◆磷及关联产业工艺创新◆

分级浓缩技术在大型磷酸装置上的产业化应用及效果

陈富全

（云南天安化工有限公司，云南 昆明 650309）

［摘 要］为提升磷酸浓缩系统负荷，分析云南天安化工有限公司磷酸单级浓缩存在的问题及原因。介绍磷酸分级浓缩的技术优势及工艺流程，以及由单级浓缩改为分级浓缩的改造内容，阐述分级浓缩工艺在大型浓缩装置上的产业化应用效果。结果表明，改造后产品产量提高约37%，质量明显改善，能耗降低（节约标准煤1 140 t/a），且操作简便、稳定。该技术对于同类装置的设计、改造有良好的示范作用，具有广阔的应用前景。

［关键词］湿法磷酸；浓缩装置；分级浓缩；应用

［中图分类号］TQ126.3⁺5 ［文献标志码］A ［文章编号］2097-4566（2025）02-0038-06

Industrial application and effectiveness of grading concentration technology in large-scale phosphoric acid plants

CHEN Fuquan

(*Yunnan Tian'an Chemical Co., Ltd., Kunming* 650309, *China*)

Abstract: In order to increase the load of the phosphoric acid concentration system, the problems and reasons for single-stage phosphoric acid concentration in Yunnan Tian'an Chemical Co., Ltd. are analyzed. The technical advantages and process flow of phosphoric acid grading concentration, as well as the transformation from single-stage concentration to grading concentration are introduced. The industrial application effect of grading concentration process in large-scale concentration equipment is described. The results show that after the transformation, the product output is increased by about 37%, the quality has been improved, the energy consumption is reduced (saving standard coal 1 140 t/a), and the operation is simple and stable. This technology has a good demonstration effect on the design and renovation of similar devices, and has broad application prospects.

Key words: wet-process phosphoric acid; concentrating device; grading concentration; application

0 引言

云南天安化工有限公司（以下简称公司）一、二期30万t/a湿法磷酸（以P_2O_5计）装置（以下简称“一期装置、二期装置”），稀磷酸部分设计产能60万t/a，浓磷酸部分设计产能55.5万t/a，分别于2005年2月、2007年8月先后建成投产，反应部分采用二水法工艺[1-2]，生产$w(P_2O_5)$ 23%～26%的稀磷酸，下游配套120万t/a磷酸二铵（DAP）装置。

投产初期，公司7套浓缩系统一直以单级浓缩[3-4]运行，一次性将稀磷酸从$w(P_2O_5)$ 23%～26%浓缩到$w(P_2O_5)$ 46%～48%，历经多年设备、工艺优化，装置也仅能达到设计产量。随着萃取系统及下游装置的扩能改造完成，时常出现稀磷酸富余涨库停车、浓磷酸供不应求，且产品质量不稳定，能耗高。浓缩系统负荷低成为制约公司提升磷肥生产能力的“瓶颈”。

经专家及公司内技术人员的充分论证，决定于2015年年初对公司7套浓缩系统进行两级浓缩（以下简称“分级浓缩”）改造，并于同年7月投入生产。生产实践证明，分级浓缩是浓缩技术进步的方向，可增产、提质、节能，浓缩装置越大，技术优势越明显。

1 湿法磷酸装置浓缩系统概述

1.1 单级浓缩

1.1.1 单级浓缩现状

公司共有7套浓缩系统，均采用强制循环、真空蒸发、蒸汽间壁换热单级浓缩技术，即在一定负压状态下沸腾蒸发除去水分得到成品浓磷酸的过

［收稿日期］2024-11-12

［作者简介］陈富全(1973-)，男，云南陆良人，工程师，从事磷化工生产工艺技术管理工作。

程[5-8]。关键指标：成品磷酸$w(P_2O_5\%)$ 46%～48%，密度1.650～1.670 g/mL，循环磷酸温度83～85 ℃，闪蒸室绝对压力16～20 kPa。浓缩系统存在的共性问题有：浓缩系统绝对压力高，浓缩循环磷酸温度高（85 ℃）；石墨换热器列管结垢严重，换热效率差，运行周期短，能耗高；产品质量不达标。

