

公告本

297089

申請日期	85.06.14
案 號	85107156
類 別	F25J36

A4
C4

(以上各欄由本局填註)

297089

發明專利說明書

一、發明 名稱	中 文	生產中等純度氧的方法及裝置
	英 文	Production and Apparatus for the Production of Moderate Purity Oxygen
二、發明 創作人	姓 名	唐·麥克·希隆 拉凱許·阿格拉瓦 許江國
	國 籍	1)美國 2)印度 3)中國大陸
	住、居所	美國賓州福吉斯維爾·碧翠巷8228號 美國賓州伊茅斯市卡蒙維爾斯道4312號 美國賓州福吉斯維爾·白樺樹圓環8121號
三、申請人	姓 名 (名稱)	氣體產品及化學品股份公司
	國 籍	美國
	住、居所 (事務所)	美國賓州艾倫鎮漢彌爾頓大道7201號
	代 表 人 姓 名	威廉·F·馬許

裝 訂 線

297089

(由本局填寫)

承辦人代碼：
大 類：
I P C 分類：

A6
B6

本案已向：

美 國 (地 區) 申 請 專 利 ， 申 請 日 期 ： 10/3/1995 案 號 ： 08/538541 ， 有 無 主 張 優 先 權

有 關 微 生 物 已 寄 存 於 ： ， 寄 存 日 期 ： ， 寄 存 號 碼 ：

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁各欄)

裝

訂

線

經濟部中央標準局員工消費合作社印製

五、發明說明(1)

發明領域

本發明涉及用分餾法將空氣冷凍蒸餾(cryogenic distillation)以製備中純度氧的方法。

發明背景

冷凍空氣生產氧，耗資大，動力要求高。當前普遍用雙柱型空氣分離裝置生產中純度氧(85%—98%)。隨著非冷凍技術的改進(如吸附)，日益迫切要求在這種氧純度水準上降低冷凍生產氧裝置的能耗和成本。雙分餾柱(即精餾和汽提)循環提供了降低能耗的可能性，但必須效率很高，否則成本難以降低。本發明的目的是提供節約成本和動力的方法和裝置。

已知許多分餾柱生產氧的技術。美國專利第2,861,432號描述了雙分餾柱循環生產氧的過程，圖1是最相關的實施例。該專利的技術關鍵是(標號與圖1相同)：高壓精餾分餾柱(23)底部(28)進入冷空氣原料，生成富氮蒸氣作為柱頂餾出物(25)，粗液氧作為柱底物(32)。低壓汽提分餾柱(24)頂部進入來自分餾柱(21)的液流，生成富氧液體為底部物(26)，頂部排出蒸氣進入分餾柱(21)。精餾分餾柱和汽提分餾柱進行熱接觸以利熱交換。高壓冷凝器(34)使精餾分餾柱的柱頂餾出物(25)從蒸氣冷凝為液體(被用作分餾柱(21)的頂部回流液)。該冷凝器由浸沒在分餾柱(21)液體中的管子(34)構成。分餾柱(21)完成精餾和汽提過程，分餾柱的蒸出是由氣化

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明 (2)

較下層塔盤上部分液體完成的，所用的熱交換器是管式的(34)。氣化熱是精餾柱柱頂餾出物冷凝時放出的。高壓冷凝器流出的富氮液進入分餾柱頂部，液態空氣(31)為中間進料，高壓分餾柱所生成的粗液氧(32)和膨脹空氣(41)作為第三組進料。低壓氣提分餾柱生成的蒸氣流回到較下層的塔盤上。生成的液體是低壓汽提分餾柱的進料，而柱頂餾出物是富氮“廢”流(42)。通過低壓汽提分餾柱底部的液氧產品的氣化得到液態空氣進料。氣化/冷凝在一單獨的熱交換器(27)中進行。空氣進料有二種壓力，其中80%進料壓力較低(約60 psia)，空氣先進行冷卻，壓力較低的這部分空氣分成兩部分，使一半膨脹以提供冷凍作用，將另一半送入精餾分餾柱。另外20%的空氣進料壓力較高(約70 psia)，通過氧產品的沸騰使其冷凝，氧產品的壓力接近大氣壓。

美國專利第2,861,432號闡述一種裝有溢流填料的裝置，它集汽提分餾柱和精餾分餾柱的功能於一體，整套裝置安裝在低壓蒸餾柱內，汽提分餾柱側與蒸餾柱相通，另一則是封閉的。有關溢流填料的更詳細討論見 Winteringham 等人的專著“Trans. Instn. Chem. Engrs. p55, Vol 44, 1966”。

但此專利存在一些缺點，如溢流填料的蒸氣容量有限，另外，因為有很多液體滯留，傳質/傳熱效率低。裝有填料的裝置位於蒸餾柱內，故裝置的體積利用率低(長方形裝置在圓形柱內)。因烴類的濃縮，溢流填料會產生

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明(3)

許多積液點，故它並不適合用於生產氧。另外，使用浸於液體中的管式回流冷凝器(34)其機械方面較複雜。

美國專利第4,025,398號論及一種方法和(主要是)各種裝置，用於蒸餾柱的精餾和汽提區熱的綜合利用，所述蒸餾柱帶有在兩個蒸餾柱的各個單獨蒸餾階段間工作的熱交換裝置。

美國專利第3,756,035號敘述在許多分餾區內進行的分離過程，各分餾區以相近的、並列的間接熱交換關係相互連接。文中亦談到分餾通道，可以是裝滿要在分餾柱內進行分離的液—氣混合物的槽，其結構可以是多孔葉片式的小型熱交換器，產生蒸餾柱塔盤的作用。這種類型熱交換器的排列方式，見專文介紹“International Advances in Cryogenic Vol. 10, p 405, 1965”。雖然說明書內容敘述不甚明瞭，但可認為是指溢流填料。

美國專利第4,308,043號敘述精餾和汽提區的熱的部分綜合利用的情況。

美國專利第4,234,391號敘述一種方法和用熱的方式使同一分餾柱的汽提和精餾部分相連繫的裝置。該裝置由帶塔盤的分餾柱組成，具有沿中心管線向下延伸的壁，還有和塔盤間傳輸能量的熱交換管。

美國專利第3,568,461號介紹用齒形葉片作為絕熱蒸餾或簡單蒸餾的分餾裝置。

美國專利第3,568,462號介紹用難以確定流動取向

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝
訂
線

五、發明說明(4)

的多孔葉片製成的分餾裝置。

美國專利第3,612,494號介紹利用平板—葉片式交換器的氣—液接觸的裝置。美國專利第3,992,168號論及平板—葉片式分餾裝置的氣—液分配裝置。

美國專利第3,983,191號描述在非絕熱精餾中利用平板—葉片式交換器。

美國專利第5,144,809號是關於使用平板—葉片交換器精餾分餾柱製氮的過程，不用汽提分餾柱，該分餾柱基本上在進料空氣壓力下製備氮。粗液氧的沸騰是靠氮的分餾實現，使得粗液氧不必進行分離。

美國專利第5,207,065號敘述製氮的精餾分餾柱，用平板—葉片式熱交換器。

美國專利第5,410,855號敘述雙柱型冷凍精餾系統，其中，低壓分餾柱底部物在單程向下流動的回流冷凝器內和高壓分餾柱塔盤上的蒸氣冷凝後所生成的蒸氣進行逆向直接接觸流動而再進行另一次汽提。

發明要旨

本發明涉及由空氣生產氧的冷凍方法，包括將空氣壓縮、除去在冷凍溫度下冷凍析出的雜質以將其淨化、冷卻到接近露點，然後送入分離器，分離器蒸氣經過精餾生成富氮精餾器柱頂餾出物及粗液氧底部物，富氧液經汽提生成富氮汽提器柱頂餾出物和產品氧，其特徵在於採用至少具有兩組通道的多通道的平板—葉片式熱交換器以實現精

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明(5)

餾和汽提的作用；其中一組通道包括連續接觸式精餾分餾柱，該柱將分離器蒸氣精餾生成富氮精餾器柱頂餾出物和粗液氧底部物；第二組通道包括連續接觸式汽提分餾柱，該柱將富氧液汽提生成富氮汽提器柱頂餾出物和產品氧，其中，通過所述兩組通道間和沿著這兩組通道的間接熱交換至少部分地提供精餾分餾裝置的回流和汽提裝置的沸騰，由此產生了精餾分餾柱和汽提分餾柱間熱的關聯。

在該方法中，產品氧可以以液體或蒸氣的形式流出汽提分餾柱。

在該方法中，第一組通道還包括位於精餾分餾柱上部的冷凝區，其中富氮精餾器柱頂餾出物在該區至少部分被冷凝，其中通過第二組傳熱通道(汽提分餾柱)上方進行間接和連續的熱交換至少部分地提供了冷凍條件，因而在冷凝區和汽提分餾柱之間產生了熱關聯。

在該方法中，可將精餾分餾柱生成的粗液氧底部物、冷凝區得到的至少部分冷凝的富氮精餾器柱頂餾出物(假如存在)和富氮汽提器柱頂餾出物一起進入另一個增補蒸餾柱內進行分餾，生成廢富氮餾出物和富氧液。

產品氧是液體時，可以借助第二空氣流進行熱交換隨後得到氣化，後者通過熱交換被冷凝，再用作(增補)蒸餾柱的中間進料。此外通過與精餾分餾柱通道的熱交換，至少部分提供氣化熱，產品氧在多通道平板—葉片熱交換器的第三組通道內氣化成蒸氣。

在該方法中，可將淨化壓縮空氣冷卻前分成兩部分，

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明(6)

第一 部分冷卻後進入分離器，第二部分再壓縮、冷卻後分成兩個支流，第一支流作為第二空氣流，通過產品氧的氣化而被冷凝，第二支流經膨脹恢復工作，在進入蒸餾柱前起冷凍作用。

