

# 国外空分技术专利选辑

机械工业部空分设备科技情报网  
杭 州 制 氧 机 研 究 所

# 国外空分技术专利选辑

机械工业部空分设备科技情报网组编

杭州制氧机研究所

一九八五年十月



数据加载失败，请稍后重试！

# 说 明

我国的空气分离技术与国外发达国家相比还有一定的差距，为了掌握国外新技术的发展，努力赶上世界先进水平，空分设备科技情报网根据机械工业部下达的情报工作任务，组织收集、汇编了国外空分专利文献，并由杭州制氧机研究所负责编辑出版了这本《国外空分技术专利选辑》。所选辑的文章，是从大量的国外专利文献中进行筛选、翻译、整编而成的。其内容范围均属于国际上发达国家七十年代后期和八十年代初期的新颖技术专利，从不同的技术角度阐述提取高纯度氧、氮，低纯度氧、氮和氩、氪、氙、氡的空气分离方法及其装置。论其空分方法，主要有深冷分离法，其次是变压吸附法、磁性分离法等；论其空分装置，有流程更新、机组改革和自动化控制等。这些专利技术是我国空分行业正在开发或由待发展的新技术。因此《选辑》对空分设备的科研、设计、制造和使用改进有一定参考价值。

为本《选辑》参加文献调研和翻译工作的有杭州制氧机研究所、江苏吴县制氧机厂、浙江大学、杭州制氧机厂、哈尔滨制氧机厂、西安交通大学、上海化工研究院、四川空分设备厂和北京特种气体研究所等单位。《选辑》工作负责人林永法同志，技术审核和协助编辑出版人薄达、裴定荣同志，同时还得到有关部门一些同志的支持和帮助，在此表示感谢。

由于水平有限，《选辑》中难免出现一些差错或不当之处，欢迎读者批评指正。

编 者

1985年5月

# 目 录

## 第一部分 空气分离方法及装置

|                          |        |
|--------------------------|--------|
| 低沸点气体混合物的分离方法及设备         | ( 1 )  |
| 生产常压和带压氧的空分装置            | ( 3 )  |
| 超低压空气分离装置                | ( 5 )  |
| 带有空气一级压缩和低温氮气二级压缩的空气分离方法 | ( 7 )  |
| 较低压力的空分方法及系统             | ( 10 ) |
| 用低温分离空气法生产高压氧            | ( 13 ) |
| 低温分离气体混合物的方法             | ( 16 ) |
| 分离气体混合物的方法               | ( 18 ) |
| 液氧自循环的空分流程               | ( 20 ) |
| 利用液氧冷量的空气液化分离方法          | ( 22 ) |
| 高纯氮生产装置                  | ( 25 ) |
| 利用液化天然气的冷量从污氮中提取高纯液氮的方法  | ( 27 ) |
| 利用液化天然气的冷量制取液态产品的空分装置    | ( 29 ) |

## 第二部分 制取低纯度氧的工艺流程

|                    |        |
|--------------------|--------|
| 从空气中制取低纯氧的方法       | ( 31 ) |
| 采用低温精馏提取低纯度氧的工艺与装置 | ( 34 ) |
| 生产低纯氧的过程和设备        | ( 41 ) |
| 低纯度氧的生产方法          | ( 48 ) |
| 制取中等纯度氧的方法         | ( 51 ) |

## 第三部分 变压吸附及其他方法制取氧氮

|                  |        |
|------------------|--------|
| 空气的吸附分离          | ( 52 ) |
| 变压吸附分离气体         | ( 64 ) |
| 转动吸附床分离空气        | ( 71 ) |
| 吸附法制氮            | ( 74 ) |
| 磁性法分离空气          | ( 75 ) |
| 制取富氧空气的装置        | ( 76 ) |
| 从液空及空气中分离氧的方法    | ( 78 ) |
| 磁性法分离空气生产富氧、富氮装置 | ( 79 ) |

|                     |        |
|---------------------|--------|
| 利用涡管分离空气中氧氮的方法..... | ( 82 ) |
| 薄膜法空气分离装置.....      | ( 83 ) |

## 第四部分 空气中稀有气体的分离与提取

|                           |         |
|---------------------------|---------|
| 用增大上塔氩馏份抽口上方液汽比的提氩方法..... | ( 85 )  |
| 减低氢耗的制氩装置.....            | ( 89 )  |
| 用吸附器回收精氩塔废气中氢和氩的制氩装置..... | ( 91 )  |
| 空分设备在提取中压氮时的提氩方法.....     | ( 93 )  |
| 通过液氮精馏提取氩氖的方法.....        | ( 95 )  |
| 采取洗涤塔除甲烷的氩氖提取方法.....      | ( 99 )  |
| 以氩循环为精馏热源提取氩氖气体.....      | ( 101 ) |
| 在氩氖气中除去氧气的方法.....         | ( 104 ) |
| 提高氖氮混合物浓度的空分装置.....       | ( 107 ) |
| 提高粗氖氮气纯度的空分装置.....        | ( 108 ) |

## 第五部分 空分装置的自动控制

|                         |         |
|-------------------------|---------|
| 空分装置操作运行的自动调节方法和设备..... | ( 110 ) |
| 自动控制的空气分离装置.....        | ( 115 ) |
| 空气分离装置的控制方式.....        | ( 121 ) |
| 空气分离装置的自动控制方法.....      | ( 127 ) |
| 空分设备中切换式换热器的控制方法.....   | ( 133 ) |
| 空分精馏塔的液面控制装置.....       | ( 136 ) |
| 空气分离设备控制装置.....         | ( 138 ) |
| 空气分离过程的调节方法.....        | ( 140 ) |

