TN.25
312

荣获列宁勋章以列宁命名的全苏电工研究所
研究报告汇編

（第61卷）

稀有气体与低温作业

〔苏联〕B.Г. 法斯托夫斯基 主編
杭州制氧机厂設計科 譯校

中国科学院
1965.6.2
电工研究所图书馆

中国工业出版社

需要全本请访问 www.ertongbook.com

目　录

制取工艺氧中的若干問題 …… 3
液化氢和用冷凝法分离氖-氦混合物的綜合装置 …… 21
氦液化装置 ……29
稀有气体及其伴随气体吸附的研究 ……41
吸附法分离氖-氦混合物 ……62
液化气体的相平衡研究 ……94
氧-氩-氮物系中液体与蒸气的平衡研究 ……111
論氩对空气精餾过程的影响 ……118
制氩工艺若干問題的研究 ……132
工业制氪方面的研究 ……144
精餾法制取純氪 ……152
純氙的制取 ……163
清除惰性气体中的氧 ……172
气体分析 ……181
制取液体空气的小型装置 ……205
无声放电制取臭氧 ……217
高伏水銀整流管的强化冷却 ……226
螺旋槽內給热的研究 ……238
多层网状填料塔的試驗研究 ……245

制取工艺氧中的若干問題

B. Г. 法斯托夫斯基　Ю. В. 彼得罗夫斯基

国民經济中实現新的現代化的技术，引起了对惰性气体——从空气中制取的氩、氪——需求量的急剧增大。苏联在第六个五年計划末規划年产氩 1100 万米³、氪 1 万米³，均比 1955 年的年产量大40倍左右。

如此大量的氩和氪，只有用生产工艺氧滿足冶金、燃料气化、化学等工業部門需要的大型裝置才能取得。在大規模使用工艺氧中，把如何降低氧的成本問題提到了首要的地位。制氧的成本高低，往往对氧的使用范圍起决定作用。根据目前生产氧的技术情况来看，仅用进一步改进空气分离裝置的个别部分：如改变工艺流程，提高机器、裝备的效率等方法来降低單位产量的能量消耗，已經是不够了。降低制氧的成本的有效方法之一是实現空气的綜合加工，即同时制取氧、氩和氪，以及純度相当高的氮（可采用提取氩餾份的方法）。

目前正在制造每小时产量为 10000 米³ 至 30000 米³ 的制氧裝置，将来还要制造更大型的制氧裝置。战后，苏联和外国都制造了不少制取工艺氧的裝置，这些裝置的工艺流程和生产量都有所不同。

仔細研究和比較最有效的現代化空气分离裝置，研究直接制取富氧空气和有关在大型工艺氧裝置上制取氩和氪的若干問題是有益的。

Ⅰ．空气分离的最小功

气体混合物分离成它的各組份涉及絕热系統的熵的減少。分离功(W)的最小值在如下情况下适应于理想平衡的可逆过程，即系統的熵的減少等于周圍介質的熵的增加：

$$W=\Delta H-T_0\Delta S \qquad (1)$$

其中　T_0 —— 周圍介質溫度；ΔS —— 熵的变化；ΔH ——气态氧和

07938

制取不同濃度富氧空气❶时空气分离的理論最小功和以稀釋純氧的方法制取富氧空气时的功　　表 1

1.富氧空气中氧含量	x_2	%（体积）	100	99	98	97	95	90	80	70	60	50	40	30
2.制取1标准米³富氧空气所需的加工空气量	M_1	米³	4.78	4.73	4.69	4.64	4.54	4.30	3.82	3.35	2.87	2.39	1.91	1.44
3.熵的总变化[根据式(2)]	ΔS	仟卡/克分子·度	4.88	4.72	4.60	4.46	4.24	3.74	2.90	2.21	1.59	1.07	0.61	0.254
4.在富氧空气中获得1标准米³純O_2的理論最小功	N	仟瓦小时/标准米³	0.0760	0.0744	0.0732	0.0717	0.0695	0.0648	0.0565	0.0492	0.0413	0.0334	0.0238	0.0132
5.分离功相对值	—	%	100	97.9	96.4	94.5	91.5	85.3	74.4	64.7	54.4	44.0	31.3	17.4
6.制取1标准米³富氧空气的理論最小功	N_1	仟瓦小时/标准米³	0.0760	0.0736	0.0719	0.0695	0.0660	0.0583	0.0451	0.0345	0.0248	0.0167	0.0095	0.0040
7.以稀釋法制取1标准米³富气空气所需的純氧量	K	标准米³	1.0	0.987	0.975	0.962	0.936	0.874	0.747	0.620	0.494	0.368	0.241	0.115
8.以稀釋法制取的富氧空气中获得1标准米³純氧所耗之功	N_2	仟瓦小时/标准米³	0.0760	0.0758	0.0756	0.0754	0.0750	0.0739	0.0710	0.0673	0.0625	0.0559	0.0458	0.0291
9.功的相对值：$\frac{\text{第8項}}{\text{第4項}}\times 100$	—	%	100.0	102.0	103.3	105.1	108.0	114.0	125.7	137.0	151.5	167.5	192.3	220.5

❶ 假設同时制取純氮。

气态氮的混合热，可以認为等于零。

若將 M_1 克分子空气分为氧克分子分率为 x_2 的 M_2 克分子富氧气体和氧克分子分率为 x_3 的 M_3 克分子貧氧气体，則熵的总变化按下式确定：

$$\Delta S=2.3R\{M_2[x_2\lg x_2+(1-x_2)\lg(1-x_2)]+M_3[x_3\lg x_3+$$
$$+(1-x_3)\lg(1-x_3)]-M_1(0.21\lg 0.21+0.79\lg 0.79)\}\quad(2)$$

