



变压吸附制氧技术现状

刘世合

内容提要: 文章简要阐述了国内外变压吸附制氧技术的发展概况,重点介绍了 LiX 型分子筛,变压吸附制氧工艺和配套机组的国内外技术现状。

关键词: 变压吸附 制氧 现状

变压吸附空气分离作为深冷空气分离设备的补充,在黑色、有色冶金、化工、造纸、玻璃、水处理等工业部门得到广泛应用。在氧气纯度要求不高,装置规模不大的场合,变压吸附制氧具有负荷调节范围大,起动快,操作简便,电耗低等特点,同深冷空分设备比较,具有明显的技术经济优势。十多年来,变压吸附制氧技术得到了快速发展和进步,为了全面客观地反映变压吸附制氧技术的现状,本文在相关技术参数描述中引用了部分内部资料,仅供参考。

一、发展概况

变压吸附技术源于二十世纪六十年代,1970年前后,美国联合碳化物公司首次实现变压吸附制氧技术工业化,采用常压解吸的三床或四床 PSA 工艺。七十年代中期,真空解吸变压吸附制氧工艺被提出,使得装置规模、制氧电耗等技术经济指标空前提高。以日本为例(1),1983年,以引进 Bayer、AG 真空解吸变压吸附制氧专利为基础,受当时钢铁工业快速发展的刺激,出现了昭和电工、制铁化学、日本酸素、三菱重工等一批制造商。截至二十世纪九十年代末,采用 NaX、CaX、CaA 型分子筛的 VPSA 制氧装置占据了市场的主导地位。其技术特点是:采用三个轴向流立式或卧式吸附器,氧气纯度 90~93%,装置规模 $\leq 4000\text{m}^3/\text{h}$,制氧电耗 $0.42\text{KWh}/\text{m}^3\text{O}_2$ 。国内较

多文章引用了日本三菱重工的 $8650\text{m}^3/\text{h}$ 的 VPSA 制氧装置,据了解,它是两套氧气纯度 80%的制氧装置,吸附器直径 6m,高 8m,共 4 台,用于铜冶炼。根据当时的技术水平,单套达到 $8650\text{m}^3/\text{h}$ 是困难的。1989年,美国 prexair 公司采用 LiX 分子筛的 $700\text{m}^3/\text{h}$ VPSA 制氧装置在加拿大投入运行,标志着变压吸附制氧技术进入了新的发展期。目前,NaX、CaX、CaA 型分子筛的 VPSA 制氧装置趋于淘汰,采用 LiX 型分子筛的 VPSA 制氧设备占据市场的主导地位。其特点是:采用两个轴向流或径向流吸附器,氧气纯度 90~93%,装置最大规模 $5000\sim 6000\text{m}^3/\text{h}$,制氧电耗 $0.34\sim 0.35\text{KWh}/\text{m}^3\text{O}_2$ 。(以下均以纯氧的综合电耗表示)

我国变压吸附制氧技术起步于七十年代,陕西化肥研究所、西南化工研究院等单位相继开展了变压吸附制氧技术的试验研究,并建立了中试装置。受当时技术条件的限制,未能实现工业化。八十年代是我国变压吸附制氧技术研发的低潮期。此时,受原机械部指令性计划的安排,四川空分厂开始 $50\text{m}^3/\text{h}$ PSA 制氧装置的研制,并列入国家“六五”科技攻关项目。1987年,项目通过国家鉴定和验收。1991年,四川空分厂制造的国内首台 $150\text{m}^3/\text{h}$ VPSA 制氧装置,在重庆投入运行。

八十年代中期,天津军事卫生装备研究所的



8m³/h PSA 制氧装置投放市场。江麓机械厂、予新机械厂分别从美国科罗拉多州高山医疗设备公司和印第安纳州制冷公司引进散件组装医用 PSA 制氧机,由于当时国内市场尚不成熟,以及价格过高等因素的影响,其产品最终退出中国市场。

九十年代初期,我国变压吸附制氧技术迅速提高,出现了四川空分厂、西南化工研究所、华西化工研究所、昆山锦沪机械设备公司等一批变压吸附制氧设备制造商。此间的产品,采用 CaA、CaX 分子筛的三床或四床 VPSA 工艺,装置规模 ≤1300m³/h,氧气纯度 90~93%,制氧电耗 0.45~0.6Kwh/m³O₂,产品质量不稳定,故障率高。2000 年华西化工研究所生产的 3200m³/h VPSA 制氧装置在贵阳钢厂投入运行(2)。这是国内采用 CaX 分子筛制造的最大的 VPSA 制氧装置。

1995 年北京大学化学学院开始 LiX 分子筛的研制。1997 年在实验室条件下成功研制出 LiX 分子筛样品。2000 年北大先锋科技有限公司 LiX 分子筛生产线投产,并批量生产 LiX 分子筛产品。

2001 年以后,我国变压吸附制氧技术取得了长足进步,与国外的技术差距逐步缩小,微型医用 PSA 制氧机性能可靠,价格低廉,形成了一定的生产规模,部分中小型 PSA 和部分大中型 VPSA 制氧装置已达到或接近国外同类产品的先进水平。目前,我国 CaA、CaX 和 LiX 分子筛并用,大多数制造商沿用 CaA、CaX 分子筛,生产中小型的 VPSA 制氧装置,个别制造商采用 LiX 分子筛。