# 第一部分 空气分离方法及装置

## 低沸点气体混合物的分离方法及设备

专利号：(西德)2535489

申请单位：林德公司

公布时间：1977年2月10日

本发明涉及一种通过两级低温精馏来分离低沸点气体混合物的方法及设备。

这种为人们熟知的方法，通常大多采取使下塔的轻馏分与上塔经蒸发的重馏分，经过热交换而冷凝的方法来调整两级中的压力。上塔的压力选择到正好使从这上塔顶部抽出的产品能够克服各管道的流动阻力而离开设备。凡是生产量很大，而冷耗低的低温分离设备，其总能耗绝大部分主要是通过使进料气体压缩至下塔的压力而所需的能量来确定的。

本发明的任务是要寻找一种工艺流程，使下塔在较低的压力下工作，从而节省压缩能量。

解决这个任务的办法是，将气体从上塔的下部抽出并在一块将上塔下部分隔开的隔板上部又吹入这一级。

采用本发明的相应措施，可使上塔下部的压力降低。因此，上塔塔釜中的重馏分可在较低的温度下蒸发(与气压有关)。因为上塔塔釜通常是处在与下塔顶部的热交换中，轻馏分由于温度下降所以在较低的压力下在那里也会冷凝。较低的压力可望达到节省能量。按本发明的流程，从上塔下部抽出的气体，又在隔板上部吹入，其压力比例仍可使产品气体抵消管道中的流动阻力而离开设备。

如果采用一台喷射器(喷射压缩机)，将气体从低压级下部抽出，那么使用本发明所示流程特别有利，因为在这种情况下可很好地利用压力级中一定的过剩压力来驱动喷射器。

本发明中特别优越的流程结构形式是：利用在一台回流冷凝器中的液空驱动喷射器。为了保证回流冷凝器中的耗冷量，液空被膨胀并与在回流冷凝器中精馏冷凝的混合物进行换热而蒸发。膨胀后的压力选用高于上塔的压力，而所保持的压差应足够能按本发明所述的方法驱动喷射器。这种结构形式若按本发明的流程方法将可大大地节省能量。

本专利的另一个结构形式是：驱动喷射器(I)的气体是利用从下塔下部作为液体抽出，节流膨胀后经板式冷凝器蒸发而到达喷射器。经膨胀的液体也用于冷却下塔抽出的气体，其蒸发压力则高于上塔压力，所保持的过压足够驱动喷射器。

为了实现本发明的流程，采用两级精馏塔。其中上塔的下部用一块隔板隔开。设一管道从隔板以下的塔体内通出经一台压缩机，然后进入隔板上部的塔体。

本专利的两种结构示例，现借助两种流程示意图作更详细地说明。

凡相同的部分在两张图中，皆采用相同的标号。

在图1中，经压缩冷却的空气经管道4进入下塔1作精馏，被分离成富氧液空和液氮，经管5和6节流入上塔2。分离出的产品氧和氮，则经管7和8从上塔2抽出。

按本发明流程，经下塔1管9抽出的空气经一台回流冷凝器10作精馏冷凝。经精馏冷凝所制取的氮经管道11进入下塔。在回流冷凝器10的下部积聚的富氧液空，为制取冷量而经节流阀12减压至2.8巴压力，并与回流冷凝器中上升的气体对流进行热交换。这股气体作为喷射器3的工作射流。喷射器3则将隔板13下部的气体经管14吸出，再经管15重新送入隔板13上部。在上塔回流的液体则经隔板旁的平衡管16流过。隔板13下面的压力降到1.1巴，而隔板13上面的压力则升到1.35巴。从而保证了经管7和8抽出的分离产品，除考虑到压力损失的情况之外，在上塔2的塔板上仍有足够压力可使它离开设备。例如，在上塔塔釜中具有1.2巴的压力。从汽压关系式而言，下塔即使在4.6巴的压力下也能运转工作。

在图2中所示的流程则放弃使用回流冷凝器。取而代之的则利用在上塔13内得到部分膨胀减压的富氧液空的冷量，在板式换热器17内冷凝下塔1上升的氮气。经节流阀12膨胀和汽化后保持的剩余压力(2.5巴)，则用来驱动喷射器3。在此流程中可使隔板13下面的压力下降到1.2巴，而隔板上部的压力则可升到1.36巴。上塔塔釜中的压力，则取决于隔板与塔釜之间塔板上的压力损失自行调整到1.33巴。从汽压关系式而言，下塔在4.8巴的压力下也能运转工作。

(杭州制氧机研究所 毛捷译 裴定荣校)