ΔS 乘 T_0（一般为 300° K），即求得空气分离的理論最小功，它不由过程的历程及其实現的方法来决定，而完全由分离产物的組成及 T_0 值来决定。

表 1 所列为根据公式(1)和(2)对富氧空气中不同氧濃度和制取純氮(100%)时的計算結果。表中列出在富氧空气中获得1标准米³純氧的分离最小功（表 1 第 4 項）以及制取1标准米³富氧空气的最小功（表 1 第 6 項）。

計算結果用圖表法表示于圖 1。

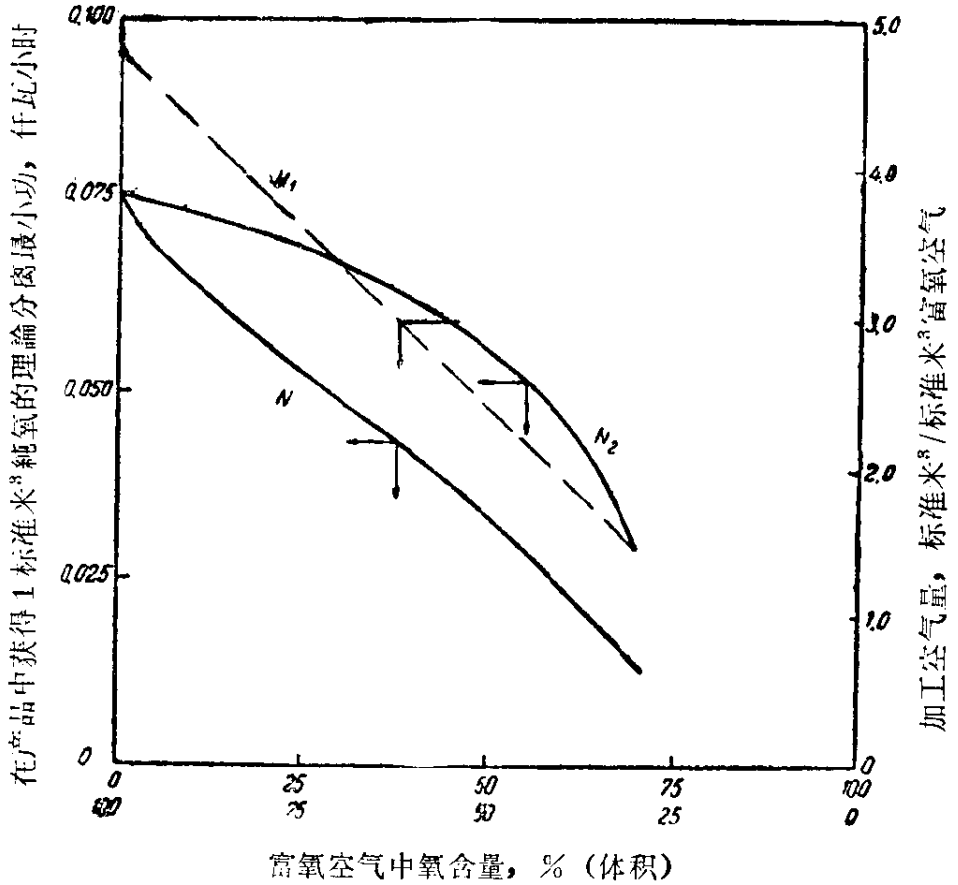


圖 1　制取富氧空气时的理論最小分离功

需要全本请访问 www.ertongbook.com

表 1 和圖 1 表明了氧濃度对分离最小功的影响。可以看出，分离的最小功随着富氧空气中氧含量的減少而显著減少。

表 1 中最后三項（第 7—9 項）所列，表示以用空气稀釋純氧到相应濃度的方法制取富氧空气的数值。用这种方法制取富氧空气所耗的功（表 1 第 8 項），以富氧空气中1标准米^{3}純氧为單位来表示。直接制取所需濃度的富氧空气在理論上要比用空气稀釋純氧的方法来制取富氧空气較为合理（表 1 第 9 項）。

在制取純氧时氮純度对理論分离最小功的影响示于圖 2 及表2。随着气态氮中氧含量增加，理論分离最小功迅速減少。但是，在实际过程中，氮中的氧含量的增加仅容許在一定的范圍內，因为这会降低氧的提取率，从而增加每1米^{3}氧的能量消耗。

Ⅱ．液态空气的精餾

所有現代化大型制氧裝置都按空气液化和精餾的原理工作。在最現代化的裝置中，制取 1 米^{3}純度为 99% 的氧气的能量消耗为 0.45—0.50仟瓦小时，即它們的热工效率不超过$\frac{0.0744}{0.45}\times 100\approx$ 16.5%。然而，在用这种方法制氧时要提高热工效率的可能性不大，因为在制氧裝置中进行的实际的过程是不可逆的，同时不可避免会引起熵的增長。这些不可逆过程是：1)对周圍介質的冷量損失(即从外面流入热量)；2)帶最終溫差的热交換；3)机器摩擦而引起的損失；4)节流；5)設备及管路的液压損失；6)在最終溫度差及濃

制取純氧时氮純度对理

氮中氧含量	x_3	%（体积）	0.00
1米^3 純氧中的氮量	M_3	米^3	3.78
熵的总变化[根据式(2)]	ΔS	仟卡/克分子·度	4.88
理論最小分离功	N	仟瓦小时/标准米^3	0.0760
分离功相对值	—	%	100

