

“硝镁法”浓硝酸装置改造优化小结

陶洪连 彭春生 陈天君 崔超 吴伟

南京化学工业公司硝酸部

摘要 通过对南化公司硝酸部 160Kt/a“硝镁法”浓硝酸装置实际运行中各参数的分析与测算,进一步解析了硝酸精馏塔操作的“QPT”因素,并应用“因果参数倒推法”对该装置进行操作工艺优化和系统的缺陷改造,经过优化和改造后,明显提高了该装置的操作弹性、稳定了操作工况,取得了较好的经济效益和环保效益。

关键词 优化 改造 硝镁法浓硝酸 经济 环保

1 生产工艺

南化公司硝酸部“硝镁法”浓硝酸装置采用硝酸镁作为脱水剂,与硝酸、水组成三元混合物,使其液面上的水蒸气分压大大降低,硝酸蒸汽分压则大大增加,将 60%的稀硝酸蒸馏产生硝酸蒸汽,硝酸蒸汽经过冷凝并吹出其中的氧化氮而获得 98%以上的成品浓硝酸。

从 270Kt/a 双加压稀硝酸装置来的浓度约 60%的稀硝酸送到稀硝酸贮罐,经稀硝酸泵送到稀硝酸高位槽,经稀硝酸流量计进入混合分配器;浓硝酸镁溶液由浓硝酸镁泵送到浓硝酸镁高位槽,经浓硝酸镁流量计进入混合分配器(稀硝酸:浓硝酸镁为 1:3~4,按重量比)与稀硝酸混合,然后进入硝酸浓缩塔中部。硝酸浓缩塔下部为提馏段,浓硝酸镁溶液吸收稀硝酸中水份后,成为稀硝酸镁溶液从塔底部流入硝酸镁加热器,经加热脱硝后流入稀硝酸镁槽,硝酸镁加热器中产生的二次蒸汽进入硝酸浓缩塔底部,作为蒸馏操作的热源。含量为 80%~90%的硝酸蒸汽由提馏段进入硝酸浓缩塔上部的精馏段,浓缩为 98%以上的硝酸蒸汽,经漂白塔进入浓硝酸冷凝器冷凝为浓硝酸。浓硝酸经汽液分离器进入分配酸封,约 2/3 经回流酸封回浓缩塔,做为回流酸,约 1/3 经漂白酸封入漂白塔脱除氮氧化物后进入成品酸冷却器,冷却后的成品酸进入成品酸贮槽。

2 改造系统缺陷,优化工艺条件

2.1 存在的缺陷

2.1.1 2011 年 1-9 月份成品酸浓度平均合格率 88%,未达到规定的 $\geq 98\%$ 的要求。

2.1.2 2011 年 1-9 月份稀镁含硝平均 0.4%以上,未达到 $\leq 0.2\%$ 的指标要求。

2.1.3 操作统一性不强,各班操作手法存在差异,导致工艺参数波动频繁。

2.1.4 硝镁加热器使用周期短,2011 年共更换 18 次,维修费用大。

2.2 改造措施

浓缩塔液体分布的好坏对精馏塔的操作至关重要,气液分布不均匀会影响传质,最终影响塔顶产品以及塔底稀镁含硝。2011 年 10 月到 2011 年 12 月我部在济南双硝技术开发公司专家的指导下对 8 套浓缩系统的塔顶分酸器以及塔中部液体分布器进行了技术改造和整合,并进行了工艺条件分析和操作优化。

浓缩塔液体分布器材质为高硅铸铁,加工精度不高,在塔内为分块拼装,各块之间的接缝大小及分布器的水平度对液体分布影响较大,加之高硅铸铁铸孔精度不能保证,存在铸孔不规则且孔径偏大,喷淋点较少的问题,导致气液接触不好,影响了塔的生产以及稀镁含硝。由于操作工况的特殊性及介质的腐蚀性,改造后浓缩塔顶分酸器以及塔中部液体分布器仍选用高硅铸铁。考虑该塔喷淋密度低、液体流量小的特点,以及规整填料所需喷淋点的要求,将浓缩塔顶分布器原小孔堵死,再重新开孔,使孔径缩小至规定要求并进行均匀分布。塔中分布器原开孔内的四氟棒全部取出,经过改造整合完毕后经塔外水喷淋试

