



(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 I490327 B

(45) 公告日：中華民國 104 (2015) 年 07 月 01 日

(21) 申請案號：100113773

(22) 申請日：中華民國 100 (2011) 年 04 月 20 日

(51) Int. Cl. : C10G7/12 (2006.01)

C10G7/08 (2006.01)

C07C15/08 (2006.01)

(30) 優先權：2010/08/25 美國

12/868,286

(71) 申請人：環球油類產品有限公司 (美國) UOP LLC (US)

美國

(72) 發明人：威巴 葛雷格利 R WERBA, GREGORY R. (US) ; 莊 欣 X ZHU, XIN X. (GB) ;

達利 飛利浦 F DALY, PHILLIP F. (US) ; 優拉 阿西勾茲 塞德特 ULAS

ACIKGOZ, SAADET (TR) ; 克瑞迪 傑森 T CORRADI, JASON T. (US) ; 阿布林

大衛 W ABLIN, DAVID W. (US)

(74) 代理人：陳長文

(56) 參考文獻：

CN 101573314A

US 4041091

審查人員：林春佳

申請專利範圍項數：10 項 圖式數：6 共 37 頁

(54) 名稱

重烴蒸餾中之節能

ENERGY CONSERVATION IN HEAVY-HYDROCARBON DISTILLATION

(57) 摘要

本發明係關於一種產生一或多種二甲苯異構體之芳族複合物，其提供大量機會藉由在複合物內進行熱交換來節能。一種先前未被認同之機會為藉由提供在不同壓力下操作之兩個平行蒸餾塔來分離 C₈ 芳族烴與 C₉+ 芳族烴。平行塔提供藉由在相關二甲苯回收設施中進行熱交換而在複合物中節能的額外機會。

An aromatics complex producing one or more xylene isomers offers a large number of opportunities to conserve energy by heat exchange within the complex. One previously unrecognized opportunity is through providing two parallel distillation columns operating at different pressures to separate C₈ aromatics from C₉+ aromatics. The parallel columns offer additional opportunities to conserve energy within the complex through heat exchange in associated xylene recovery facilities.

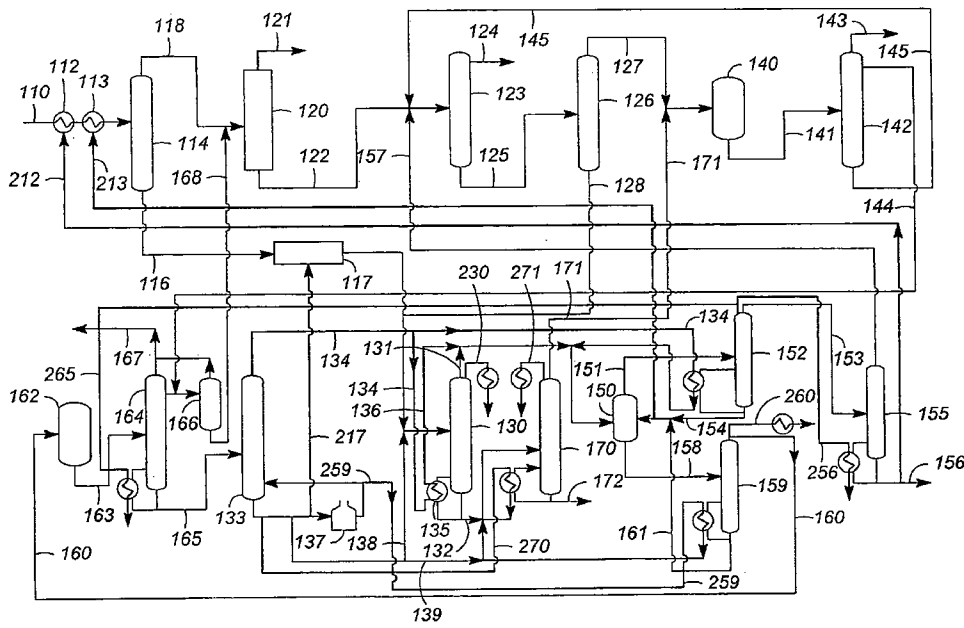


圖2

- 110 . . . 管道
- 112 . . . 熱交換器
- 113 . . . 熱交換器
- 114 . . . 重組物分裂器
- 116 . . . 管道
- 117 . . . 黏土處理器
- 118 . . . 管道
- 120 . . . 萃取蒸餾加工單元
- 121 . . . 管道
- 122 . . . 管道
- 123 . . . 分餾器
- 124 . . . 管道
- 125 . . . 管道
- 126 . . . 甲苯塔
- 127 . . . 管道
- 128 . . . 管道
- 130 . . . 低壓二甲苯塔
- 131 . . . 管道
- 132 . . . 管道
- 133 . . . 高壓第二二甲苯塔
- 134 . . . 管道
- 135 . . . 再沸器
- 136 . . . 管道
- 137 . . . 再沸器
- 138 . . . 管道
- 139 . . . 管道
- 140 . . . 轉烷基化單元/轉烷基化反應器
- 141 . . . 管道
- 142 . . . 汽提器
- 143 . . . 管道
- 144 . . . 管道
- 145 . . . 管道

150 . . . 二甲苯-異
構體分離製程/二甲苯
分離製程/分離製程

151 . . . 管道

152 . . . 萃取塔

153 . . . 管道

154 . . . 管道

155 . . . 後處理塔

156 . . . 管道

157 . . . 管道

158 . . . 管道

159 . . . 萃餘物塔

160 . . . 管道

161 . . . 管道

162 . . . 異構化反應
器

163 . . . 管道

164 . . . 脫庚烷器

165 . . . 管道

166 . . . 異構物汽提
器

167 . . . 管道

168 . . . 管道

170 . . . 重芳族烴
塔/重塔

171 . . . 管道

172 . . . 管道

212 . . . 管道

213 . . . 管道

230 . . . 管道/塔頂
物流

256 . . . 管道

259 . . . 管道

260 . . . 管道

265 . . . 管道

270 . . . 管道

271 . . . 管道



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：100113773

※申請日：100.4.20

※IPC 分類：C10G 7/12 (2006.01)

C10G 7/08 (2006.01)

C07C15/08 (2006.01)

一、發明名稱：(中文/英文)

重煙蒸餾中之節能

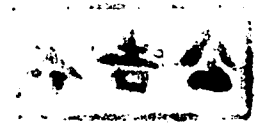
ENERGY CONSERVATION IN HEAVY-HYDROCARBON
DISTILLATION

二、中文發明摘要：

本發明係關於一種產生一或多種二甲苯異構體之芳族複合物，其提供大量機會藉由在複合物內進行熱交換來節能。一種先前未被認同之機會為藉由提供在不同壓力下操作之兩個平行蒸餾塔來分離 C₈ 芳族烴與 C₉+ 芳族烴。平行塔提供藉由在相關二甲苯回收設施中進行熱交換而在複合物中節能的額外機會。

三、英文發明摘要：

An aromatics complex producing one or more xylene isomers offers a large number of opportunities to conserve energy by heat exchange within the complex. One previously unrecognized opportunity is through providing two parallel distillation columns operating at different pressures to separate C₈ aromatics from C₉+ aromatics. The parallel columns offer additional opportunities to conserve energy within the complex through heat exchange in associated xylene recovery facilities.



四、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：

110	管道
112	熱交換器
113	熱交換器
114	重組物分裂器
116	管道
117	黏土處理器
118	管道
120	萃取蒸餾加工單元
121	管道
122	管道
123	分餾器
124	管道
125	管道
126	甲苯塔
127	管道
128	管道
130	低壓二甲苯塔
131	管道
132	管道
133	高壓第二二甲苯塔
134	管道

135	再沸器
136	管道
137	再沸器
138	管道
139	管道
140	轉烷基化單元/轉烷基化反應器
141	管道
142	汽提器
143	管道
144	管道
145	管道
150	二甲苯-異構體分離製程/二甲苯分離製程/分離製程
151	管道
152	萃取塔
153	管道
154	管道
155	後處理塔
156	管道
157	管道
158	管道
159	萃餘物塔
160	管道
161	管道

162	異構化反應器
163	管道
164	脫庚烷器
165	管道
166	異構物汽提器
167	管道
168	管道
170	重芳族煙塔/重塔
171	管道
172	管道
212	管道
213	管道
230	管道/塔頂物流
256	管道
259	管道
260	管道
265	管道
270	管道
271	管道

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】

本發明係關於用於在煙蒸餾中節能的改良之方法。更特定言之，本發明關注在產生二甲苯異構體之芳族煙加工複合物中之節能。

本申請案主張2010年8月25日申請之美國申請案第12/868,286號之優先權。

【先前技術】

二甲苯異構體自石油大量生產，用作多種重要工業化學品之原料。最重要的二甲苯異構體為對二甲苯，其為聚酯之主要原料，在龐大基礎需求中繼續享有高增長率。鄰二甲苯用於製造鄰苯二甲酸酐，其供應高容量但相對成熟之市場。間二甲苯用於容量較低但正在增長之諸如增塑劑、偶氮染料及木材防腐劑的產品。乙基苯一般存在於二甲苯混合物中且有時回收用於苯乙烯產生，但一般被視為C₈芳族煙之不太需要之組分。

