

钢铁厂供氧系统的发展历程

徐文灏

[北京首钢设计院(退休),北京西城区月坛北街铁三区5幢2门3号 100045]

摘要：在首钢氧气压送系统建设和供氧技术的发展中，以节能和降低放散率为关键，就如何提高氧气贮罐压力和氧气压缩机出口压力；氧气压力输送的节能措施及管系联网；增设冷箱内液氧汽化器以改进氧压机；液氧系统的建立及冷备用的实现以及炼铁用氧和炼钢用氧的综合利用等方面进行了较详细的论述。同时阐述了引进技术中关键问题的解决，对今后的发展提出了建议。

关键词：空分装置；钢铁企业；输氧调节；氧压机；液氧储送；自动调节

中图分类号：TQ116.14 文献标识码：A

Advances in oxygen supply systems employed by steelworks

Xu Wen-hao

(Designing and Research Institute of Beijing Capital Iron and Steel Company (pre-retirement), No. 3, Unit 2, Bldg. 5, Tie San Area, North Temple of Moon Street, West Urban District, Beijing 100045)

Abstract：The paper highlights the following aspects, taking energy-saving and the reduction of venting ratio as a key in the course of building up oxygen compression and transfer systems and developing oxygen supply technology, such as how to increase the pressure of oxygen vessels and the outlet pressure of oxygen compressors; the energy-saving measures to be taken for pressurized oxygen transfer and a network formed for pipelines; addition of a liquid oxygen evaporator within the cold box to improve efficiency of oxygen compressors; establishment of LO₂ systems and realization of cold stand-by and comprehensive utilization of oxygen used for both steel-making and iron-making, etc. The paper presents solutions for key points during the course of introducing advanced technology from foreign countries and makes recommendations for later's development.

Keywords：Air separation plant; Steel-making enterprise; Adjustment of oxygen transfer; Oxygen compressor; Liquid oxygen storage and transfer; Automatic regulation

五十年来，随着国内纯氧顶吹炼钢的发展，制氧机的生产与应用亦有了长足的进步。首钢与杭氧始终并肩战斗，从试制与建成国产3350m³/h(标态，下同)制氧机起(1957)，经历了6000m³/h双纯度全低压蓄冷器型制氧机(日，1964)、6500m³/h全板式制氧机(法，1974)，直至30000m³/h分子筛净化流程及五种稀有气体高提取率高纯度全提取

流程(德，1986)，每次引进了世界上最先进的技术。不仅在制氧方面渡过了许多难关，而且在氧气压送贮运方面亦不断创新，取得了很多技术突破与发展。现将压氧输送方面系统地、历史地作一归结，以对今后的发展作借鉴参考。

1 炼钢厂用氧的储存与压力输送

由于转炉吹氧的间歇性及生产情况的多变性，

收稿日期：2003-01-03；修回日期：2003-05-17

作者简介：徐文灏(1933—)，男，北京首钢设计院教授级高工(退休)。1955年毕业于浙江大学化工系。1958年以来，先后主持过国产3350、日本6000、法国6500、德国30000m³/h空分装置的工程设计、引进建设投产工作。著有40多篇论文，获多次奖励。

以及制氧生产、输送的平均性，钢铁厂供氧系统必须设置吞吐压缩氧气的中压容器。容器设置大小的依据及一般生产压力应选在何种范围内，就成为压送氧气系统的两个实质问题。

1.1 关于贮罐容积^[1]

这个问题是由德国《钢与铁》1962年第5期的一篇文章“炼钢厂氧气供应”引起的。它将容器温升计算到45℃，折算出 $T_1/T_2 = (P_1/P_2)^{\frac{m-1}{m}}$ 的 $m=1.3$ ，几乎趋于绝热；这已经说明选用的 V 值过大，但考虑到吹氧时压力不在最高点及生产故障等原因，它又将上述体积 V 翻四番。这是中国情况所不能接受的，在占地面积及基建投资上都不允许。

首先要搞清的是贮罐每1m³容积每升高0.1MPa能存多少氧气这一实质问题，是接近等温压缩还是趋向绝热，对总容积有着很大的影响。

我们从理论分析入手，将容积中的存氧分为两部分：一部分是只在罐中胀缩的不变数量的氧气，它是遵循气体定律 $PV = n_1 RT$ 的，亦是永不输出罐的，只占容器容量的“死”气；而另一部分则是不吹氧时压入贮罐暂时升压贮存，吹氧时又连同当时生产的氧气一并降压送了出去。这 n_2 气量是不断变化的，由于容积表面散热及吹氧不吹氧的时间都较长，升降压缓慢，氧气带入带出贮罐的热量为 $Q = \int_{n_1}^{n_2} \int_{P_1}^{P_2} v dndp$ ，只能以图解积分来求取。由于吹、停氧时间都是一定的，因此一次周期中的炼钢用氧是一定的。假定还可用 $T'_1/T_2 = (P'_1/P_2)^{\frac{m'-1}{m'}}$ 来表示，式中的 m' 的含义和多变压缩指数含义是不相同的，可以称之为多变系数综合值。

当时制氧站和炼钢厂是一对一，即当时的制氧就是满足当时炼钢需要。根据实测的氧压机后的氧气温度推算罐内升温过程，算得多变指数综合值 m' 约为1.10~1.15；在实际生产算例中，解得贮罐中每1m³容积每升高1大气压能存的氧气为0.8~0.85m³，视装置情况而变，详见文献[1]。这样，结合输氧的压力制度，就可决定贮罐容积的大小。

1.2 关于压力制度^[1]

当时压力的要求来自炼钢的规定。炼钢设置了两组调节阀：在炼钢车间入口的一组保证阀后压力

稳定在1.2MPa（G，下同），而炉前一组则将1.2MPa压力降为炼钢需要的压力，约为0.2~0.5MPa，视阶段操作变化。

为了保证炼钢1.2MPa的平稳压力，在氧气站的输氧管线上自然要设一组总调节阀，把阀后的压力稳定在一定值。这一压力就是要保证当制氧发生故障不能产氧时，贮罐存氧能保证把一炉钢水吹炼完成，不致凝在炉中。我们选择贮罐压力1.6MPa，这亦注定了平常1.6MPa的氧就永远“死”在贮罐内，只是故障时备用，这当然就等于贮罐在1.6MPa以下是“无用容积”。

氧压机的运行压力实际上决定于贮罐的反压。对于平稳的用户，运行压力常是在压缩机的设计压力之下。但对于炼钢这种间断性用户，氧气要靠贮罐来暂存的，运行压力自然随炼钢吹炼与否而波动起伏。如果为了缩小贮罐，把运行压力逼近设计压力，则一旦炼钢发生故障，氧气就必然会超压放散，以保证氧压机不喘振。因此工作压力距设计点留有余地，尽量缓和以减少氧气放散至为重要。当然还要顾及运行压力低于设计压力时的压缩机等温效率，不能偏低太多。当时国外报来的参数都是3.0MPa，结合国内压力容器的制作技术及材质的限制，定为贮罐压力最高3.0MPa是合乎实际的，亦是全国公认采用的。