度差的条件下进行的相变等等。

为使塔中的精餾过程成为可逆过程，必須在位于进料口之下的各塔板上供热，而在位于进料口之上的各塔板放热。这样，沿塔高度將有不同的相互作用的蒸气流和液流。

实际上热量是在塔的蒸餾釜（蒸發器）供給，而在冷凝器中放出；若不考虑与周圍介質的热交換，則精餾塔本身是在絕热（但并不是可逆的）条件下工作的。

对于由濃縮段和提餾段、冷凝器和蒸發器組成的塔，空气是在1絕对大气压下进入，分离产物是在同样压力下成飽和蒸气狀态引出，与液体蒸气之間的平衡狀态相适应的冷凝器最小热負荷 $Q=3960$ 仟卡/克分子氧[1]。在这个塔中沒有冷損失并有蒸气輸入的情况下，冷凝器与蒸發器的热負荷相等。因此，为了絕热塔的工作，必須將一定的热量从一个溫度水平（在冷凝器中的溫度）傳遞到另一个較高的（蒸發器中的溫度）溫度水平。实現这一过程所需最小的功是利用考察卡諾循环直接得出的关系式：

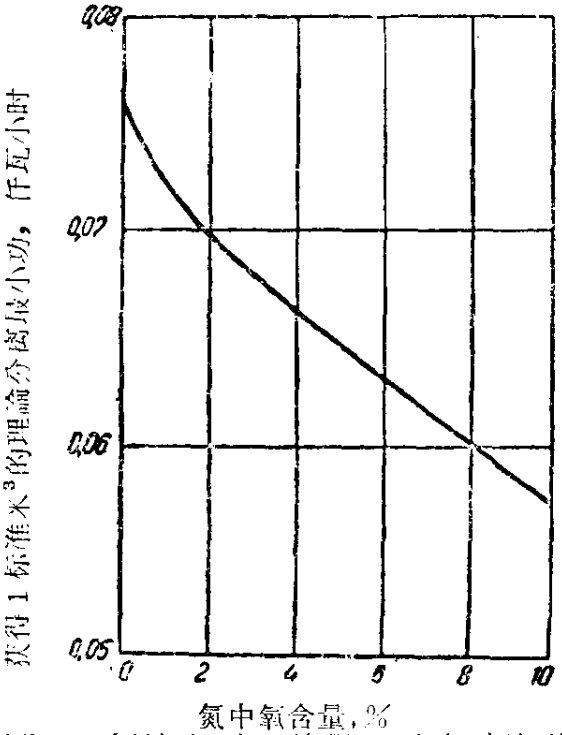


圖 2　氮純度对理論最小分离功的影响

論最小分离功的影响　　表 2

1.0	2.0	3.0	5.0	7.0	10.0
3.98	4.18	4.41	4.98	5.69	7.26
4.65	4.48	4.36	4.15	3.96	3.67
0.0725	0.0699	0.0680	0.0647	0.0617	0.0572
95.4	92.0	89.5	85.1	81.3	75.4

$$W = QT_0\left(\frac{1}{T_{N_2}} - \frac{1}{T_{O_2}}\right) \qquad (3)$$

式中 T_0——能放出热量时的介質的最小溫度（$T_0 = 300°K$）；T_{N_2}和T_{O_2}——在1絕对大气压下氮与氧的沸点。根据式（3），W等于0.112仟瓦小时/标准米$^3O_2$，亦即对于利用絕热精餾塔的任何空气分离过程来說，若認为裝置的其它各部分皆为可逆过程，則热工效率將不超过68%。若設工作回流比較最小回流比大20%，并設蒸發器与冷凝器的溫度差为3°C，則热工效率为37.5%。当不把冷量損失与液压損失考虑在內时，假設蓄冷器和同流換热器中的热交換过程是可逆的，同时功的消耗按卡諾循环計算，即塔中过程与实际条件的区别还很大。根据这些情况可以認为，就現在采用的制氧方法来講，已达到較高的完善程度，往后再不可能大大降低能量消耗。要將制氧的能量消耗再降低一些，只能依靠充分利用精餾过程的全部潛力，即采用儘可能小的回流比，提高机器（压縮机和膨脹机）的效率，采用比較完善的絕热物，最后，綜合分离空气。

Ⅲ．制取工艺氧的裝置

在以下兩种情况下有可能以較低的能量消耗制取大量的工艺氧：1)利用蓄冷器冷却空气和清除空气中的水分和二氧化碳；2)利用透平膨脹机膨脹压縮气体以补償裝置中的冷量損失。П. Л. 卡皮查院士进行的研究工作大大地促进了这一問題的解决。

第一套成功的制取工艺氧的裝置应首推林德-富蘭克产量3600米^3/小时純度97%的制氧裝置[2]。該裝置的加工空气量約20000米^3/小时。大部分加工空气(96%)由透平压縮机压縮到5.7—6絕对大气压，在蓄冷器中冷却和清淨，然后进入空气分离器組的下塔；其余4%的加工空气（約800米^3/小时）在活塞式压縮机中压縮到130—170絕对大气压，用化学法清除CO_2并在氨冷却器中干燥，压縮空气的溫度在这里降低到−45°C，然后經过热交換器系統和节流，并与主空气流匯合。空气精餾是在一般的双塔式設备中实現的。从冷凝-蒸發器盖下取出佔加工空气总量14—15%的氮气；

这一部分氮在透平膨脹机中从5.5—5.7絕对大气压膨脹到1.2—1.3絕对大气压，可以补偿装置的冷量損失的40—50%。氮气的取出会使精餾条件惡化；但是在上塔有足够的塔板（36塊）时，則足以保証获得純度99%的氧及純度97%的氮（在蓄冷器中氧会被污染，純度降低到98—97%）。其它冷量損失主要依靠高压循环来补偿；高压循环还能保証逆流大于順流3—4%的蓄冷器的正常工作条件，从而保証蓄冷器長期無冻結地工作（4—6个月）。林德-富蘭克装置制取1米³純度99%的氧气的能量消耗为0.5—0.53仟瓦小时。

