

* 专题论述 *

对渣油制氨的进口空分设备的分析

郭有仪 樊 珍

(西安交通大学低温教研室, 西安市咸宁西路, 710049)

【摘要】 我国以渣油为原料的制氨工厂, 配套使用的大型空分设备是从德国林德公司进口的。本文对该机从制冷系统、净化系统和精馏系统进行了深入的分析, 基本上搞清了该机能耗高、氧提取率低的原因, 为该机的改造和今后选择内压缩空分流程提供了依据。图3。

关键词: 油渣制氨 进口空分设备 制冷系统 净化系统 精馏系统 分析

为了适应煤或渣油为原料的大型合成氨工厂对高压氧气和压力氮气的需要, 德国林德公司设计了内压缩空分流程。80年代中期, 我国在乌鲁木齐、镇海和银川建立的三座年产30万吨合成氨工厂, 均采用了此种流程的空分设备, 简称“28000”空分设备。这种流程能较好的直接配合合成氨工艺流程的需要, 解决了高压压缩氧气在技术上的困难。但是, 它的提取率低, 综合利用水平差, 流程十分复杂。已有文章对它进行了评论和介绍^{[1],[2]}。

鉴于三家氨厂未达到年产指标, 因此对“28000”空分设备提出了增加氧产量、提高氧提取率、降低能耗的要求。某些地区, 如乌鲁木齐地区, 缺少氩气, 若能适当提氩也是很受欢迎的。最理想的办法是对原“28000”空分设备不作大的变动, 而实现上述要求。为此有必要对“28000”空分设备进行更为深入的剖析, 以明确改造的可能性及方向。本文针对乌鲁木齐石化总厂的“28000”空分设备的制冷系统、精馏系统和净化系统三个方面, 进行分析。

乌鲁木齐“28000”空分设备流程见图1。该机生产 9.7 MPa 的纯氧气 27000 m³/h,

0.58 MPa 的纯氮气 6300 m³/h, 7.7 MPa 的纯氮气 30700 m³/h(此氮气实际是外压缩, 由 0.58 MPa 压到 7.7 MPa)。空分设备氧提取率 75.77%, 以氧产品折算的单位能耗 2904.5 kJ/m³O₂, 以氧、氮产品折算的单位能耗为 2157 kJ/m³O₂ + N₂。

一、制冷系统分析

内压缩流程的主要特点是采用液氧泵把主冷凝蒸发器中排出的液氧压缩至高压, 再回收高压液氧的冷量, 使其成为气氧排出塔外。这样, 主冷凝蒸发器大约少凝结液氮的数量为氧产量的 1.42 倍。为了避免由此引起下塔回流液的减少, 而导致下塔精馏工况紧张, 必然要使用高纯氮回收高压液氧复热的冷量, 以形成液氮作为下塔精馏的回流液。

因此, 一般来说, 内压缩流程的大型空分设备, 常常是由一个低压空分流程和氮循环的液化流程组合而成。“28000”空分设备正是这样, 采用一个全低压空分流程和一个高压(11.7 MPa)、中压(7.7 MPa)氮的循环流程组合而成。