最後，在該方法中，精餾分餾柱通道的長度可以比汽提分餾柱的短，並可安排成在汽提分餾柱通道頂部內產生一個絕熱區。

本發明還涉及冷凍生產氧裝置，包括多通道的平板—葉片式熱交換器，至少具有兩組有頂部和底部的、用隔離板分開的立式取向的通道。其中第一組通道包括連續接觸式精餾分餾柱區，內含葉片，和位於上部的冷凝區，這個區和精餾分餾柱區分開；第二組通道包括連續接觸式汽提分餾器區，第一和第二組通道以一定的方式排列使所述第一組通道中的每個通道橫過一個隔離板與所述第二組通道的至少一個通道進行熱傳遞；兩相分配機構以將蒸氣引入第一通道的底部並從其中除去液體；和液體分配機構以將液體引入第二組通道頂部並排出蒸氣。

在裝置中，可用實心棒、帶孔實心棒及不規則排列的(hardway)葉片可以用來將精餾分餾柱區和冷凝區分開。

圖示之簡單說明

圖1為美國專利第2,861,432號實施例的流程圖。

圖2a—3c是本發明實施例的流程圖。

五、發明說明(7)

圖 4 a — 4 c 顯示本發明分餾柱高壓通道的精餾區和冷
凝區分隔的三種方法。

圖 5 a — 5 c 顯示本發明分餾柱精餾通道底部分配器的
三種設計。

圖 6 a — 6 c 顯示本發明分餾柱汽提通道頂部分配器的
三種設計。

圖 7 a — 7 c 顯示本發明分餾柱汽提通道底部分配器的
三種設計。

圖 8 是本發明實施例中帶空氣膨脹器的分餾柱的生產
流程圖。

發明之詳細說明

本發明涉及分離空氣的方法。在單獨的平板—葉片式
熱交換器內完成精餾分餾作用和汽提分餾作用。此外，氮
回流液的冷凝也可在該熱交換器內進行，其中，冷凝區和
精餾區是在相同的通道內。因此，通過對汽提通道進行熱
交換來完成冷凝作用。

本發明的方法一般這樣實施，即使得高壓精餾和冷凝
中的需冷量的大小與低壓汽提時所需的熱輸入量相等。

“高”和“低”壓通道間的壓差為獲得傳熱所需溫度推動
力提供條件。

實施例

為了對本發明有更清晰的了解，請見圖 2 a — 3 c。

圖 2 a 是概括性的實施例。進料空氣在冷凍溫度下冷

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明(8)

凍析出雜質以得到淨化。然後冷卻至接近露點，經管線300到相分離器201，分離為液體部分和蒸氣部分。

蒸氣部分從相分離器201經管線302進入精餾分餾柱202底部，該分餾柱由多通道組成，各通道含葉片，當蒸氣上升通過葉片時，通過隔離板的間接傳熱而被部分冷凝，冷凝液沿著該通道下流，經管線302進入201，和液體部分相匯合成為粗液氧，通道中蒸氣和液體的逆向流動提供了分餾的條件，結果是經管線316留在分餾柱頂部的蒸氣是富氮氣(即90 mol%或以上)，稱為高壓(HP)廢氣，高壓廢氣通常經加熱以恢復冷凍作用，然後可以就此使用或膨脹並排棄。空氣中的大部分氧從相分離器201作為粗液氧分出而回收。

粗液氧經管線304流出相分離器，經閥306減壓後進入第二相分離器203。

相分離器203的液相部分經管線310進入汽提分餾柱204頂部，該柱亦由帶葉片多通道組成。當液體流下通過葉片時，通過隔離板間接熱交換而部分氣化，蒸氣“沸騰”升起經過通道，由管線318最後進入相分離器203。通道中蒸氣和液體的逆向流動提供了分餾的條件。結果汽提分餾柱204底部物經管線312流出為富氧液(即85 mol%或以上)，也就是產品氧。汽提分餾柱204產生的蒸氣通過管線318流出為富氮氣(相對於粗液氧)。蒸氣部分離開相分離器203經管線308流出構成低壓(LP)廢氣，低壓廢氣通常經加熱使其恢復冷凍作用然後排出。

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明(，)

本發明雙分餾柱法必須使精餾柱和汽提柱的熱負荷相匹配才能實施。

雖然方法如圖2a所示，實際上精餾和汽提分餾柱通道不一定要等長度。例如，圖2b顯示精餾分餾柱202的通道比汽提分餾柱204的短，在這種情況下，高壓廢流在分餾柱內較低位置處排出，因而緊接在液體進料口下的汽提分餾柱204的通道內產生一個絕熱蒸餾區。

前述實施例沒有規定從汽提分餾柱204流出的產品氧的狀態，雖然通常氧可以液態排出(在此情況下，管線300中的進料可以是兩相的)，但為什麼氧產品不能以蒸氣狀態排出(在此情況下，進料可能基本上是飽和蒸氣)沒有任何工藝上的原因，遺憾的是，將液體沸騰至干常常需要相當長度的熱交換器，在這種情況下，有提議氧產品作為液體在熱交換器的半路中流出，然後在通道中以熱虹吸沸騰區代替汽提分餾器的下部。這個實施例見圖2c。由圖2c可見多加了外部相分離器205可使液體通過沸騰通道循環。

最後，也可選擇熱綜合利用其它在這種熱交換器內的液流以提高效率。圖2d可予以說明。這裡，交換器的通道都經分配用於過度加熱低壓廢流和高壓廢流以及用於過冷粗液氧的通道。

圖2a所示實施例具有氧回收率較低的缺點，這是因為管線308中低壓廢流的氮純度受到汽提分餾柱204頂部回流液純度的限制。圖3a表明，假如高壓廢氣流被液化

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明(10)

並隨後代替粗液氧作為回流液，可以克服這種缺點。圖3 a表示縮短精餾分餾柱602以與相同通道內的冷凝部分603相適應。在冷凝區603內，高壓蒸氣(圖2 a中曾被稱為高壓廢流)通過和汽提分餾柱604頂部間接熱交換除去熱量被轉化為液體。管線316中的液流(稱為液氮回流液)通過J-T閥317減壓後作為回流液進入增補精餾柱605頂部(該精餾柱代替2 A中的相分離器203)。如圖所示，粗液氧經管線306進入精餾柱605的槽中，汽提蒸餾柱604生成的蒸氣經管線318也進入該槽。在精餾柱605內，上升蒸氣對著下降回流液進行分餾。增加精餾柱605帶來的結果是管線508中低壓廢流的氮純度極大提高，氧回收率增加了，另一方面，不再存在高壓廢流，因此必須使低壓廢流經過壓縮才能生產較高壓的氮產品。通常高壓氮產品沒有什麼用處，氧回收率增加帶來了實際利益是主要的。圖3 a的實施例效率很高(生產85%—98%純度的氧)。

圖3 a的實施例也可以有許多種改變，例如液氧產品的排出以及在核心部位的氯化(類似於圖2 c)，過冷粗液氧和/或過熱低壓廢流進入該核心部位的熱綜合利用(類似於圖2 d)。

圖3 a實施例的另一種變型見圖3 b。產品氧經管線312以液態排出，在熱交換器606中和管線500中進入的空氣流進行熱交換後氯化。空氣流離開熱交換器606後通過閥502壓力降低再進入增補精餾柱605作為相對於液氮回流液和粗液氧的中部進料。這種方式的操作優點是氧的

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明 (11)

輸送壓力可以選擇而與汽提分餾柱壓力無關。例如氧的輸送壓力可以增加(經泵，圖上未表明)或減少(通過節流閥J-T，圖上未表明)。管線500中冷凝空氣流的壓力可以變化以適應沸騰產品氧的選擇壓力，因此，冷凝空氣的壓力和主要空氣的壓力無關。

圖2a和3b混合式實施例見圖3c。該實施例無液體回流液，而是由在熱交換器606中被液化的空氣向精餾柱305提供頂部回流液。圖3c實施例的回收率介於圖2a和圖3b的之間，但它的優點是生成帶壓力的富氮廢流可以認為是一種有用的產品。

雙分餾柱的機械結構。

回到圖3a，熱交換器(包括精餾分餾柱602、冷凝區603和汽提分餾柱604)可以通過改變高壓(H)和低壓(L)通道而製成。L通道用以進行汽提分餾(604)。H通道包括兩個區，底部區用於進行精餾分餾(602)，頂部區用於回流的冷凝(603)。所優選的結構是L和H通道數相等，L通道的葉片高度比H通道的葉片高度最好高出30%—40%。

H通道中各區的隔離可以有多種方法，其中三種見圖4a—4c：

■圖4a中H通道可以包括實心棒620，整個穿過通道的寬度，此時，用分配器葉片引導蒸氣流出分餾區602並進入冷凝區603。蒸氣也可以從底部(如圖示)或穿過頂部進入冷凝區603。

五、發明說明 (1 2)

■圖 4 b 中 H 通道可以包括帶槽 (或帶孔) 棒 6 2 2 。孔 / 槽是爲了產生高的蒸氣速度。蒸氣速度足夠，冷凝區 6 0 3 中產生的液體就不會流入分餾區 6 0 2 。

■圖 4 c 中 H 通道可以包括以雜亂不規則方向定向的葉片，它可以是齒形或多孔型的，以產生高速蒸氣使在冷凝區 6 0 3 產生的液體避免流入分餾區 6 0 2 。

假如生產裝置有較大的流量上的變化，特別是冷凝區入口是在頂部 (未圖示)，而液體出口在冷凝區底部時，必須採用圖 4 a 中所示的分配器類型。當裝置具有適度的流量變化時，另外兩種排列方式作用相同也實用。後兩種設計製造十分經濟，另外由於蒸氣和鄰近汽提分餾器的沸騰液體逆向流動而冷凝，所以產生的熱性能也較佳。

