

# A<sup>2</sup>O 工艺好氧末段溶解氧变化对脱氮除磷影响

温沁雪<sup>1</sup> 唐致文<sup>1</sup> 陈志强<sup>1,2</sup> 施汉昌<sup>3</sup> 吕炳南<sup>1</sup>

(1. 哈尔滨工业大学城市水资源与水环境国家重点实验室, 哈尔滨 150090

2. 城市水资源开发利用(北方)国家工程研究中心, 哈尔滨 150090

3. 清华大学环境科学与工程系, 北京 100084)

**摘要** 采用连续流 A<sup>2</sup>O 工艺处理实际的生活污水, 研究好氧末段在不同溶解氧 (DO) 浓度条件下对污泥沉降性能、系统脱氮除磷的影响, 同时考察了 DO 对污泥硝化活性、厌氧释磷速率和反硝化脱氮速率的影响。结果表明, 随着末段溶解氧的提高, 污泥容积指数 SVI 从 140 降至 100 左右, 后又升高到 120~170 系统的硝化效果提高, 氨氮的去除率从 60% 升高到 80% 以上再到 90% 以上; 总氮的去除效果也有显著提高, 平均去除率从 54% 升高到 63% 再到 67%; 虽然磷的去除效果有所加强, 总磷的平均去除率从 41% 升高到 59% 再到 69%, 但仍难达标。

**关键词** A<sup>2</sup>O 工艺 溶解氧 SVI 厌氧释磷 反硝化

中图分类号 X703.1 文献标识码 A 文章编号 1673-9108(2011)05-1041-06

## Effects of dissolved oxygen concentration at the end of aerobic stage in A<sup>2</sup>O on nitrogen and phosphorus removal

Wen Qinxue<sup>1</sup> Tang Zhiwen<sup>1</sup> Chen Zhiqiang<sup>1,2</sup> Shi Hanchang<sup>3</sup> Lü Bingnan<sup>1</sup>

(1. State Key Laboratory of Urban Water Resource and Environment, Harbin Institute of Technology, Harbin 150090, China

2. National Engineering Research Center of Urban Water Resources, Harbin 150090, China

3. Department of Environmental Science and Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

**Abstract** A bench scale A<sup>2</sup>O process was used in this research to treat real domestic wastewater. The effects of dissolved oxygen at the end of aerobic stage on the settling property of the sludge, nitrogen and phosphorus removal of the system, anaerobic phosphorus release and denitrification performance were investigated. The results indicated that with the increase of dissolved oxygen concentration at the end of aerobic stage, SVI decreased from 140 to around 100, then increased to 120~170. Nitrification performance was improved, the removal efficiency of ammonia increased from 60% to 80% and finally achieved 90%. The average removal efficiency of total nitrogen increased from 54% to 63%, then achieved 67%. The average removal efficiency of total phosphorus increased from 41% to 59%, then to 69%, however it still could not meet the standard.

**Key words** anaerobic-anoxic-oxic (A<sup>2</sup>O) process; dissolved oxygen (DO); SVI; anaerobic phosphorus release; denitrification

随着水体富营养化问题的日益突出, 污水排放标准不断严格, 污水处理技术已从单一去除有机污染物为目的的阶段进入到既要去除有机污染物又要脱氮除磷的深度处理阶段。A<sup>2</sup>O 工艺由于具有同时脱氮除磷的功能, 在国内外城市污水处理厂中得到广泛应用。A<sup>2</sup>O 工艺比较复杂, 涉及硝化、反硝化、释磷及吸磷多个生化反应过程, 需要优化溶解氧 (DO)、污泥龄 (SRT)、污泥浓度 (MLSS)、碱度、回流量及碳源等运行参数, 而 DO 浓度是最重要的控制参数之一<sup>[1]</sup>。传统的 A<sup>2</sup>O 工艺为保证充分硝化过程, 通常在好氧段控制较高的溶解氧浓度, 但回流污泥和硝化回流液携带的氧会影响厌氧释磷和反硝化

过程, 也造成能源浪费。而片面降低溶解氧浓度虽然可以节约能耗, 但对微生物生长及其功能的发挥影响很大, 主要影响微生物对 COD 的降解、好氧硝化和好氧吸磷效果。随着好氧段 DO 从 2 mg/L 逐渐降低至 1.0 和 0.4 mg/L 的过程中, 系统的硝化效果逐渐恶化, 氨氮去除率从 100% 降低到 15% 左

