



(19)中華民國智慧財產局

(12)發明說明書公開本

(11)公開編號：TW 201518664 A

(43)公開日：中華民國 104 (2015) 年 05 月 16 日

(21)申請案號：103123850

(22)申請日：中華民國 103 (2014) 年 07 月 10 日

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

B01D3/02 (2006.01)

(30)優先權：2013/07/11 歐洲專利局

13003510.8

(71)申請人：林德股份公司(德國) LINDE AG (DE)

德國

(72)發明人：雅雷克席弗 亞力山大 ALEKSEEV, ALEXANDER (RU)

(74)代理人：陳長文

申請實體審查：無 申請專利範圍項數：14 項 圖式數：10 共 38 頁

(54)名稱

產生至少一空氣產品之方法，空氣分離設備，發電方法及發電裝置

VERFAHREN ZUR ERZEUGUNG ZUMINDEST EINES LUFTPRODUKTS,

LUFTZERLEGUNGSANLAGE, VERFAHREN UND VORRICHTUNG ZUR ERZEUGUNG

ELEKTRISCHER ENERGIE

(57)摘要

本發明提出一種產生至少一空氣產品之方法，其中使用空氣分離設備(100)，其具有主空氣壓縮機(10)、主熱交換器(20)及蒸餾塔系統(30)，該方法包括第一操作模式及第二操作模式，其中在該第一操作模式下，儲存至少一產生於該蒸餾塔系統(30)內之液態空氣產品(LIN, LOX)，並且在該第二操作模式下，將該至少一在該第一操作模式下儲存之液態空氣產品及/或至少一其他液態空氣產品(LIN, LOX, LAIR)送入該蒸餾塔系統(30)。該方法之特徵在於，在該第二操作模式下，至少一氣態加壓流(b-g)在低於該主熱交換器(20)之熱側溫度的溫度水平上被送入冷壓縮機(45)，在該冷壓縮機(45)內自第一超大氣壓力水平被壓縮至第二超大氣壓力水平並在該第二超大氣壓力水平上被送入該蒸餾塔系統(30)之至少一蒸餾塔(31, 32)。相應之空氣分離設備(100)及發電方法與發電裝置同樣為本發明之主題。

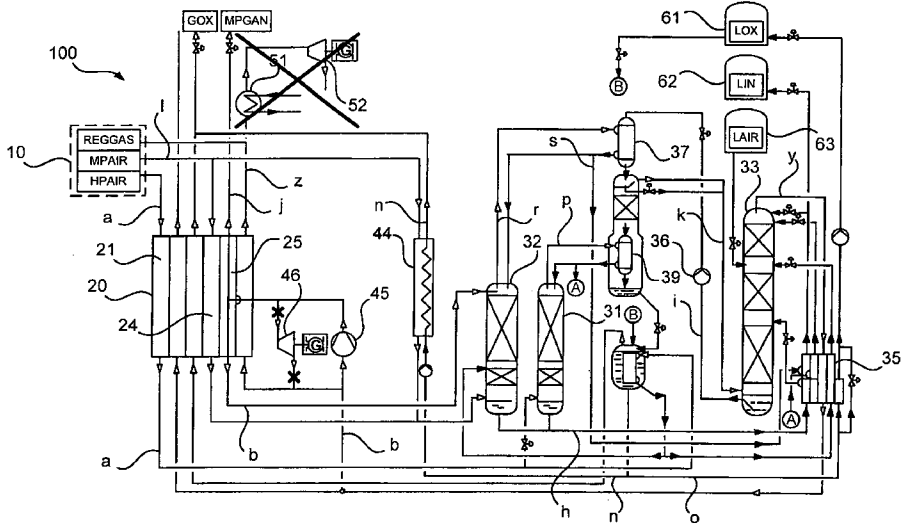


圖3

- 10 . . . 主空氣壓縮機/主壓縮機
- 20 . . . 主熱交換器
- 21 . . . 通道
- 24 . . . 通道
- 25 . . . 通道
- 31 . . . 高壓塔/蒸餾塔
- 32 . . . 中壓塔/蒸餾塔
- 33 . . . 第二區段/低壓塔
- 35 . . . 過冷器
- 36 . . . 泵
- 37 . . . 低壓塔中間蒸發器/降膜蒸發器或降膜冷凝器
- 39 . . . 低壓塔底層蒸發器/降膜蒸發器或降膜冷凝器
- 44 . . . 熱交換器元件
- 45 . . . 膨脹式渦輪機
- 46 . . . 膨脹式渦輪機
- 51 . . . 熱交換器
- 52 . . . 膨脹式渦輪機
- 61 . . . 儲罐
- 62 . . . 儲罐
- 63 . . . 儲罐
- 100 . . . 空氣分離設備
- A . . . 連接符號
- B . . . 連接符號
- a . . . 第一加壓空氣流/流
- b . . . 流/分流

h . . . 流

i . . . 富氧液態流

j . . . 分流

k . . . 氣體管線/流

l . . . 第二加壓空氣
流/加壓流

n . . . 富氧液態流/
分流

o . . . 分流

p . . . 富氮氣態流

r . . . 富氮流/富氮氣
態流

s . . . 分流

y . . . 富氮流

z . . . 分流

發明摘要

※ 申請案號： 103123850

※ 申請日： 103.7.10

※IPC 分類： F25J 3/02 (2003.01)

B01D 3/02 (2003.01)

【發明名稱】

產生至少一空氣產品之方法，空氣分離設備，發電方法及發電裝置

【中文】

本發明提出一種產生至少一空氣產品之方法，其中使用空氣分離設備(100)，其具有主空氣壓縮機(10)、主熱交換器(20)及蒸餾塔系統(30)，該方法包括第一操作模式及第二操作模式，其中在該第一操作模式下，儲存至少一產生於該蒸餾塔系統(30)內之液態空氣產品(LIN, LOX)，並且在該第二操作模式下，將該至少一在該第一操作模式下儲存之液態空氣產品及/或至少一其他液態空氣產品(LIN, LOX, LAIR)送入該蒸餾塔系統(30)。該方法之特徵在於，在該第二操作模式下，至少一氣態加壓流(b-g)在低於該主熱交換器(20)之熱側溫度的溫度水平上被送入冷壓縮機(45)，在該冷壓縮機(45)內自第一超大氣壓力水平被壓縮至第二超大氣壓力水平並在該第二超大氣壓力水平上被送入該蒸餾塔系統(30)之至少一蒸餾塔(31, 32)。相應之空氣分離設備(100)及發電方法與發電裝置同樣為本發明之主題。

【英文】

【代表圖】

【本案指定代表圖】：第（3）圖。

【本代表圖之符號簡單說明】：

10	主空氣壓縮機/主壓縮機
20	主熱交換器
21	通道
24	通道
25	通道
31	高壓塔/蒸餾塔
32	中壓塔/蒸餾塔
33	第二區段/低壓塔
35	過冷器
36	泵
37	低壓塔中間蒸發器/降膜蒸發器或降膜冷凝器
39	低壓塔底層蒸發器/降膜蒸發器或降膜冷凝器
44	熱交換器元件
45	膨脹式渦輪機
46	膨脹式渦輪機
51	熱交換器
52	膨脹式渦輪機
61	儲罐
62	儲罐
63	儲罐
100	空氣分離設備
A	連接符號
B	連接符號

a	第一加壓空氣流/流
b	流/分流
h	流
i	富氧液態流
j	分流
k	氣體管線/流
l	第二加壓空氣流/加壓流
n	富氧液態流/分流
o	分流
p	富氮氣態流
r	富氮流/富氮氣態流
s	分流
y	富氮流
z	分流

【本案若有化學式時，請揭示最能顯示發明特徵的化學式】：

(無)

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】

產生至少一空氣產品之方法，空氣分離設備，發電方法及發電裝置

本發明係有關如各獨立項前言所述之一種產生至少一空氣產品之方法、一種空氣分離設備及一種發電方法與發電裝置。

“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。冷凝蒸發器之蒸發室可構造成浴蒸發器(Badverdampfer)、降膜蒸發器或強制流蒸發器。

在低壓塔底層蒸發器中，低壓塔之底層液體在蒸發室內至少部分蒸發。在低壓塔中間蒸發器中，低壓塔之中間液體在蒸發室內至少部分蒸發。

【先前技術】

前述類型之方法及包含三塔之相應裝置已為吾人所知。

習知發電方法，例如習知之富氧燃燒方法及所謂的整體煤氣化聯合循環(英文為Integrated Gasification Combined Cycle, IGCC)，需要使用氧或氧富集氣體混合物來例如實現燃燒或部分氧化。可採用例如披露於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)之低溫空分方法及裝置來提供氧或相應之氧富集氣體混合物。

此類方法與裝置(在此簡稱“空氣分離設備”)使用蒸餾塔系統，

其例如可構造成雙塔系統，特別是經典Linde雙塔系統，但亦可構造成三塔或多塔系統。此外可設置用於提取其他空氣組分特別是氮、氬及/或氫等稀有氣體之裝置。

發電方法及發電裝置應當被設計成適於較大負載範圍及較快負載變化，以便能調整因其他能源供應商可用或不可用而引發之電流波動。為之提供氧或相應之氣體混合物的空氣分離設備亦應實現在相應範圍內靈活可變之操作方式。

傳統空氣分離設備亦受電網利用率及變化程度劇烈之電價影響。

其中，可能的靈活度取決於空氣分離設備之液化能力。可用液化能力愈高，則愈多低價電可被儲存為液態空氣產品。然而，為發電方法及發電裝置提供原料之空氣分離設備乃是設計用於大量生產適於在環境溫度下提取之氣態氧及氣態氮產品，故其液化能力較低。相應設備之需冷量(Kältebedarf)相對較低，故其亦無法僅為了提供較大量之液態空氣產品而提供足夠的冷量(Kältemenge)。

因此，相應設備中可安裝單獨的液化設備(LIN液化器、LOX液化器或LAIR液化器)並於液化階段接通之。藉由為相關方法或設備設計高於實際所需量之氣態氧及氣態氮產品的製冷能力(及液化能力)，亦能實現一定之靈活性。

若向相應之空氣分離設備進給較大量之液態空氣產品，則輸入該空氣分離設備的冷有可能遠高於所需量。在無應對措施情況下，此會導致熱交換器內之溫度剖面發生偏移並且一或數個流出熱交換器之流的溫度愈來愈低。自某一限值起便無法再確保空氣分離設備可靠運行。此問題可藉由產熱裝置如空氣加熱型、蒸汽加熱型、氣體加熱型、電力加熱型熱交換器或以其他方式加熱之熱交換器的使用而得到解決。但結果表明，該解決方案尤其因能源問題而效果不佳。

【發明內容】

本發明之目的在於提供前述類型之方法及相應裝置，其能耗變化範圍大且在所有相應操作方式下能耗較低。

本發明用以達成該目的之解決方案為具有各獨立項之特徵的一種產生至少一空氣產品之方法、一種空氣分離設備及一種發電方法與發電裝置。較佳技術方案為各附屬項及後續描述之主題。

