

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：97101196

※ 申請日期：97.1.11

※IPC 分類：C07C 7/04 (2006.01)

C07C 15/00 (2006.01)

一、發明名稱：(中文/英文)

從包含二異丙基苯(DIPB)、三異丙基苯(TIPB)及聚烷基化物重碳物之
進料分離二異丙基苯(DIPB) 及三異丙基苯(TIPB)之方法

PROCESS FOR SEPARATING DIISOPROPYLBENZENE (DIPB) AND
TRIISOPROPYLBENZENE (TIPB) FROM A FEED COMPRISING
DIPB, TIPB, AND POLYALKYLATE HEAVIES

二、申請人：(共 1 人)

姓名或名稱：(中文/英文)

美商環球油類產品有限公司

UOP LLC

代表人：(中文/英文)

法蘭克 S 默里納若

MOLINARO, FRANK S.

住居所或營業所地址：(中文/英文)

美國伊利諾州得布蘭市東阿岡昆路25號

25 EAST ALGONQUIN ROAD, DES PLAINES, ILLINOIS 60017-5017, U. S. A.

國 籍：(中文/英文)

美國 U.S.A.

三、發明人：(共 1人)

姓 名：(中文/英文)

麥可 羅伊 史密斯

SMITH, MICHAEL ROY

國 籍：(中文/英文)

英國 U.K.

四、聲明事項：

☐ 主張專利法第二十二條第二項 ☐ 第一款或 ☐ 第二款規定之事實，其事實發生日期為： 年 月 日。

☒ 申請前已向下列國家（地區）申請專利：

【格式請依：受理國家（地區）、申請日、申請案號 順序註記】

☐ 有主張專利法第二十七條第一項國際優先權：

1.

2.

☒ 無主張專利法第二十七條第一項國際優先權：

1. 專利合作條約；2008年1月9日；PCT/US2008/050622

2.

☐ 主張專利法第二十九條第一項國內優先權：

【格式請依：申請日、申請案號 順序註記】

☐ 主張專利法第三十條生物材料：

☐ 須寄存生物材料者：

國內生物材料 【格式請依：寄存機構、日期、號碼 順序註記】

國外生物材料 【格式請依：寄存國家、機構、日期、號碼 順序註記】

☐ 不須寄存生物材料者：

所屬技術領域中具有通常知識者易於獲得時，不須寄存。

九、發明說明：

【發明所屬之技術領域】

本發明揭示一種用於生產異丙基苯之方法。更明確地說，本發明係自以丙烯使苯進行烷基化作用從而形成異丙基苯中回收多烷基化苯副產物，即二異丙基苯(DIPB)、三異丙基苯(TIPB)，其接著能夠經過烷基交換變回異丙基苯。

【先前技術】

以烯烴使芳香烴烷基化來生產單烷基芳香烴係一種發展成熟的技術，其於大型工業生產中得到廣泛實踐。此方法之一商業應用係以丙烯使苯烷基化來形成異丙基苯(枯烯)，其隨後被用於製造苯酚和丙酮。因此熟知本技藝者以熟悉此烷基化製程之一般設計及操作。

用於生產單烷基芳香烴例如異丙基苯的烷基化方法性能，係受到製程操作條件中固體催化劑的穩定性和活性的影響。例如，當每一烯烴(丙烯)中芳香烴(苯)之莫耳比增加，現有的催化劑一般顯示出對於單烷基芳香烴(異丙基苯)之更佳選擇性。但即使處於每一丙烯中苯的此等高莫耳比，多烷基苯副產品例如二異丙基苯(DIPB)和三異丙基苯(TIPB)仍將伴隨異丙基苯的生產而出現。

雖然DIPB和TIPB的形成可視為副產品，其代表丙烯利用效率的下降，但DIPB和TIPB均可易於以烷基交換催化劑，與苯進行烷基交換從而生產更有價值的異丙基苯產品。所謂之組合方法係組合第一烷基化製程及第二烷基交換製程，該第一烷基化製程主要係生產異丙基苯，但亦生產

DIPB和少量的TIPB；該第二烷基交換製程係將DIPB和TIPB轉化回異丙基苯從而使得異丙基苯的生產達到最佳。在第二烷基交換作用的上游，DIPB和TIPB必須與其他重碳物烷化和烷基交換副產品例如二苯基烷分離，該等副產品於本文統稱為"重碳物"。

分離或者回收DIPB和TIPB係在"聚烷基化物"塔中執行。由於當前使用之異丙基苯操作條件和催化劑系統主要產生DIPB副產品，以及極少的TIPB，TIPB不具經濟回收價值，而且異丙基苯生產區域的聚烷基化物塔係設計用以回收DIPB而非TIPB。然而，更新的催化劑系統在最適宜反應條件下生產更大量的TIPB。因此，需要有一種方法能有效回收TIPB以及DIPB。

然而，從重碳物中除去TIPB仍有問題。當前的聚烷基化物塔在頂部壓力21 kPa (3 psia)和底部壓力10到69 kPa (8到10 psia)之真空下操作。在塔底部再沸之最經濟方法係使用高壓蒸氣。一般在4137 kPa (g)(600 psig)和在252°C (485°F)下可提供高壓蒸氣。令人遺憾的是，當前聚烷基化物塔在重碳物流或底部產物中產生顯著的TIPB產量損失。

所以，需要改變聚烷基化物塔的設計以維持或增加DIPB的回收並且顯著增加TIPB回收。此如果能夠完成，則可以使用當前烷基交換技術增加異丙基苯的產量。

【發明內容】

爲了滿足上述需要，本發明揭示一種用以從包括

DIPB、TIPB和聚烷基化物重碳物之進料分離(P2L21)二異丙基苯(DIPB)和三異丙基苯(TIPB)的方法。所揭示之方法包括：將進料導入蒸餾塔，該蒸餾塔係在塔頂壓力小於35 kPa (5 psia)，塔底部壓力較之塔頂壓力高出小於21 kPa (3 psi)以及底部溫度從224°到241°C (435°到465°F)下操作；以及脫除側線餾分以及塔底流，該側線餾分包括存在於進料中之至少99.8 wt%的DIPB和至少50 wt%的TIPB，以及該塔底流包括含於該蒸餾進料中之至少95 wt%的重碳物。

在一改良中，該塔在底部壓力高於塔頂壓力14 kPa (2 psi)之下操作。

在一改良中，該底部溫度範圍從229°到232°C (445°到450°F)。

在一改良中，該側線餾分係從塔的側線點或出口脫除。塔亦具有理論板數X，其中X為大於40的整數而最上層板是1，最下層板是X。側線餾分點係配置於低於最上層板之距最上層板之 $0.26 \cdot X$ 至 $0.40 \cdot X$ 的整數板處。更進一步，在此改良中，進料點係配置於距最上層板之 $0.31 \cdot X$ 到 $0.62 \cdot X$ 的整數板處。