基金项目: 国家“水体污染控制与治理”科技重大专项 (2008ZX07313-003, 2008ZX07207-005-03); 城市水资源与水环境国家重点实验室导向课题 (2008DX-05)

收稿日期: 2010-01-24; 修订日期: 2010-04-06

作者简介: 温沁雪 (1977-), 女, 工学博士, 副教授, 主要从事环境生物技术研究工作。E-mail: wqxshell@263.net

右,进而丧失脱氮能力<sup>[2]</sup>。张学洪等<sup>[3]</sup>认为,好氧段要供给聚磷菌足够的溶解氧( $DO > 2 \text{ mg/L}$ )才能维持细菌的好氧呼吸,有效吸收磷;而当 $DO$ 浓度非常高时,常常出现比较差的除磷效果,主要原因是回流污泥的氧浓度影响厌氧释磷过程。

在污水厂实际运行中,好氧段多设计为多段串联,为保证碳化过程和硝化过程的充分完成,又不影响生物除磷和反硝化过程,可以对好氧池进行分段控氧。由于 $A^2O$ 工艺中各个处理单元生物反应过程对溶解氧的需求不尽相同,需要保障各生化段氧浓度在适当的范围内,才能实现降解 $COD$ 的同时,保证脱氮除磷。因此将好氧池分段控氧,可充分保障各单元生物反应过程,也实现了节能降耗的目的。

本实验在 $A^2O$ 工艺小试装置的基础上分别对3个好氧段进行溶解氧调控,主要研究好氧末段的不同溶解氧浓度对 $A^2O$ 工艺 $COD$ 、氮和磷去除的影响,获得最优的运行参数,指导实际的运行。本研究同时考察在不同溶解氧条件下, $A^2O$ 工艺的污泥硝化活性、污泥沉降性、污泥厌氧释磷速率及污泥反硝化脱氮速率。

## 1 实验材料与方法

### 1.1 实验装置

$A^2O$ 工艺小试装置由有机玻璃制成,有效体积 $30 \text{ L}$ ,分为5段,其中厌氧、缺氧和好氧的体积比为 $1:1:3$ 。各段之间通过隔板隔开,厌氧池和缺氧池均用搅拌机充分搅拌,好氧池底部装有条形曝气器,采用鼓风机曝气,整个系统通过水的重力流运转。二沉池采用竖流式沉淀池,有效体积 $19.1 \text{ L}$ ,包括沉淀

区 $14.7 \text{ L}$ 和污泥区 $4.4 \text{ L}$ 。反应器工艺流程如图1所示。

### 1.2 原水水质

小试进水采用一半配水、一半生活污水,生活污水来自哈尔滨工业大学二校区家属区。实验进水质:  $COD$   $200 \sim 350 \text{ mg/L}$ ,总氮  $35 \sim 60 \text{ mg/L}$ ,氨氮  $30 \sim 50 \text{ mg/L}$ ,总磷  $6 \sim 10 \text{ mg/L}$ 。此进水条件主要针对目前我国太湖地区 $COD$ 浓度低、氮磷浓度高的生活污水水质条件。

### 1.3 分析方法

#### 1.3.1 厌氧释磷速率

取好氧末段的污泥混合液 $400 \text{ mL}$ ,在 $4000 \text{ r/min}$ 的条件下离心 $2 \sim 3 \text{ min}$ 去除上清液,用蒸馏水洗涤 $2$ 次。将离心过的污泥投入 $500 \text{ mL}$ 装有 $400 \text{ mL}$ 营养液的细口瓶中,用塑料布密封,在磁力搅拌器上搅拌混合,分别在 $0 \text{ 1Q } 2Q \text{ 3Q } 4Q \text{ 5Q } 6Q \text{ 8Q } 10Q \text{ 12Q } 14Q \text{ 16Q } 18Q \text{ 20Q } 22Q$ 和 $240 \text{ min}$ 取上清液测定 $COD$ 、 $TP$ 值。其中营养液成分:乙酸浓度 $200 \text{ mg/L}$ ,同时保持 $\text{NaHCO}_3$   $500 \text{ mg/L}$ , $\text{MgSO}_4$   $250 \text{ mg/L}$ , $\text{CaCl}_2$   $250 \text{ mg/L}$ 。

