

膨胀机就能全量运转，产冷量增多，又促进液面的上涨，出现相互促进或称为“善性循环”的有利局面。

在执行上述要领时，还要视具体情况，灵活掌握。

## 七、结 束 语

1. 在积液阶段，国产空分设备（6000、10000标米<sup>3</sup>/时）的膨胀机可以全量运转，发挥最大产冷能力的，但液体必须按一定速度积累起来，及空气进塔量约占加工空气的80%，才有可能。

2. 在膨胀机不产生故障的情况下，液面不上涨或上涨慢的原因，主要是操作引起的，是主冷未予冷透以及主冷工作后液体浪费所造成的。

3. 促成液面上涨的操作要领主要是液氮调节阀“开—关—开”操作法。并注意发挥液化器的作用。

目前国内各类制氧机的积液时间，离开理论计算较远，平均每台要拉长10小时以上，估计全国每年平均要损失百万度电，让我们共同努力，为发挥膨胀机最大制冷能力，为国家节约大量电力而精心操作。

（一九七六年四月）

# 谈谈我车间空分设备在高负荷及低负荷生产中的几个问题

鞍钢氧气厂第二制氧车间 刘安东

空分设备由于多种因素的影响，经常在偏离设计指标的工况下运转。在这些因素中，加工空气量的多少常常是一个主要的因素。根据我车间四台全低压空分设备近年来的实际运转情况，我们感到加工空气量已经成为影响制氧机正常运转的主要矛盾。在没有严重设备缺陷的情况下，加工空气量充足，氧气产量就高，纯度就好；反之，则产量低，纯度差。但是我们还发现，高负荷生产时空分的运转周期不同程度地缩短了，而在低负荷时运转周期大大延长了。毛主席在《矛盾论》中指出：“尤其重要的，成为我们认识事物的基础的东西，则是必须注意它的特殊点，就是说，注意它和其他运动形式的质的区别。只有注意了这一点，才有可能区别事物。”我们看到，随着加工空气量的变化带来了运转工况中质的变化，出现了一些带有特殊性的问题。认识这些问题，对于我们了解空分设备运行的普遍性的问题，提高操作维护水平，显然会有帮助。因此，我们选择本车间5000米<sup>3</sup>/时制氧机（苏制BP-5型）作为典型，对它的变工况数据作一简单的分析，谈谈在高负荷及低负荷生产中一些值得注意和值得探讨的问题，供同志们参考。

