

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2021.17.010

# 两点进水三段 A/O – MBBR 生物脱氮中试研究

王雪欣, 毕学军, 麻弛张, 王晓东, 周小琳

(青岛理工大学环境与市政工程学院 城镇污水处理与资源化国家地方联合工程研究中心, 山东 青岛 266033)

**摘要:** 针对城镇污水处理高效脱氮技术难题,利用分点进水多段 A/O 与 MBBR 两种技术的优势,构建了两点进水三段 A/O – MBBR 系统,考察了其中低温条件下对有机物、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、总无机氮(TIN)的去除效果,分析了各反应区段及其功能反应器对主要污染物的去除能力。结果表明,在温度为 12 ~ 15 °C、有机负荷为  $(349.71 \pm 13.40) \text{ g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  [以溶解性 COD( $\text{COD}_s$ )计]、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  负荷为  $(105.56 \pm 6.48) \text{ g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  条件下,通过后置反硝化投加 60 mg/L 碳源(乙酸钠,以  $\text{COD}_s$  计),两点进水三段 A/O – MBBR 系统对  $\text{COD}_s$ 、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、TIN 的去除率分别为  $(78.60 \pm 1.43)\%$ 、 $(99.51 \pm 0.41)\%$ 、 $(82.49 \pm 2.36)\%$ ,其出水浓度分别稳定在  $(20.97 \pm 1.51)$ 、 $(0.15 \pm 0.13)$ 、 $(6.24 \pm 0.57) \text{ mg/L}$ ,两点进水三段 A/O – MBBR 系统在中低温条件下可以实现对有机物与含氮污染物的高效去除。

**关键词:** 三段缺氧/好氧; 移动床生物膜反应器; 分点进水; 脱氮

**中图分类号:** TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2021)17-0062-07

## Nitrogen Removal of Pilot-scale Three Stages A/O-MBBR with Two-step-feed

WANG Xue-xin, BI Xue-jun, MA Chi-zhang, WANG Xiao-dong, ZHOU Xiao-lin

(State and Local Joint Engineering Research Center of Urban Wastewater Treatment and Reclamation, School of Environmental and Municipal Engineering, Qingdao University of Technology, Qingdao 266033, China)

**Abstract:** To achieve efficient biological nitrogen removal in urban sewage treatment processes, a pilot-scale three stages A/O-MBBR system with two-step-feed was built by making use of the advantages of the multistage anoxic/aerobic (A/O) with step-feed and moving bed biofilm reactor (MBBR). The removal performance of organics, ammonia nitrogen and total inorganic nitrogen (TIN) at medium-low temperature was investigated, and the removal capacity of major pollutants in each unit and its functional reactor was analyzed. When the reaction temperature, organic loading rate [calculated as dissolved organic matter ( $\text{COD}_s$ )] and ammonia nitrogen loading rate were 12 – 15 °C,  $(349.71 \pm 13.40) \text{ g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  and  $(105.56 \pm 6.48) \text{ g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ , respectively, the removal efficiencies of  $\text{COD}_s$ ,  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  and TIN in the system were  $(78.60 \pm 1.43)\%$ ,  $(99.51 \pm 0.41)\%$  and  $(82.49 \pm 2.36)\%$  by adding 60 mg/L carbon source (sodium acetate, calculated as  $\text{COD}_s$ ) in the post-anoxic tank, and the  $\text{COD}_s$ ,  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  and TIN in the effluent were  $(20.97 \pm 1.51) \text{ mg/L}$ ,  $(0.15 \pm 0.13) \text{ mg/L}$  and  $(6.24 \pm 0.57) \text{ mg/L}$ .

基金项目: 国家水体污染控制与治理科技重大专项(2017ZX07101-002-005)

通信作者: 毕学军 E-mail: xuejunb@126.com

0.57) mg/L, respectively. Therefore, the three stages A/O-MBBR system with two-step-feed had high removal efficiencies of organics and nitrogenous pollutants at medium-low temperature.

**Key words:** three stages anoxic/aerobic; moving bed biofilm reactor (MBBR); step-feed; nitrogen removal

随着我国经济发展的客观需求,加快城镇污水处理基础设施建设已成为现阶段解决城市水体环境质量的重要举措。目前,在《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)基础上,众多省市出台了地方性的城镇污水处理厂水污染物排放标准,如北京市的《北京市城镇污水处理厂水污染物排放标准》(DB 11/890—2012)、天津市的《城镇污水处理厂水污染物排放标准》(DB 12599—2015),其对城镇污水处理厂出水水质提出了新要求,尤其是对有机物、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、总氮等水质指标的要求更为严格。以 A<sup>2</sup>/O 工艺为代表的污水生物脱氮除磷技术面临着新的挑战,围绕城镇污水高效生物脱氮技术的研发成为现阶段研究的热点。活性污泥法分点进水多段 A/O 工艺由于其在生物脱氮以及碳源优化利用的高效性而受到广泛关注与应用。但是如何使活性污泥法在低温条件下保持良好的硝化功能一直是困扰污水生物脱氮处理的难题。通常当反应温度低于 15 °C 时,活性污泥法的硝化功能就开始下降,当反应温度低于 12 °C 时,活性污泥法的硝化功能受到严重抑制<sup>[1-2]</sup>。

