

# 基于模型的污水厂氧化沟工艺运行优化研究

顾晓丹<sup>1</sup>, 张智<sup>1</sup>, 黄勇<sup>2</sup>, 丁永伟<sup>3</sup>

(1. 重庆大学 城市建设与环境工程学院, 重庆 400030; 2. 苏州科技大学 环境科学与工程学院, 江苏 苏州 215009; 3. 苏州市排水管理处, 江苏 苏州 215009)

**摘要:** 为提高污水厂出水水质, 实现稳定运行、节能降耗的双重目标, 针对苏州某污水厂二期工程“厌氧+卡鲁塞尔氧化沟+二沉池”工艺, 利用该厂多年积累的运行经验和历史数据, 引入模拟技术, 建立污水厂生物处理工艺模型。针对该厂全年进水典型情景, 系统、定量地分析了污水厂运行过程中存在的主要问题, 并有针对性地制定优化方案。模拟和运行实践结果表明: 通过调控曝气转碟控制方案及泥龄控制策略, 可使全年出水 COD、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、TN、SS 浓度从一级 B 标准提升至一级 A 标准, 且吨水单耗降低了约 29.4%, 节能效果显著。

**关键词:** 污水处理厂; 氧化沟; 运行优化; 节能; 模型

**中图分类号:** TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2018)13-0032-06

## Model Based Optimization of Oxidation Ditch Process in a Wastewater Treatment Plant

GU Xiao-dan<sup>1</sup>, ZHANG Zhi<sup>1</sup>, HUANG Yong<sup>2</sup>, DING Yong-wei<sup>3</sup>

(1. School of Urban Construction and Environmental Engineering, Chongqing University, Chongqing 400030, China; 2. School of Environmental Science and Engineering, Suzhou University of Science and Technology, Suzhou 215009, China; 3. Suzhou Municipal Drainage Administration, Suzhou 215009, China)

**Abstract:** The process of anaerobic - Carrousel oxidation ditch - secondary settling tank is adopted in a wastewater treatment plant (WWTP). In order to improve effluent quality, and to realize the dual goal of stable operation and energy saving, its biological treatment process model was built with simulation method according to the operation experience and historical data accumulated over the years. Under the typical influent condition during the whole year, main problems in the operation of the WWTP were analyzed systematically and quantitatively, and then the optimization plan was made accordingly. Simulation and practice results showed that, by adjusting control scheme of the aeration discs and the sludge age, effluent COD,  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ , TN and SS could be improved from first level B discharge standard to first level A discharge standard. At the same time, energy consumption per ton of wastewater was reduced by about 29.4%.

**Key words:** wastewater treatment plant; oxidation ditch; operation optimization; energy saving; model

我国绝大多数污水处理厂采用经验管理模式, 即依靠工人的个人经验来调控污水厂的运行。这种

粗放型的管理模式给污水厂的运行带来了一系列的问题。例如, 当实际处理水量、水质出现波动时, 污

水厂往往不能及时调整运行参数,造成系统的抗冲击负荷能力降低,导致出水水质稳定性差,瞬时超标现象较严重<sup>[1,2]</sup>。另一方面,大部分污水厂为确保出水水质达标,不惜以消耗大量能源为代价<sup>[3]</sup>。

随着在线仪表和计算机技术的普及,精细化管理逐渐取代传统的经验控制模式。模型<sup>[4~7]</sup>是实现污水厂精细化管理的基础,近几年其在污水厂升级改造、运行优化中发挥了重要的作用。张春明等<sup>[8]</sup>以 ASM2D 为核心,对上海龙华水质净化厂 AO 工艺进行了升级改造,从运行参数调整和工艺改造两方面进行预测分析,使出水水质达到了更高的排放标准。马昭等<sup>[9]</sup>基于 ASM2D,对西安市某污水厂奥贝尔氧化沟工艺进行模拟优化,通过调节污泥回流比、BOD<sub>5</sub> 污泥负荷,取得了更高的污染物去除率,提高了出水水质。Sarkar 等<sup>[10]</sup>以 ASM1 为机理,对 Tita-garh 污水厂的不同改造方案进行了模拟比较,最后选择了出水水质最优的工艺方案。Vandekerckhove 等<sup>[11]</sup>以 ASM1 为基础,建立了污水处理厂好氧段的数学模型,通过增大反应池体积,同时控制旁流量,使改造后的出水浓度有了大幅降低。