二、吸附剂

1、LiX 分子筛

分子筛实质上是一种晶状铝硅酸盐,其原子按一定的形状排列,基本结构单元是四个氧阴离子围绕一个较小的硅或铝离子而形成的四面体。钠离子或其它阳离子的作用是补充铝氧四面体正电荷的不足。四个氧阴离子的每一个,又都分

别被另一个铝氧或硅氧四面体共用,使晶格作三维延伸。晶格中暴露的阳离子使分子筛具有更强的吸附能力,这些阳离子起着局部强正电荷格点的作用,对极性分子的阴端进行静电吸引,分子的偶极矩越大,被吸引和吸附得越牢。在阳离子上的局部强正电荷的影响下,分子会受到电磁感应而产生偶矩。氧和氮都具有四极矩,但氮的四极矩(0.3a)比氧(0.1a)大得多。因此,氮原子与阳离子之间的作用力较强,而被优先吸附。改变分子筛的阳离子种类是改变分子筛吸附性能的重要方法之一。

Li⁺离子是半径最小的金属离子,有很高的电荷密度,因此,有较高的极化率,与 N₂ 的作用更强,经过 Li⁺离子改性的 NaX 型分子筛具有更好的吸附性能,是目前变压吸附制氧性能最优的吸附剂。

LiX 分子筛制备有三个技术难点:其一,制备硅铝摩尔比 <2 的 NaX 型原粉,硅铝摩尔比 1~1.25 更优越(3)(4)。其二,离子交换度。Li⁺离子在 NaX 型分子筛的离子交换是比较困难的,要达到高的交换度尤其困难。适用于 VPSA 制氧的 LiX 型分子筛,Li⁺的交换度应 ≥95%(3)(4),交换度越高越好。其三,制造成本,Li⁺离子是较贵重的金属离子,Li 的回收率决定了 LiX 分子筛制造成本。

2、制氧分子筛的性能

13X 和 5A 分子筛是通用型分子筛,可以用于空气变压吸附分离,由于氮气吸附量较小,共吸附时,氧气的吸附量高,分离系数小,氧气回收率低。经过 Ca 置换后,氮气吸附量有所提高,但分离系数仍较低,一般在 3 左右。表 1 列出了几种 VPSA 制氧分子筛的性能(5),从表 1 中可以看出,LiX 分子筛的空气处理能力最大,氧的收率最高,在相同的抽气量下,所需真空泵的抽速低于 CaX 型分子筛,与 CaA 型分子筛相同。在同等制氧规模时,LiX 分子筛用量少,所需空气量少,所需鼓风机和真空泵的负荷最小。



表1 VPSA 制氧分子筛性能比较

项目 \ 分子筛	NaX(13X)	CaA(5A)	CaX	LiX
处理空气量 gmol/g	2.08E-0.4	4.20E-0.4	5.10E-0.4	8.60E-0.4
氧气收率 %	47	54	71	82
真空泵参数 cc/gmol	6.71E0.4	6.81E0.4	7.29E0.4	6.89E0.4

注:操作条件,抽真空开始时, $P=101.3\text{Kpa}$, $T=25^\circ\text{C}$, $Y_{\text{O}_2}=0.79$;抽真空结束时, $P=20.3\text{Kpa}$, $T=25^\circ\text{C}$, $Y_{\text{O}_2}=1$,床层空隙率0.37。

图1给出LiX和NaX分子筛氧气回收率与操作压比(吸附绝对压力与解吸绝对压力的比值)的关系曲线(6),从图中可以看出,压比相同时, LiX型分子筛氧气收率要高得多。

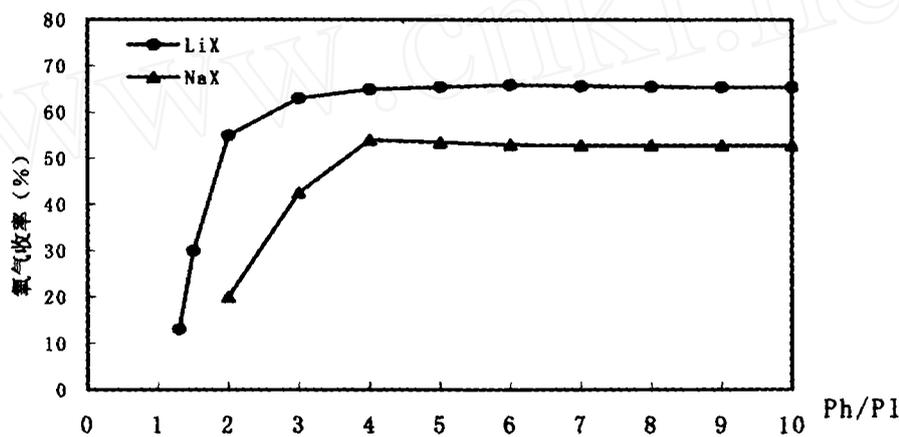


图1 氧气收率与压比(Ph/P1)的关系曲线

LiX(Al/Si=1 100%Li)和 NaX(13X), $P_h=1.0\text{atm}$

吸附床尺寸因子(BSF)=37.5Kg/(Kg O₂/h),氧气浓度:95.2%

3、国产 LiX 分子筛

国内生产 LiX 分子筛的厂家很少,已宣布可以生产 LiX 分子筛的制造商,有关分子筛的性能数据尚未公开。北大先锋科技有限公司的 PU-8 型 LiX 分子筛是国内最早、生产量最大、生产时