验,液体分布较好,达到了显著的效果。

2.3 工艺优化

2.3.1 统一思想,操作做到“稳、预、勤”

在一定的温度和压力下,物料中各相的相对量以及物料中各组分在各个相中的浓度不随时间变化,称系统处于平衡状态。当外界条件改变时,将建立起新的平衡,因此平衡是运动的、相对的,而不是静止的、绝对的。

硝镁法浓硝酸装置精馏塔的操作应预先作参数趋势分析,提前做好微调,保持操作的连续性和一贯性,并时刻掌握和稳定好以下三个平衡:

(1)物料平衡:体现了塔的生产能力,它主要是靠进料量和塔顶回流量来调节。当塔的操作不符合总的物料平衡时,可以从塔压差的变化上看出,进得多,取得少,则塔压差上升。对于一个固定的精馏塔来说,塔压差应该在一定范围内。在其他条件不变的情况下,塔压差过大,说明塔内上升的蒸汽速度过快,雾沫夹带严重,甚至发生液泛,破坏塔的正常操作;塔压差过小,表明塔内上升蒸汽的速度过小,填料层上的气液湍动的程度过低、传质效果差,效率降低。

(2)热量平衡:是浓缩塔平衡状态的内在体现,是物料动态平衡后系统蒸汽和冷却水调节推动的结果。指标体现在浓缩塔顶部、中部、底部温度上。硝镁法浓硝酸精馏系统中的热量是由硝镁蒸发器、硝镁加热器的蒸汽提供的,没有硝镁加热器供热就没有上升蒸汽,无法实现部分气化部分冷凝;没有硝镁蒸发器就不能保证浓镁的进料温度和浓度,从而会导致系统镁结晶堵塞的现象发生,同时浓镁带人精馏塔的热量会发生变化;没有塔顶成品酸冷凝器的冷凝就没有回流酸,整个精馏过程就无法实现。因此系统冷却水量和温度的稳定和蒸汽压力和温度的稳定是实现稀硝酸浓缩为浓硝酸的基础。

(3)气液相平衡:主要体现在成品酸的质量和稀镁含硝。浓缩塔的操作温度和压力是根据塔的分选功能决定的。它是靠调节塔的操作条件(温度、压力)及填料上气液接触的情况来实现的,气液相组成又是在填料表面的气液互相接触进行传质和传热而实现的。只有在压力、温度相对稳定时,才能确保气液相的平衡组成。浓缩塔顶温度应该为操作压力下的硝酸沸点温度,塔中温度应该接近进料状态下三元混合物的沸点温

度,此温度可根据进料状态计算出三元物料中各组分的百分比,再查阅硝酸镁、水、硝酸三元相图即可知。当温度、压力发生变化时,产品的质量或稀镁含硝情况也随之发生变化。

由以上分析可知:掌握好物料平衡、热量平衡、气液相平衡是精馏操作的关键所在。

2.3.1.1 稳:

平稳运行后,根据每个塔的最佳运行数据及时确定主要参数的操作范围,操作人员在此范围内作微调,尽可能使各塔系统达到“通过对物料平衡的分析(体现在配料比、回流比是否适当),对热量的平衡优化(体现在漂白塔顶温度、浓缩塔顶部中部、底部温度是否稳定),达到相的平衡稳定(体现在产品浓度指标、稀镁指标是否达标)”的理想状态。在实际操作中要确实把稳定好硝镁质量(杂质、浓度)、蒸汽品质(压力、温度)、真空系统(浓镁浓度)、负压系统(塔顶压力、填料层阻力)作为实现此目标的基础。

硝镁加热器蒸汽阀门一般根据稀镁含硝情况进行微调。正常情况下加热器要保持加热蒸汽稳定,尽可能不用加热器温度来调节浓缩塔顶温度,而通过回流酸进行微调,加热蒸汽阀位在最佳工况下维持稳定,尽量不大幅度开大或关小,以保持加热器内良好沸腾,而不过沸腾。

