



(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 I628401 B

(45)公告日：中華民國 107 (2018) 年 07 月 01 日

(21)申請案號：103123842

(22)申請日：中華民國 103 (2014) 年 07 月 10 日

(51)Int. Cl. : F25J3/02 (2006.01)

B01D3/26 (2006.01)

B01D3/32 (2006.01)

(30)優先權：2013/07/11 歐洲專利局

13003509.0

(71)申請人：林德股份公司 (德國) LINDE AG (DE)

德國

(72)發明人：哥勒貝芙 帝米特 GOLOUBEV, DIMITRI (RU)；科雀納 拉斯 KIRCHNER, LARS (DE)

(74)代理人：陳長文

(56)參考文獻：

CN 102016469A

FR 2930331A1

US 2008/0115531A1

WO 2009/136077A2

審查人員：張策宇

申請專利範圍項數：11 項 圖式數：4 共 27 頁

(54)名稱

透過以可變能耗低溫分離空氣來提取氧之方法與裝置

VERFAHREN UND VORRICHTUNG ZUR SAUERSTOFFGEWINNUNG DURCH

TIEFTEMPERATURZERLEGUNG VON LUFT MIT VARIABLEM ENERGIEVERBRAUCH

(57)摘要

該方法及該裝置係透過以可變能耗低溫分離空氣來提取氧。一蒸餾塔系統，其具有高壓塔(34)、低壓塔(35)及主冷凝器(36)、輔助冷凝器(26)與附加冷凝器(37)。提取自該高壓塔(34)之氣態氮(41,42)在該主冷凝器(36)內藉由與該低壓塔(35)之中間液體(43)進行間接熱交換而液化。提取自該低壓塔(35)底層之第一液氧流(70)在輔助冷凝器(26)內藉由與所用空氣(25b)進行間接熱交換而蒸發，以便提取氣態氧產品(72)。該附加冷凝器用作該低壓塔(35)之底層加熱裝置且由提取自該蒸餾塔系統之第一氮流(44)加熱，該第一氮流此前在冷壓縮機(45)內被壓縮。與能耗較高之第一操作模式相比，在能耗較低之第二操作模式下，更少所用空氣(1)在設備之主空氣壓縮機(3)內被壓縮至更低壓力，更少液氧(70)自該低壓塔(35)被導入該輔助冷凝器(26)，且更多氮在該冷壓縮機(45)內被壓縮。此外，該第二操作模式下進一步向該輔助冷凝器(26)輸送第二液氧流(73)。

指定代表圖：

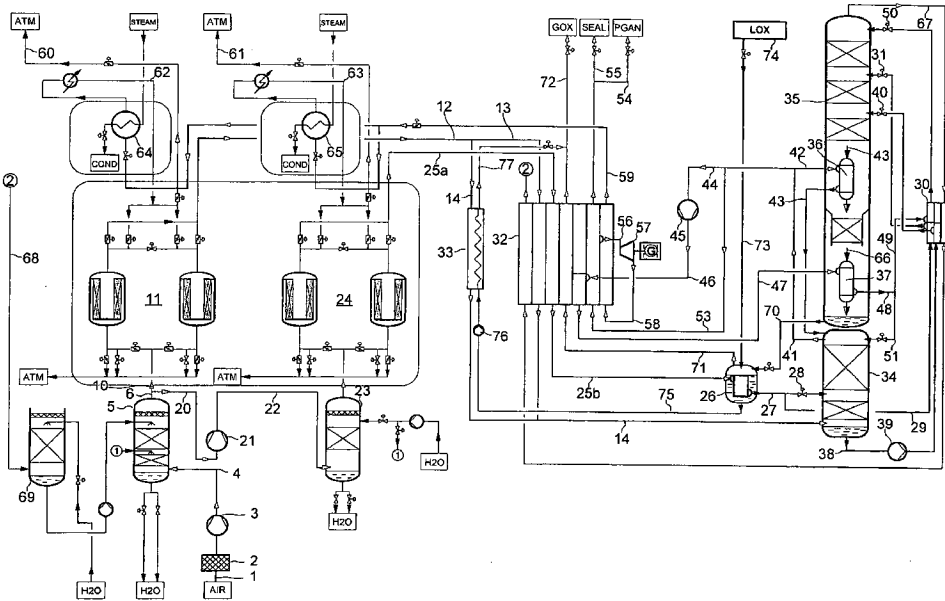


圖1

符號簡單說明：

- 1 . . . 大氣空氣
- 2 . . . 過濾器
- 3 . . . 主空氣壓縮機
- 4 . . . 總空氣流
- 5 . . . 第一直接接觸冷卻器
- 6 . . . 總空氣流/總空氣量
- 10 . . . 第一分空氣流
- 11 . . . 第一淨化單元/淨化裝置
- 12 . . . 管線
- 13 . . . 最大部分
- 14 . . . 管線/空氣流
- 20 . . . 第二分空氣流
- 21 . . . 增壓壓縮機
- 22 . . . 再壓縮第二分空氣流
- 23 . . . 第二直接接觸冷卻器
- 24 . . . 第二淨化單元/淨化裝置
- 25a . . . 淨化第二分空氣流
- 25b . . . 冷卻第二分流
- 26 . . . 輔助冷凝器
- 28 . . . 節流閥
- 29 . . . 第二部分
- 30 . . . 過冷式逆流熱交換器
- 31 . . . 節流閥
- 32 . . . 第一區段/主熱交換器
- 33 . . . 區段
- 34 . . . 高壓塔

- 35 . . . 低壓塔
- 36 . . . 主冷凝器
- 37 . . . 附加冷凝器
- 38 . . . 氧富集底層
餾份
- 39 . . . 泵
- 40 . . . 節流閥
- 41 . . . 管線/氣態氮
- 42 . . . 第一部分
- 43 . . . 蒸發中間餾
份/液氮
- 44 . . . 第一氮流
- 45 . . . 冷壓縮機
- 46 . . . 冷壓縮第一
氮流
- 47 . . . 管線
- 48 . . . 液氮
- 49 . . . 第一部分
- 50 . . . 節流閥
- 51 . . . 第二部分
- 53 . . . 管線
- 54 . . . 管線
- 55 . . . 另一部分
- 56 . . . 另一部分
- 57 . . . 膨脹機/膨脹
式渦輪機
- 58 . . . 膨脹做功的
第三氮流
- 59 . . . 熱第三氮流
- 60 . . . 管線
- 61 . . . 管線
- 62 . . . 再生氣體
- 63 . . . 再生氣體
- 64 . . . 再生氣體加
熱器
- 65 . . . 再生氣體加
熱器

- 66 . . . 部分蒸發底層液體
- 67 . . . 殘餘氣體
- 68 . . . 管線
- 70 . . . 管線
- 71 . . . 蒸發氧
- 72 . . . 管線/氣態氧產品
- 73 . . . 管線
- 74 . . . 液氧罐/液罐
- 75 . . . 沖洗液
- 76 . . . 泵