曾对某些林德-富蘭克装置作过修改。例如，在高压循环中采用活塞式膨脹机，这自然不可能根本改变高压循环規模不大的装置的工作指标。

曾制成一种除采用透平膨脹机还將低压空气直接送入分离器組上塔的装置（所謂林德-富蘭克-拉赫曼装置）。但这种装置很复杂而又巨大，能量消耗亦不低于一般的林德-富蘭克装置，因此未予推广使用。

大多数現代化大型工艺氧装置采用一种低压的在順流的空气行程上有透平膨脹机的流程。

根据以下原因，装置所有的冷量損失可以不用高压循环来补偿：

1)对周圍介質的單位冷量損失随着装置的能力的增加而減少。如在10000米³/小时的制氧装置中，冷量損失不超过0.8仟卡/标准米³空气；而在3600米³/小时的制氧装置中，冷量損失为1.0—1.2仟卡/标准米³空气。

2)在順流的空气行程上安装膨脹机，可以大大地增加膨脹气体量。因为在制取純度为95%的氧时，有25%的加工空气可以直接进入上塔。

3)將氧的純度稍为降低，即可在回流比較小的情况下工作，亦即可往上塔輸送較大量的在膨脹机中膨脹的空气。

4)現代化的透平膨脹机的結構已經相当完善，足能保証0.8或更高的絕热效率(在第一批林德-富蘭克制氧装置中，透平膨脹机的絕热效率为0.65—0.7）。

需要全本请访问 www.ertongbook.com

蓄冷器的正常工作狀态，即長期工作中蓄冷器的不冻結性，可用不同的方法来保証，其中一部分在下面介紹的裝置流程中將要提到。在盖尔士及斯托彼尔的著作中較詳尽地研究了这一問題[3]。

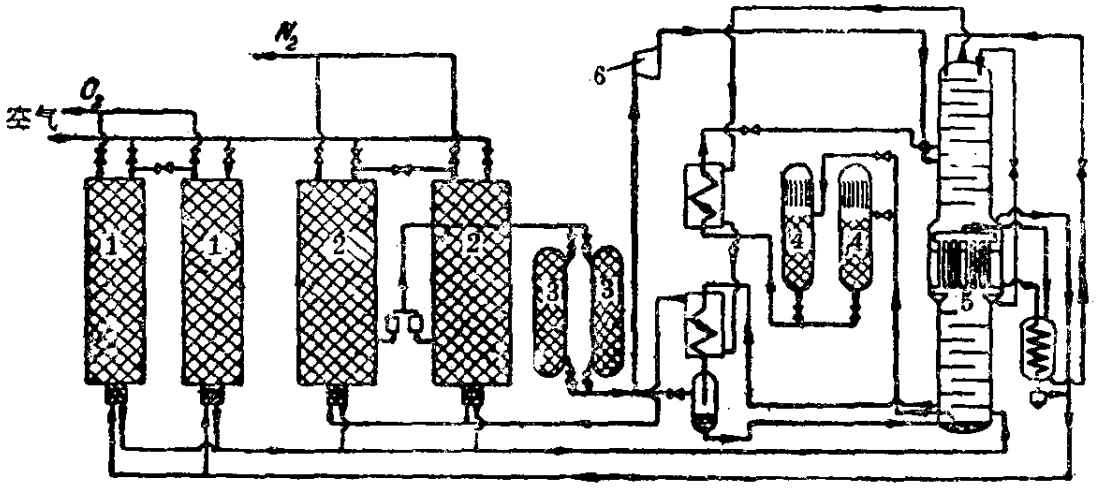


圖 3　低压裝置流程

1—氧蓄冷器；2—氮蓄冷器；3—吸附器；4—过濾器；5—分离器組；6—透平膨脹机

最广泛使用的低压裝置流程之一示于圖 3。空气由透平压縮机压縮到 5.7—6 絕对大气压后进入切換工作的蓄冷器 1 和 2。空气在蓄冷器內被冷却并除去其中 CO_2 和水分。在約 −135°C 溫度下从氮蓄冷器 2 中部抽出部分加工空气，以便使氮蓄冷器冷端的溫度差縮小到要求的值(3—4°C)，而保証氮蓄冷器不致冻結。使在氧蓄冷器 1 中逆流空气量超过順流空气量3—4%，以保証氧蓄冷器正常的工作条件。从氮蓄冷器中通出的空气中还含有大量 CO_2，CO_2 借交換使用的硅膠吸附器 3 吸附除去。將自下塔取出的一部分空气加入經吸附器清除后的气流中，加在一起約佔加工空气总量 20—25%，这一部分空气进入透平膨脹机 6，然后进入分离器組 5 的上塔。流程的其它部分無需进行解說。取消高压循环簡化了裝置流程，并可將每 1 米^3 氧的單位能量消耗降低到 0.45—0.47 仟瓦小时，即比帶高压循环的林德-富蘭克裝置降低 10—12%。

