

## 摘 要

分段进水 SBR 工艺是在传统 SBR 基础上对其运行方式改进后的一种新型污水脱氮处理工艺,该工艺通过时间上分多段进水的运行方式,充分利用原水中的有机物作为反硝化碳源,节省了曝气量和外加碳源的投量,实现污水的深度脱氮。

本试验采用 SBR 反应器,以模拟高氨氮废水作为处理对象,采用优化流量分配方法来对多段进水 SBR 工艺的进水流量进行分配,并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化。研究了分段数、进水 COD/TKN 值、氨氮负荷等因素对 COD、氨氮和总氮去除效率的影响。在分段进水的条件下,比较了按优化流量分配原则和等流量分配原则进行流量分配时,该工艺对 COD、氨氮和总氮的去除效率的差异。

通过试验研究,得到了以下结论:

(1) 当多段进水 SBR 工艺采用优化流量分配方法并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化时,分段数对 COD 的去除率并无太大影响,而对氨氮和总氮的去除率影响较大。一段进水工艺的氨氮和总氮的去除率分别为 79%~87%和 46%~70%。二段进水工艺的氨氮和总氮的去除率分别为 98%~99%和 81%~87%。三段进水工艺的氨氮和总氮的去除率分别为 99%和 90%~94%。

(2) 当多段进水 SBR 工艺采用优化流量分配方法并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化时,进水 COD/TKN 值对 COD 和氨氮的去除率并无太大影响,而对总氮的去除率影响较大。这是由于采用优化流量分配的多段进水中,COD/TKN 值决定流量分配系数。在 COD/TKN 为 10 (进水 COD 浓度为 1000mg/L、氨氮浓度为 100 mg/L) 和 COD/TKN 为 5 (进水 COD 浓度为 1000mg/L、氨氮浓度为 200 mg/L) 时的总氮去除率分别为 90%~94%和 57%~69%。

(3) 三段进水 SBR 工艺采用优化流量分配并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化时的总氮的去除率可达到 90%~94%。按等流量进行流量分配的总氮去除率达到 86%~90%。可见采用优化流量分配方式要好于等流量分配方式。

**关键词:** 高氨氮废水, 分段进水, 等污泥负荷, 流量分配

## Abstract

Based on the conventional SBR, the step-feed SBR was developed by improving operation modes and its a new nitrogen removal process. The feed pattern could fully use the influent organic matter as denitrification carbon source, save aerating, decrease external carbon sources and achieve the advanced nitrogen removal.

SBR reactor was employed in this experiment and the influent was simulated high-strength ammonia wastewater. Optimal distribution for influent flow was used in the step-feed SBR process and the running time was optimized by using the principle of equilibrium sludge loading. Factors which effected the removal efficiencies of COD,  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  and TN such as steps of reactor, influent COD/TKN ratio, ammonia loading, etc. were discussed. In the three stage step-feed SBR, the differences of removal efficiencies of COD,  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  and TN between optimal distribution and equilibrium distribution for influent flow were compared.

Through experiments, the conclusions were as follows:

(1) When optimal distribution for influent flow was used in the step-feed SBR process and the running time was optimized by using the principle of equilibrium sludge loading, steps of reactor had little effect on COD removal but great effect on  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  and TN removal. The removal efficiencies of  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  and TN were 79%~87% and 46%~70% respectively in one stage step-feed SBR, 98%~99% and 81%~87% respectively in two stage step-feed SBR and 99% and 90%~94% respectively in three stage step-feed SBR.

(2) When optimal distribution for influent flow was used in the step-feed SBR process and the running time was optimized by using the principle of equilibrium sludge loading, the influent COD/TKN ratio had little effect on COD and  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  removal but great effect on TN removal. That is because COD/TKN ratio determines the coefficient of influent flow distribution in multi-stage influent with optimal distribution. When COD/TKN ratios were 10 (the COD and  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  concentrations of the influent were 1000mg/L and 100mg/L respectively) and 5 (the COD and  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  concentrations of the influent were 1000mg/L and 200mg/L respectively), the removal efficiencies of TN were 90%~94% and 57%~69% respectively.

(3) As to the three stage step-feed SBR, when optimal distribution for influent flow was used in the step-feed SBR process and the running time was optimized by using the principle of equilibrium sludge loading, the TN removal efficiency can be as high as 90%~94%. However, when equilibrium distribution for influent flow was used, the TN removal efficiency was 86%~90%. The results showed that optimal distribution for influent flow was superior to equilibrium distribution for influent flow.

**Key words:** High-strength ammonia wastewater, Step-feed, Equilibrium sludge load, Influent flow distribution

# 第一章 绪论

## 1.1 水体中氮的来源

### 1.1.1 点源污染

#### (1) 生活污水

生活污水中氮素的含量一般与人们的生活习惯、膳食结构有关，同时也会由于地区和季节的不同而有所差异。例如，美国生活污水含氮量约为  $3\text{Kg}/(\text{人}\cdot\text{a})$ ，日本生活污水约为  $4.5\text{Kg}/(\text{人}\cdot\text{a})$ ，而我国的生活污水含氮量约为  $3.3\text{Kg}/(\text{人}\cdot\text{a})$  左右。典型生活污水含氮情况见表 1.1<sup>[1]</sup>。

表 1.1

氮素指标	高 中 低			氮素指标	高 中 低		
	高	中	低		高	中	低
总氮 (TN)	85	40	20	亚硝酸盐	0	0	0
有机氮	35	15	8	硝酸盐	0	0	0
游离氮	50	25	12				

#### (2) 工业废水

煤加压气化工业、焦化工业、氮肥工业等都会排放大量含氮的废水。

### 1.1.2 面源污染

#### (1) 农田水土流失

农田所施肥料的氮素一般不会被充分利用，有研究表明，一般水田的氮肥的利用率仅为 20%~30%、旱地为 40%~60%。另外，耕作对土壤中氮素的损耗也有影响，越是耕作，氮素越是容易随水土流失。氮素通过淋洗、地表流失、土壤残留、直接挥发等途径，以不同形态流失到环境中，有的入大气后又随降水进入水体。

#### (2) 大气干湿氮沉降

各类氮化合物以多种化学形式存在，并在一定条件下相互转化，它们在降雨期随降水下降至地面再经地表径流进入水体。

## 1.2 氮在水中的存在形态

氮在水体中的主要存在形式包括分子态氮、有机态氮和无机态氮。其中无机态氮包括氨态氮、亚硝态氮和硝态氮以及硫化物等；有机氮包括蛋白质、多肽、氨基酸、尿素等含氮有机物。可溶性有机氮主要以尿素和蛋白质形式存在，在一定条件下可以通过氨化等作用转化为氨氮<sup>[1]</sup>。

一般生活污水中氮的存在形态主要有四种，并在一定条件下可以相互转化。在未经处理的污水中主要以有机态氮和氨氮的形式存在；经二级生化处理后出水中则以氨氮和硝态氮氮为主要存在形式。

在生活污水中，40%~60%为有机氮，50%~60%为  $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ， $\text{NO}_2^-\text{-N}$  和  $\text{NO}_3^-\text{-N}$  大概占 0~5%<sup>[1]</sup>。

## 1.3 氮素对水环境的危害

氮素（主要指氨氮）进入水体后会引引起生态及人体健康方面的有害影响，主要问题归纳如下：

### （1）水生生态系统的富营养化

植物和藻类的生长离不开营养物质。在自然水体中，它们的生长通常受氮和磷的限制。工业废水和生活污水的含氮污染物加速了湖泊和池塘等水体的富营养化 (eutrophication)，造成水生植物和藻类过度生长<sup>[1]</sup>。由于藻类的大量繁殖，出现水华和赤潮现象，不仅使水体恶臭，还会遮蔽阳光，阻隔大气中的氧向水中溶解。枯死的藻类沉积水底，又是新生的污染源，它们进行厌氧发酵，使溶解氧耗尽，并不断的放出氮磷为水生植物提供营养，如此循序往复的恶性循环，最终造成水体的严重恶化。水体因带有霉臭味而丧失游泳价值和观赏价值；同时，水体中大量繁殖的藻类还会造成阻碍航运、使鱼类等水生动物因缺氧而死亡等。

### （2）通过硝化作用引起水体缺氧

氨是硝化细菌的能量，硝化作用会消耗大量氧气。通常氧化 1mg/L 的  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  需 4.6mg/L 的溶解氧<sup>[2]</sup>。

城市污水经二级处理后，含氮化合物主要以  $\text{NH}_3\text{-N}$  形式存在于污水中，含  $\text{NH}_3\text{-N}$  的污水排入水体后，在硝化细菌的作用下氧化成亚硝酸盐氮和硝酸盐氮。典型的二级处理出水中大概含 20~40mg/L 氨氮，需氧量为 90~180mg/L，而 20℃时，水中的饱和溶解氧浓度为 9mg/L，许多鱼类生活所需的溶解氧浓度在 5mg/L 左右，即要求水中的溶解

