

柳岩, 刘建军, 牛和昕, 等. 污水处理厂 AAOA-MBR 工艺硝态氮浓度计算及对设计的影响分析[J]. 净水技术, 2022, 41(8):75-80.

LIU Y, LIU J J, NIU H X, et al. Calculation of nitrate nitrogen concentration in AAOA-MBR process of WWTP and its impact on design [J]. Water Purification Technology, 2022, 41(8):75-80.



扫我试试?

污水处理厂 AAOA-MBR 工艺硝态氮浓度计算及对设计的影响分析

柳岩, 刘建军, 牛和昕, 尤颖, 祁誉

(北京碧水源科技股份有限公司, 北京 102206)

摘要 AAOA-MBR 作为脱氮处理工艺得到广泛应用, 此工艺各单元之间回流复杂, 需要准确计算分析好氧池末端硝态氮浓度, 进而得到正确的反硝化回流量, 并通过对比前缺氧末端和后缺氧末端的硝态氮浓度, 确定缺氧池至厌氧池的回流点。本文通过实际工程案例研究得出: (1) 经过好氧池 O1 末端硝态氮浓度计算分析, 得到硝化液回流比 R_2 约为 400%, 而直接出水硝态氮计算为 617%, 二者差距较大, 如按照 617% 回流设计则会引起进水碳源浪费及能源浪费; (2) 前缺氧池 A2 末端硝态氮浓度为 0, 后缺氧池 A3 末端硝态氮质量浓度为 8.50 mg/L, 则选择前缺氧池末端作为缺氧至厌氧的起始回流点, 避免硝态氮 (化合态氧) 对释磷环境的破坏。利用文章研究成果, 通过计算分析及合理的工程设计, 可以灵活调整回流量等运行参数, 保证最佳处理效果, 并节省碳源投加及能源, 对后续工程设计及运行具有一定的指导意义。

关键词 污水处理厂 AAOA-MBR 工艺 反硝化回流量 回流点 硝态氮浓度计算

中图分类号: X799.3 **文献标识码**: A **文章编号**: 1009-0177(2022)08-0075-06

DOI: 10.15890/j.cnki.jsjs.2022.08.011

Calculation of Nitrate Nitrogen Concentration in AAOA-MBR Process of WWTP and Its Impact on Design

LIU Yan, LIU Jianjun, NIU Hexin, YOU Ying, QI Yu

(Beijing Origin Water Technology Co., Ltd., Beijing 102206, China)

Abstract The AAOA-MBR is widely used as a nitrogen removal process, the reflux between each unit is complex, it is necessary to accurately calculate and analyze the nitrate nitrogen concentration at the end of aerobic tank, so as to obtain the correct denitrification reflux. By comparing the concentration of nitrate nitrogen at the front anoxic end and the rear anoxic end, the reflux point from anoxic tank to anaerobic tank was determined. Through the actual engineering case study, there were some results. (1) By the calculation and analysis of nitrate nitrogen concentration at the end of aerobic tank O1, it was obtained that the reflux ratio R_2 of nitrification solution was 400%, while R_2 was 617% calculated by the nitrate nitrogen in effluent, there was a large gap between them. If the reflux design was based on 617%, it would cause waste of influent carbon source and energy. (2) The nitrate nitrogen concentration at the end of the front anoxic tank A2 was zero and the nitrate nitrogen mass concentration at the end of the rear anoxic tank A3 was 8.50 mg/L, so the end of the front anoxic tank was selected as the initial reflux point from anoxic to anaerobic to avoid the damage of nitrate nitrogen (combined oxygen) to the phosphorus release environment. Using the research results of this paper, through calculation and analysis, accurate return flow could be obtained to ensure the best treatment effect. Reasonable engineering design could flexibly adjust return flow and other operating parameters to save carbon source dosing and energy. It had certain guiding significance for subsequent engineering design and operation.