在芳族煙中，二甲苯之整體價值與作為工業化學品之原料的苯相匹敵。二甲苯及苯藉由重組石腦油自石油產生但容量不足以滿足要求，因此必需轉化其他煙來增加二甲苯與苯的產量。甲苯通常脫烷基以產生苯或選擇性歧化產生苯及C₈芳族煙，從而自其回收個別二甲苯異構體。

芳族複合物流程圖已由Meyers在Handbook of Petroleum Refining Processes, 第2版, 1997, McGraw-Hill中揭示且以引用的方式併入本文中。

產生二甲苯之芳族烴複合物為實質能量消費者，尤其在製備原料及自習知方法分離產物之蒸餾操作中。二甲苯與重芳族烴之分離尤其提供實質節能潛力。該等方法中之節能將不僅減少加工成本，而且亦將解決目前對於碳排放之關注。

【發明內容】

本發明之廣泛實施例為自含有 C_8 芳族烴及 C_9 -及-較重芳族烴之進料流製造對二甲苯之方法。該方法包含：(a)包含分離至少一個較低沸點進料流及至少一個較高沸點進料流中所含之 C_8 芳族烴與 C_9 -及-較重芳族烴的兩個二甲苯塔之蒸餾製程。該至少一個較高沸點進料流之 C_9 -及-較重芳族烴含量高於該至少一個較低沸點進料流。該蒸餾製程包含在第一二甲苯塔中在第一壓力下蒸餾至少一個較高沸點進料流以分離第一 C_8 -芳族烴物流與第一 C_9 -及-較重芳族烴物流，及在第二二甲苯塔中在第二壓力下蒸餾至少一個較低沸點進料流以分離第二 C_8 -芳族烴物流與第二 C_9 -及-較重芳族烴物流。第二壓力高於第一壓力，且來自第二二甲苯塔之塔頂物流與第一二甲苯塔之再沸器交換熱。(b)對二甲苯分離製程，其藉由將 C_8 -芳族烴物流及脫附劑物流中之一者或兩者注射至吸附製程中而自該第一及該第二 C_8 -芳族烴物流中之一者或兩者回收對二甲苯以獲得包含對二甲苯及脫附劑之第一混合物及包含萃餘物及脫附劑之第二混合物。(c)脫附劑回收製程，其藉由相繼在預份化器及加壓萃餘物塔中蒸餾步驟(b)之第二混合物而分離該第二混合物，

從而產生萃餘物物流及脫附劑物流，且使脫附劑物流返回至對二甲苯分離製程。步驟(a)之第一二甲苯塔之塔頂物流向加壓萃取物塔之再沸器提供熱。

本發明之其他目標、實施例及細節可自以下[實施方式]獲得及推斷出。

【實施方式】

本發明方法之進料流一般包含通式 $C_6H_{(6-n)}R_n$ 之烷基芳族烴，其中 n 為整數 0 至 5 且各 R 可為 CH_3 、 C_2H_5 、 C_3H_7 或 C_4H_9 ，呈任何組合。本發明方法之富含芳族烴之進料流可源自多個來源，包括(但不限於)催化重組、石腦油之蒸汽熱解、產生輕烯烴及富含較重芳族烴之副產物的餾出物或其他烴(包括汽油範圍之材料，通常稱為「熱解汽油」、及餾出物及重油之催化或熱裂解以產生汽油範圍內之產物。熱解或其他裂解操作之產物一般將根據工業中熟知之方法進行氫化處理，隨後裝入至複合物中以移除硫、烯烴及將影響產物品質及/或破壞其中所用之催化劑或吸附劑的其他化合物。來自催化裂解之輕循環油亦可根據已知技術有益地進行氫化處理及/或氫化裂解以產生汽油範圍內之產物；氫化處理較佳亦包括催化重組以產生富含芳族烴之進料流。若進料流為催化重組物，則重組器較佳在高嚴格度下操作以實現產物中之高芳族烴產率以及低非芳族烴濃度。

圖 1 為針對製造至少一種二甲苯異構體之已知技術之典型芳族烴加工複合物的簡化流程圖。該複合物可加工已由

例如催化重組產生之富含芳族烴之進料。該物流一般將經處理以移除烯烴化合物及輕餾分(例如丁烷及較輕烴且較佳戊烷)；然而，該移除並非本發明廣泛態樣之實施所必需。含有芳族烴之進料流含有苯、甲苯及C₈芳族烴，且通常含有高碳芳族烴及脂族烴(包括環烷)。

進料流經管道10經熱交換器12傳遞至重組物分裂器14且經蒸餾以分離包含C₈及較重芳族烴之物流，該物流在管道16中以底部物流形式抽取，甲苯及較輕烴經管道18自塔頂回收。甲苯及較輕烴送至萃取蒸餾加工單元20，其分離大部分脂族萃餘物至管道21中與苯-甲苯芳族烴物流至管道22中。在苯塔23中將管道22中之芳族烴物流與管道45中之汽提轉烷基化產物及管道57中之對甲苯後處理塔之塔頂產物一起分離至管道24中之苯物流及送至甲苯塔26的管道25中之甲苯-及-較重芳族烴物流中。甲苯在管道27中自此塔之塔頂回收，且可如圖示及下文所述部分或全部送至轉烷基化單元40中。

來自甲苯塔26之底部物流經管道28與管道16中來自重組物分裂器之經黏土處理器17處理之底部物流及管道65中之再循環C₈芳族烴一起傳遞至分餾器30。分餾器30分離作為塔頂物流之濃縮C₈芳族烴至管道31中與作為底部物流之包含C₉、C₁₀及較重芳族烴之高沸點物流至管道32中。此底部物流在管道32中傳遞至重塔70。重芳族烴塔提供含有C₉及至少一些C₁₀芳族烴之塔頂物流至管道71中，其中較高沸點化合物(主要C₁₁及高碳烷基芳族烴)以底部物流形式經

管道72抽取。

管道71中來自重塔之 C_9+ 芳族烴與管道27中所含之含有甲苯之塔頂物流合併作為轉烷基化反應器40之進料，其含有此項技術中已知的轉烷基化催化劑以產生包含苯至 $C_{11}+$ 芳族烴(其中二甲苯為焦點)之轉烷基化產物。管道41中之轉烷基化產物在汽提器42中汽提以在管道43中移除氣體，且 C_6 及較輕烴經管道44返回萃取蒸餾20，以回收輕芳族烴及純化苯。汽提器之底部物流在管道45中送至苯塔23以回收苯產物及未轉化之甲苯。

分餾器30提供之 C_8 -芳族烴塔頂物流含有對二甲苯、間二甲苯、鄰二甲苯及乙基苯，且經管道31傳遞至對二甲苯分離製程50。分離製程較佳經採用脫附劑之吸附操作以經管道51向萃取塔52提供對二甲苯與脫附劑之混合物，其經管道53分離對二甲苯與管道54中返回之脫附劑；對二甲苯在後處理塔55中純化，產生經管道56之對二甲苯產物及經管道57返回苯塔23之輕物質。來自分離製程50之 C_8 -芳族烴萃餘物與脫附劑之非平衡混合物經管道58送至萃餘物塔59，其分離用於異構化之萃餘物至管道60中與回收之脫附劑至管道61中。

包含二甲苯異構體與乙基苯之非平衡混合物的萃餘物經管道60送至異構化反應器62。萃餘物在反應器62中異構化，該反應器含有異構化催化劑以提供接近 C_8 -芳族異構體之平衡濃度之產物。產物經管道63傳遞至脫庚烷器64，其移除 C_7 及較輕烴，使底部物流經管道65傳遞至二甲苯塔

30以分離C₉及較重物質與異構化C₈-芳族烴。來自脫庚烷器64之塔頂液體送至汽提器66，其自C₆及C₇材料經管道67移除塔頂之輕物質，而C₆及C₇材料經管道68送至萃取蒸餾單元20以回收苯及甲苯有用產物。

如熟練程序操作者將瞭解，已知技術內存在此流程之許多可能變化。舉例而言，可萃取全部C₆-C₈重組物或僅萃取含苯之部分。可藉由結晶而非吸附自C₈-芳族混合物回收對二甲苯。可藉由吸附自C₈-芳族混合物回收間二甲苯以及對二甲苯，且可藉由分餾回收鄰二甲苯。或者，使用以極性溶劑進行溶劑萃取或溶劑蒸餾或以蒸汽或其他介質汽提來加工C₉-及較重物流或重芳族烴物流，以分離呈殘餘物流形式之高度濃縮之芳族烴，而C₉+再循環至轉烷基化單元。在一些情形中，全部重芳族烴物流可在轉烷基化單元中直接加工。本發明適用於芳族烴加工流程之此等及其他變體，其態樣描述於以引用方式併入本文中之US 6,740,788中。

