

生物工艺过程控制系统的设计及节能降耗估算

张显忠^{1,2}, 戴晓虎¹, 唐建国², 谢勇²

(1. 同济大学 污染控制与资源化研究国家重点实验室, 上海 200092; 2. 上海市城市建设设计研究总院<集团>有限公司, 上海 200125)

摘要: 为了实现污水处理厂稳定达标和节能降耗,提高自动化控制水平,降低人工劳动强度和运行成本,以竹园污水厂升级补量工程为例,通过数学模型软件实现工艺过程控制系统设计,包括需氧量和需气量计算、空气管路设计、鼓风机选型和系统方案。同时,基于 Controller 控制器,采用1年的历史数据对工艺过程控制系统的节能降耗效果进行预测。模拟结果表明,在动态溶解氧控制模式下,各控制区溶解氧浓度随着水流方向呈递减分布,其出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 平均浓度虽然较恒定溶解氧模式略有上升,但超标率并未明显增加;另外,动态溶解氧控制模式有利于生物脱氮,与恒定溶解氧控制模式相比,预计每年可进一步减少总氮排放量 62 050 kg,出水总氮降低 18.7%,节省 22.8% 的曝气量。

关键词: 生物工艺过程控制系统; 数学模型; Controller; 需气量

中图分类号: TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2019)09-0077-06

Design of Biological Process Control System and Estimation of Its Energy-saving & Cost-reducing

ZHANG Xian-zhong^{1,2}, DAI Xiao-hu¹, TANG Jian-guo², XIE Yong²

(1. State Key Laboratory of Pollution Control and Resource Reuse, Tongji University, Shanghai 200092, China; 2. Shanghai Urban Construction Design and Research Institute <Group> Co. Ltd., Shanghai 200125, China)

Abstract: The level of automatic control in a wastewater treatment plant (WWTP) was improved, which aimed to achieve a stable effluent quality, energy-saving & cost-reducing and reduce labor intensity and operation costs. A biological process control system was designed based on mathematical modeling software in the upgrade and expansion project in Zhuyuan WWTP, including the calculation of oxygen and air demand, air pipeline sizing, blower selection and system planning. At the same time, a controller was used to predict the energy-saving & cost-reducing effect of the control system applied in the WWTP based on one-year historical data. The simulation results showed that DO concentration in different control zones decreased with the water flow direction under dynamic DO control mode. Although ammonia concentration in the effluent was slightly higher than that in constant DO control, the over-standard rate did not increase significantly. Meanwhile, dynamic DO control was conducive to nitrogen removal. Compared with the constant dissolved oxygen control mode, it was estimated that the annual total nitrogen emissions could be further reduced by 62 050 kg, and the total nitrogen concentration of the effluent

could be reduced by 18.7% with 22.8% energy-saving.

Key words: biological process control system; mathematical model; Controller; air demand

2015年4月,国务院颁布的《水污染防治行动计划》(简称“水十条”)指出,敏感区域(重点湖泊、重点水库、近岸海域汇水区域)城镇污水处理设施应于2017年底前全面达到一级A排放标准。上海市政府积极响应“水十条”,竹园第一、第二污水处理厂提标改造工程迫在眉睫。经过多方案的技术经济比较,竹园第一、第二污水处理厂提标改造工程采用减量升级的总体方案,即竹园一厂、竹园二厂分别减量 60×10^4 、 20×10^4 m³/d,并实施厂内改造,厂外新建 80×10^4 m³/d处理设施,用于接纳竹园一厂、二厂的减量分流污水,出水水质要求达到一级A标准。竹园第一、第二污水处理厂提标改造工程建设内容包括新建和改造两个部分,新建部分以下简称“升级补量工程”。

竹园污水厂升级补量工程拟采用AAO工艺+深度处理,污水经流量总分配井后进入曝气沉砂池,之后流经AAO生物反应池和平流沉淀池,深度处理拟采用高效沉淀池和深床砂滤池。污泥经离心脱水干化后进行焚烧,对需要除臭的构筑物(如进水泵房、曝气沉砂池、生物池、污泥间等)进行加盖密封、负压抽吸,并进一步采取高效的除臭处理工艺。