在闡述可於本發明範圍內實現的有益效果之前，先對本申請所使用的若干術語予以說明。

“空氣分離設備”以酌情經乾燥與淨化處理之空氣為進料，用“主空氣壓縮機”以至少一加壓空氣流之形式提供該空氣。如前所述，空氣分離設備具有用於自空氣中分離出物理組分特別是氮與氧之蒸餾塔系統。如前所述，為此須將空氣冷卻至接近其露點並導入蒸餾塔系統。反之，純“空氣液化設備”或“液化裝置”不包含蒸餾塔系統。除此之外，空氣液化設備之結構可與輸出空氣液化產品之空氣分離設備相符。當然，空氣分離設備亦可產生液態空氣作為副產品。

“液態空氣產品”係指任一種可至少藉由壓縮、冷卻及隨後之膨脹空氣以酷冷液體形式製成之產品。如前所述，其主要為液氧(LOX)、液氮(LIN)、液氬(LAR)或液態空氣(LAIR)。其中，術語“液氧”及“液氮”亦分別指含氧量或含氮量超過大氣空氣之酷冷液體。亦即，其不一定必須為具有高含氧量或含氮量之純液體。亦即，液氮既指純氮或接近純氮的氮，亦指含氮量超過大氣空氣之液化風煤氣混合物。此混合物例如具有至少90莫耳百分數，較佳至少99莫耳百分數之含氮量。

“酷冷”液體或相應之流體、液態空氣產品、流等等，係指沸點遠低於環境溫度且例如為200 K或以下，特定言之為220 K或以下之液態媒介。舉例而論，符合上述定義之液態空氣、液氧及液氮即為酷

冷媒介。

“熱交換器”用於在至少兩互為逆流而行之流間間接傳熱，例如在一熱加壓空氣流與一或數個冷流間或者在一酷冷液態空氣產品與一或數個熱流間。熱交換器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。熱交換器具有被構造成包含換熱面之分離式流體通路的“通道”，舉例而論，在空氣分離設備中用於冷卻或加熱待冷卻或待加熱流之主要部分的“主熱交換器”亦如此。相應之熱交換器運行時具有溫度存在差異之“熱側”與“冷側”。熱交換器之“熱側”溫度係指待冷卻流被送入熱交換器時之溫度。鑒於可能有數個待冷卻流於不同溫度水平上被送入熱交換器，熱側溫度亦可指其平均值或被送入之待冷卻流的最低或最高溫度。

“壓縮機”乃是一種用於將至少一氣態流自至少一輸入壓力(該氣態流在該輸入壓力下被送入壓縮機)壓縮至至少一終壓(在該終壓下自壓縮機系統提取該氣態流)之裝置。壓縮機形成一結構整體，但可具有數個形式為習知之活塞組件、螺桿組件及/或葉輪組件或蝸輪組件(即軸流式或徑流式壓縮機級)的“壓縮機級”。空氣分離設備之“主空氣壓縮機”亦如此，其用於壓縮被送入空氣分離設備之空氣量的全部或主要部分。此等壓縮機級主要由一共用驅動裝置(例如一共用軸體)驅動。數個壓縮機(例如空氣分離設備之主壓縮機與增壓壓縮機)可相互耦接。“增壓壓縮機”用於進一步提高已被加壓之流的壓力。“冷壓縮機”可在低溫下(尤其亦包括在酷冷條件下)被輸送相應之流。為此，冷壓縮機係依照先前技術進行設置。

“膨脹式渦輪機”可透過共用軸體耦接其他膨脹式渦輪機或能量轉換器如油壓制動器、發電機或壓縮機，其用於膨脹氣態流或至少部分液態流。特定言之，膨脹式渦輪機可作為渦輪膨脹機應用於本發

明。由一或數個膨脹式渦輪機驅動且運行時不使用例如由電動機輸送之外部能源的壓縮機在此稱作“渦輪驅動”壓縮機。由渦輪驅動壓縮機及膨脹式渦輪機形成之配置亦稱“增壓渦輪機”。“加壓氮渦輪機(Druckstickstoffturbine)”或“PGAN渦輪機”在本申請範圍內係指用於膨脹產生於空氣分離設備內且自蒸餾塔系統提取之加壓流的膨脹式渦輪機。膨脹加壓流而後例如可在主熱交換器內被加熱並被排放至周圍環境。被稱作“中壓渦輪機”之膨脹式渦輪機專門與包含高壓塔、中壓塔及低壓塔之蒸餾塔系統結合使用。中壓渦輪機用於使經主空氣壓縮機壓縮且酌情在增壓壓縮機內被再壓縮之加壓空氣流在主熱交換器內冷卻後膨脹進入中壓塔。“噴射渦輪機(Einblaseturbine)”則是使經主空氣壓縮機壓縮且酌情在增壓壓縮機內被再壓縮之加壓空氣流在主熱交換器內冷卻後膨脹進入三塔或雙塔系統之低壓塔。透過膨脹閥膨脹進入高壓塔之流則被稱作“節制流(Drosselstrom)”。該節制流此前例如被設於主空氣壓縮機中或主空氣壓縮機下游之增益壓縮機及/或被渦輪驅動壓縮機壓縮至一高於高壓塔操作壓力之壓力水平。

在本申請範圍內，“槽罐系統”係指一種包含至少一用於儲存液態空氣產品之低溫儲罐的配置。相應之槽罐系統具有絕緣件。

本申請使用術語“壓力水平”及“溫度水平”表徵壓力與溫度，此係為了表明，實現本發明理念時無需使用精確的壓力值及溫度值。但此等壓力與溫度通常在平均值上下1%、5%、10%、20%甚或50%之特定範圍內波動。相應之壓力水平與溫度水平可分佈於不相交範圍或交疊範圍。例如壓力水平尤其包含不可避免或可預見之壓力損失，其例如因冷卻效應而產生。溫度水平亦如此。本申請以bar為單位給出的壓力水平係為絕對壓力。

液態空氣產品或相應之液態流可透過加熱而變成氣態或轉入超臨界狀態。若在亞臨界壓力下加熱，便可透過蒸發實現正常相變。但

若在一高於臨界壓力之壓力下加熱液態空氣產品，則加熱超過臨界溫度時不發生本義之相變，而是自液態轉變為超臨界狀態。本申請範圍內所用之術語“蒸發”亦包含自液態到超臨界狀態之轉變。

本發明係有關一種產生至少一空氣產品之方法，該方法使用空氣分離設備，其具有主空氣壓縮機、主熱交換器及蒸餾塔系統。如前所述，該方法包括第一及第二操作模式，其中在該第一操作模式下，儲存至少一產生於該蒸餾塔系統內之液態空氣產品，並且在該第二操作模式下，將該至少一在該第一操作模式下儲存之液態空氣產品及/或至少一肯定不在該第二操作模式下產生之其他液態空氣產品及/或由外部輸送之液態空氣產品及/或以其他方式暫存之液態空氣產品(例如液態空氣、液氮或液氧)送入該蒸餾塔系統。

根據本發明，在第二操作模式下，至少一氣態加壓流在低於主熱交換器之熱側溫度的溫度水平上被送入冷壓縮機，在該冷壓縮機內自第一超大氣壓力水平被壓縮至第二超大氣壓力水平並在該第二超大氣壓力水平上被送入蒸餾塔系統之至少一蒸餾塔。此蒸餾塔以等於第二超大氣壓力水平之操作壓力運行。較之先前技術，該方法具有諸多優點：

如前所述，一般情況下可輕易向空氣分離設備之冷箱進給較少量之酷冷液體或液態空氣產品，因為因絕緣及(主)熱交換器內損失(熱側溫差)緣故，熱滲透(Wärmeeinfall)不可避免，從而始終需要一定之冷量。此冷量通常由所用之膨脹式渦輪機提供。

若透過上述進給能滿足需冷量，便可斷開該膨脹機。在使用所謂的中壓渦輪機且其內部進一步膨脹壓縮空氣之情況下，此能相應節約主空氣壓縮機及/或設於該主空氣壓縮機後面之增壓壓縮機上的驅動功率。若在用以使空氣膨脹進入所用蒸餾塔系統之低壓塔的噴射渦輪機基礎上實現相應方法，則能取得類似效果。若使用本申請圖式中

所示之加壓氮渦輪機或PGAN渦輪機，斷開渦輪機便能使得有大量加壓氮可供使用，從中可回收壓縮操作所消耗之能量。為此可使用外部膨脹機，相應加壓流在前置加熱器內加熱後被送入該膨脹機，其再使該加壓流膨脹至相關用途所需之壓力(例如用作再生氣體)。

若透過進給酷冷液體或液態空氣產品在一段較長時間內將超過需要的冷輸入冷箱，便會導致所用熱交換器內之溫度剖面發生不良變化(“變形”)，從而使一或數個流出熱交換器之流的溫度愈來愈低。自某一限值起便無法再確保空氣分離設備可靠運行或按規定運行。此情況下無法再實現進一步進給，除非利用附加熱源提高冷箱之熱滲透。如前所述，為達此目的可使用任一種習知產熱裝置，例如空氣加熱型、蒸汽加熱型、氣體加熱型、電力加熱型熱交換器或以其他方式加熱之熱交換器。

就上述情況而言，使用冷壓縮機(如前所述，即進氣溫度低於環境溫度之壓縮機)特別有益，因為冷壓縮機並非僅為系統供熱，而是能透過選擇性壓縮特定物質流來影響並改良整套方法。相應方法由下述圖1及圖2示出。該方法係(在進給相應之酷冷液體或液態空氣產品的“第二”操作模式下)用冷壓縮機壓縮斷開相應之膨脹式渦輪機(例如上述圖式所示之加壓氮渦輪機，但亦可例如是噴射渦輪機)後可供使用的加壓氮量，而後用預熱器加熱該加壓氮並用單獨的膨脹式渦輪機使其膨脹。然而，帶有前置式預熱器的外部膨脹式渦輪機並非在任何情況下皆能取得令人滿意之使用效果，因為此類硬體部件非常昂貴且運行能耗極高。舉例而論，運行相應預熱器時通常須設置單獨的(中壓)蒸汽系統。由此會產生高損失。因此從降低成本及節能角度看，若能在相應方法或設備中不採用此類裝置，乃是吾人所欲達成之目標。

在空氣分離設備中使用冷壓縮機，此屬習知技術。如US 7 272

954 B2中所披露，冷壓縮機被用來壓縮節制流。但此用途與本申請所描述之方法及相應設備的目標大相逕庭：如前所述，壓縮節制流正是為了能實施膨脹進入高壓塔之操作，以便達到額外製冷之目的。亦即，節制流被壓縮至較高之超大氣壓力水平，但又不在該較高之超大氣壓力水平上被送入高壓塔，而是此前再次膨脹。此外在本發明範圍內，第一超大氣壓力水平低於高壓塔操作壓力。

在相應空氣分離設備已被反覆提及之“第一操作模式”下，不一定例如為富氧燃燒法或IGCC法提供氣態空氣產品。第一操作模式亦可包括自相應設備提取液態空氣產品並(在電價低廉或電能過剩時期)將其移入專設儲罐。第一操作模式之特點主要在於，例如藉由加壓氮渦輪機、噴射渦輪機及/或中壓渦輪機在空氣分離設備中產生額外的冷。在第一操作模式下至多將少量此前儲存於槽罐系統之空氣產品送入所用蒸餾塔系統並在需要時作進一步分離處理，以免因過量輸入冷(Kälteeintrag)而出現前述不良效應。