氧的饱和度大于 56%<sup>[2]</sup>。所以, 氨氮对溶解氧的消耗使水生生态系统受到严重影响。

### (3) 对人及生物具有毒害作用

饮用水中的含氮量主要为硝酸盐, 一般含量很少超过 1mg/L。根据世界卫生组织规定,  $\text{NO}_3\text{-N}$  的含量不能超过 10mg/L。出生 4~6 个月的婴儿, 对硝酸盐的耐受力比较低, 当饮用水内  $\text{NO}_3\text{-N}$  含量为 90~140mg/L 时, 即可造成婴儿体内正常的血红蛋白氧化成高铁血红蛋白, 失去血红蛋白在体内输送氧的能力, 出现缺氧症状。

氨是水生植物和藻类的营养物质, 同时也是鱼类和其它水生动物的毒性物质。许多水生动物(如鱼类等)对  $\text{NH}_3\text{-N}$  较敏感, 一般有一定的耐受限度。如水中的  $\text{NH}_3\text{-N}$  超过 3mg/L 时, 可在 24~96 小时内使金鱼、鳊鱼死亡。另外, 由于 pH 和温度可影响氨分子的分配 $[\text{NH}_3/(\text{NH}_3+\text{NH}_4^+)]$ , 升高 pH 或者温度可明显增强氨氮的毒性。夏天, 在一些富营养化程度高的水体中, 由于较强的光合作用使  $\text{CO}_2$  消耗很大, pH 上升很快, 极易诱发水生生物的氨中毒<sup>[3]</sup>。

### (4) 增加污水的处理成本

被氮严重污染的水体, 会给污水的净化处理带来诸多不便, 并进一步影响出水水质。

- ① 由于水体的富营养化, 大量的藻类和水生微生物堵塞滤池, 影响其正常运行。
- ② 有些藻类分泌的有机物会妨碍水处理中的絮凝作用, 导致出水浑浊。
- ③ 有些水生植物分泌的有机物经分解生成难以降解的腐殖质(如三卤甲烷前驱物), 如果用氯消毒便可生成具有致癌、致畸和突变作用的三卤甲烷, 导致水质更加恶化。
- ④ 水体底部沉积物的厌氧发酵, 会使水中  $\text{Fe}^{2+}$ 、 $\text{Mn}^{2+}$  浓度由于还原作用而不断增加, 另外, 产生的甲烷气体会干扰水的处理过程。
- ⑤ 在给水处理加氯消毒时, 水体中过多的氨会使加氯量成倍增加, 脱色、除臭、除味的化学药剂投加量也会增加。

综上所述, 降低污水中的氮含量已经成为废水处理技术中的一个重要课题。

## 1.4 传统生物脱氮理论

### 1.4.1 生物脱氮的基本原理

废水中氮主要以有机氮和氨氮的形式存在。在生物处理的过程中，有机氮很容易微生物的分解和水解作用而转化为氨氮，这一过程即为氨化作用。然后再通过硝化反应将氨氮转化为亚硝态氮和硝态氮，再通过反硝化作用将硝态氮和亚硝态氮还原成气态氮从水中逸出，从而达到脱氮的目的。下面对以上几个过程分别做简要介绍<sup>[4]</sup>：

#### 1.4.1.1 氨化作用

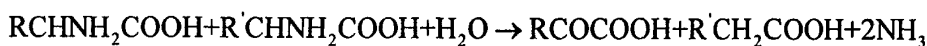
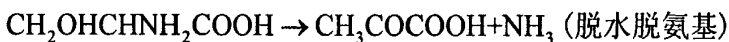
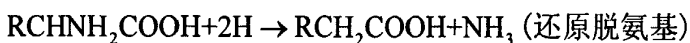
废水中含氮有机物经微生物降解释放出氨的过程，成为氨化作用。这里的含氮有机物为蛋白质、核酸、尿酸、尿素等。以氨基酸为例说明有机物的氨化过程<sup>[5]</sup>。

氨基酸是羧酸分子中羟基上的氢原子被氨基（-NH<sub>2</sub>）取代后的生成物，可用通式 RCHNH<sub>2</sub>COOH 表示。

在有氧条件下：



在缺氧条件下：



(氧化还原脱氨基)

上述的反应中，不论是在有氧还是在缺氧条件下，氨基酸的分解结果都会产生氨和一种含氮有机化合物。另外，除了氨基酸外，其它含氮有机物（包括尿素、尿酸等）也都可以被相应的微生物分解释放出氨。

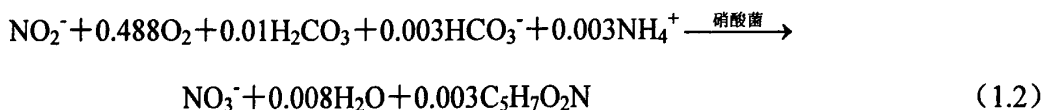
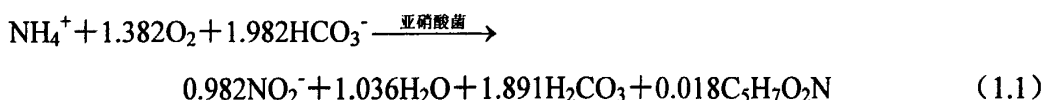
### 1.4.1.2 硝化反应

生物硝化反应是亚硝酸菌、硝酸菌将氨氮氧化成亚硝酸盐、硝酸盐。它是由一群自养型好氧微生物通过两个过程完成的。第一步先由亚硝酸菌将氨氮转化为亚硝酸盐，成为亚硝化反应。亚硝酸菌有亚硝酸单胞菌属、亚硝酸螺旋杆菌属和亚硝化球菌属等。第二步由硝酸菌将亚硝酸盐氧化成硝酸盐。硝酸菌有硝酸杆菌属、螺旋菌和球菌属等。亚硝酸菌和硝酸菌统称为硝化菌，都是化能自养型菌。这类菌利用无机碳化合物如  $\text{CO}_3^{2-}$ 、 $\text{HCO}_3^-$ 、 $\text{CO}_2$  为碳源，从无机物 ( $\text{NH}_3$ 、 $\text{NH}_4^+$  或  $\text{NO}_2^-$ ) 的氧化中获取能量<sup>[7]</sup>。两类菌的特征如表 1.2。

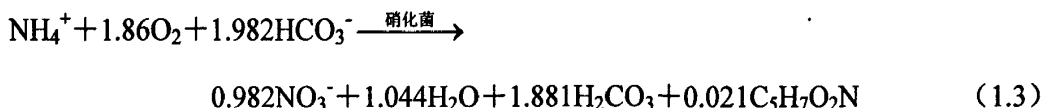
表 1.2 亚硝酸菌和硝酸菌的特征

项目	亚硝酸菌	硝酸菌
细胞形状	椭球或棒球	椭球或棒球
细胞尺寸/ $\mu\text{m}$	1.0×1.5	0.5×1.0
革兰氏染色	阴性	阴性
世代周期/h	8~36	12~59
自养性	专性	专性
需氧性	严格好氧	严格好氧
最大比生长速率 $\mu_m/\text{h}^{-1}$	0.04~0.08	0.02~0.06
产率系数 Y/ (mg 细胞/mg 基质)	0.01~0.13	0.02~0.07
饱和常数 $K_s/\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$	0.6~3.6	0.3~1.7

硝化反应的两步反应均需要在有氧条件下才能进行，并以氧作为电子受体。其反应方程式可表示为<sup>[6]</sup>：



总反应式：



式中  $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$  为亚硝酸菌和硝酸菌的细胞化学式，通过式 (1.1) 和 (1.2) 计算可知，它们的产率分别为  $0.146\text{g}/\text{gNH}_4^+-\text{N}$  和  $0.02\text{g}/\text{gNH}_4^+-\text{N}$ 。在硝化反应过程中，将  $1\text{mg}$  氨氮氧化为硝酸盐氮需耗氧  $4.57\text{mg}$ ，其中亚硝化反应耗氧  $3.16\text{mg}$ ，硝化反应耗氧

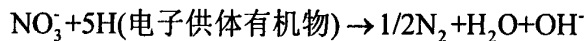
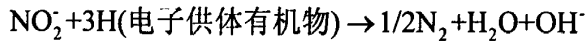


1.11mg, 同时需要消耗碱度约 7.14mg (以  $\text{CaCO}_3$  计) [8]。

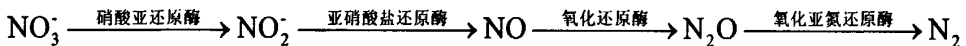
### 1.4.1.3 反硝化反应

生物反硝化反应是在缺氧的条件下, 将硝化过程中产生的硝酸盐或亚硝酸盐还原成气态氮或者  $\text{N}_2\text{O}$ 、 $\text{NO}$  的过程。由有一群异养菌协同完成。参与这一生化反应的微生物是反硝化菌。常见的反硝化菌包括假单胞菌属、反硝化杆菌属、螺旋菌属和无色杆菌属等。他们多为兼性细菌, 当有分子态氧存在时, 反硝化菌分解有机物, 利用分子氧作为最终电子受体。在无分子态氧情况下, 反硝化菌利用硝酸盐和亚硝酸盐中的  $\text{N}^{+5}$  和  $\text{N}^{+3}$  作电子受体,  $\text{O}^{2-}$  作为受氢体生成  $\text{H}_2\text{O}$  和  $\text{OH}^-$  碱度, 有机物则作为碳源及电子供体提供能量并得到氧化稳定 [5]。