#### 1.3.2 反硝化脱氮速率

取缺氧段的污泥混合液 $300 \text{ mL}$ ,在 $4000 \text{ r/min}$ 的条件下离心 $2 \sim 3 \text{ min}$ 去除上清液,用蒸馏水洗涤 $2$ 次。将离心过的污泥投入 $500 \text{ mL}$ 装有 $300 \text{ mL}$ 营养液细口瓶中,用塑料布密封,在磁力搅拌器上搅拌混合,分别在 $0 \text{ 1Q } 2Q \text{ 3Q } 4Q \text{ 5Q } 7.5 \text{ 9Q } 10.5$ 和 $120 \text{ min}$ 取上清液测定 $COD$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 值。其中营养液成分:乙酸浓度 $100 \text{ mg/L}$ , $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度 $10 \sim 15 \text{ mg/L}$ ,同时保持 $\text{NaHCO}_3$   $500 \text{ mg/L}$ , $\text{MgSO}_4$   $250 \text{ mg/L}$ , $\text{CaCl}_2$   $250 \text{ mg/L}$ 。

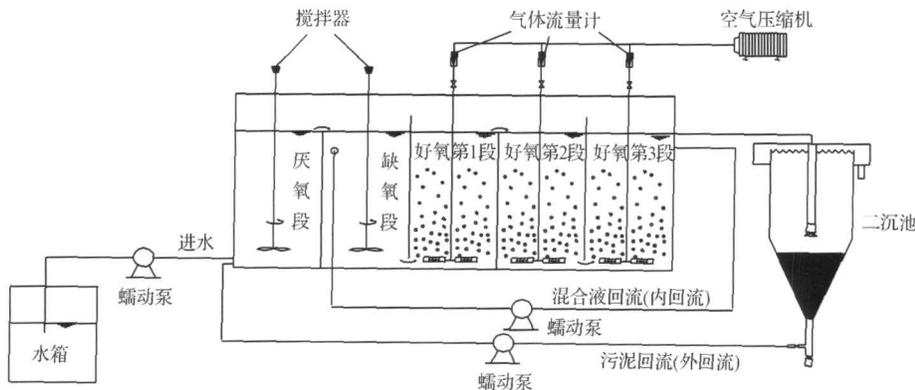


图1  $A^2O$ 工艺流程图

Fig 1 Flow chart of  $A^2O$  process

1.3.3 其他参数

水质分析项目包括 COD、NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N、NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N、NO<sub>2</sub><sup>-</sup>-N、TN、TP 和 MLSS 均采用国家标准分析方法; DO 测定采用 YS200 溶解氧仪, pH 采用 HANNA H18424 型手持 pH 计测定, 各个进水、回流量的测定采用兰格的 BT100-1J 蠕动泵。污泥活性的测定采用 Sumacz-Gorska 等<sup>[4]</sup>在 1996 年提出通过测定耗氧速率来计算活性污泥分解有机物的活性及硝化活性。采用 Agilent GC6890N, FID 检测器, HP-5 柱测定 PHA。

1.4 反应器的运行

实验进水量 72 L/d 曝气池总的水力停留时间 10 h, 混合液(内)回流比 150%, 污泥(外)回流比 100%, MLSS 保持在 2 700~3 500 mg/L 之间, SRT 控制在 10~13 d 保证反应器厌氧段溶解氧在 0.2 mg/L 以下, 缺氧段溶解氧在 0.2~0.5 mg/L 之间, 各段 pH 值在 7~8 之间。

反应器的好氧段设计为 3 段, 通过改变曝气量来控制 DO 的浓度, 曝气量由气体流量计计量, 通过阀门开启度调节曝气量, 共调节 3 个状态, 如表 1 所示。每阶段运行 20 d 运行期间温度为 20~29℃。

表 1 实际运行条件

Table 1 Actual operation condition

实验阶段	溶解氧浓度范围 (mg/L)		
	第 1 段溶解氧	第 2 段溶解氧	第 3 段溶解氧
I	0.6~1.0	0.8~1.2	1~1.5
II	0.8~1.0	1.0~1.6	2.4~3.1
III	0.6~1.0	0.8~1.3	3.3~4

2 结果与讨论

2.1 对 COD 去除效果的影响

图 2 为 A<sup>2</sup>O 工艺小试系统在不同运行阶段出水 COD 值的变化情况。3 个阶段的进水有一定的波动, 但出水比较稳定, 均在 30~50 mg/L 之间, 去

