

修正 91. 1. 21
本 年 月 日
補充

申請日期	87. 12. 23.
案 號	87121535
類 別	Int J 3/04

A4
C4

512218

中文說明書修正本 (91年元月)

(以上各欄由本局填註)

發明專利說明書

一、發明名稱	中 文	製造氮氣之方法及裝置
	英 文	METHOD AND APPARATUS FOR PRODUCING NITROGEN
二、發明人	姓 名	1. 約翰 道格拉斯 歐凱 2. 保羅 希吉柏森
	國 籍	均英國
三、申請人	住、居所	1. 英國蘇瑞省格德明市保曼巷48號 2. 英國蘇瑞省蓋弗德市艾德森路14號
	姓 名 (名稱)	英商BOC集團公司
三、申請人	國 籍	英國
	住、居所 (事務所)	英國蘇瑞省文德勒士漢市切塞路
三、申請人	代 表 人 姓 名	葛洛利亞·珍·史都

煩請委員明示，本案修正後是否變更原實質內容

裝
訂
線

(由本局填寫)

承辦人代碼：
大 類：
I P C 分類：

A6
B6

本案已向：

國（地區） 申請專利，申請日期： 案號： ，☐有 ☐無主張優先權
英 國 1997年11月24日 9724787.8 ☐有 ☒無主張優先權

有關微生物已寄存於： 寄存日期： ，寄存號碼：

裝
訂
線

五、發明說明 (1)

發明之領域

本發明係關於經由分離空氣而製造氮氣之方法及裝置。

經由精餾而分離空氣確實是相當習知的。精餾係一種方法，其中質量交換係發生在一液體下行流及一蒸氣上行流之間，使得該蒸氣上行流富含該欲分離混合物之易揮發成分及該液體下行流富含該欲分離混合物之不易揮發成分。

發明之背景

傳統上，空氣係在雙精餾管柱中分離，該管柱包括一較高壓精餾管柱，一較低壓精餾管柱，以及一冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路與該較高壓精餾管柱之較高區域相通且該再沸通路與該較低壓精餾管柱之較低區域相通。氮氣因此在該較高壓精餾管柱中分離且在該冷凝器-再沸器中冷凝。部分之該生成冷凝液係在該較高壓管柱中作為回流且另一部分之該冷凝液係因此用於該較低壓精餾管柱中。一富含氧氣之液態空氣餾出物係自該較高壓精餾管柱之底部取得並導入該較低壓精餾管柱之中間質量交換區域。一氮氣餾出物係在該較低壓精餾管柱之頂部獲得且一富含氧氣之餾出物係在其底部獲得。一氮氣產物係因此在該較低壓精餾管柱之壓力時獲得。許多工業方法，例如，經增加之油或氣體之回收，需要在高壓時供應氮氣，該較高壓精餾管柱往往是在相當過量的壓力時操作的。為了降低自該較低壓精餾管柱之壓力提昇該氮氣產物之壓力至供應氮氣方法所需壓力之所需運轉量，已知係自該較高壓精餾管柱取出一些蒸氣狀之氮氣產物。此方法之一態樣係對一既定尺寸之

五、發明說明(2)

空氣分離工廠及一既定純度及壓力之氮氣產物，該總動力消耗係首先與增加氮氣回收降至最小且隨後再次上升。此現象係導因自二個相反因素。當該氮氣回收係極低且該廢棄產物依然實質上為空氣時，該理想分離運轉(及因此動力消耗)係最小。當該廢棄氣體不含氮氣時，其係在最大。然而，當該回收係極低時，該方法之效率(實際運轉輸入/理想運轉輸入)係極低，因為該工廠係較其所需更大且發生自壓降及溫差之運轉損失係巨大的。相反地，當該回收高時，該方法之效率係較高。由於該回收係自100%而降低，故在最適宜回收時有一最小動力，在該條件時該下降之分離動力係恰好與該增加之運轉損失平衡，該損失係因該工廠愈來愈大而造成。該方法之總動力消耗典型上亦包括壓縮該氮氣產物所消耗之動力。自該較高壓管柱取出一部分氮氣產物係降低壓縮該氮氣產物所消耗之動力，但是降低了該氮氣回收。

其他方式亦可減少氮氣回收。例如，液態氮氣產物之生產需要一部分欲冷凝之進流空氣。此依次降低了在該冷凝器-再沸器中冷凝可用之蒸氣流。再次地，為了補償，需要較大，較低效率之工廠。

實務上，產生氮氣之已知雙管柱空氣分離工廠並不需要是為了最小動力消耗或最大氮氣回收而設計。反而，通常存在一較佳之操作包絡，其以動力消耗對氮氣回收所繪圖形之一特別區域表示，該實際最適係取決於外在的經濟環境。本發明之目標係提供製造氮氣之方法及裝置，其有效的

五、發明說明 (3)

使得該較佳操作包絡被移轉，該移轉係在沒有降低氮氣回收下往經減低動力消耗之方向，或在沒有增加動力消耗下往經增加氮氣回收之方向，或往二個方向。

本發明提供一種製造氮氣之方法，包括自空氣分離氮氣並冷凝經分離之氮氣，其中大部分或全部之氮氣係經由精餾而分離且至少一些該經冷凝之氮氣係在該精餾中作為回流，其特徵在於該氮氣係在三個或以上不同壓力時進行分離及冷凝。

本發明亦提供製造氮氣之裝置，包括自空氣分離氮氣之經配置之分離容器，一些或全部之該分離容器係精餾管柱，冷凝該氮氣之大多數冷凝器係被安排在使用時送回至少一些之該經冷凝氮氣至該經配置精餾管柱，以在其中作為回流，其特徵在於三個或以上之該氮氣冷凝器係被安排在彼此不同壓力時冷凝氮氣，且係與不同之分離容器連接，該容器依次地在彼此不同壓力時係可操作的。

經由在三個或以上不同壓力時分離及冷凝氮氣，該氮氣冷凝負荷係在該冷凝器之間分配，因而使得該整體空氣分離方法之相當有效率的操作(例如具有相當低之動力消耗)可以在相當高氮氣回收之條件下被維持，但該當高氮氣回收之條件將導致僅利用單一氮氣冷凝器之傳統方法之無效率操作，例如，傳統之雙精餾管柱方法。根據本發明之方法及裝置特別可使得該最低壓分離在3.5巴過量之絕對壓力時進行，而同時使得氮氣產物，特別是蒸氣態，自該最高壓分離取得，該最高壓分離典型係在8.5巴過量之絕對壓力時進

五、發明說明(4)

行。在一典型之例子中，於恆定空氣壓縮動力時，大約80%之該總氮氣產物可以在該最高分離壓力以約86%氮氣回收而製得，反之，在一相當傳統之雙管柱方法中，僅有60%之該總氮氣產物係在該較高壓精餾管柱之壓力時製得。因為較大部分之該氮氣係取自該較高壓精餾管柱，故當於壓力高於該較高壓精餾管柱之壓力時製造一氮氣產物時，該總動力消耗係被降低的。增加取自該較高壓精餾管柱之氮氣產物並非實現較低動力消耗之唯一方式。在一些根據本發明方法及裝置之實例中，可能選擇其它方式維持該產量，且降低消耗於壓縮該空氣之動力，而可實質上維持氮氣回收。為達成此方式，典型上使用一經配置管柱，其不僅包括較高壓及較低壓管柱，亦包括一輔助精餾管柱，其在較低壓之後較高壓管柱接收空氣。本發明方法及裝置替代地使得一液態氮氣產物之既氮氣回收及動力消耗貯存之比率較相當習知方法者為高成為可能。

該氮氣較佳係在相同於其冷凝之壓力下分離。此避免了在固有熱力學無效率內運用額外的設備，改變該氮氣在其分離之下游位置及其冷凝之上游位置之壓力之需要。

根據本發明方法及裝置之一些例子係經由精餾而分離所有氮氣。一些經分離氮氣會不純。典型上，該氮氣產物包含低於0.1體積百分比之不純物。然而，在其他例子中，一些典型上包含10至15體積%之氧氣之不純氮氣係經由部分蒸發一液態空氣流或一包含取自該精餾之氧氣及氮氣的液體流，且自該殘留液體釋放該生成蒸氣而分離。在此例中，

五、發明說明 (5)

該分離容器之一為相分離器，其係用以分離經由該部分蒸發而形成之蒸氣及液體混合物。該蒸發器可置於該空氣分離容器之上游或置於該空氣分離容器中。

發明之摘要

根據本發明方法及裝置之一些例子中，該經壓縮蒸氣空氣之第一流係在一雙精餾管柱中分離；在其他例子中，其係在三精餾管柱中分離。首先討論雙精餾管柱之例子。

較佳地，在雙精餾管柱之例子中，該經壓縮蒸氣狀空氣之第一流係在雙精餾管柱中分離，該管柱包括一較高壓精餾管柱，其中氮氣係在第一壓力時製造，一較低壓精餾管柱，其中氧氣係在低於該第一壓力之第二壓力時製造，及一冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路係與該較高壓精餾管柱之較高區域相通，使得在該第一壓力時冷凝氮氣，且該再沸通路係與該較低壓精餾管柱之較低區域相通；及一氮氣流係自該較低壓精餾管柱之較高區域取得且係在一第一另外冷凝器中於第二壓力冷凝。因為典型上不需要在該較低壓精餾管柱之較低區域製造純氧氣餾份，故此餾份可以是相當不純，典型上包含55至75體積%之氧氣，且可以因此被用於冷凝在該較低壓精餾管柱中分離而得之氮氣。是以，一富含氧氣液體流較佳係自該較低壓精餾管柱之較低區域取回且係用以在該第二壓力時冷凝該氮氣。