反硝化反应中氮元素的转化及其生物化学如下式:



硝酸盐的反硝化还原过程为:



在生物反硝化过程中, 污水中的含碳有机物作为反硝化过程的电子供体。由上式可知, 转化 1g  $\text{NO}_2^-$ -N 为  $\text{N}_2$  时, 需有机物 (以 BOD 表示) 1.71g ( $3 \times 16 / 2 \times 14 = 1.71$ ); 转化 1g  $\text{NO}_3^-$ -N 为  $\text{N}_2$  时, 需有机物 (以 BOD 表示) 2.86g。同时产生 3.57g 碱度 (以  $\text{CaCO}_3$  计) ( $100 / (2 \times 14) = 3.57$ )

## 1.4.2 传统的生物脱氮工艺

### 1.4.2.1 活性污泥法脱氮传统工艺

三级活性污泥法传统脱氮工艺是以氨化、硝化、和反硝化三种反应过程为基础建立的，其流程如图 1.1<sup>[9]</sup>。

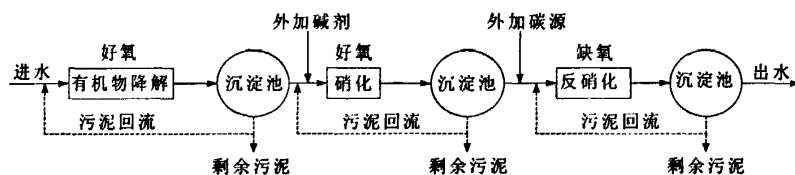


图 1.1 三相生物脱氮工艺流程图

该工艺的优点是有机底物降解菌、硝化菌、反硝化菌分别在反应器内生长增值，环境条件适宜，而且各自回流沉淀池分离的污泥，反应速度快而彻底。缺点是处理流程长、设备太多、造价过高；反硝化反应需要外加碳源从而增加成本。

### 1.4.2.2 缺氧-好氧活性污泥法脱氮系统

1973 年 Barnard 在 Ludzack-Ettinger 工艺的基础上提出的一种改进型，后来被称为 A/O (Anoxic/Oxic) 工艺。该工艺将缺氧反硝化和好氧硝化池完全分开，沉淀池的污泥回流到缺氧反应池，并增加了从好氧反应器至缺氧反应器的混合液回流，既保证了 Ludzack-Ettinger 工艺前置反硝化的的优点，又克服了其混合液混合不充分的缺点，使脱氮效率大大提高<sup>[5]</sup>，工艺流程如图 1.2。

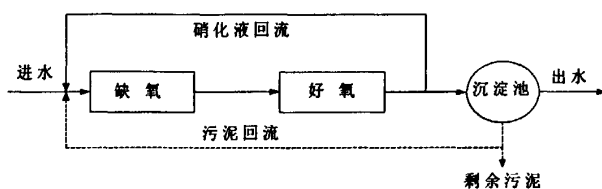


图 1.2 A/O 工艺流程示意图

A/O 生物脱氮系统中因只有一个污泥回流系统，因而使好氧异养菌、反硝化菌和硝化菌都处于缺氧-好氧交替的环境中，同时存在着降解有机物的异养型菌群、反硝化菌群及进行硝化反应的自养型硝化菌群，构成一个混合菌群系统，可使不同菌属在不同的

条件下充分发挥它们的优势。A/O 工艺与传统的多级生物脱氮工艺相比主要优点是流程简单,大大节省了基建费用;以原水中的含碳有机物和内源代谢产物为反硝化碳源物质,既节省了费用又保证了较高的 C/N 值;好氧池在缺氧池之后,可进一步去除反硝化残留的有机物;缺氧池在好氧池之前可减轻好氧池的有机负荷和改善活性污泥的沉降性能。

#### 1.4.2.3 厌氧-缺氧-好氧脱氮工艺 (A<sup>2</sup>/O 工艺)

A<sup>2</sup>/O 中 A<sup>2</sup> 英文 anaerobic-anoxic 的简称,是 A/O 工艺的改进,其工艺流程图如下:

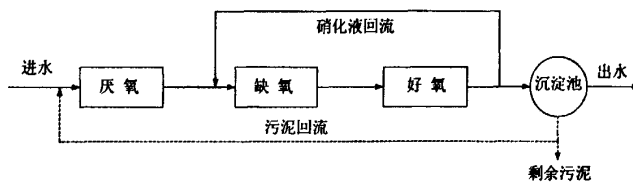


图1.3 A/A/O工艺流程示意图

污水与回流污泥先进入厌氧池 ( $DO < 0.5 \text{ mg/L}$ ) 完全混合,经一定时间 (1~2h) 的厌氧分解,去除部分 BOD,部分含氮化合物转化为  $\text{N}_2$  而释放。然后污水流入缺氧池中,池中的反硝化菌以污水中未分解的含碳有机物为碳源,将好氧池通过内循环回流近来的  $\text{NO}_3^-$  还原为  $\text{N}_2$  而释放。接着污水流入好氧池,水中  $\text{NH}_3\text{-N}$  进行硝化反应生成  $\text{NO}_3^-$  [10]。A<sup>2</sup>/O 工艺最大优点就是可以同步脱氮除磷。

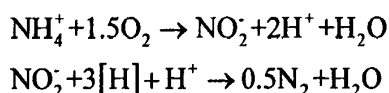
#### 1.4.3 生物脱氮新技术研究

近年来,一些研究者在实验中陆续观察到一些不同于传统生物脱氮理论的新现象。比如将好氧硝化过程控制在亚硝酸盐阶段,然后再在缺氧条件下直接反硝化的亚硝酸型生物脱氮工艺;通过控制一定的条件,硝化和反硝化可以在同一个反应器内同时完成;异养硝化以及厌氧氨氧化等。从微环境理论和生物学角度可以解释这些现象。微环境理论主要从物理学角度研究活性污泥和生物膜的微环境中各种物质(如  $\text{DO}$ 、有机物、 $\text{NO}_3^- \text{-N}$  和  $\text{NO}_2^- \text{-N}$  等)传递的变化、各类微生物的代谢活动及其相互作用,从而导致的微环境中物理、化学和生物条件或状态的改变。在宏观环境为微好氧状态时,由于氧在活性污泥絮体或者生物膜中扩散的限制,微生物絮体内产生了溶解氧梯度,也就形成了

不同的微环境。但从生物学角度的解释不同于微环境理论，微生物学家发现了异养硝化菌和好氧反硝化菌，它们甚至可在完全厌氧的条件下发生硝化作用。有些好氧反硝化菌同时也是异养型硝化菌，它们能够在好氧条件下直接将氨转化为最终的气态产物。以上这些发现为研究者开发新的生物脱氮工艺指引了方向，使他们不断开发出了许多新型脱氮工艺<sup>[11]</sup>。目前研究较多的生物脱氮新工艺主要有短程硝化反硝化工艺（Shortcut nitrification-denitrification）、同步硝化反硝化脱氮工艺（Simultaneous nitrification- denitrification-SND）和厌氧氨氧化脱氮工艺（Anaerobic ammonium oxidation-ANAMMOX）等。

#### 1.4.3.1 短程硝化反硝化生物脱氮工艺

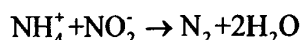
该工艺又称 Sharon(single reactor for high activity ammonia removal over nitrite)工艺，是由荷兰 Delft 工业大学开发的新工艺。基本原理就是简化硝化-反硝化，即在同一个反应器内，先在有氧情况下把氨氮氧化成亚硝酸盐，然后再在缺氧条件下把亚硝酸盐直接还原成  $N_2$ ，省略了把亚硝酸盐氧化成硝酸亚这一步。反应方程式如下：



该工艺是通过控制温度和溶解氧将亚硝酸菌变成反应器中的优势菌，从而将硝化反应控制在亚硝化阶段实现短程硝化反硝化。其主要优点是两个阶段反应在一个反应器中进行可以简化工艺流程；在  $NO_2^-$ -N 阶段进行反硝化可节约大概 40% 的碳源；可以缩短反应时间，减小反应器体积；可以减少 25% 的曝气量，降低能耗。