为提高出水水质,同时实现稳定运行和节能降耗的目标,针对苏州市某污水厂二期厌氧+氧化沟工艺进行优化,利用该厂的运行经验和历史数据,引入模拟仿真技术,针对典型进水条件,系统、定量诊断运行过程中存在的问题,并有针对性地提出运行优化策略。

## 1 材料和方法

### 1.1 污水厂介绍

苏州市某污水处理厂二期工程主要处理居民区生活污水,设计处理量为  $1.2 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ,采用厌氧池+卡鲁塞尔氧化沟+二沉池工艺。其中,设厌氧池一座,停留时间为 1.5 h,平面尺寸为  $19.3 \text{ m} \times 8.5 \text{ m}$ ,有效水深为 4.6 m。设氧化沟一座,平面尺寸为  $53.2 \text{ m} \times 18.9 \text{ m}$ ,有效水深为 4.5 m,其中缺氧段停留时间为 1.9 h,好氧段停留时间为 5.8 h,沟内布置 7 台曝气转碟(1<sup>#</sup>~7<sup>#</sup>),每台转碟的充氧效率为  $3.35 \text{ kgO}_2/(\text{kW} \cdot \text{h})$ ,设计污泥浓度为  $3500 \text{ mg/L}$ 。二沉池采用平流式沉淀池,设一组两座,单座平面尺寸为  $55.6 \text{ m} \times 7.4 \text{ m}$ ,有效水深为 4.1 m,设计污泥回流比为 67%。该厂二期工程设计进水水质见表 1,出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级 B 标准。

表 1 苏州市某污水处理厂二期工程设计进水水质

Tab. 1 Designed influent quality of the second-stage project in a Suzhou WWTP  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

项目	BOD <sub>5</sub>	COD	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> - N	TN	TP	SS
数值	110	240	30	40	3	200

### 1.2 模型构建

以 BioWin 软件为平台,选择 ASDM 模型描述活性污泥系统中碳、氮、磷的去除过程,采用修正的 Vesilind 沉降速率模型描述二沉池中的固液分离过程,污水厂二期工程“厌氧池+卡鲁塞尔氧化沟+二沉池”生物处理工艺模型见图 1,其中,采用 8 个非曝气池(AN-1~AN-8)和 7 个曝气池(BR-1~BR-7)的串联模拟氧化沟的工艺特性。根据沟内实测流速,确定氧化沟平均内回流量为  $680 \text{ 400 m}^3/\text{d}$ ,约是设计进水量的 85 倍。

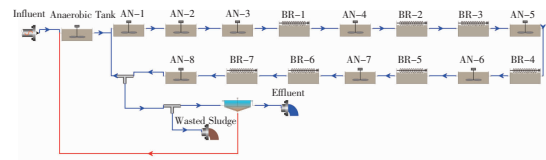


图 1 苏州市某污水厂二期工程生物处理工艺模型

Fig. 1 Biological treatment process model of the second-stage project in a Suzhou WWTP in BioWin

采用物理化学方法<sup>[12]</sup>测定进水水质特征参数,其中,易生物降解 COD( $S_s$ )、溶解性惰性 COD( $S_i$ )占进水总 COD 的比例均值分别为 27%、7%。根据进水 COD/BOD<sub>5</sub> 比例,估算颗粒性惰性 COD( $X_i$ )的平均值为 20%。采用 2012 年 4 月—2013 年 3 月全年不同的水温区间(“12~15℃”、“18~22℃”、“25~28℃”)平均值对模型进行校准,采用 2011 年 4 月 1 日—2012 年 3 月 31 日持续一年的污水厂进水水质、水量日均值数据对模型进行验证,校准和验证结果表明,通过调整氨氧化菌最大比生长速率<sup>[13]</sup>  $\mu_{\text{AOB},\text{Max}} = 0.6 \text{ d}^{-1}$ 、异养 DO 半饱和系数  $K_{\text{DO},\text{AX}} = 0.15 \text{ mg/L}$ 、好氧反硝化 DO 半饱和系数  $K_{\text{DO},\text{AER}} = 0.15 \text{ mg/L}$ <sup>[14]</sup>,主要出水指标及过程变量的拟合误差在可接受的范围内,拟合效果理想。

## 2 结果与讨论

### 2.1 问题诊断

采用 2010 年分区间平均进水量、水质特性数据作为污水厂典型进水条件,利用校准后的模型,在一年的温度变化、运行控制模式下,诊断、评估污水厂在运行过程中存在的问题。