根據本發明方法及裝置之一些例子中，經壓縮蒸氣狀空氣之第二流具有氮氣，該氮氣係在第三壓力時於一第一輔助精餾管柱中自該空氣中分離，且該經分離之氮氣係在一第

五、發明說明 (6)

二另外冷凝器中冷凝。該第三壓力係低於該第一壓力但高於該第二壓力。經由利用該第一輔助精餾管柱，一部分必須經壓縮至該較高壓精餾管柱之壓力的空氣，可以在該第三壓力時分離，因此降低了運用於壓縮該空氣所需之總運轉量，且因此使得增加該空氣分離之整體效率成為可能。典型上，總經壓縮空氣之30至50%係在該第一輔助精餾管柱中分離。

操作該第二另外冷凝器係取決於在該第一輔助精餾管柱中分離之該進料空氣之精確比例。當該比例係在或接近30%，所有在該第一輔助精餾管柱中分離之氮氣較佳係經冷凝。富含氧氣之液體流較佳係自該較高壓精餾管柱之較低區域取回，係壓力降低，且係與在該第一輔助精餾管柱中分離之氮氣流進行非直接熱交換，使得於其中分離之氮氣流冷凝。該取回自該較高壓精餾之富含氧氣液體流，在其與在該第一輔助精餾管柱中分離之氮氣流熱交換之下游，較佳係在該低壓精餾管柱中分離。若送入該第一輔助精餾管柱分離之空氣比例增加，需要增加該第二另外冷凝器可得到的冷卻量或降低在該冷凝器之負荷。前者可經由使用取自該第一輔助精餾管柱之較低區域以冷卻該第一冷凝器之一股流而完成。在該第二另外冷凝器之負荷可經由自該管柱取得一些蒸氣之氮氣產物或經由自作為該目的之其他管柱之一導入液態氮氣而降低。

分離包含氧氣及氮氣之液體流之第二輔助精餾管柱可在除了該第一輔助精餾管柱外使用或用以替代該第一輔助精餾

五、發明說明 (7)

管柱。較佳地，在使用第二輔助管柱之根據本發明方法及裝置之例子中，包含氧氣及氮氣之液體流係自該較高壓精餾管柱之較低區域取回，係壓力降低，且具有在該第二輔助精餾管柱中於第四壓力時自其分離之氮氣，該第四壓力係低於該第一壓力但高於該第二壓力，經分離氮氣係在第三另外冷凝器中冷凝，且在該第二輔助精餾管柱之較低區域收集之液體係經再沸。典型地，在該第二輔助精餾管柱中分離之氮氣係不純的，包含5至15體積%之氧氣。若該第二輔助精餾管柱係用以替代該第一輔助精餾管柱，具有在該第四壓力自其分離氮氣之液體流典型上係富含氧氣。然而，若除了該第一輔助精餾管柱之外，使用該第二輔助精餾管柱，該液體流可具有大約相同於空氣之組合物。與該第二輔助精餾管柱聯合使用之再沸器典型上係使用取自該較高壓精餾管柱作為蒸氣之氮氣而加熱。結果，形成部分該雙精餾管柱之該冷凝器-再沸器可得到之加熱量係經降低。此具有優點，即在該較低壓精餾管柱之較低區域之最適-汽比例係易達成，且因此使得增加熱力學效率成為可能，其中該分離係在該較低壓精餾管柱中完成。可取自該較高壓精餾管柱之較低區域於該第二輔助精餾管柱中分離之液體比率當然係受限於可取自該較高壓精餾管柱且用以加熱與該第二輔助精餾管柱聯合之再沸器之氮氣蒸氣比率。用於加熱該再沸器之氮氣典型上係經由非直接熱交換而冷凝，該熱交換係與於其中經再沸之液體進行。

較佳地，液體流係取回自該第二輔助精餾管柱之較低區域

五、發明說明 (8)

，係壓力減低，且係與氮氣流進行非直接熱交換，該氮氣流係在該第二輔助精餾管柱中分離使得於其中分離之氮氣冷凝。取回自該第二輔助精餾管柱之液體流，在其與氮氣熱交換之下游，係導入該較低壓精餾管柱並於其中分離。

有許多替代該第二輔助精餾管柱之不同替代方案。一種係自此管柱省略全部之液-汽接觸裝置。當施以此方式，該管柱實際上成為一相分離器，不純的氮氣係製為蒸氣相。在此例子中，包含氧氣及氮氣之液體流較佳係自該較高壓精餾管柱之較低區域取回，係通過一閥而驟沸使在低於該第一壓力但高於該第二壓力之第五壓力時形成一驟沸氣體與殘留液體之混合物，該殘留液體係經部分蒸發，生成之不純氮氣氣體係經由自該殘留液體釋放而分離，且該不純氮氣氣體係在該第五壓力時冷凝。至少部分之該經冷凝不純氮氣較佳係被導入該較高壓精餾管柱之中間區域。剩餘之不純經冷凝液態氮氣較佳係被導入該較低壓精餾管柱。將不純液態氮氣導入該較高壓精餾管柱有助於增進在此管柱之較低區域之液-汽比例且因此促進自此管柱之頂部取回氮氣產物。殘留液體流典型上係被導入該較低壓精餾管柱於其中分離。

另一替代該第二輔助精餾管柱之方式係聯合使用該第一輔助精餾管柱與再沸器。此再沸器使得氮氣自形成部分雙精餾管柱之冷凝器-再沸器逸出且因此具有類似於該第二輔助精餾管柱之優點。

若使用三管柱精餾管柱替代雙精餾管柱，該經壓縮蒸氣狀

五、發明說明 (9)

空氣之第一流係在該三精餾管柱中分離，該三精餾管柱包括較高壓精餾管柱，其中氮氣在第一壓力時製造，較低壓精餾管柱，其中氮氣係在低於該第一壓力之第二壓力時製造，中間壓力精餾管柱，其中氮氣係在低於該第一壓力但高於該第二壓力之第三壓力時製造，第一冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路係與該較高壓精餾管柱之較高區域相通，使得在該第一壓力時冷凝，且該再沸通路係與該中間壓力精餾管柱之較低區域相通，以及第二冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路係與該中間壓精餾管柱之較高區域相通，使得在該第三壓力時冷凝，且該再沸通路係與該較低壓精餾管柱之較低區域相通。液體流較佳係取回自該較低壓精餾管柱之較低區域，係壓力降低，且係在第一另外冷凝器中，與在該較低壓精餾管柱中分離之氮氣蒸氣流進行非直接熱交換，使得冷凝該氮氣蒸氣流。

典型上，在該中間壓力精餾管柱中製造之氮氣係不純的，且至少部分在該第二冷凝器-再沸器中形成之冷凝液係被導入該較高壓精餾管柱之中間區域。此有助於增進在該較高壓精餾管柱之較低區域之回流比例且減少在該較高壓精餾管柱之較高區域之回流比例，且因此使得取自該較高壓精餾管柱作為產物之氮氣蒸氣比率增加。

該三精餾管柱較習知雙精餾管柱優越處為，其使得後者之冷凝器-再沸器所遭遇之冷凝負荷，分散在前者之二個冷凝器-再沸器。因此，通常與該三精餾管柱聯合使用第一輔助精餾管柱並非有利的。然而，若需要，可使用類似於該第

五、發明說明 (10)

二輔助精餾管柱之精餾管柱，利用來自該中間壓力精餾管柱之較低區域之液體流作為其進料。若需要，可自此管柱省略所有的液-汽接觸裝置使其事實上成為相分離器。

不考慮是否運用二精餾管柱或三精餾管柱於本發明之方法及裝置中，典型上冷凝欲分離之經壓縮蒸氣狀空氣第三股流係有利的，該冷凝係在非直接熱交換中完成，該熱交換係與取自該較高壓精餾管柱之經冷凝氮氣流進行。取自該較高壓精餾管柱之經冷凝氮氣流較佳係泵送至一較高壓力，該壓力係高於與該經壓縮蒸氣狀空氣第三股流進行熱交換之上游之第一壓力。該第三空氣流可經部分或完全冷凝。部分冷凝具有優點，即該冷凝器之冷凝通路及蒸發通路之間之平均溫差可小於該第三空氣流經完全冷凝者。生成之部分或完全經冷凝第三空氣流可用以提供該精餾管柱之進一步回流，特別是該較高壓精餾管柱，其中其可用以增加在該較高壓精餾管柱之較低區域之液-汽比例且降低在該較高區域之該比例，因而增加取自該較高壓精餾管柱之氮氣產物之比率。