#### 1.4.3.2 厌氧氨氧化生物脱氮工艺<sup>[12]</sup>

厌氧氨氧化（ANAMMOX）生物脱氮工艺是指在厌氧条件下，氨氮以亚硝酸盐作为电子受体直接被氧化到氮气的过程，其反应方程式如下：



厌氧氨氧化（ANAMMOX）是一种全新的生物脱氮工艺，它完全打破了传统的生物脱氮理论，为工业污水和生活污水以较可持续方式脱氮创造了条件。如果把 ANAMMOX 工艺与亚硝化工艺相结合，氨氮可以被直接自养转换到氮气，这完全避免了传统上需要 COD 支持反硝化的问题。因此，一半以上的曝气量将被节约，也无需再投加碳源。

### 1.4.3.3 同步硝化反硝化生物脱氮工艺

该工艺即 SND (simultaneous nitrification denitrification)。由于人们经常在实际工程发现,在完全好氧的条件下也存在总氮的损失,有时高达 50%。而传统的生物脱氮理论认为反硝化菌在严格厌氧的条件下才进行反硝化,在好氧条件下只会利用 DO 进行呼吸作用,从而阻止以亚硝酸盐或硝酸盐为电子受体的氧化还原作用。对此,目前被普遍接受的微环境理论认为:由于微生物个体形态非常微小,影响生物生存的环境也是微小的。宏观环境的变化会导致环境的变化不均匀分布,进而影响微生物群体的活动状况,并在某种程度上出现所谓的“表里不一”的现象。事实上,由于微生物种群结构、基质分布代谢活动和生物化学反应的不均匀性,以及物质传递的变化等因素的相互作用,在活性污泥菌胶团内部和生物膜内部存在多种多样的微环境类型,而每一种微环境一般只适合某一种微生物生存,对其他微生物则可能是不利的。也就是说即便是在宏观好氧条件下,反应器内部也存在着厌氧的微环境,并存在着厌氧微生物的反硝化活动。利用这一理论可以通过控制反应器的溶解氧来实现同一反应器内硝化和反硝化的同时进行。

## 1.5 SBR 工艺发展及应用

SBR 法是活性污泥法的先驱。早在 1914 年 Arden 和 Lecket 首次提出活性污泥法的操作方式就是间歇式的，当时称为充水-排水处理法。但由于受到当时自动控制技术的限制而未能得到广泛的应用。近年以来，随着监控技术与测试技术的发展，大量新设备被研制出来，如电动阀、气动阀、电磁阀、水位计、泥位计等，特别是计算机自动控制技术的应用，序批式活性污泥法由于其自身的优点又重新受到重视。20 世纪 70 年代，美国的 Natredame 大学 Lrvine 教授对 SBR 工艺进行了较为系统的研究。继 Lrvine 之后，澳大利亚和日本等国也进行了卓有成效的研究。至 1991 年，美国已有 150 座污水处理厂采用 SBR 工艺，其中 25%按脱氮除磷设计，处理能力最大为 5.7 万  $\text{m}^3/\text{d}$ 。澳大利亚近 10 年来建成采用 SBR 工艺的污水处理厂约 600 座，中、大型 SBR 工艺污水处理厂也日益增多。我国目前在云南省昆明市已有两座采用 SBR 工艺的大中型城市污水处理厂已投产运行，天津经济技术开发区 10 万  $\text{m}^3/\text{d}$  采用 SBR 工艺的污水处理厂，运行情况也很良好<sup>[13]</sup>。

### 1.5.1 SBR 法工作原理<sup>[10]</sup>

序批式活性污泥法 (sequencing batch activated sludge process) 的主要装置是序批式反应器 (sequencing batch reactor)，因此又简称为 SBR 法，是一种间歇运行的活性污泥法。其操作顺序依次为进水 (fill)、反应 (react)、沉淀 (settle)、出水 (draw)、和待机 (idle)，一批污水完成五个步骤为一个周期，所有操作均在设有曝气和搅拌装置的同一设备中进行。新的一批污水进入反应器为另一周期开始。不需要沉淀池和污泥回流装置。SBR 法与传统活性污泥法在机理上并无根本不同，区别在于操作方法，前者是在同一反应器中不同时段完成不同操作，而后者是在同一时间在不同设备中完成不同的操作。

### 1.5.2 SBR 法工艺特点

(1) SBR 法的优点：

①构筑物少，投资省，占地少，设备少，维护方式简便；②曝气时间短，效率高；③出水水质好；④耐冲击负荷强；⑤在一个周期内，好氧和厌氧过程可以同时进行；⑥运行灵活，适应性强；⑦运行费用低，可节省调节池、初沉池和二沉池等；⑧对于小水量的

工程，可以在离滗水器稍远一点的地方设污泥浓缩斗，可以起到污泥浓缩的作用，从而省去浓缩池。

### (1) SBR 法的缺点

①自动化控制要求高；②由于排水时间短，并且排水时要求不搅动沉淀污泥层，因而需要专门的配水设备（滗水器），且对滗水器要求高；③后处理设备要求大；④滗水深度为 1~2m，这部分水头损失白白浪费，增加了总扬程；⑤由于不设初沉池，容易产生浮渣。

### 1.5.3 SBR 工艺的应用

近 20 年来，由于 SBR 工艺的低造价和高效率，在世界各国得到广泛应用。因不同的污水处理需要，SBR 工艺已经开发出多种新形式并都有污水处理厂投入运行，较新开发出来的 UNITANK 工艺也有几十座污水处理厂投产，充分显示出 SBR 工艺的魅力。下面介绍几种 SBR 工艺的新形式的应用。

(1) 间歇式循环延时曝气法 ICEAS (intermittent cycle extended aeration) :该法与传统的 SBR 法有两个主要区别，一个是在反应器的进水端加设了预反应区（在 SBR 反应池中设隔板而成，预反应区和反应区在下部联通），二是运行方式采用连续进水（包括沉淀和排水期），间歇排水。此法没有待机时间，通常水力停留时间较长。由于沉淀期也进水，会干扰沉淀过程，进水量不宜太大。这种系统比传统 SBR 管理更方便，费用更小，国内外得到广泛应用。

(2) 连续曝气-间歇曝气串联工艺 DAT-IAT (demand aeration tank-intermittent aeration tank) : 污水连续进入连续曝气的 DAT，进行初步生物处理，出水进入 IAT，再依次完成曝气、沉淀、排水和排剩余污泥等工序。IAT 部分剩余污泥回流至 DAT，使两池都可保持较高的污泥龄和 MLSS 浓度。

连续曝气使水混合均匀，提高了耐冲击负荷的能力，有利于整个工艺的稳定性；连续进水提高了反应池的利用率，简化了管理；IAT 可根据需要调整曝气时间，造成缺氧-厌氧环境，从而达到脱氮、除磷的要求。DAT-IAT 工艺是一种适应强、操作简便、基建投资省的工艺。

(3) UNITANK 系统: 典型的 UNITANK 系统的是一个矩形池, 有三个平行而又互相联通的廊道。每个廊道均设有鼓风或表面曝气系统或者搅拌系统, 两端的廊道交替作为曝气池和沉淀池, 其外侧设有固定的出水堰和剩余污泥排放口。通过阀门自动控制原水按一定的时序依次进入连续进入三个廊道, 经曝气处理后的水进入作为沉淀池的另一端的廊道 (从第二廊道进水时, 则第一和第三廊道均可作为沉淀池), 沉淀后从出水堰排出, 进入下一个周期操作, 如此周而复始。因此, 从时间上看原水是连续进入反应池, 通过控制曝气时间和强度, 在廊道的不同位置形成好氧、缺氧和厌氧区, 以达到不同的处理要求。

#### 1.5.4 分段进水 SBR 法脱氮技术及研究现状

分段进水 SBR 是在传统 SBR 基础上对其运行方式改进后的一种新型污水脱氮处理工艺, 该工艺通过时间上分多段进水的运行方式, 充分利用原水中的有机物作为反硝化碳源, 节省了曝气量和外加碳源的投量, 实现污水的深度脱氮<sup>[14]</sup>。分段进水 SBR 法处理高氨氮生活污水不仅可以避免使用普通分段进水法脱氮时的污泥膨胀和 DO 携带问题, 还可以较为彻底的发挥 SBR 法的优点, 使污水的脱氮经济高效。

目前, 国内外对交替好氧-缺氧等 SBR 变形工艺的研究有些报道<sup>[15-17]</sup>, 但是这些变形工艺进水阶段只有 1 个, 并不能充分利用原水中的有机碳源实现脱氮。杨岸明<sup>[18]</sup>等考察了脉冲式 SBR 在深度脱氮过程中 pH 及氧化还原电位 (ORP) 的变化规律并利用 pH 值, 氧化还原电位 (ORP) 作为控制参数对脉冲式 SBR 的运行过程进行控制, 这为脉冲式 SBR 的发展开辟了广阔的空间。周利<sup>[19]</sup>等也对脉冲式 SBR 法深度脱氮处理的控制进行过研究。郭建华, 彭永臻<sup>[14]</sup>等对脉冲式 SBR 深度脱氮工艺特性进行了探讨, 初步分析了 C/N、进水次数等对脱氮效率的影响。