從 H 通道的冷凝區排放液體所用的出口分配器類型並不是分餾系統的性能關鍵，所優選的定位是側面出口，如圖 4 a - 4 c 所示。

不同類型的分配器可用在 H 通道內分餾區底部，如圖 5 a - 5 c 所示：

■圖 5 a 是優選的結構。不同分配器葉片，端板 (header) 6 3 0 必須覆蓋整個通道寬度。這種結構可產生最大流量，是優選的分配器，因爲限制流動面積可以減少分餾區的容量。

■假如因某種原因不能用多覆蓋式端板，那麼採用其它類型。圖 5 b 採用部分覆蓋端部端板和相連分配器 6 3 2 。該設計減少了精餾分餾柱的容量。但是，

五、發明說明 (13)

假如需要為其它加工物流安裝一個附加端部端板，這種設計可能是必要的。

■圖5c是第三種變型，即使用側面端板和相連分配器634，該設計是三種中容量最低的。假如將分餾柱底部用更重要的物流端板覆蓋，該設計可能是必要的。

雖然圖中未表示，但是可以很方便地使空氣進料分離器(例如，圖2中的單元201)，成為圖5a至5c中所示的主件中任何一個的一部分。

L通道專用於汽提分餾柱，液體通過某些合適的機構，如液體噴管式其它設備進入通道頂部。雖然液體分配器並不是本文討論的主題，但是可以想像不同的設備，如噴管、雙流開槽棒和分流通道。分流通道設計一直使用在兩相分配中。

離開L通道的蒸氣可以利用不同類型的分配器從頂部出口排出，所述分配器見圖6所示。

■如圖6a是優選的結構，不設分配器葉片，端板650必須覆蓋整個通道寬度，該結構可獲得分餾過程中最大數量的熱交換器長度。

■假如由於某種原因不能用全覆蓋式端板，則可以採用其它類型。圖6b是用部分覆蓋式端部端板及相連分配器652。該設計因佔用了分餾長度使傳質效力降低。但是，假如要為其它加工物流安裝一個附加端部端板，也可能是需要的。

五、發明說明 (14)

■圖6c是第三種變型，即採用側面端板和相連分配器654。假如將分餾柱頂部用更重要的物流端板覆蓋，此設計可能是必要的。

汽提分餾柱(L通道)底部液體可以用不同種類和數量的分配器排出，見圖7a—7c，確切的結構並不重要，所用類型將取決於H通道的結構如何。

應用雙分餾柱分離空氣見圖8。圖8示出了生產中純度氧的冷凍方法的實施例，能生產純度在40%—98%之間、最好在85—98%之間的氧。給定的方法實施例利用“泵壓液氧”原理使產品氧無需壓縮只是在適當的壓力下(25—30 psia)即可輸送到用戶。在該實施例中，原料空氣在兩種壓力下進入冷卻箱，再分餾生成氧和廢氮。分餾設備包括雙分餾柱803和增補蒸餾柱804，第三個主要的設備那就是主熱交換器801。

雙分餾柱803構思於平板—葉片式熱交換器。一組通道用於完成精餾分餾柱(常規雙柱系統中的高壓柱)，以及液氮回流冷凝器的功能。相近的一組通道用於完成汽提分餾柱的功能(常規雙柱系統中的低壓柱的底部汽提區)。

圖8表示空氣經管線900在壓縮罐902中分二步受壓達45—55 psia，然後通過前端淨化系統904除去水和二氧化碳。然後將淨化空氣分成大致相等的兩份。其中的一份是中等壓力的空氣經管線906在主熱交換器801中冷卻後進入相分離器802。

第二份空氣經管線916到壓縮罐918進一步壓縮至約

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明 ()
15

80 psia，這步壓縮可以是壓縮罐902的第三級壓縮，然後在主熱交換器801中冷卻。部分冷卻高壓空氣從主熱交換器801中部經管線920流出後在膨脹器805中膨脹提供冷卻箱的冷凍作用防止熱泄漏或生成液體。其余的第二份空氣在主熱交換器801中冷凝。最後一步是管線920中的膨脹空氣和管線922中的液化空氣一起進入(低壓)蒸餾柱804。

相分離器802的蒸氣部份進入交換器803內部的精餾分餾柱通道的底部，當蒸氣向上流動時它部分被冷凝，冷凝液和上升蒸氣逆向流動，最終經管線908從精餾分餾柱通道底部進入相分離器802。

相分離器802的液體部分經管線910(稱為“CLOX”)經閥912後膨脹，進入蒸餾柱804的槽。

精餾分餾柱通道頂部蒸氣從中部交換803排出，然後在交換器803的冷凝區內冷凝(作為向下流動液)。冷凝液(稱為“LIN回流液”)經管線930在交換器806中過冷，經過閥932減壓後進入增補蒸餾柱804頂部作為頂部回流液。

增補蒸餾柱804由兩部分組成，頂部用LIN回流液回流，底部再在主熱交換器801中冷凝的液態空氣作為回流液。蒸餾柱804起了使低壓廢流中的氧損失減至最小的作用，低壓廢流是在柱頂部作為柱頂蒸氣經管線940排出的。該廢流一般含有1—5%氧，在熱交換器806和801中加熱後用於更新前端淨化設備904。

五、發明說明 ()

16

富氧液流以增補蒸餾柱804底部經管線950流出並進入交換器803汽提分餾柱通道頂部。該液體在這些通道內向下流動時部分氣化，氣化物質和流出的流體逆流接觸，最後從汽提通道頂部排出，再經管線952進入增補蒸餾柱804的槽。

從交換器803的汽提分餾柱通道底部經管線954排出液體成爲產品氧。該液態氧流在泵807中增壓至25—30 psia，接著氣化和加熱以恢復冷凍作用，在以氣態氧產品的形式輸送。

圖8所示的基本循環方式可以有很多變化，有兩個重要的變化是：

- 假如產品氧(管線956)所要求的壓力是低的(即高於大氣壓幾個 psia)，液氧就不必經泵807增壓，也不必用空氣增壓壓縮機918，因此，進料空氣流906和916可以合在一起在主交換器內部分冷凝。
- 假如產品氧(管線956)所要求的壓力很高，氧的回收率也需要提高，在管線920中的經進一步壓縮、冷卻的進料空氣可經膨脹進入相分離器802而不進入增補蒸餾柱804。

雖然本領域有人提出雙分餾柱生產氧的概念，但先有的學術觀點未能提出一個工業生產可行的機械手段和過程以達此目的。

例如，圖2a的實施例不同於美國專利第2,861,432號是相對於溢流填料，它用的是帶立式葉片的平板—葉片

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

五、發明說明 (17)

式熱交換器。本發明的優點是：

- 立式排列可以產生真正的逆流傳熱傳質，而不像溢流填料僅產生“近似的”逆向的傳熱傳質。
- 蒸氣流較大的可流通面積導致較多的容量。
- 葉片表面積越大產生的傳熱越好，溫度越趨近。
- 在氣化條件下，立式葉片排液暢通，不存在低點重雜質積聚的問題。
- 各精餾和汽提通道的葉片高度和葉片頻率可以選擇以得到容量極限相同的近似值。例如，HP循環的葉片高度必須小於LP循環的葉片高度。
- 汽提分餾柱絕熱區的包括入內是很容易通過將精餾分餾柱限定在交換器頂部以下來達成的。
- 平板—葉片裝置是工業上更實際的設計，在機械結構上更堅固(溢流填料有操作壓力上限)。

還有，圖3a的實施例不同於美國專利第2,861,432號還在於，相對於穿過塔盤的冷凝器管圖3a的實施例的冷凝器是結合在平板—葉片式交換器內的。

本發明的優點是：

- 設備簡化、成本降低。
- 性能更好，因為液體僅需要分配一次。本發明的汽提分餾柱由一個單獨的部分組成。而美國專利第2861432號介紹的是結合利用塔盤和溢流填料。
- 冷凝區懸空地位於精餾分餾柱頂部，故交換器的容積得到了最有效的利用。

五、發明說明 (18)

本發明與美國專利第4,025,398號的不同在於前者是利用帶立式葉片的平板—葉片式交換器而後者用的是在分餾柱間運轉的傳熱裝置。本發明的設備明顯簡化，提供了真正的逆流傳熱，而後者是連續的單元操作得到似逆流流動。因此，本發明的精餾分餾柱和汽提分餾柱通道間可達到更緊密的溫度趨近。

本發明與美國專利第3,756,035號的不同在於後者介紹了從精餾分餾柱流出的富氮流，相對於汽提分餾柱的冷凍，在將其進行冷凝之前壓縮。另外，後者提到的冷凝步驟是在精餾分餾柱後進行，這是與本發明相反的，見圖3a。本發明較簡單但更有效。

最後，如圖8所示，本發明還不同於美國專利第2,861,432號在於本發明從高壓空氣流中抽出膨脹器流，而後者介紹最佳措施是從低壓空氣中抽出膨脹器流。本發明認為與此相反才是對的。圖8實施例的模似計算表明，當膨脹器從高壓空氣源移動到低壓空氣源時，設備能力(每摩爾空氣生產的氧氣摩爾數)下降13%，專用動力增加4%。

本發明針對幾個特定的實施例作了描述，這些實施例不能看成是對本發明的限制，從下述申請專利範圍可知本發明的範圍。

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

四、中文發明摘要(發明之名稱：

生產中等純度氧的方法及裝置)

本發明涉及由空氣生產氧的方法和裝置，其特徵在於用具有至少兩組通道的多通道平板—葉片式熱交換器以實現精餾和汽提功能，其中，一組通道包括一個連續接觸式精餾分餾柱，用以精餾分離器蒸汽並產生富氮精餾器柱頂餾出物和粗液氧底部物；第二組通道包括一個連續接觸式汽提分餾柱，用以汽提富氧液體以生成富汽提器柱頂餾出物和氧產品，其中通過沿著該兩組通道之間間接熱交換而至少部分地提供了精餾裝置的回流和汽提裝置的沸騰，從而產生了精餾分餾柱和汽提分餾柱之間的熱關聯。

