

MBBR 在卡鲁塞尔氧化沟提标改造中的应用

苏 鹏¹, 路 晖², 杨永刚², 吴 迪²

(1. 太原首创污水处理有限责任公司, 山西 太原 030006; 2. 青岛思普润水处理股份有限公司, 山东 青岛 266555)

摘 要: 北方某卡鲁塞尔氧化沟污水厂采用 MBBR 进行提标改造, 生化系统改造中保持厌氧区停留时间不变, 缺氧区停留时间由 3.07 h 增加到 11.34 h, 好氧区投加 SPR-II 型悬浮载体, 系统末端增加连续流砂滤池。工艺改造后, 在进水水质略有提高的情况下, 出水 COD、NH₃-N、TN、TP 和 SS 平均值分别为 35、1.1、10.1、0.4 和 5.1 mg/L, 基本达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002) 的一级 A 标准。其中好氧段有显著的同步硝化反硝化现象, 可去除 2~5 mg/L 的 TN; 缺氧段内存在明显的反硝化除磷现象, TP 去除率达 87%。改造后节能降耗明显, 电费减少 0.095 元/m³, 药剂费减少 0.299 元/m³, 合计减少运行成本 0.394 元/m³。

关键词: 移动床生物膜工艺; 卡鲁塞尔氧化沟; 提标改造; 悬浮载体

中图分类号: TU992 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2020)06-0112-06

Application of MBBR Process in Carrousel Oxidation Ditch Upgrading

SU Peng¹, LU Hui², YANG Yong-gang², WU Di²

(1. Taiyuan Capital Sewage Co. Ltd., Taiyuan 030006, China; 2. Qingdao Spring Water Treatment Co. Ltd., Qingdao 266555, China)

Abstract: A wastewater treatment plant in the north China was upgraded from Carrousel oxidation ditch to MBBR. The retention time of the anaerobic zone was unchanged during the biochemical system reformation, the retention time of the anoxic zone increased from 3.07 h to 11.34 h. The aerobic zone was added with SPR-II suspension carrier, continuous flow sand filter was added to the end of the system. After the retrofitting, the average effluent of COD, ammonia nitrogen, TN, TP and SS reached 35 mg/L, 1.1 mg/L, 10.1 mg/L, 0.4 mg/L and 5.1 mg/L, respectively, which stably met the first level A criteria specified in the *Discharge Standard of Pollutants for Municipal Wastewater Treatment Plant* (GB 18918-2002). The aerobic zone showed significant simultaneous nitrification and denitrification, which could remove 2-5 mg/L TN. There was significant denitrification and phosphorus removal in the anoxic segment, and the TP removal rate was 87%. After retrofitting, it showed obvious energy and consumption saving. The electricity consumption was reduced by 0.095 yuan/m³, the dosing consumption was reduced by 0.299 yuan/m³, and the total operation cost was reduced by 0.394 yuan/m³.

Key words: MBBR; Carrousel oxidation ditch; upgrade and retrofitting; suspended carriers

基金项目: 国家水体污染控制与治理科技重大专项(2017ZX07106005); 青岛市民生科技计划项目(18-6-1-100-nsh)

通信作者: 吴迪 E-mail: wudi@qdspr.com

1 项目背景

北方某污水厂设计规模为 $1 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,服务区域面积为 20 km^2 ,进水中含有生活污水和部分工业废水,污水处理主体工艺为卡鲁塞尔(Carrousel)氧化沟,二沉池出水进入高效沉淀池,进一步降低出水的SS和TP,出水经过消毒后排海。出水水质执行《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级B标准。2014年对该厂进行提标改造,要求出水水质达到一级A标准。由于该厂服务范围内有工业区,进水中含有约50%~60%工业废水(主要是电镀废水和纺织废水),尤其是进水COD和TP波动较大,改造工程设计过程中综合考虑污

