

空分设备的操作体会

天津钢厂氧气厂

自1983年以来,我厂随着炼钢生产能力的不断提高,先后改造、安装了两台国产KDO-3350空分设备,并分别于83年6月和85年元月投入生产运行。

这两台设备全部为四川空分设备厂设计、制造、安装的。在设计中流程计算和精馏计算均采用了引进的林德技术电子计算机程序进行电算的,由于是单高设备,上塔仅56块塔板。减少塔板数目,可以减少上塔阻力,相应降低空压机的排出压力,比一般设备更为经济。除此之外,设备还采用了一系列国内外的先进技术,如用袋式空气过滤器代替了原油浸式过滤器;切换蝶阀代替了老式的双座切换阀;液氧自循环代替了液氧泵的强制循环;全部采用了明杆式低温角式截止阀,减少了设备的跑冷;氮气予冷系统采用雾状分层喷淋空筒式空气冷却塔和旋流板式水冷却塔,代替了原配套使用的拉西环式填料塔,采用了可调喷嘴透平式膨胀机组,使膨胀量可以在较大范围内进行调节,充分发挥膨胀机的效率;低温设备的主换热器,采用了新型的大截面长单元多通道的板式换热器。

对于这两套空分设备,经过一段时间的运转,我们觉得KDO-3350设备与国内同类型设备相比,就其运转性能、设备生产能力及经济指标,均达到了较好水平。

根据运行以来的统计数字计算,氧产量平均达到3500 m³/h以上,氧纯度在

99.5%以上,电耗在0.63 KWh/m³左右(不包括压氧)。

通过几年来的操作,我们对在操作中的体会总结如下:

1、板式换热器运行阻力对产品氧气纯度的影响

板式换热器的运行阻力,可以直接影响到精馏塔内的产品氧纯度,同时调节不当,还会影响到设备的长期稳定运转。KDO-3350为单高设备,只提取纯氧,没有纯氮产品,除氧气外,其余全作为污氮气排出塔外,自上塔经管道在入板式之前分作两股气体进入板式复热,一部份为不切换氮,即相当于双高产品中纯氮部份,另一部份经自动阀箱进入板式参与自清除后,复热至常温送入氨水系统的水冷却塔(见图)。这两部份氮气在进入板式前设有阀门控制流量之间的分配,只是在不切换氮出板式之后有一蝶阀控制。从整个返流污氮量的分配上来看,对于参加自清除部分,从数量上应该满足自清除的需要,同时工况应符合整个设备的运行需要。从我们实际操作中体会到,板式阻力设计值为7.8~11.8 kpa(800~1200 mmH₂O),如果在实际生产中将板式阻力调整到设计值,则要对切换氮适量减少。如此运转,必将破坏板式的自清除工况,而影响设备的长期稳定运转,随后使得板式阻力超过设计值。如果将不切换氮量减少,增加切换氮来保证板式的自清除工况,

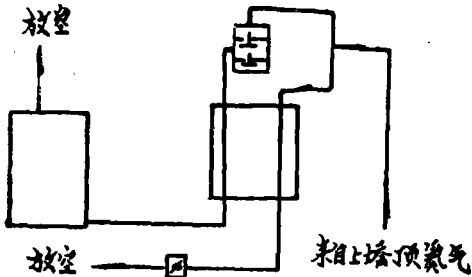
③水压达不到要求,压缩机不能启动;

④主、付油泵自动控制。主油泵停止,付油泵自动启动;

⑤各测温点只设温度报警;

⑥止推瓦进油节流孔扩大。原设计为 \varnothing 4毫米,经过两次试车都连续烧毁。经观察是喷油量不足,润滑不好造成。后扩大到 \varnothing 6毫米,经试车良好。