1 研究方法

1.1 生化反应需氧量的计算

工艺过程控制系统设计的第1步是计算生化反应需氧量。需氧量随着进水负荷的变化而变化,在生物池沿程也呈现一定的变化规律。根据相关设计规范^[1],生化反应需氧量由3部分组成:生物合成反应、硝化反应和内源呼吸作用。在生物池沿程变化中,占主体的生化反应各不相同;相同池容条件下,污染物负荷呈递减分布,需氧量也逐级递减。基于经验公式,常规的活性污泥反应器前1/3生化段的需氧量为45%~55%,中段1/3为25%~35%,后段1/3为15%~25%。需氧量可通过手工或稳态模拟来计算,也可通过一些活性污泥模型软件(如GPS-X、BioWin)来动态计算,其模拟结果与实际较为相符。所有的活性污泥模型,其输入的进水数据越准确,模拟结果也越接近实际情况。

1.2 需气量的计算

根据生化需氧量来计算需气量,计算结果取决

于曝气器的选择和布置。目前有两种比较普遍的曝气器类型——微孔曝气和粗孔曝气。相比粗孔曝气,微孔曝气因具有较高的标准氧传递效率(SOTE),已成为活性污泥工艺的设计标准。SOTE受曝气器类型、池深、曝气器分布比例等因素的影响。所有的SOTE由曝气器厂家在清水标况下测定,将SOTE转化成现场的氧传递速率(OTE),需考虑活性污泥对气体传输的影响。

水力设计:生物池池型(全混或推流)对OTE产生不同的影响。推流反应器在前端具有较高的污染物浓度,氧传递系数(α)较小,更易产生曝气器污垢;随着沿程污染物负荷降低, α 值升高,曝气器污垢可能性降低^[2]。然而,全混池 α 值完全一致。为满足相同的出水水质,全混池与推流式相比,需消耗更多的空气量,这是因为全混池需要的体积更大。

工艺选型: F/M 值较低,或者污泥龄较长,使 α 值较高;相反, α 值偏低。

曝气器布置:每个曝气控制区选择合适的 α 值后,可进行需气量计算,然后通过每个曝气器的供气量计算特定设计工况下(比如最大月)每个控制区的曝气器数量,同时需复核其他不同工况下是否满足要求。建议采用校正后的动态活性污泥模型来计算气量,其模拟结果能够提供所需空气量的范围。

1.3 空气管路设计

气量范围确定后,进行管径计算。如果管径过大,很难调控曝气控制系统。相反,管径过小,压力损失过大,需要更大的鼓风机功率。采用Darcy-Weisbach方法计算每个空气管的压力损失^[1],对于较为复杂的多个控制区的曝气系统,建议采用管路设计软件(如Flow of Fluids软件)。为了提高工艺处理效果、降低运行成本,污水厂空气管路宜采用枝状分布,每个控制区分别由1根支管控制,实行单独供气,并由一个电动调节阀控制。

1.4 鼓风机选型

鼓风机功率与风量直接相关,为满足现状和未来的处理负荷,鼓风机系统需具有较大的调节空间。一般通过安装多台风机实现较大范围的下调空间。单台鼓风机都有下调极限,风量调节主要通过变频器或进口导叶来实现。需气量范围决定鼓风机台数

和风量下调空间。

1.5 工艺过程控制系统

生物反应池可以控制的工艺参数包括:外回流(RAS)、剩余污泥(WAS)、内回流(IRQ)、DO、加药量(碳源、除磷剂)等,其中DO和IRQ对于强化脱氮除磷工艺尤为重要。过多的空气量或空气量不足均会影响工艺处理效率和污泥沉降性能。工艺过程控制是唯一有效的方法,可使活性污泥系统实现处理目标,在稳定达标的基础上实现节能减排。