水厂实际进水水质变化情况,结合《污水排入城镇下水道水质标准》(CJ 343—2010),对原设计进水水质进行了适当调整。改造工程主要包括两部分:一是采用MBBR技术对卡鲁塞尔氧化沟进行改造,在原池基础上镶嵌MBBR工艺,优化生化池的结构、设备及缺氧区和好氧区的停留时间;二是在原处理系统后新建连续流砂滤池。改造工程于2014年6月完成,处理后出水水质达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级A标准。

2 实际运行水质、水量

改造前该厂设计和实际进水水质、水量均值如表1所示。

表 1 改造前污水厂设计和实际进、出水水质及水量

Tab. 1 Design and actual influent/effluent quality and quantity before upgrading

项 目	水量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	COD/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	BOD ₅ / ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	SS/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	氨氮/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	TN/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	TP/ ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)
原设计进水	10 000	≤400	≤230	≤300	≤45	≤50	≤4
原设计出水	—	≤60	≤20	≤20	≤8(15)	≤20	≤1
实际进水	9 332	467	198	203	38.9	46.9	6.5
实际出水	8 887	56	12	15.8	5.6	16	0.8

通过对水量和实际进水水质综合分析,主要存在以下问题:①系统实际处理水量已经达到设计规模的93%,COD、TN、TP和 NH_3-N 分别超出原设计指标的37.5%、20%、75%和11%;②实际出水 NH_3-N 和TN较高,系统硝化和反硝化能力不足;③高效沉淀池出水SS较高。

针对上述几个问题,采取以下措施保证系统出水水质达到一级A标准:①按照进水水质保证率的方法重新确定设计水质;②在新设计水质的基础上,采用原生化池投加填料的方式增加系统的硝化能力,通过延长缺氧池的停留时间,提升系统的反硝化能力,保证出水 NH_3-N 和TN达标;③新建连续流砂滤池,保证出水SS达标。

改造工程设计时按照90%保证率确定进水水质,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A标准,如表2所示。

表 2 污水厂设计进、出水水质

Tab. 2 Design influent and effluent quality

$\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$

项目	COD	BOD	SS	氨氮	TN	TP
进水	≤550	≤200	≤300	≤50	≤65	≤7
出水	≤50	≤10	≤10	≤5(8)	≤15	≤0.5
注: 括号内为水温≤12℃时的控制指标。						

3 改造工程技术路线与方案设计

3.1 改造工程技术路线

综合考虑污水处理厂改造工程占地、投资和改造周期等因素,提出改造工程技术路线(见图1)。

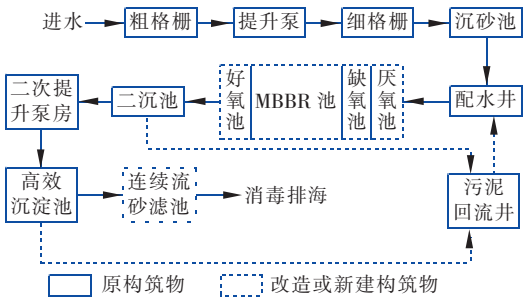


图 1 污水厂提标改造工程技术路线

Fig. 1 Flow chart of wastewater treatment process after retrofitting

3.2 改造工程设计

3.2.1 卡鲁塞尔氧化沟改造方案设计

卡鲁塞尔氧化沟改造遵循缩短改造周期、充分利旧和保证出水水质达标的原则,主要涉及两方面:一是对结构和设备的调整,即在氧化沟内部新建不锈钢导流墙,对氧化沟内部重新分区,并对部分中间廊道进行切割;缺氧区利用原推流器进行改造,好氧区底部设置穿孔管曝气系统,保证系统供氧;好氧区