在这种工况调整过程中，整个设备的运行工况都会发生一定的变化。首先加大了切换氮的流量，板式阻力反映出来的数值有所增加，氮水系统的水冷塔阻力也有所增加，直观反映是放空污氮在水冷塔、排放口带出大量的水份，同时由于板式阻力增加，引起上塔压力也随之有所升高，在主冷液面相同的情况下，送出产品氧的纯度变坏，直接影响到产品的质量。根据这种情况，我们在操作中，经过一段时间的摸索之后，对这两部份氮量的分配进行了反复调节，首先以产品氧的纯度为调节操作的根本，适当开大出板式的不切换氮蝶阀，然后在此基础上，再以氮水予冷系统水冷塔污氮排放口不带水为依据，适当关小上述阀门及增加自清除的返流污氮量，保证设备的长期运转，如此反复进行调节寻找到一个最佳操作点。在此工况下，板式阻力在 $14.7 \sim 11.76 \text{ kPa}$ ($1500 \sim 1200 \text{ mmH}_2\text{O}$)，上塔压力 41.16 kPa (0.42 kg/cm^2)左右，产品氧可达 $3500 \text{ m}^3/\text{h}$ ，纯度调至 99.6% 。



图

2、空气入装置温度的变化对板式工况及空分设备运转工况的影响

该设备设计进塔空气温度 $30\text{ }^\circ\text{C}$ ，板式中部温度 $105 \sim 110\text{ }^\circ\text{C}$ ，板式冷端温度 $-17.2\text{ }^\circ\text{C}$ 。原料空气经压缩机升压后，排出温度升高，经末端冷却器冷却，进入氮水予冷系统空冷塔温度可降至 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 左右进入

空分装置，返流气体在板式热端以 $3\text{ }^\circ\text{C}$ 左右的温差复热后，送出装置，在这种热负荷情况下，膨胀量一般控制在 $2300 \text{ m}^3/\text{h}$ 左右，即可满足整个装置的冷损。设备在冬季运转中，原料空气压缩经末端冷却器冷却后，温度可达 $40\text{ }^\circ\text{C}$ 左右，由于氮水泵及循环水系统的管理因素，我们停止使用氮水予冷系统，直接将 $40\text{ }^\circ\text{C}$ 的压缩空气送入塔内。热负荷的增加，使得冷区下移，为了保证板式的正常工况，控制其中部温度在 $-110\text{ }^\circ\text{C}$ 左右，对于板式需增加环流量，以补偿冷段冷损失，对于整个装置则增加膨胀量以补偿冷损。在空气进塔温度 $40\text{ }^\circ\text{C}$ ，返流气体在板式热端以 $5\text{ }^\circ\text{C}$ 温差复热送出装置的工况下，环流膨胀量增加至 $3000 \text{ m}^3/\text{h}$ （入膨胀机气量全部为环流量），板式中部温度尚不能保证在 $-110\text{ }^\circ\text{C}$ 工况下稳定运转，如再增加环流量，则膨胀冷量便出现过剩的情况。为了兼顾整体，在操作中以保证板式中部温度做为调节环流膨胀量的依据。即便这样，液空吸附器曾经使用还达不到七天的周期，因阻力增大四天便被迫交换。吸附器的加热，再生使用为干燥氮气，露点经测试均在 $-30\text{ }^\circ\text{C}$ 以下，各方面都严格按照要求进行操作，吸附器仍无法达到设计周期。在操作中，我们又进行了各种各样的变工况操作，效果仍不见好转，氮水予冷系统投入使用后，使得进塔原料空气的温度降至 $20\text{ }^\circ\text{C}$ 左右，环流膨胀量减至 $2300 \text{ m}^3/\text{h}$ ，板式中部温度在 $-110\text{ }^\circ\text{C}$ ，液空吸附器使用周期保证达到了七天。这个过程使我们体会到，板式换热器换热面积的设计储备系数不大，但换热器热负荷增大，使得工况区缩小， CO_2 的清除能力下降，一部份 CO_2 随空气带入塔内，增加了液空吸附器的负担，甚至会影响整个设备的正常工况。因此我们在操作中，严格控制进塔空气的温度，使之在设计工况下运转。