在典型进水条件下,污水厂全年出水 COD 稳定在 50 mg/L 以下,随进水 COD 负荷波动;出水 SS 稳定在 10 mg/L 以下(见图 2)。10 月—12 月的进水 TP 负荷异常高,造成出水 TP 浓度明显偏高;夏季的总磷去除效果明显优于冬季(见图 3)。造成这一现象的主要原因是,冬季系统供氧能力过剩、硝化完全、反硝化不完全、污泥回流比例过大等因素造成厌氧区 DO 和硝态氮浓度偏高,干扰了生物除磷作用。

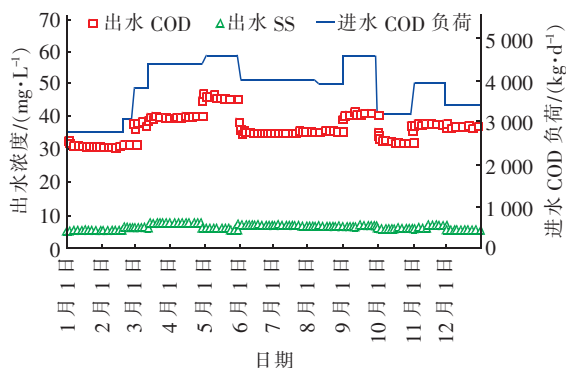


图 2 污水厂全年出水 COD、SS 浓度

Fig. 2 Effluent COD and SS concentration during whole year in WWTP

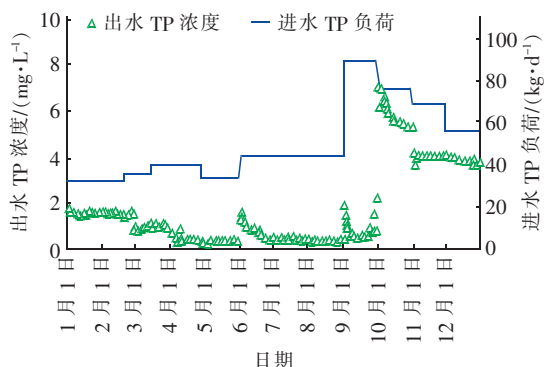


图 3 出水 TP 浓度与进水 TP 负荷之间的关系

Fig. 3 Relationship between effluent TP concentration and influent TP load

污水厂氨氮的硝化效果理想(见图 4),全年出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度稳定在 3 mg/L 以下。夏季出水 TN 浓度维持在 10 mg/L 以下,但冬季出水 TN 浓度较高,普遍在 15~20 mg/L 之间。经分析,影响冬季 TN 去除的主要因素是系统的供氧能力过剩,氧化沟内大流量的推流造成前置缺氧区(AN-1)内 DO 过高,抑制了硝态氮的反硝化。其中,以 1 月和 2 月最明显,AN-1 池内 DO 为 1~3 mg/L;12 月和 3 月上半月的 DO 在 1 mg/L 左右;3 月下半月—9 月,由于

进水负荷较大、气温较高、系统供氧能力下降等因素,AN-1 池 DO 较低,对应的硝态氮反硝化比较充分,工艺出水 TN 低于 10 mg/L;从 10 月起,气温下降,AN-1 池 DO 逐渐升高,系统的反硝化能力下降,冬季出水 TN 最高达 19 mg/L(见图 5)。

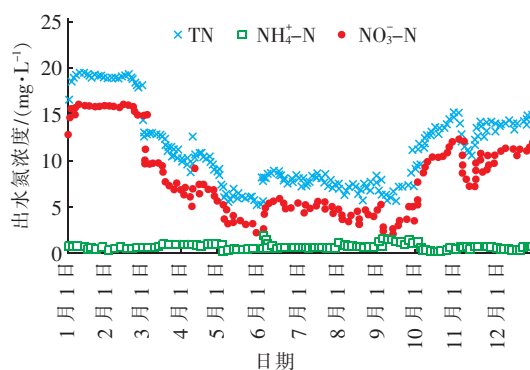


图 4 出水 TN、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  和  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  的变化

Fig. 4 Change of effluent TN,  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  and  $\text{NO}_3^- - \text{N}$

