

YANGQI YIQUE SHENGCHAN LIUCHENG YOUHUASHEJI YU CHANPIN
JI GUANZHUANG XINJISHU BIAOZHUN SHIYONGSHOUCE

氧气、乙炔 生产流程 优化设计与产品及灌装新技术标准

实用手册

大地音像出版社

封面设计 任勇设计室

ISBN 7-88619-003-3



9 787886 190032 >

ISBN 7-88619-003-3

定价：998.00元

氧气、乙炔生产流程优化设计与 产品及灌装新技术标准实用手册

(第三卷)

主 编：随学兵

大地音像出版社

第三节 空分装置的正常操作

空分装置启动后,各部分生产工况趋于正常,摆在我们面前的任务是如何维护设备,保证最佳生产工况稳定下去,使空分装置以最小的消耗,获得更多的合乎质量要求的产品。

空分装置的启动过程是复杂的,工作是紧张的,但是出产品,看效果,还是要在正常生产的操作中实现。全低压空分装置的工况稳定性固然很强,但影响工况稳定性的因素也很多,一旦某一工艺条件发生波动,就会影响整个系统工况的变化,甚至造成重大事故损失。因此,要求操作人员必须及时地发现,准确地判断某一工艺指标的偏离倾向和产生的原因,并给以有效的处理,以期达到优质、高产、低耗的目的。

在操作中要注意到各个方面,如系统的压力、流量、温度、液面、阻力及纯度的变化;还要注意到各运转部分的声音、振动和温度等工况。尤其要注意切换系统的工作情况,因为切换系统的故障,往往需要在极短时间内给以准确的判断、正确的处理,否则容易造成严重事故的发生。因而要求操作人员借助仪表认真地检查和记录各部分生产工况,对发生偏离的某些指标予以及时、仔细的调整。现在就介绍一下全低压空分装置正常生产中的调整方法。分四个部分:

- 一、可逆式换热器(或蓄冷器)生产工况的调整。
- 二、精馏工况的调整。
- 三、膨胀机工况的调整。
- 四、其他维护事项。

一、可逆式换热器(或蓄冷器)生产工况的调整

(一)控制可逆式换热器(或蓄冷器)各部温度工况的意义

可逆式换热器(或蓄冷器)的重要作用是正流空气与返流气体之间通过翅板或填料进行热交换,并在热交换的同时使正流空气中含有的水分和二氧化碳冻结在翅板表面或填料上,而正流空气被冷却到近于液化温度进入下塔。返流气体在复热的同时将正流空气冻结的水分和二氧化碳带出装置。

由上可见,若要稳定可逆式换热器(或蓄冷器)的生产工况,就必须保证其长期处于良好的换热状态及足够的自清除能力。这就要求通过控制可逆式换热器(或蓄冷器)各断面上的换热温差,使之不能超过水分和二氧化碳自清除的最大允许温差。因此,只要在运行中能够及时地调整可逆式换热器(或蓄冷器)的各部温度工况,使其在工艺规定的范围之内,也就达到了换热与净化的目的。

由于在运行中不可能将可逆式换热器(或蓄冷器)的各断面的温度和温差都加以控制,因此,只要选择出有代表性的冷端、热端及中部温度及温差加以控制,就能达到全面控制的作用。

空气出可逆式换热器(或蓄冷器)的温度称空气冷端温度。此温度应略高于空气饱和温度 $0.5 \sim 1^{\circ}\text{C}$, 过高或过低对下塔精馏不利。过高时,带入塔内过热量增多,会造成主冷热负荷增大而影响进气量及下塔精馏。过低时,会造成气体过早冷凝,正流空气液化量增加,致使下塔上升气量减少,对精馏也不利。

冷端温差表示冷端空气温度与返流气体温度之差。控制此温差,是解决二氧化碳在可逆式换热器(或蓄冷器)内的自清除,防止二氧化碳在换热器内积聚,保证装置正常运转的关键。

空气进可逆式换热器(或蓄冷器)的温度称空气热端温度或进气温度。此温度的高低标志着空气带入装置的热量以及饱和水量的多少。进气温度低可以减轻可逆式换热器(或蓄冷器)的热负荷和对于水分自清除的负担,延长空分装置的运行周期。因此,希望进气温度低一些好。

热端温差为空气热端温度与返流气体热端温度之差。此温差标志着空分装置由于热交换不完全所造成的冷损失的大小。当热端温差扩大时,会使冷损增大,膨胀气量(膨胀机的制冷量)相应地也要增大,从而引起能耗增大,氧气提取率降低。

中部温度是可逆式换热器(或蓄冷器)温度工况变化中最灵敏、最有代表性的部分。所以调整可逆式换热器(或蓄冷器)的温度工况,主要是调整中部温度,并使它保持在工艺范围内。

(二)可逆式换热器(或蓄冷器)温度工况的调整

1. 可逆式换热器(或蓄冷器)切换周期的调整

可逆式换热器切换的目的是借助于正、返气流的更换,使正流空气冻结下来的水分和二氧化碳被返流污氮带走,从而使可逆式换热器实现自清除。蓄冷器的切换除了完成上述自清除作用外,还在于将返流气体冷量暂存于蓄冷器填料(铝带或卵石)内,而在另一个周期将其所积蓄的冷量传递给正流空气,而填料被加热。在下次,填料再次从返流气体获得冷量。如此反复交替,完成冷量的传递。

