

# 模块化活性污泥工艺模拟系统的构建及应用

张发根<sup>1</sup>, 李淑更<sup>1</sup>, 李捷<sup>2</sup>, 罗凡<sup>2</sup>

(1. 广州大学 环境科学与工程学院, 广东 广州 510006; 2. 广州市市政工程设计研究总院有限公司, 广东 广州 510060)

**摘要:** 在监测手段或者监测点设置不足,且大多数商业软件只提供模拟计算出水结果的情况下,根据污水处理工艺流程中污染物的变化来优化工艺设计和运行是非常困难的。因此,设计基于污染物流程变化的模拟系统对于工艺优化显得十分必要。依据参数类别进行了模块化设计,以便于快速建模和运算。以西南某旅游省会城市已有的MBR工艺改造为例,利用模拟系统建模,通过增加进水点、调整回流比,探究出水总氮由10 mg/L左右降低至5 mg/L左右的运行条件。结果表明,出水总氮下降了45.80%,回流比总和降低了37.00%。将该系统用于该市其他新建污水厂的设计和运行中,证明了系统的有效性。

**关键词:** 模块化; 活性污泥工艺; 反硝化; 模拟系统

**中图分类号:** TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2019)09-0083-08

## Design and Application of Modularized Activated Sludge Process Simulation System

ZHANG Fa-gen<sup>1</sup>, LI Shu-geng<sup>1</sup>, LI Jie<sup>2</sup>, LUO Fan<sup>2</sup>

(1. School of Environmental Science and Engineering, Guangzhou University, Guangzhou 510006, China;  
2. Guangzhou Municipal Engineering Design & Research Institute Co. Ltd., Guangzhou 510060, China)

**Abstract:** It is hard to optimize the design and operation of activated sludge process (ASP) if no sufficient monitoring means or sites are available and only simulated effluent result is provided by most commercial software. Therefore, it is necessary to design a simulation system based on pollutants change along the technological flow for process optimization. The system was designed in modularization according to the types of parameters, so that modeling and calculation could be carried out quickly. A model was established in an existing MBR process reconstruction project of a capital tourist city in south-west China. The operation condition was explored by reducing the effluent total nitrogen from around 10 mg/L to about 5 mg/L along with the increase of feeding points and adjustment of reflux ratios. The results showed that the effluent total nitrogen and the sum of reflux ratios decreased by 45.80% and 37.00%, respectively. The feasibility of the system was proved after it was used in the design and operation of other newly-built sewage treatment plants in the city.

**Key words:** modularization; activated sludge process; denitrification; simulation system

为了满足国家对城市污水处理厂出水水质越来越高的要求,提标改造成为各污水厂的紧迫需求。

提标改造就是在现有污水处理厂不进行大规模改、扩建的前提下,通过改进原工艺或者增建污水处理设施,提高污水厂的处理能力和处理效率,尤其是提高对氮、磷的去除率。提标改造工程中应充分发挥生物处理段的作用,优化工艺运行<sup>[1]</sup>,目前采用多点进水等方式成为主要措施<sup>[2-6]</sup>。通过多点进水,可以形成更好的硝化、反硝化脱氮以及生物除磷环境,实现高效脱氮除磷。但单纯依靠试验具有摸索的性质,难以实现多点进水的精准设计和控制,而采用数学模拟进行优化设计和运行<sup>[7-11]</sup>在很大程度上代替了真实的试验,且可得到相当精准的分析结论<sup>[12]</sup>,成为未来污水处理厂智能化设计运营的方向。因此,对于多点进水的活性污泥工艺,结合数学模拟,使精准设计和控制成为可能。

对于多点进水工艺而言,最关键的是获得主要污染物,特别是碳源、氮磷元素在整个流程中的变化<sup>[3,6,13]</sup>,并探究如何形成良好的碳氧化以及脱氮除磷条件,进而确定合适的进水点、进水量等核心内容。但现有很多软件缺乏透明性<sup>[14]</sup>,模拟的主要是出水水质,污染物在整个流程中的变化却无法知晓,难以发挥研究人员的能动性和灵活性。因此,研发基于流程分析的模拟系统尤为重要。

工艺的精准模拟计算和优化分析涉及到反应单元的停留时间、溶解氧、动力学及运行控制参数、曝气系统等多种参数,任何一类参数的改变都可能引起整个工艺系统的改变。如果针对每种参数的改变都进行工艺系统重构,系统就会显得十分复杂且效率较低。模块化设计能够进行不同参数的组合,实现快速建模和灵活计算,成为污水处理工艺模拟系统设计的必然趋势。

## 1 工艺模型的构建

### 1.1 基础模型

多点进水工艺除了采用多点设置外,还需要通过回流进行污染物的二次分配,因此多点进水和多重回流是构建工艺的基础。假定某工艺有 $N$ 个反应单元(恒容的常压反应单元),理论上进水点有 $N$ 个;回流主要是指两个反应单元(含分离单元泥区)之间与工艺流程相反的那一类倒流,理论上回流设置 $(N+1)^2/2$ 个,假定进水量为 $Q_0$ ,进水比分别为 $I_1, I_2, I_3, \dots, I_N$ ,约束条件为 $I_1 + I_2 + I_3 + \dots + I_N = 1$ ;回流比分别为 $R_{2,1}, R_{3,1}, R_{3,2}, \dots, R_{N,1}, R_{N,2}, R_{N,3}, \dots, R_{S,N}$ ;每个反应单元排出量分别为 $D_1, D_2, D_3, \dots, D_N$