1.1.2 单级浓缩系统工艺流程

来自过滤系统$w(P_2O_5)$约23%的稀磷酸经陈化、澄清、计量后与浓缩后的循环磷酸一并由磷酸循环泵（轴流泵）送往石墨换热器加热，加热后进入闪蒸室，在16～20 kPa的绝对压力下蒸发大量的水分，稀磷酸在磷酸循环泵（轴流泵）、石墨换热器及闪蒸室组成的循环回路中不断循环蒸发，不断地被浓缩，浓磷酸浓度达到产品要求（$w(P_2O_5)\geqslant$46%）后，由浓磷酸泵送往磷酸贮槽澄清。从闪蒸室逸出的含HF、SiF_4、大量水蒸气和少量磷酸雾等的气体，经除沫器、一二级氟洗涤塔，大量磷酸雾、含氟气体被除去，大量水蒸气进入大气冷凝器，由循环冷却水冷凝吸收后与循环冷却水一并流入回水槽，溢流到循环水站[9-11]。

1.1.3 单级浓缩存在的问题

1） 单级浓缩产量低

投产初期，浓缩产量远低于设计值，通过工艺、设备优化改造，直到2013、2014年产量勉强能达到设计产量55.5万t/a，完全不能满足下游用酸量需求。

2） 浓磷酸产品质量不达标

64%DAP对磷酸品质有严格要求，影响其质量的关键指标是浓磷酸浓度、固含量、镁含量、MER值，通常情况下，浓磷酸$w(P_2O_5)\geqslant$47%、w(固)≤2.5%、MER值≤0.100能产出合格的64%DAP产品，能满足国内客户的需求，但是出口到国外的产品要求更严苛，甚至要求磷酸中w(固)≤1%、MER值≤0.09。2012年、2013年、2014年公司因浓磷酸质量不合格造成多个批次的64%DAP出现质量问题，损失较大。

3） 单位产品综合能耗高

综合能耗能客观地反映磷酸生产公用工程消耗水平，投产以后，公司从生产管理、工艺优化、节能设备及节能技术的运用等方面开展优化，但是综合能耗值一直居高不下。2014年是历年能耗最好水平，吨P_2O_5消耗标准煤0.191 0 t，但比起同行业吨P_2O_5消耗标准煤≤0.190 0 t还有差距。

1.1.4 存在问题原因分析

1） 单级浓缩产量低

浓缩循环磷酸温度高。循环磷酸的温度控制值高达83～85 ℃，但蒸发室内壁采用衬胶，其安全使用适宜温度应在85 ℃以下，不允许提高循环磷酸温度来实现增产，生产负荷低。

浓缩系统绝对压力高。磷酸浓缩过程中浓度、温度、系统绝对压力存在对应关系，当磷酸浓度一定时，绝对压力越高对应的循环磷酸温度就越高[12-14]。然而，公司浓缩蒸发室绝对压力只能维持在16～22 kPa，高于设计值8～12 kPa，问题的根源是循环水温度高，对浓缩蒸发的二次蒸气冷凝能力不足，导致绝对压力高、循环磷酸温度高，生产负荷低。曾经想过对循环水系统进行改造，但研讨后结论是改造难度大、周期长、投资大，不可取。

浓缩运行率低。因磷矿品质变差，磷酸中溶解大量杂质，浓缩过程杂质易在换热器列管内壁析出晶体形成结垢物，严重时甚至堵塞列管，换热器运行周期短（平均18 d），加之种种原因导致列管损坏，检修耗时较长，月度运行率不足80%。换热器结垢严重影响换热效率，生产负荷低。

2） 浓磷酸产品质量不达标

公司使用的中低品位磷矿来源复杂，杂质含量高，虽然采取了均化、二次配矿、混配约30%的浮选矿浆等优化措施，但无法从根本上改变矿质变差的现实，在化学反应过程中磷矿的大量杂质溶解在磷酸中，随着磷酸浓度、温度的变化析出大量淤渣，经陈化、澄清后分离掉大部分淤渣，仍达不到磷肥用磷酸质量要求，磷酸浓度、MER值、固含量指标均超标，特别是生产出口64%DAP时，磷酸指标超标更严重。