由于氧压机的不安全性，为了这一3.0MPa，即使是国际上亦是不断演进为之奋斗的。拿我们最早的引进来说：第一步是日本的螺杆式（0.5MPa）+迷宫式（双缸，0.5~3.0MPa）；第二步是三段迷宫式（6500m³/h），一次压到3.0MPa，亦只有苏尔寿能够做到，此时苏尔寿已与BBC合并为BST，转向透平压缩机；第三步才进步到大容量（30000m³/h）的3.0MPa透平压缩机，并且一举为单缸。

为了尽可能减少贮罐容积而把随吹氧开停的压力变化定为1.6~2.4MPa，即不吹时最高升至2.4MPa，以保证距3.0MPa有一定的容纳时间，减少放散。这个余地是不大的，当时亦只能如此。国内外在贮罐及氧压机上都作了很多的努力，实际上国际上已有向4.0MPa发展的，因为只有向1.6MPa以上发展压力才能获得有效容积储氧。不过如法国，他们用远距离管道取代大部分贮罐。

结合1.2→1.6→2.4→3.0MPa这样的压力阶段，利用上述的每1m³贮罐容积的储存能力为0.8

~0.85m³/0.1MPa，计算了2×6500m³/h制氧机，满足50吨转炉3吹2，平均炉产量58吨，冶炼时间32分钟（其中吹炼时间16分钟），结论是采用2×400m³贮罐是适当的。由1.2MPa升至3.0MPa，能存氧不到1小时产量。1.2→1.6MPa，约为12.5分钟，不足依靠继续降压或其他制氧机来补；1.6→2.4MPa约24分钟，2.4→3.0MPa，约20分钟，可以支持这20分钟不涨罐放散。

1.3 为达到3.0MPa引来球罐的革命^[2]

贮罐压力达到3.0MPa并由小到大花费了国内几十年的拼搏。最初，我们上国内钢铁行业第1、2套3350m³/h制氧机，是国内自行设计的30吨转炉配套。压力却只能是2.0MPa，氧压机则是国产1200m³/h往复式双缸卧式压缩机，气缸内是皂液润滑。气缸和管道都曾着过火不说，为此还不得不配20个2.0MPa、20m³的卧式圆筒罐。氧压机前还建了一座2400m³的湿式升降储氧柜，整个压氧系统就都成了水系统，冬天常遇气柜水封、中压贮罐积水冰冻等情况，加上压力低，压氧的被动可想而知，气柜常冒顶放散。

到上日本6000m³/h制氧机时，国内第一次上了两个126m³（D=6.1m）3.0MPa球罐，因为球形容器的容积与表面积比最大，建造费省。所以随着炼钢炉吨位的加大，氧气贮罐必然要攻下球罐这一关。当时126m³球罐是全国大事，冶金建筑研究院和施工单位解决了16Mn厚钢板（38mm）的焊接及焊缝喷水整体退火的技术难关，取得初捷。在随后的2×6500m³/h制氧机建设中又上了400m³球罐两个，更上一层，解决了15MnV厚钢板焊接及球罐转胎焊缝喷烧高温退火技术，基本攻克了技术关。遗憾的是，由于安装公司没有严把质量关，购来的焊条含磷过高，严重超标，造成了球罐水压试验时即冷脆开裂，导致最终缩小直径移地重焊。

在上30000m³/h制氧机时，我们又上了3个400m³球罐（D=9.1m）。这一次我们从设计上开始即遇难题。当时遇到武钢15MnVR厚板不接受订货，而16MnR计算为54mm厚，超过50mm亦不接受订货，动摇了整个设计。我们研究了钢板许用应力[σ]的取值^[2]。当时有三种取值方法：一种是按材料的抗拉强度σ_b和屈服强度σ_s，给出相应的安全系数来确定（[σ]=σ_b/n_b，n_b≥3；[σ]=σ_s/n_s，n_s>1.6）；另一种方法是，随着高强度钢

材在球罐壳上的应用，为了综合考虑强度极限和屈服极限对许用应力的影响，以防止球壳应力在进入屈服极限以后有可能很快地达到抗拉极限而造成破坏，引出了屈强比为参数、以屈服极限为基准来确定许用应力（[σ]=σ_s/n_s，n_s=1/[0.5(1.6-r)]，r=σ_s/σ_b）；第三种方法是只考虑材料的屈服极限，当时差不多是普遍概念。

当时的《钢制石油化工压力容器设计规定》采用第一种方法；而《球形贮罐设计规定》采用第二种方法。较全面评论的是《球罐容器设计》一书。该书作者认为“就目前我国球罐用钢的具体情况来看，多数仍选用中、低强度级别（σ_b<500MPa）的钢种，使用第一种方法基本上由σ_b所控制，比较合适。若按第二种方法计算[σ]，则略嫌保守。”我们认为，不管用16MnR（σ_s=290MPa、σ_b=480MPa）还是15MnVR，均为σ_b≤500MPa，且σ_s与σ_b相差颇远，故用第一种方法是适宜的。而且因[σ]=σ_b/n_b，n_b=3的值要大许多，可以充分发挥钢板性能。设计就改用16MnR，δ=48mm厚钢板，并取得了劳动部批准。冶金部建研院曾乐同志亦是主张此观点的，他以后在宝钢还试制了650m³球罐。球罐制造交由冶金部第十三冶金建设公司承包，凭他们焊接武钢16MnR钢板的经验，亦支持以上决定。最后，从理论与实践上解决了问题。球罐建设亦促成了十三冶球罐建造队伍的成长。此后，在曾乐同志的开拓下，我们又在扩建法国2×16000m³/h二手制氧机时，扩建了两座650m³球罐，亦顺利投产。

3.0MPa的工艺要求，促进了透平氧压机和大容积球罐建造技术的发展，亦促进了压力容器用钢系列化发展，科技总是不断互推前进的。

在球罐的建设过程中，亦研究了球罐的抗疲劳问题。由于压缩和降压的时间都较长，次数又不多，压差幅度变化不大，距3.0MPa又很远，可不必考虑材料疲劳需要降压使用的问题。水压强度试验属强度破坏试验，做一次投产后就不宜再做，因为球罐永不会再遇这样高的压力试验。

另外由于氧气是绝对干燥的，亦不存在腐蚀问题。为慎重起见，一般还在内壁涂上无机富锌涂料。几乎可以说球罐是经得起多年安全检查的，应该看作是永久性的，不轻言报废或降压使用。