[收稿日期] 2021-12-13

[基金项目] 北京市科技计划项目: 基于有机物高浓缩的膜法高品质再生水工艺技术研究及示范 (Z171100000717001)

[作者简介] 柳岩 (1987—), 男, 硕士, 工程师, 主要从事市政给排水工艺设计工作, E-mail: liuyan060421@163.com。

Keywords wastewater treatment plant (WWTP) AAO-MBR process denitrification reflux flow rate reflux point calculation of nitrate nitrogen concentration

近年来,对于进水 TN 高、出水 TN 要求严格的污水处理厂的工艺选择上,在原 AAO 工艺后加缺氧池及 MBR 系统,组成 AAO-MBR 工艺,得到广泛应用^[1-3]。由于 AAO-MBR 工艺各单元间存在三级回流,较为复杂,且反硝化回流是从好氧池末端回流而不是从系统末端回流,不能参照传统 AAO 工艺按照出水所含硝态氮浓度粗略计算硝化液回流量,而对此回流系统内的计算分析鲜有报道。对于缺氧池至厌氧池的除磷需求的回流,目前大部分报道为后缺氧回流至厌氧池,而前缺氧池也可作为起始点,该回流起始点的选择会直接影响到生物除磷效果,但无报道分析说明原因。

本文通过对 AAO-MBR 工艺各单元(厌氧、缺氧、好氧、后缺氧、膜池)硝态氮浓度的计算分析,准确得到反硝化回流量,正确选择缺氧池至厌氧池的起始回流点,为本工艺合理设计及稳定运行提供支持。

1 项目背景

山西省某污水处理厂设计规模为 10 万 m³/d,

原设计出水为《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)一级 A 标准。其中一期设计规模为 5 万 m³/d,采用奥贝尔氧化沟工艺,二期设计规模为 5 万 m³/d,采用 AAO 工艺。山西省出台污水处理厂排放新地标,污水处理厂出水主要指标需达到《地表水环境质量标准》(GB 3838—2002)中 IV 类标准(TN 除外),所以需要进行提标改造。

按照新进出水水质核算,原有生化系统只能处理 6 万 m³/d 水量,同时受二沉池表面负荷限制,仅在原构筑物上进行改造难度较大,故生化系统需原厂新增扩容 4 万 m³/d。由于现况进水各水质指标比原设计提升较多,且新出水标准更加严格,结合厂内用地情况,采用占地省、效果好的 AAO-MBR 工艺,预处理等构筑物沿用原有设施。

2 进出水水质

根据现况进水水质,本次设计进水水质指标浓度比原设计进水水质大幅增加,出水指标除 TN 外均需满足地表水 IV 类标准(TN ≤ 10 mg/L),具体如表 1 所示。

表 1 设计进出水水质

Tab. 1 Designed Water Quality of Influent and Effluent

| 项目 | BOD ₅ | COD _{Cr} | SS | 氨氮 | TN | TP |
|--------------------------------|------------------|-------------------|--------|--------|--------|--------|
| 原设计进水水质/(mg·L ⁻¹) | 240 | 500.0 | 260.0 | 30.00 | 40.00 | 5.00 |
| 本次设计进水水质/(mg·L ⁻¹) | 210 | 560.0 | 590.0 | 60.00 | 90.00 | 8.00 |
| 本次设计出水水质/(mg·L ⁻¹) | ≤6 | ≤30.0 | ≤5.0 | ≤1.50 | ≤10.00 | ≤0.30 |
| 本次设计去除率 | ≥97.1% | ≥94.6% | ≥99.2% | ≥97.5% | ≥88.9% | ≥96.3% |