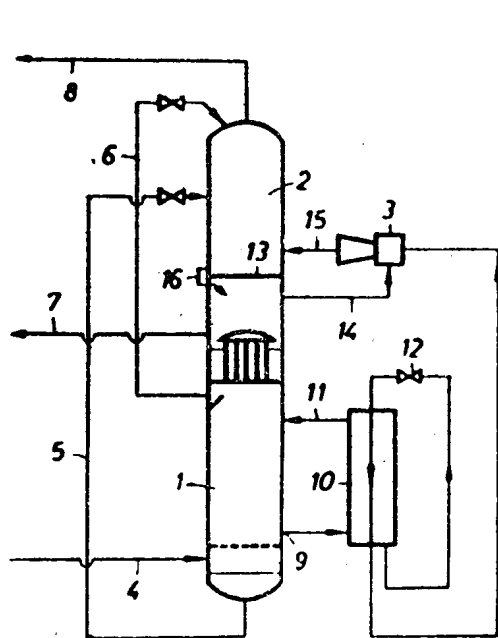


图1 带回流冷凝器的空分设备

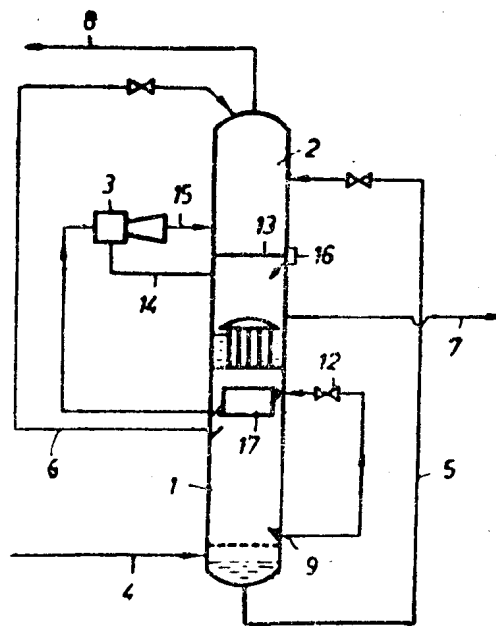


图2 带板式冷凝器的空分设备

## 生产常压和带压氧的空分装置

专利号：(欧洲)0044679

申请单位：美国空气产品及化学制品公司

公布时间：1982年1月27日

按本专利所提供的生产气氧的方法，是首先将空气原料气压缩到5—10巴(绝对压力)，然后使其通过分子筛吸附器，除去二氧化碳和水蒸汽；再在精馏单元中精馏，精馏单元由高、低压两塔组成，高压塔压力为5~9巴(绝对压力)，低压塔压力为1.3~3巴(绝对压力)，将液氧从其低压塔中抽出，经加压、汽化。其特点是将由分子筛吸附器出来的原料空气，有一部分在循环压缩机中压缩到较高压力，并分为两条分路，第一分路原料气由液氧冷却，再膨胀后大部分液化(以摩尔百分数计)，将其引入高压塔或低压塔；第二分路原料气冷却后，在膨胀机中膨胀，用以冷却第一路原料气，至少部分要返回再循环压缩机。

第二分路空气可通过加热气氧来冷却，也可在一间壁式换热器中冷却，如与离开膨胀机的冷气流进行换热而冷却。

其第一分路空气压缩到比第二分路空气较高的压力，这一点十分可取，第一分路空气压缩到35巴到65巴(绝对压力)；第二分路压缩到35~45巴(绝对压力)也是一大优点。

本发明还提出了一种采用此法的具体低温装置，它由下列设备组成：压缩空气原料气的压缩机；从空气原料气中吸附除去二氧化碳和水蒸汽的分子筛吸附器；精馏空气用的由一高低压塔组成的双级精馏塔单元；压缩低压塔来液氧的液氧泵；使液氧汽化并复热的第一换热器。本低温装置的特点是它还具有一台再循环压缩机，这台压机有一入口，用于接受来自分子筛吸附器的空气，还有第一、第二两个出口，其第一出口与第一换热器及其后的膨胀阀沟通，以便使压缩空气在第一换热器中冷却，膨胀得到大部分为液体的产品(以摩尔百分数计)，再将其引入高压塔或低压塔。第二出口与第二换热器及其后的膨胀机连通，以便使压缩空气被冷却并在膨胀机中膨胀。膨胀机后装有一导管，以使低温的膨胀空气经过第一换热器去冷却从第一出口来的压缩空气，然后进入再循环压缩机的入口。

第一和第二换热器可以组合成一个换热器这点很可取。

本发明对于日产量大约50吨，压力高于30巴(绝对压力)氧气的低温装置来说更具有优越性。

为了更好地了解这一发明，现在采用举例方法，按照本发明作了一个低温装置简化流程图，以供参考。

按照本图，空气在压缩机(1)中压缩到6.7巴(绝对压力)后通过机后冷却器(2)冷却到7℃，压缩空气通过分子筛吸附器(3)吸附、除去二氧化碳、水蒸汽及高沸点的碳氢化合物，净化后的压缩空气通过管道(4)分为第一(6)和第二(7)两股流体，大约占体积78%的第一股净化压缩空气进入管道(6)，在换热器(8)中冷却达到它的露点，之后通过导管(9)进入双级精馏塔(11)的高压塔(10)。

第二股流体(7)在汇合点(13)与一股富氮流(12)混合, 经(14)引入到再循环两级压缩机(15)。

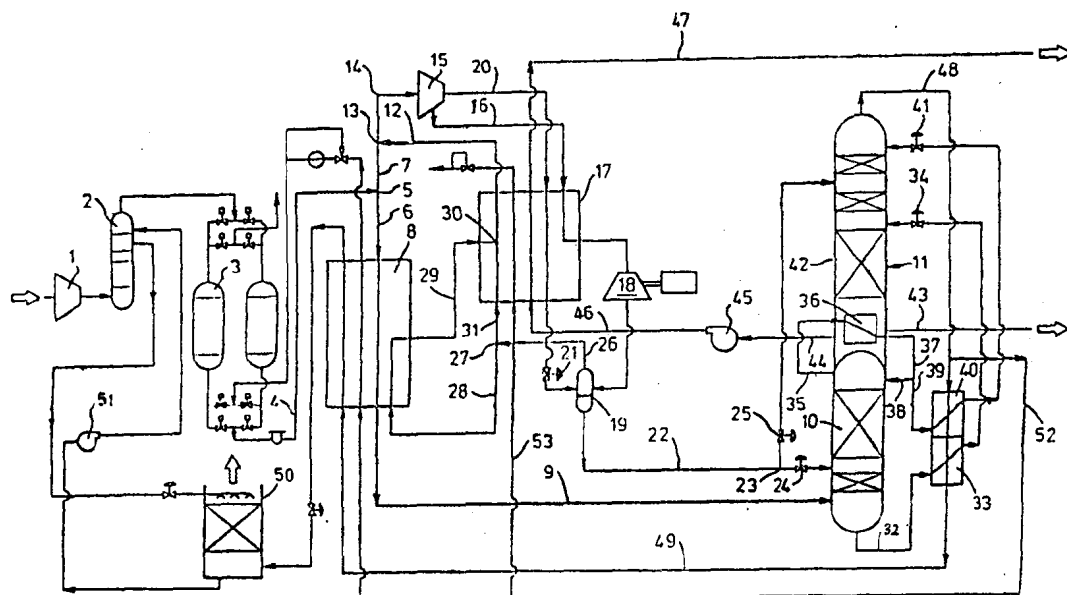
大约69%的混合流体(压缩到42巴)通过导管(16)作为第二分流进入换热器(17), 在那里冷却到 $-123^{\circ}\text{C}$ 再进入带有发电机的膨胀机(18), 膨胀到6.7巴(绝对压力), 然后引入到汽液分离器(19), 其余的混合流体通过导管(20)作为55巴(绝对压力)的第一分流进入换热器(17), 在其中被冷却到约 $-171^{\circ}\text{C}$ , 之后在阀(21)中膨胀到6.7巴(绝对压力), 所产生的两相混合物进入汽液分离器(19)。