而在前述“第二操作模式”下一般不藉由加壓氮渦輪機、噴射渦輪機及/或中壓渦輪機產生額外的冷，因為在該操作模式下，此前儲存於儲罐之空氣產品被送入所用蒸餾塔系統並在需要時作進一步分離處理。亦可藉由附加裝置或設備，例如藉由單獨的液化器將該等空氣產品儲存於儲罐或提供之。第二操作模式使用冷壓縮機來確保熱輸入，同時對相應加壓流進行壓縮。

本發明由此提供一種空氣分離設備，其即使在被進給大量例如此前儲存於儲罐之液態空氣產品的情況下仍能以低成本實現特別有益之運行。尤其與包含被加熱型熱交換器之空氣分離設備及包含冷壓縮機與外部膨脹式渦輪機之設備相比，藉此能大幅降低成本。

當然，該方法亦可包括前述第一操作模式，在該操作模式下，該至少一氣態加壓流及/或至少一其他氣態加壓流在膨脹式渦輪機內

膨脹製冷(kälteleistend entspannt)。其中，該方法可按需要在兩操作模式間切換。

該方法較佳適用於以下情形：使用蒸餾塔系統，其包括高壓塔及低壓塔，其中該高壓塔以高於該低壓塔之操作壓力運行。此類蒸餾塔系統(例如雙塔系統或高、低壓塔分離之系統)基本已為業界所知。故，該方法適於為眾多既有空氣分離設備加裝相應之蒸餾塔系統。

在此類蒸餾塔系統中，第一壓力水平等於低壓塔操作壓力，及/或，第二壓力水平等於高壓塔操作壓力。本發明在此實現相應之壓力提昇，並在定量輸入冷的同時實現將加壓流移入蒸餾塔系統。

若使用蒸餾塔系統，其進一步包括中壓塔，且該中壓塔以介於高壓塔與低壓塔之操作壓力間的操作壓力運行，便能實現特別的有益效果及更為靈活之製程控制。

相應地，此時第一壓力水平可等於低壓塔操作壓力，並且第二壓力水平可等於中壓塔或高壓塔之操作壓力。作為替代方案，第一壓力水平可等於中壓塔操作壓力，並且第二壓力水平可等於高壓塔操作壓力。

無論何種情況，該至少一氣態加壓流皆可由一提取自蒸餾塔系統以第一壓力水平為操作壓力運行之蒸餾塔(即低壓塔，若存在中壓塔，則亦可選擇性地為中壓塔)之流的至少一部分構成。經冷壓縮機壓縮後，可將該至少一氣態加壓流至少部分送入壓力水平相對較高之蒸餾塔(若提取自低壓塔，則為中壓塔或高壓塔，若提取自中壓塔，則為高壓塔)。

作為替代方案，該至少一氣態加壓流亦可由一由主空氣壓縮機提供且經主熱交換器冷卻之流(即例如部分被送入蒸餾塔系統之中壓塔且處於相應壓力之“中壓流”)的至少一部分構成。隨後經冷壓縮機壓縮後，可將該氣態加壓流送入在相應壓力水平上運行之蒸餾塔。

在被送入相應蒸餾塔之前，該至少一氣態加壓流亦可在第二壓力水平上與至少一其他流匯合。若該第二壓力水平例如等於高壓塔操作壓力，經相應壓縮之氣態加壓流便可與一由主空氣壓縮機在該第二壓力水平上提供且經主熱交換器冷卻之相應加壓空氣流匯合。

若該壓縮氣態加壓流尚未處於標稱溫度，則該至少一氣態加壓流可在經冷壓縮機壓縮後至少部分在主熱交換器內被冷卻。此亦為一項有益措施，能透過選擇性熱輸入來應對因進給液態空氣產品而導致主熱交換器溫度剖面發生變化之不利局面。

此情況下可按需要在任意有助於取得良好冷卻效果及/或影響溫度剖面之位置上向熱交換器進給，例如參見圖9及圖10。可將該至少一氣態加壓流在經冷壓縮機壓縮後於熱側或在另一低於主熱交換器之熱側溫度的溫度水平上送入主熱交換器進行冷卻。

若該經冷壓縮機壓縮之氣態加壓流的一部分在主熱交換器內被加熱及/或至少部分被導出空氣分離設備，則該方法亦能取得有益效果。相應之流例如可在包含吸附容器之淨化裝置內用作再生氣體，且為此處於特別有益的壓力及溫度水平上。

關於本發明之空氣分離設備的特徵與優點，請參閱前述優點。此種空氣分離設備具有主空氣壓縮機、主熱交換器及蒸餾塔系統且適於在前述第一操作模式及前述第二操作模式下運行，其中設有用以在該第一操作模式下儲存至少一產生於該蒸餾塔系統內之液態空氣產品並且在該第二操作模式下將該至少一在該第一操作模式下儲存之液態空氣產品及/或至少一其他液態空氣產品送入該蒸餾塔系統之手段。相應手段例如可包括手動轉換件或採用控制技術而構建的轉換件。該空氣分離設備具有冷壓縮機。此外設有用以在該第二操作模式下將該至少一氣態加壓流在低於主熱交換器之熱側溫度的溫度水平上送入該冷壓縮機，在該冷壓縮機內將該至少一氣態加壓流自第一超大氣壓力

水平壓縮至第二超大氣壓力水平，而後將該至少一氣態加壓流在該第二壓力水平上至少部分送入該蒸餾塔系統之至少一蒸餾塔的手段。

關於本發明之發電方法及本發明之發電裝置的特徵與優點，亦請參閱前述內容。該方法及該裝置尤其可以是富氧燃燒法或IGCC法及相應裝置。

下面參照所附圖式詳細闡述本發明。

【圖式簡單說明】

圖1為非本發明之空氣分離設備處於第一操作模式時的設備示意圖；

圖2為圖1所示之空氣分離設備處於第二操作模式時的設備示意圖；

圖3為依據本發明之一實施方式之空氣分離設備處於第二操作模式時的設備示意圖；

圖4為依據本發明之一實施方式之空氣分離設備處於第二操作模式時的設備示意圖；

圖5為依據本發明之一實施方式之空氣分離設備處於第二操作模式時的設備示意圖；

圖6為依據本發明之一實施方式之空氣分離設備處於第二操作模式時的設備示意圖；

圖7為依據本發明之一實施方式之空氣分離設備處於第二操作模式時的設備示意圖；

圖8為依據本發明之一實施方式之空氣分離設備處於第二操作模式時的設備示意圖；

圖9為依據本發明之一實施方式之空氣分離設備處於第二操作模式時，在該空氣分離設備中設置冷壓縮機之可行方案的部分示意圖；
及

圖10為依據本發明之一實施方式之空氣分離設備處於第二操作模式時，在該空氣分離設備中設置冷壓縮機之可行方案的部分示意圖。

【實施方式】

對等元件在圖式中具相同符號且不予重複說明以求簡潔明瞭。

圖1至圖10為部分相同之設備及其部件在不同操作模式下之圖示，該等操作模式區別主要在於數個閥門在相應管線內之位置，故液態流及氣態流穿過不同設備部件。閥門未予圖示。但阻斷管線上被打叉(-x-)。

圖1為非本發明之空氣分離設備110的設備示意圖。空氣分離設備110在圖1中處於第一操作模式，此操作模式下無大量來自“外源”(例如儲罐或空氣液化設備)的液態空氣產品被送入該空氣分離設備。圖示第一操作模式例如用於在電價低廉或電能過剩時期產生液態空氣產品，其中該等液態空氣產品儲存於相應儲罐並準備在圖2所示之第二操作模式下被送入空氣分離設備110。其他操作模式亦可包括僅提供或主要提供氣態空氣產品。

空氣分離設備110之核心部件包括圖中示意性示出之主空氣壓縮機10、主熱交換器20及蒸餾塔系統30，該蒸餾塔系統在圖示實施例中構造成包含高壓塔31、中壓塔32與低壓塔之多塔系統，其中該低壓塔具有第一區段38及第二區段33。此二區段透過一未採取任何變壓措施之氣體管線k相連接，從而形成統一的蒸餾室，該蒸餾室在分離效果、壓力及溫度方面與一體式低壓塔無異。

高壓塔31之頂部操作壓力例如為5.0至5.5 bar，低壓塔33之頂部操作壓力例如為1.3至1.4 bar。中壓塔32之操作壓力介於高壓塔31之操作壓力與低壓塔33之操作壓力間。

為了向蒸餾塔系統30或各塔提供相應之加壓空氣，主空氣壓縮

機10被構造成可提供至少一第一加壓空氣流a及一第二加壓空氣流l。其中，第一加壓空氣流a之壓力水平為高壓塔31之操作壓力(故亦稱“高壓空氣”，HPAIR)，第二加壓空氣流l之壓力水平則為中壓塔32之操作壓力(故亦稱“中壓空氣”，MPAIR)。

相應加壓空氣流a及l之提供方式基本已為吾人所知，此處不再贅述。舉例而論，主空氣壓縮機10可透過過濾器吸入大氣空氣並將其多級壓縮至上述壓力。例如可於多級壓縮終點處提取第一加壓空氣流a，於一中間位置處提取第二加壓空氣流l。該空氣可於壓縮後在直接接觸冷卻器內藉由與冷卻水進行間接熱交換而冷卻。該冷卻水可由蒸發室冷卻器及/或外源提供。該壓縮冷卻空氣隨後可在淨化裝置內被淨化。該淨化裝置可具有一對裝有合適之吸附材料的容器。用富氮再生氣體(此處指流v，相關描述見下)來使淨化裝置再生。

在圖示實施例中，第一加壓空氣流a在前述壓力水平上穿過主熱交換器20之通道21並於該處被冷卻至接近露點。該繼續用a標示之冷卻加壓空氣流在主熱交換器20下游一部分進入高壓塔31，另一部分在裝有富氧液體(見下)之浴蒸發器或浴冷凝器(Badkondensator) 34內液化。該液化部分中的一部分被液態送入中壓塔32，另一部分穿過過冷器35並膨脹進入低壓塔33。

第二加壓空氣流l一部分穿過主熱交換器20之通道24並於該處被冷卻至接近露點。另一部分則穿過一亦可整合於主熱交換器20之熱交換器元件44並在該處用於蒸發富氧液態流n (見下)。兩部分隨後再度匯合並進入中壓塔32。

分別自高壓塔31及中壓塔32底層提取氧富集液態流，其作為流h穿過過冷器35並膨脹進入低壓塔33。

自低壓塔底部提取富氧液態流i，該富氧液態流由泵36提高壓力，經膨脹閥(未標示符號)進入低壓塔中間蒸發器37，於該處遇一富

氮流r (見下)而部分蒸發並被移入低壓塔第一區段38，該區段底層設有低壓塔底層蒸發器39。在實施例中，兩冷凝蒸發器(低壓塔中間蒸發器37及低壓塔底層蒸發器39)構造成降膜蒸發器。自氧塔38頂部獲得之液態及氣態部分作為流k被部分回輸至低壓塔33。流出低壓塔中間蒸發器37之蒸發室之液體的另一部分作為回流液體被送往低壓塔第一區段38。