移动床生物膜反应器 (MBBR) 作为一种以生物膜为主体的污水生物处理方法,由于生物膜在悬浮载体表面附着生长及其在固定反应单元内形成功能性生物膜的特性,使其不仅具有较高的生物硝化与反硝化脱氮能力<sup>[3-4]</sup>,而且表现出较强的抗低温影响能力<sup>[5]</sup>。DelaTolla 等人<sup>[6-7]</sup>的研究证明,MBBR 在 6 °C 低温条件下仍表现出较好的生物处理能力。

针对城镇污水处理高效脱氮技术需求,笔者利用分点进水多段 A/O 与 MBBR 的优势,构建了两点进水三段 A/O-MBBR 系统,考察了其在低温条件下对有机物、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、总无机氮 (TIN) 的去除效果,分析了各反应段及其工艺单元对污染物的去除能力,旨在为城镇污水处理高效脱氮多段 A/O-MBBR 系统构建及其优化调控提供技术支撑。

## 1 材料与方法

### 1.1 中试系统的构建与运行条件

本研究建立了一套处理规模为 48 m<sup>3</sup>/d 的纯膜

中试系统,该系统采用两点进水三段 A/O-MBBR 工艺,具体工艺流程如图 1 所示。两点进水三段 A/O-MBBR 工艺系统由三段式缺氧/好氧 (A/O) 组成,共划分为 10 个反应单元,即第一段 A/O 由缺氧 (A<sub>1</sub> + A<sub>2</sub>) 与好氧 (O<sub>3</sub> + O<sub>4</sub>) 4 个反应器组成,第二段 A/O 由缺氧 (A<sub>5</sub> + A<sub>6</sub>) 与好氧 (O<sub>7</sub> + O<sub>8</sub>) 4 个反应器组成,第三段 A/O 由缺氧 (A<sub>9</sub>) 与好氧 (O<sub>10</sub>) 两个反应器组成,且每个缺氧和好氧反应器均投加 SP-3 型悬浮生物载体 (比表面积为 620 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>),并控制填充率为 35%。中试系统中每个反应器的有效容积均为 1.4 m<sup>3</sup> (1 m × 1 m × 1.4 m,反应器高为 1.7 m,水深为 1.4 m)。第一段 A/O 设置 O<sub>4</sub> 至 A<sub>1</sub> 的硝化液回流,回流比为 100%;第二段 A/O 设置 O<sub>8</sub> 至 A<sub>5</sub> 的硝化液回流,回流比为 100%;第三段 A/O 中缺氧反应器 (A<sub>9</sub>) 用于后置反硝化,好氧反应器 (O<sub>10</sub>) 主要起到后置反硝化、残留有机物的去除及保证系统硝化的作用。本试验中,控制总进水流量为 2 m<sup>3</sup>/h,分点进水方式为在 A<sub>1</sub>、A<sub>5</sub> 反应器设置进水点,控制两点进水比为 1:1。中试系统内各好氧反应器均采用穿孔管曝气,为使各好氧反应器溶解氧为 5~7 mg/L,实际控制气水比为 5:1~10:1;缺氧反应器采用机械搅拌,控制搅拌混合功率为 25 W/m<sup>3</sup>。为保证系统后置反硝化的正常运行,在 A<sub>9</sub> 反应器中投加浓度为 60 mg/L 的乙酸钠 [以溶解性 COD (COD<sub>S</sub>) 计] 作为外加碳源。中试装置的 HRT 为 7 h。

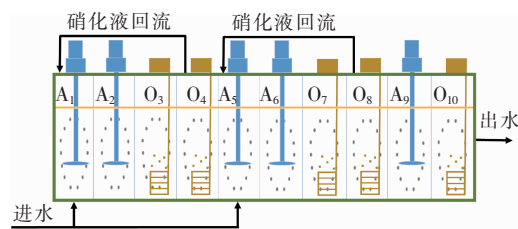


图 1 两点进水三段 A/O-MBBR 工艺流程

Fig. 1 Flow chart of three stages A/O-MBBR with two-step-feed

### 1.2 水质特征

中试在张家口崇礼区云顶密苑滑雪度假村进

行,处理对象为云顶大酒店产生的生活污水。中试系统进水水质:温度为 $12 \sim 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ , pH 值为 $7 \sim 9$ , SS、TP、COD、 $\text{COD}_s$ 、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、TIN 分别为 $(173.67 \pm 44.84)$ 、 $< 0.50$ 、 $(148.51 \pm 5.55)$ 、 $(102.26 \pm 3.91)$ 、 $(30.79 \pm 1.89)$ 、 $(34.78 \pm 2.30)$  mg/L。