## 一、高负荷生产及低负荷生产的实测数据

几年来，我车间在高负荷生产时，3350 标米<sup>3</sup>/时空分氧气出到 4000标米<sup>3</sup>/时，BP-5空

表1 BP-5空分设备的设计工况、高负荷与低负荷生产的实测数据

参 数		工 况	设 计 (BP-5 计算书)	高 负 荷 (1972年 7月27日)	低 负 荷 (1976年 1月3日)
加工空气量	标米 <sup>3</sup> /时		26500	32500	18500
氧气产量	标米 <sup>3</sup> /时		5000	5800	2800
膨胀空气量	标米 <sup>3</sup> /时		8200	7500	4200
环流空气量	标米 <sup>3</sup> /时		2650	4200	2300
蓄冷器前空气压力	公斤/厘米 <sup>2</sup> 表压		5.15	6.2	4.2
下塔压力	"		4.8	5.65	3.75
上塔压力	"		0.4	0.57	0.23
膨胀机前压力	"		4.7	5.2	3.4
膨胀机导流器后压力	"		1.5	1.8	1.2
膨胀机后压力	"		0.4	0.45	0.14
乙炔分离器压力	"		0.3	0.3	0.12
上塔阻力	毫米水柱		1500	2000	1000
下塔阻力	"		1000	545	300
氮蓄冷器阻力	"		1750	3100	1000
氧蓄冷器阻力	"		1750	2640	1100
上塔底气氧纯度	%O <sub>2</sub>		95*	98.3	94
下塔液氮纯度	%N <sub>2</sub>		97.5	95.2	90
上塔污氮纯度	%N <sub>2</sub>		97.5	96.6	94
下塔液空纯度	%O <sub>2</sub>		38	38	38
蓄冷器后氧气纯度	%O <sub>2</sub>		—	98.5	95.5
主冷液氧液面	毫米液柱		1300	1810	1900
下塔液空液面	毫米液柱		400	—	200
蓄冷器热端空气温度	°C		35	28	20
蓄冷器热端氮气温度	°C		31	24	17
蓄冷器热端氧气温度	°C		30	21.5	16
氮蓄冷器中部温度	°C		-80	-80	-100
氧蓄冷器中部温度	°C		-100	-100	-100
氮蓄冷器冷端空气温度	°C		-173	-166.5	-174
氧蓄冷器冷端空气温度	°C		-173	-170	-173
蓄冷器冷端氮气温度	°C		-179	-174	-179
蓄冷器冷端氧气温度	°C		-181	-178.5	-177
中部环流出口温度	°C		-113	-140	-144
膨胀机前空气温度	°C		-156	-151	-155
膨胀机后空气温度	°C		-188	-189	-185
膨胀机制动机电流	A		—	125	72
液空节流阀开度	(圈)		—(正常生产6)	7	5
下塔液氮节流阀开度	(圈)		—(正常生产3)	4 1/4	3
辅冷液氮节流阀开度	(圈)		—(正常生产2 3/4)	3 1/4	2 1/2
液氧节流阀开度	(圈)		—(正常生产3)	4	2 1/4
气氧出上塔蝶阀开度	(度)		—(正常生产10)	10	5

\* BP-5 原设计为提取工艺氧的设备, 我厂安装时在提馏段增加22块塔板, 正常生产气氧纯度在98%以上。

分氧气出到 6000 标米<sup>3</sup>/时；低负荷时，“3350”仅出 2000 标米<sup>3</sup>/时，BP-5 仅出 2500 标米<sup>3</sup>/时，其中 BP-5 在两个典型工况下的实测数据如上页表 1 所示。

下面，我们就以这两个典型工况为例，从精馏、主冷换热、蓄冷器自清除和冷量平衡四个方面，作一下粗浅的分析。由于计量仪表存在一定的误差，以下的计算结果只是大致的估算值，仅供参考。

## 二、精馏塔在两种工况下的精馏情况

BP-5 塔板结构参数如表 2 所示：

表 2 BP-5 精馏塔塔板结构参数

参 数	塔 区	上 塔			下 塔
		液空进口以上	液空—膨胀空气	膨胀空气进口下	
塔板数		15	2	39	23
塔板直径	φ外毫米	2200	2200	1700	1700
塔板直径	φ内毫米	800	800	700	700
塔板孔眼直径	毫米	0.9	0.9	0.9	0.9
孔眼节距	t 毫米	3.25	3.25	3.25	3.25
塔板间距	毫米	90	100	100	100
溢流高度	毫米	10	10	10	10
塔板截面积	米 <sup>2</sup>	3.3	3.3	1.88	1.88

这种塔板对工况变动的适应性，据计算书说，最大负荷为加工空气量 30800 标米<sup>3</sup>/时（设计工况值 116%），最小负荷为加工空气量 18100 标米<sup>3</sup>/时（设计工况值 68.4%）。该说明书认为在这两种工况下，精馏塔均能正常工作，而且在低负荷时，氧气产量应不低于 3000 标米<sup>3</sup>/时。但是实际情况表明，这种空分塔对高负荷的适应性强，而对低负荷的适应性差。几年来实践反复表明，只有当加工空气量不低于 20000 标米<sup>3</sup>/时时，空分才能正常运转；再低时，调整就十分困难。在高负荷时，除极少数情况（例如调整过猛、塔板有堵塞等）下发生过液悬外，精馏比较正常，调整也不困难。低负荷时，则常常出现塔板“漏液”现象，氧气纯度大幅度降低，而且常常很难提高到原纯度。为什么会出现这种现象？这种不正常工况又是容易发生在精馏塔的哪一部位呢？我们假设在变工况下精馏塔各物料比例（标米<sup>3</sup>/标米<sup>3</sup>加工）不变，计算一下各段塔区的上升蒸汽速度和孔眼速度，并和设计说明书上所列出的一种工况值作一对比，见表 3。

