

柳蒙蒙,陈梅雪,齐嵘,等.面向寒冷地区城镇污水处理厂提标改造的 ASM 模拟优化及其应用[J].环境工程学报、2020, 14(4):1119-1128.

LIU Mengmeng, CHEN Meixue, QI Rong, et al. ASM simulation optimization and practical application on upgrading of urban sewage treatment plant in cold region[J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2020, 14(4): 1119-1128.

# 面向寒冷地区城镇污水处理厂提标改造的 ASM 模 拟优化及其应用

柳蒙蒙1,2,3,陈梅雪1,2,齐嵘1,2,魏源送1,2,3,\*,杜海洲4,胡彦明4,张鑫5

1. 中国科学院生态环境研究中心,环境模拟与污染控制国家重点联合实验室,北京 100085

2. 中国科学院生态环境研究中心,水污染控制实验室,北京 100085

3. 中国科学院大学,北京 100049

4. 张家口西山污水处理有限责任公司, 张家口 076250

5. 张家口市万全区污水净化研究中心, 张家口 076250

第一作者:柳蒙蒙 (1992—),男,博士研究生。研究方向:污水处理。E-mail: m\_mliu@163.com \*通信作者:魏源送 (1969—),男,博士,研究员。研究方向:污水处理与再生利用。E-mail: yswei@rcees.ac.cn

摘 要 为指导和支撑寒冷地区城镇污水厂升级改造,采用 GPS-X 软件的 ASM1 模型,构建了河北某污水处理 厂 CASS 工艺提标改造模型,分别对污泥回流比(*R*<sub>s</sub>)、反应区体积比(*R*<sub>v</sub>)、充水比(*λ*)、运行周期(*T*)和不同水温 的 CASS 运行方案等进行了数值模拟优化;同时,综合模拟结果,提出了升级改造技术方案,并予以实施。冬 季运行结果表明,改造后的 CASS 工艺出水指标 COD、氨氮和 TN 的浓度分别为(23.23±2.76)、(1.16±0.76)、(9.83± 1.4) mg·L<sup>-1</sup>,能够稳定达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918-2002)一级 A 标准。 关键词 CASS 工艺;活性污泥模型;污水处理厂;升级改造;低温

截至 2017 年底,全国城镇污水处理能力达 2.07×10<sup>8</sup> m<sup>3</sup>·d<sup>-1</sup>,中小城镇污水处理厂(处理规模 5×10<sup>4</sup> t·d<sup>-1</sup>以下)占比已达到 83.3%<sup>[1]</sup>。随着城镇污水处理要求的日益提高,中小城镇污水处理厂在 升级改造中面临总氮难以达标排放、运行能耗高等<sup>[2-3]</sup>的挑战。我国城镇污水普遍具有水质水量波 动大特点,城镇污水处理厂还面临技术、资金等因素的制约,导致现有污水处理工艺越来越难以 实现稳定达标排放。特别是生物脱氮处理工艺,在寒冷地区冬季水温较低时,去除总氮后也难以 满足排放标准<sup>[4-3]</sup>。

根据经验或者使用简单传统的计算方法难以满足城镇污水处理厂升级改造的设计要求,且投资费用较高<sup>[6]</sup>。国内外研究者开始利用 ASM 数学模型对污水处理过程进行模拟研究,优化改造方案<sup>[7-8]</sup>。 KIM 等<sup>[9]</sup>利用 ASM2D 模型优化了首尔某污水厂 ABA<sup>2</sup> 工艺的曝气时间,降低了能耗。魏忠庆等<sup>[10]</sup>和胡志荣等<sup>[11]</sup>使用 GPS-X 软件,分别对 A<sup>2</sup>/O 和 SBR 工艺进行了模拟升级改造。宋虹苇等<sup>[12]</sup>使用 AQUASM 软件对普通曝气池的运行工况进行了模拟预测。沈童刚等<sup>[13]</sup>使用 Biowin 软件对城市污水

收稿日期: 2019-06-14; 录用日期: 2019-08-20

基金项目:国家重点研发计划(2016YFD0501405);国家水体污染控制与治理科技重大专项(2015ZX07203-005)