智能优化系统:采用前馈+反馈控制逻辑,基于国际水协工艺模型、历史数据库和专家判断数据库等对试验数据及污水厂在线仪表数据进行综合分析,在线计算DO、IRQ等动态设定值,并提供给生物池现场设备及其控制单元,完成对污水生物处理工艺段全过程的智能化控制^[3]。

曝气控制系统:采用气体流量及溶解氧作为控制信号,根据污水处理厂实际进水负荷的变化及各控制单元溶解氧运行水平的需求,及时、准确地计算总风量设定值,由鼓风机和电动阀门实现气量控制与分配,以达到溶解氧稳定控制的需求。

仪器仪表组件:每个控制区安装1套空气电动调节阀和气体流量计,阀门尺寸大小合适,具有30%~70%线性调节空间;每个控制区安装1套在线溶解氧分析仪,安装在每个控制区1/2~2/3位置,用于气量计算;在缺氧区末端安装在线氨氮分析仪,监测生物池进水污染物负荷,并可用于计算动态溶解氧;在好氧区出水处安装在线氨氮和在线硝酸盐氮分析仪,用于监测出水氨氮及硝酸盐氮浓度的变化。

2 工艺过程控制系统设计

2.1 模型建立及参数设定

利用BioWin 5.1软件开发设计竹园污水厂升级补量工程的数学模型。污水处理厂的核心是活性污泥工艺,模拟对象为进水、曝气沉砂池、生物池及二沉池;工艺附属物,如回流、控制器等也包括在模型工艺中,如图1所示。模型的输入参数主要包括污水处理厂主要构筑物的物理参数、运行参数、动力学参数、化学计量参数、进出水水质水量特征等。

模型设定的参数:生物池选择区体积为1 392 m³,厌氧区为6 962 m³,缺氧区为16 708.8 m³,好氧1区为6 195 m³,好氧2区为12 400 m³,好氧3区为12 487 m³,好氧4区为7 418 m³,脱气区为1 710

m³,生物池有效水深为10.0 m;设计水温为10~25℃;生物池MLSS浓度为3 500 mg/L,RAS为100%,IRQ为300%;好氧区DO为2.0 mg/L。设计进水质:COD为330 mg/L,BOD₅为165 mg/L,SS为210 mg/L,TN为40 mg/L,NH₃-N为30 mg/L,TP为5.8 mg/L,单组设计水量为10×10⁴ m³/d,高峰流量为13×10⁴ m³/d(模型模拟其中1组生物池,共8组)。

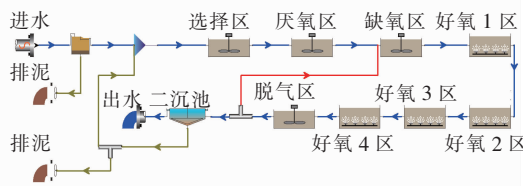


图1 竹园污水厂升级补量工程模型界面

Fig. 1 Model of upgrade and expansion project in Zhuyuan WWTP

模型采用进水组分分析和稳态模拟求解来校正。根据竹园一厂2013年8月10日—2014年8月10日的进水水质平均值,利用BioWin内部组分表,对进水水质数据进行校验,再输入到模型进水组分单元,图2为COD的进水组分,具体包括快速可降解COD组分、醋酸、溶解性不可降解COD组分、颗粒性不可降解COD组分等。经稳态模型多次迭代运算,找到最终解。通过模型的图像编辑器,获得出水水质。