1.4 氧气贮运的实际及减少放散量的重要性

球罐压力常在 2.0MPa 左右，压差甚至只有 0.3~0.4MPa。造成这种“有利”情况，粗略地说有这样几种原因：

(1) 炼钢先紧后松。常是接班后加速炼钢，周期低于规定。故用氧量超过制氧量，就使球罐压力越来越低，直至最低限度。于是就作为补炉、吃饭、维修时间以及交接班，每个炉子各有一段停炼时间。这样压力再升上去，压差亦不会太大，除非炼钢长时间停炉，才会造成超压放散。很长一段时间球罐压力只起伏在 1.8~2.2MPa。

(2) 球罐设置并不是按设计的 1.6~2.4MPa 那样计算的容积。例如前例设置 400m³ 球罐，压力由 1.6MPa 升至 2.4MPa，需 24 分钟。而实际上不吹氧使球罐升压，只有 16 分钟，自然压力升不上去。

(3) 生产规模是一个一个扩大的，球罐亦是针对每次任务而添加的。但是联合起来的球罐群用来对付单独的炼钢炉却是“集体”发挥作用的。对于炼钢炉的交错吹炼都是可以以“集体”对个体应付的，不仅会使球罐压力升降压差减小，就是对于出现一个炉子故障，亦是全体对待，延缓甚至避免氧气放散。

反过来说就是只有设计最高压力 3.0MPa，才能带来这样生产的稳定，压力实际常在 2MPa 上下。如果 2.5MPa 即放散，生产将会处于频繁的放散之中，损失是很大的。

在 6500m³/h 制氧机之后，我们对氧气压送的规律有了以下新的认识：

(1) 一方面是间歇生产、要求一定氧压的炼钢与平稳衡定的氧气生产之间的矛盾统一成氧气压送和球罐储存的格局；另一方面是每次扩建所增加的压送系统包括氧压机、球罐都是联合起来以应付每一个单一的炼钢炉故障。

(2) 按照球罐储存能力为氧气生产量 1 小时来设置。每次扩建的球罐总计容积就将把氧气站压力维持在略高于 2.0MPa 生产、供氧任务将很平稳。所以所谓 3.0MPa，实际是运行在 2.0MPa 上下，只是球罐超压放散时才能达 3.0MPa。氧压机具备这一压力是供氧平稳的必要保证，与我们最初的 2.0MPa 系统生产不可同日而语。

(3) 3.0MPa 才放散就成了减少放散率的最直接有效手段。一般说来有的厂放散率达 20% 以上，

有的可低于 10%，球罐容积起了决定性作用。这正是前西德刻意扩大球罐容积的目的，而我们以逐次扩建增加的方式，在球罐制作技术过关、建设成本下降的基础上是合理的。

降低氧气放散率成了稳定氧气站的一项重要的指标，它促使我们在上述认识的基础上再作多方面的探求。

2 氧气压力输送的节能措施及管系联网^[3]

(1) 在 6500m³/h 制氧机建设及以前，球罐与氧气总管的联结是盲肠式的，即氧气进出球罐不管是一根管或一出一进两根管，压力都和球罐一致的。只在罐后总管上设置 PIC 压力调节阀，确保阀后压力恒定为 1.6MPa，这虽然有压能的浪费却又是必须的。

(2) 在 30000m³/h 制氧机建设时，我们和林德公司共同开发了图 1 流程，对无谓能耗作了改善，并作为合同附件与双方施工设计的依据。节省能源计算如图 2。

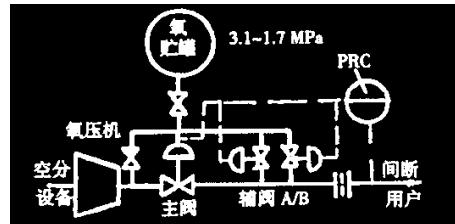


图 1 节能型输氧调节系统简图

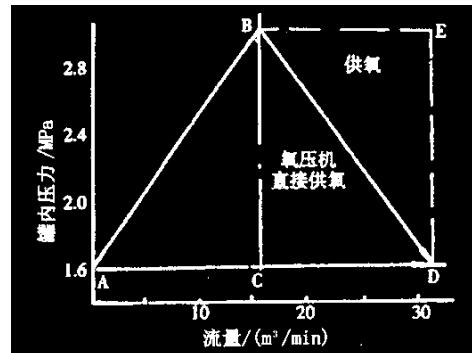


图 2 节能型输氧的氧流示意图

节省的原则就是吹氧时，当时由氧压机压出的氧气即以 1.6MPa 经主阀送出；而在停吹氧时，氧气才经逆止阀压入球罐，吹氧时再经辅阀补充当时用氧的不足。辅阀分两组，在经主阀供氧不够用时，为保 1.6MPa，第一组辅阀打开。要求更大时，再开第二组。而林德公司自控设计中的错误，几乎

使这一节能措施夭折。

第一次投产压氧送出时，制氧机遭到纯度破坏，德国专家即擅自把程序改回先开辅阀。由于一组辅阀能通过 $60000\text{m}^3/\text{h}$ 气量，所以主阀即永无开日，全部氧气又都要通过球罐升压。

当我们知道这种擅变后，不能理解这种流程会影响制氧精馏。在深入研究了工艺及自控设计后，发现了症结所在。即主阀 C_v 值设计为流量 $40000\text{m}^3/\text{h}$ ，这对 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机能力是合理的。问题出在当主阀全开后才缓慢连锁开启第一辅阀。这样炼钢吹氧量大增时，主阀全开，上塔气量被多抽走 $10000\text{m}^3/\text{h}$ ，气液比大大改变，回流比大为降低，氧气纯度必致破坏。改回原流程，氧气全部存入球罐，自然保住了制氧，但节能措施尽弃。我们发觉这一变故，建议林德专家改为当主阀开启 $60\% \sim 70\%$ 时，辅阀即提前开启补氧；补氧跟上了，主阀继续开启亦不可能超过制氧供量。德国专家一说即通，要求给他 15 分钟修改指令。修改后即运行顺利。特此说明，请引以为戒^[3]。

针对 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机供炼钢作了节能计算，每小时节能 313.7kWh ，每年节能（按 350 天计） $265.3 \times 10^4\text{kWh}$ ^[3]。

(3) 我们还注意到林德公司设计的辅阀，每个流量为 $60000\text{m}^3/\text{h}$ ，连同主阀，总输出能力可达 $150000\text{m}^3/\text{h}$ 。由于我们厂地规划了 3 套 $30000\text{m}^3/\text{h}$ ，最初认为辅阀能力是作为预留用的。等到我们因炼钢上第 3 套 200 吨二手转炉而要上 $2 \times 16000\text{m}^3/\text{h}$ 法国二手制氧机时，球罐场地没有着落，只剩下 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧球罐区预留的 $2 \times 650\text{m}^3$ 球罐的地方，远离制氧机组 350 米。几经考虑，结合上述以集体的“不变”应对炼钢各个单体的“万变”概念，我们将 $2 \times “16000”$ 的主阀仍随其氧压机系统，但辅阀却共用了已有的两个 $60000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机的调节阀，即将氧压机后的主管一头联向主阀（图 3 中 1601），一头联向原有 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 系统罐前主管（图 3 中阀 1611 及 1610），使 $2 \times 16000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机亦具有了节能措施，详见文献 [3]。