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】

透過以可變能耗低溫分離空氣來提取氧之方法與裝置

本發明係有關一種如請求項1前言所述之方法。本發明之方法與裝置特別適用於氣態不純氧之提取。“不純氧”在此係指純度低於98 mol-%之產品。

用於低溫分離空氣之方法與裝置例如披露於 Hausen/Linde, Tieftemperaturtechnik, 2. Auflage 1985, Kapitel 4 (Hausen/Linde, 低溫技術, 1985年第2版, 第4章, 第281至337頁)。

蒸餾塔系統可構造成雙塔系統(例如經典Linde雙塔系統), 或者亦可構造成三塔或多塔系統。除氮氧分離塔外, 該系統還可具有用於提取高純度產品及/或其他空氣組分特別是稀有氣體之其他裝置, 例如提氫裝置及/或氬氫提取裝置。

“低壓塔”在此係指統一蒸餾區, 該區壓力恆定, 但物質交換元件上存在自然壓力損失。此蒸餾區可設於一或數個容器內。

“主熱交換器”用於冷卻與蒸餾塔系統回流進行間接熱交換之所用空氣(Einsatzluft)。其可由單獨一個熱交換器段或數個並聯及/或串聯熱交換器段(例如一或數個板式熱交換器塊)構成。

“冷凝蒸發器”係指可供第一冷凝流體流與第二蒸發流體流發生間接熱交換之熱交換器。任一冷凝蒸發器皆具有分別由液化通道或蒸發通道構成之液化室及蒸發室。第一流體流在液化室內冷凝(液化), 第二流體流在蒸發室內蒸發。蒸發室及液化室由相互間存在熱交換關係之成組通道構成。

“輔助冷凝器”係指實際僅用於將潛熱自冷凝製程流反向於第二冷凝製程流間接轉移至蒸發製程流且不適合或大體不適合用來轉移顯熱之冷凝蒸發器。其透過一熱交換器而實現，該熱交換器與其他熱交換器分離設置，該等其他熱交換器特別指主熱交換器或過冷式逆流熱交換器，二者通常僅用於或主要用於純氣態流之熱交換。

流之“量”在此係指例如以Nm³/h為單位測得之質量流量。

本申請將一再述及如質量流量或壓力等處理參數，其在一操作模式下“小於”或“大於”另一操作模式。此係利用控制裝置及/或調節裝置選擇性改變相應參數所得之結果，而非穩態運行時之自然波動。藉由調節參數自身可直接實現此等選擇性改變，若透過調節其他參數，再由其施加影響於待改變參數，便可間接實現選擇性改變。特定言之，所謂參數“大於”或“小於”係指不同操作模式下參數平均值之差超過2%，特別是超過5%，尤其超過10%。

“第一液氧流”乃是提取自低壓塔且被導入輔助冷凝器之蒸發室的液氧質量流。其可為提取自低壓塔之液氧的總量。然而，若例如進一步自低壓塔提取液氧產品並將其送入液罐，則第一液氧流亦可僅由提取自低壓塔之液氧的一部分構成。若一液氧產品係提取自輔助冷凝器之蒸發室，則該液氧產品通常由“第一液氧流”的一部分構成。反之，除第一液氧流外，原則上可將額外液氧送入輔助冷凝器。

“第二液氧流”係為被導入輔助冷凝器之蒸發室的液氧總量與第一液氧流之差。該第二液氧流例如提取自液罐。此液罐可僅由外源填充，僅填充來自低壓塔之液氧(如Springmann，見下)，或者亦可部分填充外來液氧，部分填充形成於蒸餾塔系統，特別是形成於低壓塔或輔助冷凝器之蒸發室的液氧。

前述類型之方法及相應裝置披露於Springmann, “Energieeinsparung”, Linde-Symposium, “Luftzerlegungsanlagen”,

4. Arbeitstagung der Linde AG vom 15.-17.10.1980, Artikel H (Springmann, “節能”, Linde “空氣分離設備” 論文集, Linde股份公司舉行於1980年10月15日至17日之第四次研討會, 論文H)。該文揭露一種藉由兩液罐而實現之後備儲存製程(Wechselspeicherprozess)。但此製程係依據變動能源成本採用變動操作模式, 而非在產品數量變動條件下以蒸餾塔系統之恆定流量運行。能源價格低廉時生產儲備氧並將其儲存於一液罐。能源價格高昂時減少空氣量並提取部分儲備氧產品。如此, 在儲存氧上所做之分離功便可用於儲能。根據此技術原理, 能源價格低廉時期係在設備內用液氧替換液態空氣, 亦即, 將液氧移入罐體並將等量液態空氣自相應罐體送入蒸餾塔系統。反之, 電價高昂時期則將液氧自罐體送入系統並儲存液態空氣。由此, 實際僅儲存氧分子用於儲能; 主空氣壓縮機在電價高昂時期須相應減少待分離空氣之補充供應量。

本發明之目的在於改良前述方法之儲能效率。

請求項1之特徵部分為本發明用以達成該目的之解決方案。

與Springmann所用之經典Linde雙塔系統不同, 該主冷凝器構造成中間蒸發器而非低壓塔之底層蒸發器。其可設於低壓塔內部或一單獨容器內。用附加冷凝器加熱低壓塔底層, 用冷壓縮氮流加熱該附加冷凝器。提取自低壓塔下部區域之氧流在附加冷凝器內蒸發, 其較佳來自物質交換元件(填料或塔板)之最底層, 此時附加冷凝器安裝於低壓塔之容器內; 作為替代方案, 尤其當附加冷凝器設於一單獨容器內時, 可自低壓塔底層提取該氧流。在兩種情況下, 送往輔助冷凝器之第一液氧流較佳皆提取自附加冷凝器之蒸發室(若附加冷凝器安裝於塔內, 則該蒸發室同時構成低壓塔底層)。其中, 所有冷凝蒸發器皆可實施為浴蒸發器(Badverdampfer)、降膜蒸發器或其他類型之冷凝蒸發器。

此種冷凝器配置雖已披露於US 6626008 B1或US 2008115531 A1，但僅適用於穩態運行之製程。在內壓縮製程中，液氧流係在亦用於冷卻所用水之主熱交換器而非單獨的輔助冷凝器內蒸發。US 2008115531 A1雖指出以可變能耗操作；但此製程僅能達到較小變化範圍。

熟習該項技藝者最初會因在冷壓縮機內被壓縮之第一氬量發生變化而感到畏懼，因為此變化表明附加冷凝器運行有變，低壓塔內之蒸餾操作亦有變，從而原則上導致分離效率下降，不良情形下可能強烈影響塔內物質交換。