3 AAO-MBR 系统工艺流程

在传统 AAO 工艺基础上,增加后缺氧及膜出水段,在后缺氧段投加碳源,用于进一步去除 TN,膜池单元用于放置膜组器,同时膜吹扫曝气系统能够使

膜池内产生较高浓度溶解氧,可用于剩余碳源分解及好氧环境排泥,保证 COD_{Cr} 达标及提高生物除磷效率。工艺流程如图 1 所示。

自前端预处理后,污水进入厌氧池 A1,与来自

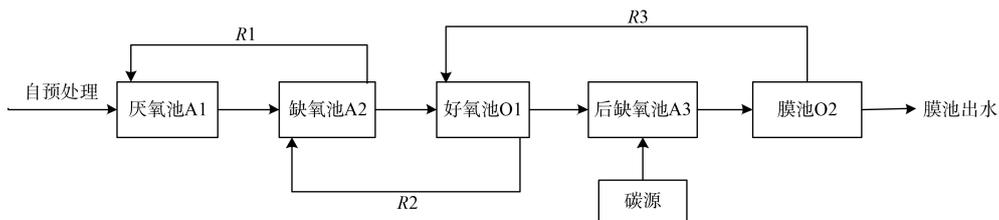


图 1 工艺流程图

Fig. 1 Process Flow Chart

缺氧池 A2 的回流液 R1 充分混合,聚磷菌的厌氧释磷聚能在 A1 内完成。

污水进入 A2 后,与来自好氧池 O1 末端的回流液 R2 充分混合, A2 内的反硝化去除 TN 量为 $BOD_{5\text{进水}}/4$,则其余 TN 需要在后缺氧池 A3 内通过外加碳源去除。

接着,污水进入 O1,完成 COD_{Cr} 的去除及硝化作用,回流液 R3 有两个作用,一是维持 O1 内较高的污泥浓度,二是将膜池 O2 内的溶解氧携带到 O1 池进行利用,节约一定曝气能源。

然后,污水进入 A3,此池内原污水携带的 BOD_5 基本已经在 O1 内消耗殆尽,但 TN 指标仍不满足出水要求,所以需要在 A3 加入适量碳源。

之后污水进入 O2,曝气好氧环境一方面消耗添加的碳源,确保出水 COD_{Cr} 达标,另一方面使剩余污泥在好氧条件下排出,保证微生物体内磷不释放,加强生物除磷效果。

4 氮污染物浓度分析计算

目前,污水处理厂反硝化脱氮过程一般需要通过好氧池回流硝化液至缺氧池进行,硝化液回流量过少则不能达到脱氮效果,过多则会增加溶解氧的携带量而浪费大量碳源。因此,好氧池 O1 末端的硝态氮浓度需要准确计算,从而准确设计硝化液回流量。

缺氧池至厌氧池的回流过程,起始点位可为前缺氧池 A2 末端或者后缺氧池 A3 末端,为了尽量减少对厌氧释磷环境的破坏,需要准确计算二者的硝态氮(化合态氧)浓度,以硝态氮较低者作为回流点。

4.1 相关参数

根据工程具体情况,相关设计参数如表 2 所示。

表 2 设计参数
Tab. 2 Design Parameters

| 设计参数 | 设计值 |
|-----------------------------|-------|
| 处理量 $Q/(m^3 \cdot d^{-1})$ | 4 万 |
| R1 | 200% |
| R3 | 500% |
| 膜池出水 $TN/(mg \cdot L^{-1})$ | 10.00 |
| 脱氮所需 BOD_5/TN | 4 |
| 进水 $TN/(mg \cdot L^{-1})$ | 90.00 |

来水充分与污泥混合保证厌氧池具有一定的污泥浓度,取 R1 为 200%。维持生化阶段较高的污泥浓度,并将膜池内大量溶解氧输送至好氧池前端,取 R3 为 500%。根据室外排水设计规范^[4]留有一定设计余量,按照 $BOD_5/TN=4$ 进行脱氮所需碳源计算。

4.2 分析计算

4.2.1 总去除量分析

本文计算分析过程中,为设计留有余量,忽略污泥同化作用及预处理去除的少量 TN 及 BOD_5 。则 TN 去除量计算如式(1)~式(3)。

$$\Delta TN_1 = (N_0 - N_e) Q = (90.00 - 10.00) \times \frac{40\,000}{1\,000} = 3\,200 \text{ (kg/d)} \quad (1)$$

$$\Delta TN_2 = \frac{S_0}{4} Q = \frac{210}{4} \times \frac{40\,000}{1\,000} = 2\,100 \text{ (kg/d)} \quad (2)$$

$$\Delta TN_3 = 3\,200 - 2\,100 = 1\,100 \text{ (kg/d)} \quad (3)$$

其中: ΔTN_1 ——TN 总去除量,kg/d;