和 $D_S$ ,约束条件为 $D_1 + D_2 + D_3 + \dots + D_N + D_S < Q_0$ ;  $I$ 和 $D$ 的下标为反应单元编号, $D_S$ 表示排出的剩余污泥量, $R$ 的下标分别表示回流液输出及输入的反应单元编号;某污染物的进水浓度为 $C_0$ ,各反应单元出水(即下一个单元进水)分别为 $C_1, C_2, C_3, \dots, C_N$ 。工艺的基本模型如图1所示。

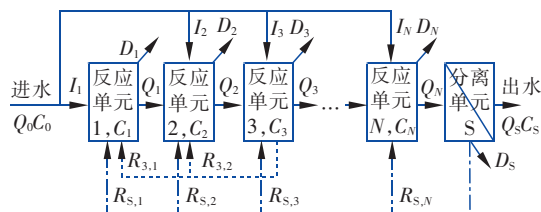


图1 工艺平面模型示意

Fig. 1 Schematic diagram of plane model for process

对每个反应单元的分析基于活性污泥动力学,质量守恒和流量平衡<sup>[15]</sup>采用成熟的计算方法。在实际模拟中,回流比 $R$ 理论上有很多设置,但考虑到实际工程设施的复杂性,需要设置多少 $R$ 以及在哪些反应单元之间回流,需要在模拟计算之前进行简单的规划。排出量 $D$ 主要是控制污泥浓度和污泥龄,在实际应用中一般仅有分离单元才会排泥,但也有从反应单元排泥的可能。对于每一个反应单元 $i$ 而言,其质量守恒方程见式(1)。

$$\frac{dC_i}{dt} = \frac{I_i C_0}{\tau_i} + \frac{1}{\tau_i} \sum_{j \neq i}^N R_{j,i} C_j - \frac{C_i}{\tau_i} (D_i + Q_i + \sum_{j \neq i}^N R_{i,j}) + \frac{r_i}{\tau_i} + \frac{R_A}{\tau_i} \quad (1)$$

式中, $i$ 和 $j$ 为反应单元编号; $\tau_i$ 为反应单元 $i$ 的水力停留时间; $C_i$ 和 $C_j$ 分别为反应单元 $i$ 和 $j$ 某种污染物的浓度; $Q_i$ 为沿流程进入下一个单元的流量,通过二维表格算法<sup>[15]</sup>求得; $r_i$ 为污染物质量变化速率(若干个生化过程形成的反应速率之和); $R_A$ 是附加过程(比如曝气充氧、化学除磷)形成的质量变化速率。污染物具体形式和质量变化速率都依赖于所采用的动力学模型。

### 1.2 反应单元基本控制

通过进水点、出水点、排泥点、曝气设施等相对固定功能的设置控制反应单元,具体见表1。“是/否”指该单元有无设置相对应的功能。进水点可以布置在每个反应单元,如果该单元没有进水,可以将进水比设置为零。出水点一般设置在分离单元的清水区,分离单元也可设置成特殊的反应单元,一个系

统中可能有若干个分离单元。实际上,在计算机模拟中很难也没有必要模拟曝气系统的输送过程,设置曝气设施主要是为曝气量分配奠定基础。另外,一个反应单元的溶解氧情况主要由曝气设施及其曝气能力、生化反应过程中溶解氧的转移及消耗共同决定。

表1 反应单元的基本控制设置

Tab.1 Setting of basic control for reaction units

反应单元	进水点	出水点	曝气设施	排泥点	排泥方式	排泥分配
1	是/否	是/否	是/否	是/否	连续/间歇	平均/比例
2	是/否	是/否	是/否	是/否	连续/间歇	平均/比例
...	是/否	是/否	是/否	是/否	连续/间歇	平均/比例
N	是/否	是/否	是/否	是/否	连续/间歇	平均/比例

排泥方式有两种,一种是连续排泥,主要用于连续式工艺,在部分间歇式工艺中也可能采用;另一种是间歇式排泥,主要用于间歇式工艺。排泥分配主要是工艺系统的总排泥量在各个排泥点的分配,用分配系数 $f$ 表示,一种是平均分配到各排泥点,一种是按排泥点所在反应单元有效容积占排泥点总有效容积的比例分配,反应单元 $i$ 的排泥量( $D_i$ )按式(2)计算。

$$D_i = f_i \frac{M}{C_{Si}} \quad (2)$$

式中, $f_i$ 为反应单元 $i$ 的分配系数; $M$ 为工艺总排泥质量(连续排泥和间歇排泥); $C_{Si}$ 为单元 $i$ 的污泥浓度;对于间歇式排泥, $D_i$ 不能大于所在单元有效容积或者设定的有效容积比例。