惟在本發明範圍內發現，藉由改變在冷壓縮機內被壓縮且用於加熱低壓塔底層之氬量，不僅可有效利用待進給液氧中所包含之分離功，亦能有效利用其所含之冷(Kälte) (為了部分回收與之相關的液化投入)。具體解釋如下：第二操作模式下提高附加冷凝器蒸發率並相應減小主冷凝器蒸發率。提高附加冷凝器蒸發率能提高氣體負載並減小低壓塔最後一(下部)區段之回流比。其結果為，有待在主冷凝器內蒸發之液體的含氧量下降，高壓塔內壓力(基本等於扣除壓力損失之主空氣壓縮機出口壓力)相應減小。由於主空氣壓縮機上壓力比減小(作為減量措施之補充)，第二操作模式下每儲存一定量之LOX便可節約大量能源。

反之，US 2008115531 A1既非影響回流比，亦非影響主冷凝器蒸發率。其雖改變輔助冷凝器蒸發率，然此舉僅係為了蒸發酌情由外部進給之液氧而為，故而既不能減小主冷凝器蒸發率，亦無法減小高壓塔操作壓力及主空氣壓縮機出口壓力。

在本發明範圍內，若非藉由一或數個執行元件如節流閥以人工方式減小主空氣壓縮機出口與高壓塔入口間之壓力，便不必採用特殊的控制或調節措施來減小主空氣壓縮機出口壓力。

在本發明另一技術方案範圍內，第一氮流於冷壓縮機下游及附加冷凝器之液化室上游在主熱交換器內被冷卻。在此情況下，冷壓縮機之壓縮熱消滅於主熱交換器而非附加蒸發器。該附加蒸發器由此而特別高效，尤其在第二操作模式下。總體而言，第二操作模式下可節約更多能量。

此外如請求項3所述，第二操作模式下可斷開或停轉膨脹機。

與Springmann的工藝不同，本發明較佳在第二操作模式下不產生液態空氣並將其儲存於液罐。另外與其他傳統後備儲存製程不同，本發明較佳在第二操作模式下亦不產生液氮形式之蒸餾塔系統餾份並將其儲存於液罐。

根據本發明另一技術方案，在主空氣壓縮機內被壓縮之空氣在其進入主熱交換器之入口上游分流成第一及第二分空氣流，其中該第二分空氣流在增壓壓縮機內被進一步壓縮，並且該再壓縮第二分空氣流被導入輔助冷凝器之液化室並於該處至少部分液化。其中，總空氣在主空氣壓縮機內僅需被壓縮至加上管線損失之高壓塔操作壓力。

藉由為空氣使用增壓壓縮機，可在一遠高於低壓塔操作壓力之壓力下提取氣態氧產品。但在本發明中，增壓壓縮機具有另一有益效果，即使在非遠高於低壓塔壓力之壓力下提取氧產品，亦能實現此有益效果。亦即，增壓壓縮機能減小運行附加冷凝器所需之冷壓縮機功率。

所用空氣可於空氣淨化裝置上游或下游完成分流。第一種情況下需專門為兩壓力水平設置包含子單元之淨化裝置。有關特別適用於本發明方法之空氣淨化系統的描述請參閱同一申請人之國際申請說明書WO 2013053425 A2。

本發明可自高壓塔氣態提取第二氮流，在主熱交換器內加熱該第二氮流並作為氣態加壓氮產品提取之。藉此可以較低成本提取加壓

氮作為附加氣態產品。

作為替代或補充方案，可在第一操作模式或兩操作模式下使用提取自高壓塔之氮製冷，具體方式為：自高壓塔氣態提取第三氮流，在主熱交換器內將該第三氮流加熱至中間溫度，而後使其較佳在前述以可變模式運行之膨脹式渦輪機內膨脹做功。作為替代方案，亦可在噴射渦輪機(Einblaseturbine)內製冷，所用空氣的一部分在該噴射渦輪機內膨脹做功至低壓塔壓力並被直接送入低壓塔。

低壓塔與高壓塔原則上可並排設置。在本發明中，若低壓塔與高壓塔上下堆疊設置，即形成經典雙塔，便能使結構特別緊湊。其中，主冷凝器及附加冷凝器較佳安裝於雙塔內，具體方式係將低壓塔及兩冷凝器設於一共用容器內。

尤其在該等塔上下堆疊設置之情況下，較佳地，於低壓塔頂部進給之回流液體至少部分，特定言之全部由產生於附加冷凝器內之液氮的一部分構成。該液氮壓力高於主冷凝器內所形成的氮，故可不借助於泵而流向低壓塔頂部。在此情況下，儘管塔上下堆疊設置，但較佳僅需設置單獨一個低溫製程泵(Prozesspumpe)，即用於將高壓塔底層液體運送至低壓塔上的適配進給點。(視情況用於在輔助冷凝器上游提高液氧壓力之泵在此不屬於“製程泵”。)

本發明另亦關於一種如請求項11所述透過以可變能耗低溫分離空氣來提取氧之裝置。可用對應於相關方法請求項之特徵的設備特徵補充本發明之裝置。

“用於在第一與第二操作模式間切換之手段”係指能透過共同作用而在兩操作模式間實現至少部分自動切換的複合型調控裝置，例如經相應程式化之操作控制系統。

下面結合圖式中以示意圖形式示出之實施例詳細闡述本發明及本發明之其他技術細節。

【圖式簡單說明】

圖1為本發明具加壓氮提取功能之第一實施例；

圖2為第一實施例之一變體，加壓氮在熱汽機(熱氣膨脹機)內至少間歇膨脹做功；

圖3為具集熱功能之另一實施例；及

圖4為包含並排塔及主熱交換器通道組切換功能之第四實施例。

下面先結合第一操作模式(在此指能源價格較低時的正常操作)說明圖1所示之方法。主空氣壓縮機(MAC=Main Air Compressor) 3透過過濾器2抽吸大氣空氣1(AIR)並將其壓縮至例如3.6 bar之壓力。第一直接接觸冷卻器5以直接逆流方式用水預冷經主空氣壓縮機壓縮之總空氣流4。總空氣流6於第一直接接觸冷卻器5下游分流成第一分空氣流10與第二分空氣流20。

第一分空氣流10在第一淨化單元11內被淨化並在扣除管線損失之主空氣壓縮機出口壓力下由管線12送往主熱交換器之熱端。在實施例中，該主熱交換器由空氣側並聯之兩區段32、33構成，此二區段較佳皆由板式熱交換器塊構成。已淨化第一分流12的最大部分13被送入第一區段32，於該處被大體冷卻至露點並由管線14送入蒸餾塔系統之高壓塔34。該蒸餾塔系統還具有低壓塔35及三個冷凝蒸發器，即主冷凝器36、附加冷凝器37及輔助冷凝器26。主冷凝器及附加冷凝器實施為降膜蒸發器，輔助冷凝器實施為浴蒸發器。在實施例中，高壓塔34之操作壓力約為3.27 bar，低壓塔35之操作壓力約為1.28 bar (皆於塔頂測得)。