## 1.6 本课题的主要研究目的和内容

### 1.6.1 本论文的主要研究目的

本试验主要研究按优化流量分配进水的分段进水 SBR 法处理高氨氮生活污水时，进水负荷、进水 C/N 和进水次数对氨氮、COD、硝态氮、亚硝态氮以及总氮去除效率的影响。同时比较采用优化流量分配方法并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化和按等流量分配的方式进行运行时对处理效果的影响。

### 1.6.2 本论文的主要研究内容

(1) 用脉冲式 SBR 法处理高氨氮生活污水时，采用优化流量分配方法并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化时，分别研究一次进水、两次进水和三次进水对处理效果的影响；

(2) 采用优化流量分配方法并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化时，研究三次进水情况下不同的 C/N 对去除效果的影响；

(3) 研究进水负荷对去除效果的影响；

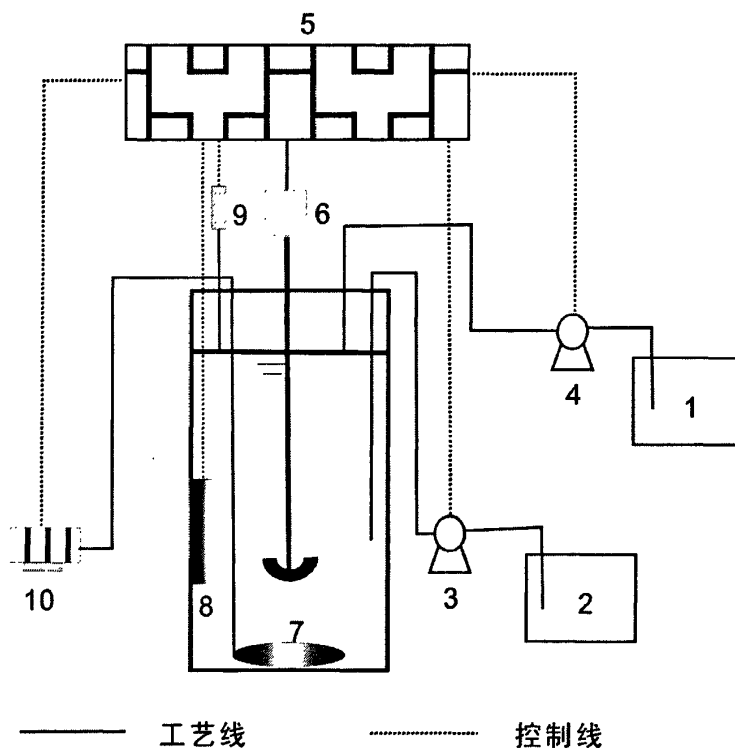
(4) 在分段进水 SBR 法三次进水情况下，比较采用优化流量分配方法和按等流量分配方法对去除效果的影响。

## 第二章 试验装置与分析方法

### 2.1 试验装置

试验装置为序批式反应器（SBR），此装置为有机玻璃制成的圆柱型反应器，内径 18cm，高 48cm，有效容积 10L。反应器顶端设有直径为 30mm 的取样口，用以取样；底部设有排泥管；以曝气砂盘作为微孔曝气器，使用气体流量计控制和稳定曝气量；SBR 的进水、曝气、沉淀、排水等操作由液位器和微电脑时控开关自动控制。试验装置图见图 2.1。主要包括以下设备：

- (1) 搅拌器：JJ-1 精密电动调速搅拌器，使泥水混合均匀并处于悬浮状态；
- (2) 微电脑定时控制器：实现整个系统曝气、搅拌以及沉淀过程的自动切换；
- (3) 空气压缩机：在 SBR 反应的好氧阶段对反应器进行冲氧曝气；
- (4) 潜水泵：由微电脑时控开关控制两个潜水泵，分别实现自动进水和排水；
- (5) 气体流量计：通过稳定曝气量来稳定反应器内溶解氧。



1. 进水箱 2. 出水箱 3. 出水泵 4. 进水泵 5. 自动控制装置  
6. 搅拌机 7. 曝气砂盘 8. 温度计 9. 液位控制器 10. 空气压缩机

图 2.1 实验装置图

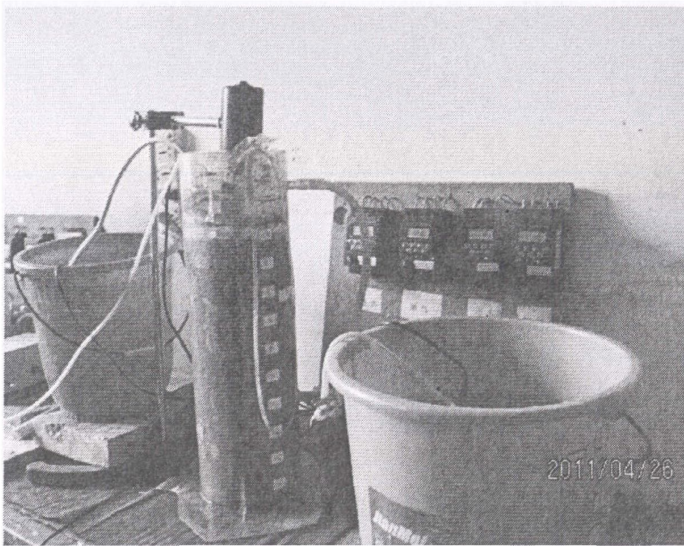
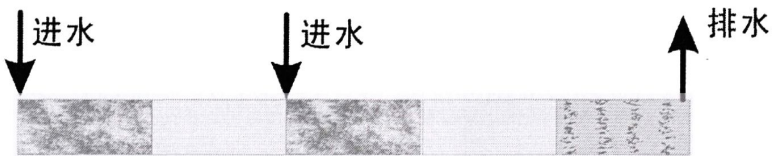


图 2.2 实验装置照片

## 2.2 试验操作策略

如图 2.3 所示，两次进水的试验策略为：进水、缺氧搅拌、好氧曝气、进水、缺氧搅拌、好氧曝气、沉降和排水。三次进水为：进水、缺氧搅拌、好氧曝气、进水、缺氧搅拌、好氧曝气、进水、缺氧搅拌、好氧曝气、沉降和排水。

### 两段进水操作过程



### 三段进水操作过程

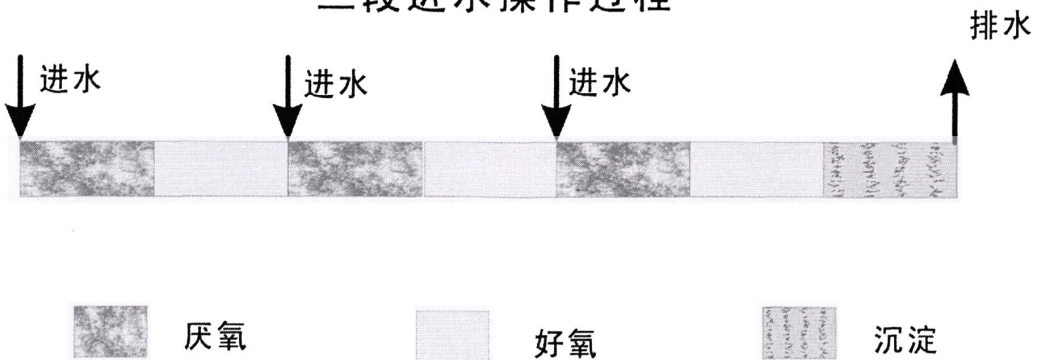
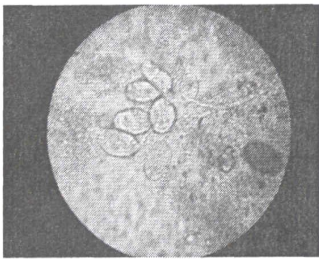


图 2.3 实验进水策略图

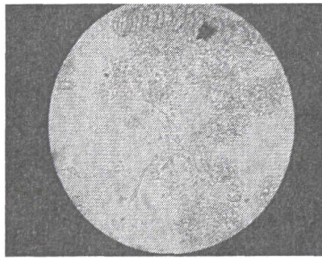
## 2.3 实验启动与污泥驯化

SBR 接种污泥取自西安北石桥污水净化中心二沉池中的活性污泥，颜色呈深褐色，镜检发现其中有大量游泳型纤毛虫，钟虫较少。首先将取回的污泥经过过滤淘洗，去除上层漂浮物和下层大块沉积物，留下颗粒细小的污泥；然后空曝几天，利用内源呼吸作用，使异养菌自身消耗并去掉有毒物质；最后将污泥接种于 SBR 反应器内，使反应器内的 MLSS 大约为 5000mg/L，并采用人工配制的含氮废水进行连续式驯化。