间最长的分子筛,相关数据已对外公布。据此,同国外 LiX 分子筛进行比较,以便对国产 LiX 分子筛性能有所了解。表2列出了国内外几种 LiX 分子筛性能。

表2 几种 LiX 分子筛性能

生产商	型号	颗粒度(mm)	堆密度(Kg/m ³)	吸附量(ml/g)	分离系数
国外某公司	N-2	Φ1.5 - Φ2.3 球	560 - 590	20.2	9.5
国外某公司	LiX-RE	Φ1.5 - Φ2.3 球		17.5	8.9
法国 CECA	G-5000	Φ1.6 ± 0.1 球	600 - 640	19.6	9.1
北大先锋	PU-8	Φ1.5 条状 条	500 ± 20	21.7	9.5

注:氮气吸附量测试条件: $P=101.3\text{Kpa}$, $T=25^\circ\text{C}$ 。



从表 2 反映的 LiX 分子筛的静态吸附性能可以看出,国产 PU-8 分子筛的吸附性能是优异的。PU-8 型分子筛为条状颗粒,堆密度小。在分子筛用量相同的情况下,床层间隙体积大,真空解吸时,氧气的损失量略有提高。如果分子筛的堆密度过大,为了保证吸附器气流的流速,可能造成床层过低。

三、变压吸附工艺

1、PSA 工艺

PSA 工艺是一种常压解吸制氧工艺,因制氧电耗高,适用于小型制氧装置,根据产品气压力,目前有两种流程:

1.1 产品气压力小于 0.2Mpa

产品气压力小于 0.2Mpa 采用图 2 的工艺流程。原料空气经空气压缩机压缩、冷却、分离游离

水之后进入吸附器。从图 3 可以看出,均压过程是在两个吸附器上部进行,一个吸附器降压,另一个吸附器上部进入均压气,下部进压缩空气。因此,空气压缩机连续工作。

北京北大先锋科技有限公司采用该流程生产 10~250m³/h 的 PSA 制氧装置,以 2002 年投产的 250m³/h 装置为例,吸附压力 0.2Mpa,氧气纯度 90~93%,制氧电耗为 0.65Kwh/M³O₂。

开封空分集团有限公司的 100m³/h PSA 制氧装置,在海拔 3600m 运行,采用三床工艺,氧气纯度 93%,氧气压力 ≥0.2Mpa,氧气收率 42%,制氧电耗 0.9Kwh/M³O₂(7)

该工艺是国内外通用的工艺流程,吸附压力 0.2~0.35Mpa,氧气纯度 90~93%,氧气收率 40~45%,制氧电耗 0.65~0.7Kwh/M³O₂。

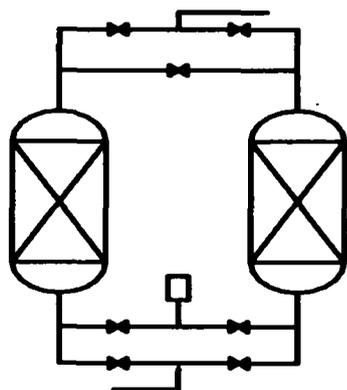


图 2 氧气压力 <0.2Mpa
PSA 制氧工艺流程图

顺 放	逆 放	清 洗	均压	吸附	
均压			顺 放	逆 放	清 洗
吸附					

图 3 操作程序图

该工艺流程不宜用于生产压力>0.2Mpa 的产品气,因为,随吸附压力升高,受均压压降限制,逆放压力较高,饱和区气相和固相氧浓度高。同时逆放过程干燥区和床层下部间隙空间空气损失量大,氧收率明显下降。

美国 Xorbox、Amox 公司和日本酸素株式会社,二十世纪九十年代生产的 20m³/h 以下的小

型 PSA 制氧装置,当氧气压力为 0.2Mpa 时,氧气收率约为 30%左右。

1.2 氧气压力大于 0.2Mpa

产品气压力大于 0.2Mpa 采用的工艺流程示于图 4,原料空气经压缩、冷却、分离游离水后,进入冷冻式干燥器干燥,然后进入空气贮罐,由空气贮罐向吸附器供气。同前面的工艺流程比



较,该方案在吸附器下部增加了一个将两个吸附器下部连通的切换阀,从图 5 操作程序可以看出,均压过程在吸附器上下同时进行,空气压缩机不能连续工作,均压过程空压机排气被贮存在空气贮罐中,其中一个吸附器床层压力下降,该床干燥区吸附的水分部分解吸,为防止过量的解吸水分进入另一个吸附床,增加了预干燥设备,以降低进吸附器空气中含水量。

采用上下同时均压的工艺方案,一方面床层饱和和区间隙空间的空气部分向下移动,降低了上

部的氮气负荷。另一方面随床层压力降低,饱和区解吸的氮浓度较高的气体向下移动,占据了干燥区和床层下部间隙空间。再生过程氧气损失减少,有利于氧气收率的提高。

目前,国内外小型 PSA 制氧装置,产品气压力大于 0.2Mpa 时,大都采用该流程。氧气纯度 90~93%,氧气压力 0.4Mpa,氧气收率 40~45%,制氧电耗 1KWh/m³O₂ 左右。但是,氧气压力不宜设计过高,否则,氧气收率下降。