自低壓塔38底層提取液態富氧流並將其移入輔助冷凝器34，該輔助冷凝器構造成包含液浴之冷凝蒸發器(浴蒸發器)。自輔助冷凝器34頂部提取氣態富氧流m，該氣態富氧流在主熱交換器20內被加熱並被用來提供氣態氧加壓產品(gasförmiges Sauerstoff-Druckprodukt) (在此用GOX標示)。自輔助冷凝器34底層提取液態富氧流，其一分流n在液態下被提高壓力，在熱交換器元件44內蒸發並同樣被用來提供氣態氧加壓產品。分流o則部分在過冷器35內被過冷並被用來提供液態富氧空氣產品(在此用LOX標示)。可將該液態空氣產品移入合適儲罐61並儲存於此。

自高壓塔31頂部提取富氮氣態流p並使其在降膜蒸發器或降膜冷凝器39內液化。一分流被回輸至高壓塔31，另一分流(參見連接符號A)穿過過冷器35，而後膨脹進入低壓塔33。

自中壓塔32頂部提取富氮氣態流r，其一部分在降膜蒸發器或降膜冷凝器37內液化。一分流被回輸至中壓塔32，另一分流s穿過過冷器35，而後部分膨脹進入低壓塔33，部分以液態富氮空氣產品(在此用LIN標示)形式被提供。亦可將該液態富氮空氣產品儲存於合適儲罐62。

流r的另一(較大)分流t在圖示第一操作模式下繞開冷壓縮機45後在主熱交換器20內被加熱。可在中間溫度下自主熱交換器20提取另一部分(即圖中的流u)，此部分隨後可在“冷”膨脹式渦輪機46(所謂的

加壓氮渦輪機)內膨脹製冷，該膨脹式渦輪機例如可耦接發電機。以氣態富氮空氣產品(在此用MPGAN標示)之形式提供未在膨脹式渦輪機45內膨脹之部分。在膨脹式渦輪機45內膨脹後，流u再度自冷端向熱端穿過主熱交換器20並於主熱交換器20之熱側分成分流v及w。分流v在主空氣壓縮機10或分配給該主空氣壓縮機之淨化裝置內用作再生氣體(REGGAS) (見上)。分流w則由利用熱水流運行之熱交換器51加熱，而後在同樣可耦接發電機之另一膨脹式渦輪機52內膨脹。

自低壓塔33頂部提取富氮流y，在主熱交換器20內加熱該富氮流並將其導出空氣分離設備110。

因絕緣及主熱交換器內損失(熱側溫差)緣故，熱滲透不可避免，而如前所述，使用膨脹式渦輪機46乃是為了提供因此而始終需要的冷量。若當空氣分離設備110處於圖2所示之第二操作模式時，此冷(Kälte)已由所進給之液態空氣產品提供，便可斷開膨脹式渦輪機46。在圖示實施例中，其結果為大量相應之加壓富氮空氣產品可供使用，從中可回收能量。在其他配置中，若例如“直接”由主空氣壓縮機提供且在主熱交換器內冷卻之加壓流在相應之膨脹式渦輪機(類似於膨脹式渦輪機46)內膨脹，則可減小主空氣壓縮機10中的驅動功率。

圖2示出空氣分離設備110之相應第二操作模式。在該操作模式下，一方面將富氧液態空氣產品(LOX)自儲罐61移入浴蒸發器或浴冷凝器34(參見連接符號B)，另一方面將液態空氣產品(例如來自外部液化器之液化空氣，在此用LAIR標示)自另一儲罐63送入低壓塔33。由於此時空氣分離設備110之需冷量已超過需要地得到滿足，可將膨脹式渦輪機46斷開。如此一來，根據氣態富氮空氣產品(MPGAN)可透過閥門(未標示符號)而加以調節的提取量，有大量相應之加壓富氮空氣產品(在此亦標示為流x)可供使用，從中可在膨脹式渦輪機52或其發電機內回收能量。但須預熱空氣。然而，使用相應預熱裝置較為麻

煩。

冷壓縮機45在第二操作模式下亦運行。如前所述，液態空氣產品(在此為LOX及LAIR)將超過需要的冷輸入空氣分離設備110之冷箱，致使熱交換器內之溫度剖面“變形”並且一或數個流出熱交換器之流的溫度愈來愈低。自某一限值起便無法再確保空氣分離設備可靠運行。此問題在空氣分離設備110中藉由將冷壓縮機45作為熱源運行而得到解決。然而，冷壓縮機45並非僅為系統供熱，而是透過選擇性壓縮特定物質流(在此為流t)來影響並改良整套方法，此為其他產熱裝置如空氣加熱型、蒸汽加熱型、氣體加熱型、電力加熱型熱交換器或以其他方式加熱之熱交換器所不能達矣。冷壓縮機45所引起之升壓效果可在膨脹式渦輪機52內得到利用。

與非本發明之空氣分離設備110相比，下述本發明之空氣分離設備100具特別之有益效果，其中冷壓縮機45用作所謂的進給壓縮機(Feedverdichter)並整合於蒸餾塔系統30。換言之，在第二操作模式下，至少一氣態加壓流(參見下述各流b至g)在低於主熱交換器20之熱側溫度的溫度水平上被送入冷壓縮機45，在冷壓縮機45內自第一超大氣壓力水平被壓縮至第二超大氣壓力水平並在第二超大氣壓力水平上被送入蒸餾塔系統30之至少一蒸餾塔31、32。換句話說，例如一相應氣態加壓流(例如來自主空氣壓縮機10且形式為下述流e的空氣，或者來自其中一蒸餾塔且形式為下述流b至d、f及g的富氮氣態加壓流)在冷壓縮機45內自一用於低壓塔或中壓塔32或33或者用於以較低壓力為操作壓力之塔的壓力水平壓縮至一用於中壓塔或高壓塔31或32或者用於以較高壓力為操作壓力之塔的壓力水平。在主熱交換器20內經相應冷卻(若有必要)後，將該壓縮流於合適位置處送入相應蒸餾塔31、32。

尤其對於利用主壓縮機10提供兩不同壓力水平之加壓流a及l的方

法如本方法，此能改良精餾效果。在三塔系統中，應被導入高壓塔31且此前須被壓縮至高壓之空氣的份額變小，應被導入中壓塔且此前須被壓縮至中壓之空氣的份額則變大。其結果為，相應空氣分離設備100之總能耗顯著降低。其中，較佳如此這般切換冷壓縮機45，使得此情況下被斷開之冷壓縮機45的接頭(管接頭)得到使用。此能大幅降低設備成本與線路成本。

參照圖3所示，依據本發明之一實施方式之相應空氣分離設備100處於第二操作模式。第一操作模式與圖1所示大體一致，故不予再次圖示：在第一操作模式下，一相應之流穿過膨脹式渦輪機46並繞開冷壓縮機45。在如圖2所示之第二操作模式下，一方面將富氧液態空氣產品(LOX)自儲罐61移入浴蒸發器或浴冷凝器34(參見連接符號B)，另一方面將液態空氣產品(例如來自外部液化器之液化空氣，在此用LAIR標示)自另一儲罐63送入低壓塔33。

冷壓縮機45在此以提取自低壓塔33之富氮流y的分流b為進料，故該分流處於低壓塔33頂部之前述超大氣壓力水平上，例如1.3至1.4 bar。此分流b在冷壓縮機45內自該(“第一”)超大氣壓力水平被壓縮至等於中壓塔32之操作壓力的較高(“第二”)超大氣壓力水平。而後在中間溫度下將該壓縮分流b送入主熱交換器20之通道25並相應冷卻之。冷卻後將流b送往中壓塔32頂部。需要時同樣可將其他分流j(MPGAN)及z(部分用作再生氣體REGGAS，酌情僅用於第一操作模式)導出空氣分離設備。由熱交換器51及膨脹式渦輪機52形成之配置未得到使用。

參照圖4所示，依據本發明之一實施方式之另一空氣分離設備處於第二操作模式。冷壓縮機45在此亦以提取自低壓塔33之富氮流y的分流為進料，該分流在此用c標示且處於低壓塔33頂部之前述超大氣壓力水平上，例如1.3至1.4 bar。此分流c在冷壓縮機45內自該(“第

一”) 超大氣壓力水平被壓縮至等於高壓塔31之操作壓力的較高(“第二”) 超大氣壓力水平。而後在中間溫度下將該壓縮分流c送入主熱交換器20之通道27並相應冷卻之。冷卻後將流c送往高壓塔31頂部。需要時同樣可將其他流j (MPGAN)與z (部分用作再生氣體REGGAS, 酌情僅用於第一操作模式)及富氮高壓流(HPGAN)導出空氣分離設備。

參照圖5所示, 依據本發明之一實施方式之另一空氣分離設備處於第二操作模式。冷壓縮機45在此以流d為進料, 該流係提取自中壓塔32頂部, 故而處於中壓塔32頂部之前述超大氣壓力水平及中壓塔之溫度水平上。此分流d在冷壓縮機45內自該(“第一”) 超大氣壓力水平被壓縮至仍等於高壓塔31之操作壓力的較高(“第二”) 超大氣壓力水平。而後在中間溫度下將該壓縮分流d送入主熱交換器20之相應通道27並相應冷卻之。冷卻後將流d送往高壓塔31頂部。需要時同樣可將其他流j (MPGAN)與z (部分用作再生氣體REGGAS, 酌情僅用於第一操作模式)及富氮高壓流(HPGAN)導出空氣分離設備。

參照圖6所示, 依據本發明之一實施方式之另一空氣分離設備處於第二操作模式。冷壓縮機45在此以來自主空氣壓縮機10之加壓流1的分流e為進料, 該分流處於等於中壓塔32之操作壓力的前述超大氣壓力水平上。自主熱交換器20之冷端提取分流e, 故其溫度水平低於主熱交換器20之熱側溫度水平。此分流e在冷壓縮機45內自該(“第一”) 超大氣壓力水平被壓縮至仍等於高壓塔31之操作壓力的較高(“第二”) 超大氣壓力水平。該壓縮分流e而後在中間溫度下被送入主熱交換器20之通道21, 從而與流a匯合。該繼續用a標示之流被相應冷卻。冷卻後將流a送入高壓塔31。如上所述, 需要時同樣可將其他流j (MPGAN)及z (部分用作再生氣體REGGAS, 酌情僅用於第一操作模式)導出空氣分離設備。

參照圖7所示，依據本發明之一實施方式之另一空氣分離設備處於第二操作模式。冷壓縮機45在此以流f為進料，該流係提取自低壓塔33，故而處於低壓塔33之前述超大氣壓力水平(例如1.3至1.4 bar)及其溫度水平上。此分流f在冷壓縮機45內自該(“第一”)超大氣壓力水平被壓縮至仍等於中壓塔32之操作壓力的較高(“第二”)超大氣壓力水平。該壓縮分流f而後在中間溫度下被送入主熱交換器20之通道24，從而與流l匯合。該繼續用l標示之流被相應冷卻。冷卻後將流l送入中壓塔32。如上所述，需要時同樣可將其他流j (MPGAN)及z (部分用作再生氣體REGGAS，酌情僅用於第一操作模式)導出空氣分離設備。