英文發明摘要(發明之名稱：

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁各欄)

裝

訂

線

六、申請專利範圍

1. 一種由空氣生產氧的冷凍方法，包括將空氣壓縮、除去在冷凍溫度下冷凍析出的雜質以將其淨化並再將其冷卻到接近露點；將經冷卻、淨化、壓縮的空氣送入分離器，分離器蒸氣經精餾成富氮精餾器柱頂餾出物和粗液氧底部物，粗液氧再經汽提生成富氮汽提器柱頂餾出物和產品氧，其特徵在於採用至少有兩組通道的多通道的平板一葉片式熱交換器以實現精餾和汽提功能，其中，一組通道包括連續接觸式精餾分餾柱以精餾分離器蒸氣，生成富氮精餾器柱頂餾出物和粗液氧底部物；第二組通道包括連續接觸式汽提分餾柱，該柱將富氧液體汽提生成富氮汽提器柱頂餾出物和產品氧；其中通過沿著所述兩組通道之間間接熱交換至少部分提供了精餾裝置的回流和汽提裝置的沸騰，從而產生了精餾分餾柱和汽提分餾柱間的熱關聯。

2. 如申請專利範圍第1項的方法，其中，產品氧作為液體從汽提分餾柱被排出。

3. 如申請專利範圍第1項的方法，其中，產品氧作為氣體從汽提分餾柱被排出。

4. 如申請專利範圍第1項的方法，其中，富氧液是粗液氧底部物。

5. 如申請專利範圍第1項的方法，其中，第一組通道

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

六、申請專利範圍

還包括在精餾分餾柱上方的冷凝區，其中，富氮精餾器柱頂餾出物至少部分在該冷凝區被冷凝，並通過與第二組通道上部進行間接和連續的熱交換至少部分地提供了冷凍作用，從而產生冷凝區和汽提分餾柱間的熱關聯。

6. 如申請專利範圍第5項的方法，其中，精餾分餾柱生成的粗液氧底部物、從冷凝區得到的至少部分冷凝的富氮精餾器柱頂餾出物和富氮汽提器柱頂餾出物一起被送入蒸餾柱進行分餾，生成被富氮柱頂餾出物和富氧液。

7. 如申請專利範圍第6項的方法，其中產品氧是液體，隨後借助與第二空氣流熱交換而得到氣化，後者由熱交換冷凝，而冷凝的第二空氣流被用作蒸餾柱的中間進料。

8. 如申請專利範圍第7項的方法，其中，經淨化壓縮的空氣冷卻前被分成兩部分，第一部分冷卻後被送入分離器，第二部分經再壓縮、冷卻後被分成兩個支流，第一支流作為第二空氣流，通過氣化氧產品而被冷凝，使第二支流在進入蒸餾柱以前膨脹以恢復工作。

9. 如申請專利範圍第2項的方法，其中，將粗液氧底部物和液化空氣流送入蒸餾柱進行分餾，生成富氮廢流和富氧液，後者被送入汽提分餾柱；和其中液化空氣流通過

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

六、申請專利範圍

與氧產品進行熱交換而生成。

10. 如申請專利範圍第6項的方法，其中，氧產品是液體，液氧在多通道平板—葉片式熱交換器內的第三組通道內氣化產生蒸氣，其中通過與精餾分餾柱通道進行熱交換，至少部分地提供了氣化熱。

11. 如申請專利範圍第7項的方法，其中，液氧產品在氣化以前經泵提高壓力。

12. 如申請專利範圍第8項的方法，其中，液氧產品在氣化以前經泵提高壓力。

13. 如申請專利範圍第1項的方法，其中，精餾分餾柱通道比汽提分餾柱通道短，並經適當地排列使在汽提分餾柱通道頂部的範圍內產生絕熱區。

14. 如申請專利範圍第1項的方法，其中，熱交換器包括至少三組通道，精餾器柱頂富氮餾出受熱以恢復在第三組通道中的冷凍作用。

15. 如申請專利範圍第1項的方法，其中，熱交換器至少包括三組通道，粗液氧在第三組通道中被冷卻。

六、申請專利範圍

16. 如申請專利範圍第1項的方法，其中，熱交換器至少包括四組通道，富氮精餾器柱頂餾出物受熱以恢復在第三組通道中的冷凍作用，粗液氧在第四組通道中被冷卻。

17. 一種冷凍生產氧裝置，包括一個多通道平板—葉片式熱交換器，它具有至少二組由隔離板分開的立向通道，並具有一個底和一個頂，其中，第一組通道包括含有葉片的連續接觸精餾分餾器區，和位於精餾分餾區上方並與之分開的冷凝區；第二組通道包括一連續接觸汽提分餾器區；其中所述第一組通道的每個通道與所述第二組通道的至少一個通道橫過隔離板進行熱溝通；兩相分配機構以將蒸氣送入第一組通道的底部並將液體從第一組通道排出，一個分配機構將液體送入第二組通道頂部並將蒸氣排出。

18. 如申請專利範圍第17項的裝置，它還包括分隔精餾分餾區和冷凝區的實心棒，和收集—分配機構，該機構在精餾分餾區頂部和冷凝區頂部之間運轉。

19. 如申請專利範圍第17項的裝置，它還包括分隔精餾分餾區和冷凝區的帶孔棒。

20. 如申請專利範圍第17項的裝置，它還包括分隔精

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

六、申請專利範圍

餾分餾區和冷凝區的橫向定位的多孔或齒形葉片物。

(請先閱讀背面之注意事項再填寫本頁)