从这个表可知，该空分塔在高负荷生产时的蒸汽速度并不很大（最高 8.19 米/秒），因此很少发生液泛现象。但是低负荷时蒸汽速度和孔眼速度则较低，设计最低负荷时  $W_0/W_{OH}$  均小于 1.5，其中上塔提馏段和下塔的  $W_0/W_{OH}$  更接近于 1.0。因此，在低负荷生产时，这两个区段的精馏过程很容易受操作条件的影响而恶化，塔板上的均匀鼓泡很容易被破坏，严重时会发生“漏液”现象，即液体直接从筛孔向下一块塔板淋降，这时氧氮纯度立即下降，调整亦十分困难。实际发生的现象正是这样：

（1）“漏液”发生在提馏段。它的主要特征是液氧纯度骤降，而且难以调回。例如 1975 年某个低负荷生产阶段，加工空气量在 18500 标米<sup>3</sup>/时左右，取氧 2900 标米<sup>3</sup>/时，纯度 98%，为了积累液氧，操作工将上塔压力从 0.3 公斤/厘米<sup>2</sup> 抬高到 0.4 公斤/厘米<sup>2</sup>，以缩小主冷温差。结果数天之内，氧气纯度低于 95%，将取氧量减到 2500 标米<sup>3</sup>/时也不行。只有当

表3 BP-5精馏塔各塔区在不同工况下的空塔速度 $W_K$ 和孔眼速度 $W_0$ (米/秒)

塔 工 区 况	上 塔				下 塔		塔	
	液空进口上		液空—膨胀空气		膨胀空气下		塔	
	$W_K$	$W_0$	$W_K$	$W_0$	$W_K$	$W_0$	$W_K$	$W_0$
设计工况 (26500标米 <sup>3</sup> /时)	0.355	6.25	0.334	5.89	0.32	5.62	0.132	2.32
设计最大负荷 (30800标米 <sup>3</sup> /时)	0.44	7.75	0.42	7.38	0.40	7.04	0.179	3.05
实际高负荷生产 (32500标米 <sup>3</sup> /时)	0.465	8.19	0.443	7.80	0.42	7.43	0.183	3.22
设计最小负荷 (18100标米 <sup>3</sup> /时)	0.259	4.55	0.246	4.33	0.205	3.60	0.092	1.62
实际低负荷生产 (18500标米 <sup>3</sup> /时)	0.265	4.66	0.252	4.44	0.210	3.69	0.094	1.65
设计最低负荷时 孔眼速度临界值 $W_{OH}$		2.95		3.35		3.50		1.42
设计最低负荷时 $W_0/W_{OH}$		1.54		1.29		1.03		1.14

我们开大上塔污氮出口蝶阀(B-3),减少气氧取出量,增大液氧取出量后,氧气纯度才逐步恢复到98%以上。同样的现象还发生在由高低压“3350”所改造成的全低压“3350”空分上。该塔为单溢流筛板塔,当进塔空气量大约16000标米<sup>3</sup>/时,上塔压力在0.35公斤/厘米<sup>2</sup>表压左右时,气氧管道内经常有大量的液氧出现,有时甚至在管道的U形处形成液封而使气氧无法从上塔送出。在上述情况下,将主冷液面降得很低也无济于事。只要加足空气量,上塔底部压力上升到0.4公斤/厘米<sup>2</sup>表压以上时,这种现象自动就消失了。我们分析,这是由于低负荷时,上塔最下边一块塔板发生了漏液现象,使气氧取出口的伞罩上经常有从塔板上漏下的液体细流,被氧气气流带入气氧管道。因此,在低负荷生产时为了防止在上塔提馏段发生漏液现象,我们尽可能不人为地抬高上塔压力,注意减少气氧取出量,保证上升蒸汽的速度在最低限度以上。