3） 单位产品综合能耗高

降低能耗最常见的做法：应用节能工艺及设备、提高负荷、提高装置运行率、强化生产管理。现阶段存在的主要问题：负荷低、运行率低导致产量低，摊薄不了工用工程单耗值；换热器列管易结垢，换热效率低，蒸汽消耗大，最严重时，133 ℃低压饱和蒸汽经换热后的冷凝液温度高达128 ℃，与设计冷凝液温度≤115 ℃差距较大。多种因素的影响导致综合能耗一直居高位。

1.2 分级浓缩

1.2.1 分级浓缩技术

分级浓缩采用的同样是强制循环、真空蒸发技术，所不同的是$w(P_2O_5)$ 23%的稀磷酸经过两级浓

缩，第一级浓缩到 $w(P_2O_5)$ 40% ~ 43% 的中间磷酸，经过澄清除去部分杂质悬浮物，得到的清磷酸送去第二级浓缩，得到 $w(P_2O_5)$ ≥47% 的成品磷酸。

分级浓缩的技术优势是[15-16]：

（1）一级浓缩磷酸 $w(P_2O_5)$ 40% ~ 43%，与单级蒸发一次性浓缩到 $w(P_2O_5)$ 47% 相比较，一级浓缩磷酸的沸点低，系统可以在较低温度或较高绝对压力下操作。

（2）一级浓缩磷酸的黏度小，加热器酸侧液膜的热阻较小，传热系数较大，同样加热面积下可以增加传热量。

（3）一级浓缩闪蒸室绝对压力可以定得较高，绝对压力高蒸汽的比热容就小，在同面积的闪蒸室内蒸发蒸汽的质量流量更大，即蒸发强度更大。

（4）一级浓缩磷酸浓度低，磷酸中杂质结垢趋势较小，允许循环磷酸加热的温度稍高。

（5）一级浓缩蒸发系统操作绝对压力较高，允许大气冷凝器循环水回水温度亦较高。

（6）氟硅酸盐和硫酸钙杂质在 $w(P_2O_5)$ 40% 的磷酸中的溶解度较低，容易结晶析出。将一级浓缩磷酸进行澄清，预先除去部分固体悬浮物，可使进入第二级浓缩的磷酸黏度降低，减少操作难度，提高浓缩磷酸的浓度和质量，这对于杂质含量高的磷酸尤为重要。

在磷酸生产中增产、提质、降耗的方法及技术措施很多，也有非常成功的案例，唯独分级浓缩改造直击痛点，在原装置改造、不改造主体设备、局部工艺和设备扩能、投资少、改造周期短。充分论证后，公司决定于 2015 年对 7 套浓缩系统进行分级浓缩改造。分级浓缩工艺流程如图 1 所示。