裝

訂

線

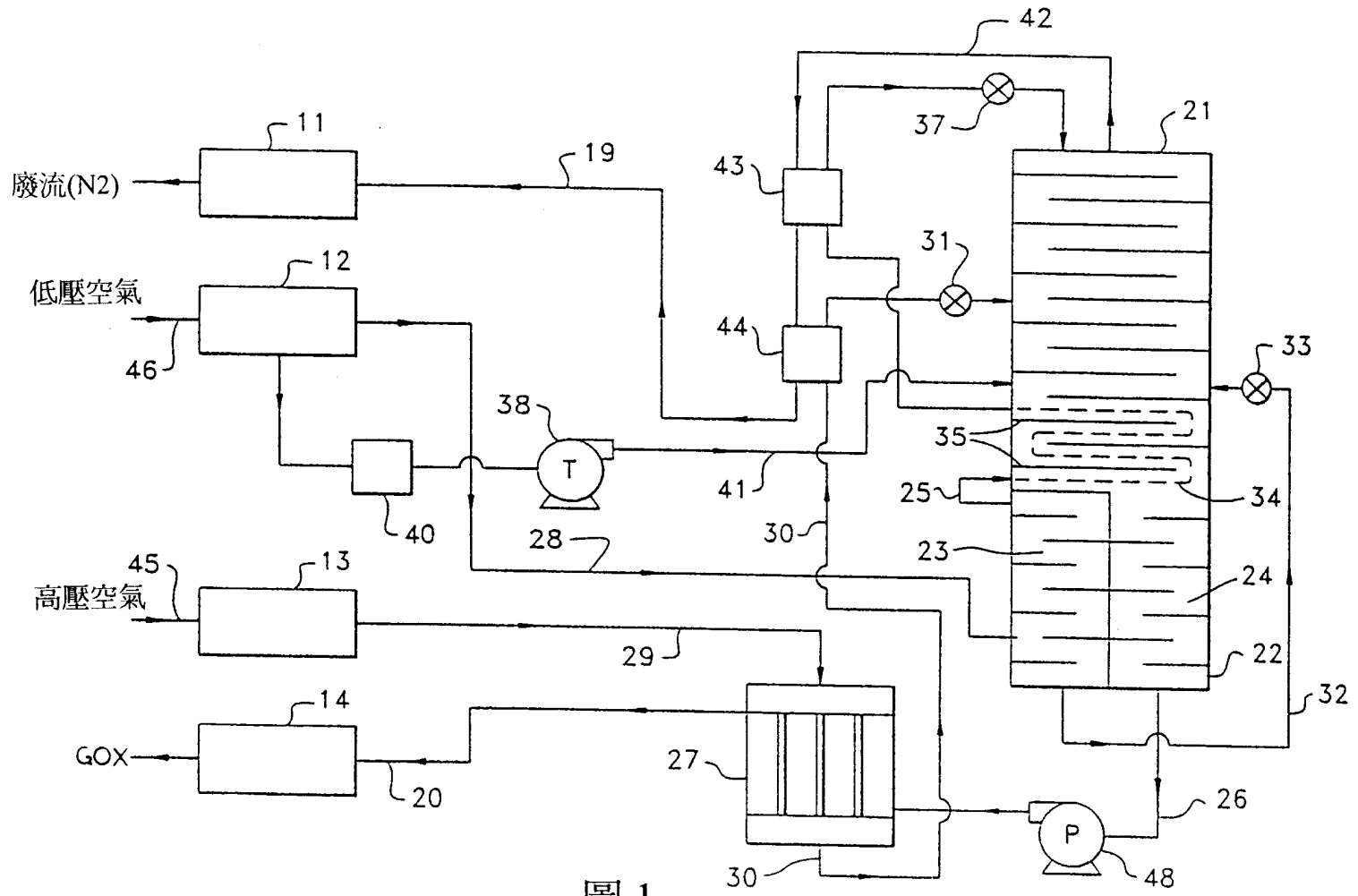


圖 1

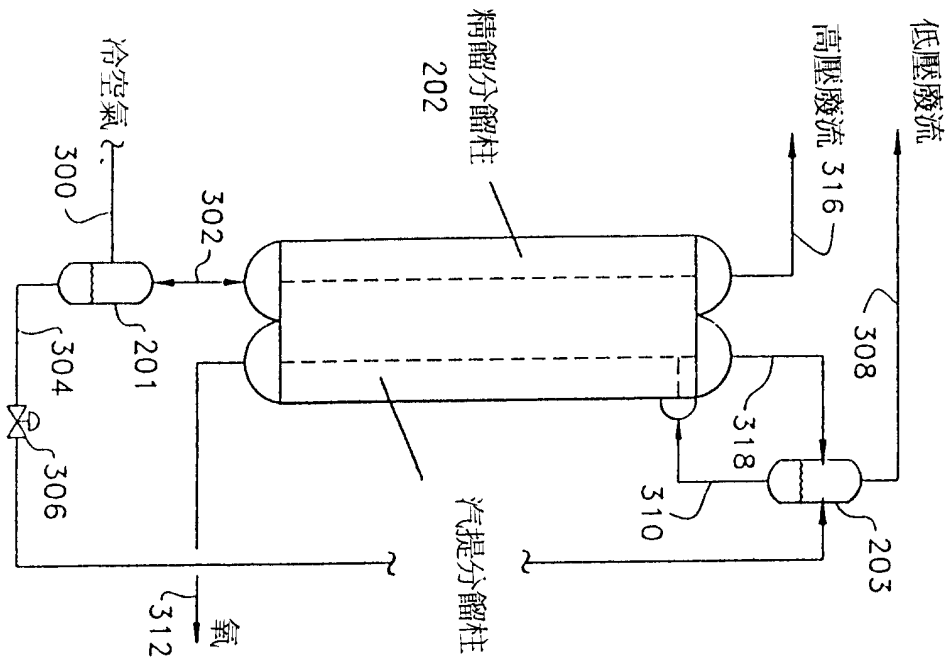


圖 2A

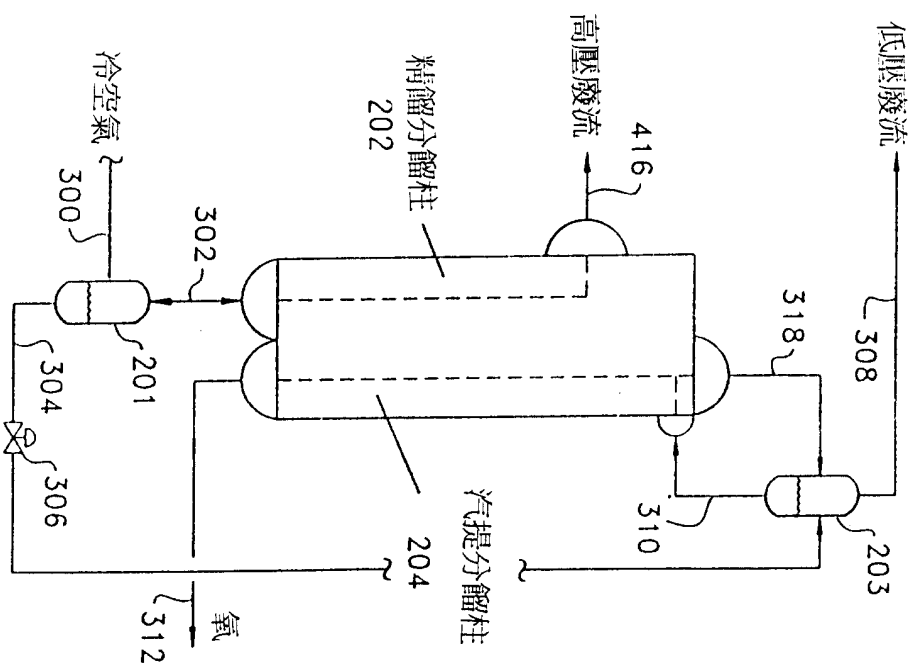


圖 2B

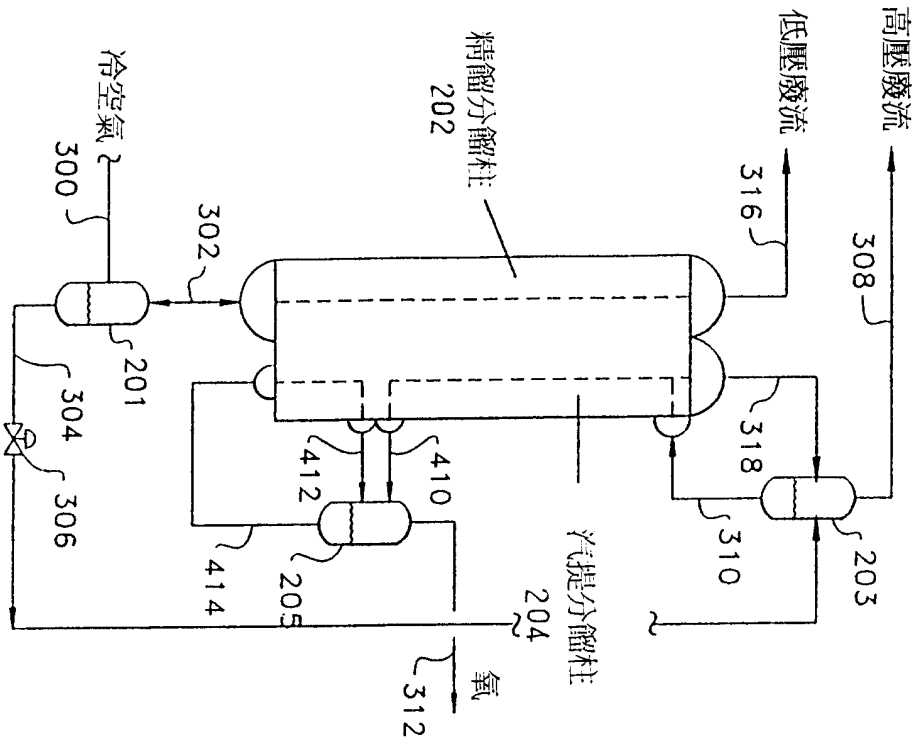


圖 2C

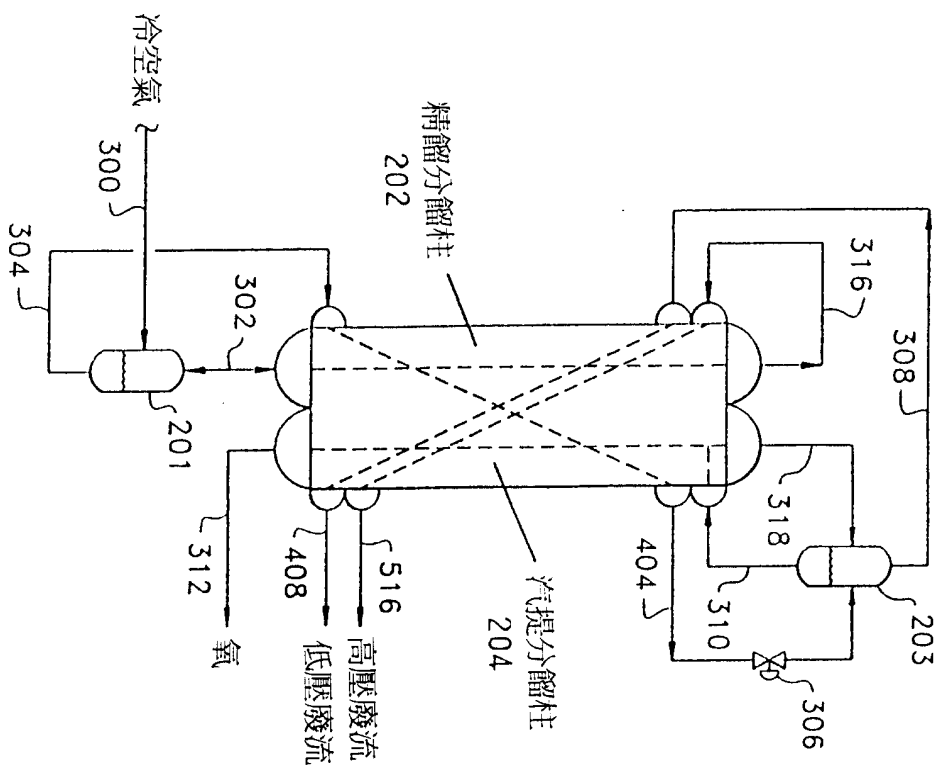


圖 2D

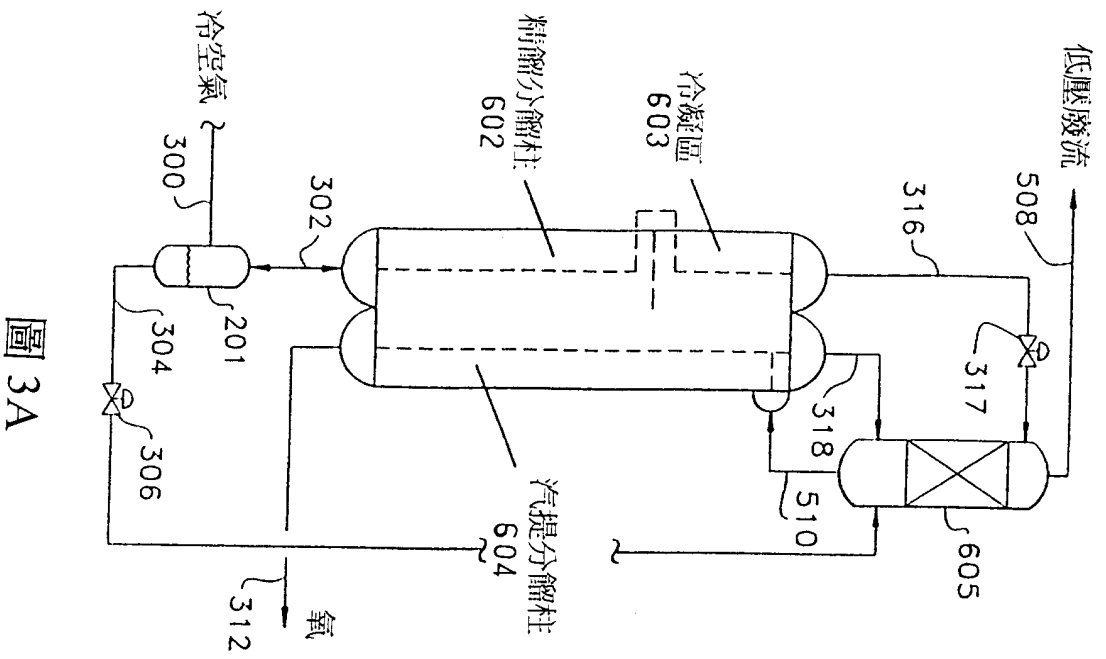