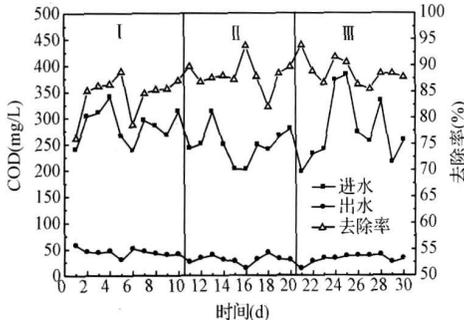


图 2 COD 去除效果

Fig 2 Removal effect of COD

除率在 85%~95% 之间。阶段 I 好氧 1、2、3 段 COD 的去除率分别为 78%、81% 和 84%; 阶段 II 为 82%、86% 和 88%; 阶段 III 为 83%、88% 和 86%。

实验结果表明, 阶段 I、II 和 III COD 平均去除率分别为 84%、88% 和 88%。随着末端溶解氧的提高, II、III 阶段 COD 去除效果比阶段 I 略有提高。一般认为好氧段的 DO 应保持在 2 mg/L 以上, 而阶段 I、II、III 段的溶解氧均低于此值。但由于 A<sup>2</sup>O 工艺厌氧段和缺氧段对有机物的利用, 使得进入好氧段的有机物浓度已较低, 为 50~80 mg/L, 所以 DO 对 COD 的去除影响较小, 3 个阶段出水的 COD 均能满足城镇污水综合排放 GB18918-2002 一级 A 标准 (<50 mg/L)。

2.2 对污泥沉降性能的影响

SVI 是反映活性污泥凝聚、沉降性能的重要指标。图 3 为 A<sup>2</sup>O 工艺小试系统在不同运行阶段 SVI 值的变化情况。系统好氧 3 段的 SVI 值从 I 阶段的 140~150 降到 II 阶段的 95~120, III 阶段又上升到 120~170。

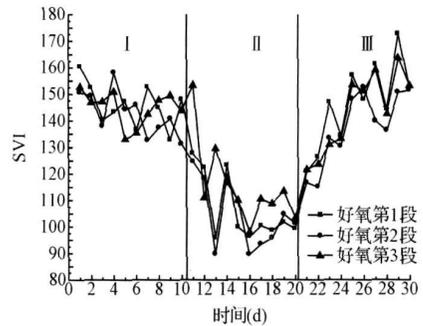


图 3 SVI 值的变化

Fig 3 Change of SVI

由图 3 可知, 系统的 SVI 值受溶解氧的影响较大。系统的 SVI 值从稳定运行时的 200~300 (DO 为 3~4) 逐渐降到实验阶段 I 时的 140~150, 说明对溶解氧的控制有利于提高污泥的沉降性。并且镜检均未发现丝状菌大量存在。分析原因主要是溶解氧的降低使得活性污泥泥中的过量溶氧减少, 菌胶团形成得更加密实, 且惰性物质与污泥絮体更易结合在一起, 增加了污泥的单位体积质量。但是过低的溶解氧, 可能会引起污泥的微膨胀, 镜检中也发现丝状菌略有增加, 反而使沉降性能变差。其次, 由于污泥沉降性能提高, 回流效果良好, 污泥在二沉池的停留时间短, 有利于保持系统中污泥的活性。

2.3 对氮去除的影响

2.3.1 氨氮的去除效果

图 4 为 A<sup>2</sup>O 工艺小试系统在不同运行阶段氨

氮的变化情况。阶段 I 好氧 1、2、3 段氨氮的去除率分别为 59%、64% 和 72%；阶段 II 为 72%、78% 和 87%；阶段 III 为 75%、82% 和 94%。

