

◆产业赋能与业态融合◆

先进过程控制技术在湿法磷酸生产中的应用与挑战

郭震

(云南三环中化化肥有限公司, 云南 昆明 650113)

[摘要] 探讨先进过程控制技术 (APC) 在湿法磷酸生产中的应用与挑战。以云南三环中化化肥有限公司 2×30 万 t/a 磷酸装置为例, 介绍先进过程控制技术在浓密工段、反应工段和浓缩工段的应用, 包括各工段的控制策略、操作方法及注意事项。分析先进过程控制技术在湿法磷酸生产中的应用效果, 如提高生产稳定性、降低操作频次、提高自控率和先控投用率等。同时, 指出先进过程控制技术在应用过程中面临的挑战, 包括设备故障和异常工况、组态错误和技改未完成等。最后, 对先进过程控制技术在湿法磷酸生产中的应用进行总结和展望。

[关键词] 先进控制技术; 湿法磷酸生产; 应用效果; 挑战

[中图分类号] TP29; TQ126.3⁵ [文献标志码] A [文章编号] 2097-4566 (2025) 08-0118-07

Applications and challenges of APC technology in wet-process phosphoric acid production

GUO Zhen

(Yunnan Three Circles-sinochem Fertilizer Co., Ltd., Kunming 650113, China)

Abstract: The application and challenges of advanced process control (APC) technology in wet-process phosphoric acid production is discussed. Taking the 2×300 kt/a phosphoric acid plant of Yunnan Three Circles-sinochem Fertilizer Co., Ltd. as an example, the application of APC technology in the thickening section, reaction section and concentration section is introduced, including the control strategies, operation methods and precautions of each section. The application effects of APC technology in wet-process phosphoric acid production are analyzed, such as improving production stability, reducing operation frequency, improving automatic control rate and advanced control application rate. At the same time, the challenges faced by APC technology in the application process are pointed out, including equipment failures and abnormal conditions, configuration errors and incomplete technical transformation. Finally, the application of APC technology in wet-process phosphoric acid production is summarized and prospected.

Key words: APC; wet-process phosphoric acid production; application effect; challenge

0 引言

湿法磷酸生产工艺复杂, 对生产过程的稳定性和产品质量要求较高。先进过程控制技术 (APC) 作为一种先进的控制手段, 能够实现对生产过程的精细化控制, 提高生产效率、降低能耗、稳定产品质量。笔者以云南三环中化化肥有限公司 (以下简称公司) 2×30 万 t/a 磷酸装置为例, 详细介绍 APC 技术在湿法磷酸生产中的应用, 并分析其面临的挑战及解决方案。

1 磷酸装置先进实施范围

公司磷酸装置实施内容包括: 1套矿浆浓密系统的浓密机、反应系统 (分为 I 期和 II 期), 以及 4套浓缩系统 (分别为 I、II、III、IV 系列)。矿浆浓密系统、反应系统、浓缩系统框图分别见图

