

工程实例

硫酸铵普制药废水处理工艺研究及应用

常选锋¹, 刘玉¹, 董崇岭¹, 夏永亮²

(1.河南九州环保工程有限公司, 河南 南阳 473000; 2.上鼎工程建设(上海)有限公司, 上海 200062)

摘要: 某药厂采用预处理-二级 UASB-反硝化-硝化-Fenton 试剂组合工艺处理硫酸铵普生产废水。运行结果表明: 出水各项指标均达到《发酵类制药工业水污染物排放标准》(GB 21903—2008)表 1 的排放标准要求, 本工程后续工艺引入 Fenton 试剂处理技术, 保证了废水的稳定达标排放。

关键词: 制药废水; UASB; 反硝化; 硝化; 达标排放

中图分类号: X787.031 **文献标识码:** B **文章编号:** 1009-2455(2010)05-0088-02

1 工程概况

河南某制药厂年产硫酸铵普 80 t, 在硫酸铵普的生产中采用的主要原辅料有黄豆饼粉、葡萄糖、玉米浆、蛋白胨、豆油等。生产采用接种发酵法, 废水主要来源于板框压滤工段冲洗、吸附、漂洗和树脂再生等工段, 属于高浓度有机废水。该企业原采用水解酸化-A/O 组合处理工艺^[1], 由于原处理工艺存在诸多的不合理造成现有高浓度废水不能得到有效处理, 为了使该企业生产废水达标排放, 在工程设计前, 针对废水特点, 进行了预处理方法的研究, 确定了合理的加药种类和加药量, 并对经预处理后的废水进行了生化系统试验研究, 确定了合理的生化处理工艺和处理参数。试验研究结果表明, 采用预处理-水解酸化-二级 UASB^[2]-Fenton 试剂组合处理工艺, 可以使处理后出水达到《发酵类制药工业水污染物排放标准》(GB 21903—2008)

表 1 的要求。

2 设计水质、水量

2.1 水质

硫酸铵普生产废水原水检测结果见表 1。

废水种类	$\rho(\text{COD}_{\text{Cr}})$	$\rho(\text{BOD}_5)$	$\rho(\text{SS})$	$\rho(\text{NH}_3\text{-N})$
高浓度废水	21 000	11 000	8 500	370
综合废水	8 500	4 600	2 000	170
排放要求	≤ 200	≤ 60	≤ 100	≤ 50

2.2 设计水量

高浓度生产废水 103 m³/d, 其它生产废水 84 m³/d。设计规模 200 m³/d。

3 处理工艺流程

根据试验结果及以往的工程实际经验, 确定如图 1 的处理工艺流程。

高浓度废水首先通过投加高效复合絮凝剂进入

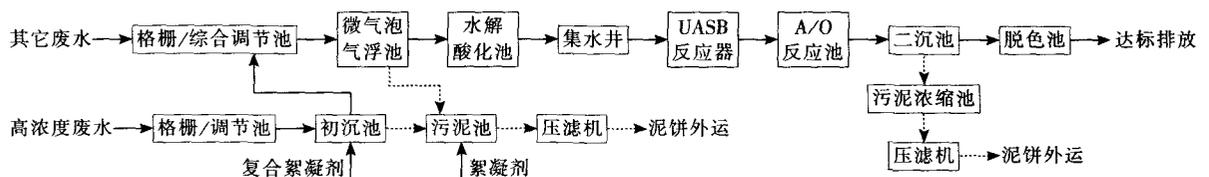


图 1 工艺流程

初沉池进行预处理, 沉淀污泥进入板框压滤机压滤, 上清液进入综合调节池与其它废水进行混合, 调节水质水量, 然后提升进入微气泡气浮池^[3], 以去除悬浮物, 气浮池出水进入水解酸化池, 在水解池内增设填料, 微生物在填料表面形成生物膜, 强

化水解酸化作用, 同时在水解池出水位置采用厂里蒸汽对废水进行升温, 并增设温度控制系统, 保证进入 UASB 池中温要求; 采用 UASB 工艺进行厌氧

收稿日期: 2010-04-22; 修回日期: 2010-07-27

发酵, UASB 出水进入 A/O 系统, 硝化池混合液回流至反硝化池进行反硝化脱氮达到去除 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的目的^[4], 硝化池出水经过二沉池沉淀后进入 Fenton 反应池, 以降低色度并去除难以生化降解的有机物, 经调整 pH 值后达标排放。

4 主要构筑物和设计参数

4.1 高浓度废水调节池

利用原有的池子进行改造, 尺寸为 $L \times B \times H = 9.0 \text{ m} \times 4.0 \text{ m} \times 5.50 \text{ m}$, 有效容积约为 180 m^3 , 停留时间为 1.75 d 。内增设穿孔曝气管道进行曝气搅拌, 防止沉淀, 均化水质水量。