在按一种低压流程制造的美国的工艺氧裝置上采用專門的称为同流換热器-蓄冷器 (регенератор-рекуператор) 的热交換器組[4

和5]。

同流換热器-蓄冷器有四个單独的气体通路：沿器組整个長度上有三个通路(空气、氮和氧通路)，第四个通路与冷端連接，只佔器組的長度一部分（称为無补償通路）。空气通路和氮通路是切換的；在氧气通路和無补償通路中气流方向不变。通路中放置具有扩展表面并与通路壁紧密接触的金屬填料。工作时空气沿兩个切換的通路中的一个通过；这时氮沿另一通路按相反方向流动。氧沿着單独的通路不断地通过，这样氧就不会像氮在切換（一般为三分鐘一次）时被水分和 CO_2 所污染。稍加預热后的部分冷氮进入無补償通路，然后与冷氮的主流匯合，提高冷氮主流的溫度，从而使热交換器冷端溫度差減小至要求的数值。在某些裝置上是將同流換热器-蓄冷器通出来的冷空气送进無补償通路，其作用与冷氮相同。在結構方面同流換热器-蓄冷器比一般的蓄冷器复杂得多。价格也貴得多。無补償通路用来減小平均溫度差，因此傳热表面要比蓄冷器的表面大一些。同流換热器-蓄冷器的阻力比一般蓄冷器大；这使上塔压力提高到 1.5—1.6 絕对大气压，压縮空气压力亦相应提高。圖 4 为一种帶同流換热器-蓄冷器的裝置的流程。在这一裝置中，將溫度为 −168°C 的压縮空气通入無补償通路并在其內加热到 −84.4°C，此

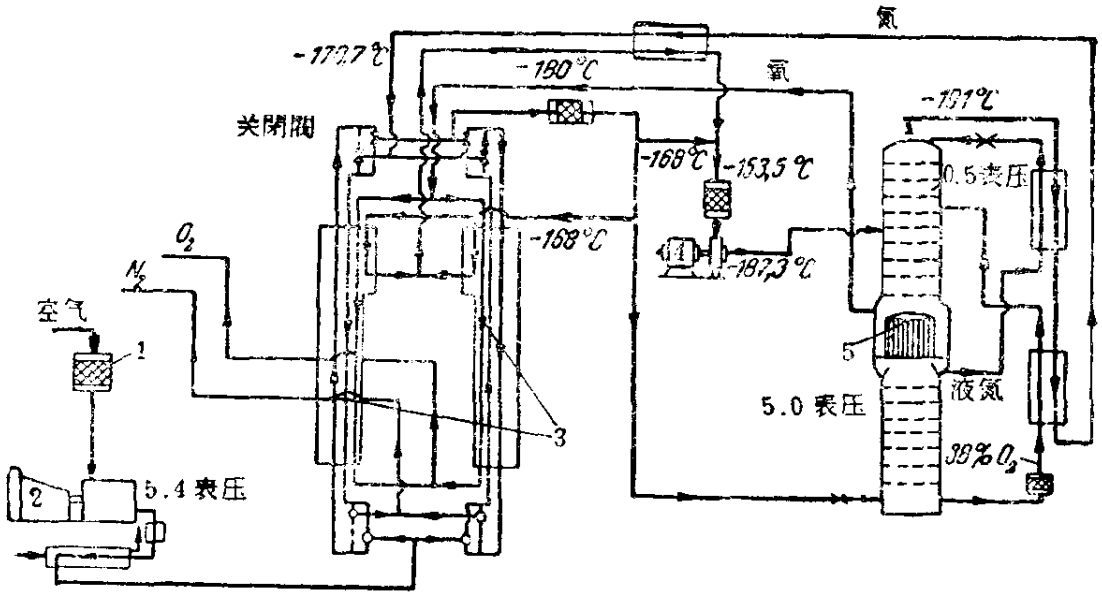


圖 4　帶同流換热器-蓄冷器的低压裝置流程

1—过濾器；2—压縮机；3—热交換器組；4—精餾塔

后經氮热交換器入透平膨脹机膨脹。空气进入透平膨脹机的溫度为－153.5°C。流程的其它部分在此無需說明。

此外，还有其它方法可以保証蓄冷器的正常工作条件[3]。如采用三个氮蓄冷器并將部分冷空气按逆向流动經氮蓄冷器导出的流程（無补偿通路的变型）。

1948年介紹过一种采用單級精餾塔分离空气的最初的低压裝置[6和7]。裝置流程示于圖5。該裝置用于制取純度95%气态氧3160米³/小时及純度99.5%气态氮10000米³/小时。空气由透平鼓風机1压縮到1.55絕对大气压并在洗滌塔2中洗滌。在洗滌塔下部，用常溫的水洗滌；而在上部則用冷水洗滌。从洗滌塔出来的空气已不帶塵埃并在溫度4.5°C下为水蒸汽所飽和。空气在交換使用的硅膠吸附器3中干燥，并在相当于－40°C的湿度时約20°C的溫度下从吸附器通出。压縮空气在由数隔層組成的热交換器4上进行冷却，从精餾塔来的氮通过热交換器隔層。在空气冷却到－190°C的过程中，二氧化碳、殘余水分及其它非揮發性杂質等会逐漸將热交換器堵塞，冻結在冷却表面上。为清除这些杂質，每4小时热交換器的一个隔層即自动断开，有將近15%从裝置中通出的热氮通入（沿空气通路）；为避免断开的隔層阻力增加，氮是借助吸气机5經这一隔層吸入，同时將热交換表面上的污物清除。該裝置的热交換器的傳热表面約10000米²；热交換表面是由压制的元件組成，裝配时压制元件即形成气体通路[8]。热交換器1米³容积中有300米²有效热交換表面。空气进入精餾塔前先經过硅膠吸附器6以清除殘余的污物；除此，吸附器还起着一个緩冲器的作用，緩和热交換器各隔層切換时压力和溫度的变化。

在用液氮噴淋的精餾塔中获得純度99.5%的气态氮与純度95%的气态氧。氮气从精餾塔經多隔層主热交換器4通出，部分則經过冷器8和附加氮冷却循环的热交換器組9通出。部分氮返回循环，进入透平压縮机压縮至約7絕对大气压的压力；压縮氮在热交換器組9冷却，部分压縮氮（約4200米³/小时）通入透平膨脹机10膨脹，其余部分进入塔7的蒸發器，在其內液化后用来噴淋塔7。