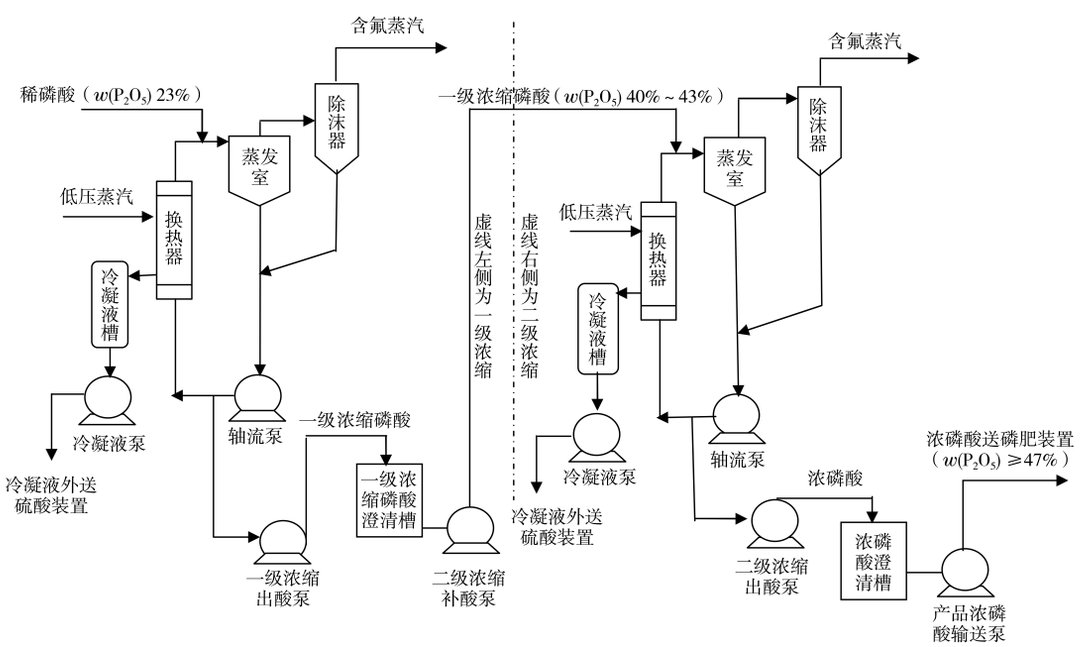

图 1　分级浓缩工艺流程

Fig. 1　Grading concentration process flow

1.2.2　分级浓缩改造内容

一期装置 3 套浓缩（A/B/C）系统为一级浓缩；二期装置 4 套浓缩系统（A/B/C/D）中，A 设置为一级浓缩，D 为二级浓缩，B/C 可实现一、二级功能转换，一般情况下按 5 套一级浓缩系统配合 2 套二级浓缩系统生产，即“5+2”分级浓缩。

一期装置：将浓缩系统原有的 2 台排酸泵用做浓缩出酸泵，输送量由 40 m^3/h 增至 100 m^3/h，贮罐增加一条输送一级浓缩磷酸、酸渣至二期装置的共用管线（DN150）。

二期装置：更换 A/B/C 系列 3 套减温减压阀（由 DN300 扩径至 DN350）、4 台浓缩出酸泵（输送量由 30 m^3/h 扩能至 80 m^3/h），增加 4 台真空泵（输送量 130 m^3/h），更换 A/B/C 系列 3 台冷凝水泵（输送量由 45 m^3/h 扩能至 80 m^3/h），更换 4 台浓缩系统加料泵（输送量由 68 m^3/h 扩能至 120 m^3/h），原有蒸汽总管处再增加一根 DN400 的蒸汽管，改造少量小管道。其余设备、工艺管线无须改动。

对浓缩工艺指标进行了相应调整，见表 1。

表1　分级浓缩工艺控制指标

Table 1　Control indexes of grading concentration process

项目	换热器循环磷酸温度/℃	蒸发室绝对压力/kPa	换热器加入蒸汽量/(t·h^{-1})	换热器进出口温度差/℃	出磷酸 $w(P_2O_5)$/%	出磷酸密度/(g·mL^{-1})	一氟循环槽 w(氟硅酸)/%
一级浓缩	81±2	16~22	≤55	4~5	40~43	1.520~1.550	12~14
二级浓缩	83±2	10~18	≤33	2~3	≥47	1.590~1.630	8~10

2　分级浓缩系统应用效果及问题讨论

2.1　分级浓缩系统应用效果

2.1.1　产量及主要工艺参数

分级浓缩系统于2015年6月5日改造完并投入生产，改造前后产量及一级浓缩主要运行参数对比见表2和表3。

表2　分级浓缩改造前后产量对比

Table 2　Comparison of yield before and after grading concentration transformation

项目	年份	产量/万t	项目	年份	产量/万t
改造前	2012	54.5	改造后	2021	74.4
	2013	55.8		2022	75.6
	2014	57.2		2023	78.1

表3　一级浓缩改造前后工艺参数对比

Table 3　Comparison of process parameters before and after primary concentration transformation

项目	年份	蒸发室绝对压力/kPa	换热器加入蒸汽量/(t·h^{-1})	换热器进出口温度差/℃	循环水回水温度/℃	蒸发室磷酸温度/℃
改造前	2012	19.8	29.5	3.2	33.6	84.6
	2013	18.7	27.8	3.9	34.2	83.6
	2014	19.4	28.9	4.1	32.8	84.1
改造后	2021	21.6	43.6	4.8	35.4	82.1
	2022	22.4	45.8	5.1	36.2	81.6
	2023	23.6	44.7	4.7	36.6	82.8

由表2数据可知，改造前2012、2013、2014年P_2O_5平均年产量为55.83万t，勉强能达到设计负荷(55.50万t)。改造后2021、2022、2023年P_2O_5平均年产量为76.03万t，对比设计负荷提升36.99%，产量明显增加，分级浓缩改造效果显著。