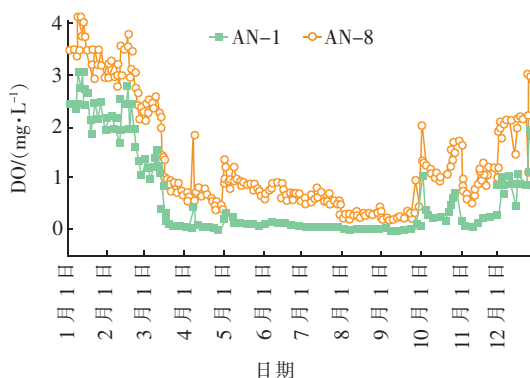


图 5 前置缺氧池 AN-1 和后置缺氧池 AN-8 内 DO 变化

Fig. 5 Change of DO concentration in pre-anoxic tank (AN-1) and post-anoxic tank (AN-8)

在污水厂全年典型进水条件下,出水 N、P 浓度波动较大,影响该厂生物脱氮除磷性能的主要因素是氧化沟内充氧能力的控制。在氧化沟内,曝气转碟的调控是通过其启停来实现的,曝气转碟的调整会影响氧化沟内缺氧/好氧区的分布、DO 在氧化沟沿程的分布等。

## 2.2 运行优化

根据诊断结果,采用模型模拟的方法进一步分析,有针对性地制定曝气转碟调控方案及 SRT 控制策略(见表 2)。在该优化控制策略下,污水厂全年出水 COD、SS 分别稳定在 50、10 mg/L 以下;出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、TN 波动较大,但可稳定达到一级 A 标准;由于进水 TP 负荷较高,出水 TP 需通过后续深度处

理才能达到一级 A 标准。

表2 典型进水条件下曝气转碟及 SRT 控制方案

Tab.2 Controlled aeration discs and SRT alternative during one year under typical influent condition

项 目	AN-8 处 DO/ ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )	转碟调控	SRT 控制
1 月—2 月	0.50 ~ 1.10	关闭 1 <sup>#</sup> 、4 <sup>#</sup> 、6 <sup>#</sup>	稳定在 13.5 d
3 月初	0.60 ~ 0.80	关闭 1 <sup>#</sup> 、6 <sup>#</sup>	稳定在 13.5 d
3 月中旬	0.50	关闭 6 <sup>#</sup>	逐渐降到 11 d
3 月下旬—5 月	0.60 ~ 0.80	全开	逐渐降到 8 d
6 月—7 月	0.25 ~ 0.30	关闭 6 <sup>#</sup>	逐渐降到 6 d
8 月—9 月	0.25 ~ 0.30	关闭 6 <sup>#</sup>	稳定在 6 d
10 月	0.30 ~ 0.40	关闭 1 <sup>#</sup> 、6 <sup>#</sup>	逐渐提高到 8 d
11 月	0.30 ~ 0.60	关闭 6 <sup>#</sup>	逐渐提高到 11 d
12 月	0.30 ~ 0.60	关闭 1 <sup>#</sup> 、4 <sup>#</sup> 、6 <sup>#</sup>	逐渐提高到 13.5 d

1 月—2 月中旬,系统 SRT 稳定在 13.5 d,但水温低,导致系统的耗氧需求减少,虽然此阶段关闭了 1<sup>#</sup>、4<sup>#</sup>、6<sup>#</sup>转碟,但 AN-8 的 DO 浓度依然较高,维持在 0.50 ~ 1.10  $\text{mg/L}$ ,AN-1 的 DO 集中在 0.10 ~ 0.20  $\text{mg/L}$  之间,导致出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  稳定在 4  $\text{mg/L}$  以下,但系统内较高的 DO 浓度抑制了反硝化,出水 TN 在 10 ~ 13  $\text{mg/L}$  之间波动。自 2 月下旬起,随着进水流量的不断增加,出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度有快速升高趋势,至 3 月初,由于增开 4<sup>#</sup>转碟,出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度出现回落,说明前一段时间由于考虑反硝化,系统 DO 控制较低,系统好氧 SRT 不足,硝化细菌有受到抑制或流失的趋势,系统抗冲击负荷的能力变差。在此阶段 AN-8 的 DO 浓度保持在 0.60 ~ 0.80  $\text{mg/L}$ ,AN-1 的 DO 为 0.10 ~ 0.15  $\text{mg/L}$ (见图 6)。3 月中旬,进水流量依然大幅增加,进水 COD 浓度升高,出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度先快速升高然后很快下降,并趋于稳定,这是由于 3 月中旬开始将污泥龄由冬季的 13.5 d 减少至 11 d,系统的耗氧需求下降,同时增开了 1<sup>#</sup>转碟,系统的供氧能力增大,造成系统的 DO 升高,出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  迅速下降。在此阶段,AN-8 的 DO 保持在 0.50  $\text{mg/L}$  左右,AN-1 的 DO 为 0.05  $\text{mg/L}$ 。该时段内 SRT 和 DO 控制较合适。