厂运行进行了数学模拟。以上研究结果表明,数值模拟技术是对现有污水处理工艺进行评价和优 化改造的有效工具,但其模拟结果有待进一步实践检验。

周期循环活性污泥法 (cyclic activated sludge system, CASS),又称循环式活性污泥工艺,是 SBR 工艺的改良工艺,已成为除 A<sup>2</sup>/O、氧化沟之外,应用最广的处理工艺<sup>[14]</sup>。由于该工艺为国外 引进的专利技术,在设计时,往往采用基于经验数据的参数选择模式,在污水厂投入运行前须花 费大量时间和人力进行现场调试,并且在运行期间,进水水质、季节气温和运行条件的变化都易 造成出水不能达标排放。

针对寒冷地区城镇生活污水处理厂进行提标改造,以满足《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918-2002)一级 A 标准的技术需求,本研究以总氮排放不达标的张家口某污水处理厂 CASS 工艺为研究对象,通过现场调研和活性污泥模型 (activated sludge model, ASM)模拟优化,制 定该厂的升级改造方案,重点跟踪该厂改造后冬春季的 TN 去除效果,检验模拟优化方案的改造效 果,从而为同类城镇污水厂升级改造提供参考。

# 1 材料与方法

#### 1.1 污水厂概况

河北省张家口市某城镇污水处理厂设计处理规模为1.5×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>·d<sup>-1</sup>,实际处理规模为8000~12000 m<sup>3</sup>·d<sup>-1</sup>,执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918-2002) 一级 B 标准(表 1),2009 年7月投入运行。采用 CASS 工艺,污水通过进水泵站,依次经过粗、细格栅、细格栅、旋流沉砂池,然后经配水管道流入 CASS 池。污水先进入 CASS 池的缺氧区(池内装有2个潜流搅拌器,QDT 2.2/4-1800/2-40P)与回流污泥混合,然后进入装有曝气系统的主反应区进行脱氮除磷,处理后的上清液经主反应区末端可升降的滗水器排出,再经接触消毒池消毒后排放。然而,污水处理厂实际进水的氨氮浓度远高于设计值,COD 低于设计值,实际进水的 C/N 约4.75,是设计值的44%,这导致污水厂运行过程中总氮出水不达标(表 1),升级改造压力大。改造前,污水处理厂充水比为22.72%,污泥停留时间(SRT)为21 d,总循环时间为420 min,其中包括进水阶段时间(进水+曝气+回流)为90 min,曝气阶段时间180 min,沉淀阶段时间60 min,滗水时间为60 min,排泥时间30 min。

Table 1 million and emucin quarty muckes and the discharge standard of wwirp										
采样点及标准	$COD/(mg \cdot L^{-1})$	$\text{BOD}_{5}/(\text{mg}{\cdot}\text{L}^{-1})$	$NH_4^+-N/(mg \cdot L^{-1})$	$TN/(mg \cdot L^{-1})$	$SS/(mg \cdot L^{-1})$	C/N	pН			
设计进水	490	182	30	45	200	10.8	7~8			
实际进水1)	400±50	160±20	70±10	80±10	200±20	4.75±2.3	7~8			
实际出水")	55±15	12.3±1.6	1.5±0.7	32±5.5	11±2	—	7~8			
一级B标准	60	20	8(15)	20	20	—	6.0			
一级A标准	50	10	5(8)	15	10		0~9			

表 1 污水处理厂设计进、出水水质指标及排放标准 Influent and effluent quality indexes and the discharge standard of

注:1)为2017年度运行数据; —表示未作要求。

设计进水为城镇生活污水,但实际进水主要为城镇生活污水,混有一定比例的工业废水,该 污水处理厂共4个相同的 CASS 池,其中缺氧池有效容积为4.3 m×17.6 m×5.6 m=423.8 m<sup>3</sup>;好氧池 尺寸为34 m×17.6 m×6.5 m,有效水深为5.5 m,有效容积为3 291.2 m<sup>3</sup>;缺氧池与好氧池体积比为 12.8%; 滗水深度为1.25 m; 单系列每次处理污水量为34 m×17.6 m×1.25 m=748 m<sup>3</sup>; 排水体积比为 748 m<sup>3</sup>/3 291.2 m<sup>3</sup>×100%=22.72%。 第4期