(4) 由此可以想像，这种不拘一“站”、共用辅阀的灵活性，可以进一步把旧区球罐亦用管道联入，形成主副系统分散设置、辅助阀总设的灵活一体系统，形成球罐互通共用，共同应对炼钢变化的优势，打破以前必须集中到调节阀站的概念。这对

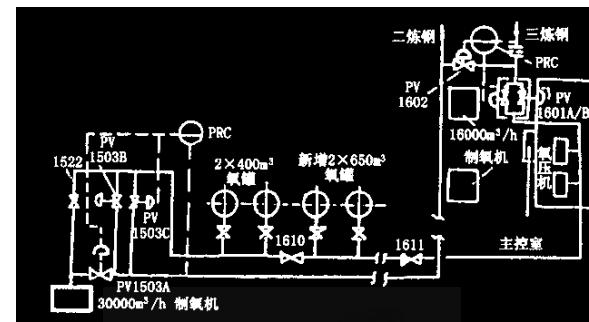


图 3 $2 \times 16000 \text{m}^3/\text{h}$ 制氧机新增输氧调节系统图

旧区改造，受地方限制分地设置的单位有参考价值。由于不另设辅助调节阀及管道，上述实例节约了 50 万元。能把分散的球罐联成一体，统一控制是对现状改造的良策。这样“集体”使用对待炼钢“个体”变化，球罐压力升降差将会更小，压力会更加稳定在 2.0MPa 上下。而放散率却会大大下降，甚至可达 5% 以下。

(5) 另一节能措施是通过计算机指示阀门完成的，即将氧气放散由高压改为氧压机前低压放散，请参阅 4.2 及图 5 和文献 [2]。

3 增设冷箱内液氧汽化器以改进氧压机

在注意球罐及压力调节节能的同时，我们还对氧压机进行了改革^[4~7]。

透平氧压机的发展大致可分为三阶段^[4]：1957 ~ 1967 年，生产出口压力仅为 $0.2 \sim 0.6\text{MPa}$ 的低压氧压机；1968 ~ 1972 年生产 $2.6 \sim 3.0\text{MPa}$ 的三缸高压氧压机；1980 年以后生产 3.0MPa 双缸氧压机。

尽管 1981 年国内就有文章^[5]提出：“转炉炼钢用氧压力一般为 $1.0 \sim 1.5\text{MPa}$ 。据调查企业的氧压机大多在 $2.0 \sim 2.5\text{MPa}$ 内使用。 3.0MPa 的氧压机降压运行节电效果是有限的，而应降低氧压机设计压力才能更大的节能。”

但是国外的趋势并未向降低压力设计点的方向发展，而是向努力提高压缩机等温效率方向改进，甚至还向着 4.0MPa 级前进^[6] [氧气贮罐压力 $4.15 \sim 4.29\text{MPa}$ (A)，输送压力为 1.76MPa (A)]。

究其原因，亦是明显的。就是认定 1.6MPa 以上的球罐容积才是真正的有效容积， 1.6MPa 以下是死容积，只有提高到 3.0MPa 才是减少放散的第一手段。这还因为：

一是设计高压而运行低压，由于 $P_{\text{出}}/P_{\text{入}}$ 比中的 $P_{\text{出}}$ 的明显下降，按文献 [3] 中的公式计算，

运行节能是明显的。

$$N = 1.634 FBP_1 V_1 \frac{k}{k-1} [\varepsilon^{\frac{k-1}{Bk}} - 1] \eta_p$$

式中 B 是压缩机级数 ; F 是中间冷却器压力损失校正系数 ; $P_1 V_1$ 是入口压力和流量 ; ε 是总压缩比 ; k 是绝热指数 ; η_p 是多变效率。

当 $P_{\text{出}}$ 分别为 3.1MPa (A) 和 1.7MPa (A) 时 , V_1 为 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 功率相差 313.7kW , 计算见文献 [3] 中例题。

二是加大 $P_{\text{出}}$ 压力备用 , 比加大贮罐是更容易之路。正是为了达到 3.0MPa 的安全性和有效储存量 , 世界上压缩机业作了不懈的努力与实践。技术的发展只能向前 , 是不会后退的 , 于是 3.0MPa 氧压机向单缸发展 , 使之更先进。

1986 年 , 林战生同志著文^[7]介绍了 APCI (美) 氧气的无功增压法 (见图 4)。其原理是在冷箱内增设低位的液氧辅助蒸发器 (又称空气冷凝器、氧气增压器) , 利用液氧静压柱来提高液氧的蒸发压力 , 通常能把氧压机进口压力由 0.13MPa 提高到 0.197MPa , 仅这一项可使氧压机节能 13%。

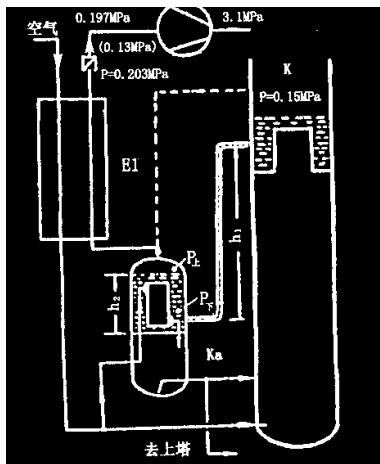


图 4 氧气的无功增压法

大家知道 , 为保证安全 , 氧压机一个气缸的压缩比最大只能达到 16。这亦不是哪个公司都能做到的。而入口氧气 0.13MPa (A) , 出口 3.1MPa (A) , 压缩比达到 24 , 所以一直只能用双气缸串级 , 大大增加了机器的复杂性及不安全性。而将入口压力提高到 0.19MPa (A) , 使压缩比小于 16 , 就可单缸压缩到 3.1MPa (A)。

我们在 1986 年与林德公司谈判中提出这个要求 , 林德公司亦为争取到合同 , 是有准备的。他们建议只有苏尔寿公司敢于承揽压缩比为 16 的氧压机。在大大增加氧压机的安全性同时 , 设备投资减少约 80 万马克 , 轴功率能省 225kW。

但是 , 不得不指出的是 , 氧压机节能只是转嫁到制氧方面 , 其实是节不了能的^[2]。林德公司提出空气量需增加 3% , 空压机压力亦要增加 0.01MPa , 这样空压机轴功率上升 450kW。总起来看 , 功率略有增加 , 当然在实际操作中可做到低于此值。