### 1.3 工艺构建

首先应确定反应单元的形式和数量,反应单元可以是一个单独的反应池,也可以是反应池的一部分。大多数多点进水工艺采用长廊式设计,每个长廊会划分成若干个反应单元,反应单元之间属于横向布局;但也有塔式的竖流设计,划分成若干个反应单元后,彼此之间属于竖向布局。横向布局和竖向布局在溶解氧及污染物的输送转移等方面存在较大的差异。有曝气设施的反应单元由于曝气设施数量并不总是与有效容积成正比,因此在工艺模型构建时,需要确定每个反应单元曝气设施数量的比例。多点进水一般为连续式工艺,可以按照单向连续式工艺完成模型的构建。

## 2 模块化设置

对活性污泥工艺设计运行进行优化需要结合正

交试验等方法,比较多种方案,主要包括:①基于反应单元变化的参数,如进水比分配、水力停留时间、溶解氧控制、曝气分配;②基于时间变化的参数,如进水水质、流量、水温、大气压等;③基于特性改变的参数,如动力学参数敏感性分析、回流比、曝气系统、饱和溶解氧等。不同的参数在输入系统时,会采用不同的设置方式。

### 2.1 基于反应单元变化的参数设置

假定某参数有 $M$ 种变化方案,其设置见表2。

表2 基于反应单元的参数设置

Tab.2 Setting of parameters based on reaction units

反应单元	参数变化				
	1	2	3	...	M
1	参数值 <sub>11</sub>	参数值 <sub>12</sub>	参数值 <sub>13</sub>	...	参数值 <sub>1M</sub>
2	参数值 <sub>21</sub>	参数值 <sub>22</sub>	参数值 <sub>23</sub>	...	参数值 <sub>2M</sub>
...	...	...	...	...	...
N	参数值 <sub>N1</sub>	参数值 <sub>N2</sub>	参数值 <sub>N3</sub>	...	参数值 <sub>NM</sub>

进水比是对碳源进行有效分配的核心运行参数,在碳源不足的情况下,应尽量满足脱氮除磷的生物需要,减少一般异养菌对碳源的消耗。因此,不同反应单元的进水比例不同,引起的生化过程也不同,可由此判断多点进水工艺中最关键的进水点。水力停留时间一方面决定了反应单元的尺寸,另一方面决定了混合液的混合稀释作用,进而决定了反应速率和反应时间,最终影响系统对污染物的去除速率和效率。

溶解氧控制和曝气分配分别是静态控制和动态控制,属于二选一的方案。溶解氧控制主要是基于设计人员的判断,从而确定每个反应单元的溶解氧状态及其浓度值,包括好氧、缺氧和厌氧,溶解氧浓度对碳源消耗速率、氨氮硝化速率、反硝化速率等都有显著的影响,也影响能耗。因此,有必要选择合适的溶解氧浓度,在保证高效脱氮除磷的同时,减少曝气的能量消耗。曝气分配有平均分配曝气量、渐减曝气、动态调节等多种方式。

### 2.2 基于时间变化的参数设置

基于时间变化的参数主要是进水参数,涉及日变化、月变化、季度变化以及年度变化,不同时间的进水在碳源构成、可生化性、碳氮比和碳磷比等方面存在差异,对进水分配方案有较大的影响。水温和大气压主要影响饱和溶解氧浓度以及氧的输送效率。假定总的时间长度为 $T$ ,参数数量有 $P$ 个,相关参数设置方式见表3。



表3 基于时间变化的参数设置

Tab.3 Setting of parameters based on time

参数	时间序列				
	1	2	3	...	T
1	参数值 <sub>11</sub>	参数值 <sub>12</sub>	参数值 <sub>13</sub>	...	参数值 <sub>1T</sub>
2	参数值 <sub>21</sub>	参数值 <sub>22</sub>	参数值 <sub>23</sub>	...	参数值 <sub>2T</sub>
...	...	...	...	...	...
P	参数值 <sub>P1</sub>	参数值 <sub>P2</sub>	参数值 <sub>P3</sub>	...	参数值 <sub>PT</sub>

### 2.3 基于特性改变的参数设置

该类参数与反应单元和时间都没有明确的关系,通过改变其数量或者特性分析对工艺的影响。参数敏感性分析主要用于动力学参数(生化过程、化学计量和水质参数等),根据动力学参数改变引起目标变量改变的情况进行分析判断,分为单个参数独立变化和多个参数同时变化。回流比则根据具体流程设定,对于固定了回流点的工艺,回流比的改变与进水比的改变作用类似,能够优化污染物分配,创造较优的脱氮除磷环境,两者参数设置方式也一样。曝气系统是曝气分配的基础,主要指标包括动力效率、曝气量、安装深度等,曝气系统与曝气分配相结合,可形成良好的生化反应环境,在污染物去除速率和效率都较优的情况下,选择功率需求最小的曝气系统,以优化能耗。饱和溶解氧浓度由水温 and 大气压决定,可影响曝气效率,进而影响能耗水平。

进行敏感性分析时,动力学参数可以设置若干个变化幅度,设置方式见表4。

表4 用于敏感性分析的动力学参数变化设置

Tab.4 Setting of kinetic parameters for sensitivity analysis

参数	变化幅度/%			
	1	2	3	...
1	幅度 <sub>11</sub>	幅度 <sub>12</sub>	幅度 <sub>13</sub>	...
2	幅度 <sub>21</sub>	幅度 <sub>22</sub>	幅度 <sub>23</sub>	...
...	...	...	...	...
K	幅度 <sub>K1</sub>	幅度 <sub>K2</sub>	幅度 <sub>K3</sub>	...