#### 1.2 模拟优化与方案制定

采用基于 ASM1 模型的 GPS-X 模拟软件 (Hydromantis 公司,加拿大) 对该污水厂进行模拟优化,主要分为3个步骤。

1) 工艺模型构建。根据工艺流程(图1(a)),建立污水处理厂的工艺模型流程。为简化模型,建 立工艺模型时不考虑粗细格栅、污泥浓缩水池等附属构筑物,工艺模型示意图如图1(b)所示。

2)模型设置。工艺模型主要由进水流、水流分离器、缺氧池、SBR池、水流汇合器及出水排放单元组成。GPS-X软件可按照用户自身需求对SBR池的每阶段运行时间(进水、混合、曝气、沉淀、滗水、排泥、回流等)、回流量、排泥量等进行设置。在研究中,回流阶段可作为独立阶段,也可与其他运行阶段同时进行。出水方式采用顶部滗水。

3) 模型选择与校正。以国际水协会 (International Water Association, IWA) 的活性污泥 1 号模型 (ASM1) 作为工艺模拟的数学模型 (只关注除碳和脱氮)。确定模拟分析所要求的数据,主要包括池 容、污水流量、泥龄、温度、污水进水组分数据等。通过呼吸速率方法<sup>[15-16]</sup> 测定进水水质组分 (见 表 2),该厂进水 COD 组分质量分数如下:溶解性可生物降解有机物 *S*<sub>s</sub> 为 8.80%,溶解性不可生物 降解 *S*<sub>1</sub> 为 8.50%,颗粒性可生物降解有机物 *X*<sub>s</sub> 为 59.25%,颗粒性不可生物降解有机物 *X*<sub>1</sub> 为 15.99%, 异养微生物 *X*<sub>H</sub> 为 7.47%。

结合进水组分及出水数据,首先对模型中的化学计量学参数进行灵敏度分析,结果如图2所



示。这些参数包括:异养菌产率系数(Y<sub>H</sub>),自养菌产率系数(Y<sub>A</sub>),颗粒性衰减产物比例(f<sub>n</sub>),生物 固体的含氮量 ( $i_{XB}$ ),内源呼吸产物中含氮量 ( $i_{XP}$ ))、14 个动力学参数 (异养菌最大比生长速率 ( $\hat{\mu}_{H}$ ), 异养菌生长与底物利用饱和常数(Ks),异养菌比衰减(死亡)速率(b<sub>H</sub>),异养菌氧呼吸饱和速率  $(K_{0H})$ ,反硝化菌硝态氮呼吸饱和常数 $(K_{NO})$ ,异养菌缺氧状态生长修正系数 $(\eta_{o})$ ,水解速率常数 (k<sub>b</sub>),慢速可生物降解底物水解半饱和系数(K<sub>x</sub>),自养菌内源呼吸速率(b<sub>A</sub>),缺氧条件下水解速率 修正系数  $(\eta_b)$ , 自养菌最大比增长速率  $(\mu_A)$ , 自养菌氨氮利用半饱和系数  $(K_{NH})$ , 自养菌氧利用半饱 和系数(K<sub>0</sub>),氨化速率常数(k<sub>0</sub>);然后以表2中的进水水质为输入参数,对出水水质进行稳态模拟验证。 优化验证的出水模拟结果如表 3所示。校正后 COD、NH<sup>+</sup>-N、TN 的相对误差分别为-9.92%、10.98% 和-9.00%,误差基本控制在10%以下,说明建立的污水厂模型可以作为污水厂模拟优化的依据。



图 2 ASM1 模型敏感性分析

Fig. 2 Sensitivity analysis of ASM1 model parameters

表 2 ASM1 模型进水 COD 特征组分

Table 2 Influen	t COD	components	according to	the ASM1 model
-----------------	-------	------------	--------------	----------------