4.2 初沉池

利用原有的池子进行改造, 尺寸为 $L \times B \times H = 6.0 \text{ m} \times 4.0 \text{ m} \times 4.0 \text{ m}$, 表面负荷为 $0.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

4.3 综合调节池

综合调节池为新构筑物, 尺寸为 $L \times B \times H = 10.0 \text{ m} \times 8.0 \text{ m} \times 5.0 \text{ m}$, 有效容积约为 360 m^3 , 停留时间为 1.9 d 。内增设穿孔曝气管道进行曝气搅拌, 防止沉淀, 均化水质水量。同时通过投加碱液调节废水的 pH 值, 以利于后续生化系统的运行。

4.4 气浮池

气浮池尺寸为 $L \times B \times H = 5.0 \text{ m} \times 2.0 \text{ m} \times 2.3 \text{ m}$, 表面负荷为 $5.0 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 采用尼可尼泵加压溶气气浮。主要去除废水中的悬浮物。

4.5 水解酸化池

利用原有的池子进行改造, 尺寸为 $L \times B \times H = 8.0 \text{ m} \times 5.0 \text{ m} \times 5.0 \text{ m}$, 有效容积约为 180 m^3 , 停留时间约为 1.0 d 。内增设柔性填料及均匀布水系统, 水解酸化池主要将大分子物质降解为小分子, 利于后续厌氧的进行^[5]。

4.6 厌氧池(UASB)

利用原有的池子进行改造, 一级 UASB 尺寸为 $\Phi 6.0 \text{ m} \times 10.0 \text{ m}$, 1 座, 有效容积约为 270 m^3 , 容积负荷为 $3.5 \text{ kg}[\text{COD}_G]/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$; 二级 UASB 尺寸为 $L \times B \times H = 8.0 \text{ m} \times 6.0 \text{ m} \times 10.0 \text{ m}$, 2 座, 有效容积约为 900 m^3 , 容积负荷为 $1.0 \text{ kg}[\text{COD}_G]/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。控制条件: pH 值为 $6.8 \sim 7.2$, 温度为 $37 \text{ }^\circ\text{C}$, 上升流速为 0.3 m/h ^[6]。

4.7 A/O 反应池

A 池利用原有池子进行改造, 尺寸为 $L \times B \times H = 8.57 \text{ m} \times 5.35 \text{ m} \times 5.50 \text{ m}$, 有效容积约为 230 m^3 ; O 池除利用原有的好氧池又新建 1 座有效容积

为 224 m^3 的好氧池, 原有好氧池有效容积为 336 m^3 。A/O 池总容积为 790 m^3 , 停留时间为 4.2 d , COD_G 容积负荷为 $0.36 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 新建好氧池采用射流曝气, 原有好氧池底部设散流曝气盘, 利用鼓风机进行曝气充氧。污泥回流比为 50% , 硝化液回流比为 300% 。

4.8 二沉池

二沉池利用原有竖流式沉淀池, 尺寸为 $L \times B \times H = 4.2 \text{ m} \times 4.2 \text{ m} \times 8.0 \text{ m}$, 表面负荷 $0.44 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

4.9 高级催化氧化池

高级催化氧化采用双氧水和硫酸亚铁^[7], 利用原有的池子进行改造, 有效容积约为 120 m^3 , 停留时间为 15 h , 通过调整 $\text{pH} = 3$ 左右, 投加催化氧化剂, 将不可生化降解物质彻底降解去除, H_2O_2 投加量为 2 mL/L , FeSO_4 投加量为 200 mg/L , 出水经调整 pH 值后达标排放。

5 主要技术经济指标

设备总装机功率约 220 kW , 实际使用功率约 58 kW , 折合耗电费用约为 $4.47 \text{ 元}/\text{m}^3$; 人工费为 $3.0 \text{ 元}/\text{m}^3$, 药剂费用 $6.70 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。因此废水处理运行总成本约为 $14.17 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。

6 运行效果

本工程经过 3 个月调试, 将近 1 a 运行时间, 经当地环保部门监测, 出水水质指标见表 2。

表 2 出水水质指标

项目	$\rho(\text{COD}_G)/$ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	$\rho(\text{BOD}_5)/$ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	$\rho(\text{SS})/$ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	$\rho(\text{NH}_3\text{-N})/$ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)
综合废水	6 940	3 420	1 500	138
出水	65.7	15.9	36	0.5
去除率/%	99.1	99.5	97.6	99.6

从表 2 可以看出: 出水 COD_G 、 BOD_5 、SS、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 均达到《发酵类制药工业水污染物排放标准》(GB 21903—2008)表 1 的排放标准要求。

运行结果表明, 预处理很关键, 特别是硫酸铵普废水 SS 的去除对后续生化系统的运行控制影响甚大。二级 UASB 厌氧串联使用不但去除率提高也为后续好氧运行提供保证。A/O 系统对 COD_G 的去除率可达 90% 以上, 氨氮的去除率可达 99% 以上, 耐冲击性强。