选取 62% 区域作为 MBBR 区,投加悬浮载体,并在进出水口设置拦截筛网,末端出水口处增加 1 台 4 kW 的搅拌器和 1 台 6.5 kW 的内回流泵,增加回流管路。二是对工艺参数进行优化,将生化池缺氧和好氧停留时间分别调整为 11.34、10.28 h,MBBR 区停留时间为 6.4 h,好氧区悬浮载体的生物膜面积为 $4.65 \times 10^5 \text{ m}^2$,悬浮载体选用 SPR-II 型悬浮载体,直径为 $(25 \pm 0.5) \text{ mm}$,高为 $(10 \pm 1) \text{ mm}$,有效比表面积 $>620 \text{ m}^2/\text{m}^3$,符合《水处理用高密度聚乙烯悬浮载体填料》(CJ/T 461—2014)行业标准^[1]。污泥浓度控制在 $4\ 000 \sim 4\ 500 \text{ mg/L}$,泥龄为 12~14 d,总回流比为 330%,总气量为 $5\ 332 \text{ m}^3/\text{h}$ 。主要设计参数见表 3。

表 3 生物池设计参数

Tab. 3 Design parameters of biological tank

项目	有效池容/ m^3	停留时间/h	有效生物膜面积/ 10^5 m^2
生物池	9 700	23.22	4.65
厌氧池	690	1.6	—
缺氧池	4 725	11.34	—
好氧池	4 285	10.28	4.65
其中 MBBR 段	2 678	6.4	4.65

3.2.2 新建连续流砂滤池

连续流砂滤池土建按照 $2 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 设计,设备按照 $1 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 配置,为污水厂以后扩建做准备。滤砂采用有效直径为 0.9 mm、均匀系数为 1.4 的均质石英砂,滤层厚度为 2 m,安装活性砂过滤器 10 套,单套过滤面积为 6 m^2 ,设计滤速为 8.6 m/h,强制滤速为 17.2 m/h。砂滤池单组尺寸为 $2.7 \text{ m} \times 2.3 \text{ m} \times 6 \text{ m}$,配备有压缩机和冷冻式干燥机,其中压缩机排气量为 $2.25 \text{ m}^3/\text{min}$,冷冻式干燥机的处理量为 $2.5 \text{ Nm}^3/\text{min}$ 。

4 改造后运行效果及分析

该改造工程于 2014 年 6 月建成,随着好氧区添加悬浮载体上生物膜的逐渐生长,大约 1 个月后出水各项指标满足一级 A 排放标准,至今已经稳定运行 4 年多。

4.1 COD 去除效果及分析

改造前,生化池进水 COD 均值为 467 mg/L ,出水 COD 均值为 56 mg/L ,COD 平均去除率为 88.0%,出水 COD 大部分集中在 $50 \sim 60 \text{ mg/L}$,随时有超标风险。改造后生化系统对 COD 的去除效果如图 2 所示。