所以 , 增设液氧汽化增压器 , 并不是制氧流程所需要 , 甚至是一负担 ; 同样 , 如果是把氧压机设计点降为 2.1MPa (A) , 亦是无须增加液氧增压器即可保证压缩比在 16 内 [$P_1 = 0.13\text{MPa}$ (A)] , 即使是为了压到 2.5MPa (A) 而提高入口氧压到 0.19MPa (A) , 亦只是为了降低压缩比到 13 (2.5/0.19) , 降低压缩机制造难度 , 并非技术所必须。

十分明显 , 增加辅助液氧汽化器 , 提高氧气压到 1.9MPa (A) , 就是为了保证氧气压缩到 3.1MPa (A) 这一技术方针 , 帮助压氧技术的改进 (走向单缸氧压机) 所作的努力。只能说就是为了达到单缸压氧到 3.1MPa (A) , 增加液氧蒸发器流程才是所必须的 , 之所以要坚持 3.1MPa (A) , 不正是为了尽可能减少氧气放散率吗 ? 在 2.1MPa (A) 上下运行 , 保持一定的压力以代替球罐容量的增设 , 这和原西德在初期不能依靠氧压机、只好大量设置贮罐容积的目标是相同的。这一技术在 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机上第一次引进我国 , 它只是因为 3.1MPa (A) 氧压机改为单缸的需要。

这样 , 从氧气出空分装置到压缩出氧气站的每一步都作了全新的改进 , 达到了压氧的成熟。

4 电子计算机用于空分全控制及输氧调控

(1) 在减少氧气放散率及安全调节的前提下 , 我们在 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机引进时 , 第一次引进计算机全面调控生产 , 达到全自动生产 , 并且第一次引进了负荷调节系统 (LCS)^[2] , 根据用户的用氧量来调节氧气产量 , 以减少氧气放散和改变液氧生产。

这个系统的基本原理是 : 首先根据用户的用氧情况计算出应该生产的氧气产量 (负荷指令) , 然后通过多项式折算 , 将此预定的氧气产量折算成 18 个分系统的设定值或阀门开度。再用这些设定量去调整各分系统 , 使整个工艺过程在新的负荷下

平衡。被改变设定值的分系统有：分子筛纯化器后工艺空气量调节系统、主冷凝器液面调节系统、气氧产量调节系统、气氮产量调节系统、污氮产量调节系统、膨胀机膨胀量调节系统、氩馏分调节系统等。LCS 系统除了全自动外，还有手动改变指令的操作方式。图 5 示出氧气产品控制流程图。

(2) 如图 5 所示，当氧压机后压力过高，信号就输至氧压机前，LCS 系统一方面关小氧压机前入气阀，一方面逐步打开低压氧气放散阀，并同时关小空压机入口叶片阀，以减少空气进气量，减低氧气生产量，达到既适时减少放散量又改为低压放散，做到节能。当然最好的方法还是少达到球罐冒顶压力，被迫放散。

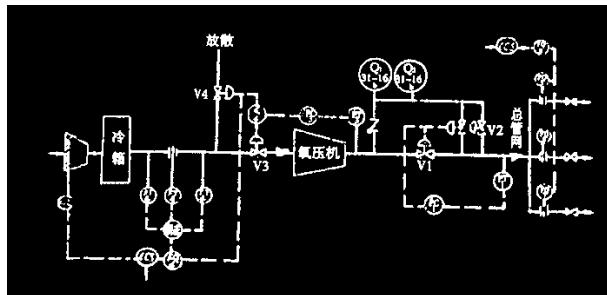


图 5 氧产品控制流程图

可惜的是，要做到弄清用户用氧量，需要炼钢预计划，电脑工程师编程序软件，制氧工程师适时操作调整，是一个很复杂的系统工程。没有三位一体的专职小组不断研究执行是做不到的，至今还是处于手动操作为主，没有充分发挥。后来宝钢亦引进了类似系统，又有外国专家配合，可能效果很好。希望看到这方面的详细内容及运行效果报道。

5 液氧系统的建立及冷备用的实现^[8]

在研究氧气储送系统的开始，当然就会考虑到如果一台制氧机故障停氧，氧气储存系统最多能撑 1 小时，是无论如何顶不住的，因此液氧储供系统必须提上日程。早在日本 $6000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机引进时，我们就要同时引进液氧系统，可惜有单位干扰，最终只引进了一台立式的 3.0MPa (G) 液氧泵。而需要的液氧贮罐国内当时却不能制造。到了法国 $6500\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机引进时，我们终于如愿引进了 50m^3 真空贮罐及蒸发器、3.0MPa (G) 液氧泵全系统。但是，由于氧气比较富余，制氧机生产稳定，很少有启用机会。考虑利用液氧蒸发来为球罐补压既损失冷量又耗费蒸汽热量，即用液氧来炼钢成本

太高，加之启动及预冷又比较麻烦，我们基本不用液氧作为补压的手段。液罐又小，尚不能完全起到备用的作用。

在引进 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机时，我们抓住这一机会，总体规划了液氧系统，归纳为以下几点：

(1) 液氧储存应作为一台备用制氧机用，首先要确定贮存容量的大小。美国 APCI 就其设计的、占有的、生产的大型空分设备早年作过一次调查^[8]几百台次运转多年的生产表明，制氧装置的平均作业率为 98%，至于 2% 的停工的有计划和非计划停车的典型调研分析：即平均每年有 3 天是非计划性停车，有 4.3 天是计划检修。这一年近 8 天的检修停车次数统计表明接近 9 次：而其中非计划停车在 24 小时以下的次数却占 7 次，停车 24~72 小时的 1 次；计划停车约 4.3 天的 1 次。结合国内故障检修的经验，一般都在 8 小时以内，很少有超过 1 天的。因此可以认为一个 24 小时的备用系统作为一套装置的备用是一个合宜的储量。“液氧贮存提供 24 小时正常氧气产量，在钢铁工业是相当典型的^[8]”。这是 APCI 报告的原话。

但在首钢由于受地方限制，只能一次到位。又考虑第一次引进大型液体贮槽，为国内提供样机，我们采用了林德资料系列中的 3000m^3 液氧贮槽（最大为 5000m^3 ）以及 1000m^3 液氮贮槽；同时又引进 200m^3 真空卧式液氩储罐（国内一直停留在 100m^3 ），可谓系列代表品种齐全。 3000m^3 约相当于三天氧气产量，超过三天的事故检修，只需把各处用氧量调整分配一下，就可把供氧维持到 4~5 天。

(2) 鉴于液氧泵在热状态下需盘车预冷启动 20 分钟，一般需设一套高压液氧泵、高压汽化器、高压氧气贮罐系统，以保证预冷期间高压罐向系统供氧不停顿。但是我们研究认为，球罐这一系统或许对化工系统有用，在钢铁系统无此必要，我们给予砍掉了。

(3) 我们提出液氧系统要永远处于冷备用状态，一旦球罐压力低于 1.2MPa ，就自动启动供氧。在几个投标公司中，只有林德公司在谈判中满足此要求，并在合同中主动写上 15 秒钟即能启动的条文。我们确实不知其妙，试车中即暴露出此技术并不成熟，出了大问题。