(2)“漏液”发生在下塔。主要特征是液空纯度波动,下塔压力下降,液氮纯度降低,随即影响到上塔。例如在1975年夏天,由于在一次倒换加热液空过滤吸附器后主冷液面过低,我们将膨胀空气量(从下塔底部洗涤泡罩塔板上方取出)由4200标米<sup>3</sup>/时提至6200标米<sup>3</sup>/时,发现下塔压力迅速由4.2公斤/厘米<sup>2</sup>降至3.6公斤/厘米<sup>2</sup>表压,液空纯度由38% O<sub>2</sub>降至20% O<sub>2</sub>,液氮纯度降至82% N<sub>2</sub>,化验一下氧气纯度只有86% O<sub>2</sub>,液氧纯度95% O<sub>2</sub>。虽经数天调整,十分困难地保证气氧纯度在90%,再也无法提高。在这个阶段的生产中,加工空气量低达19000标米<sup>3</sup>/时,氧气产量在3000标米<sup>3</sup>/时。开始我们怀疑主冷(单独安装在上下塔之外的长管式主冷)发生了泄漏,但是根据相平衡图上查得的数字,在1.3绝压时,与95%液氧成相平衡的氧蒸汽浓度为85% O<sub>2</sub>,这与实际情况相近,因此说明主冷并未泄漏。经过大家的分析,认为是由于增加膨胀量,使下塔上升蒸汽减少,发生了漏液。漏液使塔板上液体急剧减少,发生气体“短路”,包括塔板间通过筛孔和溢流斗的蒸汽短路和空气、氮气通过节流阀直接进入上塔的气体短路,造成整个精馏被破坏。当主冷液面上涨到需要高度,我们减少膨胀量之后,一切很快恢复正常。这种情况在两个月内出现了四次,给我们很深的印象。

总结上述两种情况,使我们懂得在低负荷生产时,主要的注意力要放在精馏的调整上,防止发生漏液,尽力保持精馏稳定。

精馏塔在不同负荷时的效率可从氧提取率 $\beta$ 反映出来,设计工况时, $\beta=85.5\%$ ,实际

的高、低负荷生产中， $\beta$ 分别为83.6%和68.9%。所以只有在设计工况时，氧提取率最高。低负荷时由于精馏的“弱化”，提取率很低，单位氧气的能耗高达0.8度电/标米<sup>3</sup>氧气(只计透平空压机电耗)，很不经济，应尽快解决设备缺陷，避免长期的低负荷生产。在高负荷时，氧提取率低于设计值，估计是由于高负荷生产时塔板间雾沫挟带趋于严重所致。因为据说明书计算，在加工空气量达30800标米<sup>3</sup>/时，提馏段和下塔的理论塔板间距均已大于100毫米，即已大于实际间距，所以当空气量高达32500标米<sup>3</sup>/时时，雾沫挟带使氧提取率有所下降。但是由于精馏的“强化”，使提取率下降得并不多，而且它仍然高于该设备实际运转中的正常工况值(空气量26000标米<sup>3</sup>/时，氧气4000标米<sup>3</sup>/时，纯度98.5% O<sub>2</sub>， $\beta=72.5\%$ )。如果考虑到高负荷生产可以不增加空分设备，在一定限度之内大幅度提高产量，可以认为高负荷生产是一条切实可行的挖潜增产的途径。

### 三、冷凝蒸发器的换热情况

由于冷凝蒸发器是上下塔换热的枢纽，所以加工空气量的变化势必影响到它的热负荷和换热温差等换热参数。

BP-5空分主冷和辅冷的主要结构参数如表4。

表4 BP-5空分的主冷和辅冷主要结构参数

类别	参数	个数	液氧蒸发器	形式	管长 (米)	管数 (根)	管径 (毫米)	传热面积 (米 <sup>2</sup> )	表面余量 (%)
主冷		2	管内	长管、直管	2.954	8484	φ10/9	786	30
辅冷		1	管内	绕管	14.95	554	φ10/8	260	14.8