无论是冷量传递还是水分及二氧化碳的自清除,最重要的条件是将可逆式换热器(或蓄冷器)冷端温差控制在一定范围内。在启动初期,这种温差的大小与可逆式换热器(或蓄冷器)切换周期的时间长短有很大关系。周期时间长则温差大,反之则小。在空分装置刚启动时,可逆式换热器(或蓄冷器)的正常温度工况尚未建立,这时切换周期不宜长,要尽量短些。随着可逆式换热器(或蓄冷器)正常温度工况的建立,要逐步延长切换周期,以减少空气损失,但是这种延长必须保证冷端温差在操作指标的规定范围内。在正常生产中,由于可逆式换热器与蓄冷器传热情况不同,使得可逆式换热器可以在相当长时间内,其温差仍在规定范围。这时决定可逆式换热器切换时间的主要条件不是温差,而是可逆式换热器通道内冻结的水分和二氧化碳的量,以防将通道堵塞。一般取冻结全量的 20 级

至 30%。这样就规定了可逆式换热器的切换周期不能过长。各种空分装置根据流程及结构的特点规定了切换周期的最佳时间。如使用可逆式换热器的 KFD-41000 型空分装置,在正常生产时规定切换周期(即同一组可逆式换热器或蓄冷器的空气与污氮两种正、返气流的交换)为 10 分钟;使用石头蓄冷器结构的 KFD-38200 型空分装置,正常生产的切换周期规定为 7 分钟;而使用铝带蓄冷器结构的 FL-3350-Ⅲ型空分装置切换周期为 3 分钟。有的空分装置切换时间由计时器来调整和控制,可以根据生产中具体情况改变切换时间。

2. 可逆式换热器(或蓄冷器)中部温度的调整

可逆式换热器(或蓄冷器)的中部温度随空气、污氮、纯氮、氧气和环流(或中抽)等气体的量和温度的变化而变化。因此,调整中部温度,就是不断地通过对气体量的调整,达到所要求的热量平衡关系。

由于一组换热器的正流空气分配量增多,使空气的温度降减少,而使空气出口温度升高,冷端温差扩大;当正流空气分配量减少时,则使空气出口温度降低,冷端温差缩小。实际上,气量的变化并不是只影响正流空气温度,也会使返流气体温度发生相应的变化。当正流空气量增多时,除了使正流空气出口温度升高外,同时使返流气体温度也有所升高。热端温差缩小。

(2)当返流气体分配不合理时,也会造成类似的现象。

(3)假定正流与返流气体分配都是合理的,而环流气体量偏高。

由公式 3-5-8 可看出,环流气体 B_r 偏高时,说明可逆式换热器的冷量过剩,会造成正流空气的出口温度过低;同时,也会使返流气体出口温度降低,热端温差增大,造成跑冷损失增加。

如果环流量偏低,则产生与上述相反的情况。

由此可知,调整可逆式换热器(或蓄冷器)中部温度的方法有两种:一种属于将气体的量合理分配,使其中部温度达到所要求的工艺范围。造成气体量分配不合理的原因较多,除了因为设备缺陷,安装缺陷以外,主要是因为阀阻、管阻或器阻不同而造成的,应当采取相应调整措施。另一种调整方法属于环流(或中抽气)量的调整,可以认为是一种“补冷”的调节法。当然这两种方法是不能互相分割开的,在调整时,要灵活配合。具体调整如下:

(1)可逆式换热器中部温度的调整

1)利用改变空气量的方法调整中部温度

根据可逆式换热器的工作情况,按照开始时各单元空气的中部温度,计算出两组各自的中部温度平均值。中部温度高的应减少其空气流量;反之,则增加其空气流量。空气流量的调整是依靠装在每组前的空气调节阀来实现的。

例如在 KFD-41000 型空分装置中,要根据第一组某一通道各单元的中部温度 $TE_1-1, TE_1-3, TE_1-5, TE_1-7, TE_1-9$ 各值求出其平均值,设为 -113°C 。第一组另一通道各单元的中部温度 $TE_1-11, TE_1-13, TE_1-15, TE_1-17, TE_1-19$ 各值求出其平均值,设为 $-$

103℃。显然前一通道的平均温度(-113℃)低于后一通道的平均温度(-103℃)。因此,应该稍开大前一通道空气调节阀调空-1,而关小后一通道的空气调节阀调空-2。另一组调节方法亦相同。如果两组间平均温度相差很大,则需通过每一组的两个空气调节阀来实现。如果第一组温度低,则应同时开调空-1和调空-2,而关小调空-3和调空-4。直至空气温度差不超过3℃为止。

2) 利用改变产品量调整中部温度

可逆式换热器各单元中部温度发生偏离时,主要通过改变产品氧的流量来达到。中部温度高时,将此单元氧气调节阀开大,反之则关小。但在调整中,最好选择中部温度一个高另一个低的两个单元调整其氧流量。调整时要顾及到中部温度趋于一致(差值不大于3℃),又要照顾到氧流量不变,亦即一单元减少的氧流量应大致等于另一单元增加的氧流量。

如KFD-41000型空分装置中,可逆式换热器各单元中部温度,即 $TE_1-1, TE_1-3, TE_1-5, TE_1-7, TE_1-9, TE_1-2, TE_1-4, TE_1-6, TE_1-8, TE_1-10$ 各值不一时,首先选择其温度最高(TE_1-3)和最低(TE_1-7)的两个单元,利用此两个单元的氧气调节阀调氧-3和调氧-7来改变单元内的氧流量,使其中部温度趋于一致。这时应开大调氧-3,相应关小调氧-7。然后选择其次两个单元再进行上述调节。调节完成后的总氧气产量要求不变。