(4) 倒是他们把液氧汽化器与液氩汽化器放置

在一个水浴器内，设计成共用热水循环加热系统的快速汽化器很有创意。此汽化器是由杭氧试制的，很成功。由于液氩需不断蒸发充瓶，蒸汽调节阀永远在开启状态，根据水温自动调节开度，保证了液氩的迅速汽化。当然如果没有液氩生产的单位，独立的液氩蒸发器亦可设计为与液氩泵启动同步开启蒸汽阀及热水系统，并可借助蒸发器后氧气温度和蒸发负荷逐步开大，达到自动启动的目的。

问题在初步设计审查时就出现了。林德承认 15 秒做不到。我们认为有球罐，亦同意改为 1.5 分钟。其实我们仍然不知他们如何解决 20 分钟预冷泵的问题。到了安装时我们才知道他们是将液氩一直通入泵内，每隔 10 分钟自动启动泵转动 2 分钟，以此来保证泵处于冷状态^[8]。但在试车中问题就暴露无遗。原来 2 分钟运转压出的液氩是由三通阀回入泵前循环，而 8 分钟停泵，则想像着泵内吸热汽化成氧气，于是转换三通阀放入大气。结果是泵内很难有汽化，因为泵外结一层很厚霜冻，差不多全是液体喷出。泵站周围十多米范围内白雾弥漫，汽车来往，十分危险；液氩落下又引起了土壤冻胀，使泵站隔墙倾斜，危及泵基础；最严重的是液氩贮槽液面不涨，说明正在生产的 600m³/h 的液氩全由此放掉了。不能积液，岂不彻底失败！再加上每 10 分钟隆隆作响一次，噪声不小，且对泵、机都有损害。

以后我们单独作了长时期的现场观察，发现并测定了泵前吸入管的温度是起伏的，与轴承间隙压差（泵壳末端与轴承内通氮气的压差）变化的相应性说明泵内始终是充斥着液体的，而泵内汽化的液氩导致温度上升，憋到一定压力就循回到吸入管，冲破液氩槽液压由槽顶放出，液氩贮槽成了一个天然的放气筒，并且只放气不带出液体。随着气氧的放出，泵内压差又降下来，开始下一压力及温度周期。我们认为可以将三通阀固定到通泵前液氩吸入管，取消 2 分钟的启动运转及 8 分钟向空放散，即可永保泵处于冷状态及充满液体，参见图 6。

我们将所测温度曲线及建议通过林德公司留下的稀有气体专家电询林德公司总部。不久，得到总部答复：取消原设计每隔 8 分钟自动启动 2 分钟及三通阀倒换放空的连锁设计，将泵入口的温度定为 -165℃ 时电机自动启动，以避免泵内全是气体。其实按液氩沸点 -183℃ 加上 10m 高液氩柱，泵内

液氩沸点为 -174℃，而泵前测定温度最高才到 -175℃，是永不会升高到 -165℃。这次林德全盘接受，顺利解决了冷备用的关键。

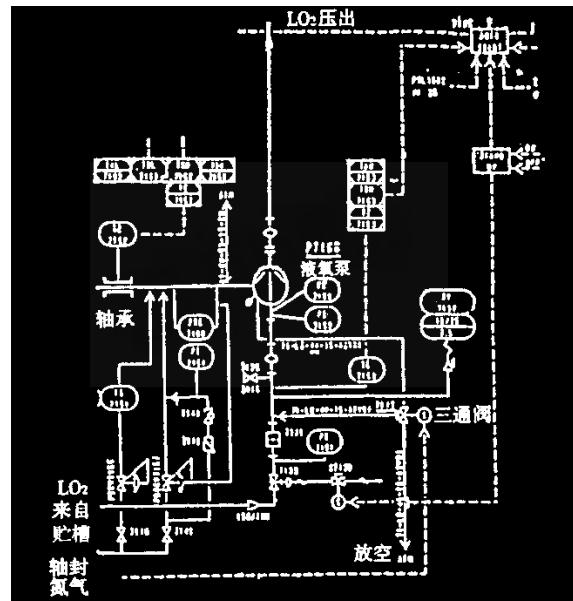


图 6 液氩泵前后管线及计控图

但是有两种倾向在此还想尽一言：一是当冷备用一段时期后，鉴于制氧生产稳定，不想麻烦，就又改回热备用。其实，改回热备用一段时间是可以的，但设备长期常温搁置，真到用时反而会运转不起来甚至生锈报废。冷设备冷冷热热亦不好，还是多处在低温状态才是最好的保护与备用。另一是当球罐到了低压状态，调度就催开启液氩泵向球罐补压，谓之“调峰”。必须强调液氩只为故障备用氧，不能频繁作为炼钢气源。纯氧顶吹炼钢发明之初，要不是有已经电耗降低的大产量的制氧机出现是根本竞争不过平炉的，顶吹炼钢反过来刺激了制氧机趟出全低压的道路，相辅相成，蓬勃发展。如果一开始就是液氩炼钢，哪还有今天的“纯氧”炼钢？！遵循先辈的功绩，节省今天的能耗与炼钢成本，应该尽可能少用液氩来“调峰”，而把液氩仅作备用气源和液氩槽车远距离输送装车用。30000m³/h 制氧机投产之后，公司动力处就规定液氩槽液面不准下降。

(5) 3000m³ 液氩贮槽在中国现场建造亦是第一次，亦遇到一个意料不到的难题。我们原先不知道这种不锈钢内槽还要求贮满水并持续 24 小时，再作清洗，并坐橡皮船在内逐渐降低水位检查清洗

焊缝及钢板。而水质按德国规范要求水中氯离子不能大于 25×10^{-6} ，水温不低于 5℃。水量过大，工期及费用太大，很难解决。后我们将生活水（我们是地下水作生活水）作全分析，结果发现虽然 Cl^- 在 50×10^{-6} 以上，但 Na^+ 和 NO_3^- 亦在 50×10^{-6} 以上。征得林德公司同意，采用生活水解决。

6 炼铁富氧鼓风及氧气的输送^[9~11]

首钢由于是国内最早建起大型氧气站并陆续扩建，因此富氧鼓风亦是最早提上日程，探索前进。后来由于高炉喷煤粉新技术亦如纯氧顶吹炼钢一样在首钢最先使用，对富氧的要求就更高了。我们经历这些变动，有了以下的几点概念。

6.1 富氧炼铁的效益及概况

国内外生产实践已证明：富氧每增加 1%，喷煤比可增加 18kg/t 铁，高炉可增产 2.8% ~ 3%；高炉喷煤向着 150kg/t 铁 ~ 200kg/t 铁努力；富氧投资比建焦炉至少减少 50%，并可在 3 ~ 4 年内回收。氧气纯度以 90% ~ 95% 最经济，富氧程度到 26% 前效果显著^[9]。