ΔTN_2 ——缺氧池 A2 的 TN 去除量,kg/d;

ΔTN_3 ——后缺氧 A3 的 TN 去除量,kg/d;

N_0 ——系统总进水 TN 质量浓度,mg/L;

N_e ——系统总出水 TN 质量浓度,mg/L;

Q ——进水总量, m^3/d ;

S_0 ——系统总进水 BOD_5 质量浓度,mg/L。

4.2.2 各单元实际流量分析

由于各级回流的影响,各处理单元内实际流量差异较大,设计过程中各单元污染物浓度需要经过计算后得出。由图 1 可知,厌氧池 A1 进水流量及出水流量均为 $(R1+1)Q$;缺氧池 A2 进水流量为 $(R1+R2+1)Q$,出水流量为 $(R2+1)Q$;好氧池 O1 进水流量为 $(R2+R3+1)Q$,出水流量为 $(R3+1)Q$;后缺氧池 A3 进水流量与出水流量均为 $(R3+1)Q$;膜池 O2 进水流量为 $(R3+1)Q$,出水流量为 Q ,相应结果如表 3 所示。R1 与 R3 为上述分析确定值,R2 为未知值,需要后续计算分析得出。

4.2.3 好氧池 O1 末端硝态氮浓度及 R2 值分析计算

当 A2 内反硝化所要去除的 TN 总量一定时,O1 末端回流至 A2 前端的硝化液浓度与回流量乘积一定,所以准确计算好氧池 O1 末端的硝态氮浓度对于确定 R2 的设计值至关重要。

由图 1 可知,好氧池 O1 末端硝态氮浓度与后

表 3 各单元实际流量
Tab. 3 Actual Flow of Each Unit

| 项目 | 进水 | 厌氧池 A1 | 缺氧池 A2 | 好氧池 O1 | 后缺氧池 A3 | 膜池 O2 |
|------|-----|--------|-----------|-----------|---------|-------|
| 起始流量 | Q | $3Q$ | $(R2+3)Q$ | $(R2+6)Q$ | $6Q$ | $6Q$ |
| 出水流量 | Q | $3Q$ | $(R2+1)Q$ | $6Q$ | $6Q$ | Q |

缺氧池 A3 始端硝态氮浓度相同。

由于膜池出水 TN 浓度即为工艺出水,要求质量浓度小于 10.00 mg/L,后缺氧池 A3 末端 TN 质量浓度也为 10.00 mg/L。后缺氧池 A3 的起始端与末端 TN 浓度差与池内实际流量的乘积即为后缺氧 A3 的 TN 去除量,如式(4)。

$$\Delta TN_3 = (R3+1)Q(N_{A3_0} - N_e) \quad (4)$$

其中: N_{A3_0} ——后缺氧 A3 的进水 TN 质量浓度, mg/L。

由前述分析可知, ΔTN_3 为 1 100 kg/d; N_e 为 10.00 mg/L; $R3$ 、 Q 为已知量,代入可得 N_{A3_0} 为 14.58 mg/L。则在 $R2$ 回流硝化液中, TN 浓度减去氨氮质量浓度(1.50 mg/L),硝态氮浓度 N'_{A3_0} 可认为是 13.08 mg/L。

则根据 $R2$ 回流硝态氮浓度及在缺氧池 A2 中 TN 的去除量,可以得出 $R2$ 的计算值,即 $R2 = (\Delta TN_2/Q)/N'_{A3_0} = 401\%$ 。则计算回流比 $R2$ 选取为 400%,设计时可留有一定余量,回流设备变频调速,以便适应季节更替等原因造成的水质较大波动。

