

混凝气浮工艺在高标准、短工期背景下的应用

李文强

[上海市政工程设计研究总院(集团)有限公司, 上海 200092]

摘要:苏州某污水处理厂现状规模4万 m^3/d ,出水执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级A标准。随着苏州地区“三年行动计划”的实施,要求辖区内污水处理厂自2021年1月1日起出水标准按照“苏州特别排放限制”执行。工程难点在于TP的稳定达标($<0.3\text{ mg/L}$),且施工工期短、用地紧张。通过比选,采用混凝气浮工艺作为TP深度处理工艺,并介绍了该工艺的原理和核心设计参数,以及投运以来的进出水数据及成本分析。结果表明,TP出水值可以稳定达到 0.3 mg/L 以下,总水头损失可控制在 0.7 m 以内,直接运行成本 $0.076\text{ 元}/\text{m}^3$ 。采用一体化装置,可实现快速启动、运行。相关经验可供施工周期短、水质要求高的工程参考。

关键词:混凝气浮工艺;应急提标改造;深度处理;城镇污水处理厂

中图分类号: TU991.36

文献标志码: B

文章编号: 1009-7716(2021)06-0184-04

0 引言

苏州全市共有污水厂93座,处理能力为374万 m^3/d ,全面执行一级A排放标准。为进一步提升苏州地区水环境质量,2018年9月,苏州颁布《关于高质量推进城乡生活污水治理三年行动计划的实施意见》,要求2021年1月1日起城镇污水处理厂尾水优于“苏州特别排放限值”(以下简称排放限值)。

苏州某污水处理厂始建于2004年,一期工程于2006年初投入运行,设计处理能力为4.0万 m^3/d 。采用循环式生物反应器处理工艺。2011年完成一期工程提标改造工程至今,出水标准执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》一级A标准,目前运行正常。

由于该厂按照一级A出水标准进行建造、运行,现状出水水质无法稳定达到“排放限制”要求,需要进行提标改造。而该厂的提标扩建工程的处于前期研究阶段,进度上无法保证2021年1月1日的考核要求,需要采取应急性工程手段,提高处理能力,确保达标排放。