在分餾器30中分離C₈芳族烴與重芳族烴，係為本發明之蒸餾製程一般有效的情況。本發明之蒸餾製程由兩個或兩個以上二甲苯塔代表，各塔實現芳族烴複合物之兩個或兩個以上內部或外部進料流(分別命名為第一及第二進料流)中所含之C₈與C₉+芳族烴之間實質上相同之分離。兩個物流較佳包含較高沸點之第一進料流及較低沸點之第二進料流，其中較高沸點第一進料流之C₉+烴含量高於第二進料流。本發明包含在至少一個第一分餾塔中在低壓下蒸餾第

一進料流以分離第一 C_8 -芳族烴物流與第一 C_9 -及-較重芳族烴物流，在第二分餾塔中在升高之壓力下蒸餾第二進料流以分離第二 C_8 -芳族烴物流與第二 C_9 -及-較重芳族烴物流，及循環來自第二塔之塔頂物流以向第一塔之再沸器提供熱。低壓通常在100與800 kPa之間，且升高之壓力經選擇為允許熱自第二塔轉移至第一塔，且通常比低壓高至少400 kPa。當較高沸點進料流中存在之重組分在分離輕組分與重組分所需的再沸器溫度下進行降解時，平行塔中不同壓力之此概念尤其有價值。

第二分餾塔處理進行分解之重物質濃度低於第一塔之進料的第二進料流，且壓力因此可升至較高以藉由第一塔與第二塔之間的熱交換實現節能，而不損失產物產率或無設備污染風險。此進料較佳包含在脫庚烷後來自異構化反應器之多數或所有異構化 C_8 -芳族烴，但亦可包含具有低濃度重芳族烴之其他 C_8 -芳族烴物流。第二塔之此物流通常含有小於10重量% C_9 +芳族烴，更通常小於5重量% C_9 +芳族烴，且通常小於2重量% C_9 +芳族烴。實際上，該製程包含在將使塔頂物流能夠向第一塔之再沸器且較佳相關加工複合物中之至少一個其他塔之再沸器及/或蒸汽產生器提供熱的壓力下操作第二塔。

在另一實施例中，該製程包含在將使塔頂物流能夠提供熱以產生適用於相關加工複合物之蒸汽的壓力下操作第二分餾塔。此外， C_8 -芳族烴分餾器可包含三個或三個以上塔，其包含以與上文所述類似之方式在塔頂物流與再沸器

之間進行的額外熱交換。

圖2為採用許多本發明概念之節能芳族烴複合物。為了便於參考，圖1及圖2中採用平行編號系統。進料流經管道110，經使進料流溫度升高之熱交換器112及113，傳遞至重組物分裂器114。分別經管道213及214自淨對二甲苯產物供應熱交換，且如此段隨後所述自對二甲苯分離法回收脫附劑。

如圖1中， C_8 及較重芳族烴以底部物流形式經管道116抽取，而經管道118自塔頂回收之甲苯及較輕烴送至萃取蒸餾加工單元120，其分離大部分脂族萃餘物至管道121中與苯-甲苯芳族烴物流至管道122中。在分餾器123中將管道122中之芳族烴物流與管道144中之汽提轉烷基化產物及管道157中之對甲苯後處理塔之塔頂產物一起分離至管道124中之苯物流及送至甲苯塔126的管道125中之甲苯-及-較重芳族烴物流中。甲苯在管道127中自此塔之塔頂回收，且可如圖示及下文所述部分或全部送至轉烷基化單元140中。

來自甲苯塔126之底部物流經管道128與管道116中來自重組物分裂器之經黏土處理器117處理之底部物流及管道148中之再循環 C_8 芳族烴一起傳遞至低壓二甲苯塔130。具有大含量 C_9 及較重芳族烴之其他 C_8 -芳族烴物流(包括自複合物外部之來源獲得之物流)亦可在此塔中加工；亦可視整體能量平衡而包括物流165中之一部分脫庚烷器底部物流。低壓二甲苯塔分離作為塔頂物流之濃縮 C_8 芳族烴至管

道131中與作為底部物流之包含C₉、C₁₀及較重芳族煙之高沸點物流至管道132中。

同時，異構化C₈-芳族煙物流經管道165傳遞至高壓第二二甲苯塔133。此物流特徵為較低沸點進料流，其中進行分解之重物質的濃度低於塔130之進料，且塔壓力因此可增加以實現節能。具有類似低含量C₉-及-較重芳族煙之其他含有C₈-芳族煙之物流(包括自複合物外部之來源獲得之物流)亦可含於此塔之進料流中。第二二甲苯塔分離作為塔頂物流之第二C₈-芳族煙物流至管道134中與第二C₉-及-較重物流至管道132中。管道134中來自高壓二甲苯塔之至少一部分塔頂蒸氣較佳用於使低壓二甲苯塔130中之再沸器135再沸，留下濃縮液體經管道136至二甲苯分離製程150以及回流(未圖示)至塔133。此外，管道134中之塔頂物流較佳用於向萃取塔152之再沸器提供能量以及下文所述或熟練程序操作者將顯而易見之其他該等服務。

傳遞至再沸器137之C₉+底部物流可經管道270中再沸器之前的物流和管道259中來自再沸器之經加熱物流中一者或兩者提供能量，以分別使重芳族煙塔170及萃餘物塔159中之一者或兩者再沸；熱交換之後的底部物流將送至重芳族煙塔170。熟練程序操作者將顯而易見其他類似熱交換服務。管道138中之淨底部物流一般傳遞通過塔130或可在管道139中直接與管道132中之物流合併送至重塔170。重塔提供含有C₉及至少一些C₁₀芳族煙之塔頂物流至管道171中，其中較高沸點化合物(主要C₁₁及高碳烷基芳族煙)以底

部物流形式經管道172抽取。此塔可如上文所述藉由管道270中之二甲苯塔底部物流再沸。塔130及170之塔頂蒸氣亦可分別經所指示之管道230及271產生蒸汽，其中濃縮液體用作各塔之回流物或分別用作物流131或171中之淨塔頂物流。

管道171中來自重塔之 C_9+ 芳族烴與管道127中所含之含有甲苯之塔頂物流合併作為轉烷基化反應器140之進料，以產生含有二甲苯之轉烷基化產物。管道141中之轉烷基化產物在汽提器142中汽提以在管道143中移除氣體，且 C_7 及較輕液體經管道144返回萃取蒸餾120，以在異構物汽提器166中穩定後回收輕芳族烴。汽提器之底部物流在管道145中送至苯塔123以回收苯產物及未轉化之甲苯。

二甲苯塔130及133提供之含有對二甲苯、間二甲苯、鄰二甲苯及乙基苯之第一及第二 C_8 -芳族烴物流經管道131及136傳遞至二甲苯-異構體分離製程150。本文之描述適用於回收除對二甲苯外之一或多種二甲苯異構體；然而，該描述出於易於理解之目的針對對二甲苯提出。經吸附法實現二甲苯異構體分離以萃取使用脫附劑回收之所要異構體。吸附劑可以與進料流及脫附劑交替接觸之固定床形式採用，或以具有適當管路/閥之多個床形式採用以允許進料流連續傳遞通過一或多個吸附劑床，而脫附劑物流傳遞通過床組中之其他床。在逆流移動床操作模式中，可達到進料混合物組分之固定濃度概況以實現連續操作固定點進料流及脫附劑物流引入連同萃取及萃餘物抽取。在模擬移

動床製程中，流體經多個接入點沿吸附劑腔室逐漸移動可模擬一或多個腔室中所含之吸附劑的移動。模擬移動床流動系統之操作原理及步驟順序描述於US 2,985,589、US 3,310,486及US 4,385,993中，該等專利以全文引用的方式併入本文中。

吸附製程經管道151向萃取塔152提供對二甲苯與脫附劑的第一混合物，其經管道153分離對二甲苯與管道154中回收之脫附劑。萃取塔152較佳在高壓(至少300 kPa且更佳500 kPa或更高)下操作，使得來自塔之塔頂物流在足夠溫度下經管道256使後處理塔155再沸或經管道265使脫庚烷器再沸。經管道256及265供應用於再沸任務之熱導致濃縮此等物流中之萃取物，其中一者或兩者回流至塔152(未圖示)或以淨物流形式在管道153中送至後處理塔155。對二甲苯在後處理塔155中純化，產生經管道156之對二甲苯產物及經管道157返回萃塔123之輕物質。

來自分離製程150之萃餘物(呈C₈芳族烴之非平衡摻合物形式)與脫附劑之第二混合物經管道158送至萃餘物塔159，其分離用於異構化之萃餘物至管道160中與回收之脫附劑至管道161中。萃餘物塔可在較高壓力下操作以經管道260產生蒸汽或在複合物其他區域中熱交換；來自該熱交換之濃縮液體用作萃餘物塔之回流物或管道160中之淨塔頂物流。管道154及161中回收之脫附劑及淨後處理塔底部物流可分別經管道213及212加熱管道110中之引入進料流。可藉由調適萃餘物塔159周圍之設備及操作獲得節