从汽液分离器(19)中出来的液体通过管道(22)在(23)点分为两部分, 其中一部分经阀(24)膨胀到6.3巴(绝对压力)后进入高压塔(10), 另一部分经阀(25)膨胀到1.4巴(绝对压力)进入低压塔(42)。

从汽液分离器(19)中出来的蒸汽通过管道(26)在(27)分为两部分, 一部分在换热器(8)中复热, 之后通过管道(29)在结点(30)与由连接点(27)来的另一股流(31)相汇合, 然后进一步复热后出换热器(17), 作为富氮流(12)。

来自高压塔(10)底部的不纯液氧, 通过管道(32)进入换热器(33), 在其中过冷, 再经阀(34)膨胀后进入1.4巴(绝对压力)的低压塔。气氮部分离开高压塔(10)顶经导管(35)进入冷凝蒸发器(36), 液氮出冷凝蒸发器(36)经管道(37), 其一部分再经管道(38)返回高压塔作为回流液, 其余部分通过管道(39)引入换热器(40), 在那里过冷, 之后经阀(41)膨胀到1.4巴(绝对压力), 再进入低压塔(42)。

一小部分液氧从低压塔(42)底部抽出, 经管道(43)进入液氧贮槽(未画出), 其余液氧经管道(44)进入液氧泵(45), 压缩到82巴(绝对压力), 然后液氧通过管道(46)进入换热器(17), 最后经管道(47)放出, 作为大约 $16^{\circ}\text{C}$ 的气氧产品。



本发明工艺流程简图

离开低压塔(42)顶部的污氮,经管道(48)其大部分在换热器(40)及(33)中加热,然后通过管道(49)进入换热器(8),在其中加热到约 $10^{\circ}\text{C}$ ,此股干燥的污氮通过一水塔(50)鼓泡使水冷却,此时污氮含水量达到饱和。冷却了的水由泵(51)打到氨水预冷器(2)的顶部作为最后一级冷却空气原料气,机后冷却器(2)的主要冷冻能力是由主冷水循环系统来完成的(未画出)。其余部分的污氮经管道(52)再分为两股,其中大部分在换热器(8)中复热,之后用作为分子筛吸附器(3)的再生气体,其余经管道(53)进入换热器(17),复热后作为清洗气。

应该注意到,这样安排流程仅适用于设有分子筛吸附器以取代可逆换热器来除去二氧化碳和水蒸汽的低温装置。

(浙江大学 祁 锋 孙芝芳 译 孙芝芳 校)

## 超 低 压 空 气 分 离 装 置

专 利 号:(苏联)615339

申请单位:敖姆斯克工学院

公布时间:1978年6月6日

本发明属于低温分离技术,用于低温动力装置范围和从空气中制取氧气、氮气和惰性气体。

现有的空气分离装置包括透平压缩机、蓄冷器、净化吸附器和干燥器、上下精馏塔、透平膨胀机、冷凝器、蒸发器、热交换器和调节阀。

这种装置采用空气冷凝法使氧气在冷凝蒸发器内进行蒸发,空气压力可以降低到0.4兆帕斯卡。

由上述同样设备组成的空气分离装置在技术上最接近本发明。但是,这种装置由于氮馏份的附加压缩和氧气的蒸发而氮馏份进一步冷凝,使压力下降。

然而,在这种装置中压力也只能下降到0.4兆帕。当压力继续降低时,由于下流液和上升蒸汽之间的比例失调,上塔精馏条件遭到了破坏。

本发明的目的是提高空气分离装置的动力效率。

所提出的目标是这样达到的:装置除包括透平压缩机、蓄冷器、净化吸附器和干燥器,上下精馏塔、透平膨胀机、冷凝器、蒸发器、热交换器、调节阀以外,还应增设透平压缩机及安装在冷凝器和蒸发器之间的节流阀。

本图为所推荐的空气分离装置的原理流程图。空气分离装置由主压缩机1、氧蓄冷器(热交换器)2,氮蓄冷器(热交换器)3,干燥、净化吸附器4,膨胀热交换器5、6,下精馏塔7,两台透平膨胀机8、9,上精馏塔10,蒸发器11,冷凝器12,增设的透平压缩机13,过冷器14、15,节流阀16、17、18,增设节流阀19等组成。

空气分离装置按如下方式工作。

单位空气由主透平压缩机1等温地压缩到0.25兆帕斯卡。经过蓄冷器2、3时,空气冷却至干燥饱和状态,并消除水份和二氧化碳。从氮蓄冷器3中抽 $B_n = 0.101$ 的部分空气,送