2.3.1.2 预:

平稳操作(无加减负荷)时进料、回流酸调节:操作人员勤观察、分析进料(浓镁浓度、稀酸浓度变化),回流酸流量(回流酸温、回流自调阀位趋势)、塔顶温度、塔中温度趋势,提前反馈、提前调节,避免调节的滞后,减小波动幅度,保持操作工况的稳定,使塔内的物料、热量平衡不被破坏。

分析各塔气液分离器、浓缩塔顶、浓缩塔中、浓缩塔底负压的变化,根据稳态的操作经验数据,及时进行两点间压降分析,观察浓缩塔、漂白塔的阻力变化趋势,为精馏操作提供分析判断的依据。

2.3.1.3 勤:

用好六楼回流酸量酸器:加强对六楼回流酸量酸器的观察与分析,并加强内、外操的比较,能较准确地调节好回流;用好喷射器自调阀,勤观察、分析漂白塔顶压力、浓缩塔顶压力、浓缩塔底压力变化,出现异常及时查找、分析原因,发现漏点及时联系消除,尽量保持负压的稳定;及时根

据真空系统的实时运行状态,判断浓镁浓度的大致变化方向,适当调节配料比。

2.3.2 建立动态的操作参考线

2.3.2.1 解析“QPT”因素,梳理操作理念

“QPT”因素是指硝镁法浓硝酸装置操作参数中关键因素“料比、压力、温度”的简称,按照物料平衡推动热量平衡从而达到相平衡的因果优化因素的物化数据体现。

料比 Q:进料量的大小、组分对精馏操作的影响可分为下述两种情况来讨论:

进料量发生变动时,在进料量变动范围不超过塔顶成品酸冷凝器和塔底硝镁加热器的负荷范围时,只要调节及时得当,对塔顶、塔中和塔底温度不会有显著的影响,只影响塔内上升蒸汽速度的变化。进料量增加,蒸汽上升的速度增加,一般对传质是有利的,在蒸汽上升速度接近液泛速度时,传质效果为最好。若进料量再增加,蒸汽上升速度超过液泛速度时,则严重的雾沫夹带会破坏塔的正常操作。进料量减少,蒸汽上升速度降低,对传质是不利的。因此,低负荷操作时,可适当增大回流比,提高塔内上升蒸汽的速度,以提高传质效果。

当进料的变动范围超出了塔顶冷凝器或塔底加热器的负荷范围时,不仅塔内上升蒸汽的速度改变而且塔顶、塔底温度也会相应改变,致使塔内各段气液相组成改变。

压力 P:改变操作压力,将使塔内各段气液相平衡组成发生改变。压力低,组分的相对挥发度提高,分离效率提高,反之亦然。压力降低,塔顶成品酸浓度降低,但产量却相对增加;同理,压力提高,塔顶成品酸的产量减少,酸浓度提高;

浓缩塔压力的波动将引起温度和组分对应关系的混乱。操作中在浓缩塔负压恒定的情况下经常以塔中、塔顶温度作为衡量浓缩塔工况的依据。当压力改变时,混合物的沸点发生改变,引起塔内温度和浓度改变。温度和产品质量的对应关系也将发生改变。

从以上分析来看,改变操作压力,将改变整个塔的工况,因此在正常操作中应维持恒定的负压操作,只有在塔的正常操作受到破坏时,才可以根据上述分析,在工艺指标允许的范围内,对塔的压力进行适当的调整。

温度 T:进塔物料带入精馏系统的热量变化对操作的影响是很大的。通常稀硝酸的进料温度

基本恒定,浓镁温度(150℃,由蒸发器的蒸汽提供)根据浓度来控制,正常情况下保持浓镁不结晶具有较好的流动性为宜,浓镁带入塔系统的热量由浓镁的量决定。总的来讲,浓镁带入热量降低,将增加塔底硝镁加热器的热负荷,减少塔顶成品酸冷凝器的冷负荷。浓镁带入热量升高,则增加塔顶成品酸冷凝器的冷负荷,减少塔底硝镁加热器的热负荷。当进料带入的热量变化幅度过大时,会影响整个塔的温度变化,从而改变气液平衡组成。