### 1.3 检测项目及方法

$\text{COD}_s$ 、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$  和 TP 等常规指标采用《水和废水监测分析方法》(第4版)测定;溶解氧和温度采用便携式溶解氧仪测定;pH 值采用梅特勒-托利多 SG32 多参数测试仪测定;SS 采用哈希便携式 TSS 仪测定;总无机氮(TIN)为 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$  与  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  的总和。

## 2 结果与讨论

### 2.1 两点进水三段A/O-MBBR 系统的运行效果

在反应温度为 $12 \sim 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、两点进水三段A/O-MBBR 系统理论 HRT 为 7 h、有机负荷为 $(349.71 \pm 13.40)$  g/( $\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ) (以  $\text{COD}_s$  计,下同)条件下,当进水  $\text{COD}_s$ 、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、TIN 分别为 $(102.26 \pm 3.91)$ 、 $(30.79 \pm 1.89)$ 、 $(34.78 \pm 2.30)$  mg/L 时,平均出水浓度分别为 $(20.97 \pm 1.51)$ 、 $(0.15 \pm 0.13)$ 、 $(6.24 \pm 0.57)$  mg/L,去除率分别达到 $(78.60 \pm 1.43)\%$ 、 $(99.51 \pm 0.41)\%$ 、 $(82.49 \pm 2.36)\%$ 。

### 2.2 $\text{COD}_s$ 去除过程分析

根据 MBBR 系统悬浮生物载体表面生物膜的固有特性,其对非溶解性有机物  $\text{COD}_{\text{NS}}$  (包括颗粒性有机物  $\text{COD}_p$  和胶体性有机物  $\text{COD}_c$ ) 的去除受有机负荷的影响较大,当其处于较高有机膜表面负荷条件下, $\text{COD}_{\text{NS}}$  水解转化率处于较低水平,同时由于本试验进水与出水的  $\text{COD}_{\text{NS}}$  平均浓度分别为 46.25、34.19 mg/L,其水解转化量仅为 12.06 mg/L,故本试验仅研究针对有机物去除,忽略  $\text{COD}_{\text{NS}}$  水解转化带来的  $\text{COD}_s$  变化,以进水与出水中溶解性有机物  $\text{COD}_s$  作为分析指标。同时对于纯膜 MBBR 工艺系统而言,由于无法形成厌氧释磷-好氧吸磷的生物反应条件,通常生物除磷作用可以忽略不计;本中试系统出水 SS 仅为 $(151.94 \pm 32.84)$  mg/L,其主要为进水中无法转化降解的非溶解性有机物  $\text{COD}_{\text{NS}}$  和脱落的生物膜,故可通过气浮、高密度沉淀池等高效泥水分离技术代替活性污泥法的二沉池来实现对 SS 的高效去除,并根据出水目标要求进行加药,对系统进行化学除磷。

本中试系统在反应温度为 $12 \sim 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、有机负荷

为 $(349.71 \pm 13.40)$  g/( $\text{m}^3 \cdot \text{d}$ )的条件下,由于采用分点进水,第一段、第二段 A/O-MBBR 分系统的进水量均为 $1\text{ m}^3/\text{h}$ ,第一段、第二段、第三段 A/O-MBBR 分系统( $\text{O}_4$ 、 $\text{O}_8$ 、 $\text{O}_{10}$ )出水  $\text{COD}_s$  浓度分别为 $(26.13 \pm 1.40)$ 、 $(26.17 \pm 1.55)$ 、 $(20.97 \pm 1.51)$  mg/L,可以看出第一、二段( $\text{O}_4$ 、 $\text{O}_8$ )与第三段( $\text{O}_{10}$ ) A/O-MBBR 分系统出水  $\text{COD}_s$  浓度的差值仅为 $(5.20 \pm 1.55)$  mg/L。由此表明,进水  $\text{COD}_s$  在第一、二段 A/O-MBBR 分系统内得到充分去除,虽然为保证第三段 A/O-MBBR 系统后置反硝化需要投加一定量外源性碳源,但不计入  $\text{COD}_s$  总去除量,故本中试条件下第三段 A/O-MBBR 系统对  $\text{COD}_s$  的去除贡献忽略不计。因此,在不考虑第三段 A/O-MBBR 系统对  $\text{COD}_s$  去除贡献的情况下, $\text{A}_1 \sim \text{O}_8$  对  $\text{COD}_s$  的去除贡献率分别为 34.33%、1.43%、10.40%、4.91%、30.86%、4.51%、8.78% 和 4.78%。可以看出,第一段与第二段 A/O-MBBR 分系统对  $\text{COD}_s$  的去除贡献率分别为 51.07% 和 48.93%。