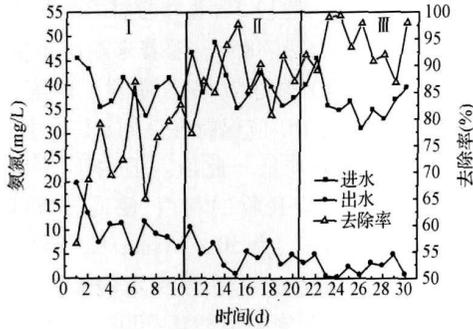


图 4 氨氮的去除效果

Fig. 4 Removal effect of ammonia nitrogen

与异养菌相比,硝化菌对低溶解氧更为敏感。由图 4 可知,在实验阶段 I,由于好氧 3 段的溶解氧均处于较低浓度,前两段  $< 1 \text{ mg/L}$ ,硝化菌和亚硝化菌的活性受到限制<sup>[5-6]</sup>,出水氨氮平均在  $10.41 \text{ mg/L}$ ,平均去除率只有 73%。随着末段溶解氧的提高,出水氨氮浓度逐渐下降,在实验阶段 II,已基本达到排放标准 (GB 18918-2002 标准为大于  $12^\circ\text{C}$  时  $5 \text{ mg/L}$ ),出水浓度在  $3\sim 8 \text{ mg/L}$  之间,平均为  $5.13 \text{ mg/L}$ ,平均去除率为 88%。有研究认为<sup>[7]</sup>,溶解氧在  $2.5\sim 3 \text{ mg/L}$  之间,出水氨氮可保持在  $0.5 \text{ mg/L}$  以下,而 Ekan 等<sup>[8]</sup>建议将 DO 浓度保持在  $1.5\sim 3 \text{ mg/L}$ 。而本实验中好氧第 1、2 段的溶解氧  $< 1 \text{ mg/L}$  和  $< 1.5 \text{ mg/L}$ ,硝化菌和亚硝化菌活性受到限制,而需在第 3 段逐渐恢复,所以去除效果会受到影响。但阶段 II 结果显示,若第 3 段溶解氧提高到  $3\sim 4 \text{ mg/L}$ ,则氨氮能较好地去除,出水浓度为  $0\sim 2 \text{ mg/L}$ ,平均去除率为 94%。说明提高末段溶解氧可以提高氨氮的去除。

污泥的硝化活性直接影响其对氨氮的去除,为了考察不同的溶解氧浓度对污泥硝化活性的影响,测定了不同运行阶段好氧 3 段的污泥硝化活性,结果如图 5 所示。

比较阶段 I 和阶段 II,污泥的硝化活性提高并不明显,好氧的 3 个段分别从  $10.31 \text{ mg O}_2 / (\text{g MLSS} \cdot \text{h})$  降低到  $10.21 \text{ mg O}_2 / (\text{g MLSS} \cdot \text{h})$ ; 从  $10.59 \text{ mg O}_2 / (\text{g MLSS} \cdot \text{h})$  提高到  $10.94 \text{ mg O}_2 / (\text{g MLSS} \cdot \text{h})$ ; 从  $11.12 \text{ mg O}_2 / (\text{g MLSS} \cdot \text{h})$  提高到  $12.76 \text{ mg O}_2 / (\text{g MLSS} \cdot \text{h})$ 。主要原因为好氧前两段溶解氧基本相同,而阶段 II 第 3 段 2 h 的 HRT 和  $2\sim 3 \text{ mg/L}$  的溶解氧不足以弥补硝化细菌在前两段受到的抑制,但随着第 3 段溶解氧达到  $3 \text{ mg/L}$  以上,好

氧末段污泥的硝化活性有一个较大的提高,此时硝化细菌得到了充足的氧气,可较快地恢复其活性,污泥活性也上升到  $15.76 \text{ mg O}_2 / (\text{g MLSS} \cdot \text{h})$ 。

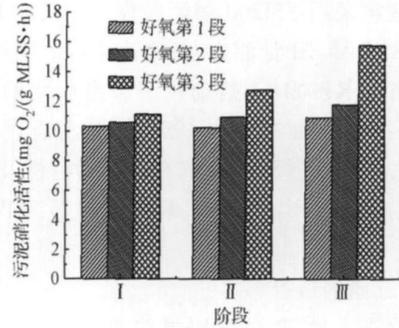


图 5 污泥硝化活性

Fig. 5 Nitrification activity of sludge

### 2.3.2 总氮的去除效果

实验 3 个阶段的总氮进水平均为  $44.98$ 、 $45.98$  和  $44.28 \text{ mg/L}$ ,出水平均为  $20.58$ 、 $16.88$  和  $14.47 \text{ mg/L}$ ,结果如图 6 所示。