采样 TCOD含量/ 编号 (mg·L <sup>-1</sup> )	TCOD会导/	SCOD		S <sub>s</sub>		SI		X <sub>s</sub>		X <sub>I</sub>		$X_{ m H}$	
	浓度/ (mg·L <sup>-1</sup> )	占比/ %	浓度/ (mg·L <sup>-1</sup> )	占比/ %	浓度/ (mg·L <sup>-1</sup> )	占比/ %	浓度/ (mg·L <sup>-1</sup> )	占比/ %	浓度/ (mg·L <sup>-1</sup> )	占比/ %	浓度/ (mg·L <sup>-1</sup> )	占比/ %	
1	435	69.86	16.06	38.63	8.88	31.23	7.18	258.13	59.34	75.26	17.30	31.76	7.30
2	328	54.45	16.60	27.45	8.37	26.99	8.23	190.76	58.16	59.99	18.29	31.62	6.95
3	394	75.77	19.23	36.01	9.14	39.75	10.09	237.35	60.24	48.74	12.37	31.91	8.16
平均值	385.67	66.69	17.30	34.03	8.80	32.66	8.50	228.75	59.25	61.33	15.99	31.76	7.47

4) 工艺优化方案及其实施。为提升 CASS 工艺的除碳脱氮效果,通过模拟优化工艺操作 参数,包括污泥回流比、缺氧区/好氧区体积 比、不同水温周期运行策略等,提出污水厂升 级改造方案及其在常温、低温期的运行策略, 并将其付诸实施。

# 2 结果与讨论

表 3 ASM1 模型参数校正前后模拟结果 
 Table 3
 Simulation results before and after
 ASM1 model param

eters	calibration	$mg \cdot L^{-1}$

水样种类	COD	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	TN
实际进水	400	70	80
实际出水	43.46	0.82	31.77
校正前模拟出水	30.84	2.31	38.53
校正后模拟出水	39.15	0.91	28.91

## 2.1 常温下 CASS 运行方案的模拟优化

本研究首先对在正常水温 (20 ℃)条件下影响 CASS 工艺脱氮除碳效果的关键指标进行模拟优 化,主要包括污泥回流比(R<sub>s</sub>)、缺氧区/好氧区体积比(R<sub>v</sub>)、充水比(λ)、运行周期等指标。

1) 污泥回流比与反应区体积比对处理效果的影响。污泥回流比 Rs极大地影响 CASS 工艺的脱 氮除磷效果<sup>[17]</sup>。当R<sub>s</sub>较小时,缺氧段反硝化细菌对 COD 和 TN 的去除受限制,同时降低了缺氧区 第4期

的作用;污泥回流还可以使污泥从低负荷的好氧反应区回流到有机负荷较高的缺氧区,起到防止 污泥膨胀、抑制丝状菌生长的作用<sup>[18]</sup>。综上所述, *R*<sub>v</sub>和*R*<sub>s</sub>是影响 CASS 工艺脱氮效果的关键指 标。根据当前运行周期条件下总氮不达标的情况,考察了在常温条件(20℃)下,不同的*R*<sub>s</sub>、*R*<sub>v</sub>对 CASS 工艺处理效果的影响,模拟结果如图 3 所示。由图 3 可知,随着*R*<sub>s</sub>的增加,COD、氨氮、总 氮均随之降低。这主要是因为回流比增加会导致反应体系内基质循环流动增强,将好氧区硝态氮 回流至缺氧区,增加了反硝化细菌对 COD 的去除,同时好氧区污泥回流带走了硝态氮,促进了硝 化反应的进行;并且缺氧区对总氮、COD 去除的同时,好氧区曝气过程对氨氮的去除贡献增加。 当回流比超过 100% 时,出水总氮去除率变化不太明显 (图 3(c)),这主要是因为过大的回流比增加 了缺氧区内溶解氧浓度,导致反硝化作用受到影响。随着 *R*<sub>v</sub>的增加,出水 COD、TN 浓度呈降低 趋势。这主要是因为随着缺氧区体积的增加,反硝化效果增强,进而使得反硝化菌对 COD 的去除 贡献有所提高。氨氮去除受 *R*<sub>v</sub>的影响并不大,呈略微上升趋势,因为好氧区体积减小,单位体积 内的溶解氧含量有所提升,有利于硝化反应的进行。