从各反应区段对  $\text{COD}_s$  的去除效果来看,第一段 A/O-MBBR 系统缺氧反应区( $\text{A}_1 + \text{A}_2$ )内约 70.01% 的  $\text{COD}_s$  用于反硝化脱氮,剩余 29.99% 的  $\text{COD}_s$  在好氧区( $\text{O}_3 + \text{O}_4$ )内被去除,其中  $\text{O}_3$ 、 $\text{O}_4$  好氧反应器对  $\text{COD}_s$  的去除贡献率分别为 20.36% 和 9.63%,如图 2(a)所示;第二段 A/O-MBBR 分系统缺氧反应区( $\text{A}_5 + \text{A}_6$ )内约 72.30% 的  $\text{COD}_s$  用于反硝化脱氮,剩余 27.70% 的  $\text{COD}_s$  在好氧区( $\text{O}_7 + \text{O}_8$ )内得到去除,其中  $\text{O}_7$ 、 $\text{O}_8$  两好氧反应器对  $\text{COD}_s$  的去除贡献率分别为 17.94% 与 9.76%,如图 2(b)所示。

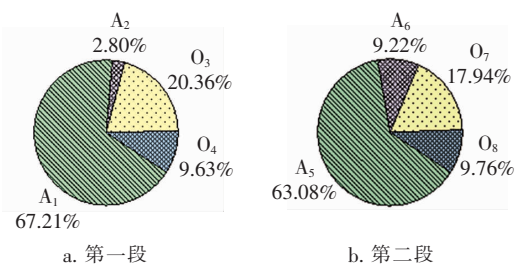


图2 第一段、第二段分系统对  $\text{COD}_s$  的去除贡献率

Fig. 2 Removal contribution rate of  $\text{COD}_s$  by the first and second sub-systems

第一段和第二段好氧反应器进水  $\text{COD}_s$  膜表面负荷率与  $\text{COD}_s$  膜表面去除负荷率的关系见图 3。 $\text{O}_3$ 、 $\text{O}_7$  进水  $\text{COD}_s$  膜表面负荷率分别为 $(7.65 \pm$



0.58)、 $(10.59 \pm 0.83) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ,其对应的  $\text{COD}_s$  膜表面去除负荷率分别为 $(1.46 \pm 0.40)$ 、 $(1.33 \pm 0.35) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ , $\text{COD}_s$  膜表面去除负荷率与  $\text{COD}_s$  膜表面负荷率呈显著的线性关系( $P < 0.01$ )。同时  $\text{O}_4$ 、 $\text{O}_8$  进水  $\text{COD}_s$  膜表面负荷率分别为 $(6.01 \pm 1.59)$ 、 $(8.99 \pm 0.60) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ,其对应的  $\text{COD}_s$  膜表面去除负荷率分别为 $(0.76 \pm 0.16)$ 和 $(0.88 \pm 0.23) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。在两段进水有机负荷相同的条件下,虽然第二段 A/O-MBBR 分系统水力负荷增加 1 倍导致理论水力停留时间缩短一半,但较高的水力负荷形成的水力剪切作用强化了生物膜更新并提高了生物膜代谢活性,增强了该段好氧反应对  $\text{COD}_s$  的去除能力与运行的稳定性。上述结果表明,本中试采用的两点进水三段 A/O-MBBR 工艺中, $\text{O}_3$ 、 $\text{O}_7$  两好氧反应器承担了绝大部分  $\text{COD}_s$  负荷,降低了  $\text{O}_4$ 、 $\text{O}_8$  两好氧反应器的  $\text{COD}_s$  负荷,为有机物高效去除与系统硝化创造了有利条件,同时反映出两点进水三段 A/O-MBBR 工艺在强化有机物去除方面的优越性及工艺布置的合理性。

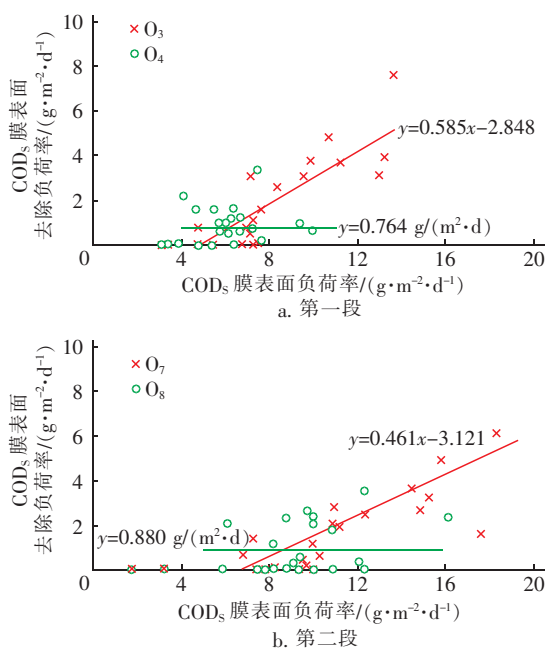


图3 第一段和第二段好氧反应器进水  $\text{COD}_s$  膜表面负荷率与  $\text{COD}_s$  膜表面去除负荷率的关系

Fig.3 Relationship between the biofilm surface loading rate of influent  $\text{COD}_s$  and the biofilm surface removal rate of  $\text{COD}_s$  in each aerobic reactor