根據本發明方法及裝置之例子亦係優越的，其中一雙精餾管柱或一三精餾管柱係用以壓縮欲分離之第四空氣流至較該第一空氣流為高之壓力，係使用外部運轉之操作以膨脹該經壓縮第四空氣流，且係用以將該經膨脹第四空氣流導入該較低壓精餾管柱或該第一輔助精餾管柱。此係有助於降低需於該較高壓精餾管柱中分離之空氣量之另一方式。膨脹該第四空氣流之外部運轉典型上係壓縮此股流之運轉

五、發明說明 (11)

之一部分。用以膨脹該第四空氣流之膨脹渦輪機(或習知為透平式膨脹機)係提供本發明方法及裝置冷凍作用。

本發明方法係特別適合在相當高壓時操作。因此，舉例而言，雙或三精餾管柱之較低壓精餾管柱可在壓力範圍典型為3.5至6巴於其頂部操作。

欲分離空氣流可自經壓縮空氣之來源取得，該來源已被純化，該純化係自其萃取水蒸氣，二氧化碳及若需要煙且該來源已被冷卻，該冷卻係與該空氣分離之產物進行非直接熱交換。

在此所用之"精餾管柱"乙詞包含任何蒸餾或分餾管柱，區域或區域，其中液相及汽相係逆流接觸以分離流混合物，例如，將汽相及液相在載於該管柱，區域或區域內之填料元件或一系列垂直分隔塔板或平板上接觸。精餾管柱在分離容器中可包含多個區域，以避免具有不當高度之單一容器。

圖式簡單說明

根據本發明方法及裝置將以實例配合所附圖式敘述，其中圖1至7皆係各個空氣分離工廠之流程圖。

在圖1中，氮氣係經由精餾管柱16、18及22加以分離，並由冷凝器20、24及26予以凝結，每一管柱在彼此不同之壓力下操作。

在圖2至圖4中，其等之基本配置係大致上相同於圖1。

在圖5中，除了圖1所示之管柱及冷凝器外，另設一精餾管柱80以便分離氮氣，其並裝設另一氮氣冷凝器84。

五、發明說明 (12)

在圖6中，管柱22被一含有閥132及分離器134之平頭分離器所取代，而不純之氮氣在冷凝器138中予以凝結。

在圖7中，三個精餾管柱216、218及220係在三種不同壓力下操作以便分離氮氣，而每一個精餾管柱216，218及220各有其頂部氮氣冷凝器222，224及226。

元件符號說明

2	主要空氣壓縮機	39	節流閥
4	吸附單元	40	入口
6	壓縮機	42	增壓壓縮機
8	主要熱交換器	44	後冷卻器
10	溫端	46	透平式膨脹機
12	冷端	48	口
14	雙精餾管柱	52	節流閥
16	高壓精餾管柱	54	口
18	低壓精餾管柱	56	管線
20	冷凝器-再沸器	58	管線
22	輔助精餾管柱	60	泵
26	第二另外冷凝器	70	冷凝器
28	出口	72	入口
30	熱交換器	74	泵
32	節流閥	76	出口
34	口	78	節流閥
38	出口	80	精餾管柱

五、發明說明 (13)

82	再沸器	218	低壓精餾管柱
84	冷凝器	220	中間壓力精餾管柱
86	節流閥	222	第一冷凝器-再沸器
88	節流閥	224	第二冷凝器-再沸器
90	入口	226	冷凝器
132	節流閥	227	出口
134	相分離器	228	熱交換器
136	蒸發器	230	節流閥
138	冷凝器	234	泵
140	節流閥	238	節流閥
146	泵	240	節流閥
158	入口	242	壓縮機
202	主要壓縮機	244	後冷卻器
204	純化單元	248	透平式膨脹機
208	主要熱交換器	250	相分離器
210	溫端	254	熱交換器
212	冷端	256	節流閥
214	三精餾管柱	262	出口
216	高壓精餾管柱	264	泵

發明之詳細說明

關於圖式之圖1，一股空氣流係在主要空氣壓縮機2中壓縮，該主要空氣壓縮機2具有後冷卻器(未示)與之連結，且係在吸附單元4中純化。該純化包括自該空氣流移除具相當

五、發明說明 (14)

高沸點之不純物，特別是水蒸氣及二氧化碳，其將在該工廠之低溫部分凍結。該單元4可藉壓力擺動吸附或溫度擺動吸附進行純化。該單元4可另外包括一或多層用以移除一氧化碳及氫氣不純物之觸媒。該一氧化碳及氫氣不純物之移除係述於EP-A-438 282。該吸附純化單元之構造及操成係相當習知的而不需在此作進一步之敘述。在該純化單元4之下，游該空氣係分成第一空氣流及第二空氣流。該第一空氣流係在另外壓縮機6中壓縮而進一步壓縮，該另外壓縮機6具有後冷卻器(未示)與之連結。該第二空氣流係與該另外壓縮機6旁通。該經純化第二空氣流及大部分之該經進一步壓縮、純化第一空氣流係流經主要熱交換器8，該流動係自該主要熱交換器8之溫端10流至其冷端12。該空氣因此被冷卻至適合藉精餾分離之溫度，且因而使該主要熱交換器8之冷端12為蒸氣態。

該經壓縮、蒸氣狀第一空氣流係在雙精餾管柱14中分離，該管柱14包括較高壓精餾管柱16，較低壓精餾管柱18，及冷凝器-再沸器20，其中該冷凝通路(未示)係與該較高壓精餾管柱16之較高區域相通，以冷凝於其中分離之氮氣，且該再沸通路(未示)係與該較低壓精餾管柱18之較低區域相通。

該蒸氣狀之經壓縮空氣之第一流係進入該較高壓精餾管柱16之較低區域之底部。該較高壓精餾管柱16包含液-汽接觸表面之部分(未示)，以使上行該管柱之蒸氣與在該冷凝器-再沸器20中冷凝之液態氮氣進行直接的質傳關係。結果，

五、發明說明 (15)

氮氣係自該經壓縮、蒸氣狀空氣之第一流分離。

該經壓縮、蒸氣狀空氣之第二流係導入該輔助精餾管柱22之較低區域之底部。氮氣係在該輔助精餾管柱22中自空氣分離，此方式類似於其在該較高壓精餾管柱16中分離。該管柱22係提供以液-汽接觸部分(未示)。在該輔助精餾管柱22中分離之氮氣係在第二另外冷凝器26中冷凝。部分生成之經冷凝氮氣係被送回該另外精餾管柱22，以提供該管柱回流。

富含氧氣液體流係通過出口28自該較高壓精餾管柱16之較低區域之底部取回，流經另外熱交換器30，因而被再冷卻，通過節流閥32，且係被導入該第二另外冷凝器26，以經由非直接熱交換而冷凝該於輔助精餾管柱22中分離之氮氣。結果，該富含氧氣液體流係經部分蒸發。生成之蒸氣流係被引導通過入口34，且殘餘之液體流係引導通過入口36，而進入該較低壓精餾管柱18並於其中分離。此外，富含氧氣之液體流係通過出口38而自該輔助精餾管柱22之較低區域之底部取回，係經由通過該熱交換器30而再冷卻，係經由節流閥39而降壓且係通過入口40而被導入該較低壓精餾管柱18並於其中分離。在該較低壓精餾管柱18中分離之另一股流之形成係經由取回部分在該主要熱交換器8之溫端10之上游之經進一步壓縮之第一空氣流、在增壓壓縮機42中將之壓縮至暫時較高壓力、在後冷卻器44中冷卻該空氣以自其移除壓縮熱、自該主要熱交換器8之溫端10通過該主要熱交換器8而進一步冷卻該空氣流、在溫度級數140K

五、發明說明 (16)

時自該主要熱交換器8之中間區域取回該經進一步冷卻之空氣流且在透平式膨脹機46中以外部運轉之操作將之膨脹。生成之經膨脹空氣流隨後係通過入口48而被導入該較低壓精餾管柱18。該透平式膨脹機46係被該增壓壓縮機42所驅動，如圖1所示，且係與該增壓壓縮機42連結。

被導入該較低壓精餾管柱18之不同股流係在其中分離，其方式類似於在該較高壓精餾管柱16中分離空氣。液-汽接觸部分(未示)係在該管柱18中提供以作為此目的。氮氣係自該較低壓精餾管柱18之頂部取回且係在該第一另外冷凝器24中冷凝。至少部分之生成冷凝液係在該較低壓精餾管柱18中作為回流。通過該管柱18之向上蒸氣流係經由沸騰在該冷凝器-再沸器20之再沸通路(未示)之液體而產生。此沸騰係經由與在該冷凝器-再沸器20之冷凝通路(未示)中之冷凝氮氣進行非直接熱交換而完成。為了冷凝在該第一另外冷凝器24中之氮氣，典型上具有氧氣莫耳分數0.55至0.75，較佳界於0.65及0.72，之富含氧氣液體係通過出口50自該較低壓精餾管柱18之較低區域之底部取回，係通過節流閥52而降壓，且係被導入該冷凝器24。由於在該冷凝器24中與該冷凝氮氣進行熱交換，該富含氧氣液體係被蒸發。生成之蒸氣係通過出口54自該冷凝器24取回，係通過該熱交換器30而加溫，因而提供其中之再冷卻流所需之部分冷卻作用，且係進一步加溫至約室溫，該進一步加溫係自該主要熱交換器之冷端12通過其溫端10而達成。該富含氧氣流可自該主要熱交換器8之溫端10作為廢棄產物排出。