在一改良中，該側線餾分包括包含於進料內的至少99.9 wt%之DIPB。

在一改良中，該側線餾分包括包含於蒸餾進料內之至少90 wt%之TIPB。

在一改良中，實施該方法用以在塔頂生產煙蒸氣，並且該方法更進一步包括在塔頂以冷凝器冷凝至少一部分煙蒸

氣。在一相關改良中，該冷凝器包含於塔內。在另一相關改良中，該方法進一步包括將至少一些煙蒸氣轉化成煙類液體，並且在再導入另一部分上述之煙類液體進入塔作為回流前，脫除至少一些煙類液體於塔外作為塔頂抽提物。

在另一改良中，該冷凝器係接觸式冷凝器，配置於塔的頂端，且該方法更進一步包括：在接觸式冷凝器中使至少一些煙蒸氣轉化成煙類液體；於脫除至少一些煙類液體於塔外，該側線餾分點係配置於接觸式冷凝器下方；及使在該側線餾分點自塔脫除之至少一些煙類液體通過冷卻器，再經由接觸式冷凝器再餽入塔內。在另一個相關改良中，該方法更進一步包含，在到達接觸式冷凝器前，淨化至少一部分煙類液體作為塔頂塔頂抽提物，並且再循環至少一部分煙類液體至塔內低於接觸式冷凝器處。

在另一改良中，該冷凝係在配置於塔外的接觸式冷凝器內實施，且該方法更進一步包括：在接觸式冷凝器中將至少一些煙蒸氣轉化成煙類液體；從接觸式冷凝器內移除至少一些煙類液體；並且在將冷卻的煙類液體再饋入接觸式冷凝器前，使至少一些從接觸式冷凝器中移除之煙類液體通過冷卻器。在一相關改良中，該方法更進一步包括在再導入接觸式冷凝器前，淨化一部分煙類液體作為塔頂抽提物，並且在使煙類液體通過接觸式冷凝器後，再循環一部分煙類液體至塔內。

在另一個改良中，該冷凝係在一冷凝器頂部壓力下及一冷凝器底部壓力下實施，該冷凝器底部壓力高於該冷凝器

頂部壓力小於4 kPa (0.5 psi)。

在另一個改良中，該方法更進一步包括在低於側線餾分點的脫除點，從蒸餾塔抽除脫除物，並且至少一部分排出物經再沸然後回到蒸餾塔。

在另一個改良中，該底部溫度較佳的範圍係從227°到238°C (440°到460°F)；更佳的，該底部溫度範圍從229°到235°C (445°到455°F)。

本發明亦揭示一種用於製造異丙基苯的方法，其包括：同時使苯和丙烯通入烷化區域，該烷化區域包括固體烷化催化劑，且在烷化環境下操作以生產第一流出物，其包括異丙基苯、苯、二異丙基苯(DIPB)、三異丙基苯(TIPB)和重碳物；從該第一流出物中分離作為第一塔頂抽提物的苯，從而提供第一底部液流，其包括異丙基苯、DIPB、TIPB和重碳物；從第一塔底流分離大部分異丙基苯，從而提供第二塔頂抽提物，其包括異丙基苯和第二底部流，該第二底部流包括DIPB、TIPB和重碳物；從在塔頂壓力小於35 kPa (5 psia)且於塔底部壓力高於塔頂壓力小於21 kPa (3 psia)以及塔底部溫度範圍從224°到241°C (435°到465°F)下操作之蒸餾塔中使第二底部流中的重碳物與DIPB和TIPB分離，從而提供側線餾分及第三塔底流，該側線餾分包括包含於第二塔底流之至少99.8 wt%的DIPB和至少50 wt%的TIPB，且該第三塔底流包括包含於第二塔底流內之至少95 wt%的重碳物；及使包含於側線餾分的DIPB和TIPB通過烷基交換區域。

本發明亦揭示一種用於以丙烯使苯烷化的裝置，其包括：一蒸餾塔，其具有與與包括DIPB、TIPB和重碳物(和視情況之少量異丙基苯)的進料流流體相通之進料入口；該塔更進而包括一頂端流出口、一底部流出口和側線餾分出口；該蒸餾塔具有控制系統以限制塔頂壓力至小於35 kPa (5 psia)，塔底部壓力高於塔頂壓力小於21 kPa (3 psi)以及底部溫度範圍從224°到241°C (435°到465°F)，從而使得側線餾分包含存在於進料內之至少99.8 wt%的DIPB和至少50 wt%的TIPB，且該塔底流包含含於該蒸餾進料中之至少95 wt%的重碳物；該塔含有一理論板數X，其中X係大於40的整數而最上層板板數為1，最下層板板數為X，該側線餾分出口係配置於距最上層板為 $0.26 \cdot X$ 到 $0.40 \cdot X$ 的整數板處，且該進料入口係配置於距最上層板為 $0.31 \cdot X$ 到 $0.62 \cdot X$ 的整數板處。

其他的優點和特色從下列參考附圖加以閱讀的詳細說明將可顯而易見。

【實施方式】

為更完整理解所揭示之方法及裝置，在該等附圖中應對該例示之具體實施例產生參考號。應該了解該圖式未必按比例縮放且所揭示之具體實施例有時以概視圖及部分視圖加以說明。某些情況下，未必用以了解所揭示之方法及裝置之細節或難以理解之細節可能被省略。當然應理解該揭示並不限於本文之特定具體實施例。

首先請看圖1，一種用於生產異丙基苯之方法10，其包含苯/丙烯進料11，該進料通過具有固體烷化催化劑且在烷化條件下操作之烷化區域12從而生產流出物流13，該流出物流13包含異丙基苯、苯、DIPB、TIPB以及重碳物。

可能的烷化催化劑細節將不在此描述，但較佳的烷化催化劑以及層疊催化劑系統係描述於未審定且共同受讓之美國專利申請第11/622,941號(代理人檔案號109032，"使用改質Y-85沸石的芳香烴烷基交換作用")、第11/622,925號(代理人檔案號No.109032-01，"使用改質LZ-210沸石的芳香烴烷基交換作用")、第11/622,896號(代理人檔案號109032-02，"改質Y-85以及LZ-210沸石")，以及第11/622,937號(代理人檔案號碼109236，"雙區芳香烴烷化方法")，該等以引用的方式併入本文中，並且其已與本申請案同時申請。

第一流出物液流13接著導入塔14，其分離至少一些苯作為塔頂流出物15，且提供塔底流16，該塔底流包含異丙基苯、DIPB、TIPB以及重碳物且變成塔17的進料流，該塔17分離異丙基苯作為塔頂流18並且產生塔底流21，該塔底流21變為聚烷基化物塔22之進料流21。

進料21在如23所示的進氣入口或進料點，被導入聚烷基化物塔22。塔22包括頂端24、底部25以及圓筒形側壁26，該圓筒形側壁26內配置有複數個入口和出口。側線餾分出口或側線餾分點以27顯示，其用於抽出DIPB和TIPB的回收流28。一部分回收流28係經由管線31再循環並且在注入

點 27' 再饋入塔 22。剩餘部分的回收流 28 通過泵 32 且送至烷基交換區域 33，在該處液流 28 之 DIPB 和 TIPB 與苯進料 34 會合，從而產生產品流 35，其富含異丙基苯。