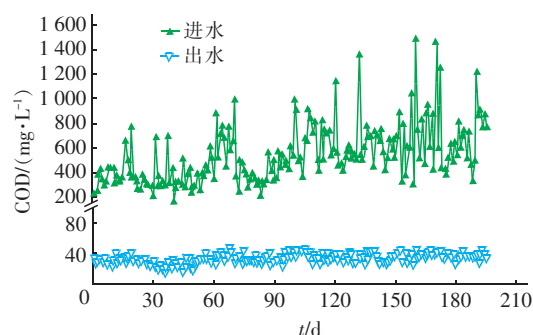


图 2 改造后生化系统对 COD 的去除效果

Fig. 2 COD removal efficiency by the biological system after upgrading

改造后进水 COD 均值为 544 mg/L ,出水 COD 均值为 35 mg/L ,去除率为 93.6%,改造后系统对 COD 的去除效果明显优于改造前。虽然改造缩短了好氧区停留时间,但 COD 处理效果不降反升,推测去除效果的提升与投加悬浮载体有关。为验证现有工艺条件下延长停留时间能否进一步降低出水 COD,按照生化池现有污泥浓度和悬浮载体填充率,在水温为 $20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ 、DO 为 $3 \sim 4 \text{ mg/L}$ 、进水 COD 为 40 mg/L 条件下,对好氧池出水进行延时曝气,分别取 8、16 和 24 h 水样进行测试,出水 COD 分别为 39、37 和 36 mg/L ,COD 去除率分别为 2.5%、7.5% 和 9%,COD 去除率 $<10\%$,说明出水中主要为难降解有机物。有研究表明,微生物对难降解有机物去除的机理主要包括厌氧水解酸化^[2]和共代谢^[3],推断本项目可能是这两种机理共同作用的结果。生物膜在悬浮载体上分层分布,可以实现厌氧、缺氧和好氧交替的环境,而且生物膜拥有较长污泥龄,有利于专性菌种的富集,这些特点有利于去除难降解有机物。

为进一步验证悬浮载体和活性污泥对 COD 的去除效果,分别取改造后系统的悬浮载体和活性污泥进行 SBR 小试对比,悬浮载体填充率和污泥浓度与生化池一致,以缺氧池出水上清液为原水,水温为 $13 \text{ }^{\circ}\text{C}$,分别曝气 10 h 后,重复 4 次,取平均值,进水 COD 为 44.2 mg/L ,悬浮载体和活性污泥对应的出水 COD 分别为 38.3 mg/L 和 41.5 mg/L ,悬浮载体的效果明显好于活性污泥,说明悬浮载体上的生物膜对难降解有机物的去除起主要作用。

4.2 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除效果及分析

改造前生化池进水氨氮均值为 38.9 mg/L ,出水氨氮均值为 5.6 mg/L ,去除率为 85.6%。改造后生化系统对氨氮的去除效果如图 3 所示。改造后生

化池进水氨氮均值为 42.7 mg/L,出水氨氮均值为 1.1 mg/L,去除率为 97.4%,尤其是冬季低温期间出水氨氮能够稳定在 3 mg/L 以下。氨氮去除效果得以提升,一方面随着悬浮载体的投加,为污泥龄较长的硝化菌提供了载体,增强了系统的硝化能力;另一方面硝化回流液中硝态氮的增加和缺氧区停留时间的延长,强化了系统的反硝化能力,消耗了更多碳源,为好氧区提供足够的硝化空间。

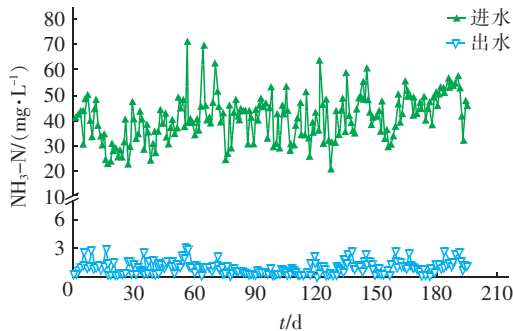


图 3 改造后生化系统对氨氮的去除效果

Fig. 3 Ammonia nitrogen removal efficiency by the biological system after upgrading

为探究悬浮载体生物膜对系统中硝化反应的影响,在冬季系统水温最低时(13℃),分别进行活性污泥和悬浮载体硝化速率试验,活性污泥采用生化池污泥浓度,悬浮载体采用生化池实际填充率,停留时间分别为好氧区实际停留时间,以缺氧池出水上清液为原水,重复 3 次取平均值。

试验结果表明,悬浮载体和污泥的容积负荷分别为 0.093、0.039 kgN/(m³·d),进水 NH₃-N 中约 60% 依靠生物膜去除,低温下悬浮载体上生物膜的硝化效果优于活性污泥。

