

◆产业赋能与业态融合◆

先进过程控制技术在30万t/a磷酸装置的应用研究

胡本明, 程 郑, 陈 望, 郑宇峰

(云南三环中化化肥有限公司 生产技术部, 云南 昆明 650113)

[摘要] 云南三环中化化肥有限公司为提升大型磷酸装置的自动化水平, 稳定产品质量, 降低能耗物耗, 实现挖潜增效, 响应集团数字化改革要求, 对磷酸装置升级改造, 开发实施先进过程控制系统在大型磷酸装置上的应用。分析磷酸装置操作控制现状及难点, 介绍先进过程控制系统的控制原理、系统构架及各工序调控策略。先进过程控制系统实施后, 磷酸装置各指标控制稳定, 操作频次由每月平均70.5次降低到18.0次, 大幅度降低了劳动强度。

[关键词] 先进过程控制系统; 大型磷酸装置; 卡边优化; 挖潜增效

[中图分类号] TQ125.1³ **[文献标志码]** A **[文章编号]** 2097-4566 (2025) 11-0112-06

Research on the application of APC technology in a 300 kt/a phosphoric acid plant

HU Benming, CHENG Zheng, CHEN Wang, ZHENG Yufeng

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

Abstract: In response to the group's digital reform requirements, Yunnan Three Circles-sinochem Fertilizer Co., Ltd. has upgraded and implemented APC system in large-scale phosphoric acid production facilities to enhance automation levels, stabilize product quality, reduce energy and material consumption, and achieve potential and efficiency enhancement. The current situation and difficulties in the operation and control of phosphoric acid plants are analyzed, the control principles, system architecture, and various process control strategies of APC system are introduced. After the implementation of the APC system, various indicators of the phosphoric acid plant are controlled stably, and the operating frequency is decreased from an average of 70.5 times per month to 18.0 times, significantly reducing labor intensity.

Key words: advanced process control (APC) system; large-scale phosphoric acid plant; constraint-pushing optimization; operational efficiency improvement

云南三环中化化肥有限公司(以下简称三环中化)建成了2套装置, 每套装置包括80万t/a硫酸装置、30万t/a磷酸装置、60万t/a磷酸氢铵装置。一期的1套装置于2007年11月建成投产, 二期的装置于2011年11月投产。磷酸装置采用二水法湿法磷酸工艺, 磷矿与硫酸反应生成磷酸料浆, 过滤得到稀磷酸, 稀磷酸在负压状态下闪蒸浓缩, 得到 $w(\text{P}_2\text{O}_5)$ 46.5%~47.0%的浓磷酸。该工艺主要由浓密、反应、过滤、尾吸、浓缩、陈化澄清等工序构成。

磷酸生产装置已采用ABB FCS(现场总线控制系统)控制系统实现了集散控制。为了全面提高自动化水平, 提高复杂工业过程的控制品质, 增强系统的抗干扰能力和鲁棒性, 保证产品质量的均匀性, 规范装置开停车过程, 减轻劳动强度, 三环中化对磷酸装置控制系统进行升级改造, 实施先进过

程控制系统(APC)在大型磷酸装置上的应用。先进过程控制是流程工业企业智能工厂控制层的顶级技术之一, 通常在DCS(分散控制系统)、PLC(可编程序控制器)等计算机控制系统已有常规控制或先进控制的基础上, 采用智能控制、规则控制、模糊控制、专家控制等策略, 通过运行优化提高装置的处理能力和目标产品收率, 降低运行成本, 减少环境污染, 进而提高企业综合竞争力。

1 磷酸装置控制现状及难点

1.1 磷酸装置操作控制现状

三环中化磷酸生产采用二水法工艺, 二水法磷酸工艺成熟, 对过程操作要求越来越高, 而实际生

[收稿日期] 2025-09-18

[作者简介] 胡本明(1975-), 男, 云南楚雄人, 工程师, 主要研究方向为湿法磷酸、精细磷化工。

产中人力调控存在滞后性、不稳定性,不满足精细化生产标准。因此,为进一步提升磷酸装置自动化控制水平,稳定产品质量,实现挖潜增效,响应公司数字化改革要求,对磷酸装置实施APC改造,以实现装置的精细化控制和卡边优化,达到节能降耗、安全生产、降低劳动强度的目的。