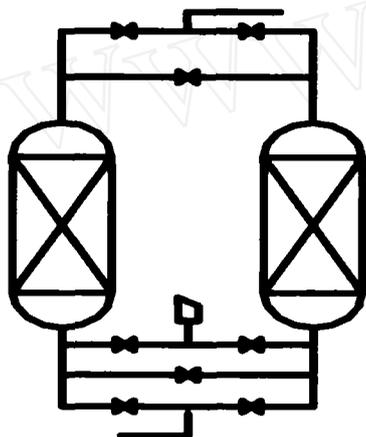


图 4 氧气压力 >0.2Mpa
PSA 制氧工艺流程图

均压	逆放	清洗	均压	吸附
均压	吸附		均压	逆放 清洗

图 5 操作程序图

2、单床 VPSA 工艺

VPSA 工艺是在真空条件下实现吸附剂解吸的制氧工艺,吸附压力高于大气压。VSA 工艺吸附压力接近大气压。在相同操作压比时,VSA 工艺分子筛动态吸附量低,真空泵价格昂贵,目前极少采用。

K.A. 拉萨拉和 Mohamed S.A. Baksh 等人提出的单床变压吸附系统和方法(8)(9)。只有一个吸附器,一台具有空气压缩和抽真空两种功能的鼓风机/真空泵。均压气的转换由中间贮罐实现,单床 VPSA 工艺流程示于图 6。单床和两床

VPSA 工艺本质上没有区别,操作过程基本相同。该工艺的目的在于,降低中小型 VPSA 制氧装置的成本,同时便于集装化。资料显示,装置规模在 130~1300m³/h,氧气纯度 90%时,制氧电耗 0.39~0.57KWh/m³O₂。

根据我国具体情况,装置规模小于 400 m³/h,装置制造成本有较大幅度下降。大于 400m³/h 时,鼓风机/真空泵为高压电机和高压配电设备,制造成本急剧上升,接近两床工艺。由于国内价格的特殊性,单床工艺一直未被采用。

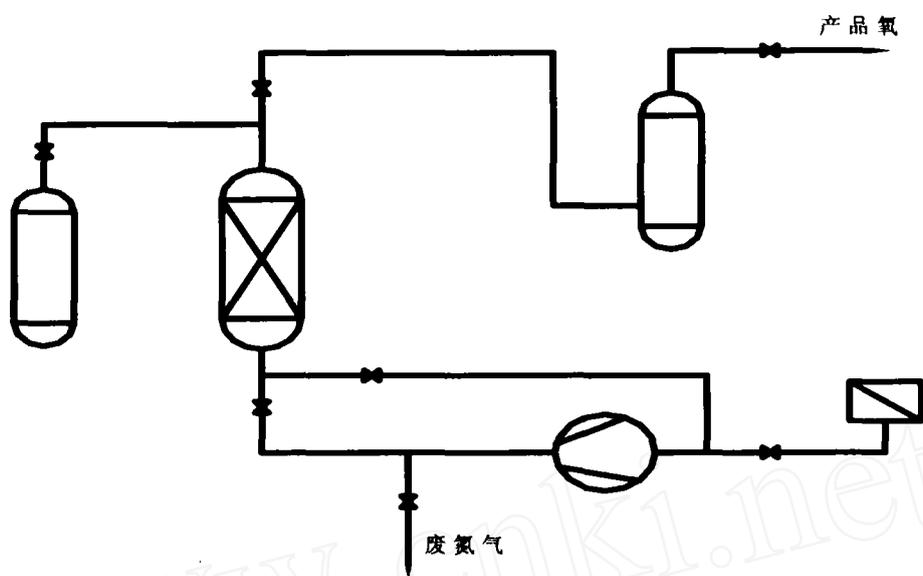


图6 单床 VPSA 工艺流程图

3、两床 VPSA 工艺

两床 VPSA 工艺是目前国内外 VPSA 制氧装置采用的主导工艺,适合于大中型 VPSA 制氧装置。当氧气纯度 90%时,采用轴向流吸附器,装置规模最大 3500m³/h。采用径向流吸附器,装置规模最大在 5000~6000m³/h。

3.1 工艺流程

两床 VPSA 系统如图 7 所示。原料空气经鼓风机压缩后,直接进入吸附器。或者经冷却后进入吸附器。鼓风机后是否设置冷却器,目前有两种观点:一种观点认为,进入吸附器的压缩空气温度小于 75℃,对吸附剂和装置运行不会产生太