Name	Raw defaults	Value
Fbs - Readily biodegradable (including Acetate) [gCOD/g of total COD]	0.16	0.188
Fac - Acetate [gCOD/g of readily biodegradable COD]	0.15	0.205
Fbsp - Non-cellulose slowly biodegradable [gCOD/g of slowly biodegradable COD]	0.75	0.850
Fus - Unbiodegradable soluble [gCOD/g of total COD]	0.05	0.092
Fup - Unbiodegradable particulate [gCOD/g of total COD]	0.13	0.186
Fna - Ammonia [gNH ₃ -N/gTKN]	0.66	0.760
Fnox - Particulate organic nitrogen [gVg Organic N]	0.5	0.500
Fnus - Soluble unbiodegradable TKN [gN/gTKN]	0.02	0.020
FupN - N:COD ratio for unbiodegradable part. COD [gN/gCOD]	0.035	0.035
Fp04 - Phosphate [gPO ₄ -P/gTP]	0.5	0.500
FupP - P:COD ratio for unbiodegradable part. COD [gP/gCOD]	0.011	0.011
FZbn - Non-poly-P heterotrophs [gCOD/g of total COD]	1.00E-04	0.000 1
FZbm - Anaerobic methanol utilizers [gCOD/g of total COD]	1.00E-04	0.000 1
FZab - Ammonia oxidizers [gCOD/g of total COD]	1.00E-04	0.000 1
FZnb - Nitrite oxidizers [gCOD/g of total COD]	1.00E-04	0.000 1
FZamob - Anaerobic ammonia oxidizers [gCOD/g of total COD]	1.00E-04	0.000 1
FZbp - PAOs [gCOD/g of total COD]	1.00E-04	0.000 1
FZbp - Propionic acetogens [gCOD/g of total COD]	1.00E-04	0.000 1
FZbam - Acetoclastic methanogens [gCOD/g of total COD]	1.00E-04	0.000 1
FZbhm - H ₂ -utilizing methanogens [gCOD/g of total COD]	1.00E-04	0.000 1

图2 进水水质组分分析

Fig. 2 Analysis of influent quality components

2.2 需气量及管径压力的计算

根据数学模型计算各曝气控制区在高峰流量时的需氧量(见表1),然后核算20℃、101.3 kPa下的空气量。由表1可以看出,单组总风量为24 292 m³/h,总风量为194 336 m³/h。拟采用6用2备鼓风机组合方式,则单台风机最大出风量不低于539.8 m³/min。鼓风机需要具备较大的风量可调节

范围(45%~100%)。无论采用膜式曝气器还是管式曝气器,根据需气量的递减规律,其在好氧曝气区的空间布置也呈递减分布。

选择一条从鼓风机房开始的最远最长的管路作为最不利点进行压损计算。在空气流量变化处设置计算节点,并进行空气管道分析,见表2。鼓风机房延伸2根DN1 600空气管,供给4组生物池,每组生物池供气干管管径为DN800。空气管路的局部阻

力损失根据配件的类型折算成当量长度损失,而沿程阻力损失则根据空气管的管径(D)、空气量、温度和曝气池有效水深来计算,最后各值累加得出空气管道系统的总压力损失约为3.2 kPa,由于管式曝气器的压力损失最大为3.5 kPa,则总压力损失为6.7 kPa,为安全考虑取9.8 kPa,即1.0 m的水头,鼓风机出口风压为11.0 m水柱(1.0 m水柱约相当于9.8 kPa)。

表1 各控制区需氧量、需气量和管径计算(单组生物池)

Tab.1 Actual oxygen demand, air demand and pipe size of different control zones (one set)

项 目	好氧1区	好氧2区	好氧3区	好氧4区	小 计
需氧量/($\text{kgO}_2 \cdot \text{h}^{-1}$)	299.9	458.1	414.9	217.5	1 390.4
需气量/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	5 241	8 004	7 248	3 799	24 292
管径/mm	350	450	450	350	—