在不同负荷时的主要换热参数如表5、表6。

表5 BP-5空分主冷在不同负荷时的换热参数

工况	加工空气量 标米 <sup>3</sup> /时	总热负荷 千卡/时	单位加工 空气热负荷 千卡/标米 <sup>3</sup>	单位换热 面积热负荷 千卡/米 <sup>2</sup> 时	换热温差 °C	换热系数* 千卡/米 <sup>2</sup> 时°C	换热温差与 设计比 %
设计	26500	695000	26.259	885	2.1	420	100
高负荷生产	32500	1140000	35.0	1450	2.9	500	138
低负荷生产	18500	690000	37.4	820	1.3	487	85.7

\* 为便于比较，换热系数K均按 $K = \frac{Q}{F\Delta t}$ 计算，其中F是包括表面余量在内的全部换热面积。

表6 BP-5辅冷在不同负荷时的换热参数

工况	加工空气量 标米 <sup>3</sup> /时	总热负荷 千卡/时	单位加工 空气热负荷 千卡/标米 <sup>3</sup> 加工	单位换热 面积热负荷 千卡/米 <sup>2</sup> 时	换热温差 °C	换热系数* 千卡/米 <sup>2</sup> 时°C	换热温差与 设计比 %
设计	26500	169000	6.38	650	3.2	203	100
高负荷生产	32500	195000	6.0	750	5.3	140	165.6
低负荷生产	18500	97000	5.12	365	3.5	104	109

\* 同表5。

从上述计算可以看到:

(1) 作为总热负荷和单位换热面积热负荷, 都随加工空气量的增减而增减, 但它们的变化并不简单是正比关系, 这是由于上下塔各物流的比例、热量在精馏塔和蓄冷器中的分配都是同时在变化的。因此, 如果把主冷和辅冷放在一起考虑, 在高负荷生产时, 虽然空气量增加到设计值的122.7%, 但是冷凝蒸发器的热负荷已达到设计值的154%。这主要是因为出蓄冷器冷端的空气温度大大升高, 以及膨胀空气所占的比例(0.232标米<sup>3</sup>/标米<sup>3</sup>加工)大大低于设计值(0.31标米<sup>3</sup>/标米<sup>3</sup>加工)所致。因此, 在高负荷生产时, 冷凝蒸发器的热负荷会有较大幅度的提高。从表上还可知, 即使是低负荷生产时, 冷凝蒸发器的热负荷仍然较大, 达设计值的90%。如果我们能够充分发挥液化器的效能, 并设法保证进下塔空气的温度不回升过大, 那么有可能使主冷的热负荷在高负荷生产时增加得少些。这一点由于BP-5流程的具体设计, 使增加环流量受到限制而无法办到。

(2) 从两表还可以看到, 高负荷生产时主冷和辅冷的实际换热系数均高于低负荷时的换热系数, 这证实了在一定范围内换热系数K随单位换热面积热负荷的增长而增长。但是我们看到这个增长是很小的。因此高负荷生产时冷凝蒸发器的温差就大大地增加了, 其中主冷增加了38%, 辅冷增加了65.6%, 这显然会使下塔压力增高, 不仅增加压缩机的能耗, 而且由于空气透平压缩机背压过高, 给运转的安全也带来威胁。因此, 设法减少冷凝蒸发器的传热温差, 是保证高负荷生产的安全与低耗的关键问题之一。这里比较实际的解决办法有两个: 一个是提高传热系数K; 一个是增大传热面积F。从表5可知主冷的K值在实际运转中并不低。辅冷的K值则较低, 这反映辅冷管子的污染及部分堵塞。因此对主冷和辅冷进行清洗, 消除污染, 能对提高K值有所帮助, 但这仍然是很有限的。第二个办法是增加辅助的换热面积, 如安装“小主冷”一类的冷凝蒸发器。我们参照兄弟单位的作法, 安装了10000米<sup>3</sup>/时制氧机主冷的半个单元板式换热器, 外形尺寸2100×750×375毫米, 换热面积260米<sup>2</sup>, 安装高度为原主冷液面在设计值时, 该板式小主冷视观液面71.5%。但是在高负荷生产中, 这个小主冷却并未发挥作用, 主冷温差没有因它的投入而降低(从理论上计算一下应该降低0.46℃)。所以, 我们正在继续研究和改进它, 设法降低主冷温差, 为高负荷生产创造良好的条件, 并希望看到这方面成功经验的报导。