图 3 回流比、体积比对出水 COD,  $NH_4^+$ -N 和 TN 的影响



综合图 3 模拟结果来看,根据污水厂现有的缺氧区/好氧区体积比条件 (*R*v=12.8%),使回流比增加到 200%,仍然不能满足出水 TN 一级 A 排放标准。因此,须针对当前情况,对其充水比和运行周期进行模拟优化。

2) 充水比对处理效果的影响。充水比 (λ) 是影响 CASS 工艺处理效果的重要因素,它直接影响 CASS 工艺的抗冲击负荷能力<sup>[19-20]</sup>。在 CASS 工艺周期性地不断进出水过程中,每个周期未处理进 水被池内处理后剩余污水所稀释,理论上,λ越大,稀释作用越小,水力负荷越大,更易引起出水 水质不稳定;λ越小,稀释作用越大,水力负荷越小,出水水质越稳定。但是,较低的λ会降低 CASS 池的体积利用率,导致处理规模下降和运行成本提高<sup>[17]</sup>。因此,针对 CASS 池充水高度分别 为 0.5、1.0、1.25、1.5和 2.0 m 5 种情况,设定 R<sub>s</sub>为 200%, R<sub>v</sub>为 12.8% 的条件,以表 3 所示的运行 周期进行模拟,探究了影响污染物削减的最佳充水比。如图 4 所示,随着 λ 的增加,进入系统内的 COD 总量有所提升,水力负荷增大,导致 COD 更难被去除;另一方面,λ增大,可导致进入系 统内的水量增大,CASS 工艺对水质水量的调节能力变差。在几种充水比条件下,氨氮浓度基本上 都能满足出水排放标准,并且较小的λ更有利于硝化反应的进行;对总氮而言,随着 λ 的增加,出 水总氮浓度升高,系统去除能力变弱。主要原因在于,较小的充水比可增加污水在池内的停留时 间,进而增强反硝化效果。但在 5 种充水比条件下,出水总氮均未达到一级 A 排放标准。因此,须对当前运行周期进行优化,以调整反硝化和硝化时间,使污染物达标排放。

3)运行周期、充水比对处理效果的影响。曝气和反硝化时间是影响 CASS 工艺运行效果的重要因素<sup>[18]</sup>。曝气时间的长短直接影响池内溶解氧浓度的高低。曝气时间太短,好氧微生物活性受到抑制,硝化细菌的硝化作用减弱,氨氮去除率就会降低,出水氨氮不会达标;曝气时间过长,



Fig. 4 Influence of decant ratio on the COD,  $NH_4^+$ -N and TN in effluent

会抑制反硝化细菌的反硝化作用,对缺氧段 COD 和 TN 的去除造成不利影响,同时增加不必要的 能耗。反硝化时间影响反应系统内总氮、COD 的去除,进而直接影响出水水质。

根据模拟结果,在现有运行状况下,曝气时间为 4.5 h,结合回流比、体积比、充水比的模拟 结果,该污水处理厂不能实现 TN 一级 A 达标排放,主要原因是反硝化时间过短。从出水达标、 降低能耗的角度,本研究对现有运行模式进行优化,主要考虑到曝气时间过长,可将这部分时间 优化调整,在 R<sub>v</sub>=12.8%、R<sub>s</sub>=200% 的基本条件下,调整沉淀前的时间分配,研究不同方案下不同 充水比的稳态出水结果 (见表 4)。