五、發明說明 (17)

較低壓氮氣產物流係自該較低壓精餾管柱之頂部取回且係流經管線56而流至另外熱交換器30。該較低壓氮氣流係經由通過該另外熱交換器30而加溫，因而提供其中之再冷卻流所需之部分冷卻作用。該經加溫之較低壓氮氣流係自該熱交換器30流過該主要熱交換器8，流過該主要熱交換器8係自其冷端12流至其溫端10，且該經加溫之較低壓氮氣流係因而被加溫至大約室溫。若需要，該較低壓氮氣流可被進一步壓縮。較高壓氮氣產物係自該較高壓精餾管柱16之頂部取回且經由管線58而流至該另外熱交換器30。類似於其它氮氣流，其係經由通過該熱交換器而加溫且從該主要熱交換器8之冷端12流至其溫端10而通過該主要熱交換器8，且在大約室溫時作為產物取回。若需要，該較高壓氮氣產物可被進一步壓縮。

如先前所提及，氮氣冷凝液係分別在該冷凝器-再沸器20及在該第一及第二另外冷凝器24及26中形成。該第二另外冷凝器26係在超過該輔助精餾管柱22之回流所需量之速率冷凝氮氣。該過量之氮氣冷凝液係因而被輸出至該雙精餾管柱14。典型上，如圖式所示，來自該第二另外冷凝器26之過量氮氣冷凝液與來自該第一另外冷凝器之類似過量氮氣係一起被泵60而泵送以在較高壓精餾管柱16中補充該液態氮氣回流。替代地，取決於該工廠之操作參數，該冷凝器-再沸器20可以超過該較高壓精餾管柱16之回流所需量而製造液態氮氣。該過量之液態氮氣可與在該第二冷凝器26中製造之過量液態氮氣一起利用作為在該較低壓精餾管柱

五、發明說明 (18)

18中之回流。在另一替代方式，過量之液態氮氣可作為產物取得。在圖1所示之工廠操作之第一典型例子中，該較高壓精餾管柱16可於其底部在壓力約8.3巴時操作，該較低壓精餾管柱18可於其底部在壓力約3.8巴時操作且該輔助精餾管柱22係於其底部在壓力約6.0巴時操作。

在該第一例子中，該廢棄之富含氧氣流具有氧莫耳分數相當於0.622(對應於85%之氮氣回收)，71.5%之該空氣係在壓力為8.25巴時供給至該較高壓精餾管柱16，17.5%之該空氣係在壓力為6.0巴時供給至該輔助精餾管柱22，且11%之該空氣係在壓力為3.9巴時自該透平式膨脹機46供給至該較低壓精餾管柱18。60.5%之氮氣產物係取自該較高壓精餾管柱16且39.5%係取自該較低壓精餾管柱18。

在比較例中，於相同之氮氣回收下，該輔助精餾管柱22及與之相連之冷凝器26係省略。該較高壓及較低壓精餾管柱係於相同於上述實例之壓力時操作。所有先前被送至該輔助精餾管柱22之空氣，係代以包含在流入該較高壓精餾管柱之空氣中。因此，需消耗額外之動力以提昇此空氣餾份至該較至精餾管柱之壓力，即17.6%之總進流空氣流係於壓力為2.25巴時被供給，該壓力高於上述實例者。因此，根據本發明之實例表現出較低之總動力消耗。

在圖1所示之工廠操作之第二實例中，該廢棄之富含氧氣流具有相當於0.694之氧氣莫耳分數(對應於89%之氮氣回收)。該較高壓精餾管柱16係於其底部在壓力為9.1巴時操作，該輔助精餾管柱22係於其底部在壓力為6.5巴時操作，且

五、發明說明 (19)

該較底壓精餾管柱18係於其底部在壓力為4.2巴時操作。在此例子中，44%之該氮氣產物係自該較高壓精餾管柱16取得且56%係自該較低壓精餾管柱取得。雖然該氮氣回收增加，因而使得該工廠尺寸被減少，但是總動力消耗卻增加。

不同的修正方式可使用於圖1所示之工廠。例如，為增加氮氣之回收，在該廢棄流中之氧莫耳分數可被增加至0.7。結果，該冷凝器-再沸器20之冷凝通路需要在較高壓力時操作，且因而需要提昇該空氣壓縮機6之出口壓力。其他修正方式係示於所附圖式之圖2至5。關於圖2，其中所示之工廠一般係類似於圖1所示者，除了省略該另外壓縮機6及與之相連之後冷卻器以及將該透平式膨脹機46之排氣排至該輔助精餾管柱22而非排至該較低壓精餾管柱18。此配置具有優點，即降低通過該主要熱交換器8之次數以及免除圖1所示壓縮機6之需要。再者，該純化單元4可在較圖1所示工廠中相等單元為高之壓力下操作。

關於所附圖式之圖3，其中所示之工廠一般係類似於圖2所示者，除了該全部之進流空氣流係通過該增壓壓縮機42。該空氣流係在中間分至該後冷卻器44及該主要熱交換器8之溫端10。該分流空氣流之一部分係從該主要熱交換器8之溫端10流至其冷端12，以作為第一空氣流，且進入該較高壓精餾管柱16。該分流空氣流之另一部分係在該主要熱交換器8中冷卻至溫度級數為140K且係於該透平式膨脹機46中膨脹，該膨脹機46係排氣至該輔助精餾管柱22。

五、發明說明 (20)

關於圖式之圖4，其中所示之工廠一般係類似於圖1所示者，除了下列之例外。首先，在該主要熱交換器8之下游之一些第一空氣流係在冷凝器70中部分或全部冷凝，且係通過入口72而導入該較高壓精餾管柱16之中間質量交換區域。第二，沒有高壓氮氣產物自該較高壓精餾管柱16之頂部以蒸氣態取得。取而代之，經冷凝之液態氮氣流係以泵74從該較高壓精餾管柱16之頂部泵送通過該另外熱交換器30且係在該熱交換器70中與其中冷凝空氣進行非直接熱交換關係而蒸發。因此，提供了空氣冷凝所需之冷卻。為了維持在該熱交換器70中蒸發與冷凝流之間之低壓差，泵74係提昇該液態氮氣之壓力至高於該較高壓精餾管柱16之頂部者。該經蒸發氮氣係自該熱交換器70通過且係加溫至大約室溫，該加溫係經由從該主要熱交換器8之冷端12通至其溫端10而完成。該氮氣流係作為該高壓氮氣產物取得。第三個不同處在於，具有大約相同於空氣組成之包含氧氣及氮氣之液體流係通過出口76而自該較高壓精餾管柱16取回，該出口76係具相同於入口72之水平面。該液體混合物係通過該另外熱交換器30而再冷卻，係通過節流閥78，且係導入該較低壓精餾管柱18而分離。

相較於圖1之工廠，利用該泵74"內壓縮"該氮氣，可使該精餾管柱之操作壓力被提昇。相較於圖1所示之工廠操作之第一例，圖4所示工廠之較高壓精餾管柱之底部壓力可被提昇約4巴至12.25巴，而依然可得到66%之氮氣回收。然而，僅有44%之氮氣產物可自該較高壓精餾管柱取得。導入

五、發明說明 (21)

該內壓縮步驟具有將"外"壓縮之運轉自該氮氣壓縮機(未示)移轉至該空氣壓縮機2之效果。關於所附圖式之圖5,其中所示之工廠及其操成一般係類似於圖4所示者,除了圖5所示工廠包括提供以再沸器82及冷凝器84之一額外精餾管柱80,以補充不純的液態氮氣至形成於該雙精餾管柱14之冷凝器-再沸器20中之液態氮氣冷凝液。因此,不用將取自出口76之液體混合物流進料至該較低壓精餾管柱18,改以將此流導入該精餾管柱80之底部區域且於其中分離。至此,閥78係在其出口側與該管柱80之底部相通。一部分在該管柱80之底部收集之生成液體係以再沸器82再沸以形成上行之蒸氣流。質量交換係發生在該流與下行液體回流之間。結果,不純的氮氣蒸氣係在該管柱80之頂部形成。此氮氣蒸氣典型上包含5至15體積%之氧氣,。其係在冷凝器84中冷凝。一部分冷凝液係形成管柱80之回流,且剩餘者係通過節流閥86且進入該較低壓精餾管柱18以補充其中之液體回流。

富含氧氣之液體流係自該精餾管柱80之底部取回,係經由通過節流閥88而降壓,且係用以冷卻該冷凝器84。該富含氧氣之液體流係在該冷凝器84中蒸發,該蒸發係經由與冷凝不純的氮氣進行非直接熱交換而完成。生成之蒸氣係通過入口90而導入該較低壓精餾管柱18中。該再沸器82係經由取回自該較高壓精餾管柱之頂部之氮氣蒸氣流而加熱。生成之冷凝液係當作回流而送回該較高壓精餾管柱16之頂部。