能，如圖2A及圖2B所說明。此等圖式說明圖2之選擇性部分之改良。

圖2A說明藉由對萃餘物塔加壓來節能，只要避免脫附劑在塔之再沸器中分解。一般在高於400 kPa下，且較佳在500 kPa或更高下操作之加壓萃餘物塔允許來自塔之塔頂物流產生蒸汽及/或與芳族烴複合物中之其他蒸汽交換有效能量；然而，該加壓產生可能導致脫附劑顯著分解之塔底部溫度。圖2A顯示圖2之複合物中屬於高壓二甲苯塔133下部區段及萃餘物塔159的區段。此處，來自再沸器237之至少一部分流出液導向鼓240，其分離蒸氣至管道242中與液體至管道241中，管道241中之液體與管道238中之再沸器流出液的任何剩餘部分一起返回塔133。管道242中之蒸氣向再沸器243提供熱，較佳使用具有如下文所述之強化之核沸騰表面的交換器保持峰值膜溫度低於分解極限。塔頂冷凝器較佳在產生中等壓力蒸汽的溫度下操作，產生管道160中之淨非平衡混合二甲苯。

圖2B說明關注圖2之萃餘物塔159區域之替代節能方法。管道158中之萃餘物及脫附劑之進料混合物傳遞至預份化器258，其經冷凝器261回收塔頂物流，經管道262回收一部分淨混合二甲苯物流。剩餘二甲苯加脫附劑經管道264傳遞至加壓萃餘物塔159。塔頂物流經管道265在預份化器再沸器263中至少部分濃縮，經管道266返回萃餘物塔之頂部，剩餘之混合二甲苯經管道160回收。如圖2所示，塔使用管道259中來自高壓二甲苯塔之塔頂物流再沸，其中淨

脫附劑如上文經管道161返回至吸附。

包含二甲苯異構體與乙基苯之非平衡摻合物的萃餘物經管道160送至異構化反應器162。在異構化反應器162中，萃餘物經異構化以提供接近C₈-芳族異構體之平衡濃度的產物。產物經管道163傳遞至脫庚烷器164，其移除C₇及較輕烴且較佳使用管道265中來自萃取物塔152之塔頂物流再沸。來自脫庚烷器之底部物流經管道165送至二甲苯塔133，以分離C₉及較重物質與異構化C₈-芳族烴。來自脫庚烷器164之塔頂液體送至汽提器166，其分離塔頂之輕物質至管道167中，而C₆及C₇材料經管道168送至萃取蒸餾單元120以回收及純化苯及甲苯有用產物。選擇脫庚烷器164及汽提器166之壓力以類似於本說明書別處論述之二甲苯塔之方式交換熱或產生蒸汽。

圖3更詳細顯示平行二甲苯蒸餾塔130與133之間的本發明熱交換。低壓二甲苯塔130之進料包含經管道128之來自甲苯塔之底部物流、管道116中來自重組物分裂器之經黏土處理之底部物流、及管道138中之淨化C₈芳族烴，且對於能量平衡而言適當時可包含不適於在高壓二甲苯塔中加工的其他含有C₈-芳族烴之物流以及一部分脫庚烷化物流165。重重組物及甲苯塔底部物流之合併進料可含有易於在高溫下降解之重芳族烴，且在低於800 kPa之壓力下操作允許保持塔底部及再沸器中之溫度以避免該分解。低壓二甲苯塔分離作為塔頂物流之濃縮C₈芳族烴至管道131中與作為底部物流之包含C₉、C₁₀及較重芳族烴之高沸點物

流至管道132中。來自塔130之塔頂物流可至少部分經圖2之管道230使用，以便如先前所述產生蒸汽或使其他塔再沸，且因此經濃縮以向塔提供回流物以及經管道131向二甲苯分離提供淨塔頂物流。

同時，異構化C₈-芳族烴物流經管道165傳遞至高壓二甲苯塔133；此物流所含之進行分解之重物質的濃度低於塔130之進料；如先前所述，塔壓力相對於本發明之低壓二甲苯塔升高，以藉由可用於以適用程度交換熱之相伴較高溫度實現節能。來自高壓二甲苯塔133之塔頂蒸氣之溫度因此足以提供適用於芳族烴複合物中其他服務之能量。如圖所示，塔頂蒸氣之溫度足以使低壓二甲苯塔130中之再沸器135再沸，從而提供至塔133之回流物及管道136中之淨物流。管道138中之少量淨底部物流較佳送至低壓塔130以回收剩餘C₈芳族烴。

或者或另外，來自高壓二甲苯塔133之塔頂蒸氣之溫度足以產生適用於加熱服務或使其他加工單元中之塔再沸的蒸汽。該蒸汽一般在超過300 kPa、較佳至少500 kPa及最佳1000 kPa或更高之壓力下產生。塔頂蒸汽可與饋入蒸汽鼓之循環水路間接進行熱交換。最一般而言，鍋爐給水在與蒸汽鼓解耦之熱交換器中加熱。服務於不同交換器之多個循環水路彼此平行排列且饋入單個蒸汽鼓以提供具有所要壓力之蒸汽產物，其僅需要一組儀器。該等蒸汽系統為熟知的，且可藉由諸如以全文引用的方式併入本文中之US 7,730,854中發現之教示添加細節。

通常涉及加工流體之間接近溫度法的本發明之能量回收藉由使用具有強化之核沸騰表面的交換器得以改良。該等強化之沸騰表面可以多種方式實現，例如US 3,384,154；US 3,821,018；US 4,064,914；US 4,060,125；US 3,906,604；US 4,216,826；US 3,454,081；US 4,769,511及US 5,091,075中所述，其均以全文引用的方式併入本文中。該高通量管材尤其適於在第二高壓二甲苯塔之塔頂與第一低壓二甲苯塔之再沸器之間交換熱或自二甲苯塔塔頂產生蒸汽。

通常，此等強化之核沸騰表面併入殼-管型熱交換器之管上。此等強化之管以熟習此項技術者熟知的多種不同方式製造。舉例而言，該等管可包含沿藉由管機械加工製成之管表面延伸之環形或螺旋形腔室。或者，可在表面上提供翼片。此外，可刻劃管以提供肋、凹槽、多孔層及其類似物。

一般而言，更有效強化之管為在管之沸騰側具有多孔層之管。多孔層可以熟習此項技術者熟知的多種不同方式提供。此等多孔表面最有效的為具有稱為凹型腔室之腔室，其經有限腔室開口將蒸氣截留於層之腔室中。在如US 4,064,914所述之一種所述方法中，多孔沸騰層結合於導熱壁之一側。多孔表面層之基本特徵為毛細管尺寸之互連孔，其中一些與外部表面連通。待沸騰之液體經外部孔及表面下互連孔進入表面下腔室，且藉由形成腔室壁之金屬加熱。至少部分液體在腔室內蒸發且導致抵靠腔室壁產生

氣泡。其一部分最終經外部孔自腔室顯露，接著上升通過多孔層上方之液體膜以脫離至液體膜上方之氣體空間中。額外液體自互連孔流至腔室中且繼續重複該機制。該含有多孔沸騰層之強化管以UOP, Des Plaines, IL製備之商品名High Flux Tubing市售。

圖4說明芳族烴複合物內特定單元之實例，其中一或多個高溫塔之塔頂物流與一或多個低溫塔之再沸器的直接熱交換可實現節能，使用圖2之製程的數值命名。管道134中來自高壓二甲苯塔133之塔頂物流的溫度足以提供使萃取塔152經再沸器235再沸之能量，從而濃縮二甲苯塔頂物流於管道236中以作為回流物或淨塔頂物流返回133。萃取塔可經加壓，使得管道256中之塔頂物流的溫度足以使後處理塔155(其較佳在真空壓力下操作)經再沸器257再沸，從而濃縮萃取塔塔頂物流於管道258中。如上文所述，產物對二甲苯回收於管道156中。

圖5概述與圖2有關之許多(非詳盡或排外地)直接熱交換可能性。高壓二甲苯塔133可提供熱以使低壓二甲苯塔130、萃取塔152及萃餘物塔159中之一或多者再沸。低壓二甲苯塔130可提供熱以使萃取蒸餾塔120再沸。加壓萃取塔152可提供熱以使苯塔123及後處理塔155中之一或多者再沸。加壓萃餘物塔159可提供熱以使重組物分裂器114、甲苯塔126及脫庚烷器164中之一或多者再沸。

圖6概述藉由產生中等壓力蒸汽進行間接熱交換的可能性之非詳盡實例。來自低壓二甲苯塔130之塔頂物流230

(圖2)及來自加壓萃餘物塔159之塔頂物流260(圖2)可在加熱器100中產生0.6至2 MPa，且較佳0.7至1.5 MPa之中等壓力蒸汽，其可用於使重組物分裂器114、萃取蒸餾塔120及甲苯塔126中之一或多者再沸，附加向其他單元輸出蒸汽之潛能。該蒸汽之產生及使用可視為諸如圖5所述之其他節能之補充或替代。舉例而言，高壓二甲苯塔133可提供熱以使低壓二甲苯塔130及萃取塔152再沸，其又使苯塔123及後處理塔155再沸。