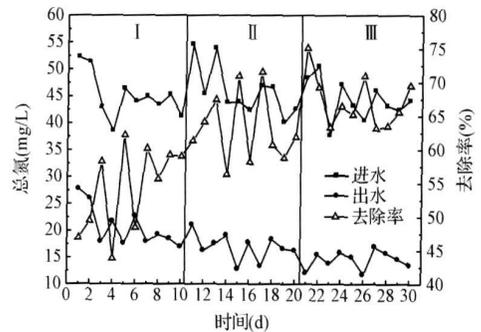


图 6 总氮的去除效果

Fig. 6 Removal effect of total nitrogen

由图 6 可知,实验阶段 I 中,出水硝态氮在  $3\sim 5 \text{ mg/L}$ ,通过内回流进入缺氧段的硝态氮浓度较低,以致通过反硝化去除的硝氮量少,影响总氮的去除,平均去除率为 54%。随着好氧末段溶解氧的提高,实验阶段 II 中,出水硝态氮升高到  $8\sim 11 \text{ mg/L}$ ,缺氧段反硝化能力得以提高,出水的总氮有所下降,平均去除率为 63%;进一步提高末段溶解氧到  $3 \text{ mg/L}$  以上 (实验阶段 III),出水氨氮平均  $< 3 \text{ mg/L}$ ,硝态氮为  $10\sim 12 \text{ mg/L}$ ,硝化效果较好,反硝化能力得以较充分发挥,但由于末段溶解氧也会随内回流进入缺氧段,并且缺氧段的反硝化能力受到进入缺氧段的微生物可利用的有机物浓度影响 (I、II 和 III 阶段分别为  $60\sim 90$ 、 $40\sim 70$  和  $40\sim 60 \text{ mg/L}$ ),使缺氧段脱氮能力受限,总氮出水浓度减少并不理想,总氮的平均去除率为 67%。

由好氧区通过内回流携带 DO 到缺氧区是 A<sup>2</sup>O 工艺中引起缺氧区反硝化效果下降的主要原因<sup>[9]</sup>。Pócsz 等<sup>[10]</sup>的实验结果证实,在易生物降解碳源相对较少的情况下,缺氧区氧的存在对反硝化速率有非常大的影响,反硝化速率会显著降低。为了考察本研究中好氧末段溶解氧的升高对缺氧段反硝化能力的影响,进行了污泥反硝化速率的测定。在各个阶段运行 1.5 个污泥龄以后,取 300 mL 的污泥进行实验,实验结果如图 7 所示。

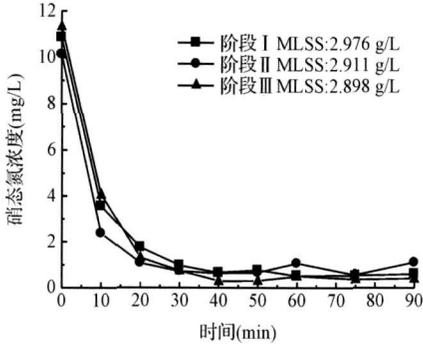


图 7 缺氧条件下上清液样品中 NO<sub>2</sub>-N 含量

Fig 7 NO<sub>2</sub>-N content of supernatant under anoxia condition

从实验结果可以看出,阶段 I 比阶段 II 的反硝化速率略慢,可能是由于阶段 I 中的反硝化菌长期处于电子受体 NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N 不足的条件,其活性受到的影响较大,随着末段溶解氧由 2~3 mg/L 提高到 3~4 mg/L,虽然反硝化菌有充足的 NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N 可利用,反硝化速率相比阶段 I 有所提高,但相比阶段 II 又有所降低,说明末段回流的溶解氧会与硝酸盐竞争电子供体,影响了反硝化菌对 NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N 的利用,而优先利用溶解氧作为电子受体,进而影响了其反硝化能力。

### 2.4 对磷去除的影响

#### 2.4.1 总磷的去除效果

实验 3 个阶段总磷的进水平均为 7.48、8.06 和 7.79 mg/L,进入厌氧段的 COD 浓度 3 个阶段均集中在 120~180 mg/L 之间,图 8 为 A<sup>2</sup>O 工艺小试系统在不同运行阶段磷的变化情况。阶段 I 好氧 1、2、3 段总磷的去除率分别为 23%、29% 和 42%;阶段 II 为 39%、46% 和 59%;阶段 III 为 31%、40% 和 65%。