#### 四、变工况生产中的冷量平衡

根据我车间几台全低压空分设备几年来的实际运转情况, 我们感到只要透平膨胀机没有设备缺陷, 在冷量平衡这个方面空分设备能够适应变工况生产。为了说明这个问题, 我们分别看看在各种工况下制冷与冷损两方面的情况:

(1) 制冷量的变化。见表7。

表7 不同工况下的制冷量

工 况	参 数	加工空气量 标米 <sup>3</sup> /时	压缩空气等温 节流效应 $\Delta_{ir}$ 千卡/标米 <sup>3</sup> 加工	膨胀机制冷量 千卡/标米 <sup>3</sup> 加工	总制冷量 千卡/时	总制冷量与 设计工况比较 %
设 计		26500	0.35	2.70	80860	100
高 负 荷 生 产		32500	0.424	2.43	92700	114.6
低 负 荷 生 产		18500	0.286	2.03	42800	52.9

高负荷时制冷量的提纯主要依靠膨胀机的高效率制冷。不同工况下的膨胀机运转参数见表 8。

表 8 不同工况下膨胀机运转情况

工 况	参 数	膨 胀 空 气 量 标米 <sup>3</sup> /时	V <sub>膨</sub> V <sub>加工</sub> %	P <sub>前</sub> 公斤/厘米 <sup>2</sup> 表压	P <sub>后</sub> 公斤/厘米 <sup>2</sup> 表压	T <sub>前</sub> °C	T <sub>后</sub> °C	总 冷 量 降 Δi 大卡/莫尔	单 位 膨 胀 空 气 制 冷 量 大卡/标米 <sup>3</sup>	绝 热 效 率 %	Δi <sub>实际</sub> Δi <sub>设计</sub> %
设 计		8200	0.31	4.7	0.4	-156	-188.5	196	8.75	77.5	100
高 负 荷 生 产		7500	0.23	5.2	0.45	-151	-189	235	10.5	81	120
低 负 荷 生 产		4200	0.227	3.4	0.14	-155	-185	200	8.90	74	102

从以上两个表的计算可知，在高负荷生产时由于膨胀机机前压力和温度的升高，其绝热效率提高到 81%，单位膨胀空气制冷量达到 10.5 千卡，这就弥补了高负荷生产时冷损的增加。BP-5 空分在流程组织上对膨胀量留有较大的余地，这对高负荷生产无疑是有利的。但是在低负荷生产时，由于精馏塔的问题，增加膨胀量常常受到牵制，这一点已如前所述。

(2) 冷损量的变化。见表 9。

表 9 不同工况下的冷损量

工 况	参 数	总 冷 损 千卡/时	单 位 加 工 空 气 冷 损 千卡/标米 <sup>3</sup> 加工	氮 蓄 冷 器 热 端 冷 损 千卡/标米 <sup>3</sup> 加工	氧 蓄 冷 器 热 端 冷 损 千卡/标米 <sup>3</sup> 加工	包 括 跑 冷 在 内 的 其 他 冷 损 千卡/标米 <sup>3</sup> 加工	总 冷 损 与 设 计 值 的 比 %
设 计		77100	2.91	1.01	0.29	1.60	100
高 负 荷		92700	2.85	1.39	0.36	1.10	120
低 负 荷		42800	2.31	0.99	0.19	1.13	55.5

从表上可见，总冷损是随着加工空气量而变化的，这主要是由于氧氮蓄冷器的热端复热不足的冷损失与加工空气量有直接关系所致。在低负荷时由于蓄冷器传热温差减小，复热不足冷损失有较大的降低。