4.3 TN 的去除效果及分析

改造前生化池进水 TN 均值为 46.9 mg/L,出水 TN 均值为 16 mg/L,去除率为 65.9%。改造后生化系统对 TN 的去除效果如图 4 所示。改造后生化池进水 TN 均值为 51 mg/L,出水 TN 均值为 10.1 mg/L,去除率为 80.2%。改造前碳源投加量约为 16 mg/L (BOD₅ 计,乙酸钠),改造后尚未投加碳源。系统改造后,去除 TN 效果明显提升,主要有 3 方面原因:一是生化系统改造完成后,硝化效果明显上升,充足的硝态氮为反硝化良好提供了基础;二是缺氧池的停留时间从 3.07 h 延长到 11.34 h,反硝化时间延长可以充分利用污水中的碳源,进一步促进反硝化反应;三是系统改造后,污泥龄从 18~21 d 降至

12~14 d,缩短污泥龄有利于提高活性污泥的活性。生化系统总回流比为 330%,TN 理论去除率为 76.7%,理论出水 TN 为 11.86 mg/L,实际去除效果好于理论值,推测悬浮载体区可能存在同步硝化反硝化,连续一周测试 MBBR 区进、出水 TN,TN 去除量为 2~5 mg/L。生物膜在悬浮载体上的分层分布,有利于同步硝化反硝化现象的产生,对 TN 去除量一般为 3~8 mg/L^[4]。

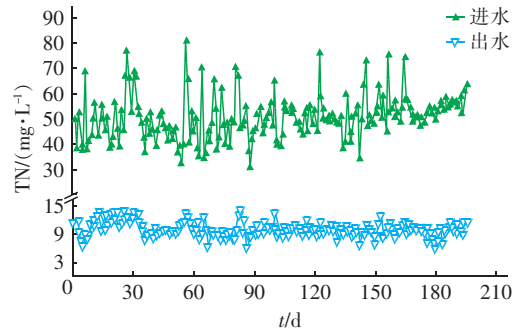


图 4 改造后生化系统对 TN 的去除效果

Fig. 4 Total nitrogen removal efficiency by the biological system after upgrading

4.4 TP 的去除效果及分析

改造前生化池进水 TP 均值为 6.5 mg/L,出水 TP 均值为 1.3 mg/L,去除率为 80%。改造后系统对 TP 的去除效果如图 5 所示。

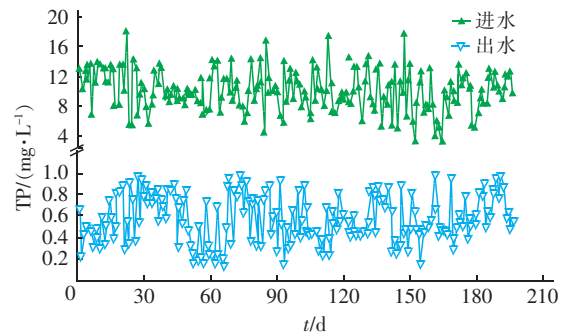


图 5 改造后生化系统对 TP 的去除效果

Fig. 5 TP removal efficiency by the biological system after upgrading

改造后生化池进水 TP 均值为 9.6 mg/L,超过设计值 37.1%,出水 TP 均值为 0.56 mg/L,去除率为 94.17%,生化出水经过深度处理后,总出水 TP 降至 0.4 mg/L 以下。高效沉淀池投加少量 PAC 即可保证出水达标。改造后出水 TP 明显降低,其中一方面原因是污泥龄缩短,通过增加排泥量有利于提升除磷效果;另一方面通过测试沿程 TP,连续测