顯示為 36 的出口係經由再沸器管線 38 連接到視需要的中間再沸器 37。中間再沸器 37 (若有使用且視出口 36 所在位置的板數而定) 可利用中等壓力 1034 到 1379 kPa (g) (150 到 200 psig) 和中等溫度程度 186° 到 198°C (367° 到 388°F) 之蒸汽。另一個選擇將可利用低流速的高壓蒸氣 (4137 kPa (g) (600 psig)，254°C (489°F))，其同樣也可以作為塔底流再沸器 38 的熱源使用。中間再沸器 37 (若有使用) 可利用中壓水蒸汽作為熱源，中壓水蒸汽在有些工廠多為過量而易於獲得。該中間再沸器 37 同樣有助於全面減少塔的壓降。

塔底流或重碳物流 41 經由出口 42 離開塔 22 的底部 25。部分重碳物流 41 係再循環通過再沸器 38，且剩餘部分的塔底流 41 在其於別處作為重烷基化油進料之前，通過泵 43 和可能的冷卻裝置 44。本發明方法一方面係塔 22 的底部 25 溫度相對較低，從 224° 到 238°C (435° 到 460°F)，更好係從 229° 到 235°C (445° 到 455°F)。藉由使用和開發較低的底部溫度，傳統的高壓蒸氣 (4137 kPa (g) (600 psig)，254°C (489°F)) 可用作為塔底再沸器 38 的熱源從而降低成本。

插入式冷凝器 46 係配置於塔 22 頂端 24 的內部。冷凝器 46 包括冷卻劑液流管線 47 和冷凝區域 48，其連接到出口管線 51。該出口管線 51 係連接到再循環管線 52，其再進入塔 22 內作為回流。另一部份流過出口管線 51，通過泵 53 並且作

為塔頂抽提物經由管線54移除。另一個頂部出口管線55係連接到接收器56和真空系統57。因為塔22的頂端24之小於35 kPa (5 psia)的適度壓力且接近21 kPa (3 psia)，如以下表1和表2所註解，故真空系統57可為一液環式真空系統、蒸汽噴射器真空系統或兩者的混合式結構。以單板液環式真空系統更佳因為其成本較低。

塔22可包含高效率無規則填料，主要配置於進料口23之上。該等填料可用於降低整體塔壓降，從一般的35到48 kPa (5到7 psi)降低至21 kPa (3 psi)或更少的遠更為降低之壓降。也就是說，如果塔22的頂部24壓力係維持於21 kPa (3 psia)或更低，則塔22的底部25的壓力係維持於41 kPa (6 psia)或更低。此外，下表1和表2提高額外實例。

圖2係類似方法10a之概視圖，其包含許多與圖1相同的元件，但冷凝器係接觸式冷凝器60，其排出物藉由連結至泵62之管線61流出，之後流體通過冷卻器63。一部分從泵62來的產物經由管線52a循環回至塔22a而另一部分經由管線54a作為塔頂抽出物移除。在液體經由管線61從塔中排出並且在冷卻器63中冷卻後，液體經由管線64回到塔22a且液體分配裝置或噴嘴65係朝下，因此向下引導之冷卻液體與向上行經配置於塔22a上部內之該容器部66的水蒸氣密切接觸。容器部66可係開放或充填填料或類似的水蒸氣-液體接觸物質或裝置。塔頂抽出物係經由管線55a移除，管線55a亦連接到接收器和真空系統(在圖2中沒有顯示；參見圖1)。圖2中與圖1所示相同或相似的剩餘元件據

此加註字尾 "a" 加以編號，且細節討論將不會在這裡重複。

同樣的，圖3顯示另一類似系統10b，其包括外部接觸式冷凝器60b，其與圖2的"內部"接觸式冷凝器相反。在圖3中，塔頂管線55b連接於容器66b。來自管線55b的塔頂蒸氣暴露在向下行經於容器66b之液體，其係由液體分配裝置65b射出。塔底流67係從容器66b脫除且通過泵62b之後，一部分塔底流67通過冷卻器63b並經由管線64b且經過液體分配裝置65b回到容器66b，而另一部分塔底流67係經由返回管線52b回到塔22b。塔頂抽提物可經由管線54b移除。容器66b可係開放或填充填料或類似的水蒸氣-液體接觸物質或裝置。第二塔頂管線55b'係連接到真空系統(未在圖3顯示，參見圖1；上游製程元件11-18亦參見圖1)。

如同圖1之接觸插入式冷凝器46，接觸式冷凝器60、60b也能夠使系統10a、10b具有小於21 kPa (3 psi)的低塔壓降，使其下降到低於14 kPa (2 psi)且甚至下降到4 kPa (0.5 psi)之範圍。

在圖4中，理論板數(x-軸)相對於溫度(y-軸)係對聚異丙基苯(PIPB)塔22、22a、22b顯示為直線402，其接收器56(參見圖1)內壓力為17 kPa (2.5 psia)，從頂部24、24a、24b(塔頂抽出，21 kPa (3 psia))到底部25、25a、25b(35 kPa (5 psia))有14 kPa (2 psi)壓降且底部溫度232°C (450°F)。由圖4可看出，底部溫度為232°C (450°F)的PIPB塔理論板數為42。圖4的數據類似於隨後的圖5和圖6，係基於

工程計算、科學蒸餾預測以及操作類似製程的經驗。

所揭示的方法和塔的優點以圖5和圖6進行圖表解釋。在圖5中，說明對世界等級容積的異丙基苯製程而言，PIPB塔中的DIPB回收對於異丙基苯產率的影響。直線502代表增加的異丙基苯產率(左y-軸)相對於DIPB回收分率(x-軸)，且直線504代表以噸/年為單位回收之增加的DIPB(右y-軸)相對於DIPB回收分率(x-軸)。如圖5所示，當DIPB回收從傳統的99.5%增加到99.95%時，異丙基苯產率係增加0.12%，其可以顯著增加邊緣效益。

在圖6中，說明對世界等級容積的異丙基苯製程而言，PIPB塔中的增加的TIPB回收對於異丙基苯產率的影響。直線602代表遞增的異丙基苯產率(左y-軸)相對於TIPB回收分率(x-軸)，而直線604代表以噸/年表示之遞增TIPB回收(右y-軸)相對於TIPB回收分率(x-軸)。如圖6所示，本發明所提供之99.5%TIPB回收導致異丙基苯產率增加505%。對於更大製程如270 KMTA容積之製程而言，此等遞增增加可平均有利潤的和無利潤工廠間的差異。

因此，已發現在21 kPa (3 psia)的較低頂部壓力下，操作已揭示之單塔設計可以藉由探討底部(重碳物)物質的壓力/溫度關係，使得DIPB和TIPB二者回收增加。為了經濟性地增加所揭示方法之DIPB和TIPB回收，用以使塔再沸的加熱介質係高壓蒸汽，其一般在4137 kPa (g)(600 psig)和254°C (489°F)下可取得。使用較低成本的高壓蒸汽作為熱源，方法側底部溫度可以下降到221°到241°C (430°到465