在 3 月下旬—5 月底, SRT 稳定在 8 d,水温升高,系统的耗氧需求增加,但生化池内的 DO 持续下降,出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  有升高趋势,此时 AN-8 的 DO 保持在 0.30  $\text{mg/L}$ ;考虑到此阶段的排泥量相对恒定,增开 6<sup>#</sup>转碟,使 AN-8 的 DO 维持在 0.60 ~

0.80  $\text{mg/L}$ 。6 月—7 月, SRT 由上一周期的 8 d 减小至夏季运行期的 6 d,污泥自身氧化消耗的 DO 减少,随着水温持续快速升高,污泥的自身氧化耗氧量同时增大,二者平衡的结果是系统的 DO 保持相对稳定,致使出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  和 TN 均较低。在此阶段 AN-8 的 DO 维持在 0.25 ~ 0.30  $\text{mg/L}$ 。到 8、9 月份,由于 SRT 较短且趋于稳定,系统的 DO 有上升的趋势,AN-8 的 DO 在 0.40  $\text{mg/L}$  左右,致使系统的反硝化能力下降,出水 TN 有升高趋势,此时考虑关闭 6<sup>#</sup>转碟。10 月份,系统的 SRT 逐渐提高到 8 d,但是由于系统进水负荷减小,系统的 DO 逐渐上升,致使反硝化受到抑制,尤其是 10 月下旬,建议 AN-8 池 DO 控制在 0.30 ~ 0.40  $\text{mg/L}$ 。11 月份,将 SRT 提高到 11 d,污泥自身氧化消耗的 DO 增加,导致系统的供氧能力不足,造成出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  快速升高,同时出水 TN 也升高。此阶段需要维持较高的 DO,仅关闭 6<sup>#</sup>转碟。12 月份,系统的 SRT 提高到 13.5 d,上半月系统的出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  迅速下降,但是到月底,由于低温,出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  又上升。此阶段建议控制 AN-8 位置的 DO 在 0.30 ~ 0.60  $\text{mg/L}$ ,关闭 1<sup>#</sup>、4<sup>#</sup>、6<sup>#</sup>转碟。

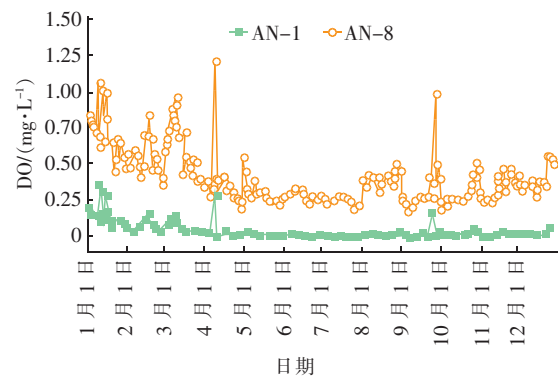


图6 前置缺氧池和后置缺氧池内 DO 的变化

Fig.6 Change of DO concentration in pre-anoxic tank (AN-1) and post-anoxic tank (AN-8)

## 2.3 优化策略评估

在年进水水质、水量相近的条件下,污水厂 2010 年、2015 年日出水 COD、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、TN、TP、SS 模拟值和实测值拟合效果理想。与 2010 年相比,实施优化控制策略后,出水 COD 浓度略有升高,年平均出水 COD 上升了 1.17  $\text{mg/L}$ ,但其稳定性也略有提高;出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度升高较为显著,年平均值升高了 2.1  $\text{mg/L}$ ,尤其是冬季出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  大幅升

高,最高可达  $7.2 \text{ mg/L}$ ,因此,实施优化控制策略后出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  的稳定性变差;但是,出水 TN、TP 年均值分别下降了  $3.17$ 、 $1.14 \text{ mg/L}$ ,且出水稳定性有了很大的提高;实施优化控制策略对出水 SS 影响不大(见表3)。从日达标率角度看,采取优化控制策略后,出水 TN、TP 的达标率分别从  $82.7\%$ 、 $34.0\%$  提高到了  $100\%$ 、 $59.5\%$ ,全年出水 COD、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、TN、SS 稳定达到一级 A 标准,出水 TP 需辅以化学除磷才能满足一级 A 标准。