第二分空氣流20約占總空氣量6的四分之一，其在增壓壓縮機(BAC=Booster Air Compressor) 21被再壓縮至例如5.1 bar。第二直接接觸冷卻器23以直接逆流方式用水預冷再壓縮第二分空氣流22。預冷第二分空氣流於第二直接接觸冷卻器23下游在第二淨化單元24內被淨

化。淨化第二分空氣流25a在增壓壓縮機21扣除管線損失之出口壓力下被送往主熱交換器32之熱端並於該處被冷卻。冷卻第二分流25b在輔助冷凝器26內至少部分液化，較佳完全或大體上完全液化，且其第一部分經節流閥28於一中間位置處被送入高壓塔34。第二部分29穿過過冷式逆流熱交換器30並經節流閥31於一中間位置處被送入低壓塔35。

自高壓塔34之下部區域液態提取氧富集底層餾份38並用泵39將其經過過冷式逆流熱交換器30及節流閥40送入低壓塔35。

透過管線41自高壓塔34頂部提取氣態氮。該氣態氮的第一部分42被導入主冷凝器36之液化室並於該處遇一來自低壓塔35之蒸發中間餾份43而至少部分液化。其間所產生的液氮43被送回高壓塔34之頂部並於該處用作回流。

提取自高壓塔34頂部之氣態氮41的第二部分作為“第一氮流”44在冷壓縮機45內被壓縮至約4.8 bar。冷壓縮第一氮流46在主熱交換器32內被再度冷卻至露點左右，由管線47導入附加冷凝器37之液化室並於該處藉由與低壓塔35之部分蒸發底層液體66進行間接熱交換而至少部分液化。其間產生液氮48，其第一部分49作為回流經過過冷式逆流熱交換器30及節流閥50被送往低壓塔35之頂部；其第二部分51作為回流被送往高壓塔34。

提取自高壓塔34頂部之氣態氮41的第三部分由管線53導向主熱交換器32之冷端。其中的一部分被加熱至環境溫度，經管線54作為“第二氮流”被提取並作為氣態加壓氮產品(PGAN-Pressurized Gaseous Nitrogen)被放出。另一部分55同樣被完全加熱且在設備內部起輔助作用，例如用作密封氣。(此種加壓氮產品及/或含氮輔助氣體之提取在本發明所有實施方式中皆為可行但非必要。此亦適用於圖2及圖3所示之系統。)

提取自高壓塔34頂部之氣態氮41的另一部分56在主熱交換器32內於一中間溫度下作為“第三氮流”分流並在構造成冷發電機用渦輪機之膨脹機57內膨脹至略微超過大氣壓力。膨脹做功的第三氮流58在主熱交換器32內被加熱至環境溫度左右。熱第三氮流59若非經管線60、61直接排放入大氣(ATM)，則其酌情在其中一利用冷凝水蒸氣(STEAM)運行之再生氣體加熱器64、65內加熱後在淨化裝置11、24中用作再生氣體62、63。

來自低壓塔頂部之殘餘氣體67在過冷式逆流熱交換器30及主熱交換器32內被加熱且最後經管線68作為乾氣被送入一用於冷卻冷卻水之蒸發式冷卻器。

液氧作為“第一液氧流”在約1.5 bar之壓力下由管線70導入輔助冷凝器26之蒸發室並於該處幾乎完全蒸發。蒸發氧71在主熱交換器32內被加熱並透過管線72作為氣態氧產品(GOX)被提取。來自輔助冷凝器26之蒸發室的沖洗液75在泵76內達到超臨界壓力且在主熱交換器之區段33內遇空氣流14而假蒸發並被加熱。而後對加熱流實施節流操作並將其添加於熱氣態氧產品，從僅提供單一氧產品。

設於液氧罐74與輔助冷凝器26之蒸發室間的管線73在第一操作模式下不通流。

第二操作模式則是將液氧作為“第二液氧流”自液罐74經管線73導入輔助冷凝器。此外與第一操作模式相比，以下述方式改變下列處理參數：

- 將冷壓縮機45之功率自70%提高至100%。(在冷壓縮機內被壓縮的氮量僅提高8%左右。藉由根據高壓塔操作壓力相應減小冷壓縮機進入壓力，可實現程度更為明顯的功率提昇。)
- 主空氣壓縮機功率下降至80%左右。
- 主空氣壓縮機3之出口處的總空氣壓力約減小14%，例如自約

3.65 bar減小至約3.15 bar。

- 增壓壓縮機21之功率自約80%提高至100%。
- 冷壓縮機45之功率自約70%提高至100%。
- 穿過膨脹式渦輪機57的氮量自100%減小至0% (亦即，膨脹式渦輪機在第二操作模式下停機)。

若在不同實施例中於相同位置上使用數個(例如兩個)並聯冷壓縮機，便能進一步提高效率。在第二操作模式下接通第二冷壓縮機，藉此提供雙倍功率。在此情況下，主空氣壓縮機可達到最小負載，較小的增壓壓縮機達到最大負載。鑒於驅動主空氣壓縮機大約需使用總能耗之90%，主空氣壓縮機功率下降愈多，則製程效率愈高，儘管其間冷壓縮機功率提高。

(不同於本實施例所示，該設備可設計為高於第一或第二操作模式之最高提氧度，亦即，第一及/或第二操作模式下所提取之氣態氧產品72的量低於設計。本發明之方法在所用機器之操作範圍內較為靈活。)

一般而言，本發明較佳在第一操作模式下以儘可能低之功率運行冷壓縮機，主空氣壓縮機則設計為在第一操作模式下大約以其100%標稱功率運行。而空氣增壓壓縮機及氮冷壓縮機例如設計為以第二操作模式所需之功率運行。

透過上述措施可在氣態氧產品72的產量保持不變或僅略微下降之情況下，將第二操作模式之製程總能耗大約減少至第一操作模式之總能耗值的86%。相應差額在液氧儲備充足時可用於儲能。

圖2不同於圖1之處在於不產生氣態加壓氮產品。在第二操作模式下，直接提取自高壓塔之氮產品254在加熱器255內被加熱至遠超過環境溫度且在熱膨脹式渦輪機(Hot Gas Expander) 256內膨脹做功。藉此可於能源價格高昂時期，利用耦合入加熱器255之餘熱在耦接於膨

脹式渦輪機256之發電機中生產昂貴的電能。若將一般情況下無經濟利用價值之廢熱(例如來自低壓蒸汽)用於加熱器255，甚至可將第二操作模式下空氣分離製程所需之能量相對於第一操作模式總體減少76%左右。

在一相對圖2經修改之實施例中，在第一操作模式下將一部分直接提取自高壓塔的氮用來產生氣態加壓氮產品(參見圖1中的PGAN)，此舉至少在第一操作模式下實施，酌情亦在第二操作模式下實施。