實例

根據投資回收率評估上文圖6中所述之蒸汽產生及直接熱交換之組合。基礎情形為圖1所述之設施，且本發明情形為適用於圖3之流程圖的圖6之情形。用於製造對二甲苯之相對關鍵參數如下：

	基礎情形	本發明
燃料消耗	1.0	0.922
淨蒸汽消耗	1.0	0
產生	1.0	1.35

【圖式簡單說明】

圖1圖示說明可應用節能概念之芳族烴複合物。

圖2說明應用節能之芳族烴複合物。

圖2A說明與二甲苯及萃餘物塔有關之替代實施例。

圖2B說明與萃餘物塔有關之替代實施例。

圖3顯示在自重芳族烴蒸餾C₈芳族烴中應用節能。

圖4說明直接熱交換可實現節能之芳族烴複合物內特定單元之實例。

圖5說明應用一些本文所述之節能概念作為其他節能之補充或替代的芳族複合物。

圖6說明自芳族烴複合物內之特定單元產生物流。

【主要元件符號說明】

10	管道
12	熱交換器
14	重組物分裂器
16	管道
17	黏土處理器
18	管道
20	萃取蒸餾加工單元
21	管道
22	管道
23	苯塔
24	管道
25	管道
26	甲苯塔
27	管道
28	管道
30	分餾器/二甲苯塔
31	管道
32	管道

40	轉烷基化單元/轉烷基化反應器
41	管道
42	汽提器
43	管道
44	管道
45	管道
50	對二甲苯分離製程
51	管道
52	萃取塔
53	管道
54	管道
55	後處理塔
56	管道
57	管道
58	管道
59	萃餘物塔
60	管道
61	管道
62	異構化反應器
63	管道
64	脫庚烷器
65	管道
66	汽提器
67	管道

68	管道
70	重塔
71	管道
72	管道
100	加熱器
110	管道
112	熱交換器
113	熱交換器
114	重組物分裂器
116	管道
117	黏土處理器
118	管道
120	萃取蒸餾加工單元
121	管道
122	管道
123	分餾器
124	管道
125	管道
126	甲苯塔
127	管道
128	管道
130	低壓二甲苯塔
131	管道
132	管道

133	高壓第二二甲苯塔
134	管道
135	再沸器
136	管道
137	再沸器
138	管道
139	管道
140	轉烷基化單元/轉烷基化反應器
141	管道
142	汽提器
143	管道
144	管道
145	管道
150	二甲苯-異構體分離製程/二甲苯分離製程/分離製程
151	管道
152	萃取塔
153	管道
154	管道
155	後處理塔
156	管道
157	管道
158	管道
159	萃餘物塔

160	管道
161	管道
162	異構化反應器
163	管道
164	脫庚烷器
165	管道
166	異構物汽提器
167	管道
168	管道
170	重芳族煙塔/重塔
171	管道
172	管道
212	管道
213	管道
230	管道/塔頂物流
235	再沸器
236	管道
237	再沸器
238	管道
240	鼓
241	管道
242	管道
243	再沸器
256	管道

257	再沸器
258	預份化器
259	管道
260	管道/塔頂物流
261	冷凝器
262	管道
263	預份化器再沸器
264	管道
265	管道
266	管道
270	管道
271	管道

103年6月4日修正替換頁 P1~2

七、申請專利範圍：

1. 一種自含有C₈芳族烴及C₉-及-較重芳族烴之進料流製造對二甲苯之方法，其包含：

(a)蒸餾製程，包含分離至少一個較低沸點進料流及至少一個較高沸點進料流中所含之C₈芳族烴與C₉-及-較重芳族烴之兩個二甲苯塔，其中該至少一個較高沸點進料流之C₉-及-較重芳族烴含量高於該至少一個較低沸點進料流，該蒸餾製程包含：在第一二甲苯塔中在第一壓力下蒸餾該至少一個較高沸點進料流以分離第一C₈-芳族烴物流與第一C₉-及-較重芳族烴物流，在第二二甲苯塔中在第二壓力下蒸餾該至少一個較低沸點進料流以分離第二C₈-芳族烴物流與第二C₉-及-較重芳族烴物流，其中該第二壓力高於該第一壓力，且來自該第二二甲苯塔之塔頂物流與該第一二甲苯塔之再沸器交換熱；

(b)對二甲苯分離製程，其藉由將C₈-芳族烴物流及脫附劑物流中之一者或兩者注射至吸附製程中而自該第一及該第二C₈-芳族烴物流中之一者或兩者回收對二甲苯，以獲得包含對二甲苯及脫附劑之第一混合物及包含萃餘物及脫附劑之第二混合物；及

(c)脫附劑回收製程，其藉由相繼在預份化器及加壓萃餘物塔中蒸餾步驟(b)之該第二混合物而分離該第二混合物，從而產生萃餘物物流及脫附劑物流，且使該脫附劑物流返回該對二甲苯分離製程；其中步驟(a)之該第二二甲苯塔之塔底物流向該加壓萃餘物塔之再沸器提供熱。

2. 如請求項1之方法，其中該第二壓力比該第一壓力高至少400 kPa。
3. 如請求項1及2中任一項之方法，其中該第一壓力在100 kPa與800 kPa之間。
4. 如請求項1至2中任一項之方法，其中該第一二甲苯塔之該再沸器具有強化之核沸騰表面。
5. 如請求項1至2中任一項之方法，其中該至少一個較高沸點進料流包含5重量%以上之C₉-及-較重芳族烴。
6. 如請求項1至2中任一項之方法，其中該至少一個較低沸點進料流包含5重量%以下之C₉-及-較重芳族烴。
7. 如請求項6之方法，其中該至少一個較低沸點進料流包含來自C₈-芳族烴異構化產物之脫庚烷化的部分或所有底部物流。
8. 如請求項1至2中任一項之方法，其中來自該加壓萃餘物塔之塔頂物流與蒸汽產生器交換熱以產生中等壓力之蒸汽。
9. 如請求項1至2中任一項之方法，其中來自該第二二甲苯塔之該塔頂物流與該第一二甲苯塔之該再沸器之間的熱交換濃縮來自該第二二甲苯塔之該塔頂物流。
10. 如請求項1至2中任一項之方法，其中該對二甲苯分離製程為模擬移動床吸附分離製程。