回流比和曝气系统的设置也可以采用该种方式,饱和溶解氧则需要构建溶解氧浓度与水温 and 大气压的关系式,然后利用插值法获得特定水温和大气压时的饱和溶解氧浓度。

### 2.4 参数模块化

按功能分类,参数主要有5类:第1类为进水条件类,包括进水水质、流量、水温等;第2类为工艺运行类,包括水力停留时间、进水比、回流比等;第3类为基础优化类,包括溶解氧控制、曝气分配、曝

气系统、参数敏感性分析等;第4类为自然条件类,包括大气压、饱和溶解氧;第5类为计算条件类,包括动力学模型、水质转化(常规水质转化为动力学模型水质)、数学方法等。每一类形成1个独立的模块,每一个模块内有若干个子模块,不同模块可以进行多种组合,以实现工艺模拟、参数敏感性分析、曝气系统优化等计算,如图2所示。该种模式只需将需要改变的参数模块进行更换即可完成新条件下的计算功能,建模简便。

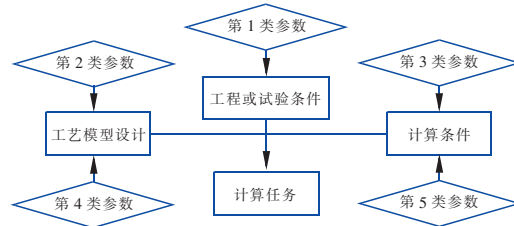


图2 模块化系统示意

Fig.2 Schematic diagram of modularized system

## 3 模拟系统的应用

基于工艺模型构建的方法和模块化功能的思路,以 Visual Basic 6.0 企业版为编程平台,并以 Access2010、Excel2010 等为辅助工具,开发了模拟系统,并用于西南某旅游省会城市污水处理厂的提标改造过程中,使出水总氮 < 8 mg/L,尽量达到 5 mg/L 左右,并尽可能减小回流比的总和。

### 3.1 工艺基本概况

现有工艺采用 AAOA + MBR 组合工艺,只有1个进水点,出水总氮难以达到设计目标,如图3所示。各反应池未安装在线监测设备(仅缺氧池2装有在线溶解氧测定仪),也难以取样进行相关指标检测,因此借助计算机模拟计算显得十分必要。由于现有工艺的结构形式和回流布局已经固定,难以按理论和模拟分析进行全局调整,该工艺改进的重点是在部分池体增加进水点以及优化回流比,以提高碳源利用率,提升生物脱氮效果。根据模拟计算结果分析各水质指标沿流程变化的情况,确定进水分配比例以及回流比。现有工艺设计流量为  $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ,分成12条生产线,每条生产线处理能力为  $5000 \text{ m}^3/\text{d}$ ,MBR池有效水深为4.6 m,其他池体深度为4.5 m。工艺以生物脱氮为主,采用化学法除磷,污泥龄 SRT 约为20 d,主要进出水水质(按月均值算):进水中 COD、BOD<sub>5</sub>、SS、总氮、总磷、氨氮

分别为 390.97、140.58、458.73、25.67、4.68、18.90 mg/L,出水的相应值分别为 22.82、1.36、4.00、10.57、0.26 和 0.17 mg/L。

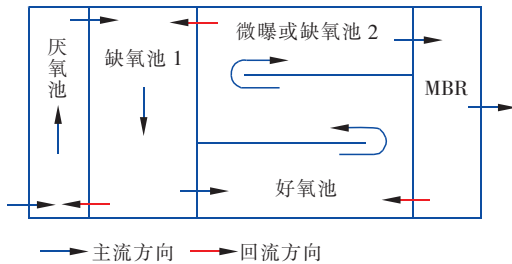


图3 污水厂现有的工艺流程

Fig.3 Flow chart of WWT

### 3.2 工艺模型构建与工艺控制

现有工艺除了 MBR 池采用完全混合式外,其他池体均采用廊道式,每个廊道划分为 3 个反应单元,由于 MBR 池的反应和分离在 1 个池内进行,为便于建模,MBR 池划分为膜反应池和虚拟出水池。各单元名称及工艺流程见图 4,池体之间属横向布局。进水点设于厌氧池 1(即厌氧池首端),进水比为  $I_1$ 。出水点设于虚拟出水池。好氧池内有曝气设施。排泥点设于膜反应池,连续排泥,排泥量按平均分配。 $R_{6,1}$ 、 $R_{13,4}$  和  $R_{16,7}$  代表池体之间的回流比。