三环中化磷酸装置采用手动方式在DCS上调整主要工艺参数如温度、压力、流量、液位、联锁等,稳定控制生产。但目前磷酸生产中,矿浆管、磷酸管易堵塞造成流量波动大,人为操作频繁,清理等劳动强度大;班组间的操作熟练不同,对生产的把控能力也有差异,造成产品产量不稳定。因此,通过对磷酸装置进行APC改造,提高装置关键参数的稳定性,从而提升自控率,提升装置经济性和质量稳定。

1.2 控制难点

在生产操作中,对浓密工序、反应工序及浓缩工序的难点进行了梳理。

1.2.1 浓密工序控制难点

(1) 进出物料平衡问题:进料多、出料少会造成浓密扭矩高,沉降效果差;反之,浓密扭矩就低。需要找到合适的进出料配比,来维持合适的浓密扭矩以及沉降出的精矿密度和固含量。

(2) 絮凝剂加入量控制: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流量值,以匹配装置正常生产产量所需絮凝剂量。同时絮凝剂的加入量直接影响沉降速率,絮凝剂稀释水流量较大时,絮凝剂加入量达不到所需流量,需要先进控制系统来实现絮凝剂加入量的自动调节。

(3) 进出物料的固体物质要维持动态平衡。为了提升整个装置控制效果的鲁棒性,解决滞后特性,出料在调节浓密扭矩和矿浆密度的过程中,不能过大或者过小,要与进料固相物料满足一定数学关系。

影响精矿浆相对密度和浓密扭矩的因素有很多。先进过程控制系统初步按照固定装置进料量(即稳定装置负荷),实时优化絮凝剂流量确保絮凝剂加入量始终与进出物料平衡保持匹配。最后通过浓密出料量来控制精矿浆相对密度和浓密扭矩指标,最终达到浓密控制的一致性和稳定性。

1.2.2 反应系统控制难点

(1) SO_3 浓度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3h一次人工采样分析,

再结合化验分析值来调整酸矿比,造成过程及产品质量控制滞后性大、产品质量一致性差。

(2) 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,当滤液相对密度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。

1.2.3 浓缩系统控制难点

(1) 浓磷酸易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套采用1个蒸汽总管,各浓缩装置基本上都处于进料全开、蒸汽支管全开的状态。当换热器压力超过190 kPa时,通过调整蒸汽总管减压调节阀阀门开度进行相应控制,造成每2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,但无在线密度计检测氟硅酸密度,无流量计检测出料量,主要通过操作工经验进行调节。

2 控制方案

2.1 控制原理

先进过程控制系统在FCS系统平台之上实施,采用上位机方式实现。硬件系统是上位机通过交换机与OPC(对象链接与嵌入的过程控制)服务器进行互联,建立上位机与DCS控制站数据传送的物理链接。软件系统集成方案如图1所示^[1]。

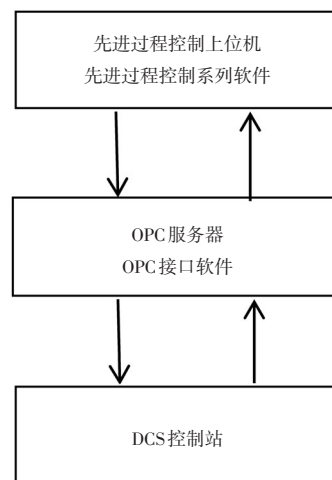


图1 软件系统结构

Fig. 1 Structure of software system

根据磷酸装置的特点,参考生产、工艺操作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,利用多变量预测控制模型建立系统的多变量控制系统。先进过程控制系统总体架构如图2所示。