6.2 炼铁富氧的送入方式

富氧从高炉鼓风机入口供入还是从机后压入好？这对我们是首当其冲的问题。综合考虑下来，我们有这样一些认识：

(1) 由鼓风机入口输入氧气。在 20 世纪 60 年代初，我们就看到日本资料说要对鼓风机作些改造，对易摩擦的地方要更换材质，要加紧急切断供氧措施。这对我们是无法实现的事，无人敢因富氧作此改造措施，亦无人敢承担改造。以后到 80 年代日本仍有此论^[10~12]。至今中国是否有权威机构敢作出高炉风机不需改造就可吸氧的明令规定尚不得知；加之入口供氧存在氧量损失 10% ~ 15%^[11~12]，吸入富氧一直未敢尝试。纵使有单位已经付诸实现亦不敢说永无后患，推广后可保无虞。

(2) 高炉生产最强调的是大风高温，而吸入氧气无异要占用一部分风机负荷能力，减少一部分吸入风量，把鼓风机亦变成了压氧机。

(3) 随着富氧量的越来越大，一台氧压机不仅可以单独专门供高炉用氧，还可作为氧压机群的活备用，解决氧压机不设备用的难题。即一旦供炼铁的氧压机故障，即可将炼钢压氧转而投入炼铁供氧，反之亦然。同时还有液氧系统作为炼钢炼铁的共同备用，避免炼铁无备用。鉴于炼钢系统有球罐

支持液氧系统的启动，其实绝少需要炼铁供氧转而支持炼钢，因此压入氧气倒是把炼铁供氧置于炼钢供氧的保护之下。

(4) 由鼓风机入口低压吸氧，厂区管道要比加压 0.3MPa (G) 粗很多。而厂区氧气总管不应用钢板卷焊而用焊接钢管，最好是无缝钢管。这些钢管管壁厚度的最低规定亦远大于压力强度的需要。因而管径越大，管壁厚度越厚，基建投资反而比压力管道更大。何况现在可以为炼铁单独压送氧气，压力只需稍大于鼓风机后压力即可，等于在鼓风机中加压一样，运行费用亦是一样，无需加更高压力。如果需要的话平常亦还可由氧压机旁路依靠氧气出空分设备的 0.19MPa (A) 的压力低压供氧至鼓风机入口。

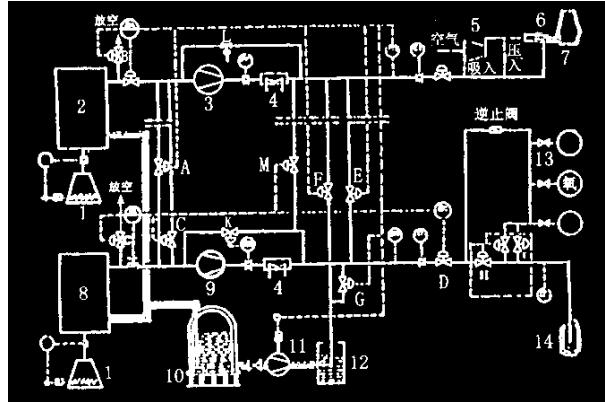
6.3 富氧的纯度选定及制氧机设置何处的抉择

(1) 关于富氧鼓风用的氧气纯度，我们论证以 90% ~ 95% 为宜^[9]，较之纯氧节能较多。提出相对于生产 99.6% 的纯氧气，用专门生产 90% ~ 95% 低纯氧的制氧机生产 90% 低纯氧，可节能 4.17%；生产 95% 氧的低纯氧，可节能 3.64%。但如果用现有的或新置的双高纯度制氧机降低纯度生产，生产 90% 的纯度，则较 99.6% 纯氧节能 3.3% (< 4.17%)；生产 95% O_2 的纯度，则较 99.6% 纯氧节能 2.3% (< 3.64%)。可以说用低纯塔与双纯塔降低纯度生产节能相差不多。而且 90% O_2 ~ 95% O_2 制氧机只能炼铁专用，没有备用机支持，缺乏灵活性以及根本没有可能提取氩气及其他稀有气体，因此国外亦大都基于现实，主张用双纯塔降纯到 95% O_2 ~ 90% O_2 生产氧气供炼铁是合宜的。我们规划三套制氧机在一起，正是这样安排的，并且是一套电脑一班人马操作。

(2) 考虑到前述的空分及氧压机备用性质及管理一体化、科学化；生产管理、操作及维修人员一套班子，协调统一；备品备件一致化；一套辅助系统（供水，供配电，蒸汽，生活水）最省，最稳定，最省占地；以及球罐系统、液氧系统共用、制氩。可以说固定资产投资及运行管理费、能耗的总经济效益最省，最出水平，搞集中的制氧供氧中心是最合理的。当然对特殊冶金、单一炼铁厂或电炉炼钢则另当别论，甚至上真空变压吸附 (VPSA) 富氧装置亦可首选^[9]。

6.4 钢铁厂供氧中心的综合系统^[9]

综上所述，我们实现了炼钢供氧系统的基本模式，并待另外预留的 $30000\text{m}^3/\text{h}$ 制氧机上马即可实现对炼铁专机制氧，互为协调与备用。为此拟定了以下的钢铁厂供氧系统基本模式图^[9]，见图 7。



1—空压机 2—空分（炼铁） 3—氧压机（炼铁）
4—冷却器 5—鼓风机 6—氧煤枪 7—高炉
8—空分（炼钢） 9—氧压机（炼钢） 10—液氧贮槽
11—液氧泵 12—汽化器 13—氧球罐 14—转炉

图 7 钢铁厂供氧综合系统基本模式图

其基本原则程序是：

(1) 正常情况下，炼铁炼钢供氧兵分两路。炼铁时可以生产低纯度氧，可以略高于高炉风机输出压力压送到机后；亦可常压供给炼铁鼓风机前吸入。其量是均衡供氧，调节方便。

(2) 当炼铁的空分故障时，E 阀因炼铁总管失压而逐渐打开，同时 D 阀逐步关闭。此时把炼钢一台空分氧气转给炼铁；炼钢靠球罐维持生产。与此同时，液氧系统亦因炼铁氧管的失压而自动启动，由 F 阀供氧。液氧供氧后因管道压力恢复而 E 阀又关闭，D 阀再打开。如果空分恢复，则因管压过高，F 阀亦将自动关闭，恢复正常。

(3) 如果炼钢制氧或压氧故障，则不需炼铁空分反过来供氧，有球罐及液氧系统通过 G 阀供氧。只有当大故障，几天都不能恢复生产，液氧告罄时，才能考虑炼铁空分升高纯度或由 A 阀转入炼钢氧压机；或打开 E 阀关闭去炼铁遥控阀转入炼钢管线，因为炼铁喷氧是可以减或停的。