4.2.4 缺氧池 A2 末端与后缺氧池 A3 末端硝态氮浓度分析

由 4.2.3 小节计算分析可知,保证合理回流比 $R2$ 时, O1 末端回流的硝态氮经过缺氧池 A2 的反硝化作用基本去除,理想状态可认为 A2 末端硝态氮浓度趋近于 0。

由图 1 可知,后缺氧池 A3 末端硝态氮与膜池 O2 硝态氮质量浓度相同,为 8.50 mg/L。

5 结果讨论

5.1 $R1$ 回流起始点分析

本次设计 $R1$ 从缺氧池 A2 末端回流至厌氧池 A1,也有文献报道 $R1$ 从后缺氧池 A3 末端回流至厌氧池 A1^[1,5]。

由上述计算分析可知,本项目缺氧池 A2 末端的硝态氮含量为 0,而后缺氧池 A3 末端硝态氮质量浓度为 8.50 mg/L。硝态氮作为化合态氧回流至厌

氧池将会破坏厌氧环境,影响聚磷菌释磷聚能过程^[6],所以本设计从 A2 末端回流更佳。

5.2 $R2$ 回流比取值分析

根据 4.2.3 小节计算可知,好氧池 O1 末端的硝态氮质量浓度为 13.08 mg/L,计算 $R2$ 值为 400%。而如果将好氧池 O1 末端硝态氮质量浓度认为是出水的 8.50 mg/L,则计算 $R2$ 值为 617%,计算值过大。由此可知,回流中硝态氮浓度大小对回流量取值有较大影响,而本工艺中硝态氮回流浓度不能按照传统 AAO 工艺计算。

回流携带溶解氧可以消耗缺氧池中碳源,造成碳源的浪费。 $R2$ 过大会造成进水在缺氧池中实际停留时间变短,虽然硝态氮在缺氧池 A2 中的理论停留时间相同,但进水中可用于反硝化作用的有机物会因来不及用于反硝化作用而进入好氧池 O1 内被消耗,同样造成碳源和能源浪费。

同样, $R2$ 值不宜过小。进水中的碳源在缺氧池 A2 中用于反硝化, $R2$ 过小则进水中的碳源不能得到充分利用,同样造成碳源的浪费。

6 AAOA-MBR 工艺设计

6.1 设计参数

本工艺按照 4.2.3 小节计算参数进行设计,本期工程设生化池+MBR 组合池 1 座,分为 2 组,其余设计参数如下。

生化系统:理论停留时间为 22.5 h,其中厌氧池为 2.0 h,缺氧池为 7.5 h,好氧池为 8.0 h,后缺氧池为 4.0 h,膜池为 1.0 h;气水比为 8.64:1.00;膜池污泥质量浓度为 10.00 g/L,好氧池污泥质量浓度为 8.33 g/L。

膜系统:膜材质为聚偏氟乙烯(PVDF),采用浸没式中空纤维膜,平面膜孔径为 0.1 μm ,单个膜组器膜面积为 2 100 m^2 ,共有 8 个膜池廊道,设备总数量为 48 套,平均膜通量为 16.65 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

6.2 图纸设计

根据上述计算分析,本次设计与之前报道的

AAOA-MBR 工艺设计不同之处如下。

(1) 根据 4.2.3 小节硝化液回流量 R_2 计算, 设置回流泵及变频调节回流渠, 为便于监管及调节, 在回流渠上设置渠道流量计。经过计算可知, 回流泵选型需避免直接按照出水硝态氮计算而导致余量过大, 造成碳源浪费及反硝化不彻底, 同时避免因缺少回流流量检测而导致调节的盲目性。

(2) 依据前述计算与回流设计, 可保证缺氧池 A2 末端硝态氮浓度基本为 0, 则 R_1 回流起始端可选择缺氧池 A2 末端, 避免从后缺氧池 A3 末端回流携带较多硝态氮(化合态氧)破坏厌氧池 A1 释磷环境。