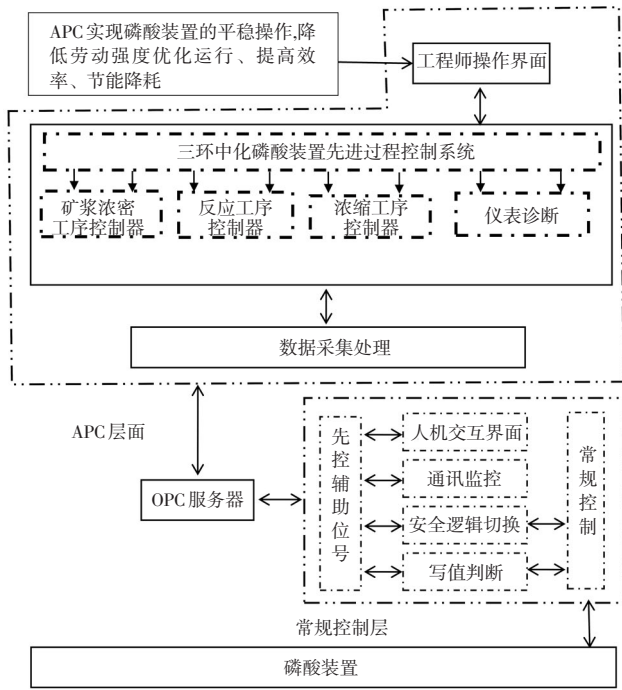


图2 磷酸装置先进控制系统总体架构

Fig. 2 Overall architecture of APC system for phosphoric acid plant

2.2 APC控制实施思路

2.2.1 矿浆浓密工序控制器

$w(\text{固})$ 55%的浮选矿浆，密度 1.52 t/m^3 ，添加辅助絮凝剂后（自动）进入高效浓密机，进行自由沉降。沉降后通过设备运转将底部高浓度矿浆取出，进入精矿浆槽，底流 $w(\text{固}) \geq 64\%$ ，密度为 1.74 t/m^3 。原料指标：粗矿， $w(\text{固})$ 55%，密度 1.52 t/m^3 ；直磨矿， $w(\text{固})$ 45%，密度 1.52 t/m^3 。目前浮选矿与直磨矿质量比例为 (3~4):1。通过先进过程控制系统，匹配浮选矿和直磨矿不同配比

下所需的絮凝剂，确保沉降速率合适、底流固含量稳定，以及全系统的物料平衡控制，克服关键工艺指标的大滞后控制特性。

矿浆浓密子控制器MV/CV控制变量见表1。

负荷与浓密扭矩调节控制策略：

(1) 矿浆浓密负荷由人工确定，根据确定负荷调整精矿出料量。

(2) 当转耙扭矩及底流密度在所控范围区间时，调整精矿出料，维持转耙扭矩稳定，同时维持系统物料平衡，进料跟随出料流量变动。

(3) 当转耙扭矩或底流密度超过设定区间时，只调节精矿出料量，出料量调节范围须维持在设定负荷的一定差值内。

(4) 转耙扭矩或底流密度超过设定区间，同时精矿出料量超过输入负荷的一定差值时，根据软测量改变絮凝剂计算公式系数，以改变沉降效果。

进料量的调节控制策略：

(1) 根据当前精矿出料时的流量干基值，计算所需粗矿浆的进料量。

(2) 调节01槽和05槽粗矿和直磨矿的质量比，以及外部矿的固含量、相对密度，根据所需干基量，减去外部矿浆流量后（增加选择按钮，确认是否加入浓密机），计算两种矿浆的体积流量，通过变频对两种矿浆量进行调节。