°F)之較佳範圍，更佳的係從229°到235°C (445°到455°F)，其導致塔底流中有利的聚烷基化物-對-重碳物比。

因為重碳物產生係反應段條件的函數，因此將需要對應量的聚烷基化物以稀釋底部液體降至氣泡點溫相對壓力，以利用可以得到的再沸器熱源。因此，聚烷基化物塔底壓力降低經由塔底流使得聚烷基化物收得率損失減少。此減少係由最小化冷凝系統和塔內壓力下降貢獻完成，從而使得通過塔內的總壓降小。

如下表1最右欄所示，系統壓降和底部溫度的減少，與進料和側線餾分位置最佳化結合，使得其有可能增加DIPB回收，從一般99.5%增加至99.95%(相當於異丙基苯產率中額外增加0.12%)且TIPB回收從0上升到99%(相當於異丙基苯產率又增加0.505%)，而不需使用更強的真空系統、更大的塔或第二塔，或實質上熱量更大的再沸介質，該等均會實質上增加到資本和營業費用上。

表 1

內部明細/類型	托盤	托盤	填料
烷基交換催化劑系統	現有	新型	新型
壓力/溫度 kPa/°C			
接收器	17/99	17/99	17/98
塔頂	21/111.7	21/112.2	21/110.6
塔底	55/221	55/251	55/232
回流-對-進料比 (R/F，克分子)	2.5	2.5	2.5
TIPB回收率 (側線餾分)，%	0	99.5	99.5
塔直徑，cm	207	168	183
高壓蒸汽， T_{sat} ，°C	254	254	254

聚烷基化物側線餾分的位置相對於塔頂端和進料點之最佳化，使得 TIPB 和 DIPB 回收均增加，而不需要更大的塔。如下表 2 左數第二數據欄所示，最適宜的側線餾分點出現在第 13 理論板數，在該處 DIPB 回收 99%，TIPB 回收 99%，此係假定按照圖 4 所示的理論板數計算，而再沸器和接收器包含於板數計算之內。

表 2

設計根據	現有	新型	新型	新型	新型
內部	托盤	填料	填料	填料	填料
接收器	17	17	17	17	17
kPa					
底部壓力，kPa	53	35	35	35	35
底部溫度°C	249	232	232	232	234
理論板數	42	42	42	42	42
側線餾分點(%向下)	11 (26%)	13 (31%)	31 (40%)	21 (50%)	16 (50%)
進料(%向下)	26 (62%)	26 (62%)	31 (74%)	33 (79%)	25 (78%)
R/F之側線餾分重碳物 (wppm)=2克分子	N/A	90	270	380	860
側線餾分重碳物之R/F (克分子)=1000 wppm	N/A	1.32	1.39	1.40	1.68

如目前所實施，內部的"插入式"冷凝器 46(例如，直立式 U 形管管束)可以繼續沿用至如圖 1 所示之本發明技術。內部插入式冷凝器 46 的使用導致塔壓降減少，從一般的 35 到 48 kPa (5 到 7 psi)，下降到 21 kPa (3 psi) 或更少。如圖 2 或 3 所示的其他選擇，可使用"接觸式冷凝器"系統 60、60b，其包括容器部分其係打開或填充有填料或類似的水蒸氣-液體接觸裝置。使用接觸式冷凝器 60、60b，向上-流動的可冷凝蒸汽與導向接觸裝置 65、65b 上之向下-流動的低冷卻冷凝液接觸。此系統可具有低的塔壓降且可以內部安裝於塔頂如圖 2 所示，或外部安裝於分離容器中如圖 3 所示，

其可能有更廣大的應用於現有塔的式樣翻新。

高效率、無規則填料可用於塔內，主要在進料盤上方，對本文揭示之方法和塔，可減少傳統的塔壓降，從一般35到48 kPa (5到7 psi)下降到小於21 kPa (3 psi)。爲了消除由於焦油和聚合物的物質的積累導致塔的內部較低部分(即，最熱的部分，低於進料點)積污之顧慮，可利用低的壓降分餾法托盤代替填料。

增加回流-對-進料比及/或塔的頂端和聚烷基化物側線餾分出口27，27a，27b或側線餾分再循環入口27'，27a'，27b'之間的分離板數可改善從塔頂餾出的淨化(抽提物)液流中回收DIPB。然而，同時增加DIPB和TIPB回收而不需要更大的塔可以藉由降低側線餾分和相對於塔頂端之進料托盤位置來完成，同時保持類似的進料-對-側線餾分的相對位置(以保持重碳物於側線餾分被排斥)和外部回流-對-進料比。

較低塔壓力、較低的底部溫度和進料點23、23a、23b位置的另一個優點係使用中間再沸器37，37a，37b的潛力。中間物再沸以及其伴隨的資本及/或使用成本優點，在此揭示之前並不被認為對於DIPB和TIPB的回收是經濟上可行者。中間物再沸，如圖1-3所示，使用較低溫度加熱介質同樣也係可能的，這是由於塔壓降減少到小於21 kPa (3 psi)之揭示範圍。藉由選擇適當的板，可能在中等壓力程度(一般分別為，1034到1379 kPa (g)(150到200 psig)和186°到198°C (367°到388°F)下分別使用蒸汽，或藉由沿用

高壓蒸汽來實現交換器成本節省。

雖然只闡述了一些具體實施例，但對熟知本技藝者由上述描述之替換及修飾為顯而易見。該等及其他替換係認為是等效的並且包含於在本文和附屬申請專利範圍的精神和範圍中。

【圖式簡單說明】

圖1為一揭示方法之製流圖式，其用於從包含DIPB、TIPB和聚烷基化物重碳物的進料流分離DIPB和TIPB，該製程圖式包括內插入式的冷凝器；

圖2為另一揭示方法之製程圖式，其用於從包含DIPB、TIPB和聚烷基化物重碳物的進料流分離DIPB，TIPB，該製程圖式包括內部接觸式冷凝器；

圖3為一揭示方法之製程圖式，其用於從包含DIPB、TIPB和聚烷基化物重碳物的進料流分離DIPB、TIPB，方法包括外接觸式冷凝器；

圖4係說明理論板數(x-軸)相對於聚異丙基苯(PIPB)塔之溫度(y-軸)之圖表，該塔具有接受壓力17 kPa (2.5 psia)，從頂端(塔頂21 kPa (3 psia))至塔底(35 kPa (5 psia))有14 kPa (2 psi)的壓降且塔底溫度232°C (450°F)。

圖5係說明對世界等級容積之異丙基苯製程而言，在PIPB塔中增加DIPB回收對異丙基苯產率之影響，其中增加之異丙基苯產率(wt%)係沿y-軸左邊繪圖，DIPB回收分率係沿著x-軸繪圖，且增加的DIPB回收(噸/年)係沿著y-軸右邊繪圖；以及

圖6係係說明對世界等級容積之異丙基苯製程而言，在PIP塔中增加TIPB回收對異丙基苯產率之影響，其中增加之異丙基苯產率(wt%)係沿y-軸左邊繪圖，TIPB回收分率係沿著x-軸繪圖，增加的TIPB回收(噸/年)係沿著y-右邊軸繪圖。