五、發明說明 (22)

與圖4所示之工廠相較，將該額外之精餾管柱80導入圖5所示之工廠，係可使較高比例之氮氣產物自該較高壓精餾管柱16取回，或可使較多比例之空氣在該輔助精餾管柱22中分離而沒有氮氣回收之損失。換言之，總動力消耗可被降低，不論是經由降低"外壓縮"氮氣之運轉或降低壓縮空氣之運轉。

關於圖6，其中所示工廠具有許多相似於圖1所示者，利用類似於壓縮機2、6及42與透平式膨脹機46之配置，及類似之純化單元4、主要熱交換器8及雙精餾管柱14。然而，省略該輔助精餾管柱22且因此在該精餾管柱22之操作壓力時沒有空氣流通過該主要熱交換器8。取而代之，取自該較高壓精餾管柱16底部之富含氧氣液體流內閃蒸通過節流閥以形成在閃蒸氣體與殘留液體之混合物，該混合物係在相分離器中分離，且該殘留液體係部分再沸以形成液體及蒸氣流，該液體及氣體蒸氣流係飼入該雙精餾管柱14。因此，取自該較高壓精餾管柱16之出口28之該富含氧氣液體流，係在該另外熱交換器30之較高溫部分再冷卻。(如圖6所示，該另外熱交換器30具有較高溫及較低溫部分，該部分係彼此分離，雖然該部分可以形成一單獨單元之一部分。)該經再冷卻之富含氧氣流體係閃蒸通過節流閥132而進入相分離器134，其中該生成之閃蒸氣體係自殘留液體分離。該殘留液體係在蒸發器136中部分蒸發。在該相分離器134中之蒸氣相係由典型上包含10至15體積%之氧氣之不純氮氣所組成。此氮氣流係自該相分離器134之頂部取回且係在冷凝器

五、發明說明 (23)

138中冷凝。該生成之冷凝液係分為四支分離流。此等流之第一流係經由通過該另外熱交換器30之較低溫部分而再冷卻，係經由通過節流閥140而降壓且係導入該較低壓精餾管柱18作為不純的液態氮氣回流。來自該冷凝器138之第二股氮氣冷凝液流係回流至該相分離器134。該第三及第四流係藉泵146而泵送至該較高壓精餾管柱16之中間質量交換區域，該第三流係經由通過該另外熱交換器30之較高溫部分而加溫且該第四流係繞過該熱交換器30。將該第三及第四流導入該較高壓精餾管柱16係有助於增進在該管柱16之較低區域之液-汽比例，因而可自該較高壓精餾管柱16取得更多作為產物之氮氣。

該蒸發器136之加熱作用係由取自該較高壓精餾管柱16之頂部的氮氣蒸氣流所提供。該氮氣係由於其與在該蒸發器136中之蒸發液體進行非直接熱交換而冷凝。該氮氣冷凝液係回流至該精餾管柱16之頂部作為回流。富含氧氣之液體流係取自該相分離器134之底部，係經由通過節流閥156而降壓及降溫且係用以提供該冷凝器138所需之冷卻作用。結果，該富含氧氣液體流係至少部分被蒸發。生成流係通過入口158而導入該較低壓精餾管柱18。

所取得之產物流係類似於圖1所示工廠所得者，除了取自該出口58之高壓氮氣流係繞過該另外熱交換器30。

在圖6所示工廠之一條正方式中，該相分離器134可被一另外安裝管柱取代，該管柱典型上包含高達15個理論塔板。

圖6所示之工廠可使該較高壓精餾管柱16在對應於圖4及5

五、發明說明 (24)

所示工廠管柱之操作壓力下操作，而沒有氮氣回收之損失。再者，類似於圖5所示廠之氮氣產物比例可自該較高壓精餾管柱取得。然而，由於省略了該輔助精餾管柱22，需要消耗更多運轉以壓縮該進流空氣。

關於所附圖式之圖7，空氣流係在主要壓縮機202中壓縮，係在後冷卻器(未示)冷卻且係具有水蒸氣、二氧化碳及在純化單元204自其移除之其它不純物。該純化單元204及其操作係類似於在此所述及之前圖1所述之純化單元4。經純化空氣流係分為二支。此等流之第一流係自主要熱交換器208之溫端210流過其冷端212且係因此冷卻至適於藉精餾將之分離之溫度。該分離係在三精餾管柱214中完成，該管柱214包括較高壓精餾管柱216、較低壓精餾管柱218、中間壓力精餾管柱220、第一冷凝器-再沸器222，其具有與該較高壓精餾管柱216之較高區域相通之冷凝通路及與該中間壓力精餾管柱220之較低區域相通之再沸通路，以及第二冷凝器-再沸器224，其具有與該中間壓力精餾管柱220之較高區域相通之冷凝通路及與該較低壓精餾管柱218之較低區域相通之再沸通路。該較低壓精餾管柱218之較高區域係與冷凝器226相通。該精餾管柱216、218及220皆包含液-汽接觸部分(未示)，可使得質量交換在上行蒸氣及下行液體之間發生。該液-汽接觸部分可為蒸餾搭板，或填充例如結構填充。

該第一空氣流係導入該較高壓精餾管柱216之底部區域且具有氮氣且具有自其分離之氮氣。該氮氣係在該第一冷凝器再沸器222中冷凝且所有生成之冷凝液係回流至該管柱216

五、發明說明 (25)

作為回流。富含氧氣之液體流係通過出口227而自該較高壓精餾管柱216之底部取回，係在另外熱交換器228中再冷卻，係藉通過節流閥230而降壓且係導入該中間壓力精餾管柱220之底部。

在該管柱220之底部之液體係藉該第一冷凝器-再沸器222而部分再沸。不純之氮氣係在該管柱220中自該蒸氣分離。不純的氮氣流係自該中間壓力精餾管柱220之較高區域取回，此股流典型上包含約10體積%之氧氣。此不純的氮氣流在該第二冷凝器再沸器224中冷凝。該流之第一部分係回流至該中間壓力精餾管柱220之頂部作為回流。該流之第二部分係藉泵234通入該較高壓精餾管柱216之中間質量交換區域且因而提供該管柱216之較低區域之回流。經由利用此不純的液態氮氣流於該較高壓精餾管柱216中，取自該管柱216頂部之總氮氣產物之比例係增加。此流之第三部分係藉通過節流閥238而降壓且係導入該較低壓精餾管柱218中。

富含氧氣之液體流係自該中間壓力管柱220之底部取回，係通過節流閥240而降壓且係導入該較低壓精餾管柱218以在其中分離。在該管柱218中分離之另外液體流係自經純化空氣之第二流而形成。此流係進一步在壓縮機242中壓縮，係在後冷卻器244中冷卻，係藉通過該主要熱交換器208而冷卻至約135k之溫度，係在該溫度時自該熱交換器208取回，係在透平式膨脹機248藉外部運轉操作而膨脹且係導入該較低壓精餾管柱218中以在其中分離。導入該較低壓精餾管柱218之流係分離為相當純的氮氣及不純的液態氧氣餾份，該氮

五、發明說明 (26)

氣係包含低於0.1體積%之不純物而在該管柱218之頂部且該氧氣餾份典型係包含55至70體積%之氧氣而在該管柱之底部。

氮氣蒸氣之第一流係取自該管柱218之頂部，係在該冷凝器226中冷凝且係回流至該管柱218作為回流。該富含氧氣之液體流係取自該精餾管柱218之底部，且係在該第二冷凝器-再沸器224中部分再沸。該部分經再沸流具有釋放自相分離器250中蒸氣之液體。生成之蒸氣相係回流至該管柱218之底部。殘留之液體流係通過熱交換器254而再冷卻，係通過節流閥256而降壓且係導入該冷凝器226以提供其中冷凝氮氣所需要之冷卻。結果，該富含氧氣液體流係被蒸發。生成之富含氧氣蒸氣係流過該熱交換器254及228且因此提供此等熱交換器所需之冷卻。該富含氧氣蒸氣係來自該熱交換器228且自該主要熱交換器208之冷端212流過其溫端210。其典型上係自該工廠排入大氣作為廢棄流。氮氣之第二流係取自該較低壓精餾管柱218作為產物，且係流過該熱交換器254、228及208，結果因此而提供該熱交換器254及228尚需之冷卻。低壓氮氣產物流係因此在約室溫時形成。此外，高壓氮氣產物流係通過出口262而自該較高壓精餾管柱216之頂部取得，且係藉通過該主要熱交換器208而加溫至約室溫。

典型上，該冷凝器226係冷凝較該低壓精餾管柱218所需回流為多之氮氣。過量之液態氮氣回流係通過泵264而進入該較高壓精餾管柱216以補充其中之回流。

在圖7所示之空氣分離工廠操作之典型例子中，該較高壓

五、發明說明 (27)