表2 空气管道压损计算结果

Tab.2 Calculation result of pipe head loss

管段编号	管段长度/m	空气流量/($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	空气流速/($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$)	管径/mm	配件	管段当量长度/m	管段计算长度/m	压力损失/Pa
1-2	180	97 168	13.43	1 600	90°弯头1个,异形三通4个	790.17	970.17	190.15
3-4	84.5	24 292	13.43	800	90°弯头2个,异形三通1个	138.00	222.50	174.44
5-6	115.5	17 044	16.75	600	阀门1个,90°弯头1个,异形三通1个	84.18	199.68	489.23
7-8	14.5	13 245	23.14	450	90°弯头1个,异形三通2个	93.67	108.17	530.03
9-10	10.7	11 645	20.35	450	异形三通2个	78.77	89.47	394.55
11-12	10.7	10 045	17.55	450	异形三通2个	78.77	89.47	350.71
13-14	10.7	8 445	14.76	450	异形三通2个	78.77	89.47	263.04
15-16	10.7	6 845	11.96	450	异形三通2个,阀门1个	84.09	94.79	92.89
17-18	10.7	5 245	15.15	350	异形三通2个	58.26	68.96	270.33
19-20	10.7	4 196	12.12	350	异形三通2个	58.26	68.96	135.16
21-22	10.7	3 147	9.09	350	异形三通2个	58.26	68.96	67.58
23-24	10.7	2 098	6.06	350	异形三通2个	58.26	68.96	13.52
25-26	10.7	1 049	3.03	350	异形三通2个	58.26	68.96	13.52
27-28	7.5	1 049	16.50	150	阀门1个,90°弯头2个,三通1个	16.98	24.48	191.89
29-30	1.5	524.5	8.25	150	四通1个	7.58	9.08	22.24
31-32	3	262.2	4.12	150	三通1个	7.58	10.58	2.07

2.3 工艺过程控制系统方案

竹园污水厂升级补量工程生物池共8组,图3是其中1组系统的布置示意。每组缺氧区末端安装1套在线氨氮分析仪,脱气区末端安装1套在线氨氮和硝酸盐氮分析仪,4个控制区分别安装1套在线溶解氧分析仪,其中整个生物池安装1套污泥

浓度计。空气管路呈环形分布,利用中间的电动阀门作为分割,可切换成枝状分布,有利于溶解氧动态控制;管路中间安装的电动阀门又便于后期管路分段维修保养,增加运行的灵活性。每个控制区前端安装电动调节阀和气体流量计。工艺过程控制系统的控制柜可安装在中央控制室,通过以太环网获得

污水处理厂进水水量、水质等相关数据。经控制系统在线计算出生物反应池的最优控制参数,由中央控制系统通过现场控制站实现最优参数的控制。

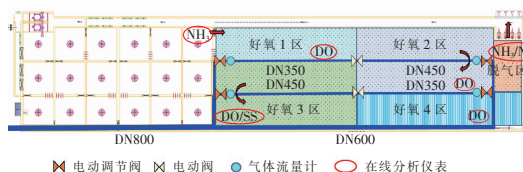


图3 系统布置示意

Fig.3 Control system layout

3 基于 Controller 的节能估算

3.1 Controller 及进水参数

Controller 具有多种控制类型,包括开/关控制、多步控制、比率控制、PI 控制、PID 控制、选择器、空气流量分配控制以及用户自定义控制,可以实现多重控制、串联控制等。基于氨氮浓度,使用前馈+后馈控制策略,对曝气反应器中的空气流量、溶解氧浓度进行控制,以实现工艺过程控制系统应用后节能效果的预测。该控制策略由 5 个控制器组成,具体包括鼓风机控制器、空气流量分配器、氨氮后馈控制器、氨氮前馈控制器和选择器。

竹园一厂 1 年的进水 COD 和 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 浓度数据表明,COD 为 111.0 ~ 809.0 mg/L,均值为 308.1 mg/L,10 月—11 月出现高峰值,1 月—2 月进水波动较小,负荷较低;进水氨氮浓度全年波动较小,为 10.2 ~ 32.4 mg/L,均值为 23.1 mg/L。其他水质指标: BOD_5 为 51.3 ~ 492.0 mg/L,均值为 158.9 mg/L;SS 为 49.0 ~ 687.0 mg/L,均值为 177.3 mg/L;TN 为 14.2 ~ 52.4 mg/L,均值为 33.0 mg/L;TP 为 1.63 ~ 9.85 mg/L,均值为 5.25 mg/L。