量一周取平均值,厌氧段出水 TP 大约为 16.2 mg/L,缺氧段出水 TP 为 2.4 mg/L,好氧段出水 TP 为 0.56 mg/L,其中缺氧段 TP 的去除率约为 87%,存在明显的反硝化除磷现象。分析改造后整个系统的运行工况,出现反硝化除磷现象的主要原因包括以下 4 个方面:一是改造前后厌氧区的停留时间没有改变,维持在 1.6 h,运行过程中严格控制厌氧区的 ORP 为 $-300 \sim -200$ mV,保证厌氧的释磷效果;二是缺氧区改造后停留时间延长,可以保证反硝化吸磷更加充分,而且缺氧区控制 DO 值为 0.3~0.5 mg/L,可防止磷的再次释放;三是改造后随着系统硝化反应效果的提升和内回流比增大,缺氧区硝态氮浓度增加,系统内可利用的电子受体增加,提升了反硝化除磷的效果;四是污泥龄从 18~21 d 降至 12~14 d,有研究表明反硝化除磷的最佳污泥龄为 10~14 d^[5-6]。因此,改造后缺氧区硝态氮的增加和缺氧区停留时间的延长以及运行条件的优化,促使缺氧区出现了反硝化除磷的现象。

4.5 SS 的去除效果及分析

高效沉淀池投加 PAC,投加量为 15 mg/L,出水 SS 约 16 mg/L,砂滤池对 SS 的去除效果如图 6 所示,砂滤池出水 SS 维持在 8 mg/L 以下,均值为 5.1 mg/L,对 SS 的去除率为 68.1%,去除效果较好,满足一级 A 标准。

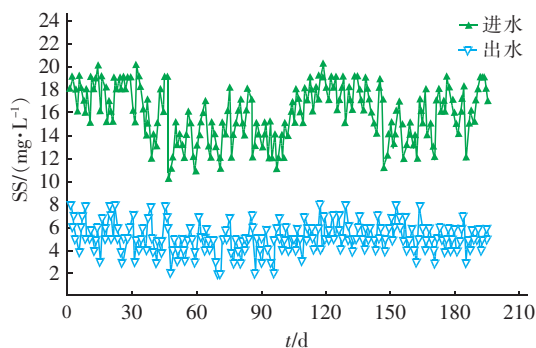


图6 改造后系统对 SS 的去除效果

Fig. 6 SS removal efficiency by the treatment system after upgrading

4.6 改造前后能耗、药耗对比

4.6.1 改造前后的电耗对比

生化池改造前与改造后主要设备功率如表 4、5 所示。从表 4、5 可以看出,改造前生化池耗电量为 $0.40 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$,改造后为 $0.28 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ 。改造后耗电量明显降低,主要有 2 方面原因:一是改造过

程中充分考虑利旧,基本保持生化池原有设备不变,仅增加 1 台好氧搅拌器和 1 台内回流泵;二是改造后将 2 台表曝机改为 1 台风机,仅曝气装置耗电量就降低 40%。按照电价为 0.8 元/($\text{kW} \cdot \text{h}$) 计,运行电耗成本减少 $0.095 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。

表 4 改造前生化系统主要设备功率

Tab. 4 Main equipment power of system before retrofitting

项 目	单台功率/kW	数量/台	总功率/kW
厌氧区搅拌器	1.5	3	4.5
缺氧区推流器	3	2	6
缺氧区推流器	3	2	6
表曝机	75	2	150

表 5 改造后生化系统主要设备功率

Tab. 5 Main equipment power of system after retrofitting

项 目	单台功率/kW	数量/台	总功率/kW
厌氧区搅拌器	1.5	3	4.5
缺氧区推流器	3	2	6
缺氧区推流器	3	2	6
好氧区搅拌器	4	1	4
内回流泵	6.5	1	6.5
风机	90	1	90

4.6.2 改造前后的药耗

生化系统改造前出水 TN 为 16 mg/L,碳源投加量为 16 mg/L(以 BOD_5 计,碳源为乙酸钠),改造后出水 TN 为 10.1 mg/L,无需投加碳源。按改造前系统的碳源利用分析,出水 TN 降至 10.1 mg/L 至少需要再投加碳源 30 mg/L(以 BOD_5 计,碳源为乙酸钠),则共需要投加 46 mg/L。20% 乙酸钠按照 900 元/t 计算,与改造前相比,可节省 $0.236 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。改造前生化池出水 TP 为 1.3 mg/L,高效沉淀池投加 PAC 保证出水 TP 为 0.8 mg/L,改造后生化池出水 TP 为 0.56 mg/L,高效沉淀池投加 PAC 保证出水 $\text{TP} \leq 0.4 \text{ mg/L}$,PAC 的投加量减少 64%,PAC 按照 2 500 元/t 计算,可节省 $0.062 5 \text{ 元}/\text{m}^3$,总药剂费节省 $0.299 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。