表3 实施优化控制策略前后出水水质稳定性分析

Tab.3 Statistical analysis of effluent stability before and after optimization  $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

项 目		COD	$\text{NH}_4^+ - \text{N}$	TN	TP	SS
平均值	2010 年	37.05	0.76	11.28	1.70	5.91
	2015 年	38.22	2.86	8.11	0.56	5.89
标准偏差	2010 年	4.14	0.30	4.31	1.72	0.64
	2015 年	4.05	2.02	2.74	0.40	0.58

2015 年的进水量接近于 2010 年,且进水量的波动趋势也极为接近(见图7)。在未实施优化控制策略前,吨水单耗较高,当进水量在  $4\,780 \sim 14\,342 \text{ m}^3/\text{d}$  之间变化时,吨水单耗的变化范围为  $0.11 \sim 0.54 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ ,平均为  $0.34 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ 。2015 年,对工艺进行泥龄、曝气优化控制后,当进水量在  $4\,777 \sim 13\,770 \text{ m}^3/\text{d}$  之间变化时,吨水单耗的变化范围为  $0.10 \sim 0.54 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ ,平均为  $0.24 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ ,低于 2010 年同期能耗水平。

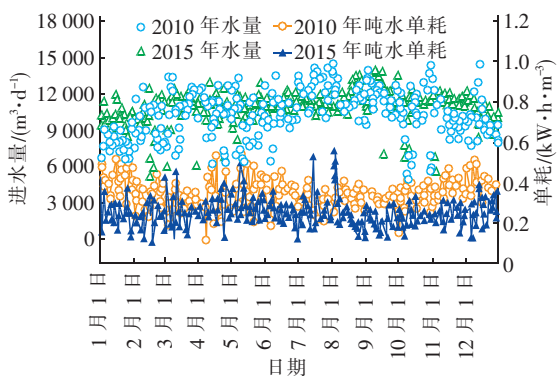


图7 实施优化控制策略前后进水量及吨水单耗对比

Fig.7 Comparative analysis of inflow and power consumption per ton of wastewater before and after optimization controlling

### 3 结论

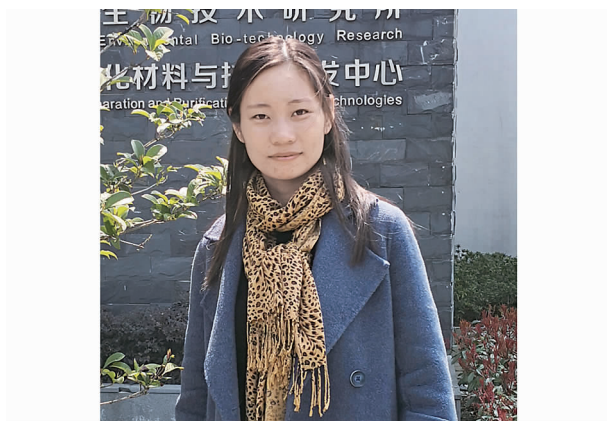
模型作为优化污水厂运行的有效工具,可以科学诊断污水厂的现状,发现污水厂运行过程中存在的问题和瓶颈,并有根据地制定优化方案。在污水

厂全年典型进水条件下,以进水水量、水质变化为前馈主控因素,以氧化沟末端溶解氧为控制因素,分别对曝气转碟开启状况进行了优化,同时科学控制系统 SRT 和排泥量,可保证全年出水 COD、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、TN、SS 稳定达到一级 A 标准,并降低生物处理段电耗。模拟结果显示,实施优化策略后出水水质全年稳定达标,当进水 COD、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、TN、TP、SS 浓度变化范围为  $313 \sim 480$ 、 $21.8 \sim 34.5$ 、 $30.6 \sim 40.5$ 、 $3.6 \sim 7.7$ 、 $123 \sim 279 \text{ mg/L}$  时,相应出水浓度分别为  $32 \sim 48$ 、 $0.5 \sim 0.8$ 、 $4 \sim 13$ 、 $0.2 \sim 2.5$ 、 $5 \sim 7 \text{ mg/L}$ ,除 TP 外,其他指标均稳定达到一级 A 标准,且吨水单耗比同期降低了约  $29.4\%$ ,节能效果显著。