1、图2、图3。

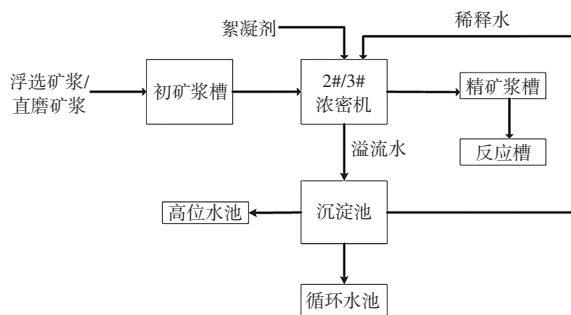


图1 浓密工序流程

Fig. 1 Flow chart of Thickening process

[收稿日期] 2025-05-26

[作者简介] 郭震 (1988-), 男, 云南昆明人, 工程师, 研究方向为过程工业自动化控制, 智能控制、自动化仪器仪表。

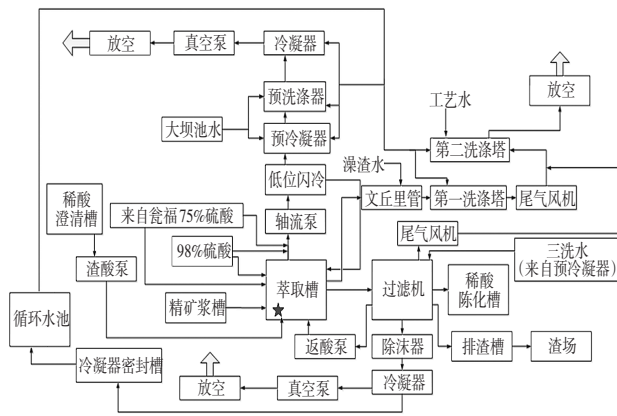


图2 反应过滤工序流程

Fig. 2 Flow chart of the reaction filtration process

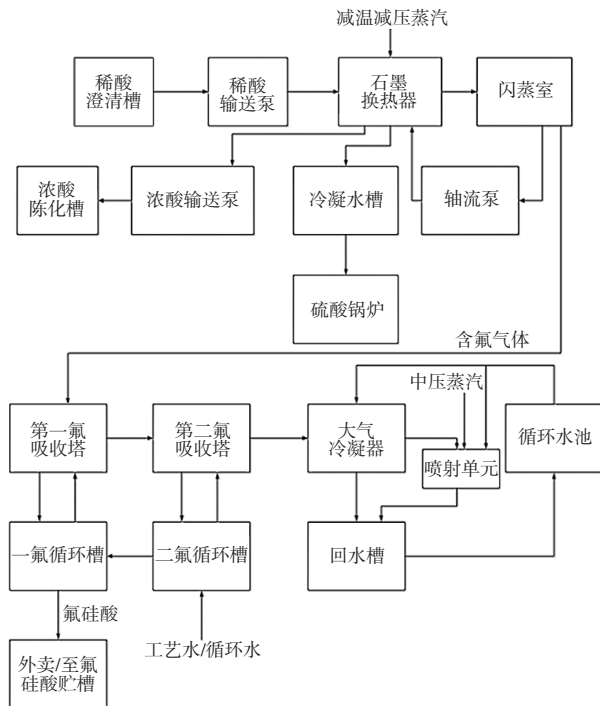


图3 浓缩工序流程

Fig. 3 Flow chart of concentration process

2 控制难点分析

2.1 浓密工序控制难点

(1) 进出物料(矿浆)平衡问题, 进料多出料少会造成转耙压力高, 沉降效果差。反之, 转盘压力就低。需要找到合适的进出料配比, 来维持转耙压力和沉降效果, 控制适宜的精矿密度和固含量。

(2) 絮凝剂的配方是固定的, 常规生产需要操作人员按照进出物料平衡表计算出絮凝剂加入量, 来匹配装置正常生产所需。同时絮凝剂的加入量直接影响沉降速率, 由于絮凝剂稀释水压力过大, 在稀释水流量较大时, 絮凝剂加入量达不到所需流量, 需要先进控制系统来实现自动调节。

(3) 进出物料的固体物质要维持动态平衡, 而浓密机转耙的压力和料浆相对密度变化又是一个相对滞后较大的过程。为了提升整个装置控制效果的鲁棒性, 解决大滞后特性, 在调节转耙压力和密度的过程中, 出料量不能过大或者过小。出料量的调节一定要与进料量固相物料满足一定数学关系。

2.2 反应系统控制难点

(1) 反应系统 SO_3 含量会随着精矿浆相对密度的变化而变化, 需要及时调整浓硫酸的加入量, 维持酸矿比。目前装置的 SO_3 浓度为 3 h 一次人工采样分析, 再结合化验分析的结果来调整酸矿比, 过程及产品质量控制滞后性大、产品质量一致性差。

(2) 反应槽料浆相对密度、液固比主要通过过滤工序的返酸量进行调节, 当洗涤液控制、滤液相对密度已经达到最大控制边界时, 在精矿浆允许的情况下, 微调矿浆量来维持液固比。

2.3 浓缩系统控制难点

(1) 浓磷酸管道结垢导致稀磷酸进料阀全开, 且流量显示不准。

(2) 4套浓缩装置中, 每2套装置共用一个蒸汽总管, 各套浓缩装置基本上都处于进料全开、蒸汽支管全开的状态。当换热器压力超 190 kPa 时, 通过调整蒸汽总管减压调节阀开度进行相应控制, 造成每两套装置中蒸汽耦合较大。

(3) 第一氟吸收塔液位主要通过补水及出料进行调节, 但氟硅酸槽无在线测量比重计, 出料无流量计, 主要通过操作工凭经验进行调节。

3 先进控制技术路线

3.1 关键技术简介

多变量模型预测控制利用预测模型、滚动优化和反馈校正步骤, 实现对复杂过程的控制。预测模型反映过程特性, 滚动优化实现动态控制, 反馈校正确保闭环运行。该方法具有隐式解耦能力, 有效克服传统控制的缺陷, 成为工业递阶控制结构中的重要动态控制级。