八、圖式：

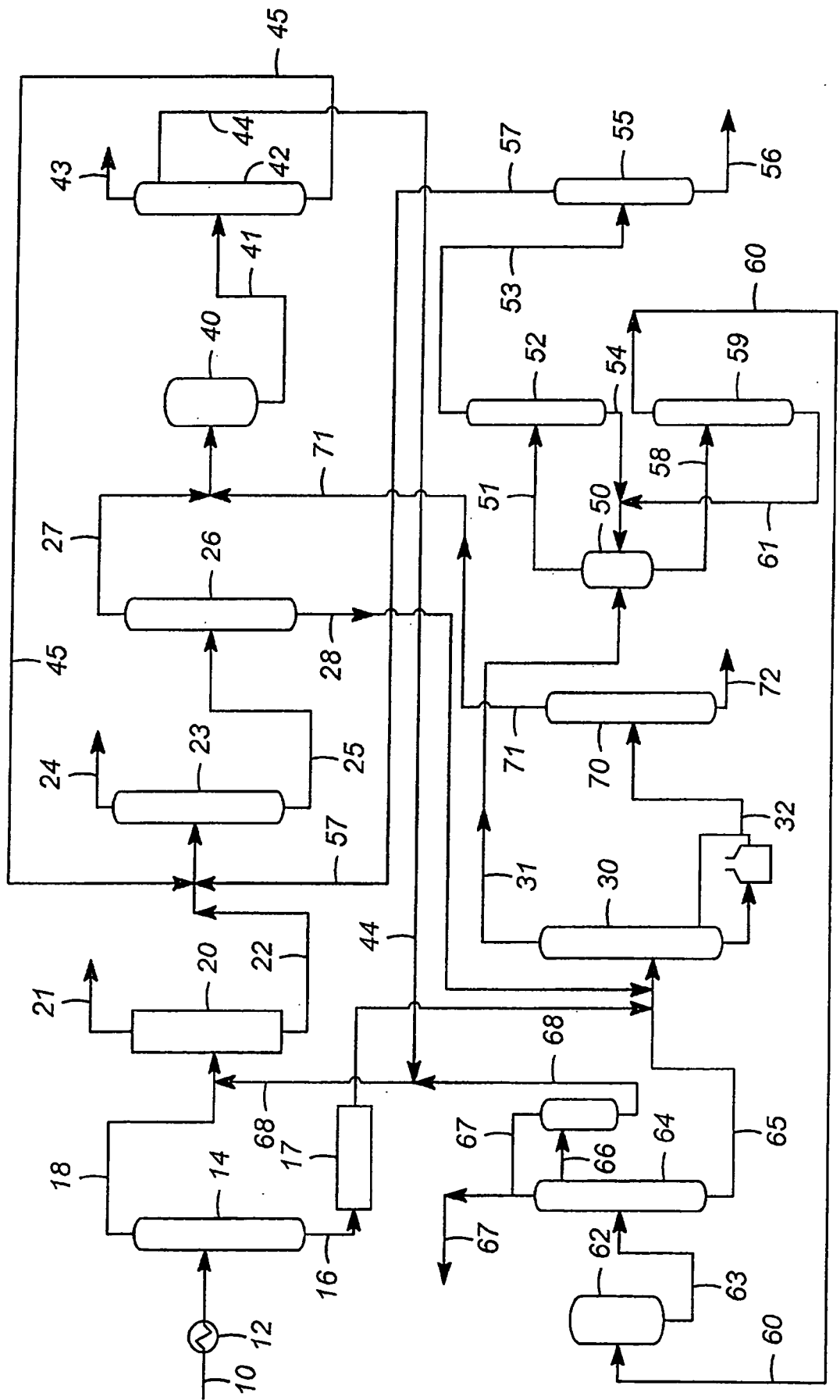


圖 1

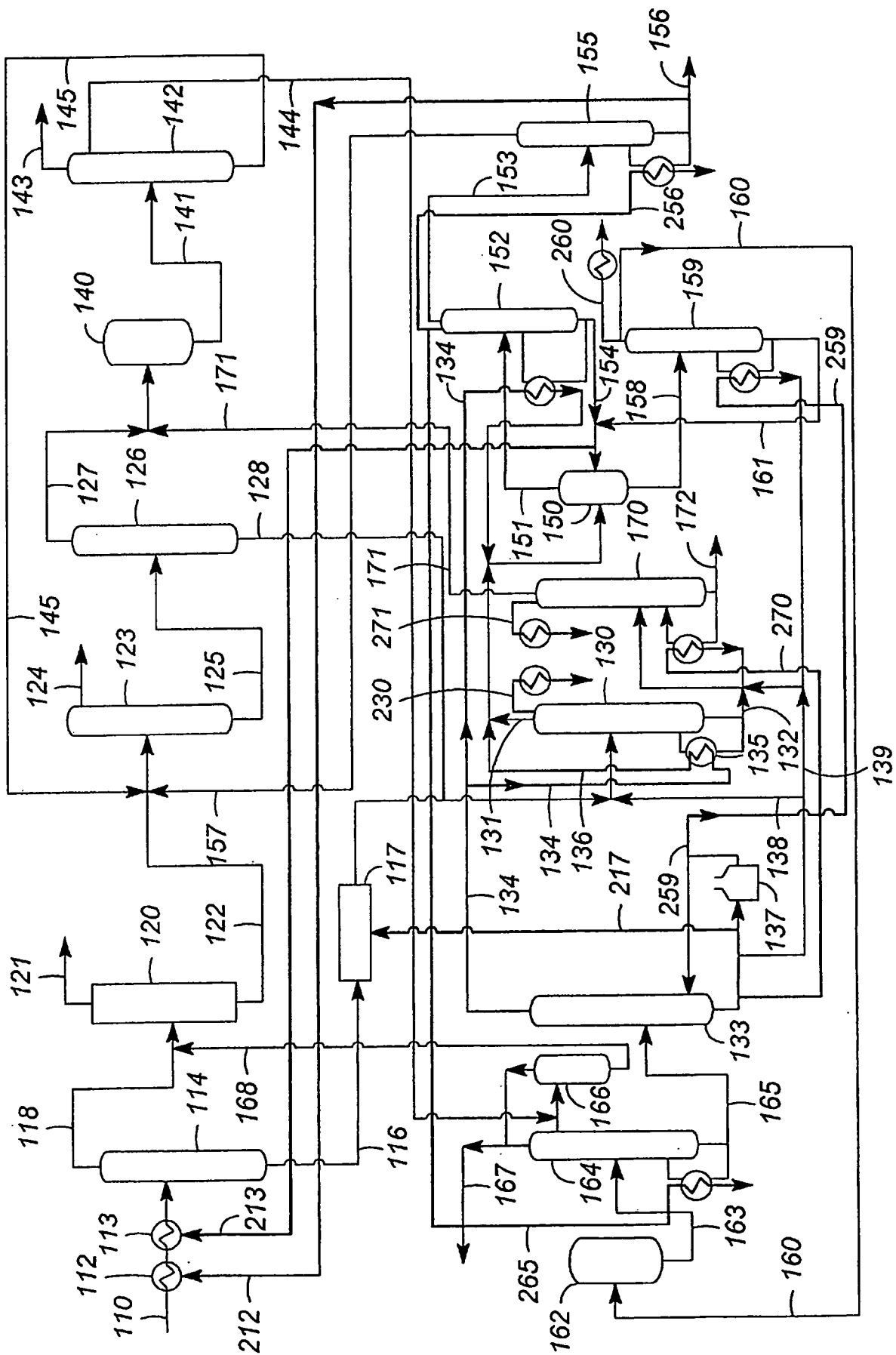


圖2

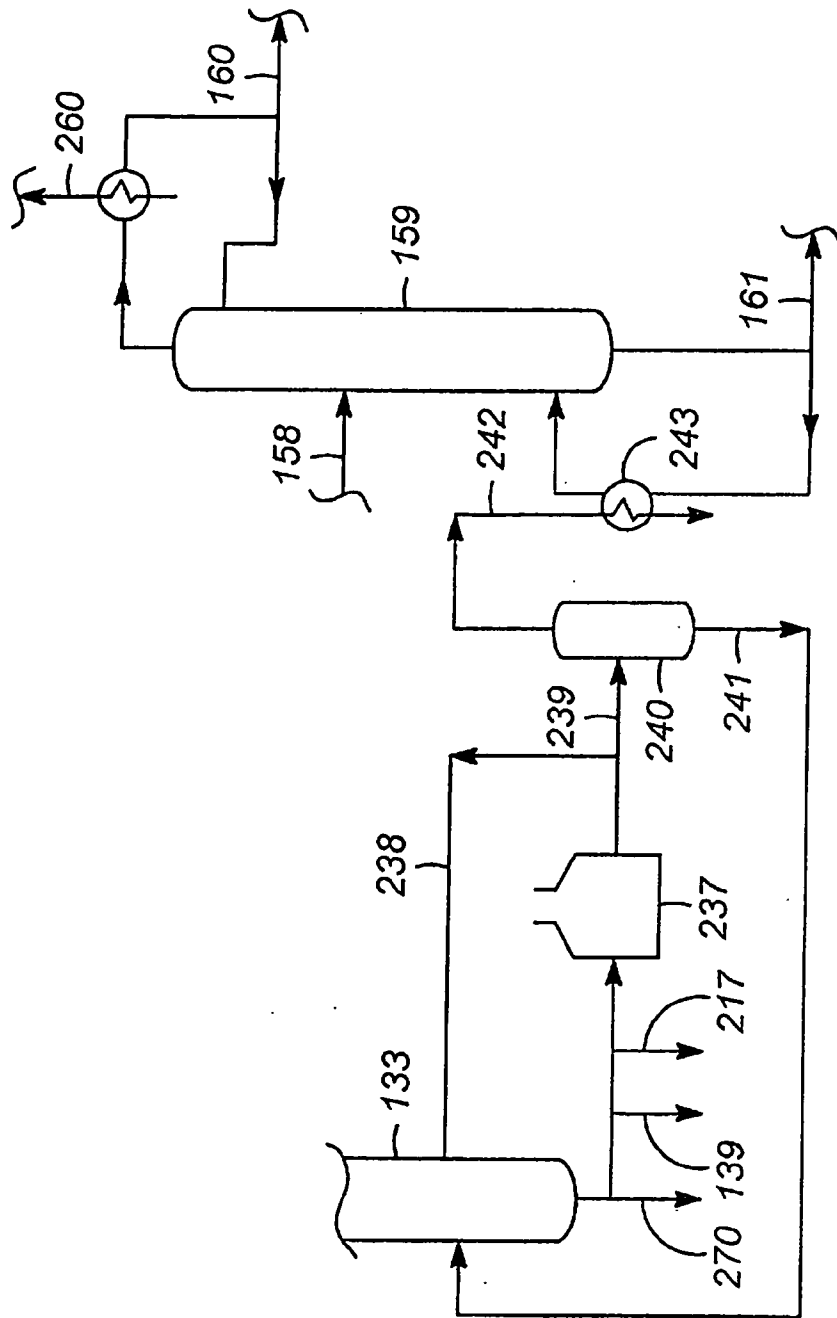