1 污水厂现状介绍

1.1 现状工艺流程及布置

该厂现状主体工艺采用循环式生物反应池工艺,深度处理采用微絮凝过滤工艺,消毒采用紫外消毒,如图1所示。主要处理构筑物包括:粗格栅进水

泵房、细格栅旋流沉砂池、循环式生物反应池、混合池、滤布滤池、紫外消毒池。污泥工艺采用浓缩脱水一体化,主要构筑物包括储泥池、浓缩脱水机房。

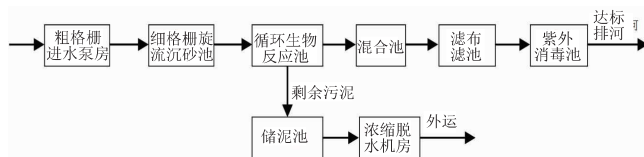


图1 现状处理工艺流程图

该污水处理厂经历了2期建设,总占地面积 3.0 hm^2 。如图2所示,现状构筑物布置紧凑,可利用的建设用地不多,在现状滤布滤池南侧有一块空地可用。

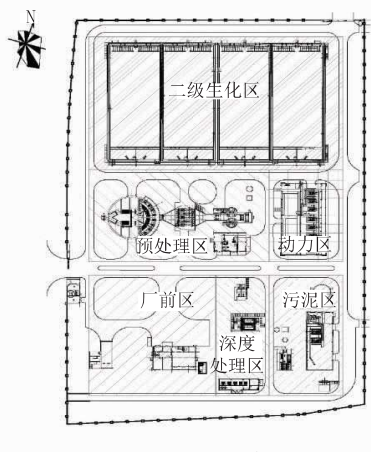


图2 现状平面布置图

1.2 现状处理水量及进出水水质

近2a的处理水量如图3所示。

从上图可以看出,该厂已经处于满负荷运行,2a平均水量为3.1万 m^3/d ,负荷率达到77.5%。且近期水量有上升的趋势。

收稿日期: 2020-12-21

作者简介: 李文强(1988—),男,硕士,工程师,主要从事海绵城市、市政给排水以及城市水环境治理设计工作。

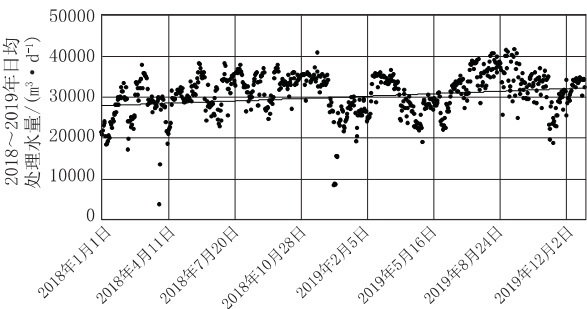


图3 近期处理水量

现状设计进出水水质见表1。

表1 原工程设计进出水水质						单位:mg/L
指标	COD _{cr}	BOD ₅	SS	NH ₃ -N	TN	TP
进水	350	150	200	35	50	4
出水	<50	<10	<10	<5(8)	<15	<0.5

注:括号外数值为水温大于12℃时的控制指标

污水处理厂2018年1月~2019年12月,原进出水水质及达标率见表2、表3。

表2 2018年1月~2019年12月进水水质						单位:mg/L
指标	COD _{cr}	BOD ₅	SS	NH ₃ -N	TN	TP
原设计水质	350	150	200	35	50	4
最小值	81	23.8	42.0	1.2	11.2	0.9
最小值	911	392	484	64.9	99.1	22.7
平均值	342.8	117.5	186.3	32.5	43.9	5.9
80%保证率	423	148	221	37.7	51.1	7.5
85%保证率	450	160	252	40.8	53.5	8.2
90%保证率	510	175	275	45.8	56.5	10.8

表3 2018年1月~2019年12月出水水质						单位:mg/L
指标	COD _{cr}	BOD ₅	SS	NH ₃ -N	TN	TP
原出水标准	50	10	10	5(8)	15	0.5
变化范围	9.35~46.57	1.8~7.7	4~9	0.02~8.69	1.9~22.4	0.09~0.78
平均值	22.62	2.53	7.27	0.59	8.97	0.31
新标准	30	10	10	1.5(3)	10	0.3
达标率	99.3%	100%	100%	94.7%	89.3%	60.5%

注:括号内的值为当进水水温低于12℃时相应指标的取值。

从进水水质统计可以看出,进水COD、TP均比原设计值有较大提高,BOD、SS接近原设计值。NH₃、TN较原设计值略微升高。结合进水水量一起分析,可以看出该污水厂目前水力负荷和水质负荷均已经接近满负荷。

从出水水质统计可以看出,所有数据均能稳定达到一级A出水标准。以新标准进行考核,BOD、SS可以稳定达标。COD出水保证率较好。NH₃-N出水存在一定风险,达标率为95%。TN出水与新标准存在一定差距,达标率为86.2%。TP出水水质最差,达标率仅为60.5%。结合进水情况,进水TP超出设计值直接导致了出水TP无法进一步满足新标准要求。进水COD虽然超出设计值也较多,但达标率较好,说明COD组分中易生物降解部分占比高,达标排放难度不大。NH₃和TN的略高,仍有较高的保证率,说明现状生反池运行时序可以满足使用要求,但也存在不达标风险。

1.3 该工程设计重点及难点

从上述进出水水质分析可以看出,COD、BOD、SS均有较高的保障率,但TN、NH₃-N和TP存在超标风险。据现场调研和复核,NH₃不够稳定的原因是曝气管结垢,阻力增加,鼓风机风压异常升高造成风机停机频繁,更换高扬程风机即可解决。TN的问题是CASS池运行时序无法人为干预、现场无法精确投加外碳源导致的,该次将自控系统重新编程、改进碳源投加系统,TN可以通过现场管理性手段确保达标。针对NH₃和TN的工程设计不再赘述。

TP是该工程不达标的主要因素和难点,其达标保证率仅为60.5%。现场调研后发现存在两个问题:

(1)CASS池滗水器运行速度不均,导致出水水量波动大,高峰流量可达2800m³/h;

(2)现状深度处理采用“微絮凝过滤”工艺,采用混合池+滤布滤池,混合池内设置了2台混凝搅拌机,加药混合后形成微絮体直接进入滤布滤池内。当除磷要求提高后,负荷增加,该工艺发生滤池堵塞、溢流,无法满足稳定达标的需求。