圖 3A

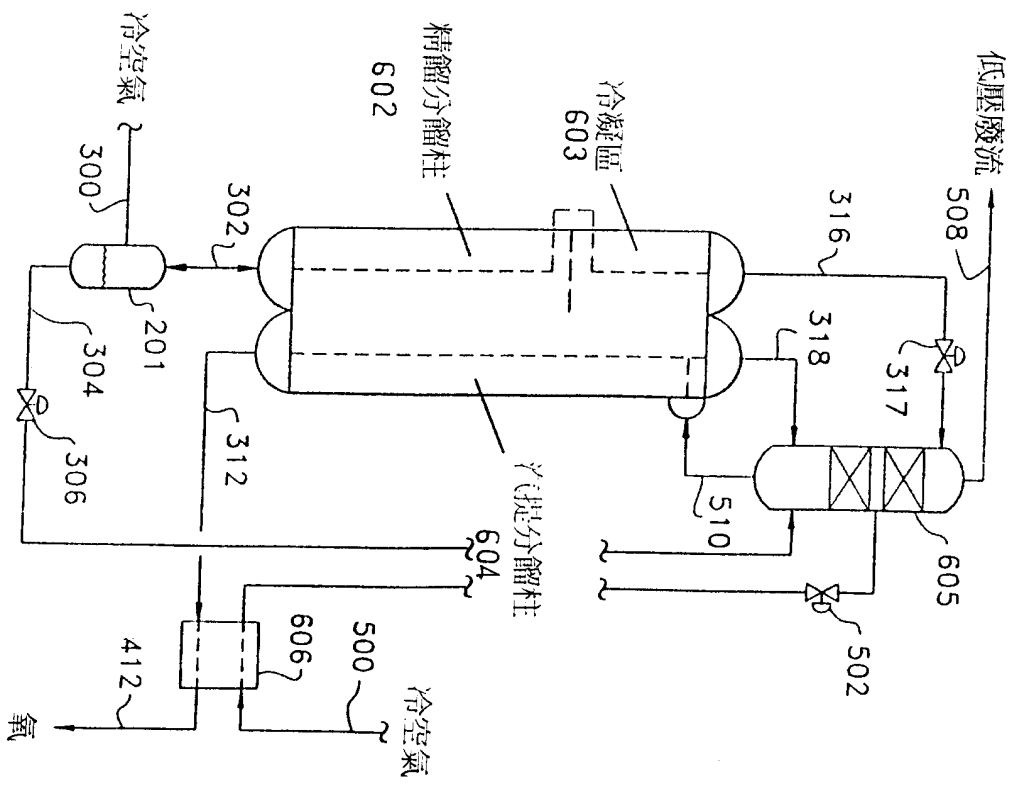


圖 3B

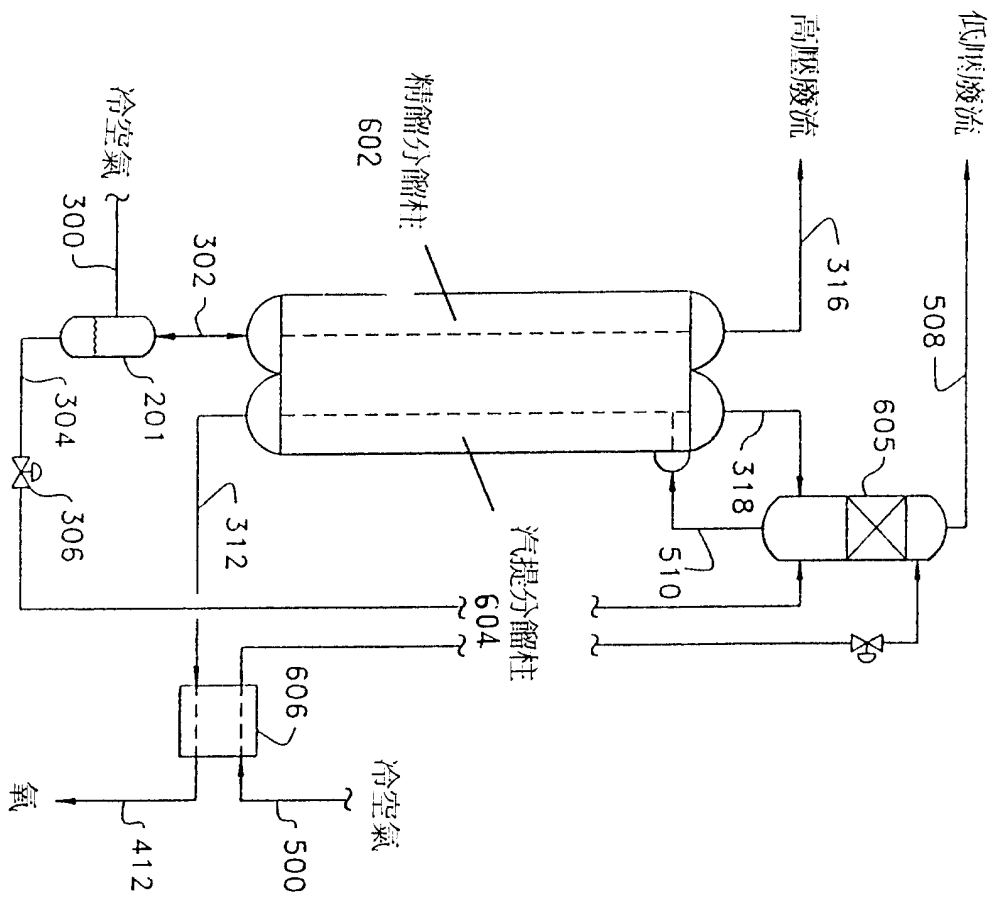


圖 3C

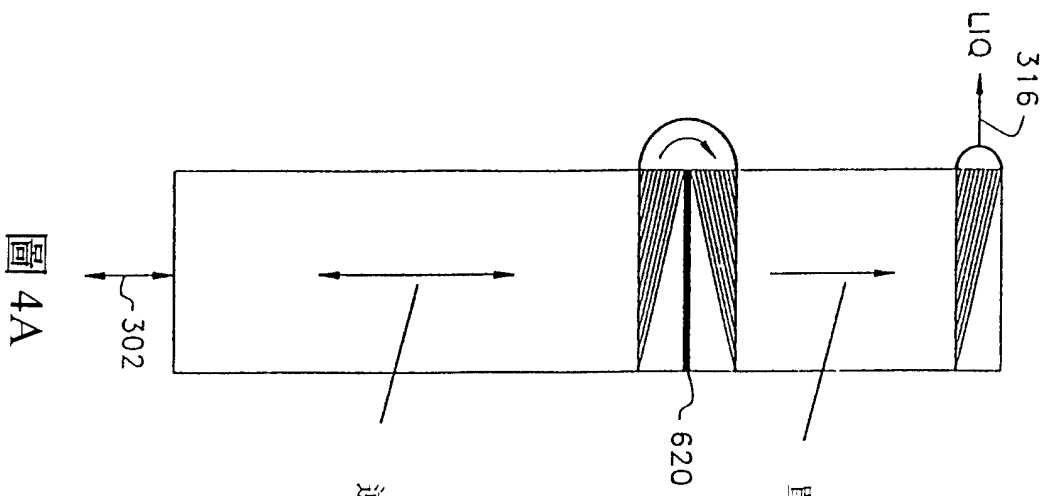


圖 4A

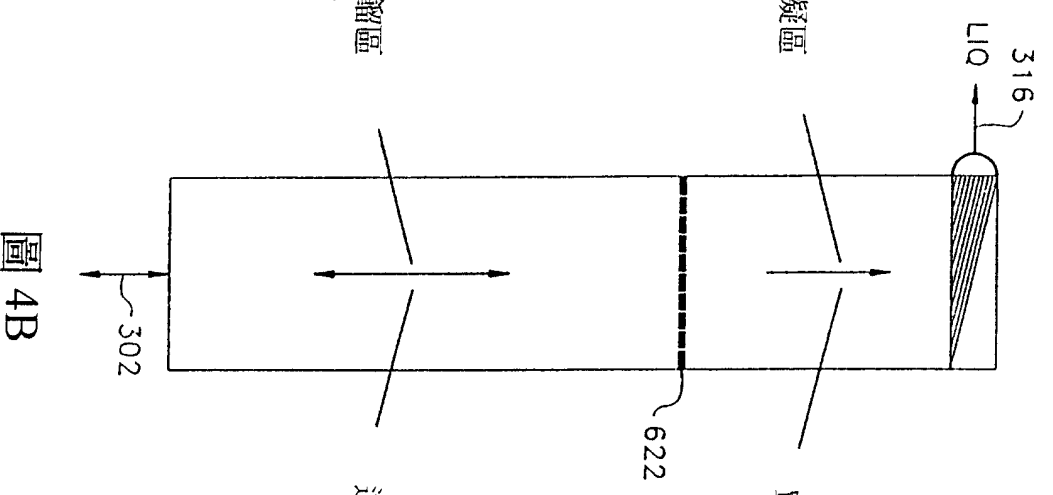


圖 4B

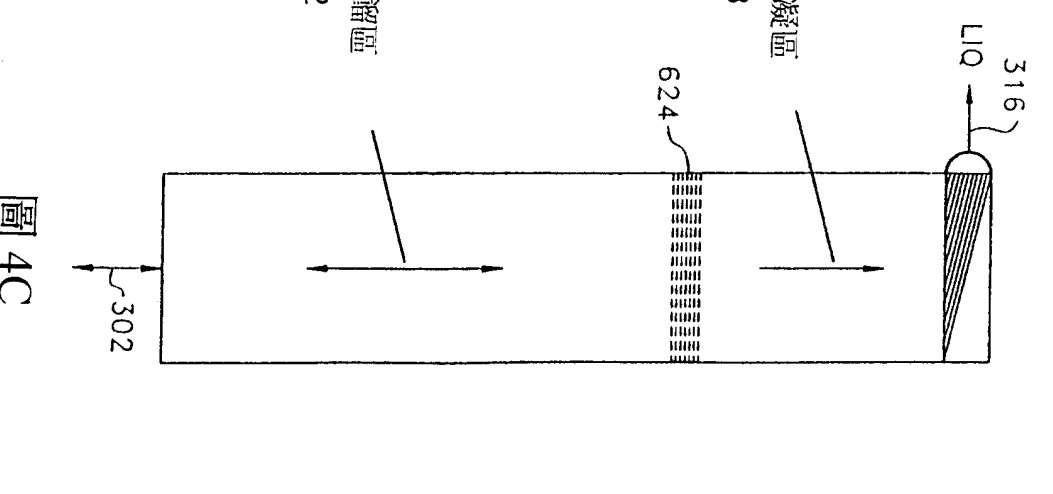


圖 4C