圖 2A

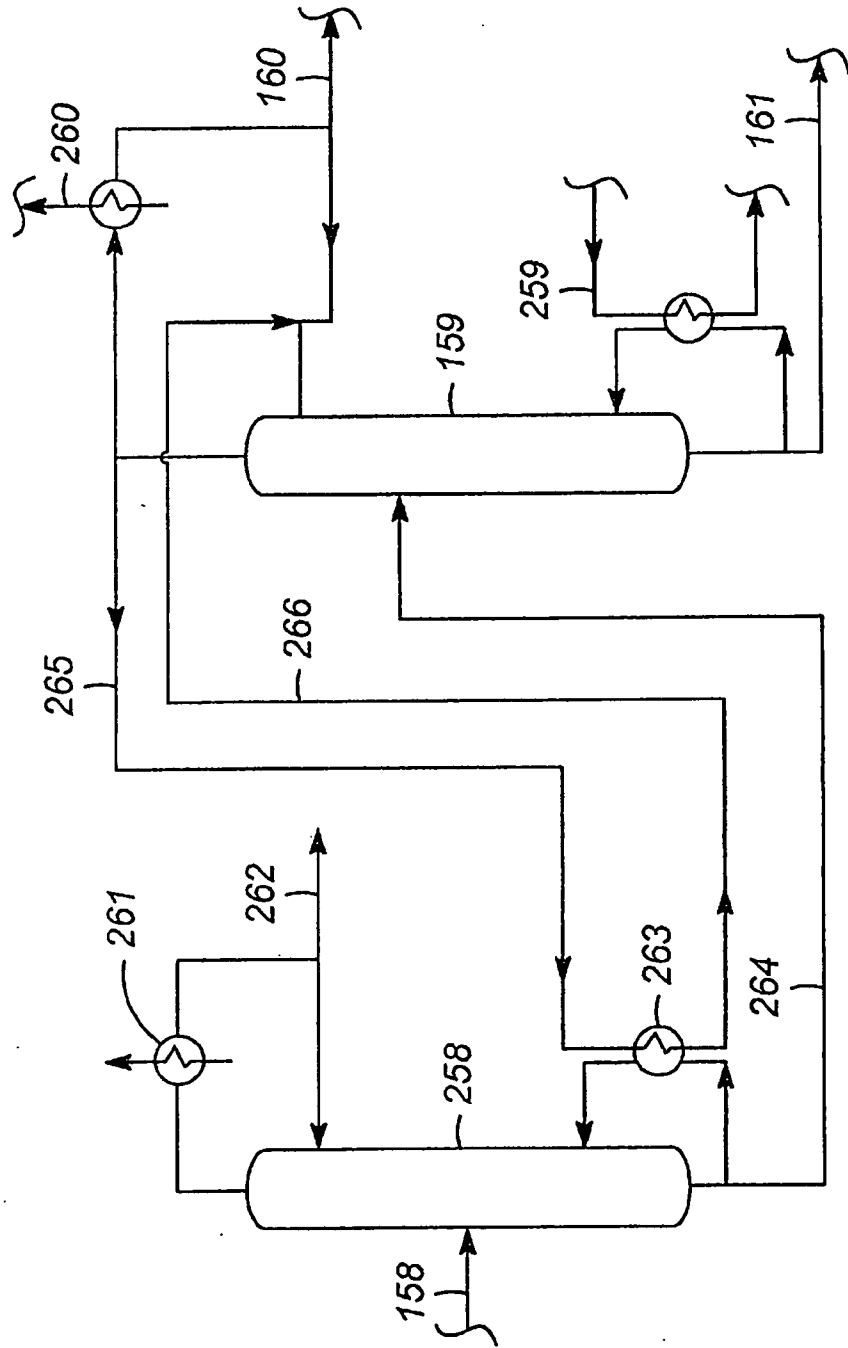


圖 2B

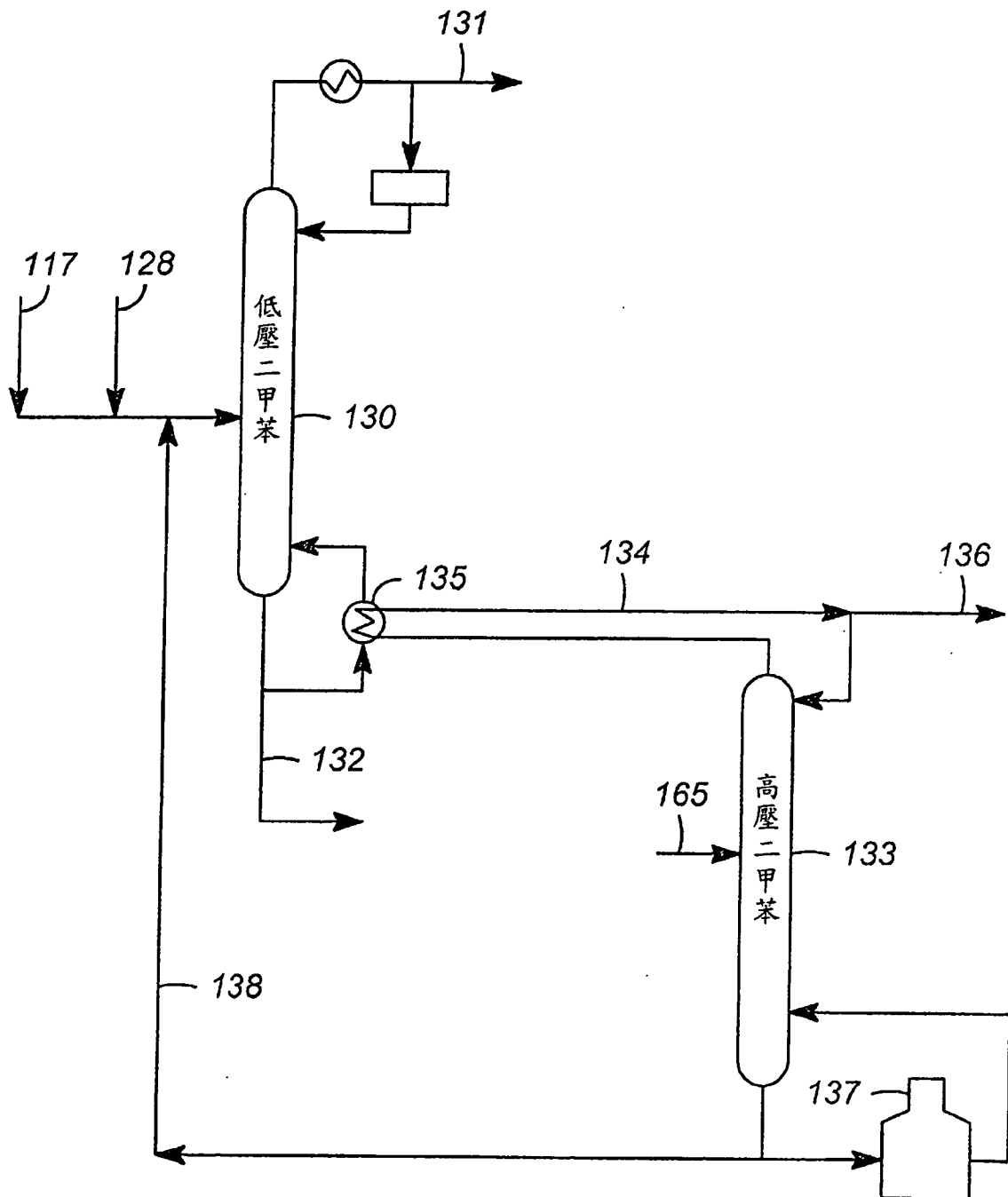


圖3