智能专家控制适用于处理高度复杂和不确定性过程, 传统控制方法在此方面已不适应。智能控制理论和方法以其灵活的决策和应变能力, 成为解决复杂工业控制问题的有效手段。

软仪表技术通过建立目标变量和辅助变量的模型, 有效利用实时数据计算无法实时检测的重要参数, 为多变量预测控制器提供信息支撑。

3.2 先进控制软件组成

智能先进控制与优化软件基于浙江中智达科技有限公司研发的数据接口服务平台软件 IO Server、在线控制台 iConsole、实时数据库 iTDB、可视化控制器设计与仿真 iStudio 等，针对工业生产过程的自动化需求，形成了智能软测量软件 iSensor、智能模型预测软件 iDPC 和性能评估与监控软件 iPerformance 等系列软件。

3.3 先进控制系统总体架构

根据磷酸装置的特点，采用生产、工艺专家的经验建立专家控制系统；利用软测量技术建立关键控制点及计算点的软测量以及利用多变量模型预测控制建立系统的多变量控制系统。先进控制系统总体架构见图4。

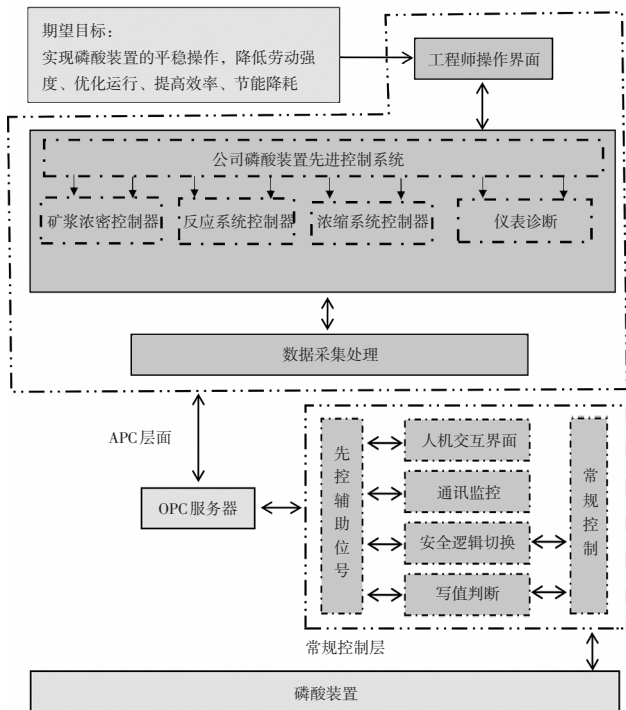


图4 磷酸装置先进控制系统总体架构

Fig. 4 Overall architecture of the APC system for phosphoric acid plants

3.4 系统硬件配置方案

先进控制系统在FCS系统的上层实施，采用先进控制服务器作为上位机的方式实现。先进控制服务器通过交换机与安装有标准 OPC 接口软件的服务器在以太网上实现互联，从而建立先进控制服务器与FCS控制站数据传送的物理链接。