參照圖8所示，依據本發明之一實施方式之另一空氣分離設備處於第二操作模式。冷壓縮機45在此亦以流g為進料，該流係提取自低壓塔33，故而處於低壓塔33之前述超大氣壓力水平(例如1.3至1.4 bar)及其溫度水平上。此分流g在冷壓縮機45內自該(“第一”)超大氣壓力水平被壓縮至仍等於高壓塔31之操作壓力(例如5.0至5.5 bar)的較高(“第二”)超大氣壓力水平。該壓縮分流g而後在中間溫度下被送入主熱交換器20之通道21，從而與流a匯合。該繼續用a標示之流被相應冷卻。冷卻後將流a主要送入高壓塔31。需要時同樣可將其他流j (MPGAN)及z (部分用作再生氣體REGGAS，酌情僅用於第一操作模式)導出空氣分離設備。

圖9及圖10為設置冷壓縮機45之可選方案的部分示意圖。相應之流不再用符號標示。在圖3至圖8所示之所有設備及本發明其他未圖示之實施方式中皆能實現該等可行方案。

如圖9所示，經冷壓縮機45壓縮之流於熱側被送入主熱交換器20。參照圖10所示，在第一中間溫度下自主熱交換器20提取一流，而後壓縮該流並在第二中間溫度下將其再度送入主熱交換器20。

【符號說明】

10	主空氣壓縮機/主壓縮機
20	主熱交換器
21	通道
24	通道
25	通道
27	通道
30	蒸餾塔系統
31	高壓塔/蒸餾塔
32	中壓塔/蒸餾塔
33	第二區段/低壓塔
34	浴蒸發器或浴冷凝器/輔助冷凝器
35	過冷器
36	泵
37	低壓塔中間蒸發器/降膜蒸發器或降膜冷凝器
38	第一區段/氧塔/低壓塔
39	低壓塔底層蒸發器/降膜蒸發器或降膜冷凝器
44	熱交換器元件
45	膨脹式渦輪機
46	膨脹式渦輪機
51	熱交換器
52	膨脹式渦輪機
61	儲罐
62	儲罐
63	儲罐
100	空氣分離設備

110	空氣分離設備
A	連接符號
B	連接符號
a	第一加壓空氣流/流
b	流/分流
c	流/分流
d	流/分流
e	流/分流
f	流/分流
g	流/分流
h	流
i	富氧液態流
j	分流
k	氣體管線/流
l	第二加壓空氣流/加壓流
m	氣態富氧流
n	富氧液態流/分流
o	分流
p	富氮氣態流
r	富氮流/富氮氣態流
s	分流
t	分流
u	流
v	流/分流
w	分流
x	流

y	富氮流
z	分流

申請專利範圍

1. 一種產生至少一空氣產品之方法，其中使用空氣分離設備(100)，其具有主空氣壓縮機(10)、主熱交換器(20)及蒸餾塔系統(30)，該蒸餾塔系統包括高壓塔(31)、中壓塔(32)、低壓塔(33)、低壓塔底層蒸發器(39)及低壓塔中間蒸發器(37)，其中該高壓塔(31)以高於該低壓塔(33)之操作壓力運行，該中壓塔(32)以介於該高壓塔(31)與該低壓塔(33)之操作壓力間的操作壓力運行，並且該低壓塔底層蒸發器(39)及該低壓塔中間蒸發器(37)構造成冷凝蒸發器，其特徵在於，

該方法包括第一操作模式及第二操作模式，其中

在該第一操作模式下，儲存至少一產生於該蒸餾塔系統(30)內之液態空氣產品(LIN, LOX)，並且

在該第二操作模式下，

將該至少一在該第一操作模式下儲存之液態空氣產品及/或至少一其他液態空氣產品(LIN, LOX, LAIR)送入該蒸餾塔系統(30)，並且

至少一氣態加壓流(b-g)在低於該主熱交換器(20)之熱側溫度的溫度水平上被送入冷壓縮機(45)，在該冷壓縮機(45)內自第一超大氣壓力水平被壓縮至第二超大氣壓力水平並在該第二壓力水平上至少部分被送入該蒸餾塔系統(30)之至少一蒸餾塔(31, 32)。
2. 如請求項1之方法，其中在該第一操作模式下，該至少一氣態加壓流及/或至少一其他氣態加壓流(b-g)在膨脹式渦輪機(46)內膨脹製冷。
3. 如請求項1或2之方法，其中提取自該低壓塔(33, 38)底層之氧富

集流在輔助冷凝器(34)內蒸發以提供氣態氧加壓產品(GOX)，其中該輔助冷凝器(34)構造成冷凝蒸發器。

4. 如請求項1至3中任一項之方法，其中該第一壓力水平等於該低壓塔(33)之操作壓力，及/或，該第二壓力水平等於該高壓塔(31)之操作壓力。
5. 如請求項1至4中任一項之方法，其中該第一壓力水平等於該低壓塔(33)之操作壓力並且該第二壓力水平等於該中壓塔(32)或該高壓塔(31)之操作壓力，或者，該第一壓力水平等於該中壓塔(32)之操作壓力並且該第二壓力水平等於該高壓塔(31)之操作壓力。
6. 如前述請求項中任一項之方法，其中該至少一氣態加壓流(b-d, f, g)由一提取自該蒸餾塔系統(30)以該第一壓力水平為操作壓力運行之蒸餾塔(32, 33)之流的至少一部分構成。
7. 如請求項1至6中任一項之方法，其中該至少一氣態加壓流(e)由一由該主空氣壓縮機(10)提供且經該主熱交換器(20)冷卻之流的至少一部分構成。
8. 如前述請求項中任一項之方法，其中該至少一氣態加壓流(e)在被送入該蒸餾塔系統(30)之至少一蒸餾塔(31, 32)之前在該第二壓力水平上與至少一其他流(a)匯合。
9. 如前述請求項中任一項之方法，其中該至少一氣態加壓流(a-g)在經該冷壓縮機(45)壓縮後至少部分在該主熱交換器(20)內被冷卻。
10. 如請求項9之方法，其中該至少一氣態加壓流(a-g)在經該冷壓縮機(45)壓縮後於熱側或在另一低於該主熱交換器(20)之熱側溫度的溫度水平上被送入該主熱交換器(20)進行冷卻。
11. 如前述請求項中任一項之方法，其中經該冷壓縮機(45)壓縮之該

氣態加壓流(a-g)的一部分在該主熱交換器(20)內被加熱及/或至少部分被導出該空氣分離設備(100)。

12. 一種空氣分離設備(100)，其具有主空氣壓縮機(10)、主熱交換器(20)及蒸餾塔系統(30)且適於在第一操作模式及第二操作模式下運行，其中設有用以在該第一操作模式下儲存至少一產生於該蒸餾塔系統(30)內之液態空氣產品(LIN, LOX)並且在該第二操作模式下將該至少一在該第一操作模式下儲存之液態空氣產品及/或至少一其他液態空氣產品(LIN, LOX, LAIR)送入該蒸餾塔系統(30)之手段(61-63)，其特徵在於，

該空氣分離設備(100)包括冷壓縮機(45)，並且設有用以在該第二操作模式下將至少一氣態加壓流(b-g)在低於該主熱交換器(20)之熱側溫度的溫度水平上送入該冷壓縮機(45)，在該冷壓縮機(45)內將該至少一氣態加壓流自第一超大氣壓力水平壓縮至第二超大氣壓力水平，而後將該至少一氣態加壓流在該第二壓力水平上至少部分送入該蒸餾塔系統(30)之至少一蒸餾塔(31, 32)的手段。

13. 一種發電方法，其中藉由如請求項1至11中任一項之方法至少在該第二操作模式期間提供至少一空氣產品並使用該空氣產品來產生及/或轉換至少一燃料。
14. 一種設備，用於實施如請求項13之方法，特別用於實施富氧燃燒法及/或整體煤氣化聯合循環法。