5 结论

① 在卡鲁塞尔氧化沟好氧区隔出约 62% 的区域投加悬浮载体,在不新增生化反应池容的情况下,可达到提标改造目的,出水 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 、TN、TP 和 SS 分别为 1.1、10.1、0.4 和 5.1 mg/L,出水水质稳定达到一级 A 排放标准。

② 缺氧区存在显著的反硝化除磷现象,提高了碳源利用效率;好氧区投加悬浮载体存在明显的

同步硝化反硝化现象,提高了 TN 去除效率。

③ 提标改造后实际运行节能降耗明显,电费减少 0.095 元/m^3 ,药剂费减少 0.299 元/m^3 ,合计减少运行成本约 0.394 元/m^3 。

参考文献:

- [1] 吴迪. 水处理用悬浮载体行业标准解读与投加量设计[J]. 中国给水排水,2017,33(16):13-17.
Wu Di. Interpretation of *High Density Polyethylene Suspended Carrier for Water Treatment* and calculation of added amount of suspended carrier[J]. *China Water & Wastewater*,2017,33(16):13-17(in Chinese).
- [2] 李成都,李道棠. 共代谢工艺处理难降解性有机物的研究进展[J]. 净水技术,2005,24(3):55-58.
Li Chengdu, Li Daotang. Progress of the co-metabolic process in the disposal of refractory organics[J]. *Water Purification Technology*, 2005, 24(3): 55-58(in Chinese).
- [3] 闻岳,黄翔峰,裘湛,等. 水解酸化-缺氧生物法处理油田废水的机理[J]. 中国环境科学,2006,26(3):288-292.
Wen Yue, Huang Xiangfeng, Qiu Zhan, et al. Mechanism of oilfield wastewater treatment with hydrolysis acidification anoxic biological processes [J]. *China Environmental Science*, 2006, 26(3): 288-292(in Chinese).
- [4] 吴迪,李闯修. 北方某污水厂 Bardenpho-MBBR 改造运行分析[J]. 中国给水排水,2018,34(9):106-110,115.
Wu Di, Li Chuangxiu. Operation analysis of Bardenpho-MBBR upgrading and retrofitting in a northern wastewater treatment plant[J]. *China Water & Wastewater*,2018,34(9):106-110,115(in Chinese).
- [5] 杨国靖,李小明,曾光明,等. 一体化生物除磷脱氮技术——反硝化除磷[J]. 环境科学与技术,2005,28(2):107-109.
Yang Guojing, Li Xiaoming, Zeng Guangming, et al. Simultaneous biological phosphorus and nitrogen removing technology—denitrifying dephosphatation [J]. *Environmental Science & Technology*, 2005, 28(2): 107-109(in Chinese).
- [6] 荣宏伟,彭永臻,张朝升,等. 硝酸盐氮对反硝化除磷的影响及过程控制[J]. 北京工业大学学报,2009,35(3):385-390.
Rong Hongwei, Peng Yongzhen, Zhang Chaosheng, et al. Effects of nitrate on denitrifying phosphorus removing and the process control[J]. *Journal of Beijing University of Technology*,2009,35(3):385-390(in Chinese).



作者简介:苏鹏(1982-),男,山西左权人,大学本科,工程师,主要从事污水厂建设、运营与管理工

作。

E-mail: qdsprsch@163.com

收稿日期:2019-04-30

尊法学法守法用法,治水管水兴水护水