进料量与絮凝剂的调节控制策略：

(1) 组建比例控制器，通过01槽和05槽参数计算得干基流量，利用输入框（33 g/t，可改变）计算絮凝剂流量，通过变频对絮凝剂流量进行调整^[2]。

(2) 控制絮凝剂流量与稀释水流量比值最佳为

表1 矿浆浓密系统子控制器变量

Table 1 Variables of the slurry thickening system subcontrollers

操纵变量(MV)	被控变量(CV)	干扰变量(DV)	控制方式
精矿出料 SC_P24303A/B_C (流量)	转耙扭矩 NMJPCL_6/7/8/9_M	粗矿含量	APC
絮凝剂流量 P24008C/D_CCU	底流密度 DI_24001A_MANA	粗矿进料	APC
粗矿进料 (后台计算)	负荷 (人工给定)		APC
浮选矿变频 SC_P24005E/F_C	浮选矿流量	外部矿浆流量	PID
直磨矿变频 P_24101A/B_CCU	直磨矿流量 P_24101A/B_CCU	外部矿浆流量	PID
絮凝剂变频 P24008C/D_CCU	絮凝剂流量 P24008C/D_CCU		APC
稀释水调节阀 HV_24301	稀释水流量 FIC_24305		APC

1:5, 当压力过大达不到要求比值时, 全开稀释水, 不再进行其他调节。

2.2.2 反应工序控制器

反应系统主要任务是将硫酸和矿浆反应生产磷酸和硫酸钙, 属于矿浆浓密和磷酸浓缩中间工段。

在整个系统的物料平衡过程中属于承上启下的中间环节。缺少现场SO₃检测手段, 需要增加在线分析仪。若没有较好的测量仪器选型, 则考虑人工化验分析输入的方式辅助控制, 最终实现控制闭环。

反应系统子控制器MV/CV控制变量见表2。

表2 反应系统子控制器变量

Table 2 Variables of the reaction system subcontrollers

操纵变量(MV)	被控变量(CV)	干扰变量(DV)	控制方式
酸矿比	SO ₃ 浓度(人工分析,需要手动输入)	精矿浆组分、密度	APC
	浓硫酸流量 FI_42102_CCU FI_42202_CCU		
精矿流量 P24104A_1_CCU P24204A_1_CCU	过滤负荷 FI_42107_MANA+FI42108_MANA FI_42207_MANA+FI42208_MANA		APC
放空阀(绝压保持在39.0~42.5 kPa) PI_42104_CCU _42204_CCU	反应槽三区温度 TI_42110_MANA TI_42210_MANA		APC
罐区稀磷酸储槽返稀磷酸流量 FV_42111_CS V_42211_1_CS 泵变频	反应槽液固质量比	洗涤流量	APC
罐区地下槽返稀磷酸流量 FT_43112_CT FT_43210_MANA 泵变频	消化槽液位 LI_42202 LI_42102	矿浆进料	APC
三洗水量 FI_43103_CCU FI_43203_CCU FI_43303_CCU FI_43403_CCU	二洗水相对密度(后期增加在线相对密度计,相对密度1.070)	过滤负荷	APC

萃取加酸量调节控制策略:

(1) 当过滤负荷变化时, 及时调整矿浆量, 维持系统进出物料平衡。

(2) 以精矿浆相对密度确定酸矿比的基准值, 当精矿浆相对密度发生变化时, APC根据数据分析计算密度与酸矿比的对应关系, 在基准值上对酸矿比进行调整。

(3) 增加SO₃分析指标输入框, 根据SO₃指标变化调整酸矿比的基准值(SO₃指标变化值/1.52即硫酸的流量调整值, APC系统经3h将硫酸流量调整到位)。

(4) 浓硫酸、稀硫酸比值已实现控制, APC系统计算出硫酸总设定量后, 通过已有的比值控制下发给FCS进行流量调节。

反应温度调节控制策略: 反应温度及压力为相关变量, 反应温度通过反应压力进行调节, 反应压力利用泄空阀调整; 通过放空阀控制绝压在39~42.5 kPa, 保证反应槽三区温度稳定。

返酸量调节控制策略:

(1) 反应系统返酸共有3个来源, 设定3个操作变量, 操作员可选择其中之一或者之二对反应槽液固比及消化槽液位进行控制。

(2) 以消化槽的液位上下限为首选控制目标, 当消化槽液位在上下限区间时, 调整返酸量, 保证液固质量比不小于2.0。

(3) 当液固质量比满足控制要求时, 控制消化槽的液位保证稳定。

(4) 返酸量主要通过调节阀进行调节, 当流量达不到要求时, 增加泵变频进行调整, 同时流量设定最低值, 防止泵憋压。

三洗水量调节控制策略: 通过调节三洗水的流量, 将二洗水相对密度控制在1.070以内, 通过人工分析录入相对密度值。

2.2.3 浓缩工序控制器

浓缩系统的主要功能是通过蒸汽将稀磷酸循环蒸发提浓至w(P₂O₅) 47%左右的浓磷酸。目前装置的控制策略为进料和蒸汽支管几乎全开的状态, 通过调整蒸汽总管减压调节阀进行控制, 受制于浓磷

酸管道经常易堵,该工序现有控制策略需要将进料由工频泵搭配调节阀控制改为变频泵搭配调节阀进行控制,由一台泵供两套改为一台泵供一套浓缩装置进料,确保进料量调节的精度和线性,维持整个浓密过程的物料稳定。同时解决液位调节的大滞后性,并维持真空稳定。此外,优化全系统的蒸汽用量,找到合适的控制点,实现浓密部分的节能降耗。

浓缩系统子控制器MV/CV控制变量见表3。

表3 浓缩系统子控制器变量

Table 3 Variables of concentration system subcontrollers

操纵变量(MV)	被控变量(CV)	干扰变量(DV)	控制方式
蒸汽减压调节阀 PIC_44007A PIC_44007B	蒸汽压力 PIC_44007A PIC_44007B		APC
蒸汽减温调节阀 TIC_44004A TIC_44004B	蒸汽温度 TIC_44004A TIC_44004B		APC
蒸汽调节阀 FIC_44102 FIC_44202 FIC_44302 FIC_44402	换热器壳程温度 TI_44104 TI_44204 TI_44304 TI_44404	蒸汽压力	APC
浓磷酸出料(优先调整) FI_44103 FI_44203 FI_44303 FI_44403	闪蒸室液相温度 TI_44105 TI_44205 TI_44305 TI_44405	浓磷酸出料	APC
浓缩进料 FIC_44101 FIC_44201 FIC_44301 FIC_44401	闪蒸室液位 LI_44101 LI_44201 LI_44301 LI_44401	进料	APC
氟硅酸出料量 HV_44106 HV_44206 HV_44306 HV_44406	第一氟吸收塔液位 LIC_44102 LIC_44202 LIC_44302 LIC_44402		APC
氟硅酸补水流量 FI_44104 FI_44204 FI_44304 FI_44404	氟硅酸密度		APC

浓缩系统进料量设定变频泵与调节阀两种手段

进行调节。通过调整蒸汽总管减温减压阀,将蒸汽总管压力及温度保持稳定,同时须确保蒸汽总管压力不低于下限值^[3];在蒸汽压力稳定且系统绝压不大于上限的基础上,调节蒸汽支管调节阀,维持换热器温度和压力在工艺范围;当换热器蒸汽调节阀全开,无调节空间时,改变进料量以维持换热器的温度及压力稳定;换热器温度或压力过高,蒸汽调节阀不低于某一设定值,低于设定值后通过进料量对温度和压力进行调节。

闪蒸室温度和压力控制调节:闪蒸室液相温度通过浓磷酸出料量进行调整,同时根据输入的浓磷酸分析指标情况进行修正;闪蒸室液位主要通过稀磷酸进料量进行调整;第一氟吸收塔液位通过氟硅酸出料阀进行调整,当氟硅酸相对密度变化时,通过补水流量进行调整。增加闪蒸室液相温度和绝压偏差输入框,通过偏差值给定闪蒸室液相温度设定值。