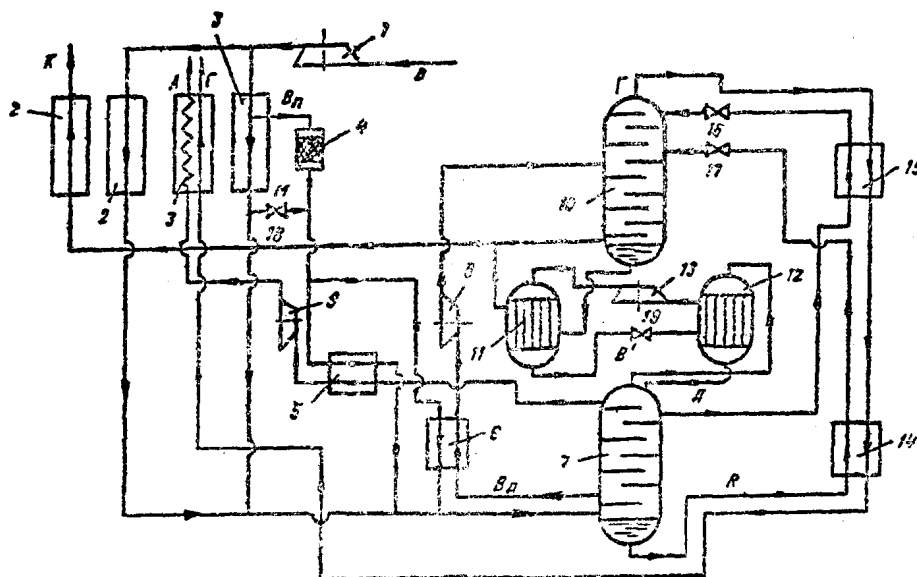
往吸附器4，来确保蓄冷器的不冻结性。这部分空气经吸附器4后与经过蓄冷器2、3和阀18的空气  $M=0.293$  汇合后去膨胀换热器5、6，被冷却并将热量传给膨胀氮，并与空气主流进入下精馏塔7。  $B_n=0.154$  的部分空气经三块下塔板洗涤二氧化碳后，从下塔抽出，再经过膨胀换热器6加热，进入透平膨胀机8。经透平膨胀机8膨胀的空气导入上塔10的中部。在下塔7分离后，  $A=0.25$  的部分纯氮蒸汽从下塔上部导出，在膨胀换热器5加热，在透平膨胀机9膨胀。然后，在膨胀机9膨胀的纯氮通过在氮蓄冷器3内嵌设的蛇形管，输往用户。余下的部分纯氮蒸汽从下塔7进入冷凝器12冷凝，作为回流液流往下塔喷淋。  $\Pi=0.214$  的部分回流液经过过热器15被冷却，并将热量传递给污氮后，再经节流阀16去上塔10喷淋。富氧液空  $R=0.382$  的釜液通过过热器14，经节流阀17同样进入上塔10。上塔精馏产品——液氧流往蒸发器11，在其内因冷凝空气而蒸发。部分氧蒸汽进入上塔以确保精馏过程。  $K=0.202$  的部分氧蒸汽，经氧蓄冷器2输往用户。  $\Gamma=0.548$  的污氮通过过热器15、14，通过氮蓄冷器3带走水份和二氧化碳的同时还被加热。在低温下，用  $B=0.49$  的环流空气使氮进行冷凝，氧进行蒸发。在增设透平压缩机压缩的空气  $B'$  量进入蒸发器11，在其内因液氧蒸发而冷凝。然后，液空通过节流阀19膨胀到大约0.15兆帕后，进入冷凝器12。在冷凝器12内因氮冷凝使液空蒸发，之后，被增设压缩机吸入。

采用这种流程可使主透平压缩机后的空气压力下降到0.25兆帕，与现有的生产大量气态氧和氮的装置相比较，可减少能耗达30%左右。

#### 本发明的特点

空气分离装置，包括主透平压缩机、蓄冷器、净化吸附器及干燥器、上下精馏塔、透平膨胀机、冷凝器、蒸发器、热交换器、调节阀。其特点是：为了提高动力效率，增设了透平压缩机和设置在冷凝器和蒸发器之间的节流阀。

(杭州制氧机厂 沈 跃译 杭州制氧机研究所 卢明章校)



本发明工艺流程原理图

# 带有空气一级压缩和低温氮气二级

## 压缩的空气分离方法

专利号：(日本)昭54—20986

申请单位：株式会社神戸制钢所

公布时间：1979年2月16日

原料空气经压缩以后，用可逆式热交换器进行冷却，再在双级精馏塔内将低温的压缩空气分离成为氮气和氧气。这种空气分离方法的特点是将原料空气进入第一级压力压缩，然后导入可逆式热交换器进行冷却。另一方面，从双级精馏塔下塔抽出氮气，将抽出的氮气压缩到高于第1级压力的第2级压力，把已压缩到第2级压力的氮气和双级精馏塔上塔底部的液氧进行热交换，液化以后使之返回到双级精馏塔下塔。

将已压缩到第2级的部分氮气作为复热气体导入可逆式热交换器。再将送至可逆式热交换器中的这部分氮气导入透平膨胀机，经膨胀返回到可逆式热交换器。

### 发明的详细说明

本发明是关于将空气深冷，通过双级精馏塔分离成高纯度产品氮气和较低纯度或高纯度的产品氧气的方法及其装置。

与过去比较，原料空气在可逆式换热器的深冷过程中析出的水分、二氧化碳等杂质，利用反流废气体升华，除去已析出的杂质。

保证双级精馏塔的精馏作用所需的压力，保证可逆式热交换器能析出水份和二氧化碳等杂质所需的压力，保证返流废气能够去除杂质所需的压力，当要得到60%的低纯度的产品氧气时，就设定大约 $3.0\text{kg/cm}^2$ 的出口压力。