【主要元件符號說明】

10	方法
11	苯/丙烯進料
12	烷化區
13	流出物流
15	塔頂流出物
16	塔底流出物
17	塔
18	塔頂流出物
21	塔底流出物
22	聚烷基化物塔
23	進料點
24	頂端
25	底部
26	圓筒形側壁
27	側線餾分點
27'	注入點
28	回收流
31	管線

32	泵
33	烷基交換區域
34	苯進料
35	產品流
36	出口
37	中間再沸器
38	再沸器
41	重碳物流
42	出口
43	泵
44	冷卻器
46	冷凝器
47	冷卻器流管線
48	冷凝區域
51	出口管線
52	再循環管線
53	泵
54	管線
55	出口管線
56	接收器
57	真空系統
60	接觸式冷凝器
61	管線
62	泵

63	冷卻器
64	管線
65	噴嘴
66	容器部
67	塔底流出物
402	直線
502	直線
504	直線
602	直線
604	直線
10a	類似方法
22a	塔
22b	塔
23a	進料點
23b	進料點
24a	頂端
24b	頂端
25a	底部
25b	底部
27a	出口
27a'	再循環入口
27b	出口
27b'	再循環入口
37a	中間再沸器

37b 中間再沸器

52a 管線

52b 回流管

54a 管線

54b 管線

55a 管線

55b 線

62b 泵

五、中文發明摘要：

本發明揭示一種用以從包括二異丙基苯(DIPB)、三異丙基苯(TIPB)和聚烷基化物重碳物之進料(21)中分離DIPB和TIPB的方法和裝置。所揭示之方法包含將進料(21)導入蒸餾塔(22)，該蒸餾塔(22)之塔頂(24)壓力小於35 kPa (5 psia)，而塔底(25)壓力高於塔頂壓力21 kPa (3 psi)以下，而較佳高於塔頂壓力14 kPa (2 psi)以下或更少，而塔底部溫度為224°C到241°C (435°F到465°F)之範圍。該方法亦包含，脫除包括存在於進料(21)內之至少99.8 wt%的DIPB以及至少50 wt%的TIPB之側線餾分(28)，以及脫除包含蒸餾進料(21)中所含之至少95 wt%的重碳物之塔底流(41)。該低溫底部溫度使得高壓蒸汽可被用作為塔底再沸器(38)之熱源。

六、英文發明摘要：

Processes and apparatuses for separating diisopropylbenzene (DIPB) and triisopropylbenzene (TIPB) from a feed (21) comprising DIPB, TIPB, and polyalkylate heavies are disclosed. The disclosed processes include introducing the feed (21) into a distillation column (22) having a column top (24) pressure of less than 35 kPa (5 psia), a column bottoms (25) pressure of less than 21 kPa (3 psi), and preferably 14 kPa (2 psi) or less above the column top pressure with a bottoms temperature ranging from 224° to 241°C (435° to 465°F). The processes also include taking off a side draw (28) comprising at least 99.8 wt% of the DIPB and at least 50 wt% of the TIPB present in the feed (21) and a bottoms stream (41) comprising at least 95 wt% of the heavies contained in the distillation feed (21). The low temperature bottoms temperature enables high pressure steam to be used as the bottoms reboiler (38) heat source.

十、申請專利範圍：

1. 一種用以從包含二異丙基苯(DIPB)、三異丙基苯(TIPB)及聚烷基化物重碳物之進料分離DIPB及TIPB之方法，其包括：

導入進料至蒸餾塔中，該塔係在塔頂壓力小於35 kPa (5 psia)，塔底壓力比塔頂壓力高出21 kPa (3 psia)以下，以及塔底溫度範圍從224°到241°C (435°到465°F)下操作；以及

脫除包含存在於進料中之至少99.8 wt%的DIPB和至少50 wt%的TIPB之側線餾分、以及脫除包含進料中所含之至少95 wt%重碳物的塔底流。

2. 如請求項1之方法，其中該側線餾分係從塔的側線餾分點脫除，該DIPB、TIPB和重碳物在進料點被饋入塔中，該塔具有理論板數X，其中X係大於40的整數而最上層板之板數為1，最下層板之板數為X，該側線餾分點係配置於距最上層板為 $0.26 \cdot X$ 到 $0.40 \cdot X$ 的整數板數之板處，且進料點係配置於距最上層板為 $0.31 \cdot X$ 到 $0.62 \cdot X$ 的整數板數之板處。
3. 如請求項1之方法，其中該側線餾分包括：包含於進料中之至少99.9 wt% DIPB和包含於進料中之至少90 wt% TIPB中的至少一種。
4. 如請求項1之方法，其中進行該方法從而於塔頂生產烴蒸氣；且該方法進而包括以冷凝器於塔頂冷凝至少一部分該烴蒸氣。

5. 如請求項4之方法，其中該冷凝器係包含於塔內；且該方法進而包括：

將至少一些煙蒸氣轉化成煙類液體；以及

脫除至少一些煙類液體於塔外作為塔頂抽提物，隨後再引入另一部分上述之煙類液體進入塔內作為回流。

6. 如請求項4之方法，其中該冷凝器係接觸式冷凝器，其配置於塔的頂端，且該方法進而包括：

在該接觸式冷凝器內使至少一些煙蒸氣轉化成煙類液體；

在配置於該接觸式冷凝器下方的側線餾分點脫除至少一些煙類液體於塔外；及

使在側線餾分點脫除於塔外之至少一些煙類液體通過冷卻器後，經由接觸式冷凝器再導入塔內；

視情況，該方法進而包括：

在該煙類液體到達該接觸式冷凝器之前淨化至少一部分該煙類液體作為塔頂抽提物；及

在低於接觸式冷凝器的點再循環至少一部份煙類液體到塔內。

7. 如請求項4之方法，其中該冷凝係在接觸式冷凝器內實施，該接觸式冷凝器配置於塔外，該方法進而包括：

在該接觸式冷凝器內使至少一些該煙蒸氣轉化成煙類液體；

從接觸式冷凝器移除至少一些該煙類液體；以及

使至少一些自該接觸式冷凝器移除之煙類液體通過冷

卻器後，再將該經該冷卻之烴類液體導入該接觸式冷凝器；

視情況，該方法進而包括：

在該烴類液體再導入該接觸式冷凝器之前，淨化至少一部分該烴類液體作為塔頂抽提物；及

在經由接觸式冷凝器輸送該烴類液體之後，再循環一部分該烴類液體至塔內。

8. 如請求項4之方法，其中該冷凝係在冷凝器頂部壓力及較之該冷凝器頂部壓力高出小於4 kPa (0.5 psi)的冷凝器底部壓力下進行。
9. 如請求項1之方法，其中該側線餾分於側線餾分點從蒸餾塔中抽出，該方法進而包括從蒸餾塔中，在低於側線餾分點的回收點下抽出排出物，且至少一部分排出物經再沸且接著回到蒸餾塔。
10. 一種用於以丙烯烷化苯之裝置，其包括：