这种方法不能调得过量,一般在 $\pm 2\%$ 左右。在增加产量通过量的时候,将导致冷端温差缩小,热端温差扩大,环流出口温度降低;反之,当减少产品通过量时,会引起冷端温差扩大,热端温差缩小,环流出口温度升高。流量不平衡的影响见图2-8-7。

图2-8-7说明当正流空气量不变时,随着返流气体量的增加,可逆式换热器的冷端温差减小,而热端温差增大,中部温度将有所降低。

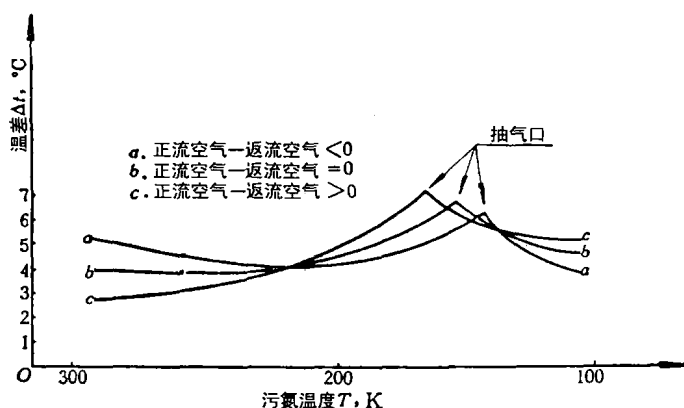


图2-8-7 正流空气与返流气体的设计流量比例对温差的影响

3) 利用改变纯氮量来调整中部温度

纯氮量的多少会影响中部温度的高低,这时要根据纯氮的中部温度 $TE_3 - 5$, $TE_3 - 6$ 的偏差情况,通过调氮 - 1 和调氮 - 2 来调整,并使其中部温度之差值不大于 3°C 。

4) 利用改变环流量来调整中部温度

可逆式换热器中部温度可以通过改变环流量来调整。中部温度高时,可以增加环流量;反之则减小。两组环流的中部温度的调节是通过各自的调节阀调 - 7a 和调 - 7b 来实现的。调整时,要注意不使两组环流中部温度差大于 3°C 。

影响可逆式换热器中部温度变化的因素是很多的,因此,首先必须准确地判断出是哪一种因素影响而产生中部温度的偏离,再采取相应的调节方法。而某一条件的改变又会对其他工况产生影响,调整时也需给予注意。如调整纯氮温度时会影响空气温度,调整环流温度时会影响膨胀机入口温度的变化。因此,这种调整必须是几方面作相应的调整,反复地调整。调整也不宜过快,即使是较大的偏离,也应该是分阶段地、逐步地调整。

(2) 蓄冷器中部温度的调整

蓄冷器中部温度的调整方法基本上与可逆式换热器相同,由于蓄冷器单元较大,因此其中部温度调整更容易些。

1) 利用改变加工空气量来调整

当某一蓄冷器温度高时,即表示其正流过大,可以将其加工空气阀关小;反之则开大。一般氧蓄冷器中部温度调节方法是利用这种方法实现的。

2) 利用改变通过正流和返流的时间来调整

这种方法是借助于切换机来实现的。当一组蓄冷器中部温度不一致时,可在中部温度偏高的蓄冷器走返流氮,而中部温度偏低的蓄冷器走空气时,适当延长切换时间。也可以在中部温度偏高蓄冷器走空气时,而另一中部温度偏低的蓄冷器走返流氮时,适当缩短切换时间。这种方法可以自动调节,也可以手动调节。在调整中为了不使另一组蓄冷器受到干扰,可以把延长或缩短的切换时间分为两部分,分别在另一组蓄冷器交换前后进行。若两组蓄冷器中部温度都不一致,可选择两个中部温度低的蓄冷器同时走返流时(或正流时),缩短(或延长)切换时间。也可以选择中部温度高的两个蓄冷器同时走返流时,延长其切换时间。如果温度相差很大时,上述两种作法也可以再分两次或三次进行,以使蓄冷器温度工况不发生剧烈的变化。

3) 蓄冷器中部温度也可以用改变环流或抽气量的办法来调整。加大环流量(或抽气量)会使蓄冷器中部温度下降;反之则上升。

3. 可逆式换热器冷端温差和热端温差的控制

可逆式换热器温度工况的另外一个参数是冷端温差和热端温差。为了保证空分装置内的冷量平衡,则必须控制热端温差在一定范围内。一般可逆式换热器和石头蓄冷器在正常生产时,其正返流热端温差规定为 $2 \sim 3^{\circ}\text{C}$, 铝带式蓄冷器的热端温差为 5°C 左右。为了使水份及二氧化碳不在可逆式换热器内积累,以延长可逆式换热器的使用周期,就必须将可逆式换热器的冷端温差严格控制在操作要求范围之内,一般规定为 3°C 左右,而铝带式蓄冷器则为 6°C 左右。

影响冷端和热端温差的因素很多,它与正返流气量比、温度及环流(或抽气)量有关。一般地讲,控制了中部温度在一定范围,其热端和冷端温差也便固定下来。当中部温度偏高时,冷端温差大,热端温差小;而当中部温度偏低时,冷端温差小,热端温差大。其控制方法可参照中部温度的调整。冷端温差的调整一般是通过改变返流气体量和环流量(或中部抽气量)来实现的。