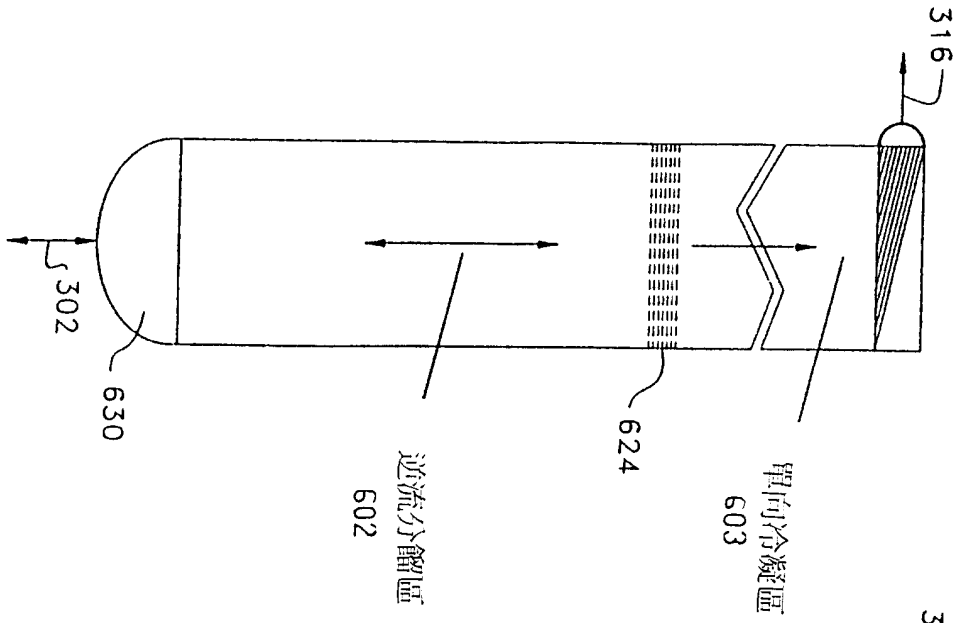


圖 5A

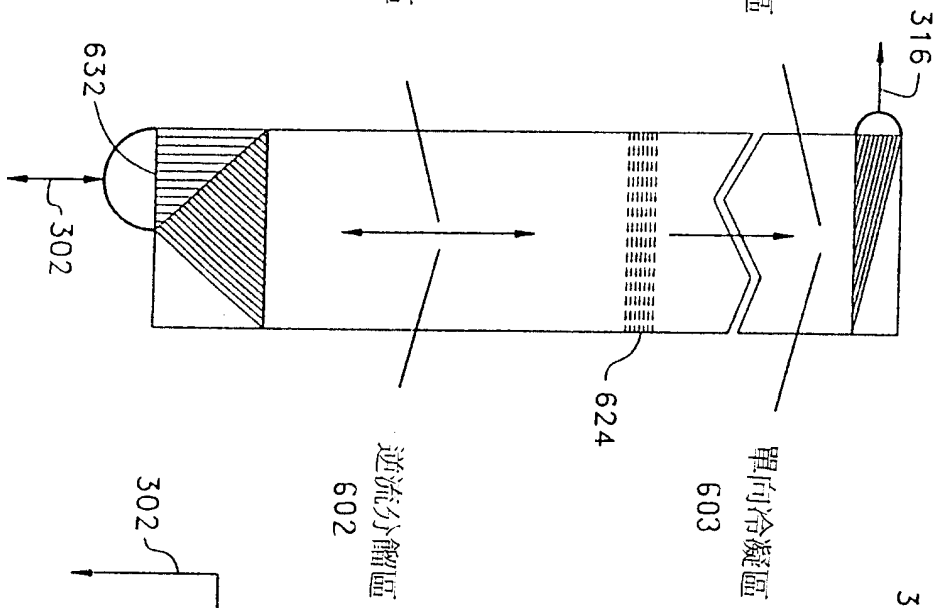


圖 5B

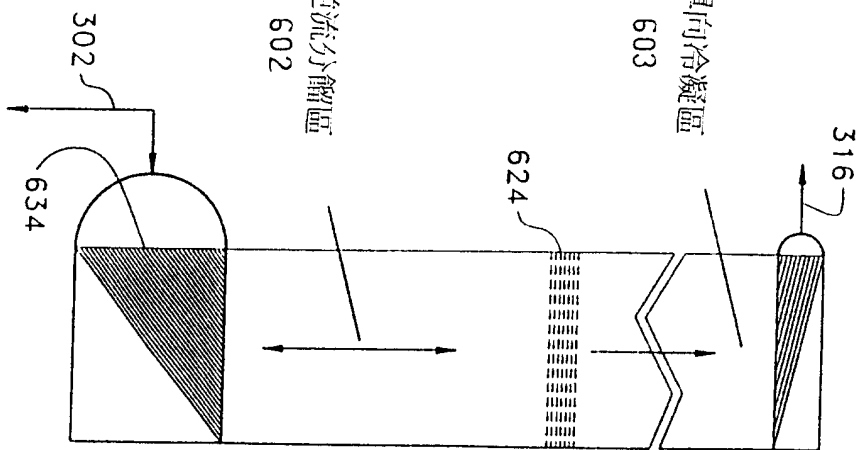


圖 5C

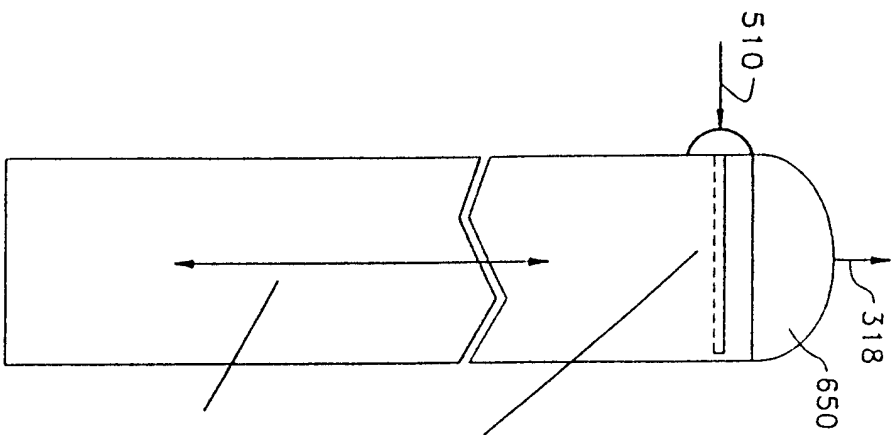


圖 6A

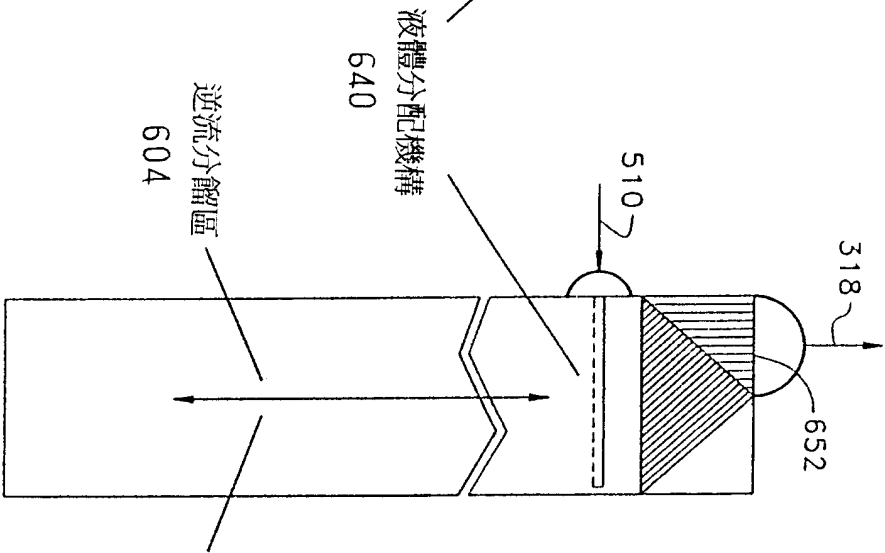


圖 6B

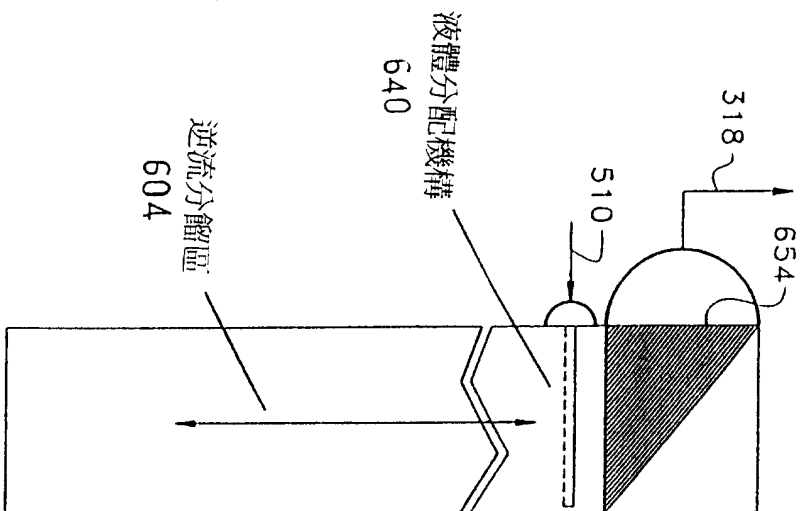


