

污水处理站总氮治理改造总结

李 刚

(山西兰花科技创业股份有限公司田悦化肥分公司)

摘 要:本次提标改造是基于解决原有装置出水总氮不达标问题,结合原工艺设计和设备配设以及现有占地情况,通过增设前置反硝化池和末端深床滤池,弥补原有装置存在的缺陷,提升生化系统的反硝化脱氮功能,实现总氮污染物的有效去除,以达到达标排放或回收再利用的目的。

关键词:前置反硝化;总氮治理;改造总结

0 引言

随着国家和地方环保标准的提高,我公司终端废水污染物排放标准由建厂初期 $\text{COD} < 150\text{mg/L}$, $\text{NH}-\text{N}_3 < 15\text{mg/L}$, 提高到目前 $\text{COD} < 30\text{mg/L}$, $\text{NH}-\text{N}_3 < 1.5\text{mg/L}$ 。2020年开始将 $\text{TN} < 25\text{mg/L}$ 、 $\text{TP} < 0.3\text{mg/L}$ 指标纳入了监管。通过降低水量,优化工艺等措施,现有工艺出水 COD 、氨氮指标均能达标排放,但因原工艺设计没有考虑总氮治理,导致总氮去除率低,无法满足 $\leq 25\text{mg/L}$ 的排放要求。不管从企业效益还是社会责任来讲,进行提标改造势在必行。

经过前期多次技术交流,综合考虑现有污水处理站用地现状和工程投资、运行费用以及出水水质等因素,拟采用在原有工艺前端新增一座反硝化脱

氮池,利用原混合液回流管线,增加回流泵提高混合液回流量和在末端增加深床滤池作为把关设施的工艺方案,旨在强化对 C、N、P 的去除。项目改造完成投运后,出水中 COD 、 NH_3-N 、 TN 和 TP 基本稳定达到山西省《污水综合排放标准》(DB14/1928-2019)排放限值的要求。

1 改造前污水处理站概况

山西兰花科创田悦化肥分公司污水处理站设计处理规模为 $70-100\text{m}^3/\text{h}$,由于来水水质的变化和排放指标的缩紧导致实际处理能力约为 $50\text{m}^3/\text{h}$ 左右,且出水总氮不达标(日常进水水质指标情况:氨氮: 300mg/l ,总氮: 400mg/l , COD : 1000mg/l),采用的主体工艺如图1所示:

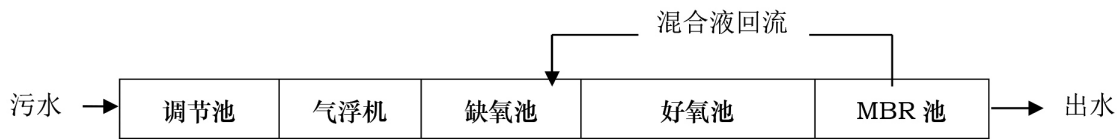


图1 污水处理站主体工艺

污水处理站在不考虑总氮指标的情况下稳定运行,处理量最大可到55m³/h,目前由于总氮排放指标的限值,将处理规模降低到40-50m³/h,其出水总氮指标最高时也达到140mg/L,分析原因主要是现有系统设备设施处理能力低,反硝化负荷过高。(表1为污水站原设计指标与运行指标对比)

表1 污水站原设计指标与运行指标对比

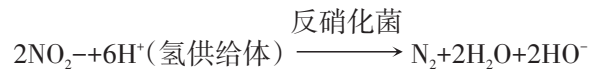
污染物名称	水量 m ³ /h	COD mg/l	NH-N ₃ mg/l	总氮 mg/l	BOD mg/l	PH 无量纲
设计进水指标	70-100	300	90-220	未设计	80-120	8-9
设计出水指标		≤50	≤10	6-9	≤10	6-9
运行进水指标	50-60	1000	200-300	200-400	未检测	8-9
运行出水指标		20	1.0	80-140	未检测	7-8
目前执行排放指标	—	≤30	≤1.5	≤25	—	6-9

2 生物脱氮原理及前置反硝化池参数设计

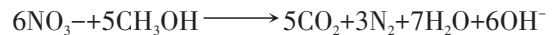
2.1 原理

生化工艺:在生化系统运行过程中,污水中含氮的化合物在微生物的作用下,相继进行氨化、硝化、反硝化三步反应,从而达到脱氮的目的。其中反硝化过程:在DO≤0.5mg/L情况下,兼性反硝化菌利用污