蓄冷器冷端和热端温差调整与可逆式换热器相同。

4. 可逆式换热器污氮(或空气)通道阻力增大的处理

当由于自动阀或切换阀漏气而造成阻力增大时,要立即停车处理,检修坏阀或更换新阀。自动阀泄漏时,应先将自动阀箱解冻,再进行处理。

当由于冰或干冰残留在可逆式换热器中,并造成阻力增大时,应缩短切换时间,增加环流量和减小冷端温差来补救。某一组成某一单元阻力增大时,可将此组或单元中部温度控制得稍低些,以缩小其冷端温差。这种方法只能在阻力增加不太大时采用,且要在长期运转中逐渐消除。如果阻力太大,则必须停车加温,以消除阻力。

5. 环流的调整

环流(或中间抽气)的主要作用是用来控制可逆式换热器(或蓄冷器)的冷端温差,但其本身出可逆式换热器(或蓄冷器)中部的温度也应保持在一定范围内。当两组温度不一致时,应将温度高的调节阀门开大,而将温度低的调节阀门关小,以增加或减少环流(或中间抽气)量,使其两组温度差保持在 3°C 以内。出中部的温度一般为 -120°C 左右,其量和温度可以根据可逆式换热器(或蓄冷器)温度工况适当调整。调整时要照顾到中部温度、冷端温差、热端温差和对膨胀机进口温度的影响。中间抽气的温度一般要比环流温度要求更严格些,因为中间抽气温度的高低不仅对上述参数有影响,而且对于在二氧化碳吸附器中有效地吸附二氧化碳尚有影响。温度过高时,吸附效力低,清除不干净;温度过低时,会有二氧化碳成固态析出,造成吸附器的堵塞和膨胀过滤器甚至膨胀机的堵塞。因此,中间抽气的温度必须控制在 $-115 \sim -130^{\circ}\text{C}$ 之间。

二、精馏工况的调整

精馏是对原料空气进行分离并获得产品的过程。精馏过程的好坏,直接影响获得产品数量的多寡与质量的优劣。

精馏工况的调整主要是对塔内物流量的分配,即对回流比的调整、液面的控制以及产品产量及纯度的调整。

(一)下塔精馏工况的调整

下塔的主要作用是空气的初步分离。使近于液化温度的加工空气进入下塔后,一部分加工空气(约占总加工空气量的 $20 \sim 25\%$)经泡罩塔板后去膨胀机和液化器,而大部分参加下塔精馏,得到含氧 $36 \sim 40\%$ 的富氧液空和含氮 $96 \sim 99\%$ 的液氮,分别送入上塔进

行二次分离。因此,下塔精馏的好坏,直接影响着上塔的精馏,也就决定了空气分离产品(纯氧和氮气)的数量和质量。所以,整个精馏塔的调整,首先要从下塔调起,下塔是基础,调整要及时、仔细而准确。

1. 关于下塔纯度调整的基本概念

(1)膨胀空气 Π 与经液化器的液化空气 Bx 都不参加下塔精馏过程。

(2)在塔板正常工作时,一定的液空量 R 与液氮量 D 的比值,决定了液空与液氮的纯度 x_R 与 x_D 。这是因为 R/D 比值一定时,回流比也就一定,参加精馏过程的汽、液纯度的变化也一定。

(3)决定液空量 R 与液氮量 D 比值的关键,在于液氮量 D 。当 D 引出量变大时,会使塔内的回流比减小;当 D 引出量变小时,会使塔内的回流比增大。

(4)塔内回流比增大时,会使液空及液氮中含氮量增高;塔内回流比减小时,则含氮量降低。

(5)液空量 R 处在配合地位,对下塔纯度不起调节作用。因为液空量 R 来源于下塔内回流量和经液化器的空气液化量,主要是塔内回流量。当塔内回流量减少时,液空量也随着减少;塔内回流量增多时,液空量也随着增多。由此可见,为了稳定操作,当塔内回流量一定时,液空量也应一定。因此,下塔液位稳定是下塔精馏正常的标志之一。

2. 调整方法

(1)关小液氮节流阀时,会使氮纯度提高,液空中含氧量减少,液空量增加;开大时,则情况相反。

(2)对于在下塔设有纯液氮节流阀和污液氮节流阀的装置,用纯液氮节流阀保持对上塔纯氮的调节,用污液氮节流阀对下塔进行调整。当然,纯液氮节流阀在调整过程中也会对下塔纯度产生影响,但其作用不如污液氮节流阀来得大。

(二)上塔精馏工况的调整

1. 影响氧纯度的几种原因

在正常生产中,氧纯度常因某些原因的影响而偏离工艺范围。因此必须不断地检测氧纯度,并及时分析造成其偏离的原因,采取相应的调整措施。影响氧纯度的主要原因有:

(1)氧取出量的影响

根据空分装置的物料衡算,氧产量与氧氮纯度的关系为:

$$K = \frac{y_A - y_B}{y_A - y_K} B$$

上式可改写成

$$y_K = \frac{y_B - y_A}{K} B + y_A$$

从式中可以看出,如果氮纯度不变,当氧取出量过大时,氧纯度会降低;反之亦然。这

是由于氧取出量过大,使得参加上塔精馏的上升蒸气量减少,从而改变了回流比(过大),造成液体馏份中过多的氮组分回流到上塔底,引起液氧纯度的降低。这时为了使氧纯度恢复到工艺范围,应将氧取出量略微减小,以期达到提高氧纯度的目的。