由表3数据可知：

(1)一级浓缩蒸汽加入量，改造前2012、2013、2014年换热器平均蒸汽加入量为28.73 t/h，改造后2021、2022、2023年换热器平均蒸汽加入量为44.70 t/h，较改造前提升55.58%，一级浓缩负荷提升较大。

(2)改造前2012、2013、2014年蒸发室绝对压力平均值为19.3 kPa，改造后2021、2022、2023年蒸发室绝对压力平均值为22.53 kPa，绝对压力平均差值3.23 kPa，略超改造设计值，但运行效果远超预期，也可适当降低绝对压力维持系统最佳运行状态。

(3)从改造前后对比，一级浓缩换热器进出口磷酸温度、循环水回水温度、蒸发室磷酸温度平均值都升高且略超改造设计值，不影响设备的运行及工艺指标控制，在工艺允许的控制范围内。

二级浓缩：改造前后磷酸温度、系统绝对压力、蒸汽加入量变化不大，一级浓缩磷酸分离淤渣后黏度变小，换热效率提高、结垢减缓。

运行率：改造前浓缩系统平均运行周期为18 d，必须清洗、清理后方可继续运行，改造后，一级浓缩系统运行周期为35 d，二级浓缩系统运行周期为30 d，综合月度运行率由80%提高到95%以上。

2.1.2　产品质量

一级浓缩磷酸$w(P_2O_5)$为40%~43%，基本在合格线范围内，澄清前w(固)为5%~7%，澄清后w(固)为2%~4%，澄清除去约3百分点的固悬物，有利于改善浓磷酸产品质量。分级浓缩改造前后磷矿、浓磷酸质量情况见表4。

表4　分级浓缩改造前后磷矿、浓磷酸质量数据

Table 4　Quality data of phosphate rock and concentrated phosphoric acid before and after grading concentration transformation

项目	年份	磷矿浆MER值	磷酸 $w(P_2O_5)$/%	浓磷酸 w(固)/%	浓磷酸MER值	浓磷酸质量合格率/%
改造前	2012	0.128	47.41	2.81	0.112 1	85.7
	2013	0.131	47.81	2.96	0.111 8	86.9
	2014	0.138	47.22	3.00	0.120 3	84.7
改造后	2021	0.138	48.18	0.76	0.097 0	95.2
	2022	0.141	48.23	0.68	0.094 0	97.6
	2023	0.139	48.39	0.64	0.095 0	98.0

注：MER值，磷矿浆或磷酸中铁、镁、铝质量分数与P_2O_5质量分数的比值，是磷矿或磷酸中杂质含量的评价值，MER值越高，磷矿或磷酸质量越差，反之则质量越好。

从表 4 可以看出，随着磷矿过度开采，贫化趋势日益严重，杂质含量逐渐升高，溶解在磷酸中的杂质同步升高，表现在分级改造前浓磷酸固含量、MER 值升高，难提浓，浓磷酸产品合格率降低。分级浓缩改造后，浓磷酸 w（固）＜1%，MER 值＜0.1，提浓度较容易，合格率达标，并有向好趋势。

2.1.3 单位产品综合能耗

综合能耗主要考察用能单位的能源消耗总量。单位产品综合能耗是指每生产 P_2O_5 产品 1 t 所需消耗的能源量，其计算过程如下。

（1）综合能耗计算公式：

$$E=\sum_{i=1}^{n}(E_i\times k_i)。\quad(1)$$

式中 E——综合能耗；

n——消耗的能源种类数；

E_i——生产和（或）服务活动中实际消耗的第 i 种能源量（含耗能工质消耗的能源量）；

K_i——第 i 种能源的折标准煤系数。

（2）单位产品的综合能耗计算。单位产品综合能耗主要用于考察用能单位的能源效率或能源强度。其计算公式如下：

$$e_j=\frac{E_j}{m_j}。\quad(2)$$

式中 e_j——第 j 种产品的单位产品综合能耗；

E_j——第 j 种产品的综合能耗；

m_j——第 j 种产品的合格产品产量。

由上述公式分别计算出分级浓缩改造前后单位产品的综合能耗，见表 5。

表 5 分级浓缩改造前、后单位产品的综合能耗对比

Table 5 Comparison of comprehensive energy consumption per unit product before and after grading concentration transformation