6.3 设计调整可行性分析

设计过程中, 根据进水水质及出水要求对工艺及计算分析进行灵活调整。回流量 R_2 可通过变频

调速水泵调节流量, 运行过程中可根据实测水质及本文计算作为依据对 R_2 进行调整, 以应对季节性较大水质变化。

后缺氧池 A3 前段部分可设置曝气缺氧切换, 以便调整硝化与反硝化过程的时间比例。灵活设置碳源加药点, 设置可调加药量, 可应对各参数改变带来的不同加药需求。根据本文提出的计算思路, 设计过程中可针对不同项目进水水质及出水要求, 灵活调整各设计参数以应对不同需求。

7 调试运行结果分析

本项目于 2021 年调试完毕正式运行, AAOA-MBR 系统在 2021 年 9 月—12 月的出水具体指标如表 4 所示。本项目冬季进水水质浓度为全年最高, 水温全年最低, 故冬季运行条件最恶劣, 本时间段运行数据具有较高代表性。

表 4 实际运行进出水水质
Tab. 4 Actual Operation Water Quality of Influent and Effluent

| 项目 | | COD _{Cr} /(mg·L ⁻¹) | SS/(mg·L ⁻¹) | TP/(mg·L ⁻¹) | TN/(mg·L ⁻¹) | 氨氮/(mg·L ⁻¹) |
|----|-----|--|--------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|
| 进水 | 最大值 | 921.0 | 781.0 | 12.60 | 101.00 | 77.00 |
| | 最小值 | 281.0 | 290.0 | 5.00 | 57.00 | 59.00 |
| | 平均值 | 515.0 | 553.0 | 8.35 | 86.00 | 63.00 |
| 出水 | 最大值 | 28.5 | 3.0 | 0.30 | 10.00 | 1.50 |
| | 最小值 | 14.9 | 1.0 | 0.14 | 5.20 | 0.15 |
| | 平均值 | 21.2 | 1.6 | 0.25 | 8.10 | 0.73 |

为了与计算结果互相验证, 在出水各指标均达标的运行工况下, 选取进水 BOD₅ 浓度有明显差异的生产日, 同时监测好氧池 O1 末端硝态氮浓度, 结

果如表 5 所示。由表 5 可知, 实际出水硝态氮浓度较低, 好氧池 O1 末端硝态氮浓度高于总出水硝态氮浓度, 用来计算 R_2 回流比较为合理。

表 5 O1 末端与出水硝态氮浓度对比
Tab. 5 Comparison of Nitrate Nitrogen Concentration between O1 End and Effluent

| 序号 | 进水 BOD ₅ /(mg·L ⁻¹) | 进水 TN/(mg·L ⁻¹) | O1 末端硝态氮/(mg·L ⁻¹) | 出水硝态氮/(mg·L ⁻¹) |
|----|--|-----------------------------|--------------------------------|-----------------------------|
| 1 | 135 | 51.00 | 10.50 | 8.10 |
| 2 | 201 | 78.00 | 12.00 | 8.20 |
| 3 | 282 | 94.00 | 11.70 | 8.50 |

8 结论

本文在实际工程案例基础上, 通过对 AAOA-MBR 工艺研究计算分析, 为后续该工艺设计及运行提供支持。

(1) 本工艺 R_1 回流起始端选前缺氧 A2 池末端

为最优, 后缺氧池 A3 末端硝态氮浓度较高, 会破坏厌氧池 A1 的厌氧环境, 不适合作为 R_1 的回流起始点。

(2) 本工艺各单元因回流级数较多, 回流量复杂, 好氧池 O1 末端至缺氧池 A2 前端的回流 R_2 不

能按照出水中的硝态氮浓度粗略计算,需要准确计算好氧池末端的硝态氮浓度,据此计算回流 R_2 。

(3) R_2 需根据实际水质计算调整,过大则会由于携带的溶解氧造成碳源浪费,同时多余回流量造成能源浪费;过小则缺氧池 A2 中反硝化作用不能充分利用进水中的碳源,同样造成碳源浪费。

(4) 本工艺运行中,可根据实际进水季节变化情况计算调整回流量等运行参数优化运行。

参考文献

[1] 于翔,李捷,罗凡. AAOA-MBR 工艺在工程中的应用分析

[J]. 水处理技术, 2021, 47(3): 133-136.