### 2.3 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 去除过程分析

在  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  负荷为 $(105.56 \pm 6.48) \text{ g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$

d)条件下,第一段、第二段、第三段 A/O-MBBR 分系统出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度分别为 $(7.21 \pm 0.64)$ 、 $(2.84 \pm 0.38)$ 、 $(0.15 \pm 0.13) \text{ mg/L}$ ,第一段 A/O-MBBR 分系统出水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  较第二段高  $4.37 \text{ mg/L}$ ,在第一段 A/O-MBBR 分系统未完全硝化条件下,第二段 A/O-MBBR 分系统确保了硝化与脱氮。三段式 A/O-MBBR 系统中  $\text{O}_3$ 、 $\text{O}_4$ 、 $\text{O}_7$ 、 $\text{O}_8$ 、 $\text{O}_{10}$  好氧反应器对  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  的去除贡献率分别为 20.54%、19.37%、29.97%、26.14% 和 3.98%,其中第二段 A/O-MBBR 分系统的好氧反应区 ( $\text{O}_7 + \text{O}_8$ ) 对  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  的去除贡献率远大于第一段 ( $\text{O}_3 + \text{O}_4$ ),其差值达 16.20%。相对于整个系统而言, $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  在第二段 A/O-MBBR 系统中出水浓度下降到较低水平,导致第三段 A/O-MBBR 分系统好氧反应器对  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  的去除贡献率较低,表明  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  在三段 A/O-MBBR 系统前两段即得到有效去除。

图4为第一、二段好氧反应器进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率与  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率的关系。可以看出,对于第一段 A/O-MBBR 分系统  $\text{O}_3$ 、 $\text{O}_4$  好氧反应器而言,在  $\text{COD}_s$  膜表面去除负荷率分别为 $(1.46 \pm 0.40)$ 、 $(0.76 \pm 0.16) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 的条件下,当该分系统进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率小于  $1.0/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  时,其  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率与进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率呈一级反应线性关系,其斜率接近 1.0;当进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率大于  $1.0 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  时, $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率与进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率呈零级反应关系, $\text{O}_3$ 、 $\text{O}_4$  两好氧反应器的  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率分别为 $(3.27 \pm 0.14)$ 、 $(2.23 \pm 0.12) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ,其对应的  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率分别达到 $(1.03 \pm 0.30)$ 、 $(1.03 \pm 0.32) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。对于第二段 A/O-MBBR 分系统  $\text{O}_7$ 、 $\text{O}_8$  好氧反应器而言,在  $\text{COD}_s$  膜表面去除负荷率分别为 $(1.33 \pm 0.35)$ 、 $(0.88 \pm 0.23) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 条件下,当进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率小于  $1.0 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  时,其结果与第二段 A/O-MBBR 分系统结果相同;当进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率大于  $1.0 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$  时, $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率与进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率同样呈零级反应关系, $\text{O}_7$ 、 $\text{O}_8$  好氧反应器  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率分别为 $(3.70 \pm 0.19)$ 、 $(2.25 \pm 0.11) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ,其对应的  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率分别达到

$(1.67 \pm 0.54)$ 、 $(1.54 \pm 0.59)$   $\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。对于第三段 A/O-MBBR 分系统  $\text{O}_{10}$  好氧反应器而言,由于系统进水中的  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  在前两段分系统内充分硝化,故  $\text{O}_{10}$  好氧反应器进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率通常小于  $1.0 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ,其进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率与  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率呈一级反应线性关系,其斜率亦接近 1.0。

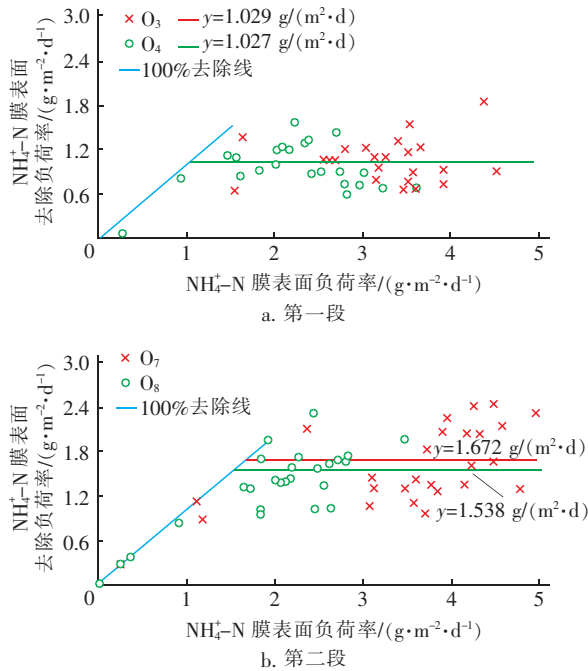


图4 第一段和第二段好氧反应器进水  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率与  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率的关系

Fig.4 Relationship between the biofilm surface loading rate of influent  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  and the biofilm surface removal rate of  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  in each aerobic reactor