由于该厂经历了几期工程建设,地下管线复杂、可利用用地面积较小。此外,工程研究开展时距离考核节点近,工期紧张,常规水处理构筑物建设周期无法满足要求。所以需要一种除磷效果佳、耐冲击负荷、表面负荷高(占地面积小),且能够采用一体化装置成套运行的工艺。

2 应急提标工程深度处理段设计^[1-3]

2.1 工艺的选择

一般来讲,二沉池出水中 SS 和 TP 含量相对较低,由于水中胶体杂质较少、凝聚碰撞的机会很少,比重又接近于水,不易形成絮体,形成的絮体松散、易碎。常规混凝沉淀工艺对于此类问题的解决方案是,增加药剂投加量,或者增加晶核帮助形成比重较大的絮体(如磁混凝沉淀、加砂沉淀)。这都带来了费用的增加,或后续污泥处理的问题。气浮工艺是将絮体“向上”去除,对于尺寸较小的颗粒也有较高的去除率。经过综合比选以及中试试验验证,考虑到除磷效果、占地以及供货和施工周期的影响,该次深度处理段采用混凝气浮工艺,用于除磷和 SS 的去除。

混凝区内,进水与混凝剂通过机械搅拌混合,并在混凝区内进行水力扩散,进水中胶体颗粒脱稳。水力絮凝区内,脱稳后的颗粒只需少量的絮凝剂便能形成稳定的矾花。混凝和絮凝之后,水将流入气浮区。在该区域,在絮凝阶段形成的矾花将附着在微气泡上,并被气泡带到水面,实现固液分离。

气浮所需要的微气泡由空气饱和和加压循环水在释压过程中产生。该循环水是利用一部分气浮出水,通过循环泵加压后,在压力作用下形成气水饱和液。

与传统气浮工艺和高效沉淀池相比,高速气浮池的气浮速度更快、絮凝时间更短,从而大大减少了占地面积及工程投资。另外,高速气浮池还具有以下优点^[4]:

(1)优异的出水水质,出水悬浮物浓度、磷酸盐含量低;(2)运行所需药剂较少,尤其是出水水质要求高的情况下,药剂节省的程度更高;(3)能快速启动和停运,方便运行管理。

2.2 工艺流程及水力高程布置

如图 4 所示,该次将气浮段设置在循环式生物反应池末端,与原“混合池+滤布滤池”段并联布置。二级生化处理后的污水通过水泵提升后进入混凝气浮工艺,处理后进入紫外消毒池。原“混合池+滤布滤池”功能保留,改为低负荷运行及深度处理保障段。

混凝气浮工艺的水头损失分为两段,混凝段水头损失为 10 cm,气浮段水头损失 55 cm,工艺段之间管道的水头损失 5 cm。如图 5 所示,总水头损失可以控制在 70 cm 以内。比常规的混凝+过滤组合工艺水头损失小,有利于与现状工艺结合。

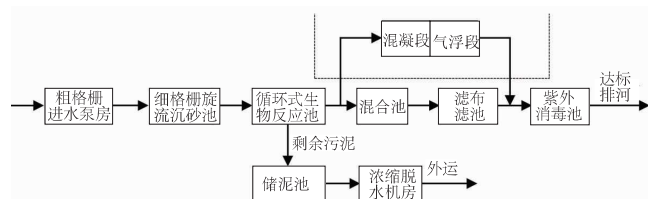


图 4 改造后工艺流程图

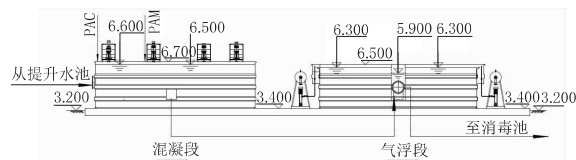


图 5 混凝气浮段水力高程图(单位:m)

2.3 设计参数

2.3.1 设计规模

设计规模 4.0 万 m^3/d ;设计最大处理水量 2 400 m^3/h 。

2.3.2 水质

(1)设计进水水质:

$\text{SS} \leq 20 \text{ mg/L}$, $\text{TP} \leq 0.5 \text{ mg/L}$ 。

(2)设计出水水质:

$\text{SS} \leq 10 \text{ mg/L}$, $\text{TP} \leq 0.3 \text{ mg/L}$ 。

2.3.3 混凝段

设置 2 套混凝反应器,单套最大处理能力 1 200 m^3/h 。总停留时间 15 min。

(1)混凝搅拌机: $N=3.7 \text{ kW}$,输出转速 76.3 rpm;