在运行过程中由于反硝化营养物质不足, 反硝化效果不好, 造成硝化池 pH 值升高, 影响处理效

(下转第 92 页)

面负荷为 $1.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$; 现有刮泥刮沫机 2 台, 型号: GYZ-9.85; 设备利旧。

(9) 曝气生物滤池(新建)

曝气生物滤池 6 格, 每格尺寸: $10 \text{ m} \times 8 \text{ m} \times 6.6 \text{ m}$, 滤料高度 4.0 m , 采用上流式, 水力停留时间为 1.6 h ; 钢筋混凝土结构; 设置曝气罗茨鼓风机 7 台, 6 用 1 备, 每格滤池 1 台, 风量 $Q = 10 \text{ m}^3/\text{min}$, $H = 7 \text{ m}$, $N = 18.5 \text{ kW}$, 气水体积比 $3:1$; 反冲洗罗茨鼓风机 2 台, 1 用 1 备, $Q = 48 \text{ m}^3/\text{min}$, $H = 8 \text{ m}$, $N = 110 \text{ kW}$; 反冲洗水泵 3 台, 2

用 1 备, $Q = 760 \text{ m}^3/\text{h}$; $H = 11 \text{ m}$, $N = 37 \text{ kW}$; 反洗周期 48 h , 反洗历时 15 min , 水反冲洗强度为 $20 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 空气反冲洗强度为 $36 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

3 改造后的运行效果

工程于 2010 年 6 月改造完成, 经过 2 个月的试运行, 目前水解酸化池混合液污泥浓度较低, 曝气生物滤池运行良好, 进水量在 $1200 \text{ m}^3/\text{h}$ 左右, 出水水质 $\rho(\text{COD}_C) < 60 \text{ mg/L}$, $\rho(\text{NH}_3\text{-N}) \leq 2.4 \text{ mg/L}$, 达到了设计指标。2010 年 8 月废水处理运行情况见表 3 所示。

表 3 各处理单元出水水质检测结果

单元	$\rho(\text{COD}_C)/$ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	$\rho(\text{NH}_3\text{-N})/$ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	$\rho(\text{SS})/$ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	$\rho(\text{油})/$ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	$\rho(\text{P})/$ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	pH 值
预沉池进水	410	6.0	350	17.1	3.1	8.1
水解池酸化池	325	5.9	171	11.4	2.7	7.91
纯氧曝气池	109	3.3	60.4		0.9	
接触氧化池	71	1.2	53			
曝气生物滤池	53	0.9	5			7.67
总去除率/%	87.1	85.0	98.6			

4 结语

(1) 针对原有高含盐废水处理工艺进行技术改造, 在生化处理前增加水解酸化处理单元并适当延长水解酸化时间, 可有效地提高废水的可生化性。

(2) 在生化系统后增设曝气生物滤池工艺能进一步降低出水中 COD_C 浓度, 并能起到把关作用。

(3) 经过试运行, 高含盐废水处理达标升级技术改造达到了预期的设计目标, 并为类似含盐废水处理提供可借鉴的经验。

作者简介: 陈香柏(1953-), 男, 安徽枞阳人, 高级工程师, 注册公用设备工程师, (电子信箱)chenxiangbai@chinaecec.com。

(上接第 89 页)

果, 通过在反硝化池投加葡萄糖等营养物质, 提高反硝化效果, 有效提高处理效果。

7 结论

(1) 工程运行结果表明, 将预处理-UASB-A/O-Fenton 试剂组合工艺应用于硫酸铵普生产废水处理, 可达到预期的处理效果, 出水达到《发酵类制药工业水污染物排放标准》(GB 21903—2008)表 1 的排放标准要求。

(2) 本设计后续工艺引入高级催化氧化技术, 保证了废水的稳定达标排放。

参考文献:

[1] 张自杰, 林荣忱, 金儒霖. 排水工程(下册)[M](第四版). 北京: 中国建筑工业出版社, 2003.

[2] 杨岳平, 徐新华, 刘传富. 废水处理工程及实例分析[M]. 北京: 化学工业出版社, 2003.

[3] 王爱民, 张云新. 环保设备及应用[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004.

[4] 魏先循. 环境工程设计手册(修订版)[M]. 郑州: 河南科学技术出版社, 2002.

[5] 陶有胜. 水解酸化-生物接触氧化工艺处理啤酒废水工程实例[J]. 环境工程, 1998, 16(4): 20-21.

[6] 管运涛, 蒋展鹏, 祝万鹏, 等. 两相厌氧膜生物系统处理有机废水研究[J]. 环境科学, 1998, 19(6): 56-59.

[7] 雷乐成, 汪大群. 水处理高级氧化技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2001.

作者简介: 常选锋(1981-), 男, 河南汝阳人, 工程师, 学士, 主要从事污水处理方面工作, (电子信箱)changxuanfeng@126.com。