因此，在上述情况中作为整个装置，应该使用高于除去杂质所需较高压力，相应的消耗过剩的动力，特别是不能忽视大容量的空分装置所需的动力损耗，而且在压缩机发生了故障以后，全套空气分离装置将不能运转。

鉴于这个问题而作出本发明。其目的是把空气压缩机的出口压力设定为低压，空分装置可以大幅度减少动力消耗，并且有效地运行。

为此，本发明有关的空气分离方法的特点是分为2级进行压缩：空气压缩到第一级压力和从双级精馏塔下塔抽出一部分气氮进行低温压缩的第二级压力。在减轻空气压缩机负荷的同时，将第2级的压缩控制在所需最小限度，降低整个设备的能耗。

另外，为了实现上述空气分离方法的装置，在保冷箱内部或外部配置低温压缩机。从双级精馏塔下塔顶部或中段抽出的气氮经低温压缩机压缩，并将压缩后的部分气氮导入冷凝蒸发器，与从双级精馏塔上塔底部抽出的部分液氧进行热交换，使已液化的氮气送到下塔。另一部分压缩的气氮作为复热气体利用以后，导入透平膨胀机，这是本发明基本的特征。

下面参照附图进行详细说明。

图1是表示本发明的空气分离装置的实施例子的系统图。

首先，空气经冷却，在深冷部6中凝固析出其中的杂质(水分、二氧化碳)所需空气压缩机13的出口压力，大约设定为 $2.2\text{kg/cm}^2$ 。

在可逆式热交换器6的高温部和低温部5中，常温压缩空气和低温返流气体，如产品氧气，产品氮气、污氮之间进行热交换，最终将压缩空气冷却到它的饱和温度( $-174^\circ\text{C}$ )左右。经管15将饱和空气送到压力较高的下塔7的底部，在下塔7中精馏。高纯产品氮气集中到下塔7的顶部，经过产品氮气管17，导入深冷部6，由深冷部6的低温部5返流到高温部4，冷却压缩空气。另一方面，本身渐渐加热，以达到常温状态排出装置。

一方面，积存在下塔7底部的富氧液空，经过液空管18，节流阀19后，大约气化了15%，然后进入上塔8的中部，经上塔8分离成97~98%的污氮和60~65%的产品氧气。

在精馏时积存在上塔8底部的液氧，由液氧管26导入冷凝蒸发器12，由冷凝蒸发器蒸发，作为气氧返流到上塔8的下段，有助于精馏。

将部分产品氮气压缩并供给于冷凝蒸发器12低温压缩机10的设定出口压力，由冷凝蒸发器12冷凝氮气所需的压力而定，同时还能够保证构成复热回路的循环管25所需的复热气体量。换言之，设定为能够保证在深冷部6的低温部5将上述的压缩空气中杂质全部除掉所需要的气体冷量。这个实行例子，作为出口压力大约设定为 $3.0\text{kg/cm}^2$ 。因此，作为低温压缩机10，与吸入的产品氮气(压力约 $2.2\text{kg/cm}^2$ )的差压大约 $0.8\text{kg/cm}^2$ ，为此可以使用小型的低温压缩机。

现在，经低温压缩机10大约升压到 $3.0\text{kg/cm}^2$ 的部分产品氮气，导入冷凝蒸发器12通过气化液氧，本身被冷却液化，然后，返流到下塔7的顶部。

另外，已分流到分支管23的部分产品氮气再流入与分支管23连结的复热管25。导入低温部5冷端的规定压力的产品氮气，供给压缩空气冷量。另一方面，本身加热返回到分支管23，送入透平膨胀机11，在透平膨胀机11中复热后的产品氮气对外膨胀做功，然后与从上塔8顶部排出的废气合流，经管21，通过低温部5高温部4，达到常温以后排到外部。

再则，从上塔8的下段抽出的压力大约 $0.2\text{kg/cm}^2$ 。温度约 $-196^\circ\text{C}$ 的产品氧气，经管20通过低温部5和高温部4，经热交换达到常温排到保冷箱1的外部。

如第1图用虚线所示，配置了从污氮管21到低温压缩机10吸入侧的旁通管30。如果能够把低温压缩机10的吸入侧与透平膨胀机11的出口侧连通，那么为了装置保冷就可以进行部分运转。

即由低温压缩机10压缩的污氮经配管23导入透平膨胀机11，形成再次返回低温压缩机的封闭循环回路，使之产冷，通过这样来抵消由外部侵入保冷箱1内的热量，因此当空气压缩机13发生故障、保冷箱1内的可逆式热交换器6或其管路系统(图上实际没表示的阀门系统)发生故障时，通过进行其部分运转(保冷运转)就能够把保冷箱1内维持在低温，可以尽量防止液氧蒸发。为此，即使长期间停止空气分离装置全机的运转，只要连续进行上述的部分运转，就可以防止液氧蒸发，所以，液氧中的碳氢化合物等杂质不易浓缩，可以经常维持在安全标准以下的良好状态，同时能够立即重新开始装置的全机运转。

第2图所示的空气分离装置的构造，是为制取高纯度产品氧气的装置，其特点是与上塔8的塔板数相比只增加了图中用8a所表示的部分，通过增加部分8a，形成顶部塔，从顶部塔的顶部提取高纯度的产品氮的同时从下塔7顶部提取复热用气氮，并且使冷凝蒸发器12冷

凝的部分液氮，通过节流阀40，由管41供给上塔8的上段。

因此，在这种场合时，由管42从下塔7的顶部提取的气氮导入低温压缩机10压缩，可以供给复热用和冷凝蒸发器12用。另外污氮和第1图同样从上塔8的上段抽出，从上塔8的最顶部提取高纯度的产品氮气，从上塔8的下段提取高纯度产品氧气。