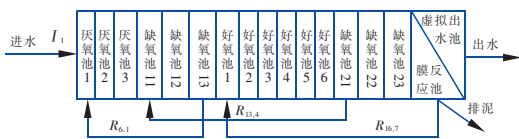


图4 工艺模型流程

Fig.4 Flow chart of process model

### 3.3 模块化参数的确定

第 1 类参数中,流量、水温分别为  $5\,000\text{ m}^3/\text{d}$ 、 $22\text{ }^\circ\text{C}$ ;动力学模型采用 ASM2D,依据该模型划分的主要进水水质如下:溶解氧( $S_{O_2}$ )、可发酵的易生物降解有机物( $S_F$ )、发酵产物( $S_A$ )、惰性溶解性有机物( $S_I$ )、硝酸盐氮( $S_{NO_3}$ )、氨氮( $S_{NH_4}$ )、异养菌( $X_H$ ,以 COD 浓度计)、慢速可降解基质( $X_S$ )、惰性颗粒性有机物质( $X_I$ ) 分别为 0、81.90、39.00、20.00、0、18.90、15.60、143.80、89.70 mg/L。

各水质指标的测定方案: $COD = S_A + S_F + S_I + X_S + X_I + X_H + X_{AUT} + X_{PAO} + X_{PHA}$ ,其中假定  $X_H = 5\text{ mg/L}$ , $X_{PHA} = 0$ , $X_{AUT}$  和  $X_{PAO}$  为  $0 \sim 1\text{ mg/L}$ ;  $BCOD = S_A + S_F + X_S$ ,采用曲线法进行分析;溶解性  $COD =$

$S_A + S_F + S_I$ ,采用  $0.45\text{ }\mu\text{m}$  膜滤法进行分析;惰性溶解性  $COD = S_I$ ,通过长期观测估计;易生物降解部分  $S_F$  和  $S_A$  采用推荐的比例;其他部分 COD 采用差量法计算。同时参考了基于相同测定方法,且同处南方的广州市城市污水特征。

第 2 类参数中, $I_1$ 、 $R_{6,1}$ 、 $R_{13,4}$  和  $R_{16,7}$  分别等于 1.0、2.49、2.49 和 3.75,回流比总量为 8.73。厌氧池、缺氧池 1、好氧池、缺氧池 2 和 MBR 池水力停留时间(HRT)分别为 1.67、4.50、5.61、2.80 和 1.95 h。在工艺模型中,各反应单元的 HRT 为其所在池体的 HRT 平均值。SRT 采用 20 d。

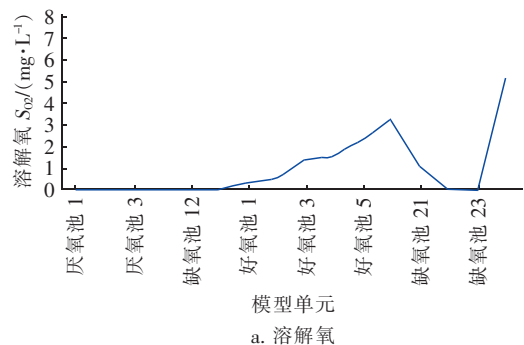
第 3 类参数中,溶解氧控制方式为动态控制,曝气分配为平均分配曝气量,曝气系统提供的气量按照气水比为 3:1 计算。

第 4 类参数中,饱和溶解氧与大气压分别为  $9.08\text{ mg/L}$ (1 标准大气压,  $20\text{ }^\circ\text{C}$ ) 和  $101\,300\text{ Pa}$ 。

第 5 类参数中,动力学模型选择为 ASM2D,数学方法采用四阶龙格库塔法。

### 3.4 现有工艺模拟计算

在水质、水量等条件不变的情况下,当模拟计算后污泥排放量处于稳定状态时即表示计算完成。模拟出水的 COD、总氮、 $S_{NO_3}$ 、 $S_{NH_4}$ 、悬浮物浓度分别为 22.12、9.54、9.14、0.14 和 5.05 mg/L,与测量值相比,误差在  $\pm 15\%$  以内,其中  $S_{NO_3} + S_{NH_4}$  占总氮的比例为 97.1%,是出水中总氮的主要构成成分,且较为稳定易测。与生物脱氮最相关的 ASM2D 模型水质指标主要有  $S_{O_2}$ 、 $S_F$ 、 $S_A$ 、 $X_S$ 、 $S_{NO_3}$ 、 $S_{NH_4}$  以及氮气( $S_{N_2}$ ),各指标沿流程变化情况如图 5 所示,其中图 5(c)中的  $S_{N_2}$  浓度假定为氮气全部溶解于水中的浓度。可以看出,在缺氧池 2 中有机物余量很少,因此反硝化不足,导致  $S_{NO_3}$  浓度较高,进入 MBR 池后使出水总氮较高。因此,强化缺氧池 2 的反硝化脱氮成为降低出水总氮的关键。