气态氧（約3160米³/时）从氮循环上的热交換器9排出。用溫

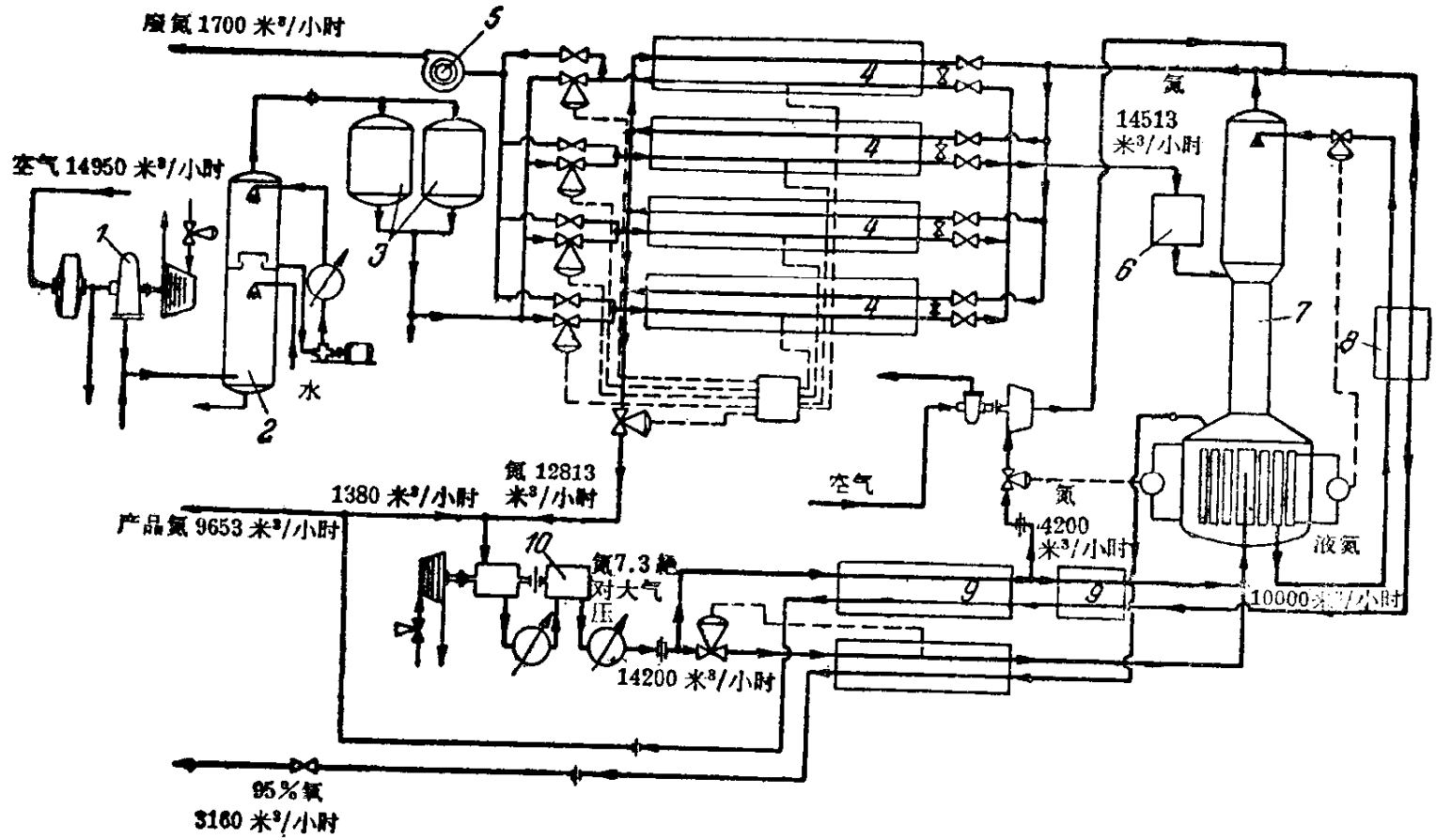


圖 5　带附加氮冷却循环的埃利奧特(Elliott)裝置流程

1—透平鼓風机；2—洗滌塔；3,6—吸附器；4—热交換器；5—吸气机；7—精餾塔；8—过冷器；9—热交換器組；10—透平膨脹机

度調节器自动調节氧的組成；該調节器可指示蒸發器及自下算起第五塊塔板上的溫度（塔內总塔板数共为19塊）。

根据这种裝置的試驗[9]，氧的最高提取率为98.5，压縮氮的压力为7.4絕对大气压（透平压縮机的絕热效率为0.67），总的冷量損失为2.87仟卡/标准米^{3}空气。压縮氮气量为14200米^3/小时，其中4200米^3/小时（即30%）在透平膨脹机內膨脹（絕热效率为0.8）。每标准米^{3}純度为95%的氧所耗能量为0.585仟瓦小时，此值大大超过了林德-富蘭克裝置及一种低压裝置的能量消耗。此外，由于裝置非常复杂，因此未予广泛使用。