3.2 节能降耗估算

污水厂一般采用鼓风曝气或生物池的溶解氧采取固定设定值的运行方式,本研究采用恒定溶解氧模式与动态溶解氧模式进行对比分析。模拟过程中,两种模式的进水参数、各控制区池容、排泥量、MLSS、内外回流比等运行参数保持一致。不同点在于:恒定溶解氧控制,即 OX1、OX2、OX3、OX4 的溶解氧均设定为 2.0 mg/L;而动态溶解氧控制,即各控制区的溶解氧随着进水负荷的变化和设定的出水氨氮目标值(1.0 mg/L,可根据客户需求或排放要求设定不同值)而动态变化,如图 4 所示。可知,在夏季各控制区只需较低的溶解氧就可以达到出水

$\text{NH}_3 - \text{N}$ 的目标值,在 10 月—11 月为了应对 COD 污染物负荷高峰,溶解氧浓度增加;冬季水温较低,硝化菌生长受影响,为了保证出水 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 浓度,溶解氧浓度一直处于高值,尤其是 OX1 和 OX2 控制区,已超过了 3.0 mg/L;OX1、OX2、OX3、OX4 的溶解氧平均值分别为 1.8、1.2、0.8、0.4 mg/L,且随着水流方向呈递减分布。

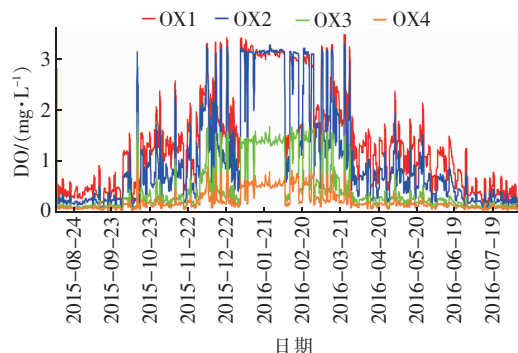


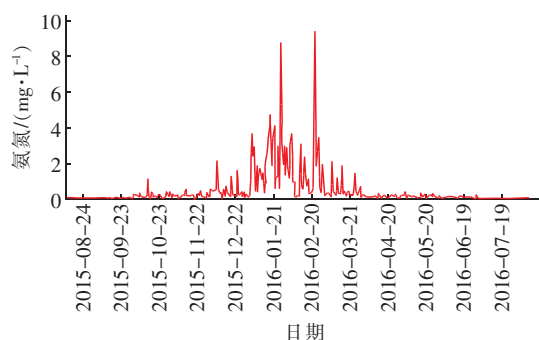
图4 动态溶解氧控制下各控制区 DO 浓度的变化

Fig.4 Change of DO concentration in different control zones under dynamic DO control

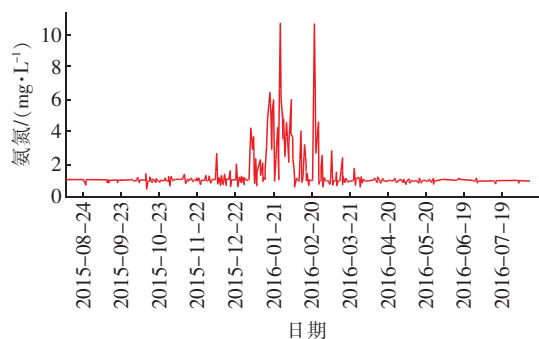
两种控制模式下,出水中 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 和 TN 浓度有所不同。图 5 为恒定和动态溶解氧控制模式下出水氨氮浓度的变化。可以看出,恒定溶解氧控制模式下,出水 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 平均值为 0.46 mg/L,冬季出水浓度升高,瞬时 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 浓度可超过 8.0 mg/L 的排放标准,超标率达到 0.2%;而在动态溶解氧控制模式下,出水 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 浓度基本稳定在 1.0 mg/L 左右,平均值为 1.3 mg/L,超标率达到 0.4%。在冬季出水 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 浓度出现瞬时高峰值,对照动态控制模式下的溶解氧浓度,OX1 和 OX2 的溶解氧已处于较高浓度,高于恒定溶解氧控制模式下的 DO 值,出水 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 仍不能满足排放标准。这主要是因为低温对硝化菌生长的抑制作用,进水中氮类污染物负荷已超过其生化系统的处理能力,溶解氧浓度已不是影响硝化反应的限制因素。动态溶解氧控制模式下的出水 TN 浓度较恒定溶解氧控制模式低,前者平均值为 7.4 mg/L,超标率为 2.1%,后者平均值为 9.1 mg/L,超标率为 2.7%。