(2)液空纯度变化对氧纯度的影响

决定氧气纯度的最重要的部位是上塔的提馏段。必须注意使提馏段保持一定的回流比。提馏段的回流比,除了与氧取出量有关外,与液空纯度与数量都有很大关系。液空中含氮量过多时,液空量也增多(即下塔回流比过大),这会增加提馏段的精馏负荷,造成氧纯度下降。因此,要求回流液具有较高的含氧浓度,一般控制液空中含氧量在 36 ~ 40% 范围内。对于只制取纯氧的装置,液空纯度可取在 38 ~ 42% 范围内。

(3)膨胀空气吹入上塔的影响

膨胀空气适当地送入上塔,对于挖掘上塔精馏段潜力,降低能耗,提高氧提取率是一项有效措施。但不能无限制地送入,否则会破坏精馏工况。

膨胀空气送入上塔,受到两个条件的限制,一个是过热度,另一个是送入量。这两个条件又是互相关联的。一般地说,送入膨胀空气量多时,允许的过热度就小;送入量少时,允许的过热度就可以大一些。实际上,就是保证送入上塔的膨胀空气的总热量在一个不大的范围内变动。提高膨胀空气过热度,也就是提高膨胀机的机前机后温度,对于提高单位制冷量是有利的,因此制取相同的冷量,膨胀量可以减少,送入上塔的膨胀空气也可以减少,从这一方面看,对上塔精馏段和提馏段回流比的减小都会影响小一些,这是有利的;但过热度的提高,又会造成送入上塔的膨胀空气把更多的回流液汽化上升,又会使两段的回流比都减小,这又是不利的。所以,应当从送入量和过热度对回流比的综合影响来确定膨胀空气的吹入量。实际上,在制取同样冷量的条件下,提高过热度、减少膨胀量对上塔回流比的影响,要小于低过热度、大膨胀量的情况。因此,目前趋向于采用较高过热度的办法。对中型设备,在过热度为 10℃ 时,送入量可达总加工空气的 20 ~ 25%。目前,已出现了膨胀空气量只占总加工空气量 10% 的极式空分设备,它就是利用尽可能高的过热度来提高膨胀机的绝热焓降,减少膨胀量,提高氧的提取率。这种流程中膨胀机后温度高达 -140℃,膨胀后空气经过冷器后再送入上塔,这时的温度为 -160℃ 左右,过热度高达 29℃ 左右。

采用抽氮膨胀的制冷循环,由于膨胀后氮气不送入上塔,因此,从精馏的角度讲,对过热度便没有限制了,唯一的限制只来自换热器的工作情况。

(4)主冷凝蒸发器中液氧液面高低的影响

冷凝蒸发器液位的稳定是精馏工况稳定的标志之一。当液位有上升趋势时,说明上塔内气液比暂时发生了变化,回流液大于冷凝蒸发器的蒸发量,回流入冷凝蒸发器的液体含氮量增加,液氧纯度下降。当冷凝蒸发器液位下降时,氧纯度一般不变化或呈现提高的趋势。上面讲的都是由于暂时的因素(如液空、液氮节流阀开关过猛等)造成的液位变化。如果液位持续保持过高或过低的状态,那就说明装置的冷量不平衡了:冷量过剩,液位过高;冷量不足,液位下降。液氧液位过高或过低都会降低冷凝蒸发器的传热效果,造成上塔内上升蒸气的减少。

(5)加工空气量波动的影响

加工空气量波动也会影响氧纯度。因此,压缩机的气量与压力应尽量保持平稳。当发生较大波动时,应注意检测氧纯度变化情况,并将压缩机调整好。当多台设备同时生产,压缩空气管路采取并联供气的情况下,应将各台空分的切换时间错开,以免造成压力和流量的较大波动。

(6)塔板效率降低的影响

造成塔板效率降低的原因较多,除了因为制造、安装的原因以外,在运行中,由于水份及二氧化碳在塔内积累,硅胶或机械杂物堵塞塔板,以及塔板在冷状态下的变形等等都会使氧纯度降低。在精心调整无效时,应首先采取全面加温处理,仍无效时只好停车检修。

(7)液泛的影响

产生液泛或局部液泛都会使纯度调整困难。因为液泛时塔内精馏被破坏,氧氮纯度都会变坏。塔板堵塞,汽液量变化过快,压力急剧波动等原因均会引起波泛。特别在运转后期,由于塔内二氧化碳等杂质积累多了,更容易发生液泛。因此,应尽可能保持装置的运转稳定,避免过急过猛的调节,并确保板式换热器的清除效果,减少二氧化碳入塔量。

2. 纯氮纯度的调整

由辅塔(纯氮塔)引出的纯氮纯度多受下列原因影响:

(1)纯氮取出量超过规定

当加工空气量一定时,纯氮取出量也应一定。如果将纯氮取出量增大,则因下塔纯液氮回流量的限制,使得辅塔的回流比降低,而降低了纯液氮的洗涤能力,最后引起纯氮纯度下降。

(2)纯液氮回流液不足

这种情况与上述相似。这是因为纯液氮节流阀开得不够大造成的。

(3)纯液氮纯度较低

这时应首先从下塔调起,待下塔纯液氮纯度提高后,再调整纯氮纯度。一般地说,应将纯氮取出量略微减少一些。

3. 冷凝蒸发器的液位调整

冷凝蒸发器的液位是空分装置冷量平衡的重要标志。液位过高或过低都能使冷凝蒸发器传热负荷降低,而且对精馏工况也不利。因此,必须十分重视将冷凝蒸发器的液位稳定在规定范围内。