具有與進料流(21)流體相通之進料入口(23)的蒸餾塔(22)，該進料流(21)包含二異丙基苯(DIPB)、三異丙基苯(TIPB)及重碳物；

該塔進而包括頂部流出口(51)、塔底流出口(42)和側線餾分出口(27)；

該蒸餾塔具有控制系統以限制塔頂(24)壓力小於35 kPa (5 psia)，限制塔底部(25)壓力較塔頂壓力為高且高出小於21 kPa (3 psi)及限制底部溫度從224°到241°C (435°到465°F)，從而使得側線餾分(28)包含存在於進料

之至少 99.8 wt% 的 DIPB 和至少 50 wt% 的 TIPB，且塔底流 (41) 包含進料內所含之至少 95 wt% 重碳物；及

側線餾分 (28) 係從塔的側線餾分點 (27) 脫除，該 DIPB、TIPB 和重碳物在進料點 (23) 饋入該塔中，該塔 (22) 具有理論板數 X ，其中 X 係大於 40 的整數而最上層板板數為 1，最下層板板數為 X ，側線餾分點 (27) 係配置於距最上層板為 $0.26 \cdot X$ 到 $0.40 \cdot X$ 的整數板數之板處，進料點 (23) 係配置於距最上層板為 $0.31 \cdot X$ 到 $0.62 \cdot X$ 的整數板數之板處。