圖6为一种低压空分裝置的流程。該流程以独特的方法解决冷量損失补偿的問題[10]。該裝置生产純度为95%的氧約2500米^3/小时；还准备根据这种流程制造約10000米^3/小时的制氧裝置。空气由透平压縮机压縮到5.5絕对大气压，在蓄冷器1和2中冷却并清除CO_2和水分，然后进入兩級精餾空分器組的下塔3。該空分器組与一般空分器組的区别是它在下塔中部多了一个中間冷凝蒸發器6。这样，下塔精餾过程是在較大的濃度差下进行。因为高于冷凝蒸發器6之处的回流比較小，这要求稍稍增加下塔塔板数；但可以在主冷凝蒸發器5盖下取出达30%的氮气到透平膨脹机9进行膨脹，即比林德-富蘭克裝置上多取出氮一倍（林德-富蘭克裝置上取出的氮气为总加工空气量15%）。这样即能完全补偿裝置的冷量損失。

精餾过程在如下压力下实現：輔助塔11为2.5絕对大气压，下塔3为5.4絕对大气压，上塔4为1.3絕对大气压。从下塔蒸發釜通出的液体（含氧約40%），进入塔11，液体在其內精餾并获得噴淋上塔4用的液氮（餾出物）和含氧約55%的液体；該液体流入中間冷凝蒸發器6的管外空間起致冷剂的作用并部分蒸發。未蒸發的液体从冷凝器6經过冷器10进入塔11冷凝器管外空間；液体在这里蒸發，使氮在冷凝器管中冷凝，所生成的蒸气进入上塔4。以从氮蓄冷器2中部抽出部分空气（約3%）的方法，来保証蓄冷器的正常工作条件；抽出的空气在热交換器13中加热到正常溫度，由增压压縮机14从5.5絕对大气压压縮到10絕对大气压，經过水冷却器15、洗滌塔16和干燥器17，在热交換器13冷却和在热交換器8中液

化，然后节流入下塔3。氮在进入透平膨脹机9以前、在热交換器8中被加热。

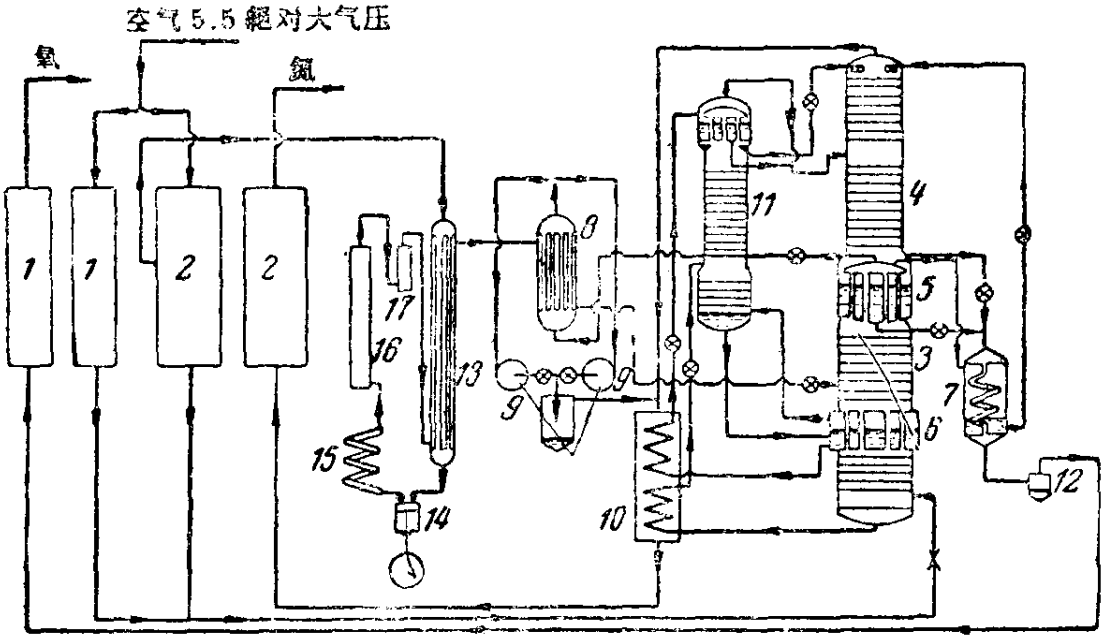


圖 6　奥斧湯(Oxyton)裝置流程

1—氧蓄冷器；2—氮蓄冷器；3—精餾塔的下塔；4—精餾塔的上塔；5—主冷凝蒸發器；6—中間冷凝蒸發器；7—冷却器；8,13—热交換器；9—透平膨脹机；10—过冷器；11—輔助塔；12—氧儲器；14—增压压縮机；15—水冷却器；16—洗滌塔；17—干燥器

根据文献数据[10]，蓄冷器的不能回收量为3°C。每1标准米^{3}純度为95%的氧的能量消耗为0.405仟瓦小时，或每1标准米^{3}純氧的能量消耗为0.426仟瓦小时，也就是說，实际上与在順流上裝設透平膨脹机、应該認为是最簡單和最有效的低压裝置的能量消耗相等。

大型工艺氧裝置的透平压縮机的傳动功率达数千仟瓦，故采用較便宜的能源对降低制氧成本具有决定的意义。許多外国公司出产的裝置上有用蒸汽透平直接傳动透平压縮机，在气体燃料便宜的地区采用蒸汽透平特别适当。采用燃气透平也是有發展前途的。