从上述结果来看,由于中试系统采用等比例分点进水,在第一段与第二段 A/O-MBBR 分系统进水氨氮负荷相同的条件下,两段分系统的  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  硝化能力差异较大,特别是第一段 A/O-MBBR 分系统不完全硝化出流进入第二段系统,导致了第二段 A/O-MBBR 分系统  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率增加了 14.2%。尽管如此,第二段 A/O-MBBR 分系统  $\text{O}_7$ 、 $\text{O}_8$  好氧反应器仍表现出较好的硝化能力,而且其对  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率分别较第一段  $\text{O}_3$ 、 $\text{O}_4$  好氧反应器提高 62% 和 50%。Ashkanani 等<sup>[8]</sup> 针对 MBBR 的研究表明,在  $20^\circ\text{C}$  条件下其  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率可以达到  $(1.10 \pm 0.05) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。魏小涵等<sup>[9]</sup> 关于 MBBR 的研究表明,在

$14^\circ\text{C}$ 、溶解氧充足条件下,MBBR 系统  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面负荷率可达  $1.0 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。本研究中,第一段 A/O-MBBR 分系统中  $\text{O}_3$ 、 $\text{O}_4$  好氧反应器的  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率与上述结果较为一致,但第二段中  $\text{O}_7$ 、 $\text{O}_8$  好氧反应器  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率明显高于上述研究结果和第一段 A/O-MBBR 分系统中  $\text{O}_3$ 、 $\text{O}_4$  好氧反应器。分析其原因可能与 MBBR 工艺悬浮生物载体表面生物膜结构变化有关,在第二段 A/O 分系统水力负荷增加(1 倍)致使理论水力停留时间缩短,较高水力负荷导致的水力剪切作用强化了生物膜更新并提高了生物膜的代谢活性,同时在一定程度上强化了氧气和基质的传质效率,在  $\text{O}_7$ 、 $\text{O}_8$  好氧反应器内悬浮生物载体表面形成了更为高效的生物膜,由此表明两点进水三段 A/O-MBBR 工艺有利于生物膜结构的优化,同时通过前两段 A/O 系统硝化功能的互补,提高了系统硝化功能的稳定性,进一步表明分点进水与多段 A/O 工艺布置形式在去除氨氮方面的优越性及合理性。

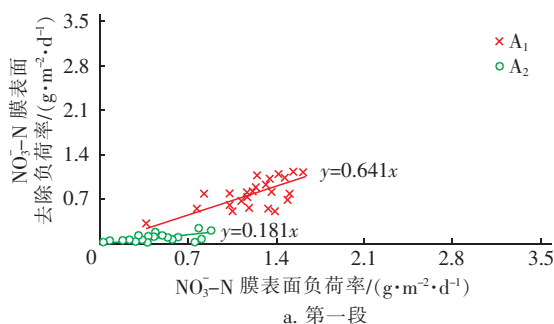
## 2.4 TIN 去除过程分析

试验结果表明,A/O-MBBR 分系统缺氧反应区( $\text{A}_2$ 、 $\text{A}_6$ 、 $\text{A}_9$ )出水  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  浓度分别为  $(1.81 \pm 0.29)$ 、 $(3.02 \pm 0.49)$ 、 $(3.05 \pm 0.58) \text{ mg/L}$ 。三段式 A/O-MBBR 系统中各段 A/O 分系统的缺氧反应区对 TIN 的去除贡献率分别为 29.32%、36.78%、33.90% ( $\text{A}_1$ 、 $\text{A}_2$ 、 $\text{A}_5$ 、 $\text{A}_6$ 、 $\text{A}_9$  对 TIN 的去除贡献率分别为 21.88%、7.44%、26.98%、9.80%、33.90%)。

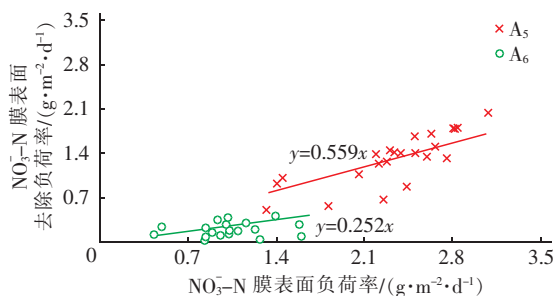
从 TIN 去除角度分析,在三段 A/O-MBBR 系统的前两段,当硝化液总回流比为 100% 时,其利用原水碳源的前置反硝化 TIN 去除率达 66.1%,与一段式系统(硝化液回流比为 100% 时,前置反硝化 TIN 去除率理论值为 50%)相比,该系统提高了前置反硝化碳源利用率与 TIN 去除率;在前置反硝化基础上,剩余  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  在第三段 A/O-MBBR 分系统后置反硝化  $\text{A}_9$  反应器内通过外源性碳源反硝化得到有效去除,从而实现两点进水三段 A/O-MBBR 系统高效脱氮。

三段式 A/O-MBBR 系统各段缺氧反应器  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面去除负荷率与  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面负荷率之间的关系如图 5 所示。从图 5 可以看出,各段缺氧反应器的  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面去除负荷率与