精餾管柱216之頂部之壓力係約10.5巴，該較低壓精餾管柱218之頂部之壓力係約4巴，且該中間壓力精餾管柱220之頂部之壓力係約6.5巴。該透平式膨脹機248具有入口壓力13.6巴。大約80%之氮氣產物係通過出口262自該較高壓精餾管柱216取得。氮氣之回收率係86%。

裝

訂

線

四、中文發明摘要 (發明之名稱： 製造氮氣之方法及裝置)

氮氣係經由將其自空氣分離而製造。經分離之氮氣係被冷凝。大部分或全部的該氮氣係藉精餾而分離。至少一些該經冷凝氮氣係在該精餾中作為回流。該氮氣係在三或多個不同壓力進行分離及冷凝。例如，空氣係在經配置精餾管柱中分離，該管柱包括雙精餾管柱14(其本身包括一個較高壓管柱16及一個較低壓管柱18)及輔助精餾管柱22。在該管柱16分離之氮氣係在冷凝器-再沸器20中冷凝；在該管柱18分離之氮氣係在冷凝器24中冷凝，以及在該管柱22分離之氮氣係在冷凝器26中冷凝。

英文發明摘要 (發明之名稱： METHOD AND APPARATUS FOR PRODUCING NITROGEN)

Nitrogen is produced by separation of it from air. Nitrogen so separated is condensed. Most or all of the nitrogen is separated by rectification. At least some of the condensed nitrogen is employed as reflux in the rectification. The nitrogen is both separated and condensed at three or more different pressures. For example, air separated in an arrangement of rectification columns comprising a double rectification column 14 (itself comprising a higher pressure column 16 and a lower pressure column 18) and an auxiliary rectification column 22. Nitrogen separated in the column 16 is condensed in condenser -reboiler 20; nitrogen separated in the column 18 is condensed in condenser 24, and nitrogen separated in the column 22 is condensed in condenser 26.

煩請委員明示，本案修正後是否變更原實質內容

六、申請專利範圍

1. 一種製造氮氣之方法，包括自空氣分離氮氣及冷凝經分離氮氣，其中大部分或所有的氮氣係藉精餾分離且至少一些經冷凝氮氣係在該精餾中作為回流，其特徵在於該氮氣係在三或更多個不同壓力下分離並冷凝。
2. 根據申請專利範圍第1項之方法，其中氮氣產物係取自分離進行之最高壓力。
3. 根據申請專利範圍第1項之方法，其中該氮氣係在相同於其冷凝之壓力時分離。
4. 根據申請專利範圍第1項之方法，其中經壓縮蒸氣狀空氣之第一流係在雙精餾管柱中分離，該管柱包括一較高壓精餾管柱，其中氮氣係在第一壓力時製造，一較低壓精餾管柱，其中氮氣係在低於該第一壓力之第二壓力時製造，及一冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路係與該較高壓精餾管柱之較高區域相通，以在該第一壓力時冷凝氮氣，且該再沸通路係與該較低壓精餾管柱之較低區域相通；且氮氣流係取自該較低壓精餾管柱之較高區域且係在該第二壓力時冷凝。
5. 根據申請專利範圍第4項之方法，其中經壓縮蒸氣狀空氣之第二流具有在第一輔助精餾管柱於第三壓力時自其分離之氮氣，且經分離之氮氣係被冷凝，其中該第三壓力係低於該第一壓力但高於該第二壓力。
6. 根據申請專利範圍第5項之方法，其中一液體流係取自該較高壓精餾管柱之較低區域，係降壓，且具有在第二輔助精餾管柱於第四壓力時自其分離之氮氣，該第四壓

六、申請專利範圍

力係低於該第一壓力但高於該第二壓力，且經分離氮氣係被冷凝，且在該第二輔助精餾管柱之較低區域收集之液體係經再沸。

7. 根據申請專利範圍第4及5項之方法，其中一液體流係取自該較高壓精餾管柱之較低區域且係通過閥而閃蒸，以於低於該第一壓力且高於該第二壓力之第五壓力時形成閃蒸氣體及殘留液體之混合物，該殘留液體係部分經蒸發，生成之不純氮氣氣體係自該殘留液體釋放而分離，且該不純氮氣氣體係在該第五壓力時冷凝。
8. 根據申請專利範圍第1項之方法，其中第一空氣流係在三精餾管柱中分離，該管柱包括一較高壓精餾管柱，其中氮氣係在第一壓力時製造，一較低壓精餾管柱，其中氮氣係在低於該第一壓力但高於該第二壓力之第三壓力時製造，一第一冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路係與該較高壓精餾管柱之較高區域相通，以在該第一壓力時冷凝氮氣，且該再沸通路係與該中間壓力精餾管柱之較低區域相通，及一第二冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路係該中間壓力精餾管柱之較高區域相通，以在該第三壓力時冷凝氮氣，且該再沸通路係與該較低壓精餾管柱之較低區域相通。
9. 一種製造氮氣之裝置，包括自空氣分離氮氣之分離容器配置，一些或所有的該分離容器係精餾管柱，及冷凝該氮氣之數個冷凝器，其在使用時被安排將至少一些之該經冷凝氮氣送回該精餾管柱，於其中作為回流，其特徵

六、申請專利範圍

在於三或多個該氮氣冷凝器係被安排在彼此不同之壓力時冷凝氮氣且係與不同之分離容器連接，該不同之分離容器依次係在彼此不同之壓力時為可操作的。

10. 根據申請專利範圍第9項之裝置，其中所有的分離容器皆係精餾管柱。
11. 根據申請專利範圍第9項之裝置，其中該分離容器之一係相分離器，其用以分離具蒸氣及液體之混合物，且具有與之相連用以部分蒸發液體之蒸發器。
12. 根據申請專利範圍第9項之裝置，其中一些該分離容器係提供以分離經壓縮蒸氣狀空氣之第一流之雙精餾管柱，其包括一較高壓精餾管柱，用以於第一壓力時製造氮氣，一較低壓精餾管柱，用以於低於該第一壓力之第二壓力時製造氮氣，及一冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路係與該較高壓精餾管柱之較高區域相通，以在該第一壓力時冷凝氮氣，且該再沸通路係與該較低壓精餾管柱之較低區域相通，及其中存在一第一另外冷凝器，其在該第二壓力時冷凝於該較低壓精餾管柱中分離之氮氣。
13. 根據申請專利範圍第12項之裝置，其中一另外分離容器係提供以一第一輔助精餾管柱，其在低於該第一壓力但高於該第二壓力之第三壓力時分離經壓縮蒸氣狀空氣之第二流，該第一輔助精餾管柱具有與之相連接之一第二另外冷凝器，其在該第三壓力時冷凝於該第一輔助精餾管柱使用時分離之氮氣。
14. 根據申請專利範圍第12項之裝置，其中一另外分離容

六、申請專利範圍

器係提供以一第二輔助精餾管柱，其具有與之相連之再沸器，其係在低於該第一壓力但高於該第二壓力之第四壓力時用以分離包含氧氣及氮氣之液體流，該液體流係在使用時取自該較高壓精餾管柱，該第二輔助精餾管柱亦具有與之相連之一第三另外冷凝器，其在該第四壓力時冷凝於該第二輔助壓力精餾管柱中分離之氮氣。

15. 根據申請專利範圍第12項之裝置，其中一些或所有的該分離容器係提供以一三精餾管柱，其用以分離一第一股經壓縮蒸氣狀空氣流，包括一較高壓精餾管柱，其在第一壓力時製造氮氣，一較低壓精餾管柱，其在低於該第一壓力之第二壓力時製造氮氣，一中間壓力精餾管柱，其在低於該第一壓力但高於該第二壓力之第三壓力時製造氮氣，一第一冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路係與該較高壓精餾管柱之較高區域相通，以在使用時於該第一壓力冷凝氮氣，且該再沸通路係與該中間壓力精餾管柱之較低區域相通，以及一第二冷凝器-再沸器，其中該冷凝通路係與該中間壓力精餾管柱之較高區域相通，以於使用時在該第三壓力冷凝氮氣，且該再沸通路係與該較低壓管柱之較低區域相通。