乌鲁木齐“28000”空分设备, 采用 E4 换热器中顺流的高压氮(11.7 MPa)回收高压液氧的冷量, 由该换热器的 q-T 图可见(图

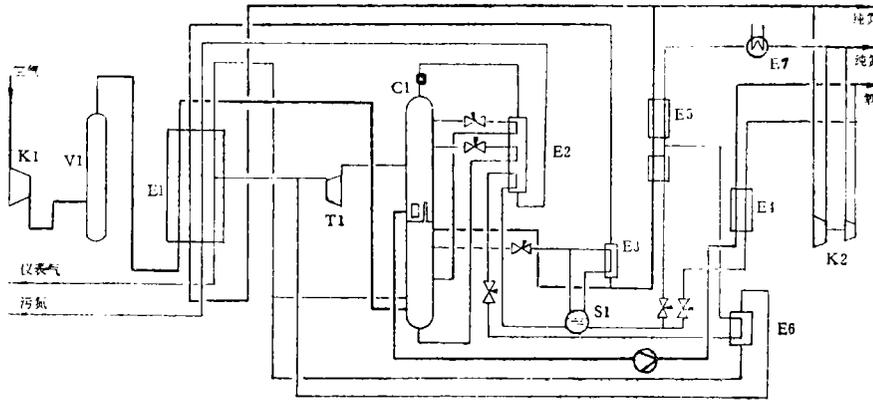


图1 28000 m³/h 空分设备流程图

K1—空压机 V1—空气冷却塔 E1—板翅式可逆换热器 C1—精馏塔 E2—液空、污液氮、纯液氮换热器 S1—液氮分离器 E3—液化器 E5—高压氮换热器 E6—膨胀换热器 E4—高压氮—高压氧换热器 E7—氮冷器 K2—氮压机 T1—透平膨胀机

2), 在氧气 151K 截面处, 温差仅 5℃。若氧超负荷为 28000 m³/h, 则发现该截面处温差为 3.5℃, 表明该换热器增负荷的可能性较小, 也即氧增产的可能性较小。在该换热器热端氧气 308.5K 时, 热端温差降至 4.5℃。为了减少该换热器的复热不足损失, 而将氧气排出温度定为 308.5K。此时, 顺流高压氮入 E4 换热器温度为 313K。E4 换热器中顺流高压氮回收液氧冷量后, 节流至下塔仅能得到液化率约 70%, 只是氧产量的 0.95 倍, 不足以弥补下塔回流液的不足。因此, 再设置 E3、E5、E6 换热器, 及将 S1 内的液氮到 E2 换热器过冷, 目的都是为了取得冷量增加液氮的数量。特别是其中的 E5 换热器, 用 7.7 MPa 的压力氮, 去回收下塔排出的 0.58 MPa 压力的循环氮的冷量。该换热器的 q-T 图表明 (见图 3), 当冷氮气的温度在 233K 时, 温差为 5℃; 温度 240K 时, 温差约为 0.5℃。

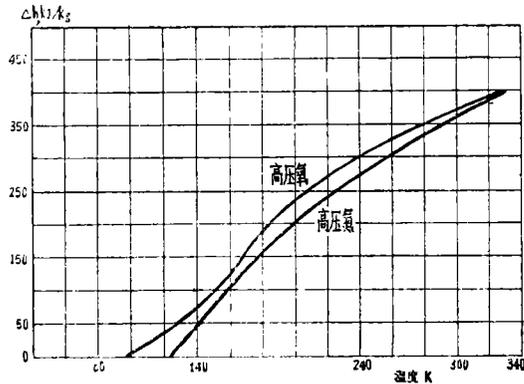


图2 E4 的 q-T 图

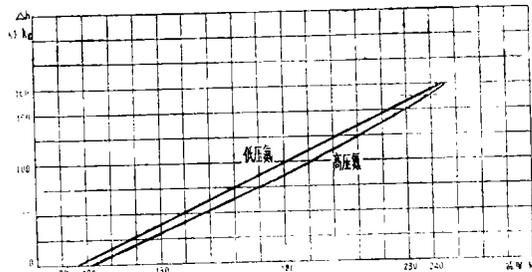


图3 E5 的 q-T 图

这意味着, 该换热器若要正常工作, 7.7 MPa 的高压氮需先降温至 238K 后, 才能进入 E5 换热器, 这样氮循环中又增加氮预冷换热器 E7。至此“28000”空分设备使用的氮