十一、圖式：

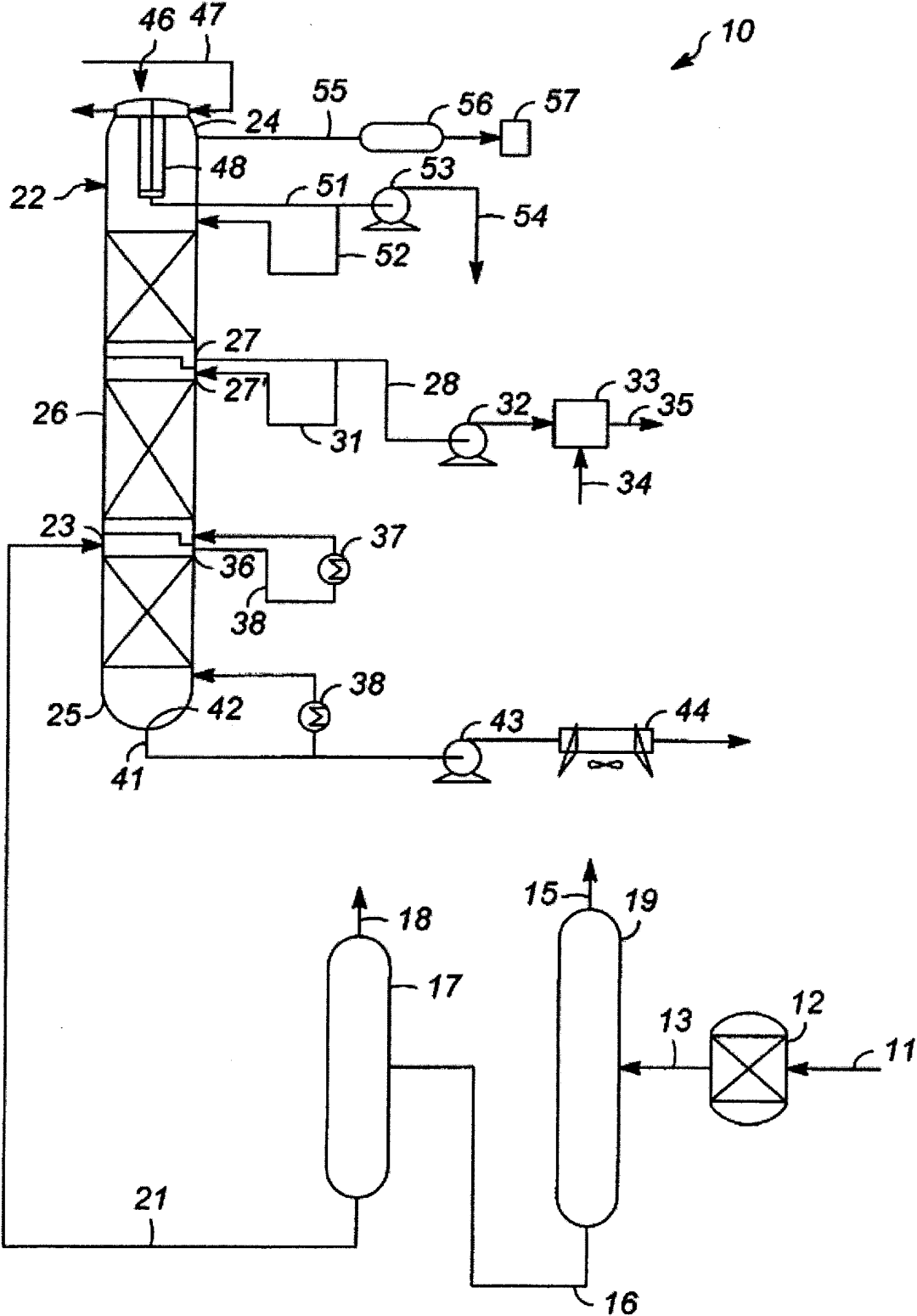


圖 1



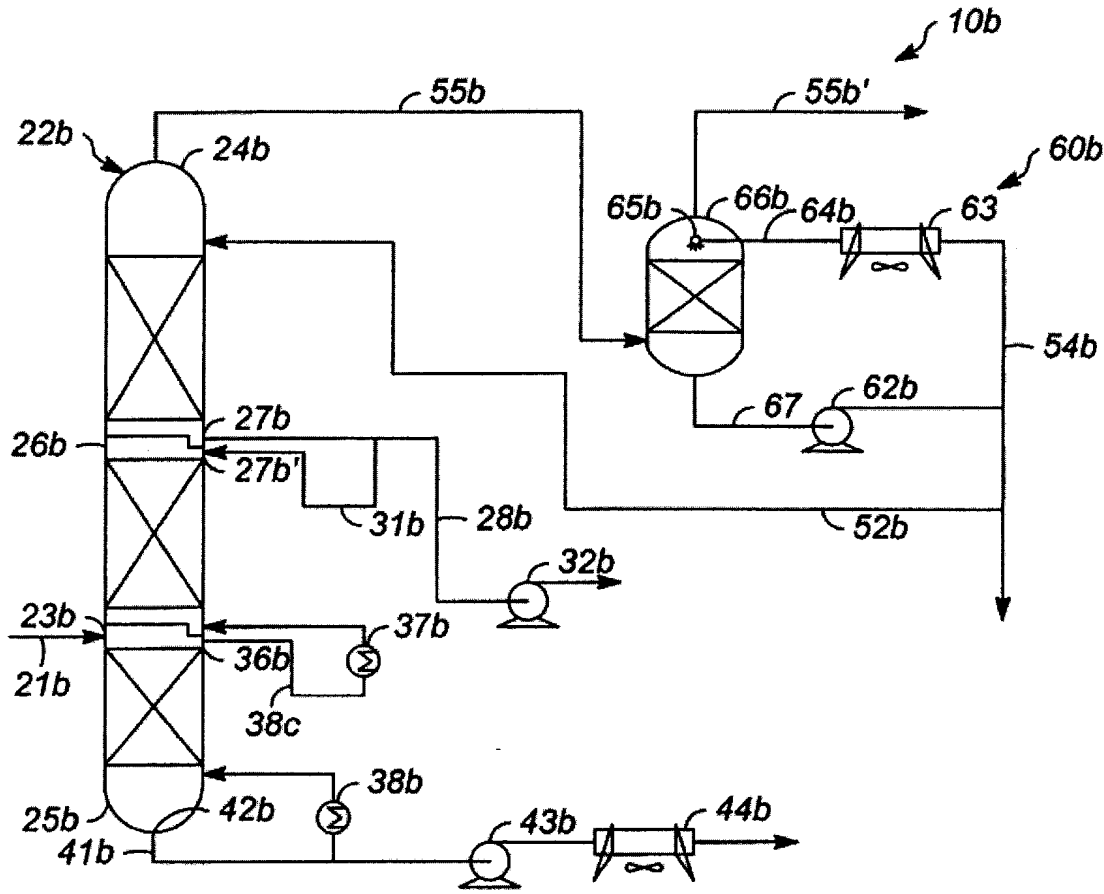


圖 3

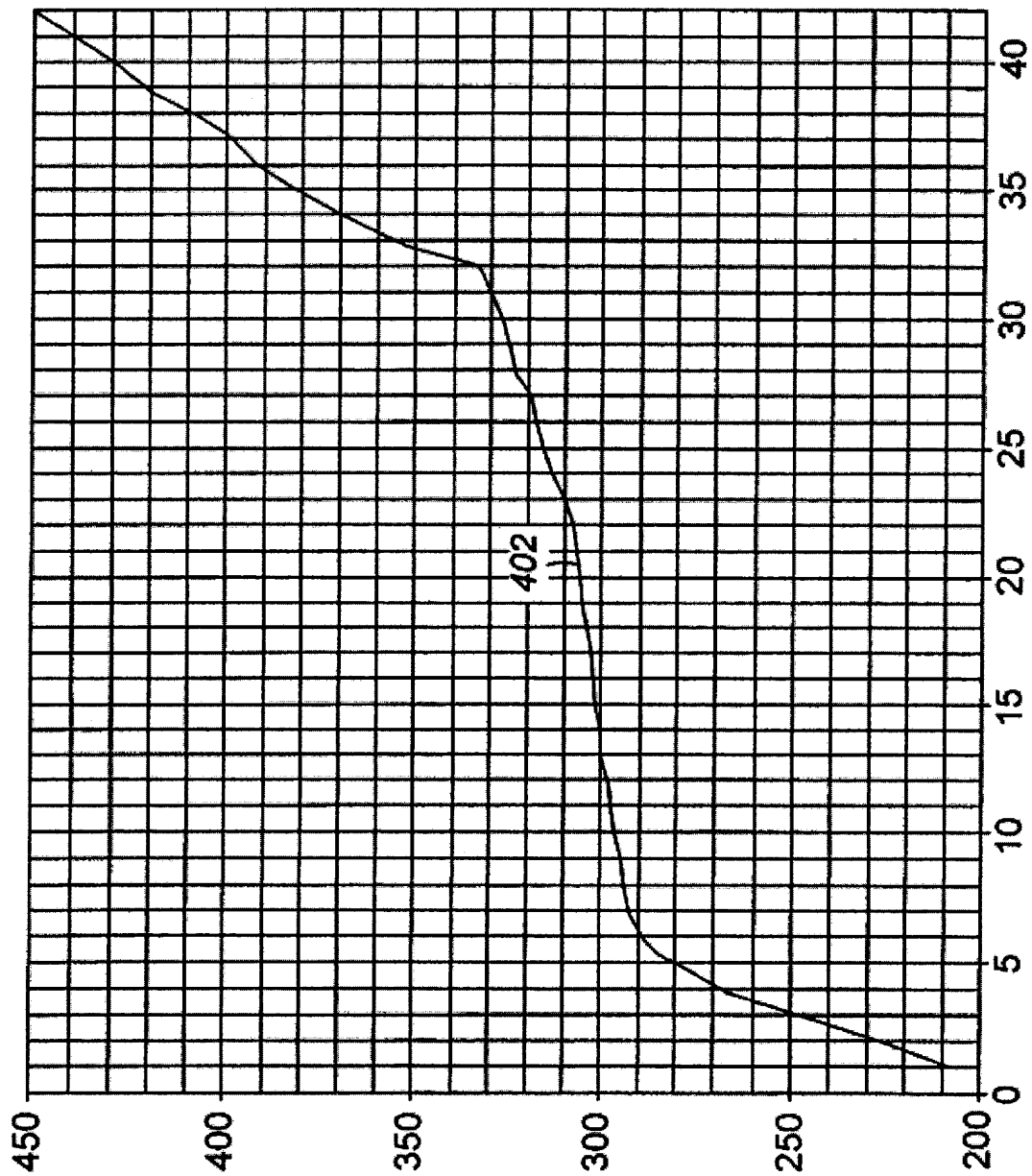


圖 4

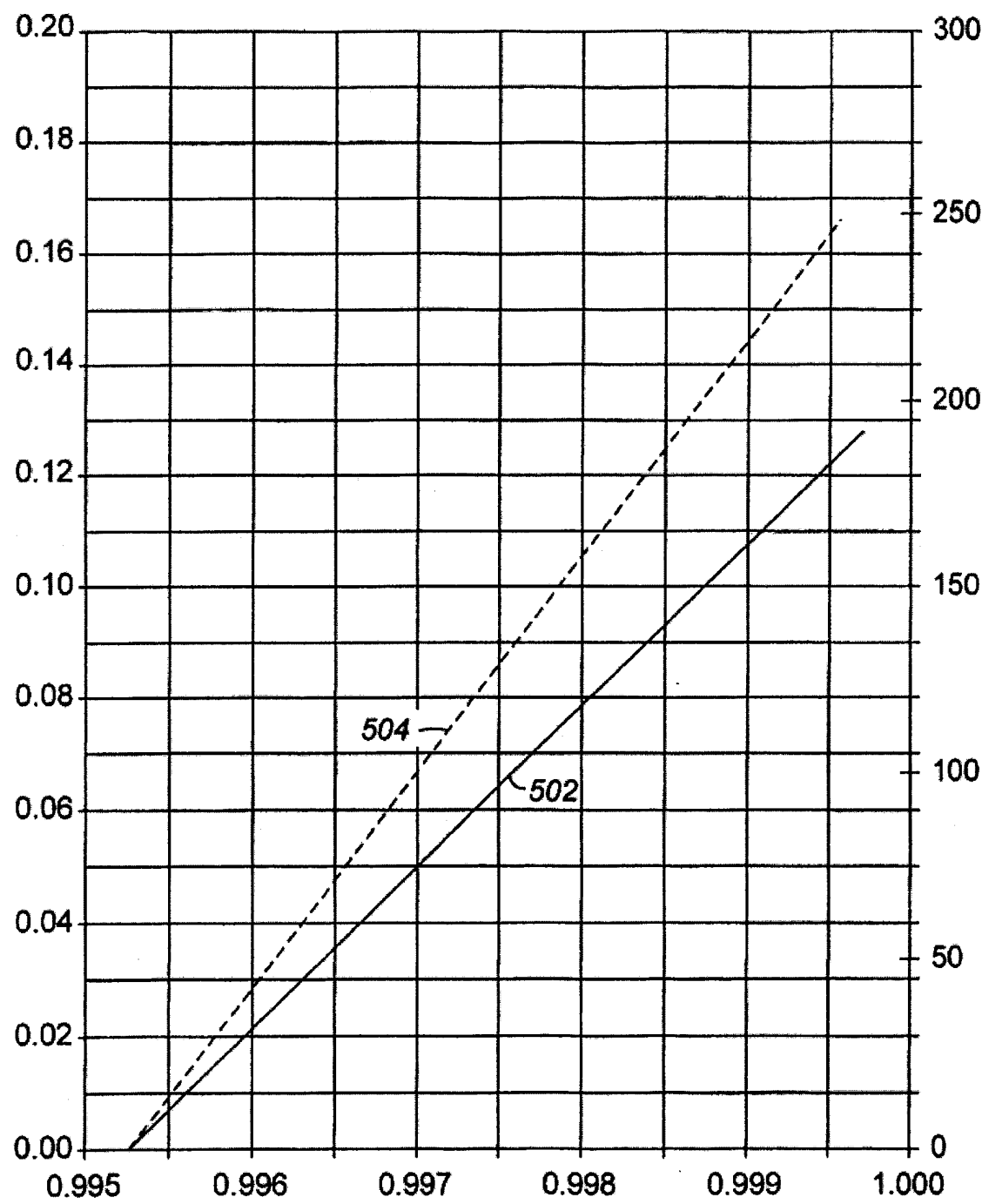


圖 5

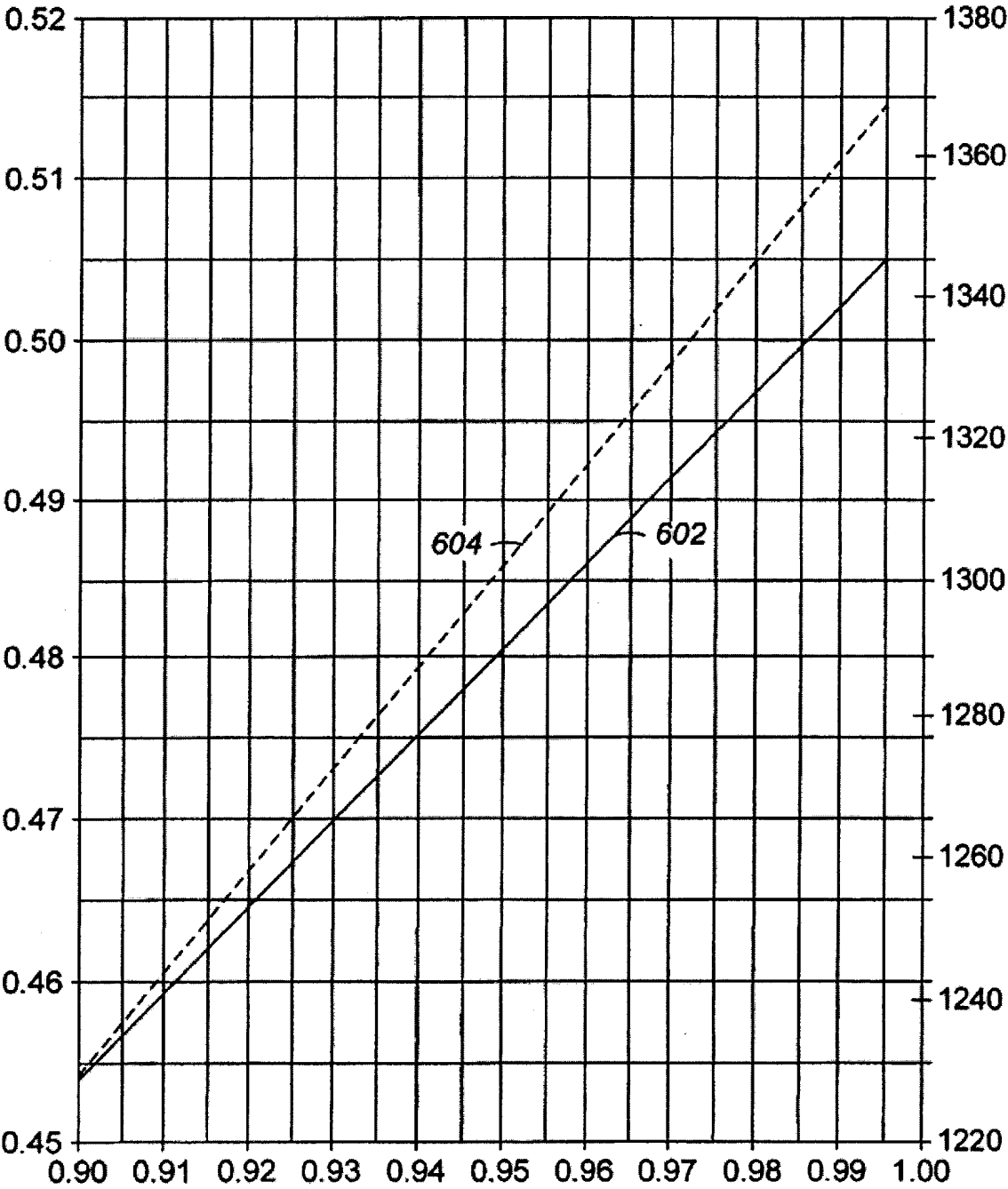


圖 6

七、指定代表圖：

(一)本案指定代表圖為：第(1)圖。

(二)本代表圖之元件符號簡單說明：

10	方法
11	苯/丙烯進料
12	烷化區域
13	物流
15	塔頂流
16	塔底流
17	塔
18	塔頂流
21	塔底流
22	聚烷基化物塔
23	進料點
24	頂端
25	底部
26	圓筒形側壁
27	側線餾分點
27'	注入點
28	回收流
31	管線
32	泵
33	烷基交換作用區域
34	苯進料

35	產 品 流
36	出 口
37	中 間 再 沸 器
38	再 沸 器
41	重 碳 物 流
42	出 口
43	泵
44	冷 卻 器
46	冷 凝 器
47	冷 卻 器 液 流 管 線
48	冷 凝 區 域
51	出 口 管 線
52	再 循 環 管 線
53	泵
54	管 線
55	出 口 管 線
56	接 收 器
57	真 空 系 統

八、本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式：

(無)