通过设定模型软件中曝气器的相关参数,可以输出各个控制区的气量。经计算,无论在何种控制模式下,OX2 需气量均高于其他控制区,因为 OX2 是污水流经 OX1 后的曝气区,污染物负荷较 OX3 和 OX4 高。另外,OX2 的池容是 OX1 的 2 倍,所以

OX2 控制区需气量最大。在恒定溶解氧控制模式下,OX1和 OX3 需气量的较高值交替出现,而在动态溶解氧控制模式下,OX1 需气量始终高于 OX3 需气量;而 OX4 需气量最小,污染物负荷最低。在恒定溶解氧控制模式下,单组生物池的需气量为 $14\,527.5\text{ m}^3/\text{h}$,而动态溶解氧控制模式下为 $11\,215.6\text{ m}^3/\text{h}$,可节省 22.8% 的鼓风曝气量。



a. 恒定溶解氧控制



b. 动态溶解氧控制

图5 恒定和动态溶解氧控制下水中 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度的变化

Fig.5 Change of effluent ammonia concentration under constant and dynamic DO control

4 结论

① 以模型软件为载体,通过二次开发,建立符合污水厂的“虚拟”模型,进一步核算总风量、管径及压损。计算结果表明,采用6用2备鼓风机组合方式,单台风机最大出风量不低于 $539.8\text{ m}^3/\text{min}$,可调范围为 45% ~ 100%;最不利点的总压力损失为 6.7 kPa,鼓风机出口风压为 11.0 m 水柱。

② 竹园污水厂升级补量工程的工艺过程控制系统,每组生物池需配备在线监测仪表、流量计及电动调节阀门,并通过以太环网获得污水处理厂的进水水量、水质等相关数据,并将控制系统在线计算的最优控制参数(DO、IRQ),由中央控制系统通过现场控制站实现控制。

③ 采用 Controller 控制器对工艺过程控制系统应用的节能降耗效果进行预测,结果表明动态溶解氧控制模式下,各控制区溶解氧浓度随着水流的推流方向呈递减分布,均值分别为 1.8、1.2、0.8、0.4 mg/L。在恒定溶解氧控制模式下,出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度的平均值为 0.46 mg/L,在冬季出水浓度升高,超标率达到 0.2%;而在动态溶解氧控制模式下,出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度的平均值为 1.3 mg/L,超标率达到 0.4%,这主要是因为低温对硝化反应的抑制作用。出水 TN 浓度在动态溶解氧控制模式下较恒定溶解氧控制模式低,平均值分别为 7.4、9.1 mg/L,即全年可减少 62 050 kg 总氮排放,总氮量降低 18.7%。另外,在恒定溶解氧控制模式下,单组生物池需气量为 $14\,527.5\text{ m}^3/\text{h}$,而动态溶解氧控制模式下单组生物池需气量为 $11\,215.6\text{ m}^3/\text{h}$,可节省 22.8% 的鼓风曝气量。

参考文献:

- [1] U. S. Environmental Protection Agency. Design Manual: Fine Pore Aeration Systems [M]. Washington D C: Bibliogov,2012.
- [2] Rosso D, Stenstrom M K. Surfactant effects on α -factors in aeration systems[J]. Water Res, 2006,40(7):1397 - 1404.
- [3] U. S. Environmental Protection Agency. Evaluation of Energy Conservation Measures for Wastewater Treatment Facilities [M]. Washington D C: Bibliogov,2010.



作者简介:张显忠(1983 -),男,安徽六安人,博士研究生,高级工程师,主要从事海绵城市、河道治理及污水处理工程设计与研究工作。

E-mail: zhangxianzhongcq@163.com

收稿日期:2018-11-16