硝镁加热器的温度是通过加热蒸汽来调节的,是影响精馏系统热量平衡的主要因素之一,保持加热蒸汽压力和温度的稳定,既可保持系统热量总体稳定,又能提高蒸汽利用效率。

液相温度变化受加热器进料量的影响,在一定的稀镁浓度和镁量下,保证稳定连续的稀镁流量,保持加热器良好的沸腾状态。加热器输入的热量先蒸发后提温,加热器气相温度与蒸发量、输入热量有关(即沸腾状况),在蒸发量维持不变的情况下气相温度随液相温度同向变化,一般情况下可维持气液相温差 10℃左右。

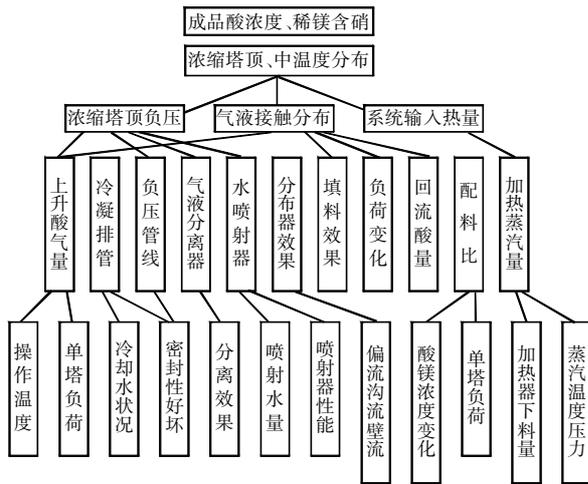
2.3.2.2 运用“因果参数倒推法”,动态优化操作条件,及时建立动态操作参考线

“因果参数倒推法”是根据安全事故分析方法中的“事故树”演化而来的,硝镁法浓硝酸操作中“因果参数倒推法”是指:在平衡理论的基础上把成品酸浓度和稀镁含硝作为根,从影响成品酸浓度和稀镁含硝的第一级物化参数“温度”入手,分析参数变化的原因和采取的措施,从而进一步推出影响第一级参数平衡的第二级物化参数“负压、进料状态、蒸汽量、气液分布”直至最末级物化参数。通过分析哪些参数是必要条件、哪些参数是充分条件,哪些参数是充分必要条件,“层层剖析,主次分明,把握现状,逐一解决”,调节由最简单最便捷的手段开始“层层推进,以稳为主,先易后难”。根据各塔不同时间的不同状态及时寻优找出适宜的“动态操作参考线”,通过采用“因果参数倒推法”实时分析操作中出现的工况变化,便于快速准确地发现问题和解决问题,实现操作的稳定。

a.稳定加热器工况,保持系统热量平衡

控制好硝镁加热器的蒸汽用量,减少加热器蒸汽调节的频次。加热器蒸汽量的变化直接影响精馏塔系统的热量平衡。将硝镁加热器的液相、

“因果参数倒推法”逻辑示意图



气相温度,控制在合理范围内,使浓缩塔各点温度相应合理、稳定,才能保持系统热量总体平衡。

控制好加热器进料量,保持适当的液面和稳定的稀镁溢流速度,经常观察溶液沸腾状况,以整个液面均匀鼓泡沸腾为最佳状况,使加热器处于良好的沸腾状态,而不过沸腾。

如加热器液面太低使部分换热管暴露在气相中,会大大加快其腐蚀速度;加热器液面过高,使稀镁溶液中硝酸汽化的空间减少,不利于脱硝。所以生产中操作人员应定时观察加热器液面,一般以溢流出口管的中心线为宜,最低应能盖住全部换热管。

b. 稳定好负压系统

浓缩系统负压的大小对系统内物料的沸点、稀硝酸镁溶液含硝酸及成品酸中含亚硝的量有直接影响。增大负压时,溶液沸点降低,加热器微负压操作,可以尽快地将稀镁溶液中所含的硝酸脱出并及时移走,有利于加热器的脱硝,因此,适当提高负压不仅可减少成品酸中亚硝含量,而且可以降低稀硝酸镁中的含硝酸量。实际操作中,维持塔顶负压 60KPa ~ 80Kpa 为好。同时也要防止由于负压太高,将填料抽到冷凝器中堵塞管子。