圖3所示方法與圖1所示方法之區別在於，在壓縮機冷卻與例如從屬於一電廠之蒸汽循環間進行集熱。利用設於兩直接接觸冷卻器上游之附加冷卻器301及302將來自空氣壓縮的壓縮熱傳遞至用於電廠製程之給水(Feed Water) (電廠給水)。

圖3進一步示出，第一液氧流未在輔助冷凝器內蒸發的部分如何在第一操作模式下透過管線303被提取，酌情在過冷式逆流熱交換器30內被冷卻並作為液氧產品(LOX)被排出。可將該液氧產品全部或部分導入液罐74。在本發明所有其他實施方式(例如圖1或圖2所示之實施方式)中亦可在第一操作模式下以上述方式提取液氧，此液氧後期構成第二操作模式下由管線73進給之液氧的部分或全部。

在如圖4之系統中，高壓塔35與低壓塔34並排設置。此外，附加冷凝器37(低壓塔35之底層加熱裝置)定位於高壓塔34上方。在該特殊實施例中，輔助冷凝器26設於高壓塔34與附加冷凝器37間。

此外，圖4示出圖3中已示出之設於壓縮機冷卻與蒸汽循環間之集熱的一部分，即利用來自電廠製程之給水(Feed Water)運行的冷卻器301。

在圖4中，該集熱與圖2中詳述之熱膨脹式渦輪機(Hot Gas Expander) 256相結合。另外設有帶排泄閥之管線401。

與圖2不同，圖3所示之方法無需在主熱交換器32a、32b內為流

447、453、454設置單獨的熱交換器通道。該流在交替操作時與在渦輪機內膨脹之流58穿過同一通道組。為此，第一操作模式下閥門402打開，閥門403則關閉。反之，第二操作模式下渦輪機57停機，閥門402關閉，閥門403打開。藉此能使主熱交換器32a、32b之結構特別緊湊。

圖4之其餘全部特徵請參閱有關圖1及圖3之描述。

【符號說明】

1	大氣空氣
2	過濾器
3	主空氣壓縮機
4	總空氣流
5	第一直接接觸冷卻器
6	總空氣流/總空氣量
10	第一分空氣流
11	第一淨化單元/淨化裝置
12	管線
13	最大部分
14	管線/空氣流
20	第二分空氣流
21	增壓壓縮機
22	再壓縮第二分空氣流
23	第二直接接觸冷卻器
24	第二淨化單元/淨化裝置
25a	淨化第二分空氣流
25b	冷卻第二分流
26	輔助冷凝器

28	節流閥
29	第二部分
30	過冷式逆流熱交換器
31	節流閥
32	第一區段/主熱交換器
32a	主熱交換器
32b	主熱交換器
33	區段
34	高壓塔
35	低壓塔
36	主冷凝器
37	附加冷凝器
38	氧富集底層餾份
39	泵
40	節流閥
41	管線/氣態氮
42	第一部分
43	蒸發中間餾份/液氮
44	第一氮流
45	冷壓縮機
46	冷壓縮第一氮流
47	管線
48	液氮
49	第一部分
50	節流閥
51	第二部分

53	管線
54	管線
55	另一部分
56	另一部分
57	膨脹機/膨脹式渦輪機
58	膨脹做功的第三氮流
59	熱第三氮流
60	管線
61	管線
62	再生氣體
63	再生氣體
64	再生氣體加熱器
65	再生氣體加熱器
66	部分蒸發底層液體
67	殘餘氣體
68	管線
70	管線
71	蒸發氧
72	管線/氣態氧產品
73	管線
74	液氧罐/液罐
75	沖洗液
76	泵
254	氮產品
255	加熱器
256	熱膨脹式渦輪機

301	冷卻器
302	冷卻器
303	管線
401	管線
402	閥門
403	閥門
447	流
453	流
454	流

發明摘要

※ 申請案號：

※ 申請日：

※IPC 分類：F25J

【發明名稱】

透過以可變能耗低溫分離空氣來提取氧之方法與裝置

【中文】

該方法及該裝置係透過以可變能耗低溫分離空氣來提取氧。一蒸餾塔系統，其具有高壓塔(34)、低壓塔(35)及主冷凝器(36)、輔助冷凝器(26)與附加冷凝器(37)。提取自該高壓塔(34)之氣態氮(41, 42)在該主冷凝器(36)內藉由與該低壓塔(35)之中間液體(43)進行間接熱交換而液化。提取自該低壓塔(35)底層之第一液氧流(70)在輔助冷凝器(26)內藉由與所用空氣(25b)進行間接熱交換而蒸發，以便提取氣態氧產品(72)。該附加冷凝器用作該低壓塔(35)之底層加熱裝置且由提取自該蒸餾塔系統之第一氮流(44)加熱，該第一氮流此前在冷壓縮機(45)內被壓縮。與能耗較高之第一操作模式相比，在能耗較低之第二操作模式下，更少所用空氣(1)在設備之主空氣壓縮機(3)內被壓縮至更低壓力，更少液氧(70)自該低壓塔(35)被導入該輔助冷凝器(26)，且更多氮在該冷壓縮機(45)內被壓縮。此外，該第二操作模式下進一步向該輔助冷凝器(26)輸送第二液氧流(73)。