圖式

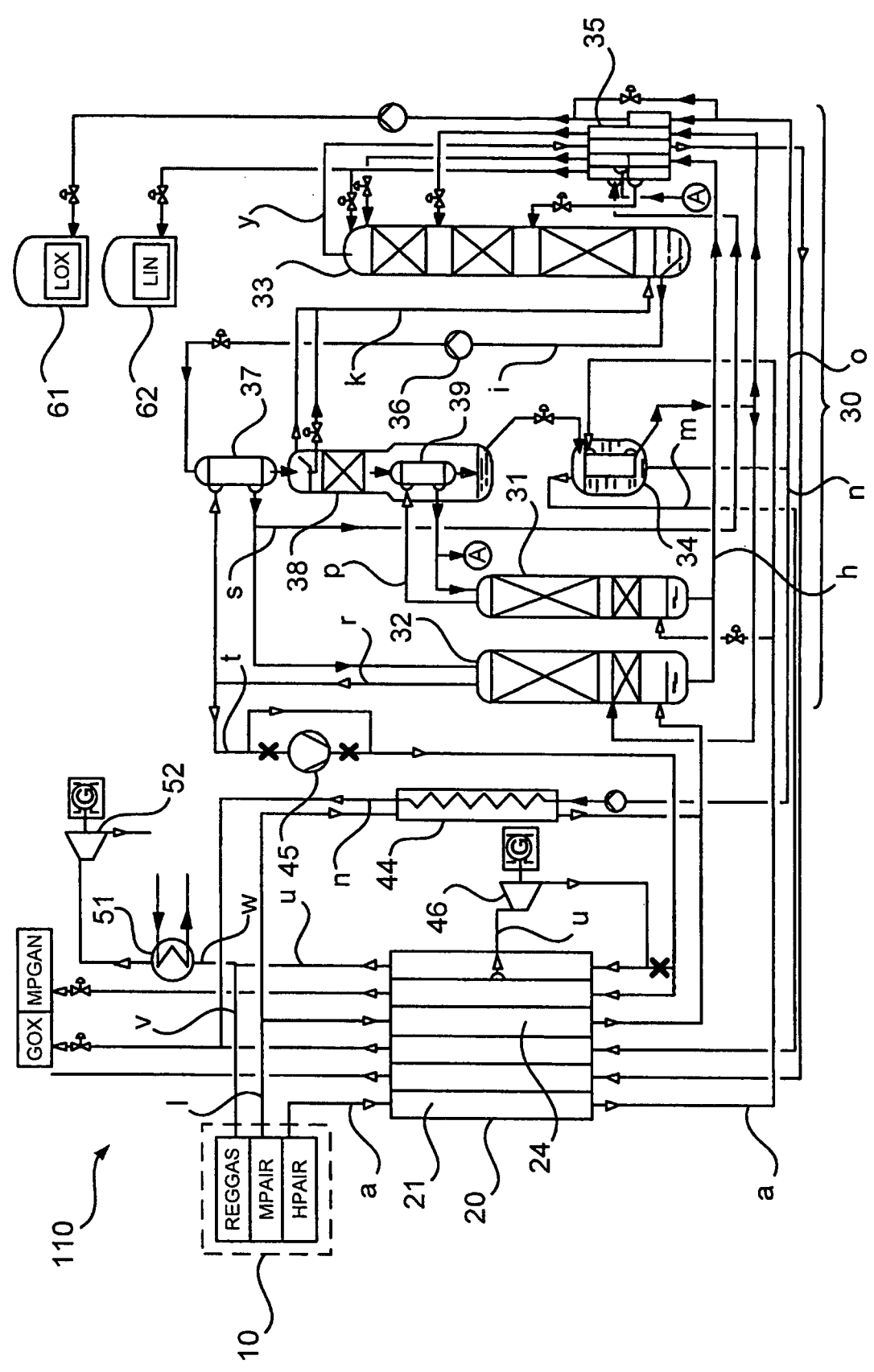


圖 1

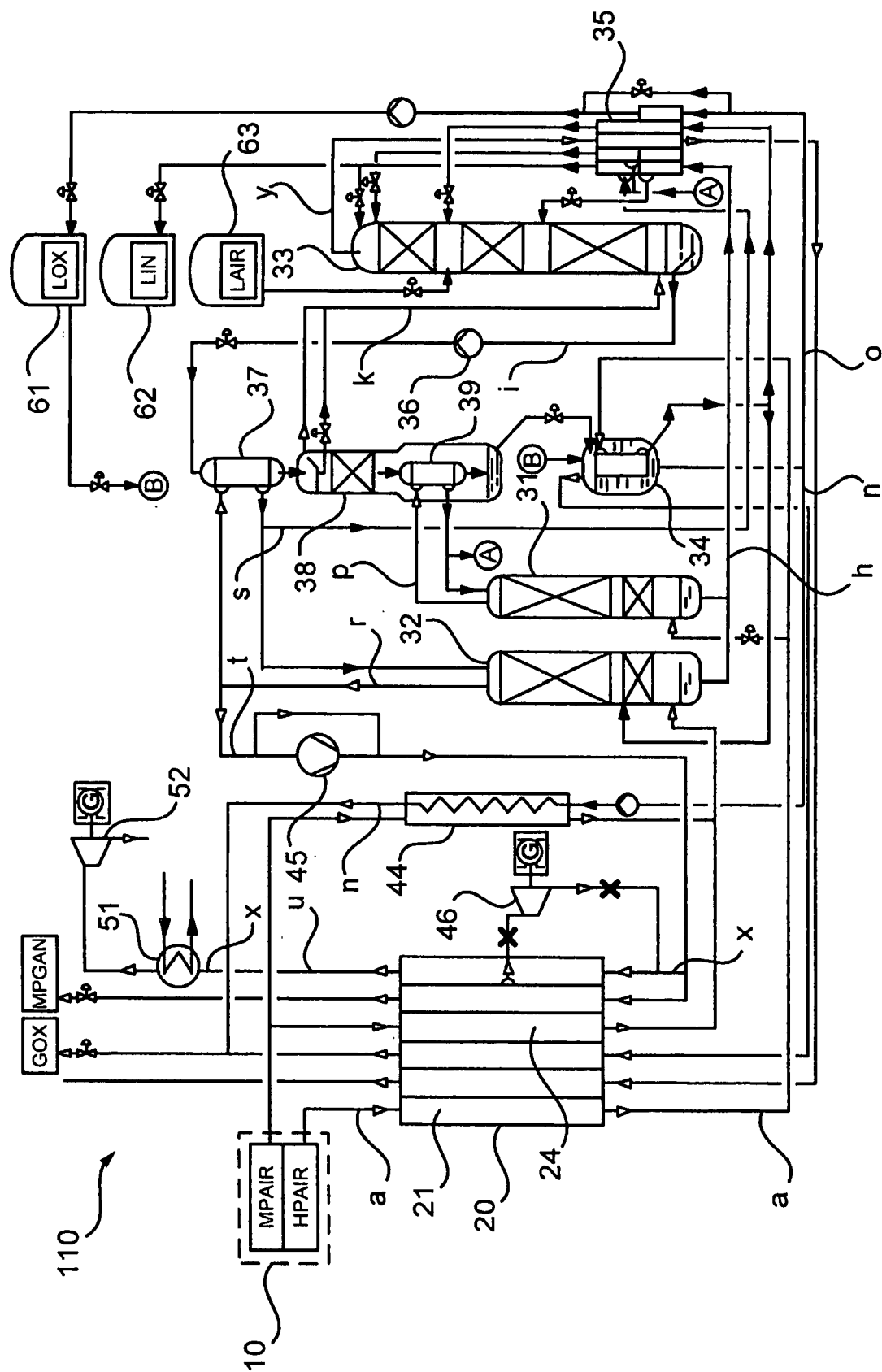


圖2

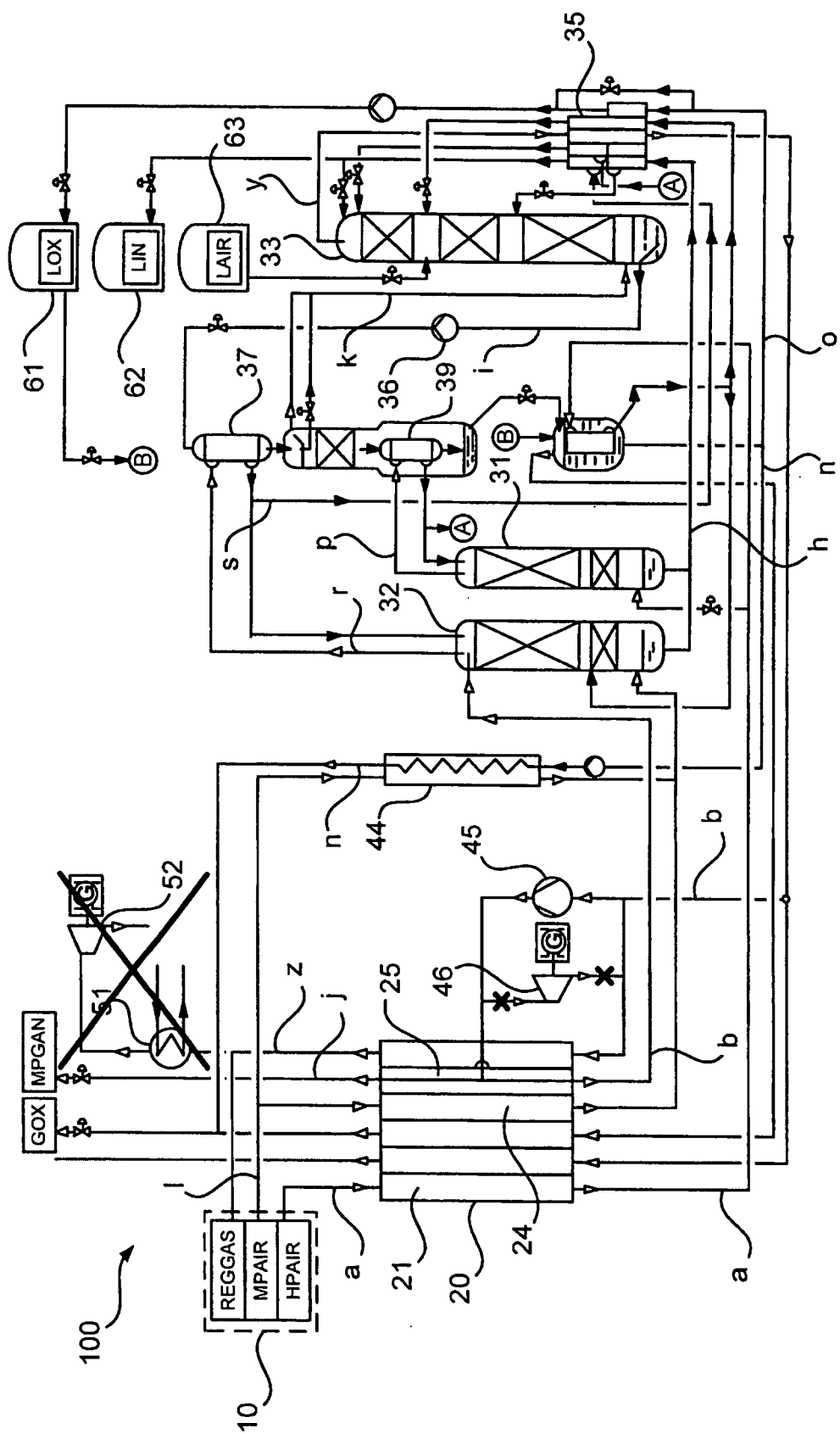


图3