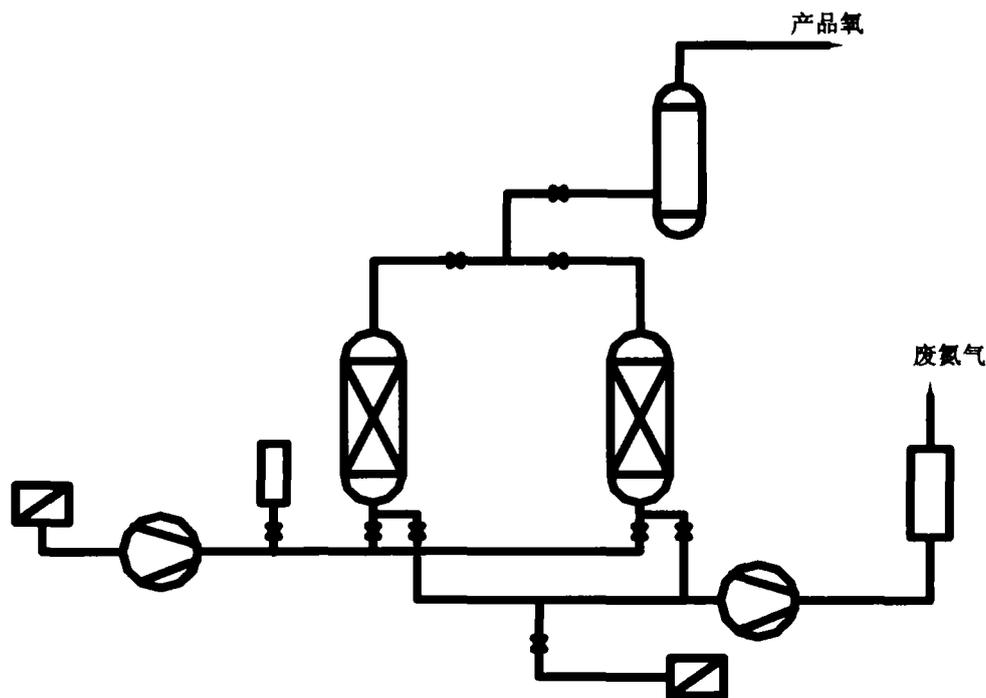


图7 两床 VPSA 工艺流程图



大影响,设置冷却器后,系统阻力增大,同时,增加了冷却水循环的电耗。另一种观点认为,进吸附器压缩空气温度过高,分子筛吸附能力下降,造成产量下降。氧气温度高,对氧气压缩机产生不利影响。目前两种方案均采用。

两床 VPSA 工艺,鼓风机不能连续对吸附器

供气。操作方法不同,真空泵可以连续抽气或者不连续抽气。因此,鼓风机出口,真空泵进口设置放空切换阀。

3.2 操作程序

Eiji Hirooke 等人提出的操作程序示于图 8

均压	均压	充压(1)	吸附	顺放	顺放	真空		清洗
顺放	顺放	真空		清洗	均压	均压	充压(1)	吸附

图 8 顺放:顺向放压 充压(1):氧气充压

Mohamed S.A.Bksh 等人提出的操作程序,示于图 9(9)。

充压	顺放		均压
吸附		真空	
真空		均压	充压
		吸附	

图 9 充压:氧气和空气同时充压

J.斯莫拉雷克等人提出的操作程序示于图 10(11)。

均压	充压	充压(2)	顺放		清洗	均压
吸附		顺放	真空			
顺放	清洗		均压	均压	充压	充压(2)
真空			吸附			

图 10 充压(2):空气充压

德国 Mahlar IGS 公司 3000/100m³/h 装置操作程序示于图 11

(12)。

顺放	清洗		均压	均压	充压	顺放	
真空			均压	吸附			
均压	充压	顺放		顺放	清洗		均压
吸附			真空				均压

图 11

3.3 操作参数

3.3.1 周期

LiX 分子筛价格昂贵,因此,采用较短的周期时间,以减少分子筛的用量。周期时间选择取决于分子筛的动态性能和分子筛的颗粒度。周期时间越短,分子筛的颗粒度就越小,受均压时间限制,周期时间不可能很短,据了解,目前周期时间一般在 40~60 秒之间,均压时间过短,存在两个方面问题,其一,均压压降小,氧气收率下降。其二,保证均压压降,均压气流流速高,对分子筛产生强烈冲击,长时间运行,引起分子筛的粉化,此现象在国内外装置都曾发生过。

3.3.2 操作压比和制氧电耗

从图 1 可以看出,当吸附的绝对压力与解吸绝对压力之比>4,NaX、LiX 型分子筛的氧气收率基本恒定,当操作压比<4,压比越小,氧气收率就愈低。

J. 斯莫拉雷克等人认为(11),操作压比在 2.75 时,制氧电耗最低,并推荐操作压比 2.75~3 之间。以牺牲氧气收率为代价,获得最低的制氧电耗。1998 年之前,美国 prexair 公司两床



VPSA 制氧装置操作压比在 4.5~5 之间, 制氧电耗约为 0.38KWh/m³O₂。例如, 1998 年在淮阴钢厂投产的 100 吨/天的制氧装置采用双级湿式罗茨真空泵, 轴向流立式吸附器。1998 年以后, 大型两床 VPS 制氧装置采用径向流吸附器, 单级湿式罗茨真空泵, 操作压

比 2.8~2.85 之间, 邯钢钢厂 4000/100m³/h 的装置 (13), 氧气纯度 90%, 产量按标态计算, 制氧电耗 0.34~0.35 KWh/m³O₂。最近在铜陵金隆铜业有限公司投产的装置, 是目前世界上周期最短的两床 VPSA 制氧大型装置。