3 APC实施情况与效果

3.1 APC实施

2套30万t/a磷酸装置共计PID回路96条。对其中的63条进行了APC控制和PID值整定,其中APC直接控制阀门开度回路17条,对46条回路进行了PID整定。

3.2 APC实施后的效果

APC实施前后,一期反应系统绝压、进反应槽硫酸流量、第二洗涤塔液位、冷凝水槽液位控制情况分别见图3至图7。

由图3至图7可知,APC系统实施后,一期反应系统绝压震荡消失;进反应槽硫酸流量跟踪较好;第二洗涤塔阀门变化幅度减小,液位波动减小;冷凝水槽液位波动减小,P46002D转速控制跟随较好。

APC系统实施前后,操作频次见图8。由图8可知,2024年APC系统实施后,操作频次大幅度降低,由平均每月70.5次下降到18.0次。

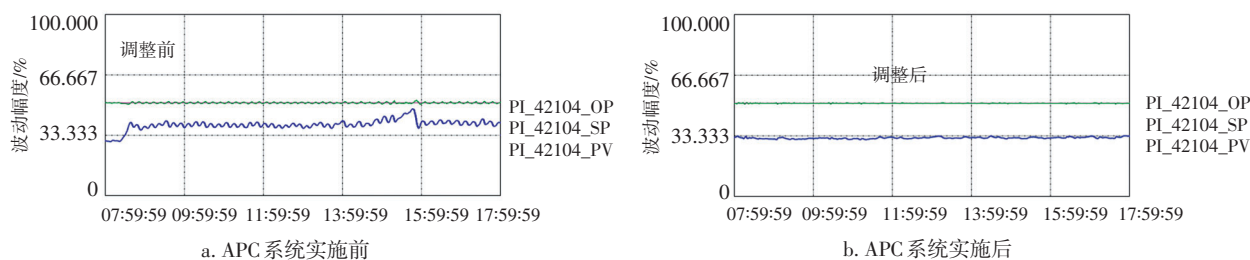


图3 APC系统实施前后一期反应系统绝压控制情况

Fig. 3 Absolute pressure control of reaction system before and after implementation of APC system

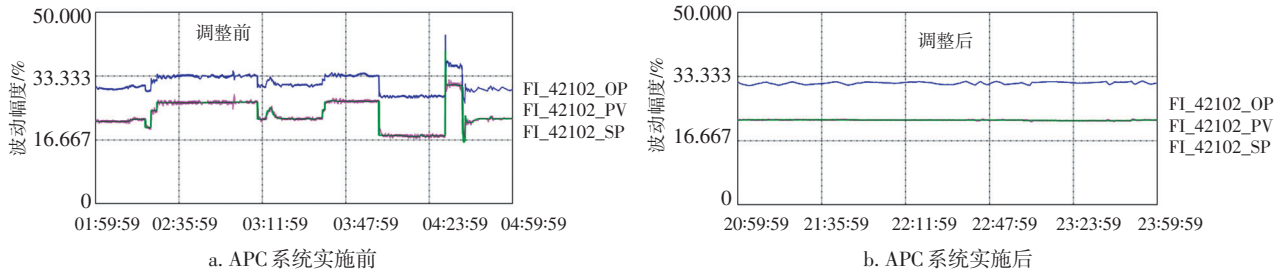


图4 APC系统实施前后进反应槽硫酸流量控制情况

Fig. 4 Sulfuric acid flow control into the reaction tank before and after implementation of APC system