先进控制服务器主要实现在线计算、在线优化、在线控制等功能。先进控制系统的硬件结构如图5所示。

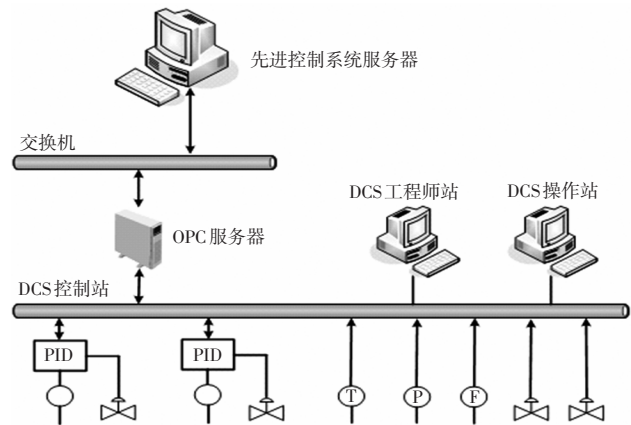


图5 先进控制系统硬件结构

Fig. 5 Hardware structure of advanced control system

3.5 系统软件配置方案

物理通信实现后，需要通过安装相应软件才能完成先进控制系统与FCS实时数据的交互。涉及的软件有：操作系统、先进控制系列软件及FCS厂商提供的OPC接口软件等。

4 APC控制策略及操作

4.1 浓密工序

4.1.1 出料控制（一用一备）

出料控制由人工确定负荷后，根据压力及底流密度进行出料调节，控制优先级：底流密度>浓密机压力，出料调整范围为负荷输入值0~100 m³/h。

4.1.2 进料控制

当浓密机压力在上下限区间时，通过进出物料指标进行矿浆平衡计算后，浓密机进料跟随浓密机出料流量变动，保证系统的物料平衡。当浓密机压力超出上下限区间后，浓密机进料不再考虑物料平衡，直接控制浓密机压力。浓密机压力高则减少进料，反之同理。

浓密机进料分别由 V24001 槽和 V24005 槽进料，只选择一个槽，进料时打开相应储槽及泵的回路开关，无需对占比参数进行设定；若选择两个储槽进料，需进行 V24001 槽和 V24005 槽占比参数设定后，打开对应回路开关，系统根据设定的参数进行进料分配。

直磨矿浆有流量进入浓密机时，将直磨矿浆选择按钮切换为进浓密机。当直磨矿浆有流量不进入浓密机时，将直磨矿浆按钮切换为进储槽。当直磨矿浆无流量时，可不进行操作，维持原状。

4.1.3 絮凝剂控制

絮凝剂泵共4台，负荷较低时使用1台泵打自动即可满足要求，负荷较高时需使用2台泵，其中

1台泵固定频率,1台泵打自动控制设定值。将自动模式的絮凝剂泵投入APC,根据设定的絮凝剂比例及进料流量,实时调整絮凝剂流量,使絮凝剂流量满足絮凝剂比例要求。絮凝剂比例根据进料量进行实时调整,当总进料为250~500 m³/h时,絮凝剂比例调整幅度为1 g/50 m³;当总进料量小于250 m³/h时,絮凝剂调整比例调整幅度为1 g/10 m³。

示例:当进料总量为250 m³/h时,絮凝剂基准比例为30(可设定);当进料干基总量加大为

400 m³/h时,絮凝剂比例为 $30 + (400 - 250) / 50 = 33$;当进料干基总量减小为150 m³/h时,絮凝剂比例为 $30 - (250 - 150) / 10 = 10$ 。

4.1.4 稀释水控制

根据絮凝剂流量及设定的稀释水比例,系统实时调整稀释水流量,使稀释水流量满足稀释水比例。当流量较大,稀释水不满足需求时,将稀释水调节阀全开,不再做其他调节。具体见浓密工序APC控制逻辑一览表见表1。

表1 浓密工序APC控制逻辑一览表

Table 1 A list of APC control logic for thickening process

回路	控制策略	调节思路	注意事项	备注
MV1(浓密机出料A泵)、 MV2(浓密机进料01 槽A泵) CV1:底流密度 CV2:底流密度 MV1:絮凝剂泵 CV1:絮凝剂比例	该回路为二控五(进出料控转耙压力、低流密度)的控制回路,控制权重为底流密度>浓密机压力	出料量进行微调,进料量根据出料量计算,保持物料平衡。在浓密机压力超出上下限时,调节进料量,不考虑物料平衡	设定值一定要满足工艺需求,MV上下限设定合理	设备检修或仪表测量不准确时,需切除先进过程控制并记录;工况还原后投入先进过程控制 运行过程中:需监控好转耙压力、矿浆进出流量、初矿浆槽液位(及时切除APC进行调槽)
MV1:稀释水调节阀 CV1:稀释水比例	一控一回路	调节稀释水设定值,满足稀释水与絮凝剂比例稳定	设定值一定要满足工艺需求,MV上下限设定合理	设备检修或仪表测量不准确时,需切除先控并记录;工况还原后投入先控 运行过程中:零排放泵检修、停运时切除此APC,关闭稀释水调节阀或切换工艺水

4.2 反应工序

4.2.1 SO₃浓度控制

浓硫酸流量根据过滤负荷决定,过滤负荷为消化槽出料量;当某台过滤器清洗时,将该泵点击为不计算,则只算其中一台过滤负荷;过滤负荷除以料浆折算系数后,即为当前反应工序所需的浓硫酸投料量;当SO₃指标无变化时,系统每3 min根据前3 min矿浆密度的平均值进行酸矿比调整。调整速率:矿浆密度每增大1 kg/m³,酸矿比增大0.0004;反之同理。