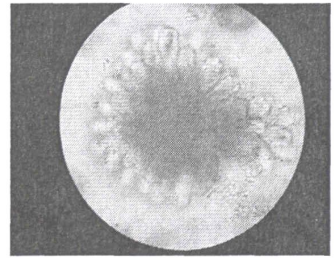
污泥驯化过程中进水氨氮浓度从 40mg/L 逐渐升高到 100mg/L，COD 从 400mg/L 逐渐增加到 1000mg/L，由于污泥本身具有一定的硝化能力，通过短时间的培养，氨氮即具有较高的转化率。经多 30 天的运行， $\text{NH}_4^+\text{-N}$  和 COD 的去除率均达到 90%以上，同时镜检发现，原生动物种类丰富，有大量的钟虫、线虫出现，至此认为污泥驯化结束，正式开始试验阶段。



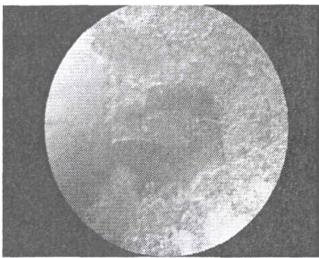
纤毛虫（40 倍）



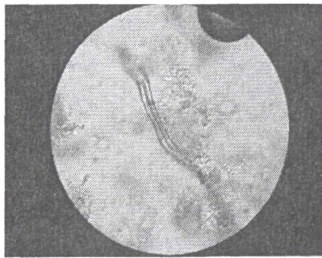
线虫（40 倍）



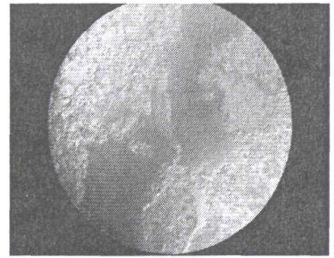
钟虫（40 倍）



轮虫（40 倍）



线虫（40 倍）



轮虫（40 倍）

图 2.4 镜检微生物

## 2.4 试验用水

试验进水采用人工模拟配水，配水组份包括葡萄糖、碳酸氢氨、碳酸氢钠以及磷酸二氢钾、硫酸镁、硫酸亚铁、氯化钙等微量元素，具体指标见表 2.1。

表 2.1 人工配水水质

水质参数	水温 (°C)	pH	COD (mg/L)	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N (mg/L)
变化范围	20 ~ 30	6 ~ 8	400 ~ 1000	40 ~ 200

备注：这里的 COD 和氨氮值均为理论配水值，与实际进水值之间有一定的误差

## 2.5 试验分析方法

表 2.2 监测项目及分析方法

序号	项目	分析方法	仪器
1	COD	重铬酸钾法	加热回流装置、酸式滴定管
2	DO	溶解氧分析仪	哈希 sension™6 便携式溶解氧测定仪
3	pH	精密酸度计法	PHS-3C 型精密酸度计
4	温度 (T)	温度计	哈希 sension™6 便携式溶解氧测定仪
5	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> -N	N-(1-萘基)-乙二胺分光光度法	UV-1102 型紫外/可见分光光度计
6	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N	酚二磺酸光度法	UV-1102 型紫外/可见分光光度计
7	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	纳氏试剂分光光度法	UV-1102 型紫外/可见分光光度计
8	SV%	100ml 量筒	
9	SV <sub>30</sub>	直读法	Mettler Toledo AG204 电子天平、100ml 量筒
10	MLSS	滤纸重量法	HH-S11-600 型恒温干燥箱
11	生物相	光学显微镜下观察	Motic B1 光学显微镜

## 2.6 试验进度安排

试验从2010年3月13号正式开始运行，到2010年9月23号正式结束，历时194天。试验共进行了六个阶段。

表 2.3 试验进度安排

试验阶段	起止日期	实验内容	实验目的
I	2010.3.13 ~ 2010.5.30	进水 COD、氨氮浓度分别由 400mg/L、40 mg/L 提高到 1000mg/L、100 mg/L	对微生物进行驯化，使其逐步适应高有机负荷和高氨氮负荷
II	2010.5.31 ~ 2010.6.28	优化流量分配 SBR 两段进水的工况研究	研究氨氮、COD、硝态氮、亚硝态氮、总氮等指标在此工况下的去除率及去除过程的影响。
III	2010.6.29 ~ 2010.7.20	优化流量分配 SBR 三段进水的工况研究	研究氨氮、COD、硝态氮、亚硝态氮、总氮等指标在此工况下的去除率及去除过程的影响。
IV	2010.8.14 ~ 2010.9.08	优化流量分配 SBR 三段进水中低碳氮比(COD、氨氮浓度分别为 1000mg/L、200mg/L)的工况研究	研究优化流量分配的 SBR 三段进水工况中，C/N 对氨氮、COD、硝态氮、亚硝态氮、总氮等指标的去除率及去除过程的影响。
V	2010.9.09 ~ 2010.9.17	优化流量分配 SBR 三段进水中低碳氮比(COD、氨氮浓度分别为 500mg/L、100mg/L)的工况研究	研究优化流量分配的 SBR 三段进水工况中，低 C/N 情况下，氨氮负荷对氨氮、COD、硝态氮、亚硝态氮、总氮等指标的去除率及去除过程的影响。
VI	2010.9.18 ~ 2010.9.23	等流量分配 SBR 三段进水的工况研究	研究按等流量分配进水和按优化流量分配进水分别对氨氮、COD、硝态氮、亚硝态氮、总氮等指标去除率及及去除过程的影响。

## 第三章 试验理论分析

设计分段进水 SBR 工艺的主要目的就是充分利用原水中的有机碳进行反硝化,因而便产生了由缺氧段反硝化所需有机碳与硝态氮数量相匹配的设计思想。在该设计思想下,分段进水 SBR 工艺的脱氮效率及按照一定条件确定的流量分配系数或水力停留时间与原水碳氮比等因素间存在着具有一定规律的关系式。

### 3.1 流量分配系数及脱氮效率关系式

#### 3.1.1 流量分配系数

假设  $N$  段进水 SBR 工艺之各段水量分配比例系数为  $r_1, r_2, r_3, r_4 \dots r_i \dots r_n$ , 待处理水中的 COD 与凯氏氮比值为  $m$ , 反硝化反应每去除  $1\text{g}$  硝态氮需要消耗 COD 量为  $\alpha$ , 原水中只含有有机碳和氨氮, 不含硝态氮和亚硝态氮。按照第  $i$  段缺氧反应时进水中氨氮在第  $i$  段被好氧化后, 水中硝态氮的量与第  $i+1$  段缺氧反应进水中有机物的量正好与生物进行反硝化反应所需碳氮比相匹配的原则, 可以证明下列式子成立:

$$r_1 + r_2 + r_3 + r_4 + \dots + r_n = 1$$

$$\frac{r_1}{r_2} = \frac{r_2}{r_3} = \dots = \frac{r_{n-1}}{r_n} = \frac{m}{\alpha}$$

$$\frac{r_1}{r_i} = \left(\frac{m}{\alpha}\right)^{i-1}$$

按照上述关系式可以解出,  $n$  段进水 SBR 工艺之  $i$  段水量分配系数:

$$r_i = \frac{(m/\alpha)^{n-i}}{\sum_{i=1}^n (m/\alpha)^{n-i}}$$

上述关系式表明, 按照反硝化所需碳氮比相匹配的原则设计的进水流量分配系数  $r$  只与  $m$  和  $\alpha$  有关系。

### 3.1.2 脱氮效率

按照前述反硝化所需碳氮比相匹配的原则设计进水流量分配系数,除第一次进水缺氧反应外,每一次进水中的有机碳的量正好可以反硝化上一次进水产生的硝态氮的量,并假设正好完全反应,且好氧反应时氨氮完全转化为硝态氮,并不计细胞同化作用消耗的氮。可以推导得到分段进水 SBR 工艺总脱氮效率的表达式:

$$\eta = 1 - \frac{r_n}{1+R}$$

式中:  $\eta$  为脱氮效率;  $R$  为回流比。

## 3.2 按优化流量分配进水并按等污泥负荷分配运行时间的相关计算

### 3.2.1 二段进水优化流量分配及时间优化计算

两段进水优化流量分配:

∵

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{m}{\alpha} = \frac{10}{7} \quad (1)$$

$$V_1 + V_2 = 5 \quad (2)$$

∴由(1)(2)可知:  $V_1 \approx 3 \text{ L}$      $V_2 \approx 2 \text{ L}$

按等污泥负荷进行运行时间优化:

好氧段:

∵

$$O_1: L_{N1} = (V_1 P_{\text{COD}} / m) / (t_{o1} \bullet \text{MLSS})$$

$$O_2: L_{N2} = (V_2 P_{\text{COD}} / m) / (t_{o2} \bullet \text{MLSS})$$

假设  $L_{N1} = L_{N2}$

$$\text{则 } V_1 / t_{o1} = V_2 / t_{o2} \quad (3)$$

$$t_{o1} + t_{o2} = 200 \text{ min} \quad (4)$$



∴由 (3) (4) 可知:  $t_{01}=120\text{min}$   $t_{02}=80\text{min}$

缺氧段:

∴

$$A_1: L_{\text{NO}_1}=(V_2\rho_{\text{COD}}/m)\cdot(1-P)/(t_{a1}\cdot\text{MLSS})$$

$$A_2: L_{\text{NO}_2}=(V_1\rho_{\text{COD}}/m)/(t_{a2}\cdot\text{MLSS})$$

假设  $L_{\text{NO}_1}=L_{\text{NO}_2}$

$$\text{则 } V_1/t_{a2}=V_2\cdot(1-P)/t_{a1} \quad (5)$$

$$\text{又 } t_{a1}+t_{a2}=100\text{min} \quad (6)$$

∴由 (5) (6) 可知:  $t_{a1}=25\text{min}$   $t_{a2}=75\text{min}$

$L_{\text{N}_1}$ : 第一段好氧反应氨氮污泥负

$V_1$ : 第一段进水体积

$L_{\text{N}_2}$ : 第二段好氧反应氨氮污泥负

$V_2$ : 第二段进水体积

$L_{\text{NO}_1}$ : 第一段缺氧反应硝态氮污泥

$m$ : 碳氮比

$L_{\text{NO}_2}$ : 第二段缺氧反应硝态氮污泥

$\rho_{\text{COD}}$ : 进水 COD 浓度

$t_{01}$ : 第一段好氧反应运行时间

$P$ : 排水比

$t_{02}$ : 第二段好氧反应运行时间

$t_{a1}$ : 第一段缺氧反应运行时间

$t_{a2}$ : 第二段缺氧反应运行时间

### 3.2.2 三段进水的流量分配及时间优化计算

碳氮比为 10 时三段进水优化流量分配：

∴

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{V_2}{V_3} = \frac{m}{\alpha} = \frac{10}{7} \quad (1)$$

$$V_1 + V_2 + V_3 = 5L \quad (2)$$

∴由 (1) (2) 可知： $V_1 \approx 2.3 L$     $V_2 \approx 1.6 L$     $V_3 \approx 1.1L$

碳氮比为 10 时按等污泥负荷进行运行时间优化：

好氧段：

∴

$$O_1: L_{N1} = (V_1 P_{\text{COD}} / m) / (t_{o1} \bullet \text{MLSS})$$

$$O_2: L_{N2} = (V_2 P_{\text{COD}} / m) / (t_{o2} \bullet \text{MLSS})$$

$$O_3: L_{N3} = (V_3 P_{\text{COD}} / m) / (t_{o3} \bullet \text{MLSS})$$

假设  $L_{N1} = L_{N2} = L_{N3}$

$$\text{则 } V_1 / t_{o1} = V_2 / t_{o2} = V_3 / t_{o3} \quad (3)$$

$$t_{o1} + t_{o2} + t_{o3} = 200 \text{min} \quad (4)$$

∴由 (3) (4) 可知： $t_{o1} = 91 \text{min}$     $t_{o2} = 64 \text{min}$     $t_{o3} = 45 \text{min}$

缺氧段：

∴

$$A_1: L_{\text{NO1}} = (V_3 \rho_{\text{COD}} / m) \bullet (1-P) / (t_{a1} \bullet \text{MLSS})$$

$$A_2: L_{\text{NO2}} = (V_1 \rho_{\text{COD}} / m) / (t_{a2} \bullet \text{MLSS})$$

$$A_3: L_{NO3}=(V_2\rho_{COD}/m)/(t_{a3} \bullet MLSS)$$

假设  $L_{NO1}=L_{NO2}=L_{NO3}$

$$\text{则 } V_1/t_{a2}=V_2/t_{a3}=V_3 \bullet (1-P)/t_{a1} \quad (5)$$

$$\text{又 } t_{a1}+t_{a2}+t_{a3}=100\text{min} \quad (6)$$

∴由 (5) (6) 可知:  $t_{a1}=12\text{min}$   $t_{a2}=52\text{min}$   $t_{a3}=36\text{min}$

同理可算得:

碳氮比为 5 时的三段进水优化流量分配为:

$$V_1 \approx 1.2\text{ L} \quad V_2 \approx 1.6\text{ L} \quad V_3 \approx 2.3\text{ L}$$

碳氮比为 5 时按等污泥负荷进行运行时间优化结果为:

好氧反应运行时间:

$$t_{o1}=48\text{min} \quad t_{o2}=64\text{min} \quad t_{o3}=88\text{min}$$

缺氧反应运行时间:

$$t_{a1}=28\text{min} \quad t_{a2}=31\text{min} \quad t_{a3}=41\text{min}$$

$L_{N1}$ : 第一段好氧反应氨氮污泥负

$V_1$ : 第一段进水体积

$L_{N2}$ : 第二段好氧反应氨氮污泥负

$V_2$ : 第二段进水体积

$L_{N3}$ : 第三段好氧反应氨氮污泥负

$V_3$ : 第三段进水体积

$L_{NO1}$ : 第一段缺氧反应硝态氮污泥

$m$ : 碳氮比

$L_{NO2}$ : 第二段缺氧反应硝态氮污泥

$\rho_{COD}$ : 进水 COD 浓度

$L_{NO3}$ : 第三段缺氧反应硝态氮污泥

$P$ : 排水比

$t_{o1}$ : 第一段好氧反应运行时间

$t_{a1}$ : 第一段缺氧反应运行时间

$t_{o2}$ : 第二段好氧反应运行时间

$t_{a2}$ : 第二段缺氧反应运行时间

$t_{o3}$ : 第三段好氧反应运行时间

$t_{a3}$ : 第三段缺氧反应运行时间

## 第四章 试验过程及效果分析

本实验主要研究了分段进水 SBR 的分段数、进水 COD/TKN 值、进水氨氮负荷等因素对 COD、氨氮和总氮去除效率的影响。在分段进水的条件下，比较了按优化流量分配原则和等流量分配原则进行流量分配时，该工艺对 COD、氨氮和总氮的去除效率的差异。

### 4.1 实验影响因素控制

#### 4.1.1 温度

温度不但影响硝化菌的比生长速率，而且影响硝化菌的活性。在 5~30℃ 的范围内，硝化反应速率随温度的升高而加快，但超过 30℃ 时增加幅度开始减小。当温度低于 5℃ 时，硝化细菌的生命活动几乎停止<sup>[4]</sup>。对于同时去除有机物和进行硝化反应的系统，温度低于 15℃ 即发现硝化速率迅速降低。本实验温度控制在 20~28℃，比较适宜硝化细菌的生长。

#### 4.1.2 pH 值

硝化反应的最佳 pH 值范围为 7.5~8.5。硝化菌对 pH 值变化十分敏感，当 pH 值低于 7 时，硝化速率明显降低，低于 6 和高于 9.6 时，硝化反应进行十分缓慢。反硝化过程的最佳 pH 值范围为 6.5~7.5，不适宜的 pH 值会影响反硝化菌的生长速率和反硝化酶的活性。当 pH 值低于 6.0 或者高于 8.0 时，反硝化反应将受到强烈抑制<sup>[4]</sup>。由于本实验硝化反应和反硝化反应在同一个反应器内进行，可使硝化-反硝化过程中 pH 值变化彼此抵消，pH 值稳定在 6~8.6 之间。

#### 4.1.3 溶解氧

氧是生物硝化作用中的电子受体，反应器中溶解氧浓度的大小必将影响硝化反应的速率。纳格尔和哈沃斯 (Nagel & Haworth) 于 1969 年已经发现反应器中溶解氧 (DO) 浓度超过 1mg/L 时，随着溶解氧的增加，相应氨氮的氧化速率亦增加<sup>[20]</sup>。同时，溶解氧对反硝化反应也有很大影响，主要由于氧会同硝酸盐竞争电子供体，同时分子态氧也

会抑制硝酸盐还原酶的合成及其活性。虽然氧对反硝化脱氮有抑制作用，但氧的存在对能进行反硝化作用的反硝化菌却是有利的。这类菌为兼性厌氧菌，菌体内某些酶系统组分只有在有氧时才能合成。本工艺运行的交替好氧、厌氧状态可使的此类菌得到很好的生长。本实验在反应器运行过程中，好氧阶段的溶解氧稳定在 5mg/L 以上，可使硝化细菌以较高的速率进行硝化作用；厌氧阶段的溶解氧稳定在 0.1mg/L 以下，可保证反硝化的正常进行。