(2)一级絮凝搅拌机: $N=1.5 \text{ kW}$,输出转速 7.75 rpm;

(3)二级絮凝搅拌机: $N=1.1 \text{ kW}$,输出转速 3.7 rpm;

(4)三级絮凝搅拌机: $N=1.1 \text{ kW}$,输出转速 3.7 rpm。

2.3.4 气浮段

设置 2 套一体化气浮装置,单套最大处理能力 1 200 m^3/h 。

回流比:10%;

分离区表面负荷: $\geq 25 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ 。

2.3.5 平面尺寸

两套混凝气浮处理装置总平面尺寸 20.3 m $\times$ 21.0 m,占地 426.3 m^2 。

混凝段平面尺寸 4 m $\times$ 15 m,气浮段平面尺寸 4 m $\times$ 16 m。

3 运行效果

3.1 效果分析

该次应急改造工程自 2020 年 11 月投运以来,混凝气浮段在满负荷甚至超负荷运行的工况下,出水水质可稳定优于“苏州特别排放限值”的要求,出水水质汇总如图 6 所示。

可以看出,进水在 0.5~0.8 mg/L 范围内波动,出

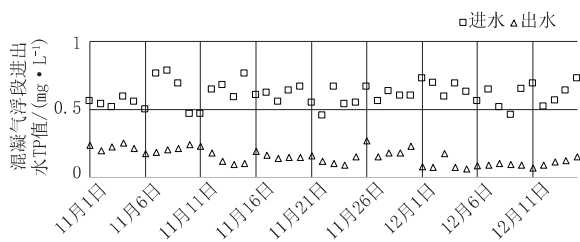


图 6 凝气浮段 TP 进出水值

水可以稳定维持在 0.3 mg/L 以下,45d 平均值为 0.15 mg/L。平均去除率达 74.6%。说明该深度处理工艺对于 TP 的去除效果稳定且可靠,且对于总磷出水标准较高(<0.3 mg/L)的情况下效果较好。

3.2 技术经济分析

该工程投资为主要直接运行费用包括电费、药剂费、人工费。投入运行至今,平均电耗为 0.044 kW·h/m³,电价按 0.6 元/(kW·h)计,平均电费为 0.026 元/m³;PAC 药剂主要为粉剂制备后投加,平均用量为 0.02 kg/m³,单价 2.3 元/kg,PAC 药剂费为 0.047 元/m³。PAM 药剂为固体颗粒制备后投加,平均用量为 1.35 × 10⁻⁴ kg/m³,单价 20 元/kg,PAM 药剂费为 0.0027 元/m³;管理依托厂内现有定员,故人工费未单独计算。该工艺运行费用为 0.076 元/m³。其中药剂费占比 65.4%,电费占比 34.6%。

4 设计总结

总结该次应急改造工程的设计和运行经验,可以得出以下结论:

- (1)凝气浮工艺续接在常规生化处理工艺后,可以实现 TP 稳定达到 0.3 mg/L 以下,平均值 0.15 mg/L;
- (2)该工艺表面负荷高、占地面积小。采用一体化装置,可实现快速安装、启动,适合工期紧张、可用地紧凑的工程;
- (3)凝气浮工艺总水头损失可控制在 0.7m 以内,有利于与常规深度处理工艺并联布置,提升处理能力;
- (4)凝气浮工艺在水量波动情况下也可以稳定运行,但需要相应调整投药量和回流比;
- (5)吨水直接运行费用为 0.076 元/m³,其中药剂费占比 65.4%,电费占比 34.6%。

参考文献:

[1] 刘振江,崔玉川. 城市污水厂处理设施设计计算(3 版). [M]. 北京: 化学工业出版社,2017.
[2] 梅特卡夫和埃迪公司. 废水工程处理及回用[M].北京:化学工业出版社,2004.
[3] 张辰.城镇污水处理厂升级改造工程要点[J].给水排水,2008,34(5): 1-2.
[4] 吕玉娟,张雪利. 气浮分离法的研究现状和发展方向[J]. 工业水处理,2007,27(1):58—61.

《城市道桥与防洪》杂志

是您合作的伙伴,为您提供平台,携手共同发展!

欢迎新老读者订阅期刊 欢迎新老客户刊登广告

投稿邮箱:cdq@smedi.com 电话:021-55008850 联系邮箱:cdq@smedi.com