模型单元  
a. 溶解氧

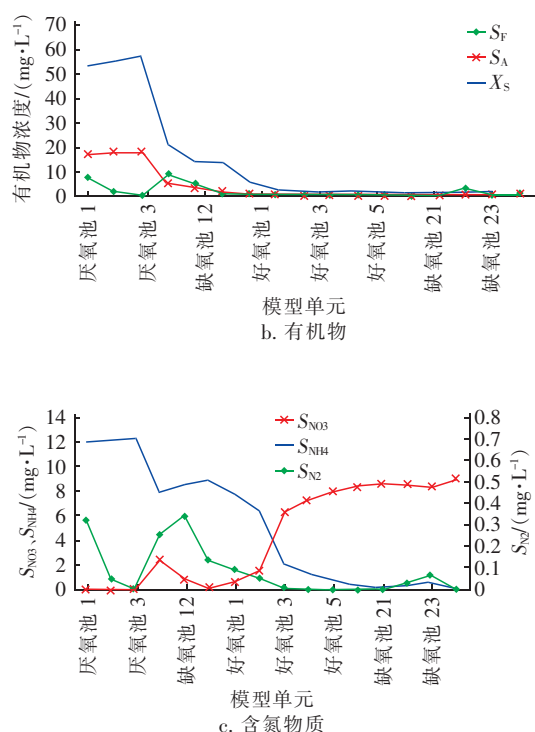


图5 各模型池体中溶解氧、有机物和含氮物质的沿程变化

Fig. 5 Variation of dissolved oxygen, organic matters and nitrogen-contained substances in process model

### 3.5 改进工艺模拟计算

改进工艺在厌氧池、缺氧池1及缺氧池2均设置进水点,在回流比总量保持稳定甚至降低的情况下,通过调整进水比实现工艺出水总氮达到5 mg/L左右。由于出水中总氮主要由 $S_{NO_3} + S_{NH_4}$ 构成,因此该模拟计算的优化分析即以 $S_{NO_3} + S_{NH_4}$ 为基准,出水中 $S_{NO_3} + S_{NH_4}$ 最低的工艺设计和运行条件即为最优,改进后的工艺流程如图6所示。需要修改的主要是第2类参数中的进水比和回流比,所以改进工艺的建模及计算过程非常便捷、快速。

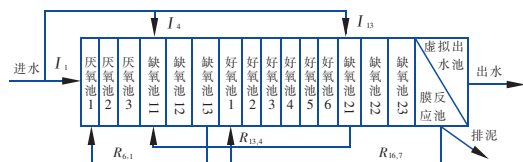


图6 改进后的工艺模型流程

Fig. 6 Flow chart of improved process model

改变回流比 $R_{6,1}$ 、 $R_{13,4}$ 、 $R_{16,7}$ 以及进水比 $I_1$ 、 $I_4$ 、 $I_{13}$ ,利用正交试验探究最优反应条件。由于 $I_1 + I_4 + I_{13} = 1$ ,所以主要确定 $I_1$ 和 $I_4$ 的水平。 $R_{6,1}$ 、 $R_{13,4}$ 、 $R_{16,7}$ 独立设置水平,但是考虑到现有工艺三者之和

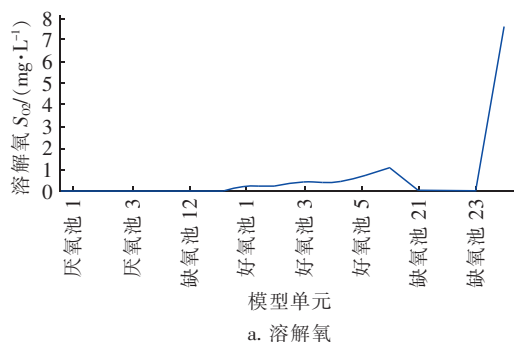
只有8.73,所以改进工艺最多不高于9,每个参数设置4个水平,具体见表5。

表5 正交试验的因素及水平

Tab. 5 Factors and levels of orthogonal test

水平	因素				
	$I_1$	$I_4$	$R_{6,1}$	$R_{13,4}$	$R_{16,7}$
1	0.3	0.6	3	3	3
2	0.2	0.5	2	2	2
3	0.1	0.4	1	1	1
4	0.05	0.3	0.5	0.5	0.5

经计算,当回流比 $R_{6,1}$ 、 $R_{13,4}$ 、 $R_{16,7}$ 分别为0.5、3、2以及 $I_1$ 、 $I_4$ 、 $I_{13}$ 分别为0.2、0.4、0.4时为最优条件,总氮、 $S_{NO_3}$ 和 $S_{NH_4}$ 分别为5.17、4.48和0.44 mg/L,  $S_{NO_3} + S_{NH_4}$ 为4.92 mg/L,占总氮的95.2%,依然是总氮的主要构成部分。各指标沿流程变化的情况见图7。可知,由于进水点的变化,溶解氧浓度发生了一定改变,好氧池中溶解氧整体有所降低,进入好氧池的有机物模量[ $\Sigma$ 流量比 $\times (S_F + S_A + S_{X_S})$ ]和氨氮模量( $\Sigma$ 流量比 $\times S_{NH_4}$ )是两个主要影响因素,该两项指标主要来自缺氧池1末端以及从MBR池的回流。工艺改进前,有机物模量和氨氮模量分别为45.71和22.90,工艺改进后分别为85.82和19.70,表明进入好氧池的氨氮量基本没变,有机物量则大幅增加,溶解氧消耗增大、浓度降低。因为该工艺改进前原水只进入厌氧池前端,在厌氧池、缺氧池1反硝化消耗了大量有机物(也包括聚磷菌厌氧释磷消耗),进入好氧池时有机物较少,溶解氧消耗较少、浓度较高;工艺改进后,由于采用多点进水的方式,厌氧池及缺氧池1反硝化消耗有机物量减少,加上缺氧池2回流,进入好氧池的有机物大幅增加,溶解氧消耗增大、浓度降低。工艺改进前后,进入缺氧反硝化区的有机物模量由326.77增加到340.28,增加了4.13%,意味着反硝化脱氮量至少增加同样的幅度,出水中 $S_{NO_3} + S_{NH_4}$ 最多为8.90 mg/L。