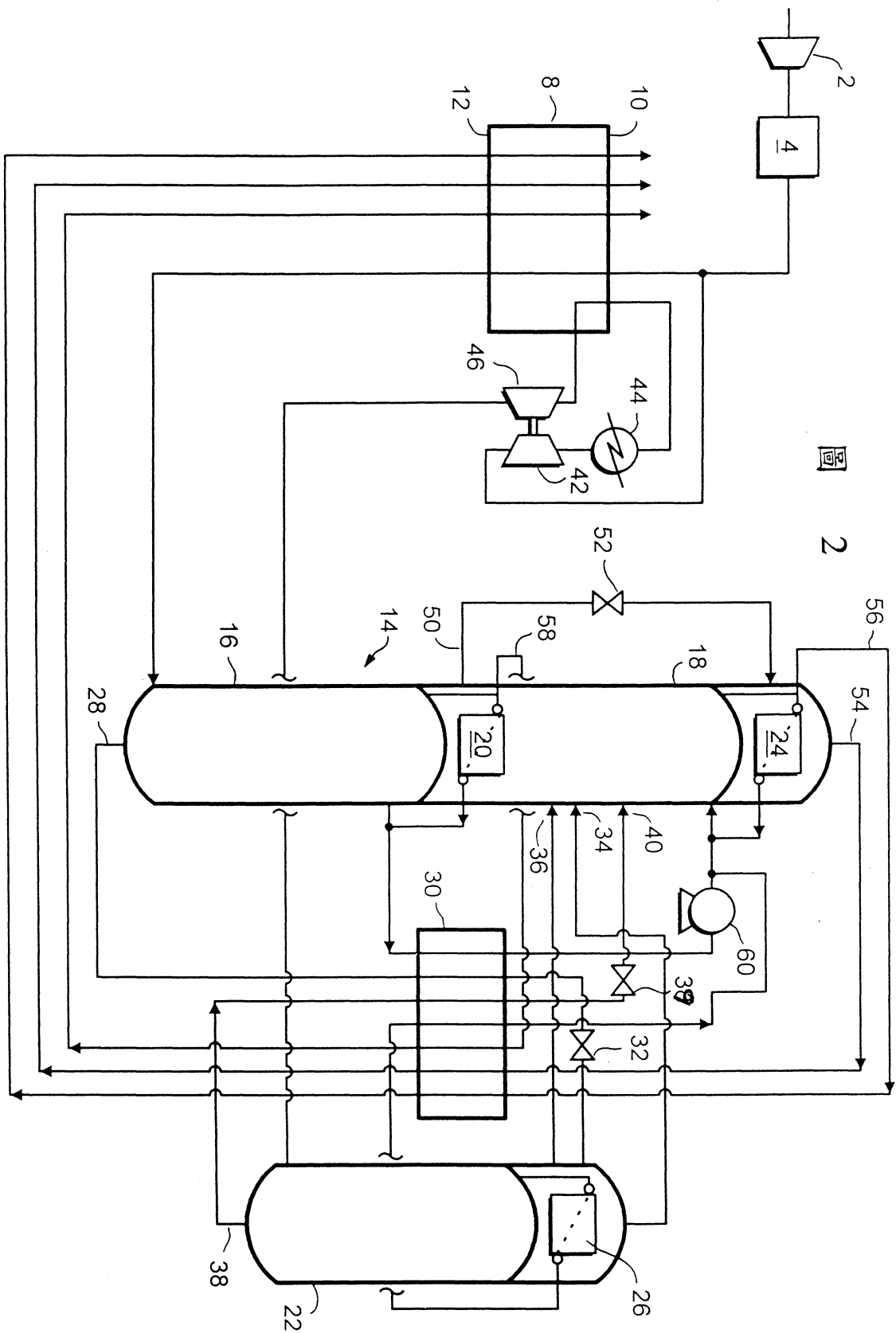


圖 2

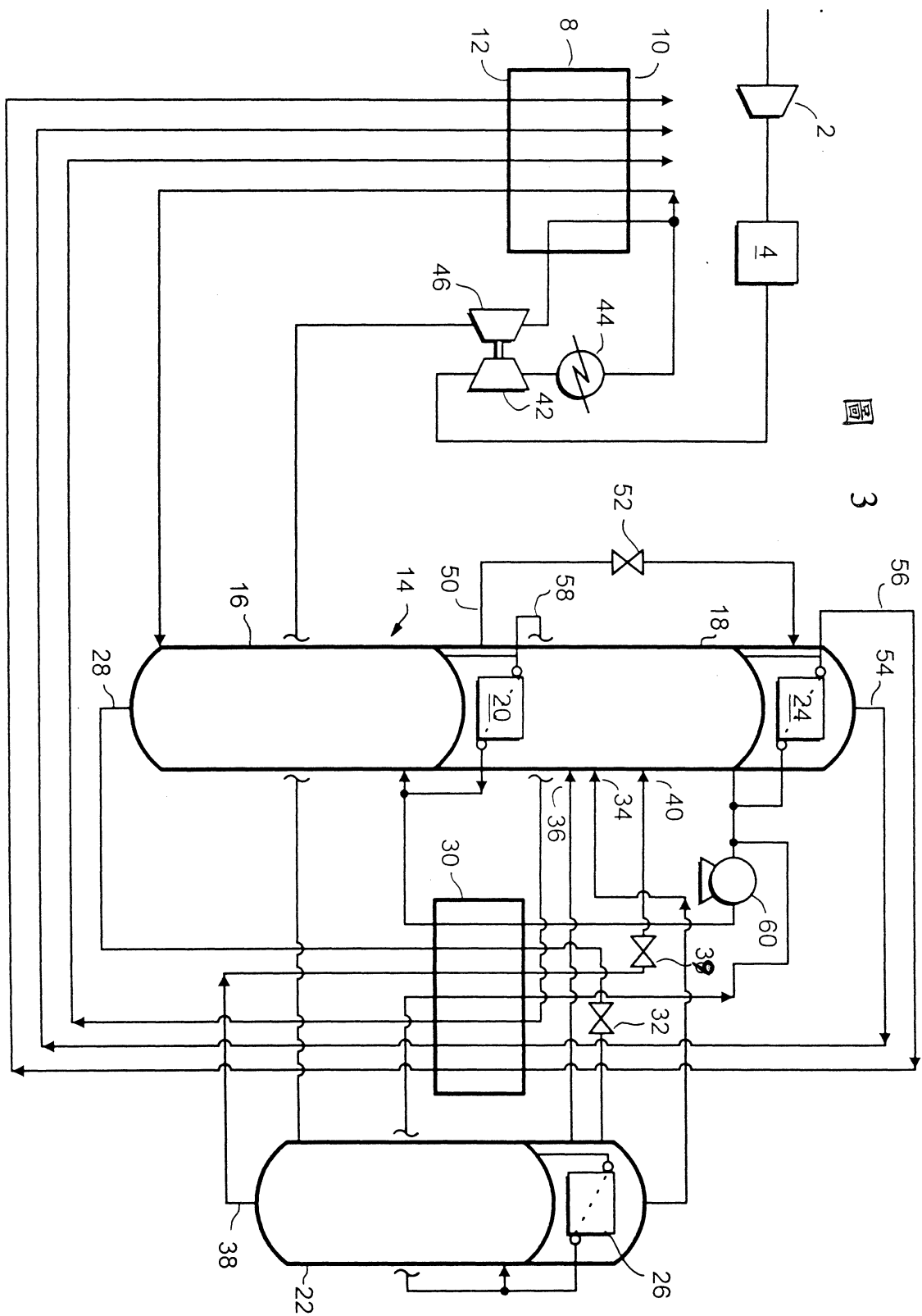


圖 3

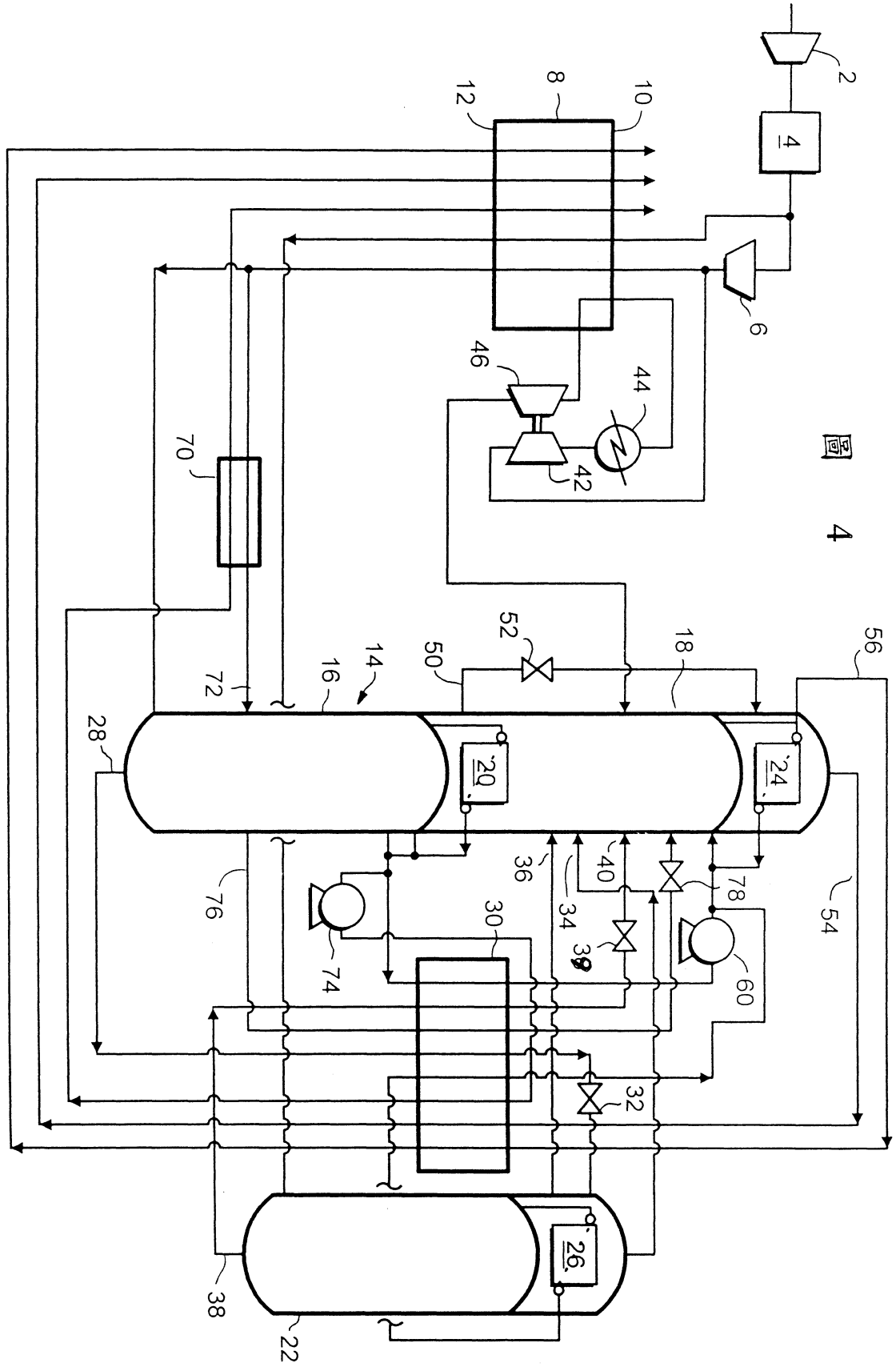