Ⅳ. 富氧空气的制取

現代化工艺过程中采用氧的濃度范圍很广：从純度为99.5%O_2的純氧到28—30%O_2的富氧空气。前已指出，从热力学观点来看，

比較合算的是以直接分离空气的方法来获得需要濃度富氧空气，而不是利用以空气稀釋純氧的方法。实际上，如能选擇合理的空气加工流程，直接制取富氧空气确是較为合适的。

为制取富氧空气，原則上可以采用对流蒸發分凝器[11]。作者提出的一种可能的裝置流程示于圖 7 。

压縮到 2.5 絕对大气压的空气在蓄冷器 2 和 3 中冷却，然后进入分凝器 4 的管內，空气在管內部分被冷凝。由于流下液体与蒸气之間附加的質量交換的結果，产生了液体中氧的濃縮过程，直至濃度接近平衡狀态(濃度等于47%O_2，所需富氧空气的氧含量为40%)为止。未冷凝的气体就是純度为98—99%的氮；它在热交換器 5 中預热和在透平膨脹机 6 中膨脹，然后經过蓄冷器 2 及热交換器12通出。透平膨脹机不能补償全部冷損失；因此裝置包括一个帶氨冷却器和活塞膨脹机 13 的有效的高压冷却循环 （ 150—180 絕 对 大 气 压）。热交換器 5 中氮是用蓄冷器 2 中部抽出的空气来預热的；空气在热交換器 7 中預热，幷在压縮机 8 压縮到 5 絕对大气压，然后在热交換器 7 中清除CO_2，干燥和冷却，在热交換器-液化器 5 中液化，經节流而与总空气流匯合。蒸發分凝器 4 的蒸發釜中的富氧液体空气节流入管外空間，当液体空气向下流动时將逐漸被蒸發，因此上部的液体溫度最低，然后液体溫度即随着液体的蒸發和液体組成的改变而逐漸上升。正由于液态富氧空气在管外空間分級蒸發，有可能使分凝器管內压力降低到 2.3 絕对大气压（如有放置管子的槽則压力为 3.2 絕对大气压）。上述流程是可以修改的，但流程的基本構成部分——对流蒸發冷凝器的工作条件应保持不变，这样才可保証它的效率。

計算表明，与以空气稀釋純氧的方法制取富氧空气时的能量消耗比較，实現利用分凝器的流程，可將制取含氧40%的富氧空气的能量消耗降低15—20%。但实际采用对流蒸發分凝器是有困难的，因为在这种設备中不能获得較純的氮(97—99%N_2)和含氧在40%以上的富氧空气。对与空气[12和13]及高沸点有机液体混合物[14]的对流冷凝过程的研究表明，分凝器的分离能力很低，不适宜作为一般的制取富氧空气的設备 。对分凝过程进行理論分析的尝試 [15—

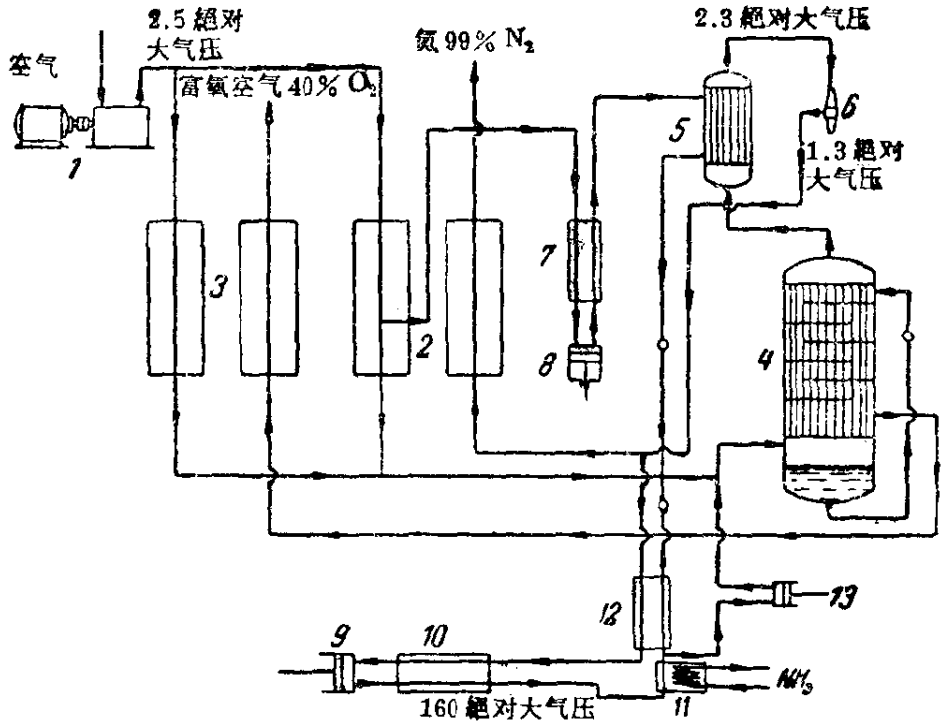


圖 7　带有对流蒸發分凝器的制取富氧空气的裝置流程

1,8 和 9—压縮机；2 和 3—蓄冷器；4—分凝器；5—热交換器-液化器；
6—透平膨脹机；7,10 和 12—热交換器；11—氨冷却器；13—活塞膨脹机

18]，并未曾导致实际有益的、可用以計算裝置和确定其尺寸的数学关系。因此，到目前为止，采用对流蒸發分凝器的問題仍未解决，仍需作进一步的發展和研究。

从低压空气送入上塔的兩級精餾設备中直接制取富氧空气，在能量消耗上并沒有多大节約，但是却使流程复杂化和需要增加裝置的投資。所以用这种方法制取富氧空气不能認为是合理的。

因此，目前較合理的，还是以空气稀釋95—97%的純氧（从工艺流程最合理的大型裝置上获得的）的方法来制取必需濃度的富氧空气。

V．空气的綜合加工

空气的綜合加工，即制取空气中的主要組份，乃是降低工艺氧成本的有效方法。考察一下制取氬、氪和氙等問題是有意义的。因为氖的需要量不大，在現有的氧气生产規模下已能滿足。从空气制取氦是不合理的：氦一般是用深度冷冻方法从天然气制取。制取氬

需要全本请访问 www.ertongbook.com