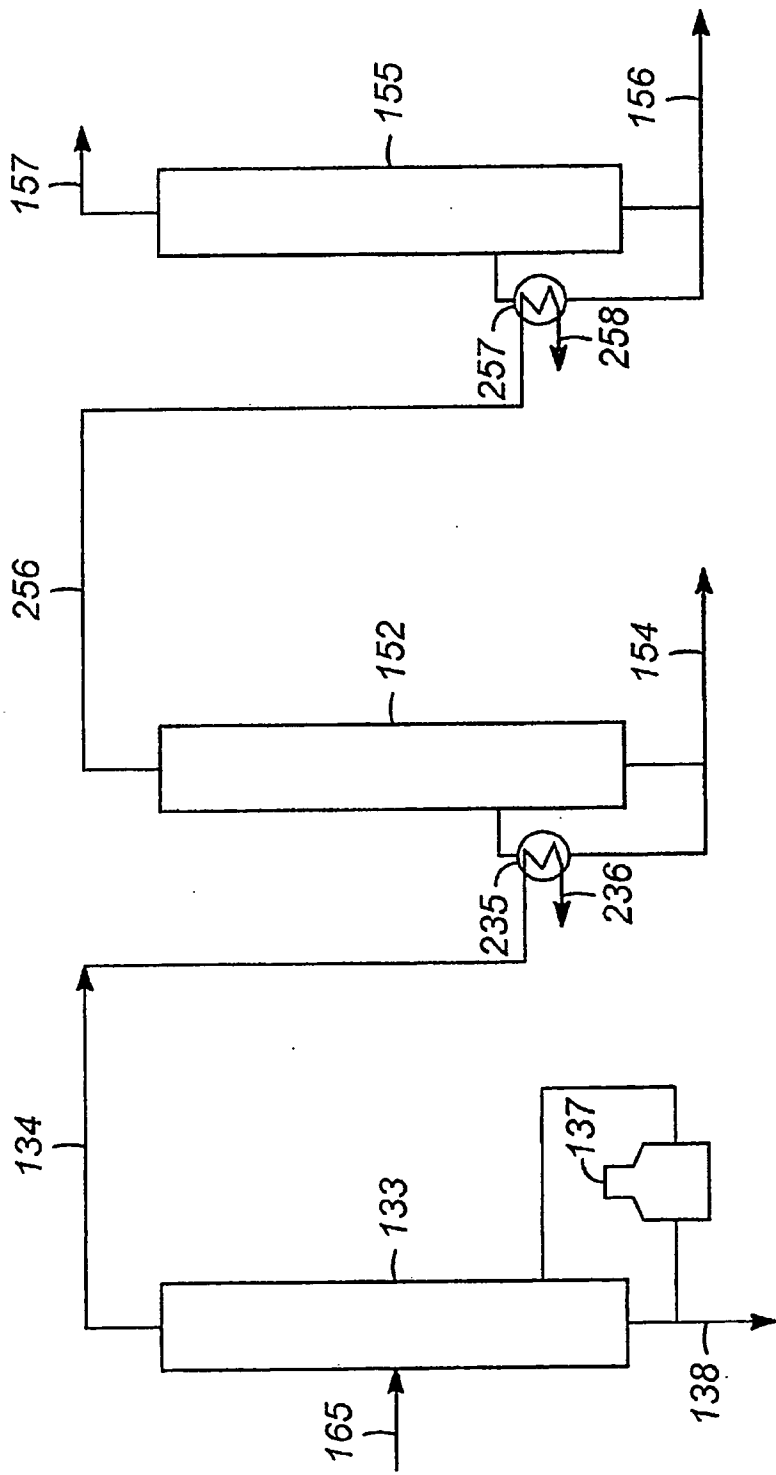


圖4

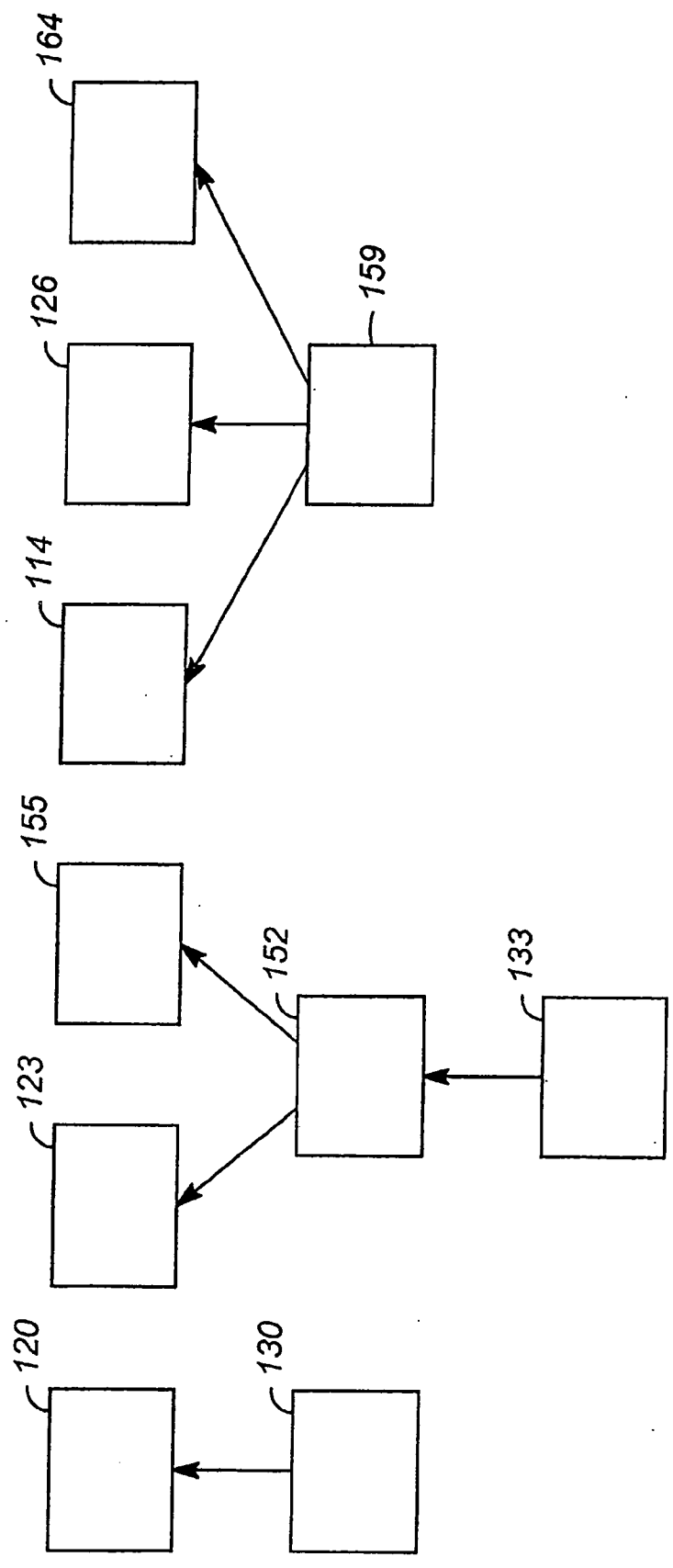


圖5

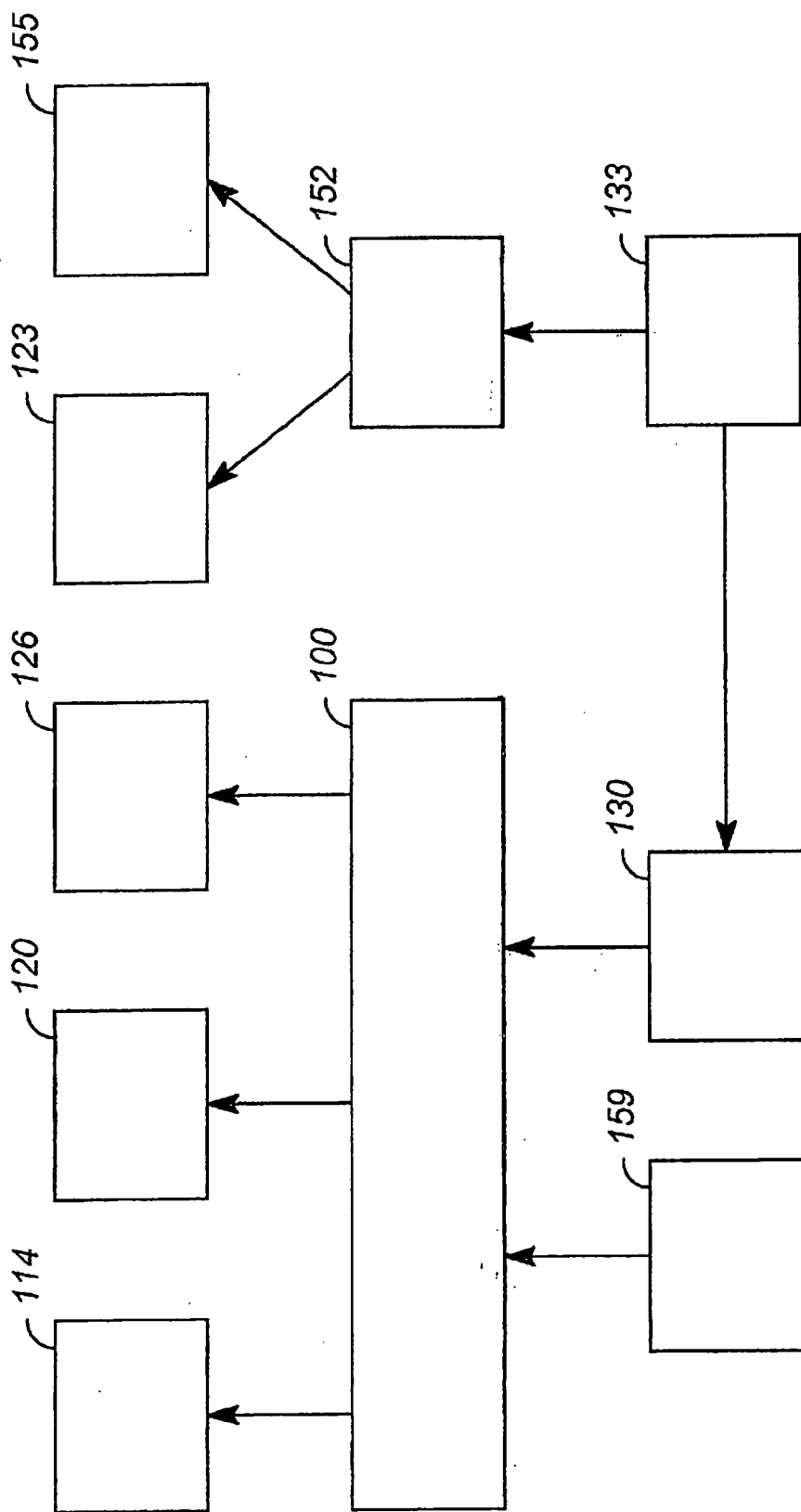


圖6