c. 优化硝酸镁溶液蒸发系统

把稳定好真空系统作为蒸发操作的关键,减少因硝镁浓度变化造成系统物料平衡被破坏。只有保持各个真空系统稳定,减少破真空的频次,才能做到节约蒸汽消耗,减少销镁损耗的目的,同时对整个装置的整体长周期稳定运行至关重要。

增大硝酸镁的进料比例有利于获得高浓度的产品,但配料比过大时,进入加热器的硝酸镁溶液的量 and 浓度增加,粘度增加,沸点上升,不利于硝酸镁溶液的脱硝,生产中一般要求硝酸镁:稀硝酸控制在 3 ~ 4:1 之间。因此,在操作上要及时分析硝酸镁浓度,并根据其浓度判断配料比是否合适,硝镁浓度是否合适,以便调整真空度等工艺条件。

d. 建立塔顶塔底兼顾的回流量,保证成品酸浓度和稀镁含硝

对于一个定型的浓缩塔来说,最适宜的回流量应该是不变的。实际操作中,回流比的变化对塔顶浓硝酸的浓度和塔底稀镁溶液的含硝有极大的影响。若减小回流比,则成品酸的浓度降低,若增大回流比,则稀镁溶液中含硝增加。操作中,要在保证成品酸浓度合格的前提下,保持最小的回流比,以降低稀镁溶液中的含硝。在实际生产中我们通过对各塔调节测试出各个塔的最适宜回流比,要求操作人员控制好各塔的回流,切勿走入塔顶温度高就加回流的误区。

e. 合理使用好塔顶回流酸自调阀、稀硝酸和浓镁自调阀、加热器蒸汽自调阀、蒸发器蒸汽自调阀、塔顶负压自调阀等动态可调节手段。

f. 蒸汽参数动态操作参考线的寻优原则:蒸汽温度和压力应考虑蒸汽利用率,保持较低的吨酸蒸汽消耗,真空度和蒸发器温度的控制以稳定适宜的浓镁浓度为目的,不过度追求高的镁浓度,而不考虑流动性、后续脱硝和蒸汽消耗等因素。

如我部减压后的蒸汽压力一般控制在 1.1Mpa,温度控制在 192℃左右,当压力变化时,蒸汽温度及时跟进调节,以保证接近该压力下的饱和蒸汽温度。

g. 单塔动态操作参数线的寻优原则:应以该塔在当前运行状况为基础,综合设备运行的周期、加热器的换热效果、填料损坏、分布器分布、冷凝排管的密封性等因素找出适合该塔当期最优操作参数,塔况发生变化,及时调整到位。

减压后蒸汽压力以靠近 1.1MPa, 192℃为操作参考线,加热器液相温度以 175℃,气相温度以 165℃(冬季)为操作参考线,浓缩塔顶负压以 -3KPa 以上,漂白塔顶负压维持在在 -5KPa 以上为操作参考线,漂白塔顶控制在 80℃(冬季)

(下转第 15 页)

2011年7月至今建成投产装置及在建项目汇总(截止时间:2012年3月)

含稀硝酸、浓硝酸、硝酸铵、硝基复合肥、硝酸盐装置和项目

一、2011年7月至今建成投产装置

1.晋煤金石化工投资集团有限公司

(1)27万t/a 双加压硝酸

20万t/a 多孔硝酸铵

20万t/a 结晶硝酸铵 已建成试车

(2)10万t/a 双加压硝酸(原装置搬迁)