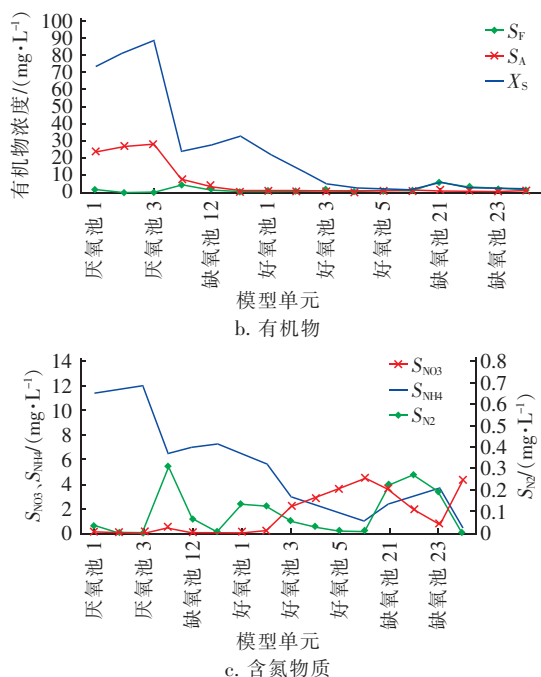


图7 改进工艺后各模型单元中溶解氧、有机物和含氮物质的沿程变化

Fig. 7 Variation of dissolved oxygen, organic matters and nitrogen-contained substances in improved process model

厌氧池、缺氧池1、好氧池和缺氧池2均发生反硝化脱氮,脱氮量(按照 $\Sigma$ 池体HRT $\times$  $S_{N_2}$ 计算)占比分别为1.08%、35.62%、21.69%和41.61%。厌氧区进水比为0.2,但脱氮量占比只有1.08%,说明很大一部分有机物并没有用于反硝化脱氮,而是首先被聚磷菌用于释磷储能;另外,好氧池的脱氮量占比也达到了21.69%,主要是好氧池前段溶解氧浓度低,相当于缺氧区,与缺氧池1共同完成了57.31%的脱氮量,高于该区域进水比为0.4的,说明在保证 $S_{NH_4}$ 下降的情况下,增大缺氧区有助于反硝化脱氮;缺氧区2的脱氮量与进水比为0.4的相当,表明该段进水中大部分有机物用于脱氮。出水中 $S_{NO_3} + S_{NH_4}$ 远低于未改进工艺的9.28 mg/L,降低了46.98%,出水总氮则降低了45.80%;回流比总和为5.50,也低于未改进工艺的8.73,降低了37.00%。

模拟计算系统用于该城市其他同类型污水处理厂的改造设计、新建设和生产运行时,主要控制指标都达到了要求,取得了明显的效果<sup>[13]</sup>,取消了小试,也大大节省了中试甚至生产性试验的周期,具有可观的经济和实用价值。

## 4 结论

① 过程分析有利于直观地根据污染物沿流程变化判断工艺运行存在的问题,为优化工艺运行和改进工艺设计提供可靠的基础;特别是在线监测手段较少或者监测点设置较少的情况下,利用模拟系统提供的过程分析数据,能够较为准确地对工艺运行状况进行诊断。