### 参考文献:

- [1] 刘彦菲,陈滢,卢凤华,等. 某城市污水厂运行中出现的问题及解决问题对策[J]. 环境工程,2013,31(1): 27-29,94.  
Liu Yanfei, Chen Ying, Lu Fenghua, et al. Discussion on problems in operation and solutions of a municipal sewage plant [J]. Environmental Engineering, 2013, 31(1): 27-29, 94 (in Chinese).
- [2] 朱雁伯,袁楠楠,姜威,等. 我国城镇污水厂运行管理中存在的问题及对策[J]. 中国给水排水,2012,28(18): 30-34.  
Zhu Yanbo, Yuan Nannan, Jiang Wei, et al. Problems and solutions in operation management of municipal sewage treatment plants in China [J]. China Water & Wastewater, 2012, 28(18): 30-34 (in Chinese).
- [3] 王龙,井汇,赵玉兰. 某污水厂氧化沟改造后能耗现状及节能分析[J]. 建筑热能通风空调,2014,33(4): 67-69.  
Wang Long, Jing Hui, Zhao Yulan. The energy consumption status and energy saving analysis of a sewage treatment plant oxidation ditch after transformation [J]. Building Energy & Environment, 2014, 33(4): 67-69 (in Chinese).
- [4] Henze M, Grady C P L, Gujer W, et al. Activated Sludge Model NO. 1—IAWPRC Scientific and Technical Report NO. 1[R]. London: IAWPRC, 1987.
- [5] Henze M, Gujer W, Mino T, et al. Activated Sludge Model NO. 2—IAWQ Scientific and Technical Report NO. 2[R]. London: IAWQ, 1995.
- [6] Henze M, Gujer W, Mino T, et al. Activated sludge model No. 2D, ASM2D [J]. Water Sci Technol, 1999, 39(1): 165-182.

- [7] Gujer W, Henze M, Mino T, *et al.* Activated sludge model No. 3 [J]. *Water Sci Technol*, 1999, 39 (1): 183 – 193.
- [8] 张春明, 郑燕, 贾剑, 等. 上海市龙华水质净化厂工艺模型建立及模拟优化分析[J]. *中国给水排水*, 2011, 27(24): 60 – 63.  
Zhang Chunming, Zheng Yan, Jia Jian, *et al.* Analysis on process modeling and optimizing of Longhua Wastewater Treatment Plant in Shanghai [J]. *China Water & Wastewater*, 2011, 27(24): 60 – 63 (in Chinese).
- [9] 马昭, 刘玉玲, 巩书涵, 等. 基于 ASM2D 模型对奥贝尔氧化沟工艺的模拟研究[J]. *环境工程学报*, 2016, 10(12): 6947 – 6955.  
Ma Zhao, Liu Yuling, Gong Shuhan, *et al.* Simulation research of orbal oxidation ditch process based on ASM2D [J]. *Chinese Journal of Environmental Engineering*, 2016, 10(12): 6947 – 6955 (in Chinese).
- [10] Sarkar U, Dasgupta D, Bhattacharya T, *et al.* Dynamic simulation of activated sludge based wastewater treatment processes: Case studies with Titagarh sewage treatment plant, India [J]. *Desalination*, 2010, 252 (1): 120 – 126.
- [11] Vandekerckhove A, Moerman W, Van Hulle S W H. Full-scale modelling of a food industry wastewater treatment plant in view of process upgrade[J]. *Chem Eng J*, 2008, 135: 185 – 194.
- [12] Melcer H, Dold P L, Jones R M, *et al.* Methods for Wastewater Characterisation in Activated Sludge Modeling [M]. Alexandria: Water Environment Research Foundation (WERF), 2003.
- [13] Liwarskabizukojc E, Olejnik D, Biernacki R, *et al.* Calibration of a complex activated sludge model for the full-scale wastewater treatment plant [J]. *Bioproc Biosyst Eng*, 2011, 34(6): 659 – 670.
- [14] Knapp L A. Study of Process Control Strategies for Biological Nutrient Removal in an Oxidation Ditch [D]. Florida: University of South Florida, 2014.



作者简介:顾晓丹(1986 – ), 女, 江苏太仓人, 博士研究生, 主要从事污水处理工艺数值模拟研究。

E – mail: guxiaodan1986@163. com

收稿日期: 2017 – 12 – 11