德国 Mahler IGS 公司, 2002 年在铜陵金隆铜业有限公司投产的 3000/100m³/h VPSA 制氧装置 (12), 采用轴向流吸附器, 单级湿式真空泵, 操作压比 3.2~3.5, 制氧电耗 0.357KWh/m³O₂。其中包括增压鼓风机电耗 (氧气压力 ≥ 30Kpa), 扣除氧气增压电耗, 实际制氧电耗约为 0.345KWh/m³O₂。出于鼓风机选型, 还是其他原因, 鼓风机气量明显小于设计气量, 为了弥补空气量的不足, 在吸附器开始进空气时, 床层压力低于大气压, 通过鼓风机出口的放空调节阀吸入空气, 与鼓风机排气一起进入吸附器。

北大先锋科技有限公司目前两床 VPSA 装置, 采用轴向流吸附器, 单级湿式罗茨真空泵, 操作压比 3.1, 制氧电耗 0.35 KWh/m³O₂ 左右。

国内其他制造商大部分采用 CaX 和 CaA 分子筛, 生产中小型 VPSA 制氧装置。采用进口 LiX 分子筛运行装置未见报导, 还有些装置采用离心风机、水环式真空泵和高床层、小直径的吸附器, 与 VPSA 制氧技术的发展方向存在较大的反差, 本文不再另述。

4. 三床 VPSA 工艺

三床 VPSA 国外已极少采用, 国内仍在使

用。三床工艺周期时间长, 分子筛利用率低, 价格因素限制了它的生存。三床工艺鼓风机、真空泵连续工作, 均压结束后, 一个吸附床真空解吸, 另一个吸附床进原料空气吸附, 第三个吸附床床层压力低于大气压, 可以从大气吸入空气, 对床层充压。因此, 鼓风机的气量比两床工艺小 20% 以上。均压时床层下部抽真空, 起到均压和清洗双重作用。当均压时间选择适当, 可取消清洗工况。采用大气进气工艺后, 鼓风机气量减少, 在吸附器直径相同的条件下, 三床工艺装置规模增大。

北大先锋科技有限公司 2003 年在阿城钢铁有限公司投产的 3000m³/h 的三床 VPSA 制氧装置, 包括氧气压缩 (3.0Mpa)、循环冷却水、通风、照明等, 综合制氧电耗 0.54 KWh/m³O₂ (14)。

5. 五床 VPSA 工艺

五床 VPSA 工艺是北大先锋科技有限公司发明的制氧新工艺, 适合于大型 VPSA 制氧装置。五床工艺实质上是两套三床工艺的有机组合, 将六个吸附器简化成五个, 其中一台吸附器共用。周期时间介于两床和三床工艺之间, 装置成本略高于两床工艺, 低于三床工艺, 电耗低于两床工艺。五床工艺流程示于图 13。受吸附器直径限制, 五床工艺装置规模不宜大于 10000m³/h。北大先锋科技有限公司已生产了 6500、7500、8000m³/h 多套装置。

五床 VPSA 制氧装置在制氧电耗、总投资等方面与深冷空分设备比较, 仍具有一定的优势。



图 12

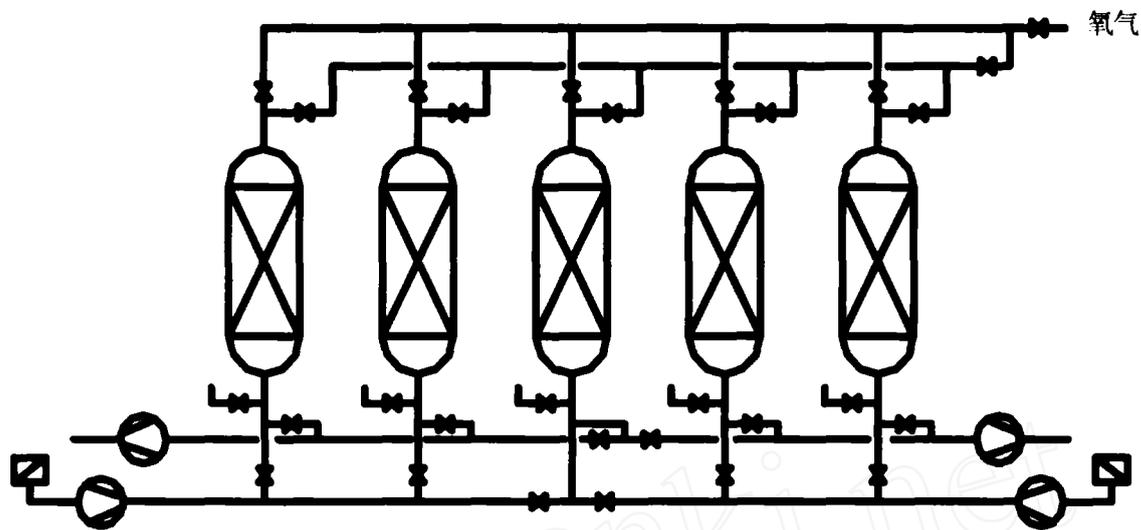


图 13 五床 VPSA 工艺流程图

但是五床 VPSA 制氧装置占地面积大, 机组多, 日常管理维修工作量增大, 如果同时需要氮气产品, 选择深冷空分设备是合理的。

四、配套机组

1. 鼓风机和真空泵

VPSA 制氧国外普遍采用罗茨鼓风机, 国内有人主张用离心风机。罗茨鼓风机在性能范围内效率变化不大, 离心鼓风机因有内压缩, 在设计工况运行时, 效率略高于罗茨鼓风机, 但偏离设计工况运行时, 效率下降很大。因此, 选用离心鼓风机时, 出口压力应保持恒定, VPSA 制氧很难实现。