冷凝蒸发器液位的调整常采取两种方法:

(1)上、下塔液量调整

这种方法是在空分装置冷量平衡的条件下,冷凝蒸发器液位与下塔液位向相反方向偏离时的调整方法。当冷凝蒸发器液位下降,而下塔液空液位上升时,可适当开大液空节流阀,增加送入上塔的液空量,达到规定液位时,再使其稳定。反之,则用关小液空节流阀的办法调整。开关节流阀,要缓慢、细调,不宜开关过急过大,以免破坏塔内精馏工况。

造成液位失调的多数原因是由于运行中节流阀开度不当,管路阻力增大,阀门堵塞,

液空或液氮过冷器堵塞,或自调系统失灵等等。要及时分析原因,加以迅速处理。

(2)冷量平衡调整

当空分装置的冷量不平衡时,液氧液面要发生变化,这是最常遇到的情况。当装置内部泄漏,绝热层失效,周围气温升高,进装置空气温度过高,可逆式换热器(或蓄冷器)热端温差增大等情况发生时,均会引起“跑冷”即冷损失的增大;当膨胀机堵塞,转数下降、膨胀机前后压力降减小,进空分系统空气压力降低,温度升高等情况发生时,均会引起制冷量的减小。冷损量和制冷量不能平衡,冷凝蒸发器液位就要变化。冷损大于制冷,液位下降,反之则上升。调整时,要根据液位的变化趋势,及时调整,作到心中有数,避免反复调整,以免引起精馏工况的波动。

一般当液位下降时,应增加膨胀机的制冷量,详细办法见有关章节。液位上升时,则降低膨胀机制冷量。由于膨胀量越大,装置总的氧提取率越低,所以当液面过低而被迫加大膨胀量后,应仔细查找原因,加以消除。

液空吸附器、过滤器等容器的倒换加热对冷凝蒸发器液位影响较大,应预先积累较高液面,以补偿临时倒换所造成的冷损失,避免出现液位过低而被迫停止送氧的事故。

三、膨胀机的调整

空分装置在正常运行过程中,经常要通过调整膨胀机的制冷量来平衡装置的各项冷损。同时,还要保证高转数的膨胀机在正常状态下安全运转。因此,膨胀机的维护和调整是正常操作中的关键之一。

(一)制冷量的调整

根据空分装置的冷量平衡,我们已经知道:在正常运转中,膨胀机的制冷量 $Q_{\text{膨}}$ 与压缩机的等温节流效应 $Q_{\text{节}}$ 之和,应等于跑冷损失 q_2 、热交换不完全损失 q_3 及其他各项冷损失之和。即

$$Q_{\text{膨}} + Q_{\text{节}} = q_2 + q_3 + \cdots$$

我们已经知道,等温节流效应 $Q_{\text{节}}$ 受空压机终压与终温(指进入空分装置的空气压力和温度)的限制,可调性很小。而在膨胀机制冷量 $Q_{\text{膨}}$ 中,可调因素较多。同时全低压流程中 $Q_{\text{膨}}$ 占总制冷量 $Q_{\text{膨}} + Q_{\text{节}}$ 的 80% ~ 90%,因此一般是用调节 $Q_{\text{膨}}$ 的办法来调节冷量平衡。

根据膨胀机制冷量计算公式

$$Q_{\text{膨}} = G \cdot h_0 \cdot \eta_s$$

可以看出,膨胀机制冷量的调整可以通过改变膨胀空气量,理论焓降、膨胀机的等熵效率来实现。这三个可调因素是互相有关联的,不是孤立的。为了说明它们的变化,现在分别加以叙述。

1. 膨胀空气量的调整

采用变动膨胀空气量的调整方法,属于“量”调。机前节流调节、喷嘴进气度部分调节

和多机组变换调节等都属于此类。当膨胀空气增加时,制冷量也随着增加;反之,制冷量减少。

在采用“量”调时,应首先考虑到两个方面的问题:

(1)由于膨胀空气在正常生产中是送入上塔的,所以当膨胀量变化时对上塔精馏就会发生影响。因此要求改变膨胀空气量时要缓慢进行操作,以免造成上塔精馏工况的急剧变化。对抽氮膨胀流程,膨胀氮气虽不送入上塔,但它的变化也会在下塔精馏产生影响,因此,改变膨胀量的调节同样要缓慢。当膨胀量大幅度急剧变化时,常易于引起精馏塔的液泛,因此,“缓慢”、“细调”是非常重要的。当送入上塔的膨胀空气量过大时,要引出旁通,使一部分膨胀后空气不进入上塔而从液化器到可逆式换热器排出装置。这样虽然增加了污氮中的含氧量,降低了氧提取率,但是保证了上塔的精馏仍能正常进行。

(2)由于膨胀空气量的变化对可逆式换热器(或蓄冷器)温度工况有影响,所以当可逆式换热器温度工况正常时,只要保持膨胀机前空气温度在加減膨胀量的前后变化很小,就可以保证可逆式换热器的温度工况。当可逆式换热器温度工况不正常时,若温度偏低,则说明环流量(或中抽量)较大。这时可将膨胀机前的温度稍微降低,也就是将下塔去膨胀机的旁通量稍微增大些。这样就同时对制冷量与可逆式换热器的温度工况进行了调整。当然,在膨胀机前的温度变化时,使膨胀机的理论焓降也产生微小的变化。