古安设计	进力	k时间/min	曝气时间/min	湄淀时间/min	湾水时间/min	排泥时间/min	首循环时间/h	
<u> </u>	混合+回流	曝气+回流	₩₩ ('H'J  HJ/IIIII	0.0000101/00000	把水时间/11111	34F4/Cr43 [r4]/11111	1741/日本1,中引,时1,141/11	
原工况	0	90	180	60	60	30	7.0	
方案1	45	45	150	60	60	30	6.5	
方案2	60	30	120	60	60	30	6.0	
方案3	90	0	120	60	60	30	6.0	
方案4	90	0	90	60	60	30	5.5	
方案5	90	0	60	60	60	30	5.0	

表 4 常温下 CASS 工艺周期运行模拟方案 Table 4 Cycle simulation program of CASS process at ambient temperature

不同周期运行方案和充水比的模拟优化结果如图 5 所示。COD 模拟结果 (图 5(a)) 表明,随着 充水比的增加,出水 COD 逐渐升高,但方案 2、3、4 可以实现所有充水比条件下出水达标。方案 1、 5 由于充水比过大,导致滗水时污泥跟着出水排出,导致 COD 不达标。NH<sup>4</sup><sub>4</sub>-N 模拟结果 (图 5(b)) 表明, 当曝气时间缩短到仅 60 min(方案 5),充水比为 36.36% 时出水不达标,主要是交换比过大,使得每 个周期系统内水力负荷增加,曝气时间略短,难以满足出水氨氮达标。TN 模拟结果 (图 5(c)) 表 明,充水比为 10% 时,各运行方案出水总氮均不达标,这主要是由于充水比太低,进水 COD 总量 较少,导致缺氧阶段碳源不足,反硝化不完全。随着充水比增加到 27.27%,只有方案 3 可以满足 出水 TN 排放标准。这是由于充水比增大,进水结束后,水力负荷增加,氨氮浓度过高,同时方 案 4、5 曝气时间不足,硝化反应不完全,出水氨氮浓度升高,总氮不达标。在相同充水比条件 下,进水混合反硝化时间越长,出水总氮浓度越低;曝气时间越长,出水氨氮越低。同时考虑污 水厂进水水质波动的情况,为保证常温条件下出水水质稳定达标排放,建议以方案 3 的周期运行,



Fig. 5 Simulated effluent results under different operation cycle and decant ratio conditions of CASS process

并且充水比为 22.73%。

#### 2.2 低温条件下 CASS 运行方案的模拟优化

污水生物处理效果受温度影响较大,低温下微生物反硝化效果及效率降低。针对张家口地区 不同季节温度变化情况,在方案3基础上,考察了20、15、8℃水温下不同运行周期对CASS工艺 出水的影响,拟定模拟方案如表5所示,模拟结果如图6所示。图6显示,随着水温的降低,方 案3出水效果变差。水温由20℃降低至15℃,出水TN升高了1.31 mg·L<sup>-1</sup>,温度降至8℃时,总 氮已经不能满足达标排放。根据模拟结果,为保证出水达标排放,提出改进方案为:冬季(8℃)采 用方案7运行,春、秋季节(温度15℃)采用方案6运行,夏季温度较高,采用方案3运行,可保 证出水水质满足一级A排放标准。



表 5 低温条件 CASS 工艺周期运行模拟方案 Table 5 Cycle simulation program of CASS process at low temperature

#### 2.3 实际运行效果对比

根据模拟优化方案,对水厂进行了升级改造,调整了运行方式和操作参数,并在冬季按照方案7运行,春秋季节按照方案6运行。图7为污水厂升级改造前后的实际出水结果。由图7可知,