$\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面负荷率均呈较好的线性关系 ( $P < 0.01$ )。在  $A_1$ 、 $A_5$  缺氧反应器进水的  $\text{C}/\text{N}$  值 ( $\text{COD}_s/\text{TIN}$  值) 分别为 2.35、2.27 条件下,  $A_1$ 、 $A_5$  缺氧反应器的  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面负荷率分别为  $(1.24 \pm 0.05)$ 、 $(2.36 \pm 0.10) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ , 对应的  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面去除负荷率分别达到  $(0.79 \pm 0.04)$ 、 $(1.33 \pm 0.09) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ; 而两个分系统前置反硝化  $A_2$ 、 $A_6$  缺氧反应器的  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面负荷率分别仅为  $(0.43 \pm 0.04)$ 、 $(1.02 \pm 0.06) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ , 其对应的  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面去除负荷率分别为  $(0.08 \pm 0.01)$ 、 $(0.20 \pm 0.03) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。分析原因, 大部分原水中的碳源在  $A_1$ 、 $A_5$  缺氧反应器被利用消耗, 同时大部分  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  得到有效去除,  $A_2$ 、 $A_6$  缺氧反应器内  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  与可利用碳源基质下降, 导致  $A_2$ 、 $A_6$  缺氧反应器的  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面去除负荷率较低<sup>[10]</sup>; 后置反硝化  $A_9$  反应器承担了剩余  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  的反硝化任务, 在  $A_9$  缺氧反应器  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面负荷率为  $(2.67 \pm 0.09) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 、通过外加碳源形成  $\text{C}/\text{N}$  值为 5.98 条件下, 其对应的  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面去除负荷率达到  $(2.08 \pm 0.09) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。上述结果表明, 在两点进水三段 A/O-MBBR 系统内,  $A_1$ 、 $A_5$  缺氧反应器承担了前置反硝化的主体作用,  $A_2$ 、 $A_6$  缺氧反应器受基质条件影响, 其反硝化功能处于非常低的水平, 从系统优化角度出发, 可以省略  $A_2$ 、 $A_6$  缺氧反应器。



a. 第一段



b. 第二段

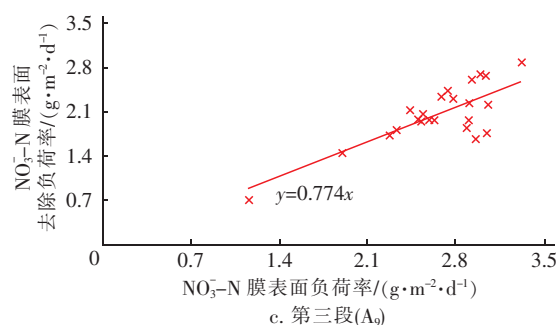
c. 第三段( $A_9$ )

图 5 各缺氧反应器进水  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面负荷率与  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  膜表面去除负荷率的关系

Fig. 5 Relationship between the biofilm surface loading rate of influent  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  and the biofilm surface removal rate of  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  in each anoxic reactor

### 3 结论

① 两点进水三段 A/O-MBBR 系统在反应温度为  $12 \sim 15^\circ\text{C}$ 、 $A_9$  反应器投加  $60 \text{ mg/L}$  的乙酸钠 (以  $\text{COD}_s$  计) 作为反硝化外加碳源条件下, 对  $\text{COD}_s$ 、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{TIN}$  的去除率分别为  $(78.60 \pm 1.43)\%$ 、 $(99.51 \pm 0.41)\%$ 、 $(82.49 \pm 2.36)\%$ , 出水浓度分别稳定在  $(20.97 \pm 1.51)$ 、 $(0.15 \pm 0.13)$ 、 $(6.24 \pm 0.57) \text{ mg/L}$ 。两点进水三段 A/O-MBBR 系统在中低温条件下具有较好的污染物去除效果。

② 两点进水三段 A/O-MBBR 系统进水  $\text{COD}_s$  主要在第一、二段被去除,  $71.13\%$  的  $\text{COD}_s$  作为反硝化碳源在缺氧反应器被利用, 剩余  $\text{COD}_s$  在好氧反应器中被去除。第一、二段分系统对  $\text{COD}_s$  的去除贡献率分别为  $51.07\%$ 、 $48.93\%$ 。

③ 两点进水三段 A/O-MBBR 系统内第一段两个好氧反应器的硝化能力几乎相同,  $O_3$ 、 $O_4$  反应器的  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率分别稳定在  $(1.03 \pm 0.30)$ 、 $(1.03 \pm 0.32) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。第二段 A/O-MBBR 分系统硝化作用明显优于第一段,  $O_7$ 、 $O_8$  反应器可达到的  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  膜表面去除负荷率分别为  $(1.67 \pm 0.54)$ 、 $(1.54 \pm 0.59) \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。两点进水三段 A/O-MBBR 系统采用两点进水及三级串联的布置形式, 有利于系统内生物膜结构的优化与区段间硝化功能的互补, 提高了系统硝化的稳定性。