循环回收系统, 不仅是一个高压(11.7 MPa 和 7.7 MPa) 的节流氮流程, 而且是一个涉及预冷和要设众多不同压力等级换热器的较为复杂的空分流程。

由分析“28000”空分设备正常工况的制冷量得知, 空气等温节流制冷量占总制冷量的 7.22%, 氮循环部分等温节流制冷量(包含氨制冷量) 占总制冷量的 40.14%, 其余 52.64% 为膨胀机生产的制冷量。而制冷量的消耗分配为: 跑冷损失是 14.38%, 主换热器复热不足损失为 19.87%, 循环氮复热不足损失为 41.88%, 压力氧的损失为 22.48%, 其余 1.39% 为压力氮、液氮、仪表空气等损失。

由以上比例数字可得出:

(1) “28000”空分设备与一般大型空分设备相比, 制冷量的获得不是主要依靠廉价而有效的透平膨胀机。

(2) 主换热器 E1 的损失较大, 这主要是因为它的热端温差太大。

(3) 循环氮的复热不足损失较大, 这主要是因为高压循环氮是由 E1 和 E5 换热器排出塔外, 而又由 E4 换热器进入塔内的。

对该机进一步进行有效能分析发现, 除精馏系统 焓损失大外, 主换热器 E1 的焓损失较大占总焓损失的 37.2%, 氮循环中的节流阀的焓损失也较大占总焓损失的 11.2%。主换热器焓损失大的原因, 除热端温差大外, 也是因为循环氮系统的部分氮量是在 E1 换热器中复热的。

从“28000”空分设备的能量平衡分析和焓损失分析, 都一致揭示该机采用高压节流氮循环是不经济的, 也是该机能耗高的原因之一。

二、净化系统分析

“28000”空分设备, 采用冻结法在 E1 换热器内除去水分及二氧化碳。为了保证自清除的进行, 在使用环流法时, 产品气的总量一般不得超过总加工空气量的 40%, 即供自

清除用的污氮量, 不得少于总加工空气量的 60%。“28000”空分设备的产品气体量较大, 为了得到足够数量的污氮, 采用降低污氮纯度, 也即增加加工空气量的办法, 使得该机的污氮量达到 61.5%。就“28000”空分设备而言, 若想进一步增加氧产量, 污氮数量会减少。若污氮量以最少 60% 为极限, 氧气可增加约 2500 m³/h, 但氧提取率也只有 83%, 低于国产大型低压空分设备氧提取率约 5%, 与发达国家的大型空分设备氧提取率 98% 相差甚远^[3]。

此外, 由于供自清除的污氮量甚少, 不得不将 E1 换热器的冷端温差设计得较小, 即 1 K。为了使 E1 的总传热面积不致过大, 以免金属耗量增加及制造困难, 又不得不将热端温差取大, 为 4 K(通常取 2~3 K)。

由此可见, 在产品气量较大的条件下, 又要采用冻结法净化空气中的水分及二氧化碳, 就不得不降低氧提取率, 和增加设备的能耗。

三、精馏系统分析

“28000”空分设备精馏系统的特点是, 在上塔送入 0.203 m³/m³A 膨胀空气的同时, 又在下塔抽取 0.222 m³/m³A 的压力氮, 因此, 上塔的精馏潜力已充分的利用。为了弄清精馏系统中尚有多少潜力, 分别对氧产量为 30000 m³/h、27000 m³/h 时, 粗氮提取率为 30% 和 10% 的情况进行了精馏工况计算。

当氧产量为 30000 m³/h 时, 上塔精馏段的实际回流比已接近最小回流比, 说明精馏已属不可能。在不增加氧产量的前提下, 粗氮提取率为 30% 时, 上塔精馏段实际回流比是最小回流比的 1.1 倍; 粗氮提取率为 10% 时, 是 1.3 倍, 这就说明上塔仅有提取粗氮 166 m³/h 的潜力。

