實施，其中該等沸石晶體X具有介於0.1微米與1.5微米之間且較佳地介於0.1微米與1.2微米之間之平均直徑值，該方法使用至少一個分成4個層析區之吸附器，該4個層析區係以下列方式進行界定：

區1：解吸附該對二甲苯之區，在解吸附劑D之注入與萃取物E之抽取之間，

區2：解吸附該對二甲苯之異構物之區，在該萃取物E之該抽取與欲分級分離之該裝料F之注入之間，

區3：吸附該對二甲苯之區，在該裝料之注入與萃餘物R之抽取之間，

區4：在該萃餘物R之抽取與該解吸附劑D之注入之間之區，
吸附床之數量係介於6個床與18個床之間且較佳地介於8個床與15個床之間，該等床皆相同，且每一床之高度係介於0.7 m與1.4 m之間，該方法之特徵在於，其具有介於6 m與21 m之間之相對於該一或多個不同吸附器之吸附劑固體之堆積高度(Hcu)，且每一吸附器上之平均表觀速度(Vsl)係介於1 cm/s與2 cm/s之間，該表觀速度定義為該方法溫度下之平均再循環流速(以體積計)除以該吸附器之截面面積，且吸附劑固體之該堆積高度(Hcu)係以下列方式分佈：

在循環內在區1中吸附劑固體之該堆積高度平均為(Hcu)之21%±5%，

在循環內在區2中吸附劑固體之該堆積高度平均為(Hcu)之5

37.5%±5% ,

在循環內在區3中吸附劑固體之該堆積高度平均為(Hcu)之
29%±5% ,

在循環內在區4中吸附劑固體之該堆積高度平均為(Hcu)之
12.5%±5% 。

2. 如請求項1之分離對二甲苯之方法，其中該吸附劑之Si/Al原子比使得 $1.05 < \text{Si/Al} < 1.55$ ，較佳地使得 $1.10 \leq \text{Si/Al} < 1.55$ ，且再更佳地使得 $1.10 \leq \text{Si/Al} \leq 1.30$ 。
3. 如請求項1之分離對二甲苯之方法，其中該吸附劑固體包含沸石X，相對於該吸附劑之總重量，該沸石X具有在33重量%至42重量%且有利地在35%重量%至38重量%範圍內之氧化鋇BaO含量。
4. 如請求項1之分離對二甲苯之方法，其中每一吸附器之直徑係介於4 m與10 m之間。
5. 如請求項1之分離對二甲苯之方法，其中所用吸附器之數量為1。
6. 如請求項1之分離對二甲苯之方法，其中該吸附步驟之操作條件如下：

溫度為100℃至250℃，較佳地為120℃至180℃，

壓力係介於該方法溫度下該等二甲苯之氣泡壓力與 30×10^5 Pa之間，

解吸附劑流速相對於裝料流速之比率係介於0.7與2.5之間，

再循環速率為2.0至12，較佳地為2.5至6（該再循環速率定義為在吸附器之該等不同床中流動之平均流速相對於該裝料注入至該吸附器中之流速之比率），及

液相中之水含量介於70 ppm與140 ppm之間(以重量計)，且較佳地介於80 ppm與120 ppm之間(以重量計)。

7. 如請求項1之分離對二甲苯之方法，其中該吸附劑固體具有小比例之非晶形相，亦即小於5重量%。
8. 如請求項1之方法，其中在900℃下測得的該吸附劑固體之灼燒損失量係介於4.0重量%與7.7重量%之間且較佳地介於4.7重量%與6.7重量%之間。