在此，能够提取高纯度的产品氧气，是由于增加了上塔8的塔板数，所以，随着塔板数的增加有必要增加系统内的压力，实施例子可以将空气压缩机13的出口压力设定为大约 $3.5 \text{ kg/cm}^2$ ，与此同时，低温压缩机10的出口压力设定为约 $4.8 \text{ kg/cm}^2$ 即可。

关于其它部分同第1图说明相同，为简单起见附上相同符号，省略说明。

上述说明很明确，有关本发明的空气分离方法是分为2级进行压缩的。第1级压缩是把空气压缩到通过深冷将空气中的水分、二氧化碳等杂质凝固析出所需要的压力，第2级压缩是用冷凝蒸发器通过液氧把从下塔提取的气氮进行冷却液化所需要的压力。为此，通过2级压缩就必须把整个系统维持在高压，便能满足系统各部分的要求。如果利用本发明，可以大幅度地减少动力损耗，能够大量制取经济的效率高的产品氧气。

有关本发明的空气分离装置是为了实行上述空气分离方法而提供的，在保冷箱的分离部分配置：从下塔提取的气氮至少一部分进行低温压缩给于冷凝蒸发器冷凝气氮所需的压力，可以大大减轻空气压缩机负荷，所以可以不使用高压的压缩机，作为整个装置，能够达到配管系统和阀门系统简单化以及大大减少动力消耗的目的。

另外，有关本发明的空气分离装置在保冷箱内或外部，配置了低温压缩机，可以组合低温压缩机和透平膨胀机构成制冷循环，所以即使整个装置在停止时，也可以进行保冷运转，可以得到对装置维护管理上十分有利的效果。（哈尔滨制氧机厂 李淑芝译 刘湘校）

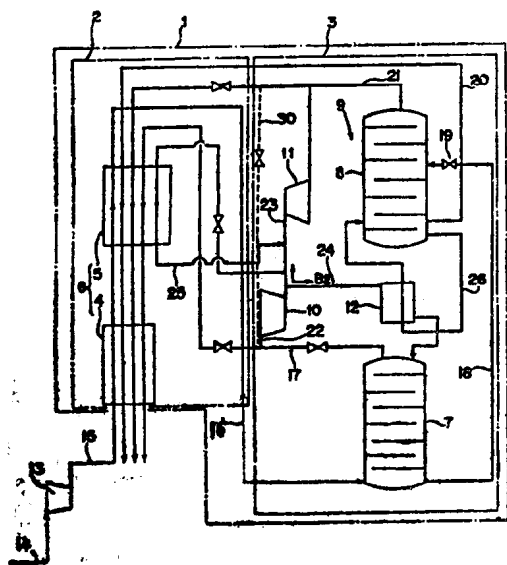


图1 制取低纯氧高纯氮产品的工艺流程图

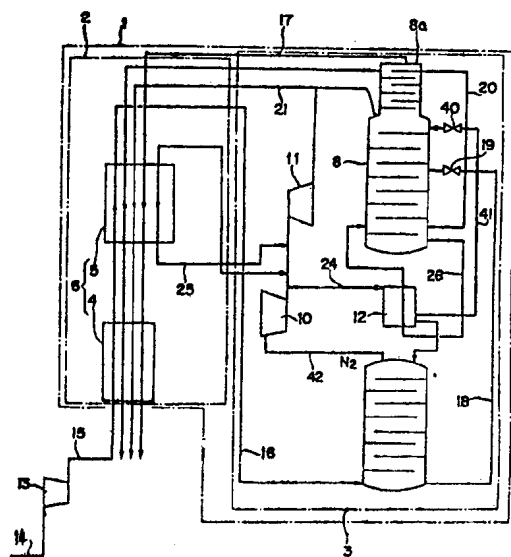


图2 制取高纯度氧、氮产品的工艺流程图

图1图2标号说明，

1. 冷箱； 2. 低温部； 3. 分离部； 6. 可逆式换热器(4.热端、5.冷端)； 7. 下塔； 8. 上塔； 9. 双级精馏塔； 10. 低温压缩机； 11. 透平膨胀机； 12. 冷凝蒸发器； 13. 空气压缩机； 8a. 塔顶； 19.40.节流阀；其它标号为管线。

# 较低压力的空分方法及系统

专利号：(英国)1583253

申请单位：日本日立公司

公布时间：1981年1月21日

本发明叙述一种空气分离方法和系统，其特点是采用在较低压力下分离空气组分的复式精馏塔。

通常，空分装置低压塔压力为  $1.3 \text{ kg/cm}^2$ ，冷凝器的两相温差为  $2 \text{ K}$  左右。因此，液氧和液氮的标准温度分别为  $92 \text{ K}$  和  $94 \text{ K}$ 。根据此温度，中压塔的压力必须保持在  $5.2 \text{ kg/cm}^2$  左右。而进料空气的压力实际上和中压塔压力差不多一样高。

这种类型的方法原料空气压力较高，故能耗也高，不受人们所欢迎。

为了克服上述方法的缺点，现推荐第二种类型的方法如下：

将原料空气分成两部分：其中一部分进入设置在低压塔底部的冷凝器，在那里和液氧进行热交换，然后被冷凝的空气进入中压塔的中部。冷凝器中蒸发的氧气用作低压塔的上升气流。同时，余下的原料空气进入中压塔的底部作为上升气流。

图1是本发明使空气液化并分离其组分的流程图。

图2和图3表示了原料空气的压力和冷凝器中气液相温差之间的关系，是为证实本发明的先进性而进行各项试验的结果。

图4、图5和图6是本发明几种不同实例的流程图。

下面将对系统的运行加以详细介绍(见图1)