④ 在后置反硝化缺氧反应器内投加  $60 \text{ mg/L}$  乙酸钠 (以  $\text{COD}_s$  计) 条件下, 两点进水三段 A/O-MBBR 系统中各段缺氧反应区对  $\text{TIN}$  的去除贡献率分别为  $29.32\%$ 、 $36.78\%$ 、 $33.90\%$ 。在前置硝化液回流比为  $100\%$  条件下, 其前置反硝化脱氮率可达

到66%左右,实现了对原水碳源的高效利用并提高了前置反硝化脱氮效率。

⑤ 两点进水三段 A/O - MBBR 系统在生物脱氮方面的优势体现在:在两点进水与呈串联结构的各反应区段及反应器内形成了与其功能相适应的功能性生物膜结构,使系统具有较高的生物硝化与反硝化脱氮能力;两点进水方式及其反应器结构,实现了 COD<sub>s</sub> 负荷与 NH<sub>4</sub><sup>+</sup> - N 负荷在空间上的优化分配,为有机物高效去除与系统硝化创造了有利条件,同时提高了前置反硝化碳源利用效率与系统的脱氮能力;通过在后置缺氧反应器内投加外源性碳源可以实现对系统出水 TIN 的优化控制,达到高效脱氮的目标;两点进水三段 A/O - MBBR 系统可根据原水中反硝化可利用的有机物量,优化控制各区段回流比,在保证反硝化脱氮的同时降低 MBBR 反应器内可能存在的断面水力负荷的影响。

#### 参考文献:

- [1] 王振,朱振华,丁亚男,等. 低温对 CANON 型序批式生物膜反应器脱氮的影响[J]. 中国环境科学,2019,39(4):1533-1541.  
WANG Zhen, ZHU Zhenhua, DING Yanan, *et al.* Effect of low temperature on nitrogen removal in a sequencing batch biofilm reactor with CANON process[J]. China Environmental Science, 2019, 39 (4): 1533 - 1541 (in Chinese).
- [2] 苑宏英,钱允致,孙烨怡,等. 介体不同投加方式强化低温污水生物反硝化脱氮[J]. 天津城建大学学报,2018,24(6):430-434.  
YUAN Hongying, QIAN Yunzhi, SUN Yeyi, *et al.* Using different adding ways of redox mediator to strengthen sewage biological denitrification at low temperature[J]. Journal of Tianjin Chengjian University, 2018, 24 (6): 430 - 434 (in Chinese).
- [3] MCQUARRIE J P, BOLTZ J P. Moving bed biofilm reactor technology: process applications, design, and performance[J]. Water Environment Research, 2011, 83 (6): 560 - 575.
- [4] DI TRAPANI D, DI BELLA G, MANNINA G, *et al.* Comparison between moving bed-membrane bioreactor (MB-MBR) and membrane bioreactor (MBR) systems: influence of wastewater salinity variation [J]. Bioresource Technology, 2014, 162: 60 - 69.
- [5] HOANG V, DELATOLLA R, ABUJAMEL T, *et al.* Nitrifying moving bed biofilm reactor (MBBR) biofilm and biomass response to long term exposure to 1 °C [J]. Water Research, 2014, 49: 215 - 224.
- [6] DELATOLLA R, TUFENKJI N, COMEAU Y, *et al.* Investigation of laboratory-scale and pilot-scale attached growth ammonia removal kinetics at cold temperature and low influent carbon [J]. Water Quality Research Journal, 2010, 45(4): 427 - 436.
- [7] YOUNG B, DELATOLLA R, KENNEDY K, *et al.* Low temperature MBBR nitrification: microbiome analysis [J]. Water Research, 2017, 111: 224 - 233.
- [8] ASHKANANI A, ALMOMANI F, KHRAISHEH M, *et al.* Bio-carrier and operating temperature effect on ammonia removal from secondary wastewater effluents using moving bed biofilm reactor (MBBR) [J]. Science of the Total Environment, 2019, 693: 133425.
- [9] 魏小涵,毕学军,尹志轩,等. 温度和 DO 对 MBBR 系统硝化和反硝化的影响[J]. 中国环境科学,2019,39(2):612-618.  
WEI Xiaohan, BI Xuejun, YIN Zhixuan, *et al.* Effects of temperature and dissolved oxygen on nitrification and denitrification in MBBR system [J]. China Environmental Science, 2019, 39 (2): 612 - 618 (in Chinese).
- [10] KIM H, KIM Y, HOANG T Q, *et al.* Application of real-time feedback control strategies based on effluent NH<sub>4</sub><sup>+</sup> - N and NO<sub>x</sub><sup>-</sup> - N concentrations in an A<sup>2</sup>/O process [J]. Korean Journal of Chemical Engineering, 2013, 30(8): 1578 - 1587.

作者简介:王雪欣(1995 - ),女,山东平度人,硕士研究生,主要研究方向为水污染控制工程。

E-mail: 13793205892@163.com

收稿日期:2020-04-04

修回日期:2020-05-17

(编辑:任莹莹)