项目	年份	吨 P_2O_5 综合能耗①/kg	P_2O_5 产量/t
改造前	2012	0.191 3	54.5
	2013	0.191 6	55.8
	2014	0.191 0	57.2
改造后	2021	0.189 0	74.4
	2022	0.190 2	75.6
	2023	0.190 1	78.1

注：①折标准煤。

由表 5 可以看出，分级浓缩改造前，磷酸产量低，单位产品能耗居高不下，改造后单位产品的综合能耗大幅度降低并趋稳向好，主要得益于一级浓缩磷酸浓度低、黏度低，热量传递及利用效率提高，一级浓缩磷酸再经过澄清分离掉大量淤渣，二级浓缩工况、热量利用也得到明显改善。分级浓缩改造前后吨 P_2O_5 蒸汽消耗分别是 2.31、2.12 t，下降 0.19 t，因产量提高，水、电、空气、蒸汽消耗量摊薄了单耗值，综合因素的结果助推单位产量（以 P_2O_5 计）的综合能耗降低。

2012 至 2014 年期间平均产量（以 P_2O_5 计）55.83 万 t，能耗平均值 0.191 3 kg，2021 至 2023 年平均产量（以 P_2O_5 计）76 万 t，能耗平均值 0.189 8 kg，以 6 年的数据考察来看，改造前后节能量为：（0.191 3 – 0.189 8）× 76 × 10 000 t/a = 1 140.45 t/a，为企业带来可观的收益。

2.1.4 设备运行情况

改造后轴流泵电流基本保持不变，换热器、闪蒸室温度、压力能控制在设计值范围内。

水环式真空泵、冷凝液泵、磷酸输送泵达到设计要求，运行平稳。

2.2 分级浓缩问题讨论

（1）分级浓缩系统运行中，一级浓缩蒸发室废气中的氟化物以 SiF_4 为主，回收的氟硅酸中会有大量硅胶产生，需要从二级浓缩蒸发回收的氟硅酸串酸来解决，流程长，操作复杂。

（2）一级浓缩磷酸（w（P_2O_5）40% ~ 43%）在静止澄清过程中有部分热量损失。

（3）本次分级浓缩改造是在原浓缩的基础上改造，2 套装置共计 7 套浓缩系统，采取“5+2”最优模式，即 5 套一级浓缩系统匹配 2 套二级浓缩系统，但一级浓缩系统负荷大于二级浓缩系统，经常需要调整负荷来相互匹配，矛盾的焦点在浓缩清洗、检修时，需要频繁的功能倒换，操作复杂，易出错，建议在新建湿法磷酸装置时按分级浓缩进行设计。

3 结论

（1）分级浓缩改造后，设备运行正常，生产稳定，操作控制简便，工艺指标易控。

（2）分级浓缩改造后产量提高约 37%，节能量折标准煤 1 140 t/a，大型磷酸装置的产能优势得到了充分挖掘，为公司磷肥生产挖潜、增效奠定坚实的基础。

（3）分级浓缩改造后浓磷酸产品质量明显改善并稳中向好，保证了磷肥产品的质量，为公司打造驰名品牌、树立形象、赢得顾客创造良好的基础条件。

（4）对比本公司 7.5 万 t/a P_2O_5 装置分级浓缩系统，大型湿法磷酸应用装置分级浓缩技术从产量、质量及节能量看优势更明显。

（5）分级浓缩技术先进，在原装置改造，投资小、周期短，具有广阔的应用前景。

［参考文献］

［1］ 吴佩芝.湿法磷酸[M].北京：化学工业出版社，1987.

［2］ 张允湘.磷肥及复合肥料工艺学[M].北京：化学工业出版社，2008：20-26.

［3］ 孙国超.湿法磷酸两级浓缩技术应用现状与展望[J].硫磷设计与粉体工程，2011(2)：1-4.
SUN G C. Application Status and Outlook of Wet-process Phosphoric Acid Two-stage Concentration Technology[J]. S P & BMH Related Engineering，2011(2)：1-4.