由图 8 可知,随着末段溶解氧的提高,出水总磷平均为 4.31、3.26 和 2.36 mg/L,虽然有所降低,但出水浓度仍较大,远高于 GB 18918-2002 中 1 mg/L 的标准,考虑污泥龄的影响,除磷需要较短的污泥

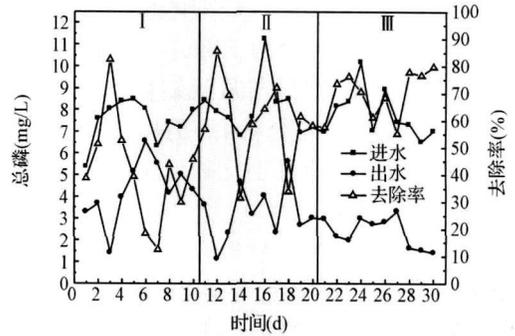


图 8 总磷的去除效果

Fig 8 Removal effect of total phosphorus

龄,本实验控制排泥量,污泥龄保持在 10~13 d。实验结果表明,聚磷菌受到溶解氧的影响比较大,在 3 个阶段中,首段溶解氧浓度均 < 1 mg/L,中段溶解氧均 < 1.5 mg/L,而聚磷菌是在严格好氧的条件下进行过量吸磷,对于除磷最适的溶解氧浓度还有待进一步实验。

#### 2.4.2 对聚磷菌 PHA 合成分解的影响

聚磷菌吸磷是在好氧存在最终电子受体 O<sub>2</sub> 且环境中缺乏碳源条件下,利用厌氧贮存的 PHA 作为能源和碳源,通过氧化磷酸化产生 ATP。产生的能量用于聚磷菌好氧生长、聚磷合成、糖原合成以及聚磷菌自身维持,在厌氧条件下,消耗糖原,同时将胞内的聚磷水解释放到胞外,从中获取能量<sup>[11]</sup>。所以通过考察除磷系统中 PHA 的变化,能够反映聚磷菌吸磷的情况。在各个阶段运行 1.5 个污泥龄后取样测定,实验结果如图 9 所示。

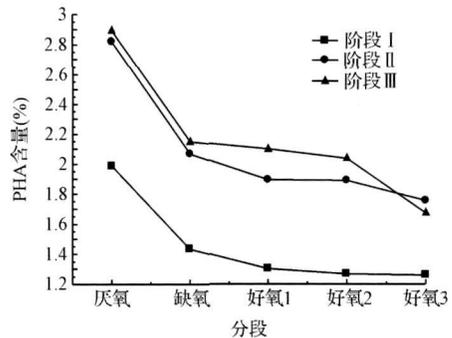


图 9 PHA 的变化情况

Fig 9 Change of PHA

实验结果表明,在阶段 I 中,好氧 3 段 PHA 的分解现象不明显,在阶段 II 中,好氧第 3 段 PHA 有一个小幅的降低,前两段 PHA 的分解现象不明显。在阶段 II 中,第 3 段 PHA 有较明显的降低,实验中也发现,阶段 II 中好氧第 3 段的吸磷量为 1.5 mg/L 左右。可以看出,阶段 II、III 中厌氧段合成的 PHA

含量明显高于阶段 I 中。从图中还可发现, 缺氧段污泥中 PHA 含量有明显的下降, 主要是好氧末段回流的污泥 (PHA 含量低) 与从厌氧段进入缺氧段的污泥 (PHA 含量高) 混合稀释, 但同时进水的 C/N 较低, 在缺氧段极可能发生反硝化除磷现象, 此现象有待进一步检验。

### 2.4.3 对厌氧释磷速率的影响

在好氧充分吸磷后, 在厌氧条件下, 聚磷菌 (PAOs) 吸收挥发性脂肪酸 (VFAs) 作为碳源, 并以碳的聚合物——聚  $\beta$  羟基烷酸 (PHA) 的形式贮存于胞内。这个生物转化过程所需的能量主要靠聚磷的分解和磷的释放产生。所需的还原力来自胞内贮存的糖原的酵解<sup>[10]</sup>。溶解氧浓度影响好氧吸磷过程, 进而影响 PAOs 在好氧段的聚磷量, 最终影响厌氧释磷的程度, 因此进行了厌氧释磷速率实验, 反映溶解氧对聚磷释磷的影响。在各个阶段运行 1.5 个污泥龄以后, 取 400 mL 的污泥进行实验。同时考察了最佳的释磷时间。实验结果如图 10 所示。