【英文】

圖式

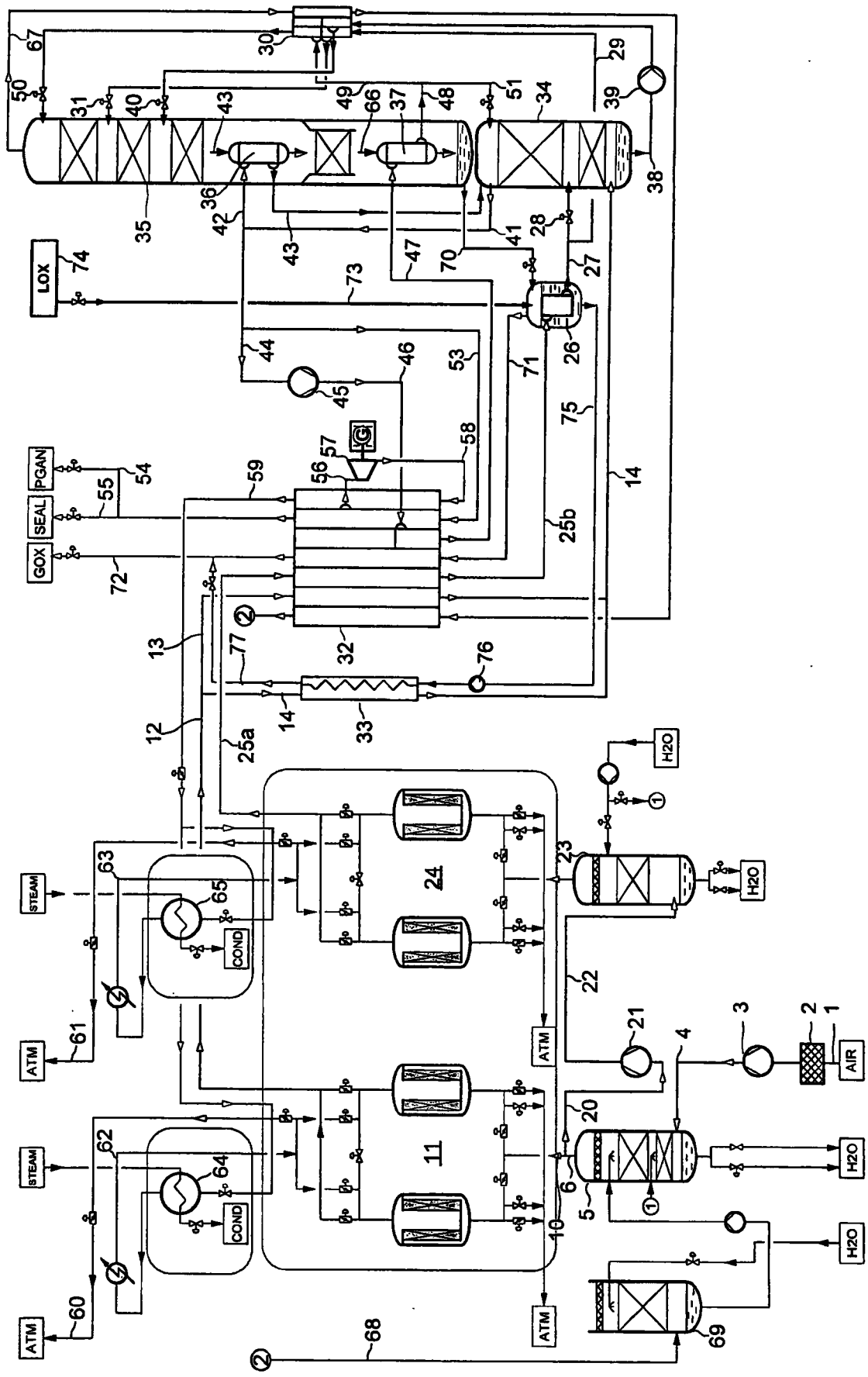


圖1

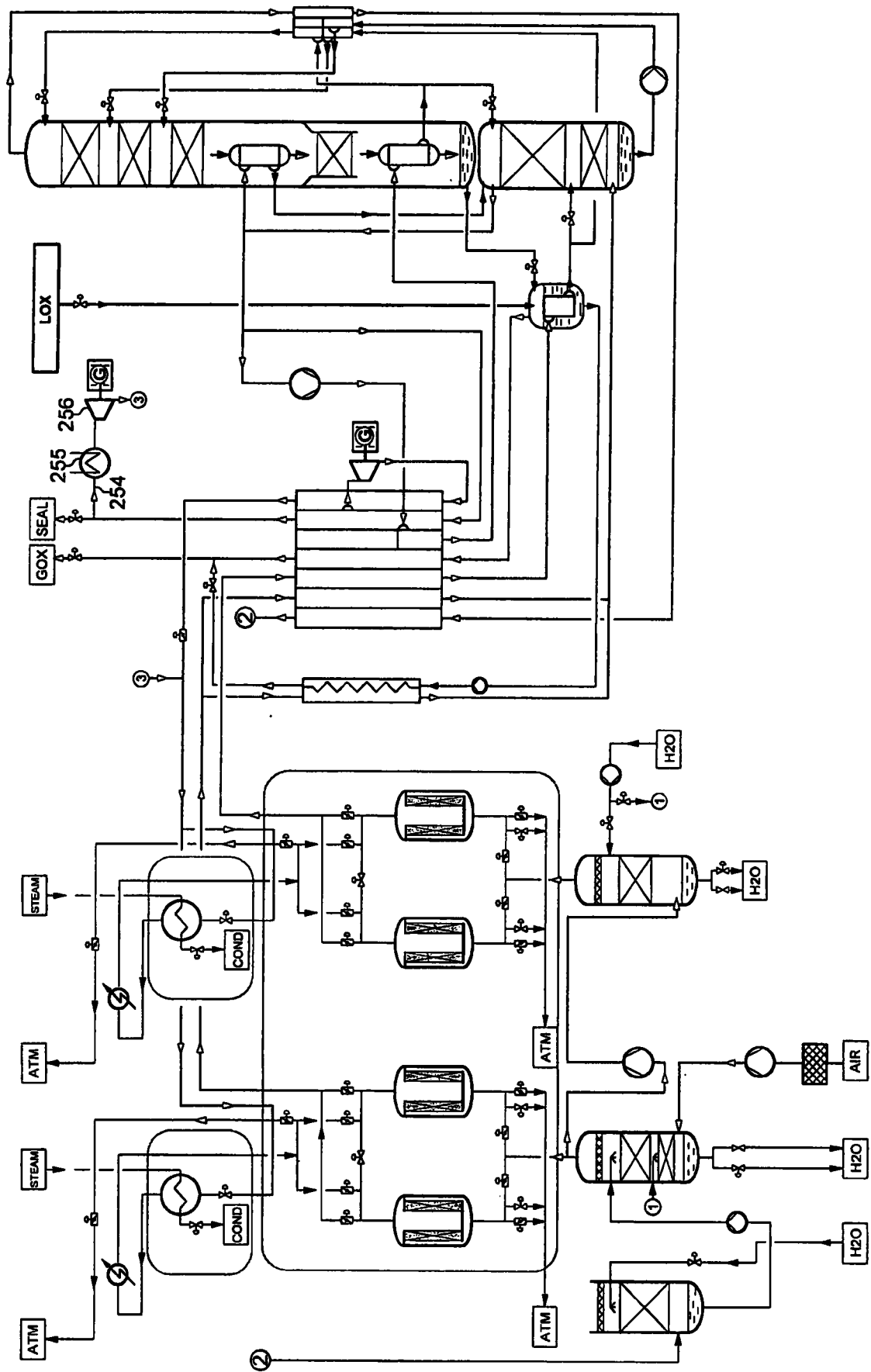


图 2

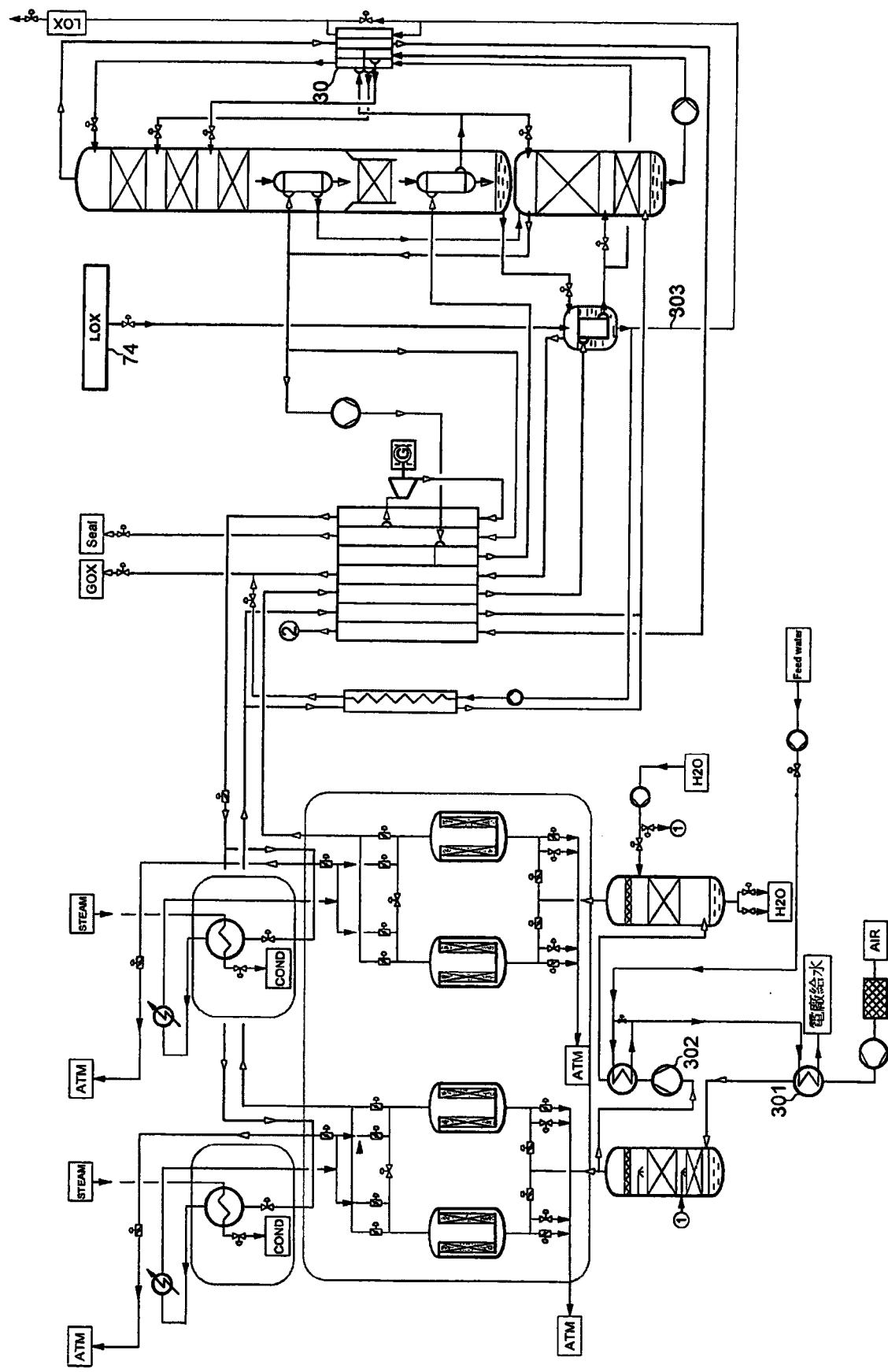


圖3

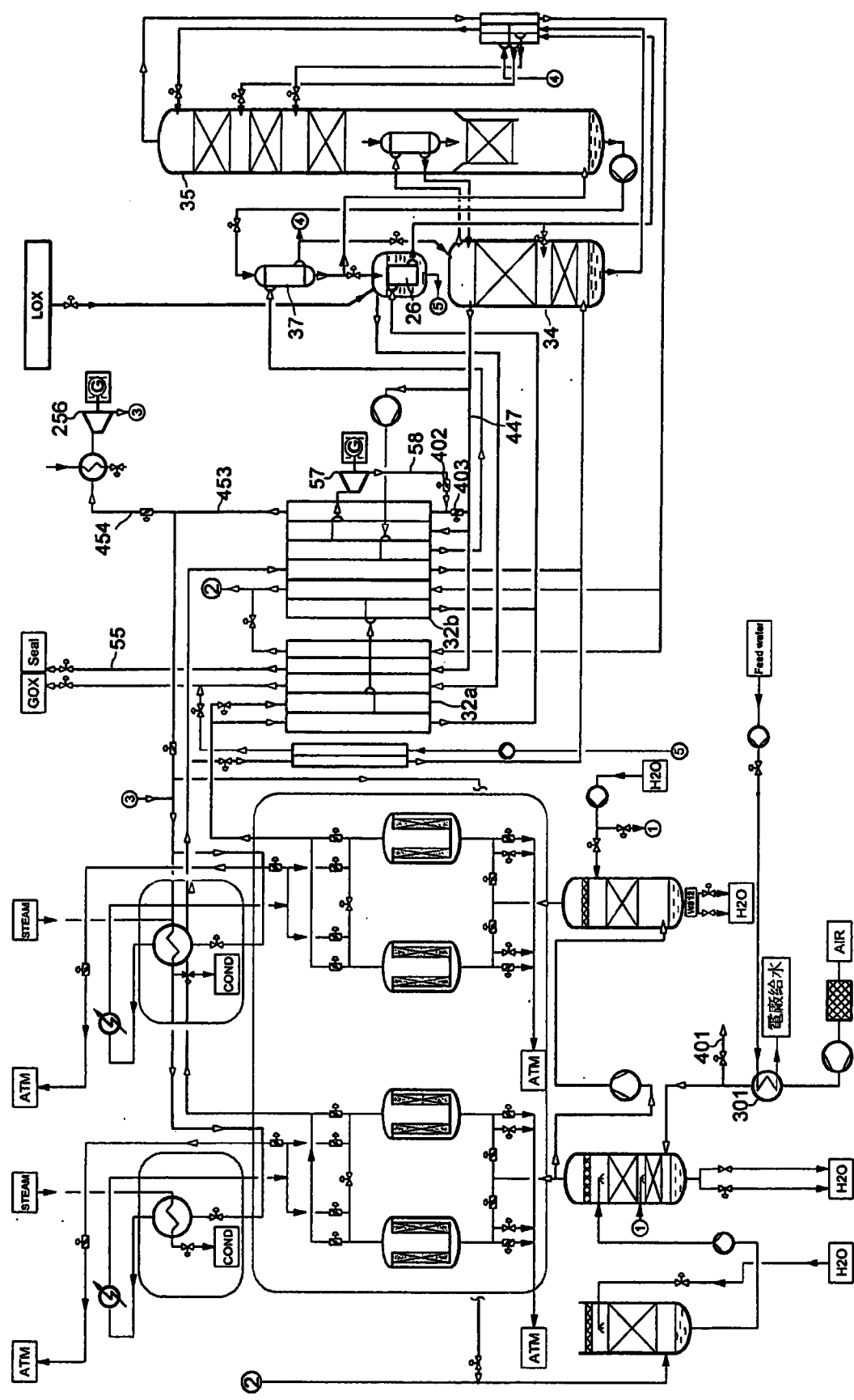


圖4

【代表圖】

【本案指定代表圖】：第（1）圖。

【本代表圖之符號簡單說明】：

1	大氣空氣
2	過濾器
3	主空氣壓縮機
4	總空氣流
5	第一直接接觸冷卻器
6	總空氣流/總空氣量
10	第一分空氣流
11	第一淨化單元/淨化裝置
12	管線
13	最大部分
14	管線/空氣流
20	第二分空氣流
21	增壓壓縮機
22	再壓縮第二分空氣流
23	第二直接接觸冷卻器
24	第二淨化單元/淨化裝置
25a	淨化第二分空氣流
25b	冷卻第二分流
26	輔助冷凝器
28	節流閥
29	第二部分
30	過冷式逆流熱交換器
31	節流閥