包括跑冷损失在内的其它冷损值，从表 9 看似与加工空气量没有直接的关系。这是由于表 9 所列的三种工况，都不是同一个条件下的工况，仅是改变加工空气量测得的数据，它们都分别有自己的具体的冷损情况，因此和“空分容量越大，单位加工空气冷损越小”的结论就不一致了。例如原设计时的冷损是包括氮塔系统在内的，因此它高达 1.6 千卡/标米<sup>3</sup>加工，而在实际运转中一般并没有这样大的冷损。另外，上述的高负荷生产是在大修后进行的，塔内试漏工作做得比较仔细，因此跑冷损失就较小。我们从本车间里几台全低压空分设备的运转实践看，影响跑冷损失最大的是冷箱内部的泄漏，尤其是低温液体的泄漏，常常造成必须启动两台膨胀机制冷的不利工况。因此，我们体会到，只要高标准严要求，保证空分设备的检修质量，尽最大努力减少“跑、冒、滴、漏”，把因泄漏造成的冷损压低到最小值，那么无论是高负荷还是低负荷生产，都可以使用一台膨胀机补偿冷损，尽量减少膨胀量，为不同工况下的精馏提供良好条件。

## 五、蓄冷器的换热与自清除

蓄冷器担负换热和清除的双重任务。忽略一些次要因素，可近似认为蓄冷器的热负荷和

清除负荷与加工空气量成正比。由于蓄冷器的换热面积是固定的，因此，当加工空气量增多时，传热温差就要逐渐增大，在热端造成冷损加大，在冷端造成二氧化碳自清除不良。无论是全低压3350还是BP-5，我们都感到它们的蓄冷器不适应高负荷生产，蓄冷器阻力增大已经成为高负荷生产的主要障碍。不同负荷时蓄冷器的热负荷与温差见表10。

表10 不同负荷时蓄冷器热负荷与冷热端温差

参 数 情 况	单位加工空气热负荷 千卡/标米 <sup>3</sup> 加工		总 热 负 荷 千卡/时		冷 端 温 差 °C		热 端 温 差 °C	
	氮蓄冷	氧蓄冷	氮蓄冷	氧蓄冷	氮蓄冷	氧蓄冷	氮蓄冷	氧蓄冷
设 计	55.7	12.44	1480000	330000	6	8	4	5
高 负 荷	50.6	11.2	1650000	364000	7.5	8.5	4	6.5
低 负 荷	51.6	9.16	955000	169000	5	3	3	4

从表上可见，在高负荷生产时，氧氮蓄冷器的平均换热温差都增大了。若按算术平均温差与设计值比较，氧蓄冷器增大了15.4%，氮蓄冷器增大了15%，这和高负荷时总热负荷的增加值十分接近（氧蓄冷器10%，氮蓄冷器11%）。蓄冷器换热温差的增大反映出换热面积的不足。虽然原设计时留有一定的表面余量，但是由于设计时一般不考虑传热表面被冰和固体二氧化碳复盖而造成的给热恶化，所以在实际的高负荷生产中这些有限的表面余量就不够用了，因此换热温差随着总热负荷的增大而相应地增大了。在低负荷生产时则相应地出现了换热温差缩小的现象。

蓄冷器冷端温差的增大是我们最不希望看到的，因为它导致了二氧化碳自清除的过程被破坏。根据高负荷时的正反流压力比和流量比，可以查得在冷端空气为-166.5℃时，达到二氧化碳自清除允许的最大温差为6.3℃，因此氮蓄冷器在上述的高负荷生产中就必然出现二氧化碳在冷段的积聚，使蓄冷器阻力逐渐增大。氧蓄冷器由于可以调节正流空气与返流氧气的比例，所以冷端温差增加得很少，同时由于正流空气压力的升高，允许的冷端温差也相应增大，所以基本上可以保证CO<sub>2</sub>的自净化，氧蓄冷器阻力的增大主要是流体阻力因流量增大而增大了。