改造前 (图 7(a)) 出水 COD、氨氮和 TN 的浓度分别为 (25.4±12.1)、(1.2±0.4)、(16.3±7.2) mg·L<sup>-1</sup>,其中 TN 基本均在 15 mg·L<sup>-1</sup> 以上,不能达标排放,尤其是在冬、春季。这主要是由于缺氧区停留时间较短,反硝化碳源利用不足; COD 去除主要依赖于主反应区好氧异养菌,尽管氨氮出水能够满足排放标准,但其周期运行过程中曝气时间过长 (表 2),能耗过高。这表明在改造前,污水厂存在碳源分配不合理、曝气时间过长、曝气能耗高、出水不达标的问题。根据模拟优化方案,改造后的污水厂在冬季 (以 2018 年 12 月为例)、春季 (以 2019 年 4 月为例)的出水结果如图 7(b) 和图 7(c)所示。由图 7(b) 可知,尽管进水水质波动较大、水温较低,且进水 COD 高于模拟值,按照模拟方案稳定运行后,出水 COD、NH<sub>4</sub>-N、TN 浓度分别为 (23.23±2.76)、(1.16±0.76)、(9.83±1.4) mg·L<sup>-1</sup>,均稳定在 40、3 和 15 mg·L<sup>-1</sup> 以下。由图 7(c) 可知,污水厂春季运行过程中,水温有所上升,微生物活性增强,出水 COD、NH<sub>4</sub>-N、TN 浓度分别为 (19.2±1.52)、(0.71±0.24)、(11.45±1.15) mg·L<sup>-1</sup>,稳定在 30、1.5、15 mg·L<sup>-1</sup> 以下,处理效果优于冬季。上述结果表明,经过优化调整,该污水处理厂出水在冬、春季均能满足《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918-2002) 一级 A 排放标准。

#### 3 结论

1) 常温 (20 ℃) 下,缺氧区/好氧区体积比 (*R*<sub>v</sub>) 为 12.8%(原工况),在进水的同时,主反应区打 开搅拌器,进行反硝化,时间为 90 min;污泥回流比 *R*<sub>s</sub>=200%,进水结束后曝气,曝气时间 120 min, 沉淀 60 min,滗水 60 min,滗水深度 1.25 m(λ=22.73%),排泥 30 min。该方案将曝气时间、总运行 周期缩短 1 h,可有效降低曝气能耗,并且出水可稳定达到国家《城镇污水处理厂污染物排放标 准》(GB 18918-2002) 一级 A 排放标准。温度降至 15 ℃时,延长 30 min搅拌时间。冬季温度在 8 ℃ 时,额外增加 30 min 曝气时间,可使出水备指标达到一级 A 排放标准。

2) 污水厂升级改造之后的实际运行效果表明,冬、春季的出水 TN 浓度分别为 (9.83±1.4)、 (11.45±1.15) mg·L<sup>-1</sup>,可稳定达到一级 A 排放标准,基于 ASM 模拟优化的升级改造方案切实可行。

3)综合模拟优化与现场运行结果表明,组分表征结果和灵敏度分析是准确反映污水厂运行问题的关键因子,模型模拟对污水处理厂的优化运行和升级改造具有指导价值。

## 参考文献

- [1] 中华人民共和国住房和城乡建设部. 2017年城乡建设统计公报[R]. 北京, 2019.
- [2] 郑兴灿. 城镇污水处理技术升级的挑战与机遇[J]. 给水排水, 2015, 41(7): 1-7.
- [3] 刘亦凡,陈涛,李军.中国城镇污水处理厂提标改造工艺及运行案例[J].中国给水排水,2016,32(16):36-41.
- [4] 李斯亮. A<sup>2</sup>O工艺处理东北小城镇污水的优化运行及效能研究[D]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 2016.
- [5] 张雅静. 西安市第四污水处理厂升级改造工艺方案试验研究[D]. 西安: 西安建筑科技大学, 2013.
- [6] 施汉昌, 邱勇. 污水生物处理的数学模型与应用[M]. 北京: 中国建筑工业出版社, 2014.
- [7] WU X, YANG Y, WU G, et al. Simulation and optimization of a coking wastewater biological treatment process by activated sludge models (ASM)[J]. Journal of Environmental Management, 2016, 165(4): 235-242.
- [8] FENU A, GUGLIELMI G, JIMENEZ J, et al. Activated sludge model (ASM) based modelling of membrane bioreactor (MBR) processes: A critical review with special regard to MBR specificities[J]. Water Research, 2010, 44(15): 4272-4294.
- [9] KIM H, LIM H, WIE J, et al. Optimization of modified ABA<sup>2</sup> process using linearized ASM2 for saving aeration energy[J]. Chemical Engineering Journal, 2014, 251(5): 337-342.
- [10] 魏忠庆, 上官海东, 叶均磊, 等. 基于GPS-X模拟的污水处理厂提标工艺优化[J]. 中国给水排水, 2018, 34(19): 81-84.