VPSA 制氧国外普遍采用湿式真空泵, 国内有人主张用水环式真空泵。罗茨鼓风机在整个压力区段均处于高效区, 其等温效率一般在 60~65% 之间 (15), 水环式真空泵的高效区约在 -46.7~73.3Kpa, 因存在水力损失, 其等温效率一般在 30~55% 之间, 比功率较低。变压吸附过程真空泵入口压力在大气压和解吸压力之间周期性变化, 功率消耗水环式真空泵明显高于罗茨真空泵。

二十世纪八十年代末, 我国从日本引进罗茨鼓风机 (真空泵) 设计、制造技术, 经过消化、吸收, 其技术水平已接近国外同类产品的水平。美

国 DRESSER 工业公司向世界绝大部分大型 VPSA 制氧装置供应罗茨鼓风机和真空泵。从使用角度来看, 国内和 DRESSER 公司均采用两叶的叶轮, 国内的气体压缩是由高压气体向基元容积回流均压而实现的。DRESSER 公司采用预进气的方法, 从而使排气口回流冲击强度大为减弱, 气动性噪音得以降低。DRESSER 公司大型鼓风机、真空泵转速一般在 1000rpm, 振动速度约为 19~20mm/sec, 国内转速仅为 490rpm, 振动速度 ≤ 12 mm/sec, 如果转速能够提高, 鼓风机 (真空泵) 的气量将大幅提高。目前国内鼓风机最大气量约为 50000M³/h。鼓风机、真空泵振动速度高, 对基础要求也高, 振动引起的机械噪音增大, 同时对管道阀门产生不利影响。

目前, 国外大型 VPSA 制氧装置绝大部分采用湿式真空泵, 是否已在装置采用干式真空泵无法考证。国内生产的干式真空泵, 最大抽速 45000M³/h, 真空度为 -49Kpa, 提高真空度后, 由于压缩比增大, 排气温度较高, 叶轮之间、叶轮与机壳以及墙板之间间隙变得很小, 严重时相互卡住, 如果出口端采用吸入大气逆流冷却的方法, 单级干式真空泵压力比可以达到 4.4 左右



(16)。由于这种真空泵市场用量小,改型设计将付出高昂的代价。干式真空泵叶轮之间、叶轮与机壳以及墙板之间依靠间隙密封,随着压缩比提高,泄漏量增大,容积效率下降。湿式真空泵因注入密封水,除起密封作用外,同时具有冷却作用,因此,压缩比和容积效率均比干式真空泵高。

2. 吸附器

2.1 轴向流立式吸附器

采用 LiX 型分子筛的 VPSA 制氧装置周期时间短,分子筛用量大幅下降,在保证床层允许气流速度的前提下,床层高度一般在 1000mm 左右,类似于深冷空分设备大型纯化器。轴向流立式吸附器设计,首先应保证气流分布的均匀性。其次,尽可能减少进出口间隙空间。第三,防止分子筛的流态化,分子筛的颗粒尺寸、颗粒形状、堆密度不同,其流化速度也不相同。当吸附过程气体通过床层流速低于流化速度,并不能保证均压过程气流速度低于流化速度,因此,必须考虑分子筛的压紧措施。

Jeffert J.Nowobelski 提出的结构(17),在床层上部和下部各安装一块沿径向开孔率不同的孔板,以改善气流分布均匀性,但该结构床层上部和下部间隙空间大。

Jeffert J.Nowobelski 等人提出的结构(18),在床层的下部按一定规律装满分级的瓷球,以改善气流分布的均匀性和减小床层下部间隙空间。

J.斯莫拉雷克等人提出的结构(19),在床层上部装填分级球和可膨胀气囊,改善床层上部气体分布均匀性,同时,可减小床层上部间隙空间。

北大先锋科技有限公司轴向流立式吸附器结构,在床层下部安装多层开孔率不同的孔板,并用填充物填充下部部分间隙空间。其上部为圆盘式气体分布器,部分空间装填瓷球,以便压紧分子筛。据了解,该公司投入运行的吸附器,直径已达 $\Phi 5600$,由于 PU-8 分子筛堆密度较小,床

层高度一般在 1100~1300mm,三床或五床装置在 1300~1500mm。

2.2 卧式吸附器

日本采用 NaX、CaX 分子筛的 VPSA 大型装置,大都采用卧式吸附器,文献(20)提供了卧式吸附的结构。采用 LiX 分子筛后,床层高度低,床层上部和下部间隙空间大的问题很难处理,至今未见采用卧式吸附器的相关报道。

2.3 径向流吸附器

法国空气液化公司最早在深冷空分设备上采用径向流吸附器(21),由于间隙空间大,该结构不能满足 VPSA 制氧装置的需要。随着 VPSA 制氧装置的大型化,采用径向流吸附器已成为 VPSA 制氧技术的发展趋势。有关国外径向流吸附器的报导,参阅文献(22)、(23)、(24)、(25)。国内径向流吸附器目前尚未达到实用化阶段。