15万t/a 多孔硝酸铵 于2011年9月建成投产

2.安徽淮化股份有限公司

27万t/a 双加压硝酸装置

20万t/a 多孔硝酸铵装置 已建成正在试车

3.烟台巨力异氰酸酯有限公司

10万t/a 双加压稀硝酸装置

10万t/a 浓硝酸装置 于2012年2月投产

4.山东德州华鲁恒升化工有限公司

15万t/a 双加压硝酸装置 已建成, 近日投产 用于己二酸生产

5.内蒙伊东集团九鼎化工有限公司

15万t/a 双加压硝酸装置

20万t/a 多孔硝酸铵装置 于2011年11月投产

6.临沂鲁光化工集团有限公司

5万t/a 高压法硝酸

5万t/a 硝镁法浓硝酸 于2011年11月投产

7.福建邵化化工有限公司

20万t/a 多孔硝酸铵装置 于2011年3月投产

(15万t/a 双加压硝酸装置 仍在建设中)

二、在建装置(机组已订货、正在建设的项目)

1.河南晋开化工投资控股集团有限责任公司

3套27万t/a 双加压硝酸装置

20万t/a 硝镁法浓硝酸装置

2套20万t/a 多孔硝酸铵装置

单套60万t/a 硝基复合肥装置

预计2012年下半年投产

2.陕西兴化化学股份有限公司

2套27万t/a 双加压硝酸装置

20万t/a 多孔硝酸铵装置

8万t/a 两钠(亚硝酸钠、硝酸钠)装置

3.新疆新化化肥有限责任公司

10万t/a 双加压硝酸装置

15万t/a 硝酸铵装置

4.山东海力化工有限公司

27万t/a 双加压硝酸装置, 为己二酸项目配套(在江苏盐城建设)

5.洛阳骏马化工有限公司

27万t/a 双加压硝酸装置

40万t/a 硝基复合肥

- 6.中煤平朔山西平安化肥有限公司
15 万 t/a 双加压硝酸装置,用于生产硝酸铵
- 7.内蒙乌海神华能源化工有限公司
15 万 t/a 双加压硝酸装置
20 万 t/a 多孔硝酸铵装置,预计 2013 年投产
- 8.山东晋煤日月化工有限公司
10 万 t/a 双加压硝酸装置
10 万 t/a 浓硝酸装置,为苯胺生产配套
15 万 t/a 硝基复合肥装置
- 9.重庆富源化工有限公司
15 万 t/a 双加压硝酸装置
20 万 t/a 硝酸铵装置
- 10.江苏淮河化工有限公司
10 万 t/a 双加压硝酸装置
6 万 t/a 浓硝酸装置,预计 2012 年年底投产
- 11.四川美丰实业有限公司(四川美丰化工有限公司绵阳分公司)
18 万 t/a(600t/d) 双加压硝酸装置
27 万 t/a 硝基复合肥及硝酸铵装置
- 12.湖南邵阳宝兴科肥有限公司
15 万 t/a 双加压硝酸装置
20 万 t/a 硝酸铵装置
- 13.河北冀衡赛瑞化工有限公司
15 万 t/a 双加压硝酸装置(为公司第二套)
25 万 t/a 硝基复合肥装置
- 14.四川金圣赛瑞化工有限公司
36 万 t/a 双加压硝酸装置(1200t/d)
60 万 t/a 硝基复合肥
- 15.新疆金圣胡杨化工有限公司
36 万 t/a(1200t/d) 双加压硝酸装置
60 万 t/a 硝基复合肥项目
- 16.福建耀隆化工有限公司
10 万 t/a 双加压硝酸装置
10 万 t/a 浓硝酸装置
- 17.湖北新都化工有限公司
2 套 15 万 t/a 双加压硝酸装置
60 万 t/a 硝基复合肥(三元)项目
10 万 t/a 直接法两钠(亚硝酸钠.硝酸钠)装置
- 18.贵州开磷(集团)息峰合成氨有限责任公司
27 万 t/a 双加压硝酸装置
15 万 t/a 硝酸铵.30 万 t/a 硝基复合肥项目
- 19.甘肃刘化(集团)有限责任公司
15 万 t/a 双加压硝酸
15 万 t/a 浓硝酸装置
- 20.河南神马尼龙化工有限公司
10 万 t/a 双加压硝酸装置,为己二酸生产配套,预计 2012 年 8 月投产
- 21.山东金正大生态工程股份有限公司
3 套 15 万 t/a 双加压硝酸装置
用于生产硝基复合肥,分别在山东.贵州等地建设
- 22.广西河池化工有限公司
27 万 t/a 双加压硝酸装置,用于生产硝基复合肥
- 23.湖南金宏泰化工有限公司
10 万 t/a 双加压硝酸装置,用于生产硝酸铵
- 24.内蒙古大唐鼎旺化工有限公司
27 万 t/a 双加压硝酸,用于硝酸铵,硝基复