对下塔按二元系计算精馏工况, 其结果是: 下塔的污液氮至纯氮抽出段(简称第 II 段)的理论塔板数 15 块, 此段实际设置 27 块塔

板,因此塔板效率55.5%。下塔塔底至污液氮抽出段(简称第I段)的理论塔板数6.8块,此段实际塔板数13块,塔板效率52.5%。下塔按二元系计算塔板平均效率为54.5%,对大型空分设备下塔而言,此值是偏高的^[4],换句话说讲下塔的实际塔板总数偏少。尤其下塔第I段塔板数偏少,这就使提高污氮的含氮量带来了困难。

对上塔按三元系计算精馏工况,其结果是:上塔塔板效率仅26.61%,此值是偏低的^[4],即上塔塔板数偏多。现上塔各段塔板数配置,液空进料口至膨胀空气进料口共设置实际塔板数18块。一个正规设计的上塔,若不提氩,此段仅有2~4块实际塔板^[6],如果入塔膨胀空气过热度大,可以略增加一点塔板数。计算表明,此段塔板数取得太多,反而破坏了上塔的氩富集,在上塔氩最富集处,氩浓度仅为3.65%,而上塔排出液氧中尚有0.5%左右的氮。总之,“28000”空分设备上塔塔板配置的不合理及过多的塔板数,不仅增加了总能耗,而且造成该机上塔塔板配置若不适当变动,就无法提氩。

上述三方面的分析已十分明确,由林德公司进口的乌鲁木齐石化总厂“28000”空分设备,其增产的可能性较小,即该机的操作弹性小。其特点为:

(1) 制冷系统是由一个低压空分流程和高压氮循环流程组成。流程中涉及到11.7、7.7、1.0及0.65 MPa四个压力,而且制冷量中约有40%在氮循环中消耗掉,因此,流程组织复杂,能量消耗较高。

(2) 氧和氮产品的总量约占总加工空气量的38.5%。氮、氧产量之比为 $V_{\text{氮}}/V_{\text{氧}}=1.371$,因此为了保证E1换热器自清除时对污氮数量的要求,造成该机提取率较低,仅75.77%。

(3) 采用高压氮在E4换热器内回收高压氧的冷量。为了避免出现负温差,该换热

器能增加液氧的冷量回收量是有限的。当氧产量增大到28000 m³/h时,该换热器最小温差约3.5℃,若再进一步增大氧产量已属不可能。

(4) 因为在上塔进入膨胀空气量0.203 m³/m³A后,又在下塔抽压力氮0.222 m³/m³A,因此造成上塔精馏时冷量紧张,基本上无增加氧产量和氮产量的可能性。此外,由于膨胀空气量入口位置过低,破坏了上塔的氩富集,以致造成该机上塔不作适当改造无提氩的可能性。

四、改进措施

1. 为了改变“28000”空分设备的状况,增加氧提取率,首先该机必须采用分子筛净化系统,而废去自清除法。分子筛净化方法对污氮量的要求比自清除法低得多。

2. 纯氮气产品以低压(约0.1 MPa)排出塔后再压缩到0.58 MPa(下塔压力)所消耗的能量,和直接由空分设备取0.58 MPa压力氮气的能量消耗是一样的,这样就可以不在下塔取压力氮(仅剩膨胀空气进上塔),或者采用抽氮膨胀系统(即除去膨胀空气进上塔),这样上塔可有足够的精馏冷量,达到增加产量或提取氩的目的。

3. 氮循环可改用能耗较低的中压克劳德循环。

参 考 文 献

- 1 蒋全勋. 煤、油制氮装置中空分流程的选择. 深冷技术, 1988(3): 10~16
- 2 回振贵. 林德28000 m³/h空分流程分析. 深冷技术, 1988(6): 1~4
- 3 戴思聪, 林战生, 卢体隆. 美英大型空分设备设计制造及板式真空钎焊技术. 深冷技术, 1986(1): 13~21
- 4 张祉祐, 石秉三. 制冷及低温技术. 机械工业出版社, 1988.
- 5 西安交通大学制冷与热工教研室编. 全低压制氧机原理及计算. 北京: 机械工业出版社, 1976.