原料空气经空压机压缩，热交换器冷却，除去水份和  $\text{CO}_2$ 。干燥的空气分成两部分，一部分通过管道(35)进入第二冷凝器(34)。在第二冷凝器(34)中，空气与冷凝器管外的液氧进行热交换，使得液氧蒸发；与此同时原料空气冷凝成为液空后通过管道(36)进入中压塔(31)中部。

与此同时，另一部分原料空气通过管(37)输送到中压塔(31)底部(31a)，作为中压塔(31)的上升气流，和在第一冷凝器(33)里获得的回流液接触后分离，在塔(31)顶部(31b)就可获得高纯度氮，同时在中压塔(31)底部(31a)获得由回流液分离出来的富氧液空。塔底(31a)的液空经管道(38)上的膨胀阀(39)减压进入冷凝器，中压塔31顶部(31b)的氮气通过管(45)也进入第一冷凝器(33)，两者进行热交换。氮气在冷凝器中冷凝，而液空部分蒸发后，以混合相(即部分液相和部分汽相)的液空通过管道(40)进入低压塔(32)的中部。中压塔顶部(31b)的氮气，经管道(45)进入第一冷凝器(33)冷凝，一部分回到中压塔(31)顶部(31b)的冷凝液作为中压塔的回流液。从中压塔(31)抽出的一部分液氮，通过管道(41)进入低压塔(32)的顶部(32b)。液氮通过管道(41)上膨胀阀(42)压力下降，作为低压塔(32)的回流液。

在另一方面，低压塔(32)底部(32a)的液氧经管(43)进入第二冷凝器(34)，蒸发后的氧气通过管(44)进入低压塔(32)的底部(32a)上升和来自塔(32)顶部(32b)的回流液接触。上升

氧气流到塔(32)的塔顶(32b)时变成富氮的不纯气体,然后通过管道(47)排出。与此同时回流液在下流到达低压塔(32)底部(32a)时,变成高纯液氧。

当需要液氧产品时,液氧在低压塔(32)底部(32a)处经管道(48)输出。当需要气氧产品时,气氧在液氧上方通过管(49)排出。

从上述的介绍中可以看出,根据本发明的第一个实例,中压塔顶部获得的氮气能够由中压塔本身获得并减压后的液空来冷凝,这样就克服了传统技术中存在的问题。

更确切地说,首先它不象传统的分离方法那样需要附加设备或单独的液化气体作为冷源。这样原料空气的压力就可降低,从而电耗就大大地减少了。其次是能容易地生产出液氧产品。第三是空气液化设备能够连续稳定地运转。第四是不需要许多一般的输送、贮存设备,整个系统就显得相当简单。

参照图2、图3,下面将介绍本发明所进行的一系列试验结果。

首先图2中,曲线A表示的是采用第一种类型的传统方法时原料空气的压力(即低压塔底部的液氧和中压塔顶部氮气进行热交换的方法),而另一条曲线B表示的是采用本发明方法时原料空气的压力(即原料空气和低压塔底部的液氧进行热交换的方法),这项试验是在低压塔压力为 $1.3\text{ kg/cm}^2$ 和在同一塔底部温度为 $92.3\text{ K}$ 条件下进行的。

采用传统的工艺和本发明的方法,都会发生这样的情况:即在冷凝器温差增大时,原料空气压力都会增大。然而,假定冷凝器的温差为 $2\text{ K}$ 时,采用本发明方法,原料空气的压力约为 $3.6\text{ kg/cm}^2$ 。而根据传统的方法,原料空气压力在相同的温差下就可高达 $5.2\text{ kg/cm}^2$ 。因此,本发明的进料空气压力就可以降低 $1.6\text{ kg/cm}^2$ 左右。这样,也就可大大地减少系统的电耗。

图3所示的是本发明原料空气的压力和冷凝器温差成正比的,假如:当图2中的温差为 $2\text{ K}$ ,经膨胀后液空压力为 $1.3\text{ kg/cm}^2$ ,温度为 $82.3\text{ K}$ ,液空氧浓度为 $40\%$ ,那么原料空气的压力为 $3.6\text{ kg/cm}^2$ 左右。则膨胀后液化空气的压力和温度分别为 $1.3\text{ kg/cm}^2$ 和 $82.3\text{ K}$ ,原料空气的压力为 $3.6\text{ kg/cm}^2$ 。从图3看出,冷凝器的温差约为 $7.5\text{ K}$ 。

在传统技术的设备中,中压塔压力的液空和中压塔顶部的氮气是不能进行热交换的,这是因为他们之间存在一个负的温差。

然而,根据本发明,液空和氮气之间的热交换却能顺利地进行,这是由于经膨胀后液空压力降低了。进行热交换的温差为 $7.5\text{ K}$ ,这样设计的允许范围就大大增大了。就颇能维持中压塔塔顶获得的氮气液化的冷量。

图4所示的是本发明的第二个实例。第一冷凝器(33)设置在中压塔(31)的塔顶上,而第二冷凝器(34)设置在低压塔(32)底部(32a)。因此,根据本发明第二个实例,冷凝器可设置在各自的塔内,它具有许多优点,除上面所述之外,复式精馏塔由于需要较少的管道而简单多了。另外,由于流体不受外部条件影响,冷损相应地减少。

图5所示的是本发明的第三个实例。来自中压塔(31)底部(31a)的液空在通过膨胀阀(39)后分成两股流,其中一股通过管道(50)输送到中压塔(31)顶部(31b)的第一冷凝器(33),和中压塔(31)顶部(31b)的氮气进行热交换。在第一冷凝器(33)中的全部液空蒸发后,通过管道(51)进入低压塔(32)中部。同时,另一股通过膨胀阀后分离出来的液空以液相送入低压塔(32)的中部,其位置比管道的连接点高一点。