水中的有机碳源(污水中的BOD成分)作为氢供给体,将来自好氧池混合液中的硝酸盐和亚硝酸盐还原成氮气排入大气,同时有机物得到降解。其反应为:



该反应的实质是反硝化菌在缺氧环境中,利用硝酸态盐的氧作为电子受体,将污水中的有机物作为碳源及电子供体,提供能量并得到氧化稳定。污水中必需的有机碳源,使用最普遍的是较为廉价的甲醇,它的反硝化速率高,被分解后的产物为CO₂和H₂O,不留任何难于降解的中间产物,其反应式为:



反硝化深床滤池主要通过反硝化作用进行脱氮,其目的是以去除污水中的硝态氮,滤池内填装的滤料作为微生物的载体,微生物附着于滤池表面形成生物膜,污水通过滤料层依靠滤料表面的生物膜对污染物的吸附和分解,以及滤料的物理截留过滤作用,使污水得以净化。

2.2 前置反硝化池设计参数

根据(表1污水站原设计指标与运行指标对比)水量及水质情况对现有系统进行校核

分析:按照表1所述水质及水量,目前反硝化实际负荷要比相关规范要求高出4倍。

依据相关规范设计其前置反硝化池参数如表2:

表2 前置反硝化池参数

名称	规格	数量(座)	有效容积(m ³)	停留时间(h)	负荷	参考值
集水池	3*5*4.3m	1	64.5	0.86	/	/
调节池	10*16*5.3m	1	848	11.3	/	/
事故池	10*16*5.3m	1	848	/	/	/

名 称	规格	数量(座)	有效容积(m ³)	停留时间(h)	负荷	参考值
MBR-A池	11*6.5*5m	2	320	8.5	0.15 污泥浓度按 6g/l	≤0.06kgNO ₃ -N/(kgMLSS*d)
MBR-O池	11*8.5*5m	2	420	11.2	0.2 污泥浓度按 6g/l	≤0.15kgCOD/(kgMLSS*d)
MBR-F池	11*4.5*5m	2	220	5.87		
回用水池	6*5*5m	1	150	2	/	/
污泥池	8*5*5m	1	200	/	/	/

按现有好氧池及 MBR 池处理氨氮指标为 1mg/L 计,缺氧池容积可按下式计算

$$V_n = \frac{0.001Q(N_k - N_{tc}) - 0.12\Delta X_v}{K_{de}X}$$

处理水量 Q=60*24=1440m³/d, 按 1500m³/d 计算;进水总凯氏氮(有机氮及氨氮)按 350mg/l 计算;回流比按 4 计算;处理效率:4/5=0.8=80%,按处理效率 75% 计算,反硝化池出水总氮为 87.5mg/l;污泥浓度按 8g/l 计算(膜池污泥浓度在 8-12g/l);暂按脱氮速率 0.06(kgNO₃-N)/(kgMLSS*d)计;计算得出需要的反硝化池容积 V=0.001*1500*262.5/0.06*8=820m³

本次选择反硝化有效容积为 8.2*20*6=984m³;核算脱氮速率 K=0.05(0.03-0.06)

COD 出水:不考虑本单元生化 COD 的去除,根据回流比混合后出水 COD 浓度约为 268.9mg/L。(表 3 为新增反硝化池进出水指标对比)

表 3 新增反硝化池进出水指标对比

名 称	氨氮 mg/L	总氮 mg/L	CODmg/L
新增反硝化池进水	350	350	1283
新增反硝化池出水	70	87.5	269

2.3 新增反硝化深床滤池单元

进水总氮按 35mg/L 计算,出水总氮为 20mg/l;反硝化去除硝酸盐负荷 0.8-1.2kgNO₃-N/m³d

选用反硝化深床滤池规格为 3.4*3.4*8m 滤料高度 1.8m

核算:需要去除总氮量为 15mg/l,水量为 1500m³/d,则每天需要去除总氮量为 15*1500=22.5g;核算负

荷=22.5/3.4*3.4*1.8=1.08(表 4 为新增反硝化深床滤池进出水指标对比)

核算:需要去除总氮量为 15mg/l,水量为 1500m³/d,则每天需要去除总氮量为 15*1500=22.5g;核算负荷=22.5/3.4*3.4*1.8=1.08

表 4 新增反硝化深床滤池进出水指标对比

名 称	氨氮 mg/l	总氮 mg/l	CODmg/l
滤池进水	1.0	35	15
滤池出水	1.0	20	15

3 具体改造方案及思路

综合考虑现有工艺和场地条件,在不停车状况下,保持系统正常运转,在缺氧池前增加一座前置反硝化池,以扩大缺氧池容积和外加碳源的方式进行改造,出水末端再增加一座反硝化深床滤池作为最终达标排放把控措施,具体改造内容包括:

①在缺氧池前增加一座前置反硝化池,扩大现有缺氧池池容,满足反硝化需求,并设置推流器,延长脱氮停留时间;②将气浮机配水渠道延伸至新增前置反硝化。③将混合液回流点由原先的缺氧池后移至前置反硝化池,保证内回流液硝态氮浓度。④利用原有回流管线,增加回流泵,提升回流比 300-500%,以回流泵作为输送动力源,新旧 A 池靠位差溢流连通,⑤就近取材,以本公司自产粗醇作为碳源,在前置反硝化池增设碳源投加装置,投加点加装管道混合器,进一步强化药剂混合效果,改造完后,缺

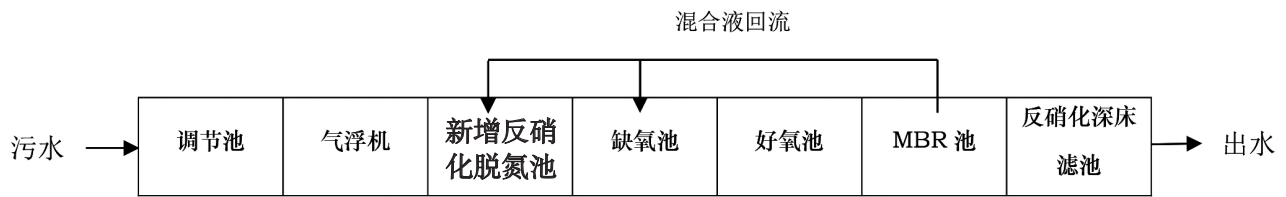


图2 新增反硝化池后主体工艺流程

氧池总容积由 640m³增至 1624m³,缺氧区停留时间由 10h 增至 28.3h,水力停留时间满足反硝化反应条件。

增设后的主体工艺流程为见图 2。

4 改造后运行效果

2023 年 5 月缺氧池提标改造完成并开始调试,为了确保原系统污泥浓度,不影响系统正常运行,新增前置反硝化池补充了 30 吨新鲜市政脱水活性污泥,然后再并入原系统,通过实时调整碳源投加量、回流比、MBR 池 DO 和排泥量等措施,满足缺氧池反硝化反应的最佳条件。目前 A/A/O-MBR 工艺运行状况良好,出水指标基本能达到山西省《污水综合排放标准》(DB14/1928-2019)排放限值的要求。

5 核算运行成本

本次运行成本仅核算新增脱氮系统后增加的运行成本,原系统运行成本不做核算;

1)电费:新增用电运行负荷约 593.26kwh;电费

按 0.5 元计,吨水增加运行成本 0.2 元;

2)水质达标后可选择性回用作为尿素循环水或合成循环水的补给用水,年均节水量保守估计 36 万 m³左右;

3)提标改造后,总氮浓度大大降低,总氮污染物浓度每年削减量约 40 吨/年;

4)药剂费:新增药剂为甲醇残液,小时投加量为 79.2kg(公司自产甲醇残液,未作计算)。

6 结论

污水站改造在不停产的条件下,通过扩大缺氧池池容,新增回流泵、碳源装置、及末端增加反硝化深床滤池等措施,大大提升了系统的脱氮能力。提标改造后出水中 COD_{Cr}、NH₃-N、TN 和 TP 基本稳定达到山西省《污水综合排放标准》(DB14/1928-2019)的排放限值的要求,出水水质稳定性增强。不足之处是未将化工工艺废水水质波动大的影响考虑周全,调节池池容偏小的问题没有纳入此次改造的范围内,致使因进水水质波动大,偶尔出现出水指标波动。

(上接第 25 页)

系统与生产流程的深度融合等工作,以推动煤矿智能化开采技术的持续发展和广泛应用。

参考文献:

[1]李晓明.煤矿智能化开采技术现状及发展趋势[J].煤炭工程,2023,(5):1-6.

[2]张伟,王刚.基于大数据的煤矿安全生产监测预警系统研究[J].矿业安全与环保,2022,49(6):57-61.

[3]陈伟.人工智能在煤矿设备故障诊断中的应用[J].煤炭科学技术,2021,49(10):222-228.

[4]国家能源局.煤矿智能化建设指南(2021年版)[Z].北京:国家能源局,2021.