山东金正大建设贵州硝基复合肥和水溶性肥料项目

山东金正大生态工程股份有限公司 2012 年 3 月 5 日发布公告称,拟由全资子公司贵州金正大生态工程有限公司在贵州省瓮安县工业园精细磷化工区建设硝基复合肥和水溶性肥料项目,总投资 32.37 亿元。此前,金正大 2011 年 8 月 28 日已披露与瓮安县工业园精细磷化工区签订合作协议,计划用 5 年时间分期投资约 59.6 亿元,发展磷复合肥及相关磷化工产业。该项目为合作协议下的一部分,符合化肥行业和地方政府发展规划,受益国家产业政策,建设规模为年产 60 万吨硝基复合肥和 40 万吨水溶性肥料,并配套硝

酸、硫酸、磷酸、硝酸磷肥等在内的原料装置和包括 α 、 β 石膏粉,磷石膏制硫酸联产水泥,氟回收在内的磷资源综合利用装置。据公告,贵州金正大这个项目的建设期为 18 个月,预计可实现年销售收入 60.98 亿元,净利润 6.28 亿元。该项目集成创新多项硝基复合肥和水溶性肥料生产技术,建成投产后,可实现磷矿资源深加工的完整产业链,降低产品成本,形成新的利润增长点,促进化肥行业技术进步,具有良好的经济、社会和生态效益。

(汪家铭)

(上接第 11 页)

以下为操作参考线,漂白塔与浓缩塔顶温差在 10°C 左右为好即 $85^{\circ}\text{C} \pm 5^{\circ}\text{C}$,实际运行中将结合我部各塔实际情况根据不同时期、不同状况、每个塔的最佳状况作适当调整。配料比建议(3.0-4.0):内操在 3.5 ± 0.2 之间,班长在 3.5 ± 0.5 之间,如特殊情况,需调大范围需请示工段长及以上人员允许后,方可按要求进行调节。

3 结语

经过改造、系统调优和规范操作后,“硝酸镁法”浓硝酸装置每年可以增效 1298.26 万元,其中:

(1)稀镁含硝可以实现由 0.4% 下降到 0.1% 以下,取得的经济效益: $3.2\text{m}^3/\text{h} \times 1.33\text{t}/\text{m}^3 \times$

$(400\% + 40\%) \times (0.4\% - 0.1\%) \times 8 \text{ 台} \times 24\text{h} \times 330\text{d} \times 1780 \text{ 元}/\text{吨} = 633.59(\text{万元})$

(2)成品酸浓度可以实现由 97% 提高到 98%,取得的经济效益: $3.2\text{m}^3/\text{h} \times 1.33\text{t}/\text{m}^3 \times 60\% \times 1\% \times 8 \text{ 台} \times 24\text{h} \times 330\text{d} \times 1780 \text{ 元}/\text{吨} = 288(\text{万元})$

(3)节约镁尾水中和用烧碱(以 96% 的片碱计)产生的效益: $3.2\text{m}^3/\text{h} \times 1.33\text{t}/\text{m}^3 \times (400\% + 40\%) \times (0.4\% - 0.1\%) \times 8 \text{ 台} \times 24\text{h} \times 330\text{d} \times 40 \div 63 \div 96\% \times 1600 \text{ 元}/\text{吨} = 376.67(\text{万元})$

(4)取得了明显的环保效益。实现达标排放,“尾气”色度显著下降(现场目测几乎看不到“黄龙”);镁尾水中酸浓度由 6% 降至 3% 以下,降低了废水酸性,经过二次蒸汽洗涤塔洗涤后,基本可回收利用。