3. 系统控制

随着信息技术的快速发展和普及,VPSA 制氧装置采用“PLC+上位机”可以实现无人化管理。目前,国内的控制系統只能起到运行参数的监控,数据传输和紧急自动停车等功能,不能实施偏离设计工况时自动进行调节。H.R.肖布等人提出了“真空变压吸附系统的调谐”的控制方法(26)。它是根据吸附器床层轴向温度,当环境条件改变,床层轴向温度偏离设计工况时,通过自动改变均压、再加压、清洗等控制阀门的开度,自动调整工况,确保装置的稳定运行。国内装置测控点比国外要少,特别是吸附器温度监控。吸附器轴向温度的分布,客观地反映了吸附、解吸工况的实际情况,对判断工况是否偏离设计工况提供了直观的依据。

五、发展与展望

变压吸附制氧技术已有四十多年的历史,特别是近十多年来 LiX 型分子筛的出现,变压吸附制氧技术进入了新的发展阶段,无论装置规模,



制氧电耗都达到了前所未有的水平。

近十年,我国变压吸附制氧技术得到了快速发展,同国外的技术差距逐渐缩小,出现了一批达到和接近国外同类产品的运行装置,形成了大中小型装置规模生产的能力。

变压吸附制氧工艺日臻完善,今后相当长的一段时间内,以完善、改进现有工艺方案,逐步提高装置综合技术经济指标为主要发展方向。变压吸附制氧技术取得突破性的发展,期待性能优于LiX的新型分子筛的出现。

参考文献

1. M.Kawai and Keneko "Pressure Swing Adsorption process status quo in Japan" Gas Separation & Purification Vol 3 1989
2. 彭坤乐等"3200m³/h 真空变压吸附富氧装置的运用",变压吸附技术交流会论文集。2002.5 P47-49
3. L.J.图森特"用于压力摇摆吸附操作改进的吸附床",中国专利申请号 92113704.4 1993.6.16
4. X. 维戈尔"通过吸附从气体混合物中分离氮气的方法"中国专利申请号 95108407.0 1996.7.17
5. RAVI KUMAR "Vacuum Swing Adsorption Process for Oxygen Production -A Historical Perspective" Separation Science and Technology 31(7) P877-893,1996
6. Sali U.Rage and Ralph T.Yang "Limits for Air Separation by Adsorption with Lix Zeolite" Ind.Eng.Chem, Ras.1997. 36 5358-5365
7. 裴红珍"国内首套高原变压吸附制氧设备设计及应用" 气体分离设备技术交流会论文集 2003.11 P228-229
8. K.A.拉萨拉等"单床变压吸附系统和方法"中国专利申请号 94115637.0 1995.4.19
9. Mohamed S.A. Baksh "Pressure Swing Adsorption process" U.S Patent 5518526 May.21.1996
10. Eiji Hirooka"Process for producing oxygen enriched product stream"U.S Patent 5122164 Jun. 16. 1992
11. J.斯莫拉雷克等"真空变压吸附系统和方法"中国专利申请号 98123734.7 1998. 11.3
12. 沈强"进口 VPSA 制氧装置的流程特点及配置" 深冷技术 2002 年第六期 P18-25
13. 王榆基等"真空变压吸附制氧工艺流程和安装调试" 深冷技术 2002 年第五期 P21-24
14. 刘世合等"ZO-3000 型 VPSA 制氧设备研制报告" 气体分离设备技术交流会论文集 2003.11 P219-202
15. 黄龙林"罗茨鼓风机(真空泵)在变压吸附工艺中运用" 变压吸附设备新技术交流会论文集 2000.5 P93-97
16. 苏春模著"罗茨鼓风机及其应用" 中南工业大学出版社 1999 年 11 月第一版
17. Jeffert J.Nowobilski "Perforated platefluid distributor and TTs Associated fixed bed vessel" U.S Patent 5298226 Mar. 29. 1994
18. Jeffert J.Nowobilski "Adsorption flow distribution" U.S Patent 5538544 Jul. 23.1996
19. J.斯莫拉雷克等"用于吸附床的限制器" 中国专利公开号 CN 1286131A 2001. 3. 7
20. Leon Hay "Adsorber and process for the separation by adsorption" U.S Patent 5176721 Jan . 5.1993
21. Mrurice Bosquain "Reactor and apparatus for purifying by adsorption" U.S Patent 4541851 sep 17.1985
22. Wilelm Rohde "Adsorber bed apparatus" U.S Patent 4698072 oct .6.1987
23. Michel Poteau "Adsorber comprising annular Superposed beds adsorbent materials" U.S Patent 5232479 Aug .3.1993
24. James Smolarek "Radial bed vacuum/pressure swing adsorber vessel" U.S Patent 5759242 Jun .2.1998
25. 克里斯蒂昂.莫纳雷奥"通过吸附作用分离气体的装置及其处理空气流的用途" 中国专利申请号 9811691.2 1998.8.25
26. H.R.肖布"真空变压吸附系统的调谐"中国专利申请号 94119094.3 1994.12.15