当SO₃指标化验结果完成后,将SO₃指标输入到指定位置,系统根据当前指标与上一指标变化率及测量值与设定值之间的偏差,调整酸矿比。根据调整后的酸矿比调整精矿浆进料量,维持所需浓硫酸流量不变。

酸矿比计算公式:

$$\text{变化率调整: } [\text{当前硫酸量} - (\text{SO}_3\text{当前指标} - \text{SO}_3\text{上一指标}) \div 2 \div 1.52] \div \text{精矿浆流量} - \text{当前酸矿比。} \quad (1)$$

$$\text{设定值调整: } [\text{当前硫酸量} - (\text{SO}_3\text{当前指标} - \text{SO}_3\text{要求指标}) \div 2 \div 1.52] \div \text{精矿浆流量} - \text{当前酸矿比。} \quad (2)$$

式中 2——分为两小时调整;

1.52——每多1 m³硫酸,可使SO₃上升1.52;

酸矿比每次调整绝对值≤0.015。

4.2.2 反应槽三区温度控制

通过调节反应系统绝压设定值进行反应槽三区温度的控制,当反应槽温度低于设定值时,增大系统绝压设定值;反之同理。

4.2.3 消化槽液位及反应槽液固比

人工选择可进行调整的渣酸管MV开关,当消化槽液位高于设定值时,减小相应渣酸管开度;当消化槽液位低于设定值时,增大相应渣酸管阀门开度。

此回路为一二期共用渣酸主管及输送泵,当一二期液位和上升时,说明此时变频较大,则降低变频。当一二期液位和下降时,说明变频较小,则升高变频。若一期液位上升,二期液位下降,液位总和基本不变时,说明一二期抢酸现象严重,而渣酸总量相对满足要求,此时输送泵变频基本不变,系统减小一期渣酸管阀门开度,增大二期渣酸管阀门开度,保证一二期消化槽液位稳定;反之同理。

反应槽液固比为兼顾控制,当液固比超过上限时,说明反应系统中液相多固相少,此时可减小料浆折算系数,硫酸及精矿浆投料量增多,为保证消化槽液位稳定,系统返酸量随之减少,液固比相应降低;反之同理。

4.2.4 二洗水相对密度

目前A、C、D台过滤机为手动输入二洗水相对密度，当指标化验完成后，将二洗水相对密度输入指定位置，系统根据当前指标与上一指标变化率及测量值与设定值之间的偏差，调整三洗水流量；三洗水流量计算公式优化中。

B台过滤机二洗水相对密度为在线检测，当二洗水相对密度高时，系统增大三洗水流量，维持二洗水相对密度稳定；反之同理。

A、B台过滤机及C、D台过滤机三洗水流量存在单泵单供或单泵双供两种情况，都将对应阀门（设为自动模式）投入APC。反应工序APC控制逻辑一览表见表2。

表2 反应工序APC控制逻辑一览表

Table 2 A list of APC control logic for reaction processes

回路	控制策略	调节思路
MV1:酸矿比 MV2:精矿进料流量泵 CV1:SO ₃ 浓度	该回路为二控一回路，调整酸矿比后，调节精矿量维持硫酸量不变	结合工艺需求，设定CV值
MV:反应系统绝压 CV:反应槽三区温度	一控一回路	结合工艺需求，设定CV值
MV1:渣酸管调节阀 MV4:稀渣酸输送泵变频 CV1:消化槽液位 CV2:反应槽液固比	四控二回路，4个MV可任选1~3个进行投用	结合工艺需求，设定CV值
MV1:过滤三洗水调节阀 MV2:过滤三洗水泵 CV:二洗水比重	一控一回路	结合工艺需求，设定CV值
MV1:过滤三洗水调节阀 MV2:过滤三洗水泵 CV:二洗水相对密度	一控一回路	结合工艺需求，设定CV值

注:①设定值一定要满足工艺需求,MV上下限设定合理;②设备检修或仪表测量不准确时,需切除先控并记录,工况还原后投入先控。

4.3 浓缩工序

4.3.1 低压蒸汽及低压蒸汽总管压力控制

通过调节减压调节阀，当低压蒸汽总管压力在上下限区间时，调整减压调节阀开度，维持低压蒸汽总管压力所需设定值；当低压蒸汽总管压力超出上下限时，优先保证总管压力回归上下限区间。