2. 焓降的调节

膨胀机理论焓降的变化与工作状态有关。膨胀机在较高温度下运行时,其理论焓降则大些。但上述温度又受到上塔膨胀空气送入量与过热的限制,不能无限制地提高。当装置冷损较大,膨胀空气量大时,由于送入上塔膨胀量大,过热度就必须减小。也就是说,膨胀机不能处于高温状态下运行。只有当装置冷损较少,膨胀量因此也较小时,才可以适当将膨胀机前温度提高,这样的运行是经济的,理论焓降比较大些。然而,膨胀机前温度一般是由可逆式换热器的热量平衡及膨胀量所决定的,所以在一般情况下很少采用改变膨胀机理论焓降的办法来调整制冷量,只是在启动阶段才采用,如分阶段冷却法,就是利用了“机前温度高,理论焓降大”这一个原则。

3. 绝热效率的调整

变转速的调整属于效率调整中最常见的一种。它就是利用改变膨胀机工作轮的转速来改变膨胀机的等熵效率,以达到调节冷量的目的。在一定的工作状态下,膨胀机有一个最佳转速,这时效率最高,实际焓降也最大。当偏离这一最佳转速时,其效率降低,焓降减少。这是因为增加了膨胀过程中的各项损失(如冲击损失)所造成的。因此,变转速调节从经济性方面看是不合算的。一般在进行冷量微调时才采用这种方法。

(二)调整时应注意的几个问题

1. 应随时检测膨胀机的工作状态及运转状态,发现不正常时要及时调整和处理。

2. 全低压空分装置的特点之一就是將制冷系统与精馏系统有机地结合起来,所以在进行冷量调整时,必须同时兼顾精馏、换热与制冷过程,不可只顾一头。一般讲,是首先满

足环流量,不足量由下塔洗涤空气加以补充。

3. 避免在膨胀机后产生液体。当发现膨胀机后温度下降到所在压力下的液化温度时,出口压力表、转速表、电流表会发生抖动,或运转声音不正常,这说明膨胀机后有液体产生。这时应立即根据具体情况采取措施提高入口气温,降低转速或进行机前节流,以提高膨胀机后气温,消除机后空气液化。

4. 必须保证膨胀机在允许转速以下进行工作,不得超速。超速的主要象征是转速表指示超过额定值。这时膨胀机运转声音变大而尖颤。当超速保护失灵时,应立即关闭膨胀空气入口阀,使膨胀机迅速停下来。

5. 当发生膨胀机喷嘴堵塞时,应立即切换机组进行加温。在加温与冷却过程中,应使温度比较缓慢地变化,避免因温度的急剧变化而造成设备损坏。

四、其他维护事项

(一)切换机构的维护

切换机构是经常运转的部件,必须不断地通过半模拟仪表屏上的切换指示灯,观察切换机构运转情况。并时刻注意可逆式换热器切换时的噪音,以确定切换动作是否正常。维护时要注意以下几项:

1. 观察从换向、均压到放空时的设定时间是否适当。如果不合适,可检查凸轮机构和电磁阀的运转、动作情况。

2. 注意倾听切换时有没有长尾音。长尾音一般是由于压缩空气压力不足或切换阀活塞部分有故障而造成。压缩空气压力不足,很容易从压力表看出。发现压力低时,可检查减压阀和管道是否有故障或泄漏。若压缩空气压力正常,可检查电磁阀动作是否良好。

3. 若自动阀和切换阀发生泄漏和损坏时,可通过切换时发生的噪音、压力的波动、半模拟仪表屏的指示灯的亮灭作出判断并给予处理。

各切换阀动作失灵现象如下:

(1)空气强制阀关闭时迟缓或不动作

空气强制阀关闭时迟缓或不动作时,在切换动作开始的均压阶段,由于空气继续向可逆式换热器(或蓄冷器)内充入,使可逆式换热器的压力在均压后上升。严重时,于切换动作完成后仍然发出气体排空声音,加工空气总管压力也会有所下降。

(2)空气强制阀在打开时迟缓或不动作

由于空气强制阀没打开,因而部分加工空气不能进入空分装置内,该组可逆式换热器(或蓄冷器)正流压力很低,空分装置前空气总管压力上升。

(3)氮强制阀在关闭时动作迟缓或不动作

氮强制阀关不严或不动作均会引起均压后空气排空,发出排空声音,加工空气总管压力下降。

(4)氮强制阀打开时迟缓或不动作

这时会引起上塔超压,应及时处理。

(5)自动阀泄漏

在空分装置运行中,自动阀发生严重泄漏时,在可逆式换热器(或蓄冷器)切换的均压短暂时间里可以观察得很清楚。当空气自动阀泄漏时,均压瞬间内该通道(或该组蓄冷器)压力是上升的。而污氮自动阀泄漏时,在均压瞬间内该通道(或该组蓄冷器)压力是下降的。此外还可以通过可逆式换热器的温度和阻力的变化来判断。泄漏量较少时,可从氮气纯度的分析结果加以判断。

(二)液悬的处理

液悬也称液泛,是空分装置中常见事故之一。

液悬是在精馏塔内,由于某些因素的影响,而使上升气体不仅从筛孔上升,而且也经溢流装置上升至上一块塔板,使回流液不能下流,造成气塞。当液体积多而超过气压时,液体又从筛孔和溢流装置同时倾泻下来。此种现象即为液悬。