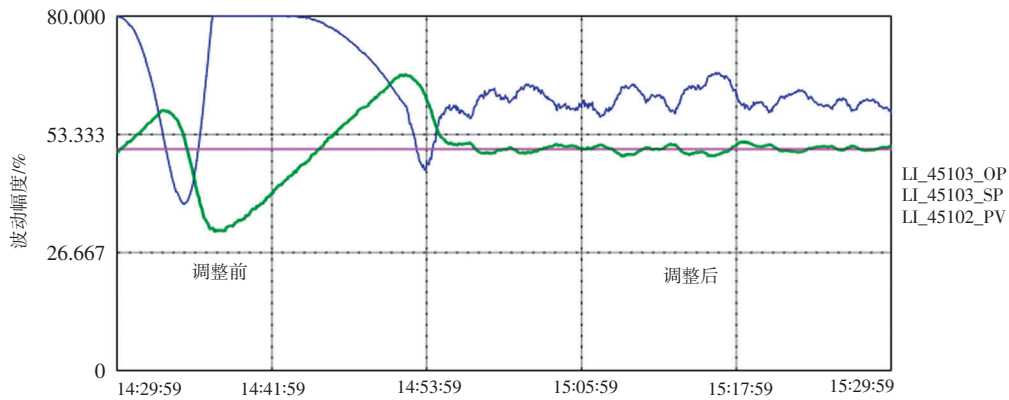


图5 APC系统实施前后第二洗涤塔液位控制情况

Fig. 5 Level control of the second washing tower before and after implementation of APC system

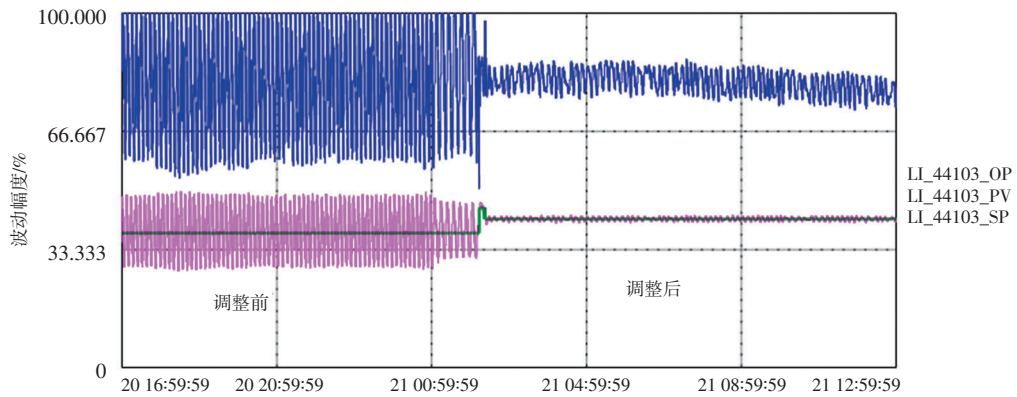


图6 APC系统实施前后冷凝水槽液位控制情况

Fig. 6 Condensate sump level control before and after implementation of APC system

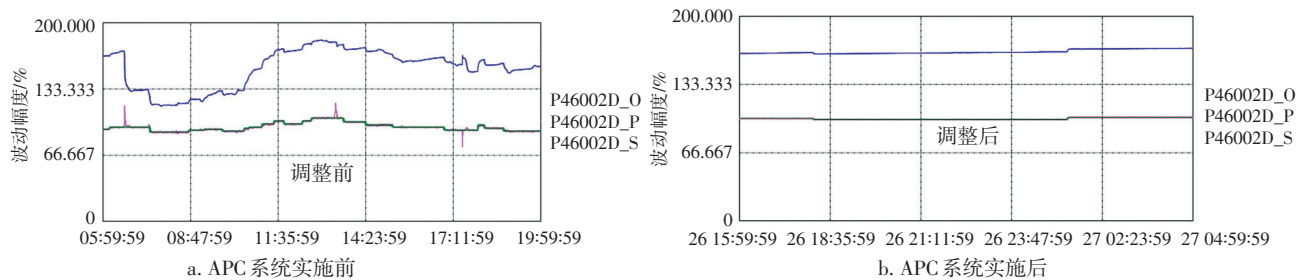


图7 APC系统实施前后P46002D转速控制情况

Fig. 7 P46002D speed control before and after implementation of APC system

(下转第124页)