- [11] 胡志荣, SNOWLING S, ANDRES H. 工艺模拟技术用于SBR优化设计[J]. 中国给水排水, 2005, 21(9): 60-62.
- [12] 宋虹苇,郝晓地,张学军,等. TUD模型在内蒙古地区某污水处理厂适用性研究[J]. 环境工程, 2011, 29(4): 18-20.
- [13] 沈童刚, 邱勇, 应启锋, 等. 污水处理厂模拟软件BioWIN的应用[J]. 给水排水, 2009, 35(S1): 459-462.
- [14] 荣杨. 基于CASS工艺的污水处理厂能耗分析与评价模型研究[D]. 成都: 西华大学, 2016.
- [15] GIROU É, SPANJERS H, PATRY G, et al. Dynamic modelling for operational design of a respirometer[J]. Water Science & Technology, 1996, 33(1): 297-309.
- [16] KARLIKANOVAITE-BALIKCI A, YAGCI N. Determination and evaluation of kinetic parameters of activated sludge biomass from a sludge reduction system treating real sewage by respirometry testing[J]. Journal of Environmental Management, 2019, 240: 303-310.
- [17] 吴天昊. 基于ASM3的污水处理CASS工艺模型建立与参数优化研究[D]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 2015.
- [18] 许云富. 某CASS工艺污水处理厂运行优化数值模拟研究[D]. 成都: 西华大学, 2011.
- [19] 马娟, 彭永臻, 王淑莹, 等. CAST工艺处理低C/N生活污水的强化脱氮性能[J]. 环境工程学报, 2009, 3(2): 234-238.
- [20] 霍宗浩. 土右旗污水处理厂CAST工艺脱氮研究[D]. 包头: 内蒙古科技大学, 2014.
- (本文编辑:曲娜,郑晓梅,张利田)

# ASM simulation optimization and practical application on upgrading of urban sewage treatment plant in cold region

LIU Mengmeng<sup>1,2,3</sup>, CHEN Meixue<sup>1,2</sup>, QI Rong<sup>1,2</sup>, WEI Yuansong<sup>1,2,3,\*</sup>, DU Haizhou<sup>4</sup>, HU Yanming<sup>4</sup>, ZHANG Xin<sup>5</sup>

1. State Key Joint Laboratory of Environment Simulation and Pollution Control, Research Center for Eco-Environmental Sciences, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100085, China

2. Department of Water Pollution Control, Research Center for Eco-Environmental Sciences, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100085, China

3. University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China

4. Zhangjiakou Xishan Wastewater Treatment Co. Ltd., Zhangjiakou 076250, China

5. Zhangjiakou Wanquan Sewage Purification Research Center, Zhangjiakou 076250, China

\*Corresponding author, E-mail: yswei@rcees.ac.cn

Abstract In order to guide and support the upgrading of the sewage plant in cold region, the upgrading model for CASS process in a sewage treatment plant of Hebei province was constructed by using the ASM1 model with GPS-X software. In this study, the sludge reflux ratio ( $R_s$ ), the reaction volume ratio ( $R_v$ ), the decant ratio ( $\lambda$ ), the operating cycle time (T) and CASS operation strategy at different water temperatures were numerically simulated and optimized. Based on simulation results, the optimal operation strategy for upgrading this sewage plant was provided and put into practice. Results of the CASS performance in the winter clearly showed that the effluent COD, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N and TN concentrations of the modified CASS process were (23.23±2.76), (1.16±0.76), (9.83±1.4) mg·L<sup>-1</sup>, respectively, and stably met with requirements of the first grade A discharge standard of the Discharge standard of pollutants for municipal wastewater treatment plant (GB 18918-2002).

**Keywords** cyclic activated sludge system; activated sludge model; wastewater treatment plant; upgrading and rebuilding; low temperature