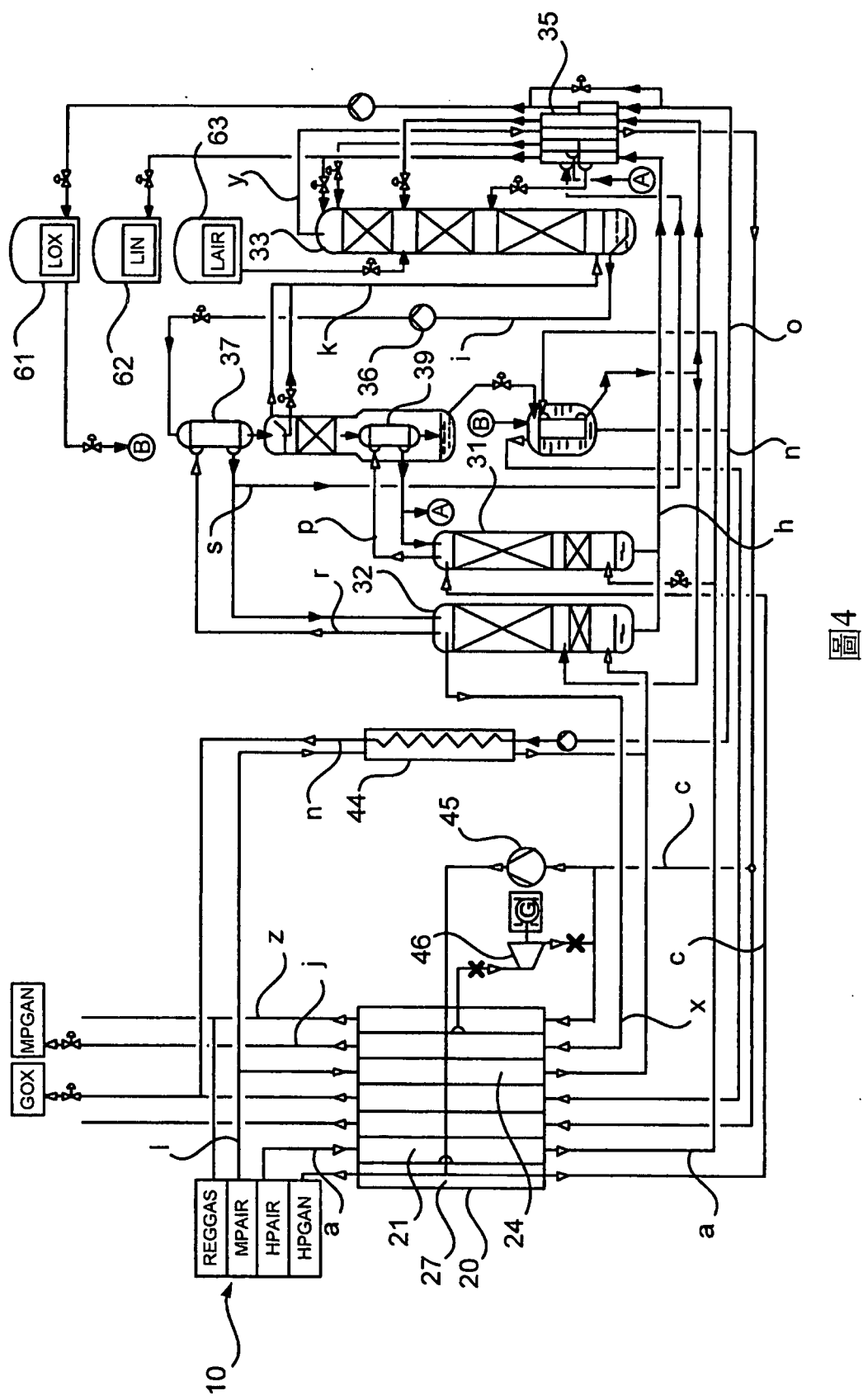


图4

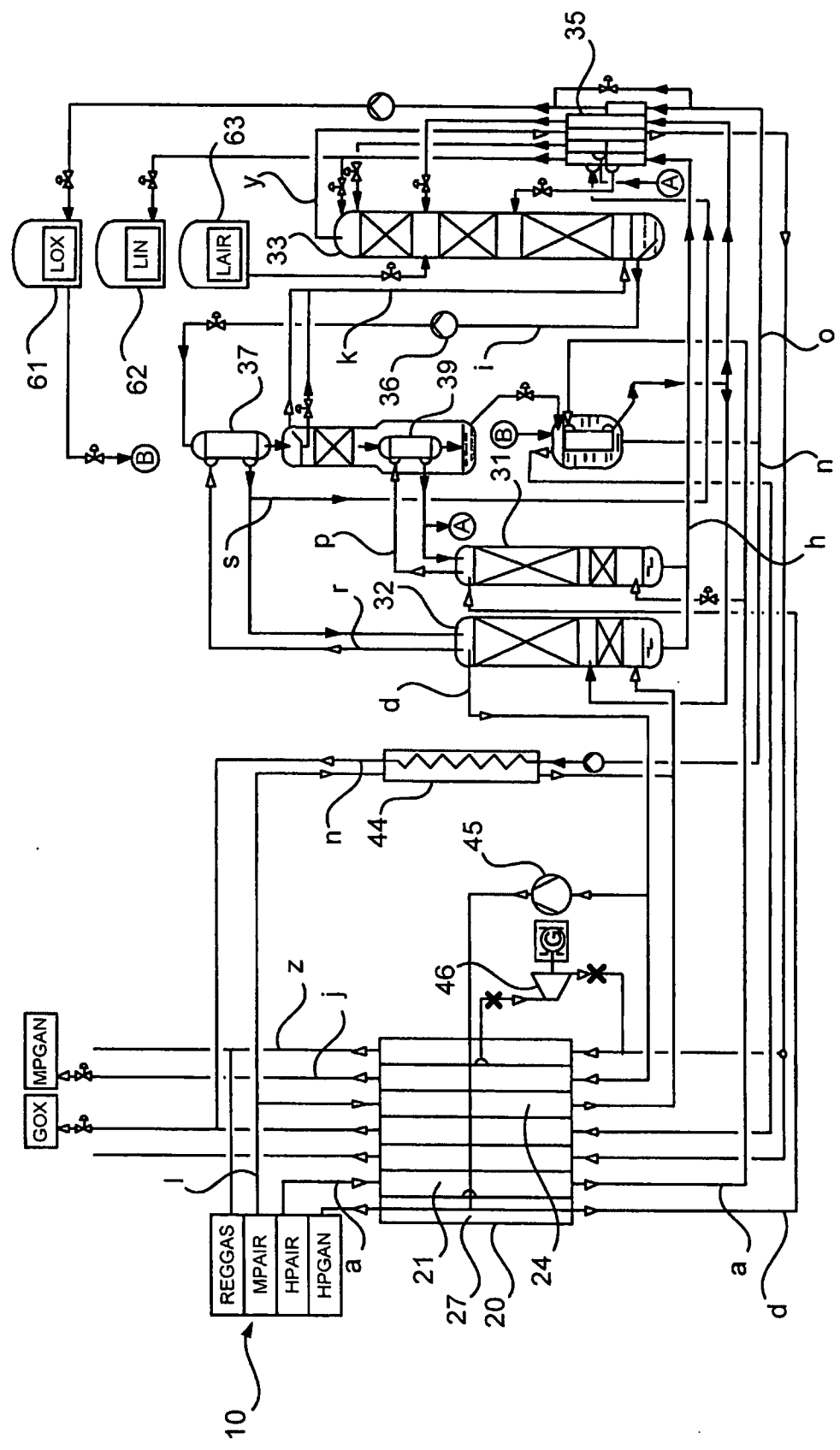


圖5

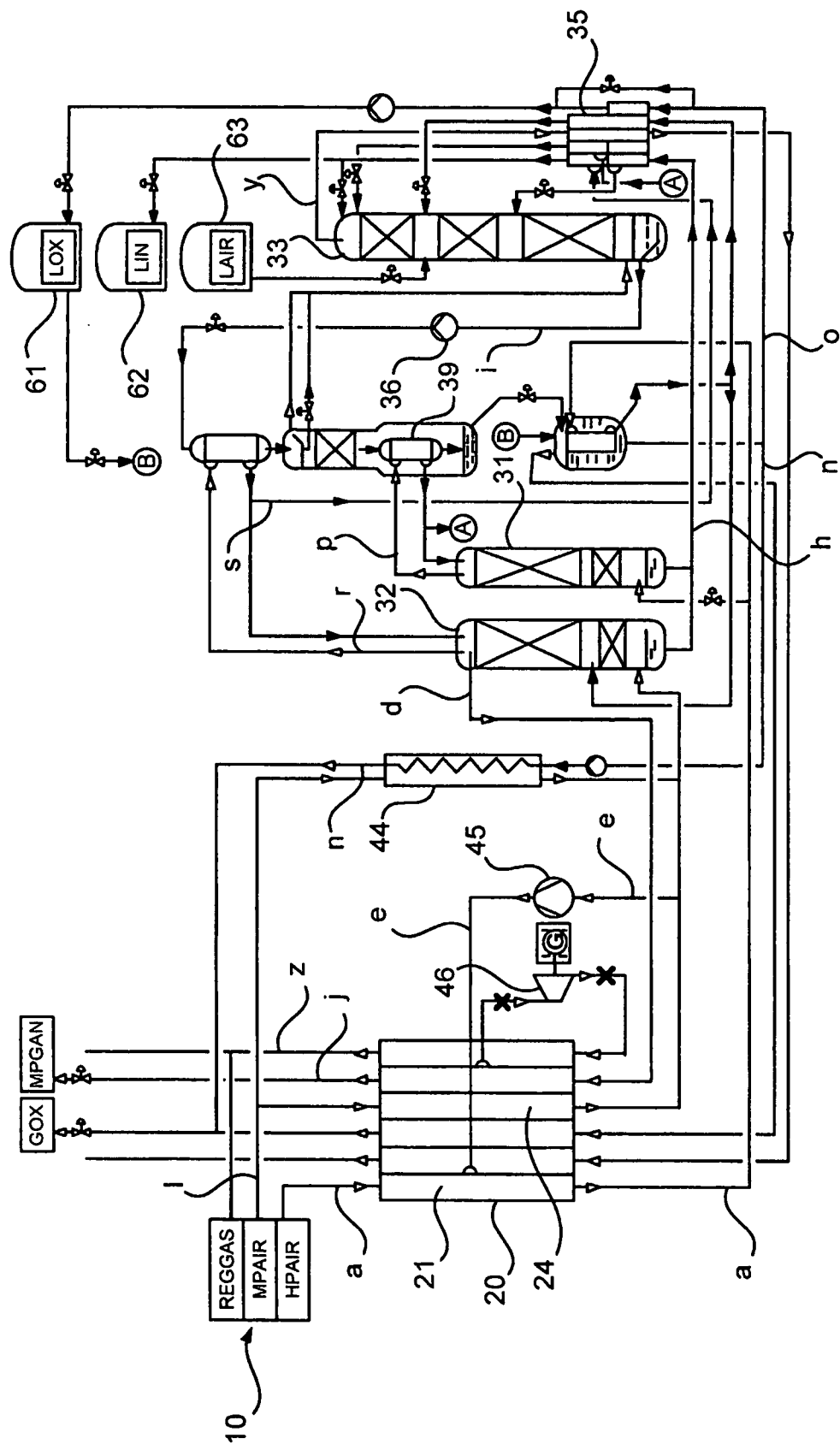
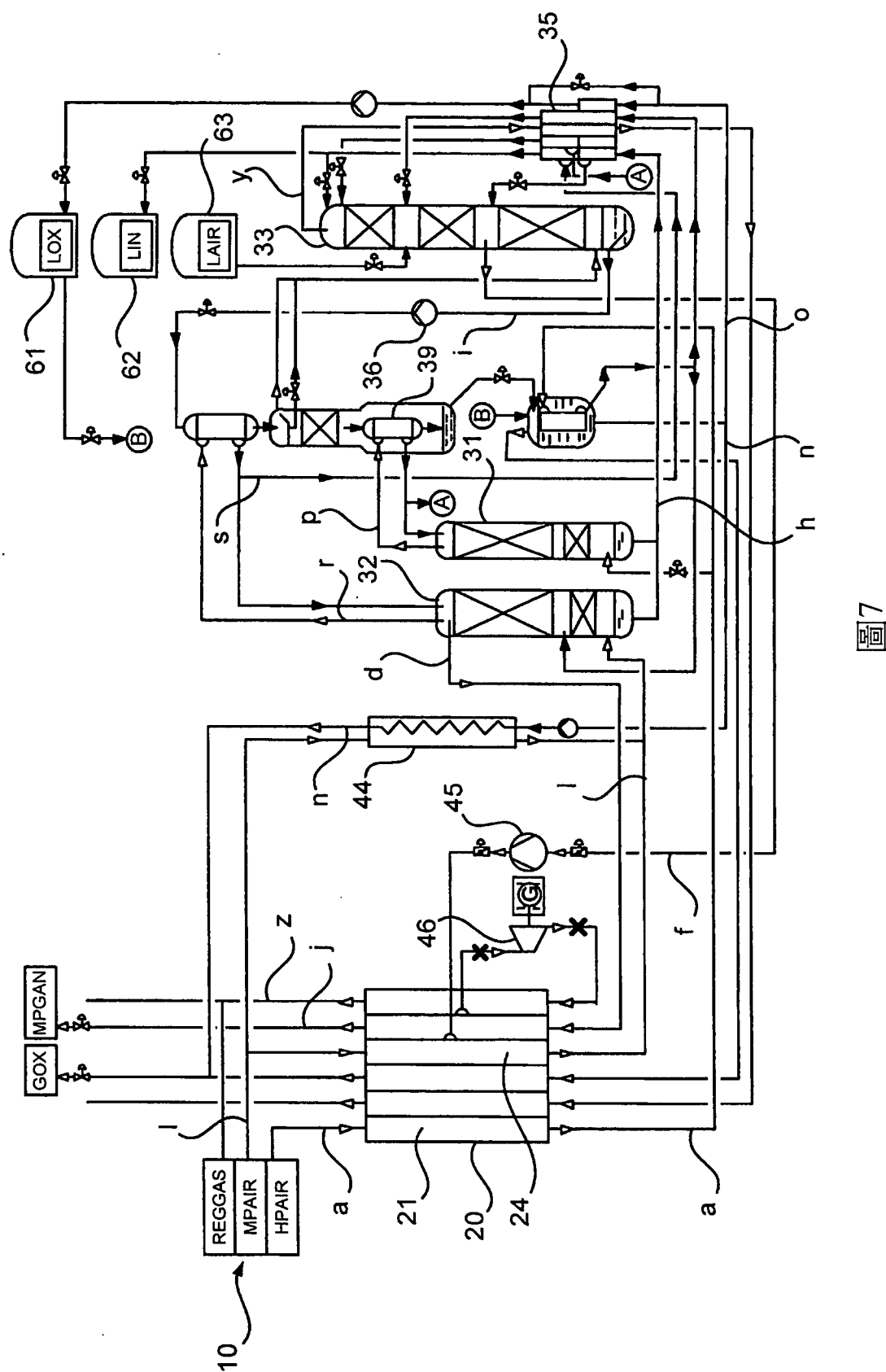