4.3.2 减温后蒸汽温度控制

通过调节减温调节阀，维持减温后蒸汽温度的稳定。当温度升高时，增大减温调节阀开度，使温度回归设定值；反之同理。

4.3.3 蒸汽调节阀

通过调节蒸汽调节阀，维持换热器壳程温度、压力及系统绝压的稳定。若蒸汽调节阀全开，无调节余量，基本采用进料量进行兼顾控制。

4.3.4 闪蒸室液位控制

选择正在使用的出料泵，通过调节出料泵设定值，维持闪蒸室液位稳定。当闪蒸室液位高于设定值时，增大出料，将液位控制在设定值附近，反之同理。系统已自动将反吹时液位波动屏蔽，采用吹扫前液位数据进行暂时控制，避免出料大幅度波动。

4.3.5 闪蒸室液相温度及浓磷酸相对密度控制

闪蒸室液相温度设定值通过绝压及浓磷酸共同确定：酸温设定值 = [14 + (绝压 - 14) × 0.8 + 酸温绝压差] °C。

闪蒸室绝压在14 kPa以上时，绝压每上升1 kPa，则将闪蒸室液相温度设定值增大0.8 °C。由历史数据确定酸温绝压差基准值，当浓磷酸相对密度高于设定值时，此时将酸温绝压差降低，则酸温设定值相应降低，反之同理。相对密度相差0.001，酸温绝压差修改0.05。若浓磷酸相对密度分析结果与实际值相差较大时，计算出的酸温设定值不一定为最佳，此时可手动将酸温绝压差进行微调，系统自动更改酸温设定值。

通过调节稀磷酸进料量，在换热器壳程温度、压力、系统绝压在上下限范围之内时，将闪蒸室液相温度控制到目前设定值。当不在上下限范围时，优先保证换热器壳程温度、压力、系统绝压满足上下限条件。

当酸温设定值单步变化小于0.1 °C时，稀酸进料量缓慢变化。

当酸温设定值单步增大0.1 ~ 0.3 °C时，稀酸进料量3 min减少0.9 m³流量，随后缓慢变化；

当酸温设定值单步增大0.3 ~ 0.8 °C时，稀酸进料量3 min减少1.8 m³流量，随后缓慢变化；

当酸温设定值单步增大0.8 °C以上时，稀酸进料量3 min减少3.0 m³流量，随后缓慢变化；反之同理。

4.3.6 一氟槽液位控制

通过调节氟硅酸出料调节阀，维持一氟槽液位的稳定。当液位上升时，增大氟硅酸调节阀，使液位回归设定值；反之同理。

4.3.7 氟硅酸相对密度控制

当指标化验结果完成后，将氟硅酸相对密度输入到指定位置，系统根据当前指标与上一指标变化率及测量值与设定值之间的偏差，调整补水流量；

补水流量计算公式分为①+②两个部分。

氟硅酸相对密度处于上下限：

变化率调整：(当前氟硅酸相对密度 - 氟硅酸相对密度上一指标) × 0.4。 (3)

设定值调整：(当前氟硅酸相对密度 - 氟硅酸相对密度设定指标) × 0.4。 (4)

氟硅酸波美超出上下限：

变化率调整：(当前氟硅酸相对密度 - 氟硅酸相对密度上一指标) × 0.8。 (5)

设定值调整：(当前氟硅酸相对密度 - 氟硅酸相对密度设定指标) × 0.8。 (6)

浓缩工序 APC 控制逻辑一览表见表 3。

表3 浓缩工序 APC 控制逻辑一览表

Table 3 A list of APC control logic for the concentration process

回路	控制策略	调节思路
MV:减压调节阀 CV1:低压蒸汽压力 CV2:低压蒸汽总管压力	该回路为一控二回路,控制权重为低压蒸汽压力上限下限>低压蒸汽总管压力上下限>低压蒸汽压力	当低压蒸汽总管压力在上下限区间时,调整减压调节阀,控制低压蒸汽压力设定值
MV:减温调节阀 CV:减温后蒸汽温度	一控一回路	结合工艺需求,设定 CV 值
MV:蒸汽调节阀 CV1:换热器壳程温度 CV2:换热器壳程压力 CV3:绝压	一控三回路,但无调节余量	结合工艺需求,设定 CV 值
MV1:浓磷酸出料泵 A MV2:浓磷酸出料泵 B CV:闪蒸室液位	一控一回路	结合工艺需求,设定 CV 值
MV1:稀酸进料调节阀 MV2:稀酸进料泵 CV1:闪蒸室液相温度 CV2:浓磷酸比重	该回路为一控二回路,浓磷酸比重为通过闪蒸室也行温度间接控制	结合工艺需求,设定 CV 值
MV:氟硅酸出料调节阀 CV:一氟槽液位	一控一回路	结合工艺需求,设定 CV 值
MV:氟硅酸补水流量 CV:氟硅酸相对密度	一控一回路	结合工艺需求,设定 CV 值