32	第一區段/主熱交換器
33	區段
34	高壓塔
35	低壓塔
36	主冷凝器
37	附加冷凝器
38	氧富集底層餾份
39	泵
40	節流閥
41	管線/氣態氮
42	第一部分
43	蒸發中間餾份/液氮
44	第一氮流
45	冷壓縮機
46	冷壓縮第一氮流
47	管線
48	液氮
49	第一部分
50	節流閥
51	第二部分
53	管線
54	管線
55	另一部分
56	另一部分
57	膨脹機/膨脹式渦輪機
58	膨脹做功的第三氮流

59	熱第三氮流
60	管線
61	管線
62	再生氣體
63	再生氣體
64	再生氣體加熱器
65	再生氣體加熱器
66	部分蒸發底層液體
67	殘餘氣體
68	管線
70	管線
71	蒸發氧
72	管線/氣態氧產品
73	管線
74	液氧罐/液罐
75	沖洗液
76	泵

【本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式】：

(無)

申請專利範圍

1. 一種在蒸餾塔系統內透過以可變能耗低溫分離空氣來提取氧之方法，該蒸餾塔系統具有高壓塔、低壓塔以及皆構造成冷凝蒸發器之主冷凝器及輔助冷凝器，其中在實施該方法時，

大氣空氣在主空氣壓縮機內被壓縮至總空氣壓力，在主熱交換器內被冷卻並被至少部分送入該高壓塔，

提取自該高壓塔之氣態氮在該主冷凝器內至少部分液化，

產生於該主冷凝器內之液氮的至少一部分在該蒸餾塔系統之至少一塔內用作回流，

提取自該低壓塔底層之第一液氧流被導入該輔助冷凝器並在該處藉由與經壓縮及冷卻之所用空氣的至少一部分進行間接熱交換而至少部分蒸發，

該蒸發第一液氧流之至少一部分作為氣態氧產品被提取，

在具有第一能耗之第一操作模式下，

該第一液氧流之第一量自該低壓塔底層被導入該輔助冷凝器，並且

第一空氣量在該主空氣壓縮機內被壓縮至第一出口壓力，

在具有低於該第一能耗的第二能耗之第二操作模式下，

第二空氣量在該主空氣壓縮機內被壓縮，該第二空氣量小於該第一空氣量，

該第一液氧流之第二量自該低壓塔底層被導入該輔助冷凝器，該第二量小於該來自該低壓塔底層之第一液氧流之第一量，並且

除該第一液氧流外進一步向該輔助冷凝器輸送第二液氧流，

其特徵在於，

在兩操作模式下，

中間液體自該低壓塔之中間位置被導入該主冷凝器之蒸發室，並且，產生於該主冷凝器內之蒸汽被至少部分導入該低壓塔，

自該低壓塔之下部區域提取氧流並將其導入構造成冷凝蒸發器之附加冷凝器的蒸發室，

形成於該附加冷凝器之蒸發室之氣體的至少一部分作為上升蒸汽被導入該低壓塔，

在該輔助冷凝器內蒸發之氧在該主熱交換器內被加熱並作為氣態氧產品被提取，

提取自該蒸餾塔系統之第一氮流在冷壓縮機內被壓縮，而後被至少部分導入該附加冷凝器之液化室，並且

產生於該附加冷凝器內之液氮的至少一部分在該蒸餾塔系統之至少一塔內用作回流，其中
在該第一操作模式下，

第一氮量在該冷壓縮機內被壓縮，

第一氣態氮量自該高壓塔被導入該主冷凝器，並且

該第一空氣量在該主空氣壓縮機內被壓縮至第一總空氣壓力，以及

在該第二操作模式下，

第二氮量在該冷壓縮機內被壓縮，該第二氮量大於該第一氮量，

第二氣態氮量自該高壓塔被導入該主冷凝器，該第二氣態氮量小於該第一氣態氮量，並且

該第二空氣量在該主空氣壓縮機內被壓縮至第二總空氣壓

力，該第二總空氣壓力低於該第一總空氣壓力。

2. 如請求項1之方法，其特徵在於，

該第一氮流於該冷壓縮機下游及該附加冷凝器之液化室上游在該主熱交換器內被冷卻。

3. 如請求項1之方法，其特徵在於，

在該第一操作模式下，第一渦輪機流量在膨脹機內膨脹做功，而後在該主熱交換器內被加熱及/或被導入該蒸餾塔系統，以及

在該第二操作模式下，該膨脹機停機或者第二渦輪機流量被導入該膨脹機，該第二渦輪機流量小於該第一渦輪機流量。

4. 如請求項1至3中任一項之方法，其特徵在於，

在該第二操作模式下，不產生液態空氣並將其儲存於液罐。

5. 如請求項1至3中任一項之方法，其特徵在於，

在該第二操作模式下，不排出液氮形式之蒸餾塔系統餾份並將其儲存於液罐。

6. 如請求項1至3中任一項之方法，其特徵在於，

在該主空氣壓縮機內被壓縮之空氣在其進入該主熱交換器之入口上游分流成第一及第二分空氣流，其中該第二分空氣流在增壓空氣壓縮機內被進一步壓縮，並且該再壓縮第二分空氣流被至少部分導入該輔助冷凝器之液化室並於該處至少部分液化。

7. 如請求項1至3中任一項之方法，其特徵在於，

自該高壓塔氣態提取第二氮流，在該主熱交換器內加熱該第二氮流並作為氣態加壓氮產品提取之。

8. 如請求項1至3中任一項之方法，其特徵在於，

自該高壓塔氣態提取第三氮流，在該主熱交換器內將該第三

氮流加熱至中間溫度，而後使其膨脹做功。

9. 如請求項1至3中任一項之方法，其特徵在於，

該低壓塔與該高壓塔上下堆疊設置。

10. 如請求項1至3中任一項之方法，其特徵在於，

於該低壓塔頂部進給之該回流液體的至少一部分係由產生於該附加冷凝器內之液氮的一部分所形成。

11. 如請求項10之方法，其特徵在於，

於該低壓塔頂部進給之該回流液體全部係由產生於該附加冷凝器內之液氮的一部分所形成。