圖 6C

液體分配機構
640

逆流分離區
604

液體分配機構
640

逆流分離區
604

液體分配機構
640

逆流分離區
604

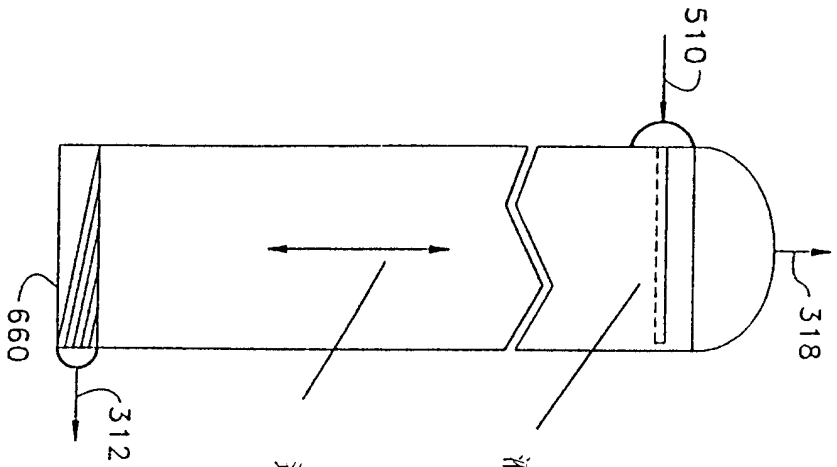


圖 7A

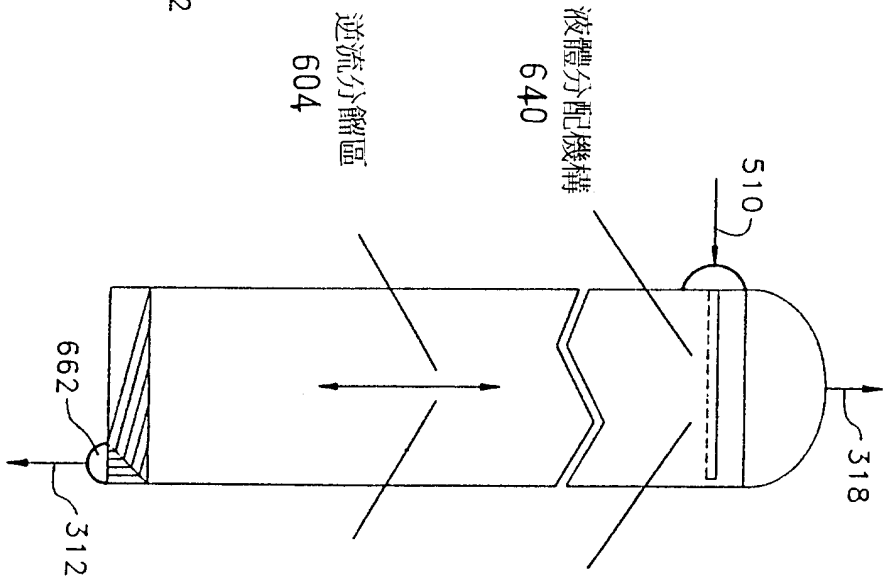


圖 7B

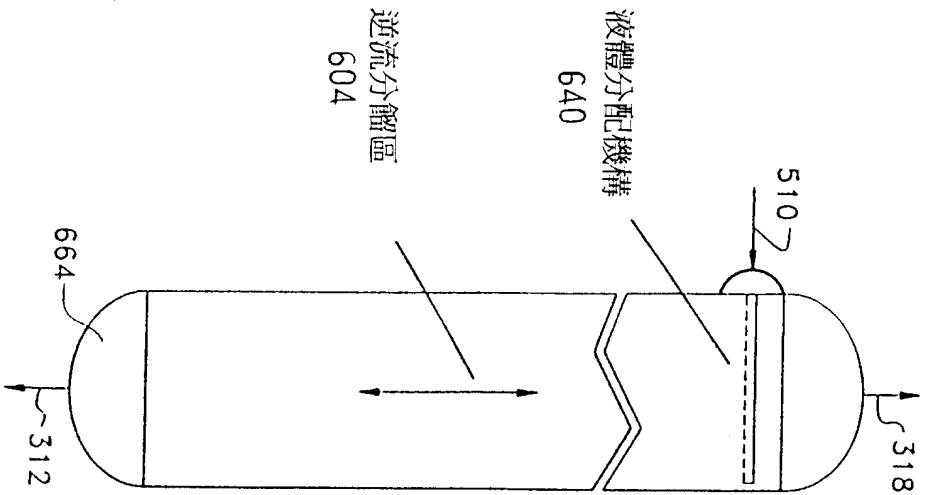


圖 7C

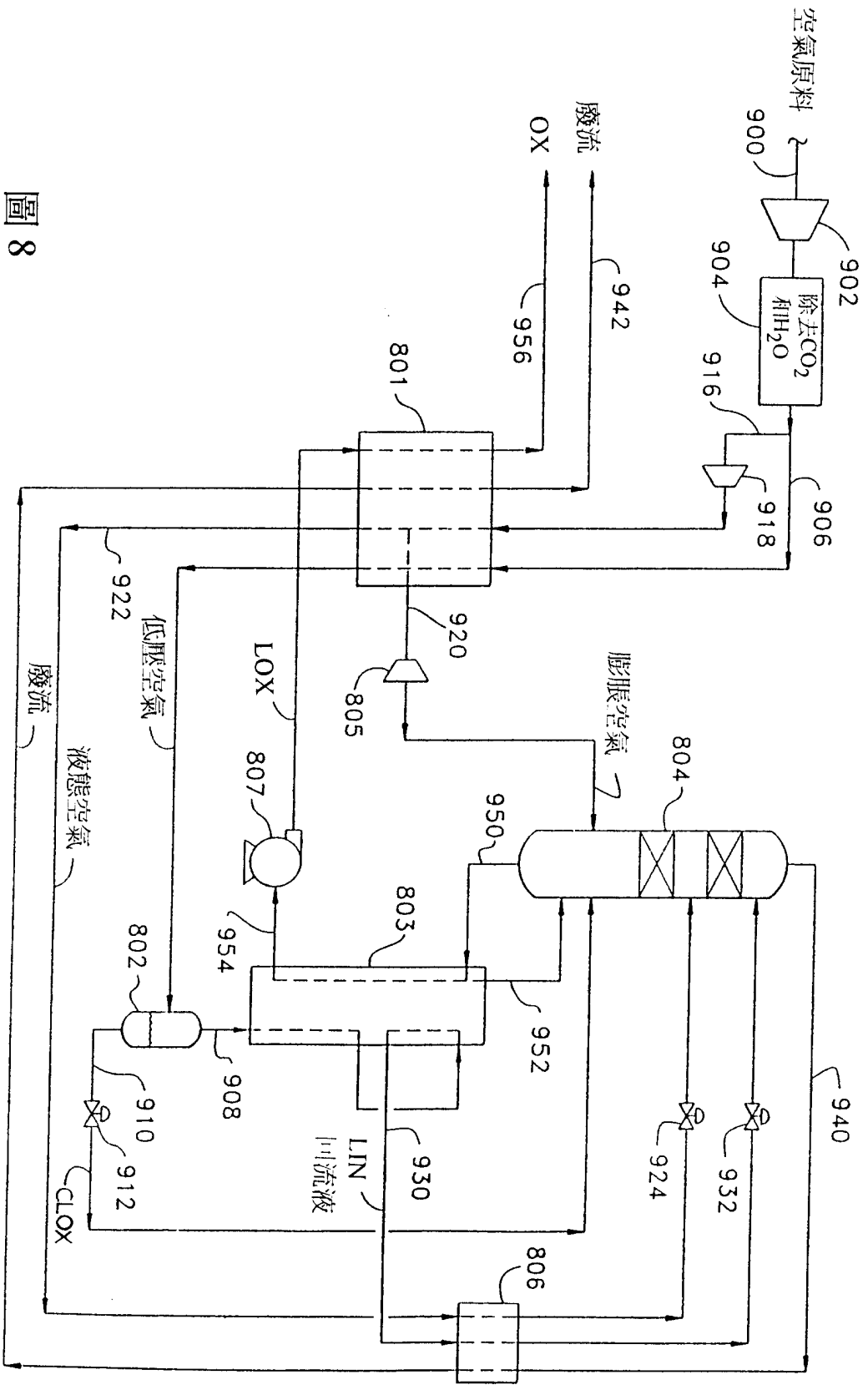


圖 8