注:①设定值一定要满足工艺需求,MV 上下限设定合理;②设备检修或仪表测量不准确时,需切除 APC 并记录,工况还原后投入 APC。

4.4 APC 投入各工序指标对比

浓密工序、反应工序、浓缩工序 APC 控制器投运后与常规模式指标对比分别见表 4、表 5、表 6。由表 4、表 5、表 6 可知,APC 投运后,指标控制较为稳定,指标的标准偏差幅度降低。

表4 浓密工序 APC 控制器投运效果对比

Table 4 Comparison of the operation effect of APC controllers in the thickening process

回路	控制模式	最大值	最小值	平均值	标准差	标准偏差降低/%
NMJPLC_6 转耙压力	常规模式	33.01	17.96	24.60	2.82	45.74
	先控模式	26.22	17.41	21.98	1.53	
NMJPLC_7 转耙压力	常规模式	35.77	19.17	26.99	3.05	50.82
	先控模式	29.67	20.21	24.57	1.50	
DL_24001A 底流密度	常规模式	1 839.01	1 740.77	1 808.59	18.96	49.31
	先控模式	1 801.33	1 744.13	1 766.39	9.61	

表5 反应工序 APC 控制器投运效果对比

Table 5 Comparison of the operation effect of the reaction APC controller

回路	控制模式	最大值	最小值	平均值	标准差	标准偏差降低/%
LI_42102_PV 反应一期消化槽液位	常规模式	78.96	35.33	61.09	7.54	69.50
	先控模式	69.18	54.71	61.23	2.30	
二期 SO ₃	常规模式	38.54	18.45	26.02	4.27	39.11
	先控模式	32.71	18.4	24.79	2.69	
二期液固比	常规模式	2.6	1.68	2.12	0.17	23.52
	先控模式	2.48	1.78	2.07	0.13	

表6 过滤工段 APC 控制器投运效果对比表

Table 6 Comparison table of the operation effect of apc controllers in the filtration section

回路	控制模式	最大值	最小值	平均值	标准差	标准偏差降低/%
DL_43201 二洗水相对密度	常规模式	1.155 365	1.078 371	1.122 962	0.018 597	71.14
	先控模式	1.078 034	1.05	1.067 324	0.005 368	

5 APC 技术在湿法磷酸生产中的应用效果

5.1 操作频次

5.1.1 装置全部回路

因本次 APC 项目实施中,未对全部工段实施,部分回路只进行 PID 整定。项目实施后因其他回路操作频次较多,同时装置异常情况及开停车情况较多,整体操作次数下降不是很明显。后续可针对 APC 回路进行操作频次的下降统计,以更好地评估 APC 技术对操作频次的影响。例如,7 月操作次数为 83.17,8 月为 68.05,9 月为 69.43,10 月为 62.64,虽有一定波动,但整体趋势显示有下降的潜力。

5.1.2 实施 APC 回路

实施 APC 的回路操作频次下降较为明显,7 月为 27.0,8 月为 21.1,9 月为 16.0,10 月为 15.3。这表明 APC 技术在实际应用中能够有效降低特定回路的操作频次,减轻操作人员的工作负担。

5.2 自控率

5.2.1 常规回路

磷酸装置涉及 PID 整定回路总数为 85 条 (APC 直接控制阀门开度回路共 17 条,未纳入统计),其中部分回路为多选一或多选二回路。多选一回路计算时一条回路自动即为整体投入自动。装置正常运行、无异常工况时,系统自控率 ≥ 95%。通过对各个回路的详细分析,如 P1_42104 一期反应系统绝压回路、FV-42190 净器水调节阀回路等,可以看出 APC 技术对常规回路的自控率提升起到了积极作用。

5.2.2 重要回路

系统重要回路清单见表7,共有8条,全部由APC直接进行控制,装置正常运行时,投用率为100%。这些重要回路包括磷酸I期的TV-44004(一期低压蒸汽减温调节阀)、PV-44007(一期低压蒸汽温度调节阀)等。这些重要回路的高投用率表明APC技术在关键环节的控制上具有可靠性和稳定性。