圖6



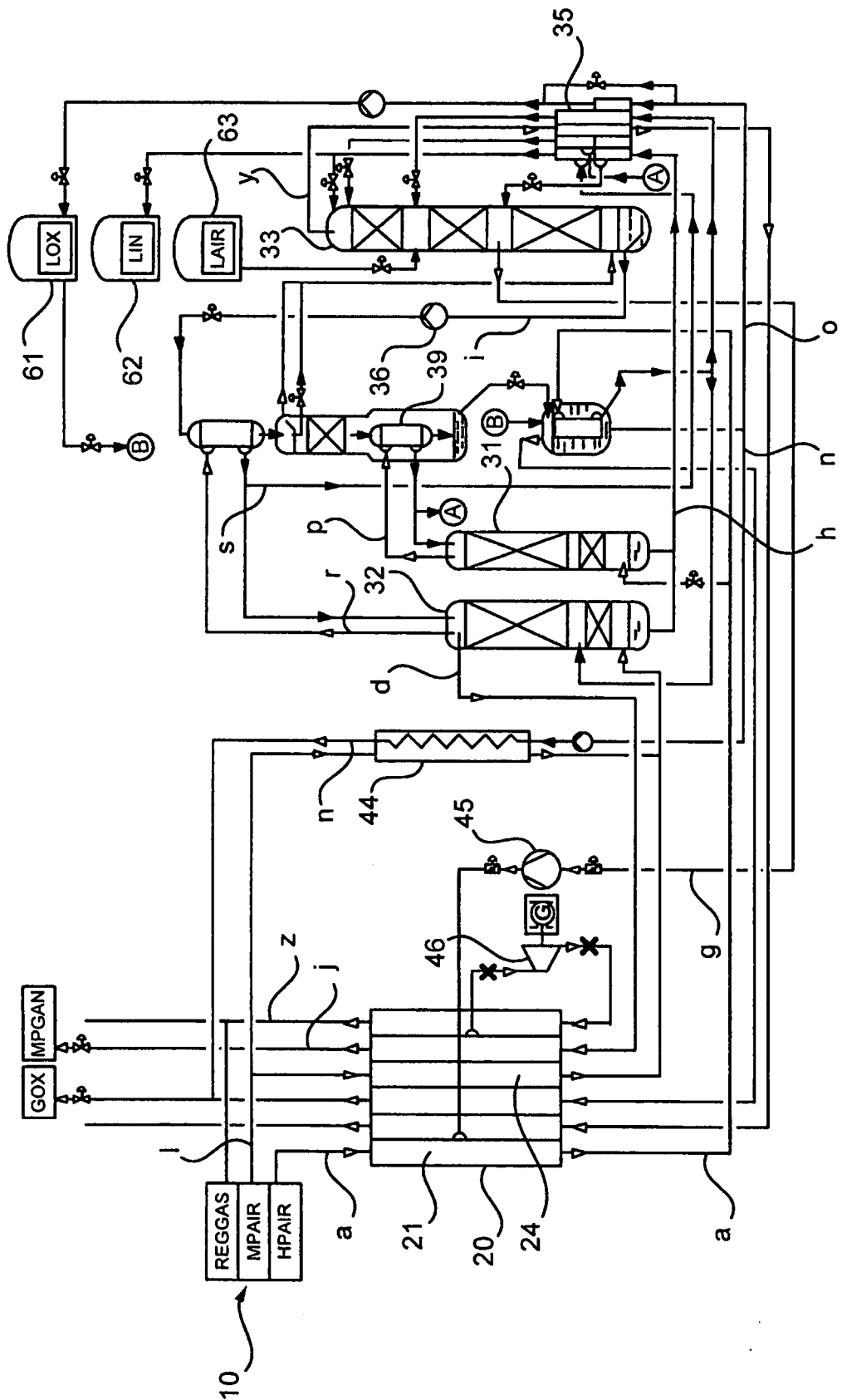


图 8

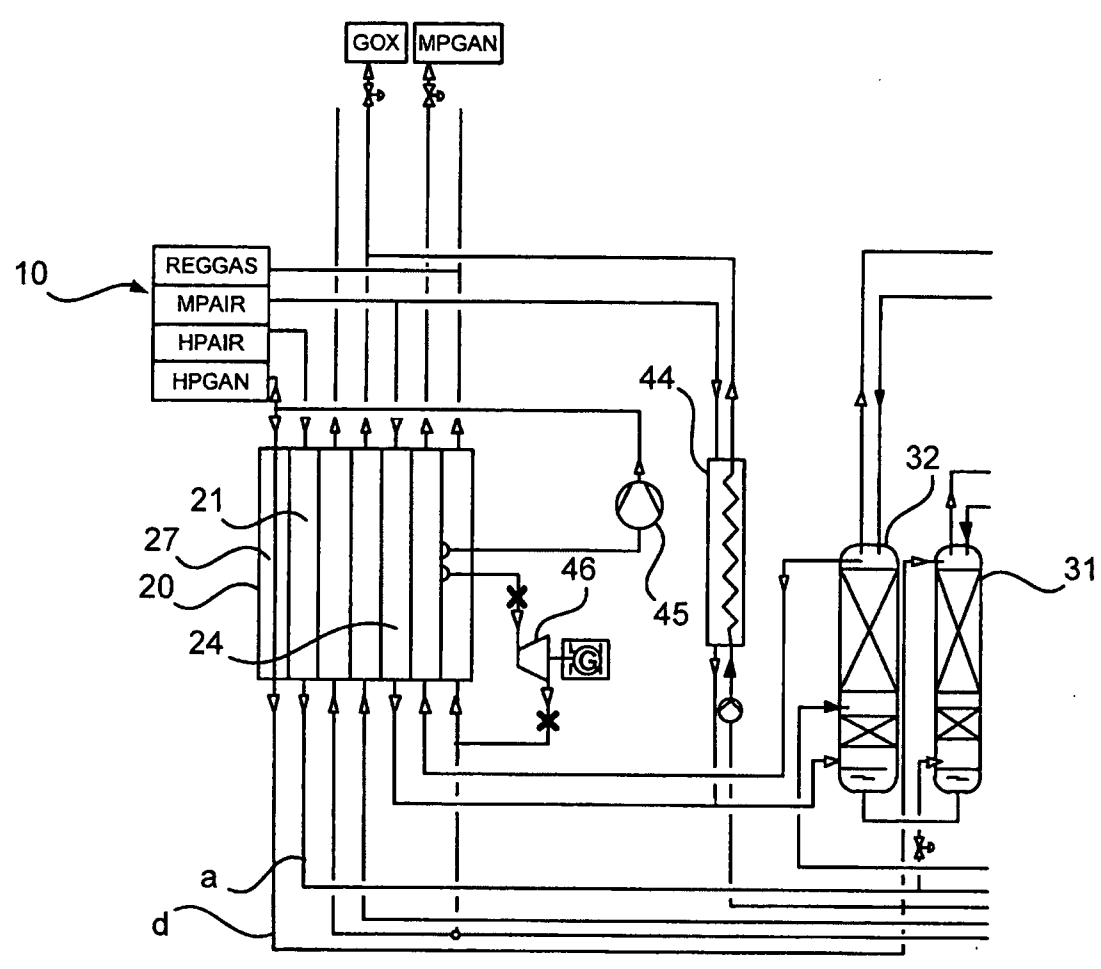


圖9

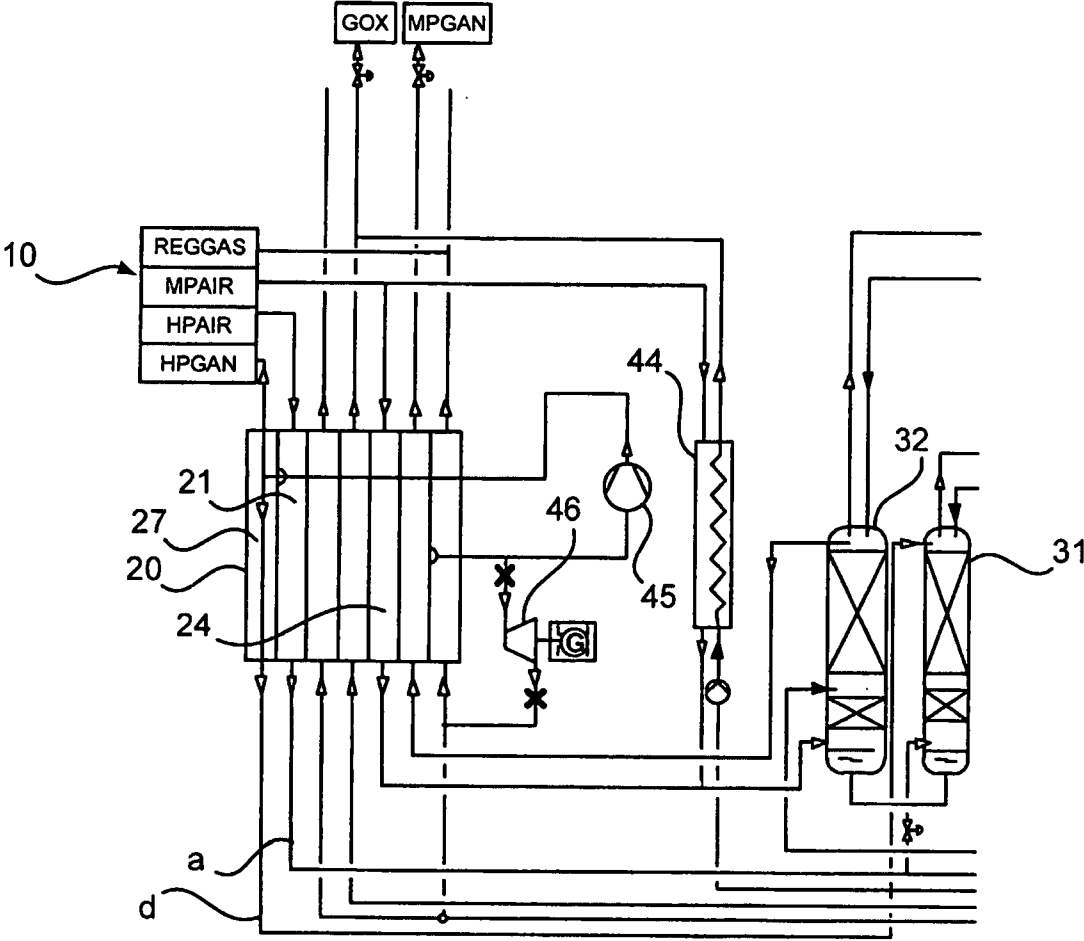


圖10