当下塔液悬时,液氧纯度波动忽高忽低,液氮纯度很坏无法调整。下塔阻力明显增大,并周期性波动。当上塔液悬时,上塔阻力明显增大,压力上升,液氧液面和液氧纯度也有大幅度的波动,而且氮的纯度也不稳定。液悬严重时,会发现过冷器、液化器、返流气体入可逆式换热器(或蓄冷器)的温度下降。甚至在上述容器及管道的吹除阀流出液体。这是由于大量液体从上塔带出的缘故。

液悬的原因可归纳为三个方面:

1. 在设计、制造或检修中,造成的设备缺陷。比如进料口的位置不正确,溢流口过小,塔板相对位置差错,检修或安装时因故将溢流口阻塞等,都会造成上塔液悬。但这些设备缺陷而造成的液悬,一般发生在开工初期。

2. 水分及二氧化碳堵塞了精馏塔板而造成液悬。在长期停车后加热不彻底,使水分留在塔板上。精馏塔冷却后,水分被冻结在塔板上而将塔板筛孔堵塞,这样在开工调整阶段或生产初期就会发生液悬。

在长期运行中由于水分及二氧化碳的侵入,并在塔板上积聚,使塔板筛孔堵塞,也会造成液悬。

3. 操作不合理也可能造成液悬,尤其是在较高负荷生产情况下的空分装置容易发生。

从精馏过程来看,操作不合理而引起液悬的主要因素有两个,第一是穿过塔板的蒸气速度超过允许速度很多,因而上升蒸气把泡沫或液体带到上一块塔板上去,造成阻力增大,使回流液体不能正常流下,引起液悬;第二是塔板上回流液体突然增加,超过了溢流装置的通过能力,造成液体流不下来,发生液悬。因此我们在操作时,应尽力避免造成上升蒸气量或回流液体量突然增加而引起液悬。

同时,在操作中也不能使上升蒸气量或回流液体量突然减少,因为这样会造成与液悬相反的情况,即液漏。液漏也能破坏正常的精馏工况。

由此可见,液悬与液漏是在正常精馏过程中,气、液量变化的两个极限情况。我们应

尽力保证在这两个极限间来稳定精馏工况。

液悬消除方法可根据产生原因而定。若因设备缺陷,必须停车检修。若因加热不彻底而造成水分冻结,或因长期运转水分和二氧化碳积累过多而堵塞塔板造成液悬时,应该停车加热。如果因为操作所致,应将操作恢复原来状态。如仍不能消除时,应减少加工空气量,一般即可以消除。如果通过调整仍不能消除时,应将空分装置停车,等塔板液体全部流下后,再行缓慢启动。

(三)乙炔含量的控制

空分装置中产生爆炸的原因和机理至今尚没有完整的确切的说明,但乙炔已被公认为是空分装置内爆炸的主要根源。因此控制乙炔的含量是空分装置安全生产中的关键。

经验证明,空分装置产生爆炸的主要部位是液空和液氧存在的部位,也就是乙炔经常积聚的部位。因此,控制空分装置内的乙炔含量,主要是控制液空及液氧中的乙炔含量。由于乙炔在液氧中爆炸破坏性很强,而乙炔在液氧激烈蒸发时又容易在冷凝蒸发器或其它部位析出。因此对液氧中乙炔含量的控制要比液空中严格一些。

在 -183°C 时,乙炔溶解在液氧中是没有危险的,只有在超过溶解度而成固态析出时,才成为爆炸的根源。但是,由于液氧和液空的蒸发,在蒸发部位管壁上或容器壁上,使溶于液氧和液空中的乙炔局部浓缩而成固态析出。为了保证安全,在实际生产中,常常将液氧和液空中的乙炔含量控制在比溶解度更小的范围。由于设备流程和工艺条件不同,各生产部门规定的允许值也不同。一般液空中的乙炔含量规定为 $0.4\text{ 厘米}^3/\text{升}$;液氧中乙炔含量为 $0.036\text{ 厘米}^3/\text{升}$ 。

在正常生产或临时停车时,都要对液空和液氧中的乙炔含量进行分析。分析取样点应尽可能取自乙炔含量最大的部位。

发现乙炔含量超过正常值时,一般要排除一半或全部液体,并切换液氧和液空吸附器。经处理无效时,应停车进行全部加热。KFD-41000型空分装置规定液氧中乙炔含量超过 $0.6\text{ 毫克}/\text{升}$ 时,要切换吸附器或排除部分液氧。若乙炔含量超过 $1.0\text{ 毫克}/\text{升}$ 时,应全部排除液体,重新积累。

在第二次积累液体仍超过此值时,应停车全部加热。

在具有辅助冷凝器的装置中,应该使辅助冷凝器在“湿”状态下工作,以减少乙炔在液氧中积聚的可能性。

(四)其它事项的处理

1. 可逆式换热器本身损坏,产品氧或产品氮的通道与空气通道之间发生泄漏。若漏量比较大时,氧气和氮气的流量在该组可逆式换热器热周期时明显增加。少量泄漏时,可由纯度测量结果来判断。

查明是那一个单元损坏后,一般可以将其切除,换上新的备品。如果没有备品,经验证明,对于比较大型的制氧装置($3200\text{ 米}^3/\text{小时}$ 以上)切除一个单元,仍然可以维持正常生产。