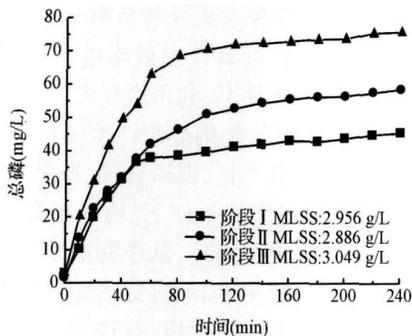


图 10 厌氧条件下上清液样品中总磷含量  
Fig 10 TP content of supernatant under anaerobic condition

由图 10 可知, 随着末段溶解氧的提高, 厌氧段的释磷量同样有所提升, 释磷速率加快, 相比较而言, 阶段 II 的升高幅度略大。且从结果可以看出, 在 80 min 内释磷速度最快, 2 h 内基本释磷完全。反应器的厌氧段停留时间为 2 h 应可以达到充分释磷, 但实际小试实验中, 厌氧段释磷量十分有限, 阶段 I 为 15~20 mg/L, 阶段 II、II 为 20~25 mg/L, 主要是由于随外回流带入厌氧段的硝态氮和溶解氧对释磷过程的影响。

## 3 结论

(1) 在  $A^2O$  脱氮除磷系统中, COD 的去除效果

受好氧末段溶解氧升高的影响不大。

(2) 保持一定的溶解氧有利于污泥的沉降, 过低的溶解氧会影响污泥的性状从而影响其沉降性能, 高溶解氧使污泥菌胶团松散不利于沉降。

(3) 硝化效果受溶解氧影响较大, 随着末段溶解氧浓度的逐渐升高, 出水氨氮不断降低, 总氮去除提高, 但同时末段溶解氧和硝态氮浓度升高, 由于内、外回流作用, 会影响释磷和反硝化过程。在好氧前两段溶解氧分别  $< 1 \text{ mg/L}$  和  $1.5 \text{ mg/L}$  的条件下, 末段溶解氧保持在  $3 \text{ mg/L}$  以上是必要的。

(4) 单独提高好氧池中末段溶解氧虽然可以提高末段的吸磷量, 但仍不能保证磷的达标排放, 可以尝试提高好氧中段的溶解氧解决。

## 参考文献

- [1] 白璐, 王淑莹, 彭永臻, 等. 低溶解氧条件下活性污泥沉降性的研究. 工业水处理, 2006, 26(5): 54-56
- [2] 王佳伟, 周军, 甘一萍, 等. 溶解氧对  $A^2O$  工艺脱氮除磷效果的影响及解决方法. 给水排水, 2009, 35(1): 35-37
- [3] 张学洪, 李金城, 刘荃.  $A^2O$  工艺生物除磷的运行实践. 给水排水, 2000, 26(4): 14-17
- [4] Sumacz-Gorska J, Gemæy K, Demuyndck C, et al. Nitritification monitoring in activated sludge by oxygen uptake rate (OUR) measurements. Water Research, 1996, 30(5): 1228-1236
- [5] 郑赞永, 胡龙兴. 低溶解氧下生物膜反应器的亚硝化研究. 环境科学与技术, 2006, 29(9): 29-31
- [6] 杨麒, 李小明, 曾光明, 等. 同步硝化反硝化的形成机理及影响因素. 环境科学与技术, 2004, 27(3): 102-104
- [7] 黄梅, 周少奇, 丁进军. 同步脱氮除磷工艺中好氧池最适氧浓度研究. 环境科学与技术, 2007, 30(6): 75-77
- [8] Ekama G. A., Siebritz I. P., Marais V. G. R. Considerations in the process design of nutrient removal activated sludge processes. Water Science and Technology, 1983, 15(3-4): 283-318
- [9] Oh Jeill. Oxygen inhibition of activated sludge denitification. Water Research, 1999, 33(8): 1925-1937
- [10] Pósz B. G., Jobbágy A., Grady C. P. Jr. Factors influencing deterioration of denitrification by oxygen entering an anoxic reactor through the surface. Water Research, 2003, 37(4): 853-863
- [11] Mio T., Van Loosdrecht M. C. M., Heijnen J. J. Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. Water Research, 1998, 32(11): 3193-3207