表7 重要回路清单

Table 7 List of important circuits

序号	工序名称	位号	用途
1	磷酸I期	TV-44004	一期低压蒸汽减温调节阀
2	磷酸I期	PV-44007	一期低压蒸汽温度调节阀
3	磷酸II期	PV-44007B	二期低压蒸汽压力调节阀
4	磷酸II期	TV-44004B	二期低压蒸汽温度调节阀
5	磷酸I期	FV-44102	A进石墨换热器蒸汽流量调节
6	磷酸I期	FV-44202	B进石墨换热器蒸汽流量调节
7	磷酸II期	FV-44302	C进石墨换热器蒸汽流量调节
8	磷酸II期	FV-44402	D进石墨换热器蒸汽流量调节

5.2.3 APC投用率高

磷酸装置APC系统共计39组MV,已调试投用38组,投运率达到97.4%。其中,浓缩II系列氟硅酸补水组态错误,后续等待下装完毕后进行调试(1组);浓缩I、II、III、IV系列进料控制酸温及浓磷酸相对密度回路,因浓磷酸相对密度人工分析误差较大,无法提供有效参考价值,长期调试后未达到连续投运条件,等待浓磷酸比重计完善后进行优化(4组);浓密工序出料控制转耙压力,因浓密机压力波动异常,较长时间投用后需切除APC手动控制。尽管存在一些问题,但整体APC投用率较高,显示出APC技术在湿法磷酸生产中的应用潜力。

6 APC技术在湿法磷酸生产中面临的挑战

6.1 技术方面的挑战

模型准确性:湿法磷酸生产过程复杂,涉及多个物理化学变化,建立准确的过程模型是实现有效控制的关键。然而,由于生产过程中的不确定性和复杂性,模型的准确性可能受到影响。例如,浓密工段中,浓密机压力和底流密度的变化受到多种因素的影响,如进料流量、絮凝剂用量、稀释水比例等,建立准确的模型需要考虑这些因素的相互作用。

控制策略优化:APC技术需要根据不同的工段和工艺要求制定相应的控制策略。在湿法磷酸生产中,不同工段的控制目标和控制变量不同,需要优化控制策略以实现最佳的控制效果。例如,反应工

段中,SO₃浓度、反应槽三区温度、消化槽液位及反应槽液固比等多个变量需要同时控制,如何协调这些变量的控制是一个挑战。

参数调整:APC系统中的参数需要根据实际生产情况进行调整,以确保系统的稳定性和控制效果。然而,参数调整需要一定的经验和技巧,且调整过程可能会影响生产过程的稳定性。例如,浓缩工段中,闪蒸室液相温度及浓磷酸相对密度的控制需要调整多个参数。

6.2 工艺波动

1) **浓密机压力波动** 浓密工序出料控制转耙压力因浓密机压力波动异常,较长时间投用后需切除APC手动控制。浓密机压力的波动可能是由于矿浆进料量不稳定、絮凝剂添加量不合适等原因引起的。这种波动会影响APC系统对出料的控制,降低系统的稳定性和控制精度。

2) **人工分析时间较长** 反应液固比、SO₃浓度控制回路中,目前无有效技术手段进行在线检测,人工分析时间较长。数据反馈滞后,影响APC系统的及时调整。这不仅影响了生产的稳定性,也降低了系统的控制效率。

7 结论与展望

APC在湿法磷酸生产中的应用取得了显著的效果,包括操作频次降低、自控率提升、指标稳定性提升等。然而,该技术在应用过程中也面临着一些挑战,如设备问题和工艺波动等。为了充分发挥APC技术的优势,需要进一步解决这些问题。

在未来的发展中,可以从以下几个方面进行改进和优化:(1)加强设备维护和管理,及时修复故障调节阀,确保设备的正常运行。同时,加快在线仪表的完善工作,提高测量的准确性和及时性。(2)优化工艺参数,减少浓密机压力波动。可以通过加强矿浆进料量的控制、优化絮凝剂添加量等方式,提高浓密机的稳定性。(3)探索更加高效的分析方法,缩短人工分析时间,提高系统的反馈速度和控制效率。(4)持续优化APC系统的控制策略,根据实际生产情况不断调整和不断改进控制参数,以适应不同的工况变化。

总之,APC先进控制技术在湿法磷酸生产中具有广阔的应用前景。通过不断解决应用过程中出现的问题,优化系统性能,可以进一步提高湿法磷酸生产的自动化水平和产品质量,降低能耗物耗,实现挖潜增效的目标。未来,随着技术的不断发展,

(下转第128页)