为了保持长时间稳定的高负荷生产，必须设法避免蓄冷器堵塞。我们在全低压“3350”制氧机上是用加大中间抽气量的办法来防止氮蓄冷器堵塞，有一定效果，但是因为流体阻力增大得较多，因此上塔压力仍然较高。在BP-5空分设备上，提高环流量的唯一办法是关小空气进下塔管路上的蝶阀，由于这一措施导致透平空压机背压上升而受到很大限制，所以我们感到BP-5的氮蓄冷器很不适应高负荷生产。相比之下，可逆换热器就好得多。同时，带有氮预冷的高低压“3350”空分，由于氮蓄冷器的返流比也大于1，所以也比较适应高负荷的生产。

从几年来的实际运转看，BP-5的运转周期随加工空气量增加而缩短：加工空气量在20000标米<sup>3</sup>/时，运转周期可以达到一年半以上，加工空气量在26000标米<sup>3</sup>/时左右，运转周期可以达到一年，当加工空气量达到30000标米<sup>3</sup>/时以上时，运转周期连半年也达不到。因此，设法消除蓄冷器的堵塞，是该设备长周期高负荷生产的主要保证。

## 六、几点看法

综上所述，对于BP-5这一类型的制氧机，我们从实际运转中得出以下几点看法：

1. 这种制氧机的精馏塔，能够适应一定限度之内的高负荷生产，而低负荷时适应性则较差，调整比较困难，对于增加膨胀量应操作谨慎，防止下塔发生漏液现象。

2. 蓄冷器阻力增大将成为高负荷生产的主要障碍，并使设备的运转周期大大缩短。说明了这种蓄冷器适应于低负荷，不适应于高负荷。

3. 在空分设备内部没有较大泄漏冷损和膨胀机运转正常的情况下，制冷系统能够适应负荷的高低变化。

4. 冷凝蒸发器的传热温差随着负荷加大而增大，降低这个温差对减少能耗及安全运转有重要意义。

5. 空分设备的高负荷生产是挖潜增产的有效途径，但是空压机能力低，目前已成为影响我车间制氧机发挥潜力的一个重要因素。如何搞好空压机的维护检修及技术改革，成为我们当前的重要任务，我们希望看到有关这方面改革及维护得好的经验报导，并希望设计和制造单位能够提供排风量有较大余地的离心式压缩机。

一九七六年六月

## 全低压空分设备临时停车后的再启动

武钢氧气厂 汪承舜

全低压空分设备临时停车后的再启动，如何缩短再启动时间，迅速恢复正常生产，具有一定的现实意义。

目前，在大型空分设备的正常运行中，由于供电、供水和操作等方面的原因，突然引起空分设备的紧急停车，在短时间内（最多不超过24小时）空分设备不需排液和加热，重新启动制氧。在这方面，不少单位积累了很多宝贵经验。根据毛主席“要认真总结经验”的伟大教导，本文想就从西德引进的武钢全低压10000标米<sup>3</sup>/时制氧机，在临时停车后再启动操作中的一些粗浅体会，加以整理。供同行同志参考。

### 一、尽快地减少设备在停车后的冷损：

全低压空分设备短时间停车以后，如何减少整个装置的冷量损失，维持其冷量具有再启动的必要条件，对于缩短再启动时间极为重要。停车的好坏，是再启动的基础。正常运行的空分设备突然停车时，从操作的角度来讲，我们觉得要抓住以下几点：

#### 1. 切断成品氧、氮的取出量：

在正常工况时，氧、氮的取出其冷损约占总制冷量的35%左右。紧急停车时，应迅速关闭氧、氮取出阀门，这是减少冷量损失的一个环节。

#### 2. 迅速关闭25阀：

25阀是主冷底部回下塔的纯液氮回流液阀。停车以后，该阀关闭的速度越快，主冷内积累的液氮就越多，再启动时下塔就有回流液，空气一进下塔即可起到精馏作用，这样空气就容易吃进去。同时可避免液氧面过速下降和恢复时间拉长。因此，该阀停车以后，要以最快的速度把它关死。这是一个很重要的操作。

#### 3. 关闭所有运行阀门和吸附器入口阀，减少低温液体的冷量损失：