圖 4

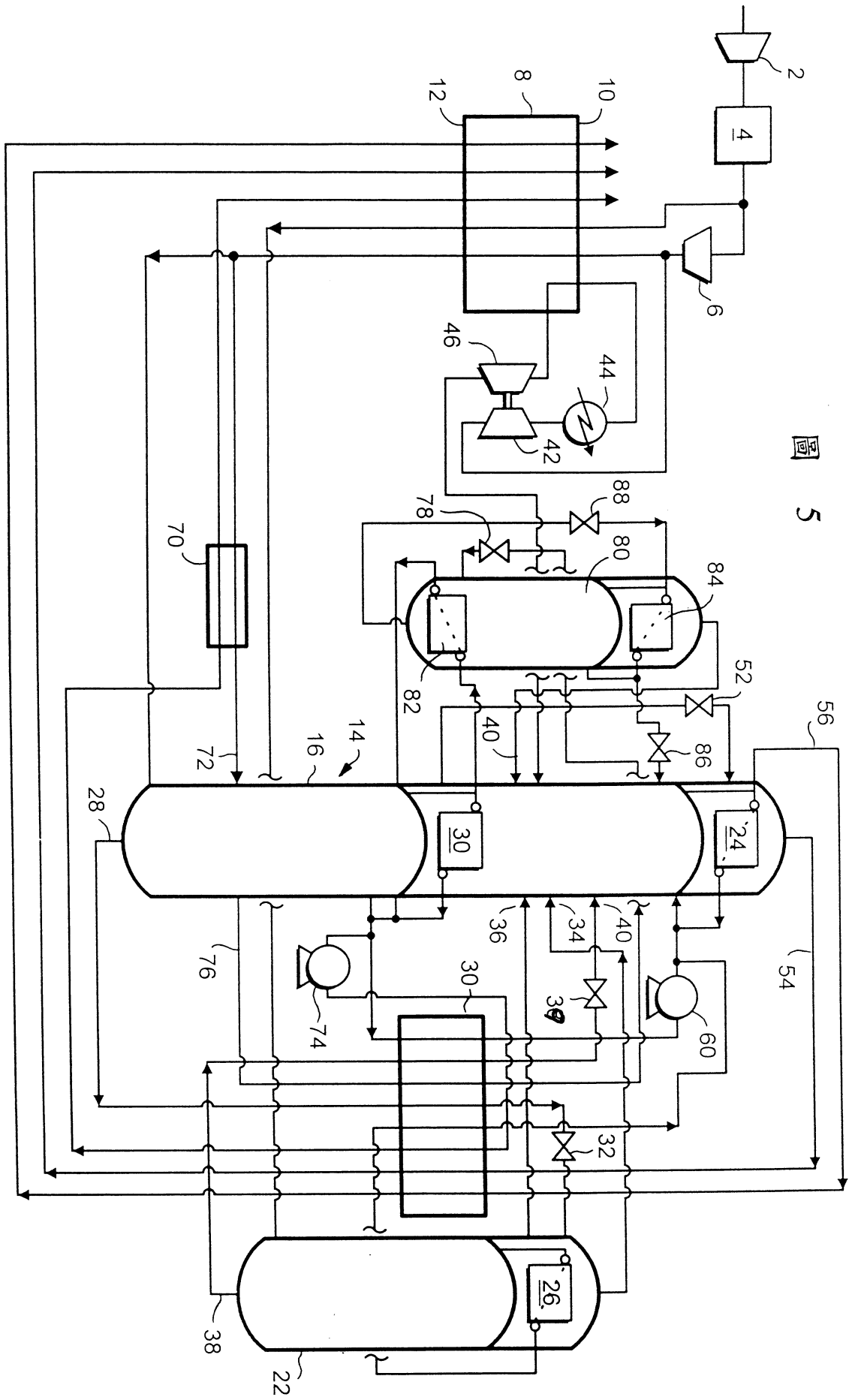


圖 5

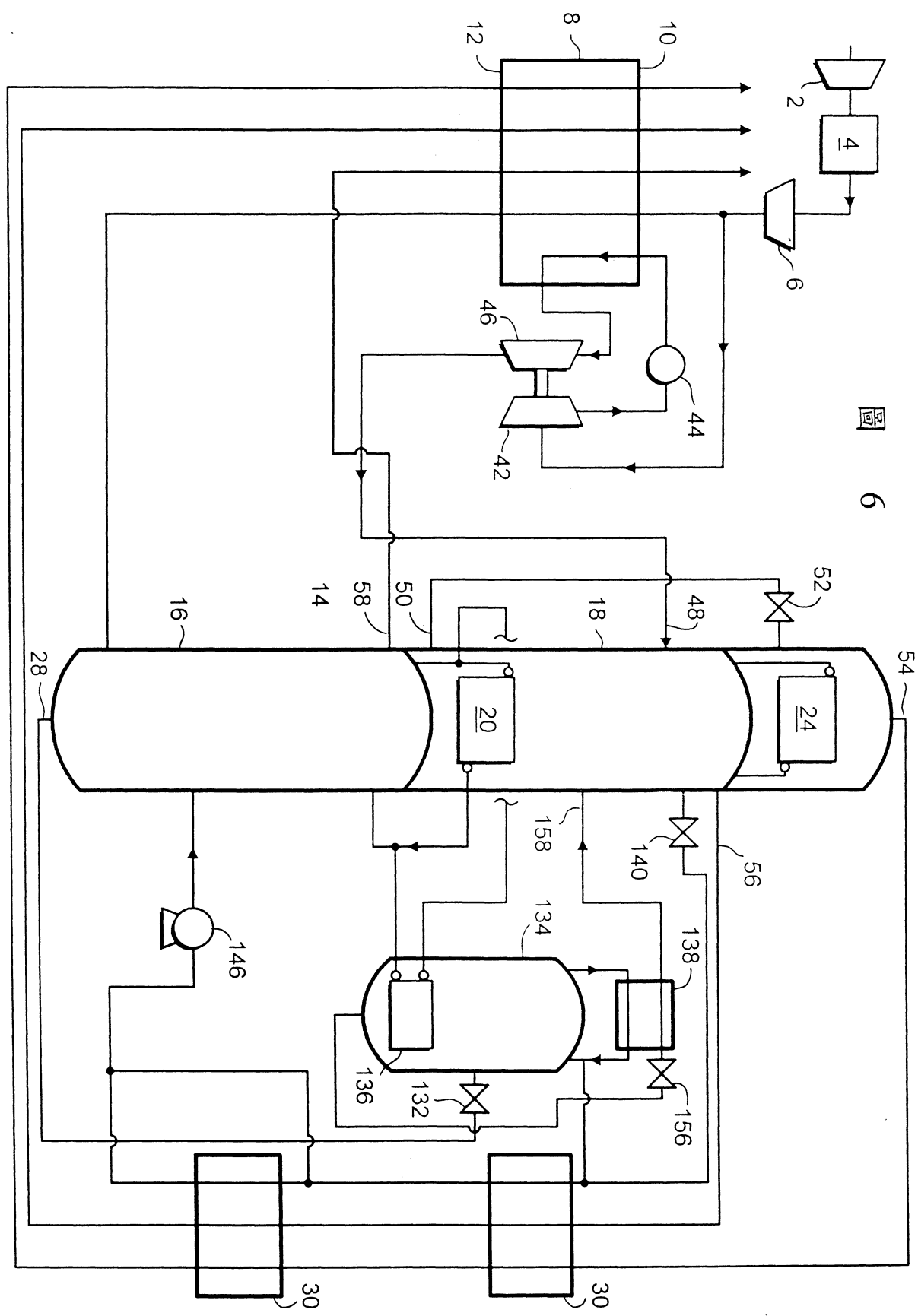


圖 6

圖 7