［4］ 张卫红，余绍波，朱剑锋.分级浓缩在磷酸生产中的优化及应用[J].磷肥与复肥，2009，24(5)：32-34.
ZHANG W H，YU S B，ZHU J F.Optimization and application of stage concentration in WPA production [J]. Phosphate & Compound Fertilizer，2009，24(5)：32-34.

［5］ 傅忠德.浅谈湿法磷酸的生产方法[J].化学工程与装备，2010(7)：138-139.
FU Z D.Discussion on production method of wet-process phosphoric acid[J]. Chemical Engineering and Equipment，2010(7)：138-139.

［6］ 马鸿文，刘昶江，苏双青，等.中国磷资源与磷化工可持续发展[J].地学前缘，2017，24(6)：133-138.
MA H W，LIU C J，SU S Q，et al. Phosphorus resource and sustainable development of phosphorus chemical industry in China[J]. Earth Science Frontiers，2017，24(6)：133-138.

［7］ 田昊一，康明雄，刘根炎，等.我国磷酸生产工艺分析与展望[J].化工矿物与加工，2011，40(1)：1-4.
TIAN H Y，KANG M X，LIU G Y，et al. Analysis and prospect of phosphoric acid production in China[J]. Industrial Minerals & Processing，2011，40(1)：1-4.

［8］ 毛常明，刘晶晶，尹进华，等.湿法磷酸的工艺研究进展[J].河北化工，2005(4)：14-16，36.
MAO C M，LIU J J，YIN J H，et al. The development of study on wet-process phosphoric acid technology [J]. Hebei Chemical Industry，2005(4)：14-16，36.

［9］ 蒋俊.中低品位磷矿的开发利用途径[J].矿产综合利用，2014(4)：16-19.
JIANG J. Way for the Development and Utilization of Low-grade Phosphate Rock [J]. Multipurpose Utilization of Mineral Resources，2014(4)：16-19.

［10］ 段思勤.磷酸装置浓缩换热器运行效率提升的探索[J].云南化工，2024，51(9)：144-145.
DUAN S Q. Application of Technology for Improving the Operating Efficiency of Concentrated Heat Exchangers in Phosphoric Acid Plants [J]. Yunnan Chemical Technology，2024，51(9)：144-145.

［11］ 刘德胜.磷酸装置稀酸渣升级利用研究及应用[J].云南化工，2024，51(S1)：95-97.
LIU D S. Research and Application of Upgrading and Utilizing Dilute Acid Residue in Phosphoric Acid Plant [J]. Yunnan Chemical Technology，2024，51(S1)：95-97.

［12］ 念吉红.提高磷酸稀酸生产运行率的措施[J].硫磷设计与粉体工程，2016(3)：28-31.
NIAN J H. Measures to Improve Availability of Dilute Acid Production in a Phosphoric Acid Plant[J]. Sulphur Phosphorus & Bulk Materials Handling Related Engineering，2016(3)：28-31.

［13］ 段思勤.二水法磷酸反应槽综合性能提升的研究及应用[J].云南化工，2024，51(S1)：92-94.
DUAN S Q. Research and Application of Comprehensive Performance Improvement of Dihydrate Phosphoric Acid Reaction Tank [J]. Yunnan Chemical Technology，2024，51(S1)：92-94.

［14］ 周智武，杨琴，肖银兵.湿法磷酸浓缩系统氟回收优化改造[J].磷肥与复肥，2024，39(5)：27-28.
ZHOU Z W，YANG Q，XIAO Y B. Optimization and transformation of fluorine recovery from wet-process phosphoric acid concentration system [J]. Phosphate & Compound Fertilizer，2024，39(5)：27-28.

［15］ 胡友强，吴澜.湿法磷酸浓缩系统高液位清洗运行要点[J].硫磷设计与粉体工程，2018(4)：14-15.
HU Y Q，WU L. Highlights of High Liquid Level Cleaning Operation of Wet-process Phosphoric Acid Concentration System [J]. Sulphur Phosphorus & Bulk Materials Handling Related Engineering，2018(4)：14-15.

［16］ 程相桂.湿法磷酸两级浓缩工艺氟硅酸产量偏低原因分析[J].磷肥与复肥，2015，30(7)：31-33.
CHENG X G. Cause analysis of yield reduce of fluorosilicic acid in WPA concentration with two-stage concentration process [J]. Phosphate & Compound Fertilizer，2015，30(7)：31-33.