[2] 李捷,隋军,马振强,等. AAOA/MBR 工艺优化运行参数研究[J]. 中国给水排水, 2013, 29(5): 82-84.

[3] 刘纪成,张勇,陈春生,等. AAOA-MBR 工艺在超高污泥浓度下的运行[J]. 中国给水排水, 2018, 34(9): 1-5.

[4] 住房和城乡建设部. 室外排水设计规范: GB 50014—2021 [S]. 北京: 中国计划出版社, 2021.

[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.

[6] 李茂侨,陈志强,温沁雪. 硝态氮及碳源浓度对 A-AAO 工艺厌氧释磷影响的研究[J]. 环境科学与管理, 2018, 43(2): 107-111.

(上接第 54 页)

目实施及管理流程化和制度化,统一建设标准,并推动新项目的策划和实施。

5 结语

长江经济带城市供水管家模式是立足于我国新发展阶段的形势下对城市供水业高质量发展新模式的探索成果。本研究提出了城市供水管家的概念、内涵及其基本特性;构建了城市供水管家模式的框架结构体系,包括其供水技术体系和质量控制体系等;最后对该模式的实施路径进行了探索与建议。城市供水管家模式仍需在新形势下进行不断探索和经验总结,不断丰富与完善模式内涵及更有效的实施路线方案。

参考文献

[1] 赵原. 环保管家服务模式在工业园区的应用——以江西省某工业园区为例[J]. 环境与发展, 2020, 32(2): 246-247.

[2] 邓宇杰,郑和震,陈英健. 长江大保护时空大数据云平台建设需求分析[J]. 水利规划与设计, 2021(9): 12-15.

[3] 文传浩,林彩云. 长江经济带生态大保护政策: 演变、特征与战略探索[J]. 河北经贸大学学报, 2021, 42(5): 1-8.

[4] 贾琨. 国有企业城市供水项目投融资决策探析[J]. 管理观察, 2019(5): 175-177.

[5] 姜亦华. 江苏省实施长江大保护的成效与建议[J]. 长江技

术经济. 2021, 5(s2): 215-217.

[6] MAZIOTIS A, VILLEGAS A, MOLINOS-SENANTE M. The cost of reducing unplanned water supply interruptions: A parametric shadow price approach [J]. Science of the Total Environment. 2020, 719: 137487. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2020.137487.

[7] 吕竹,罗轶,韦运明,等. 大规模供水管网并网的实践[J]. 净水技术, 2021(s1): 199-203.

[8] 郑秀亮. 环保管家, 环保服务业新热点[J]. 环境, 2020(10): 62-63.

[9] 郑鹏. 环保管家服务模式的分析与探讨[J]. 环境保护与循环经济, 2021, 41(1): 102-104.

[10] 乔俊杰. 全过程工程咨询服务能力提升路径研究[J]. 中国招标, 2021(11): 36-37.

[11] 曾颖. 降低供水管网漏损率的实践分析——以上海市嘉定区为例[J]. 净水技术, 2021(s1): 208-210, 220.

[12] PRECIADO C C, HUSBAND S, BOXALL J, et al. Intermittent water supply impacts on distribution system biofilms and water quality [J]. Water Research. 2021, 201: 117372. DOI: 10.1016/j.watres.2021.117372.

[13] 刘瑞. 飞毕联合供水工程取水设计关键点分析[J]. 陕西水利, 2021(2): 126-127, 130.

[14] 林晓丹,陈方亮,强志民,等. 供水管网水质模型的研究进展: 经验统计模型[J]. 中国给水排水, 2021, 37(14): 1-7.

[15] 卢宁,马娜,江平. 供水标准体系框架构建研究[J]. 中国标准化, 2017(6): 38-39.