② 依据参数类型进行的模块化设计能够实现不同系统功能模块的组合,完成不同的计算任务,并在参数改动不多的情况下快速进行模块切换,便捷地进行新的模拟计算。

## 参考文献:

- [1] 王阿华. 城镇污水处理厂提标改造的若干问题探讨[J]. 中国给水排水, 2010, 26(2): 19-22.  
Wang Ahua. Discussion on some problems in upgrading and reconstruction of municipal wastewater treatment plant[J]. China Water & Wastewater, 2010, 26(2): 19-22 (in Chinese).
- [2] 王舜和, 邓胜琳, 姜宝媛. 多模式A<sup>2</sup>/O工艺的运营模式与设计要点[J]. 水处理技术, 2014, 40(8): 107-110.  
Wang Shunhe, Deng Shenglin, Jiang Baoyuan. Operation mode and design of multi-mode A<sup>2</sup>/O process [J]. Technology of Water Treatment, 2014, 40(8): 107-110 (in Chinese).
- [3] 阳立平, 李捷, 于翔, 等. 进水方式对昆明第四污水处理厂脱氮效果的影响研究[J]. 中国给水排水, 2015, 31(7): 58-60.  
Yang Liping, Li Jie, Yu Xiang, et al. Effect of different feed modes on nitrogen removal in Kunming Fourth Wastewater Treatment Plant [J]. China Water & Wastewater, 2015, 31(7): 58-60 (in Chinese).
- [4] 朱俊, 刘鹏, 魏敏华, 等. 三峡库区Carrousel氧化沟多点进水改造及运行调控[J]. 中国给水排水, 2015, 31(6): 74-77.  
Zhu Jun, Liu Peng, Wei Minhua, et al. Step-feed renovation and operation control of carrousel oxidation ditch in Three Gorges Reservoir Area [J]. China Water & Wastewater, 2015, 31(6): 74-77 (in Chinese).
- [5] 周元, 金腊华, 张一凡, 等. AAOA-MBR工艺污水脱氮特性及脱氮机制[J]. 环境工程学报, 2015, 9(8): 3739-3744.  
Zhou Yuan, Jin Lahua, Zhang Yifan, et al. Sewage nitrogen removal characteristics and mechanism by



- AAOA - MBR technology [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2015, 9(8): 3739 - 3744 (in Chinese).
- [6] 李捷, 罗凡, 于翔, 等. 不同进水方式下水温对AAOA—膜生物反应器工艺运行效果的影响[J]. 环境污染与防治, 2017, 39(12): 1370 - 1374.  
Li Jie, Luo Fan, Yu Xiang, *et al.* Effect of water temperature on performance of AAOA - MBR process operated under different feed modes [J]. Environmental Pollution & Control, 2017, 39(12): 1370 - 1374 (in Chinese).
- [7] 周传庭. 基于数学模型的活性污泥工艺优化设计[J]. 净水技术, 2011, 30(5): 40 - 42, 66.  
Zhou Chuanting. Optimization design of activated sludge process based on mathematical models [J]. Water Purification Technology, 2011, 30(5): 40 - 42, 66 (in Chinese).
- [8] 朱政豫, 王如意, 李咏梅. ASM1 耦合曝气模型对污水处理厂的模拟研究[J]. 环境科学学报, 2013, 33(6): 1629 - 1636.  
Zhu Zhengyu, Wang Ruyi, Li Yongmei. Aeration model coupled with ASM1: Case study for wastewater treatment plant [J]. Acta Scientiae Circumstantiae, 2013, 33(6): 1629 - 1636 (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] 占梦潮, 洪俊明, 邹璐鲜, 等. ASM2D 模型的多模式 AAO 工艺模拟和优化[J]. 华侨大学学报: 自然科学版, 2017, 38(1): 69 - 74.  
Zhan Mengchao, Hong Junming, Zou Luxian, *et al.* Multi-mode AAO process simulation and optimization based on ASM2D model [J]. Journal of Huaqiao University: Natural Science, 2017, 38(1): 69 - 74 (in Chinese).
- [11] 丁晓倩, 赵剑强. GPS - X 模拟的三种 A<sup>2</sup>/O 工艺脱氮除磷效果比较[J]. 中国给水排水, 2016, 32(19): 26 - 30.  
Ding Xiaolian, Zhao Jianqiang. Comparison of three kinds of A<sup>2</sup> / O processes for nitrogen and phosphorus removal based on GPS - X simulation [J]. China Water & Wastewater, 2016, 32(19): 26 - 30 (in Chinese).
- [12] 郭亚萍, 顾国维. ASM2d 在污水处理中的研究与应用[J]. 中国给水排水, 2006, 22(6): 8 - 10.  
Guo Yaping, Gu Guowei. Study and application of ASM2d in wastewater treatment [J]. China Water & Wastewater, 2006, 22(6): 8 - 10 (in Chinese).
- [13] 隋军, 李捷, 张发根. 过程模拟对污水处理工艺设计与运行的优化[J]. 中国给水排水, 2014, 30(11): 111 - 115.  
Sui Jun, Li Jie, Zhang Fagen. Optimization of design and operation of sewage treatment process by process simulation system [J]. China Water & Wastewater, 2014, 30(11): 111 - 115 (in Chinese).
- [14] 周振, 吴志超, 顾国维. 活性污泥系统仿真软件的研究进展[J]. 中国给水排水, 2010, 26(4): 1 - 5.  
Zhou Zhen, Wu Zhichao, Gu Guowei. Research progress in simulators for activated sludge system [J]. China Water & Wastewater, 2010, 26(4): 1 - 5 (in Chinese).
- [15] 张发根, 程静, 姜应和. 利用二维表对活性污泥工艺模拟时的流量进行平衡的方法[J]. 环境工程学报, 2012, 6(8): 2588 - 2594.  
Zhang Fagen, Cheng Jing, Jiang Yinghe. Method to balance flowrates for simulated activated sludge process via bivariate table [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2012, 6(8): 2588 - 2594 (in Chinese).



作者简介:张发根(1975 - ),男,湖北谷城人,博士,副教授,研究方向为水污染控制理论与技术。  
E-mail: dustinzh@263.net  
收稿日期:2018 - 11 - 12