(4) 当然，即使炼铁制氧机不放在一处，为争取备用系统，亦还是要这样联络管线。显然这太复杂了，遥控的滞后亦是问题。

7 几点展望

对于前进的方向，作以下几点建议：

(1) 把减少氧气放散量作为指标交与炼钢、制氧、控制中心共管，与奖金挂钩。组织三位一体专人小组编制炼钢一周生产计划表，控制中心和制氧按此编制生产安排程序软件，按其制氧、压氧调节负荷，积累经验，促使炼钢生产规律化、衡稳化。使实际生产越来越符合计划，计划亦越来越注意制氧均衡性。总之，把 LCS 负荷调节系统充分完善起来。

(2) 鉴于控制技术的长足进步，可否考虑取消进炼钢厂房的一道 1.2MPa 的调节阀，由制氧的 1.6MPa 来承担，由 1.6MPa 改为 1.2MPa 恒压输送。由于炉前要求压力只有 0.3MPa 左右，故障时球罐 1.2MPa ，最低时亦足能保证用氧，液氧跟上。这样平常压氧系统又争取了 0.4MPa 的容积，减少“死气”，减少放散的机率。同时还要把球罐压力变化引向炉前，使炼钢心中有数，更好与制氧配合。这是可通过试验实现的。

当然亦可考虑取消压氧总调节阀，保留炼钢的 1.2MPa 调节阀。但是这样，前述的节能措施就失去作用，球罐又回到盲肠式。同时厂区其他用户得不到稳定的压力氧，甚至连各分支压出的氧气流量计都因压力不稳无法设置。

(3) 目前不仅法国全国以一千多公里管线联通德、卢、比，压力为 4.0MPa ，美国亦有这样实际^[6,8]。德国亦有文^[11]写到：“转炉运行应设置压力贮氧系统。……通常贮存压力为 30 巴。但它最低可降低至 15 巴，因为在氧枪前的调节系统上需用的压力为 15 巴。30 巴的值是受当时制造氧压机的材料强度极限而定的。目前氧压机已能达到更高的压力。较高的贮存压力要求较大的压缩能量，但可缩小压力贮器的容积。为求得压力贮器成本和能耗的最佳值而进行的一些计算表明， $30\sim40$ 巴的压力仍旧是较适当的贮存压力。”这是 1977 年的《林德科技报告》，并刊在《钢与铁》1977 年（24）期上。这一呼声随着高强钢（ 800MPa 级）的发展及前述节能措施的实现，以及透平压缩机设计在较宽的压力范围内保持等温效率，就更加有力，不会随时间而反方向发展。因为这样将大大提高氧气的贮存，同时保证生产过程中氧压仍在 2.0MPa 左右，成为减少放散的最直接有力的手段。

这还因为 650m^3 球罐实在太太大了，占地多，建

造费高。购买 T-1 钢钢板（可焊性很好），发展 4.0MPa 球罐，缩小球罐体积，亦是可行的。何况 4.0MPa 本身就是管道压力等级的一级，阀门、管件配套不成问题。当然这首先要发展 4.0MPa 氧压机，这亦是不容易的事。

以上可使氧气放散率由 10% ~ 20% 降低到 3% 以下，是可以预期的。

（4）由于历史的原因，我国制氧站走了日本及原苏联的路，没有像法、美、德那样在区域供氧探索，更没有向设备制造、建厂供气经营的垄断公司发展。氧气生产仍存在着极大的浪费。建设方面，我们是制氧机成对成组，球罐遍地开花，而美、法“贮罐大多是立式容器，少数亦有球型贮罐^⑥”。当然他们是将压力提到 4.0MPa (G)，以管道作容器，制氧机有计划布置，独立成厂的。现我国国内氧气站已是林立，国外公司已由卖设备转向在中国建厂建制氧机卖气。看准决策方向，在改革开放的形势下，在吸引外资等条件成熟后，有无逐步实现联合，合并成区域管网供氧（关停小制氧机，减少钢瓶供氧）模式的可能。

在我国制氧机诞生五十年之际，不揣冒昧，回溯及全面作一简略概述，以求系统地、历史地提供同业参考，以利前进。

参考文献：

- [1] 徐文灏. 氧气球罐容积的确定. 燃气通讯, 1974 (1): 1~21.
- [2] 徐文灏执笔. 首钢 30000m³/h 空分装置工程设计专刊. 《设计通讯》(首钢设计院), 1989 (3~4): 30~32、107~108、37~38、22.
- [3] 徐文灏. 钢铁厂输氧调节系统的节能改进. 深冷技术, 1994 (3): 1~5.
- [4] 薛水根. 日立离心式氧压机概况. 深冷技术, 1982 (6): 22.
- [5] 蒋继瑞. 钢铁企业降低制氧机能耗的途径. 深冷技术, 1981 (6): 55.
- [6] 王太忱. 美国 APCI 空分设备概况. 深冷技术, 1985 (6): 39.
- [7] 林战生. 美国 APCI 公司空分设备的节能技术. 深冷技术, 1986 (2): 23~24.
- [8] 徐文灏. 液氧系统冷备用. 深冷技术, 1994 (2): 1~4.
- [9] 徐文灏. 高炉喷煤富氧及(钢)铁厂供氧方案. 管系雏议(上)(下). 深冷技术, 1996 (4): 1~13; (5): 1~9.
- [10] 杭氧、首钢等. 日立 50000m³/h 空分技术交流资料及交流总结. 1978 年 4 月 北京.
- [11] 杭氧所译. 钢铁厂中大型制氧设备的设计 [德]. 深冷技术, 1977 (4): 7~12.

※

※

※

2003 年上半年杭氧股份有限公司小空分销售业绩

1	宜兴市新庄氧气充装站	KZON-150/550-IV 型空分设备
2	苏州国信集团有限公司—出口尼日利亚	KZON-150/550-IV 型空分设备
3	玉门石油管理局上海分公司	KZON-150/650- (玉门) 型空分设备
4	广西梧州市华茂气体有限责任公司	KDON-170/350 型空分设备
5	宁波九龙气体制造有限公司	KDON-350/800 型空分设备
6	浙江临海空气分离气体有限公司	KDON-350/800 型空分设备
7	福建晋江市锦马液化石油气有限公司	KDON-350/900 型空分设备
8	慈溪安利气体有限公司	KDON-350/900 型空分设备
9	成都侨源实业有限公司	KDON-350/900 型带氩空分设备
10	新疆陆美工贸有限责任公司	KDON-350/900 型空分设备
11	吴江市青云九洲保险粉有限公司	KDON-350/900 型空分设备
12	海宁市立申制氧有限公司	KDON-350/900 型空分设备
13	西安北普气体有限责任公司	KDON-800Y/200 型空分设备
14	杭州建德杭氧气体有限公司	KDON-500/1000 型空分设备

杭氧股份项目管理部 吴伟民