## 4.2 不同分段数对去除效果的影响

本实验从 2010 年 4 月 15 日至 2010 年 7 月 20 日运行阶段研究了不同进水次数对高氨氮生活污水的处理效果的影响。其中，4 月 15 日至 5 月 30 日为一次进水阶段，反应器运行分为进水、好氧硝化、静沉、出水和闲置五个步骤。5 月 31 日至 6 月 28 日为两次进水阶段，反应器运行分为进水、缺氧搅拌 (1A)、好氧硝化 (1O)、缺氧搅拌 (2A)、好氧硝化 (2O)、静沉和出水七个步骤。6 月 29 日至 7 月 20 日为三次进水阶段，反应器运行分为进水、缺氧搅拌 (1A)、好氧硝化 (1O)、缺氧搅拌 (2A)、好氧硝化 (2O)、缺氧搅拌 (3A)、好氧硝化 (3O)、静沉和出水九个步骤。各阶段进水量和运行时间分配见表 4.1。

表 4.1

运行工况	反应阶段	进水量 (L)	反应时间 (min)
一次进水	10	5	300
	1A	3	25
两次进水	10	--	120
	2A	2	75
	2O	--	80
	1A	2.3	12
三次进水	10	--	91
	2A	1.6	52
	2O	--	64
	3A	1.1	36
	3O	--	45

#### 4.2.1 不同进水次数条件下 DO 和 pH 的变化

不同进水次数条件下 DO 和 pH 值的变化见图 4.1、图 4.2 和图 4.3。

由图 4.1 可以看出，在采用一次进水的运行周期内，在开始进水的 8min，进水扰动沉淀的污泥使得 DO 浓度出现短时间的下降。随后，反应器开始曝气，DO 浓度很快上升，这是因为异养菌分解有机物消耗的溶解氧远远小于系统提供的溶解氧所致。由于系统提供了异养菌分解有机物及硝化菌好氧硝化所需的足够的溶解氧，使得反应器内 DO 在 32min ~ 41min 出现极短暂的波动后便开始稳步上升直到接近饱和。最后 DO 浓度稳定在 7mg/L 至 7.5 mg/L 之间。由于系统在反应的第 308min 时开始停止曝气并进入沉降阶段，DO 浓度开始稳步下降，出水时达到 3.96mg/L。

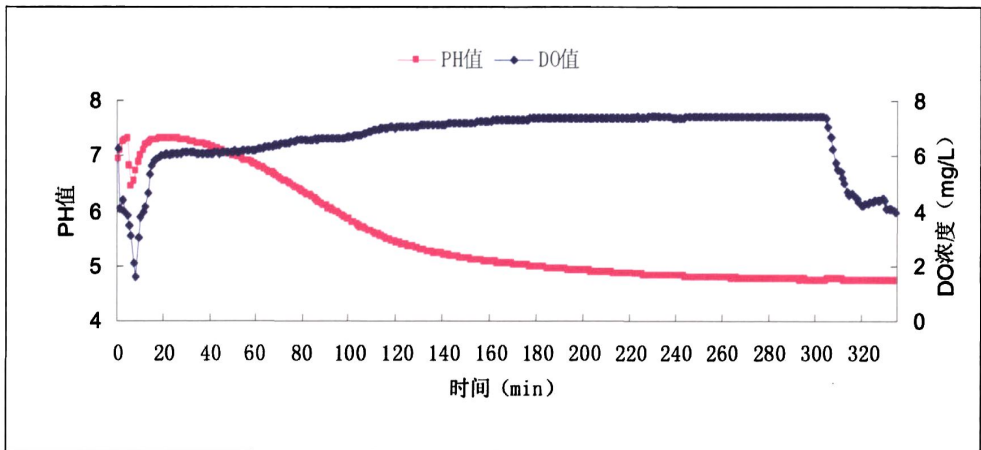


图 4.1 一段进水中 pH 值、DO 变化

由于进水 pH 值大于反应器内的 pH 值，在进水初期出现几分钟 pH 值上升的现象，随后由于进水对污泥层的扰动使得 pH 值较低的污泥层对混合液 pH 值起到中和作用并使 pH 值开始下降。紧接着，随着曝气的进行，系统中的 pH 值开始快速上升，造成这种现象的原因有两个：（1）在曝气过程中，由于有机物远大于耗氧物质氮的量，使得污泥系统中异养菌数量远远多于亚硝酸菌和硝酸菌，所以曝气初期系统中主要以降解 COD 为主，而异养微生物对有机底物的分解代谢和合成代谢都会产生  $\text{CO}_2$ ， $\text{CO}_2$  溶于水产生  $\text{H}_2\text{CO}_3$ ，但曝气不断地将产生的  $\text{CO}_2$  吹脱，使得 pH 值的上升。（2）进水氨氮是由  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  提供的，使得混合液中存在大量的  $\text{HCO}_3^-$ ，而  $\text{HCO}_3^-$  易分解为  $\text{CO}_2$  和  $\text{OH}^-$ ，由于曝气不断地将产生的  $\text{CO}_2$  吹脱，使得反应不断往右进行从而使 pH 值上升<sup>[21]</sup>。当 pH 值达到最大值后便开始下降，随着反应的进行，下降速率逐渐变慢并趋于缓和。这

是因为，随着反应的进行， $\text{HCO}_3^-$ 由于分解  $\text{CO}_2$  和  $\text{OH}^-$  而不断消耗，吹托  $\text{CO}_2$  产生的  $\text{OH}^-$  越来越少，以此同时硝化菌的硝化作用产生的  $\text{H}^+$  却不断增加，当  $\text{OH}^-$  和  $\text{H}^+$  产生量相当时，pH 值达到最大，随后便开始稳步下降。当 pH 降到 5 以下时，硝化反应受到抑制，混合液的 pH 趋于稳定。

由图 4.2 可以看出，采用两次进水的运行工况中，在开始进水的 6min 内由于进水扰动污泥层使得 DO 浓度开始下降。随后开始缺氧搅拌，异氧菌首先好氧降解有机物消耗水中的溶解氧，使 DO 浓度在很短的时间内降到 0.1mg/L 以下的水平并稳定，较低的溶解氧可保证反硝化的正常进行。由于进水 pH 值大于反应器中混合液的 pH 值，在进水的几分钟内系统内 pH 值出现短暂上升的现象，当搅拌开始，混合液混合均匀后 pH 值在 6.44 左右。由于进水中的 COD 为上一阶段残留的硝态氮提供了充足的碳源进行反硝化，由此产生的  $\text{OH}^-$  使 pH 值由 6.44 升至 6.52。

系统进入第一次好氧曝气阶段（10）后，混合液中硝化菌开始氧化氨氮至硝态氮，同时异养菌好氧分解 1A 结束后残余的有机物。由于系统提供足够的溶解氧，使得两者在对溶解氧的利用上并没有明显的竞争关系，都取得比较好的效果。在第一次好氧曝气初期，由于硝化菌和异养菌对溶解氧的消耗较大，系统中 DO 浓度上升很缓慢。随着反应的进行，氨氮和 COD 浓度不断降低，DO 浓度开始快速上升并稳定在 6.6mg/L 左右。于此同时，系统中 pH 值也发生了明显的变化。先是在曝气初期 pH 值快速上升，这是由于进水氨氮由  $\text{NH}_4\text{HCO}_3$  提供，使得混合液中存在大量的  $\text{HCO}_3^-$ ，而  $\text{HCO}_3^-$  易分解为  $\text{CO}_2$  和  $\text{OH}^-$ ，由于曝气不断地将产生的  $\text{CO}_2$  吹脱，使得反应不断往右进行而使 pH 值上升。然后随着反应的进行  $\text{HCO}_3^-$  不断减少，硝化菌氧化氨氮产生  $\text{H}^+$  不断积累使得 pH 值开始下降至 5.11 左右。

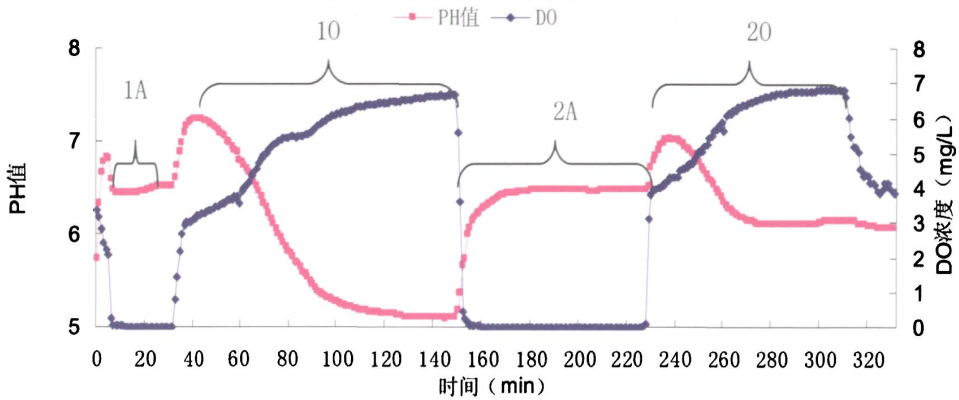


图 4.2 两段进水中 pH、DO 变化

系统进入第二次缺氧搅拌阶段（2A），随着 4min 短暂进水的结束，缺氧搅拌开始，如同 1A 反应阶段一样，异氧菌首先好氧降解有机物消耗水中的溶解氧，使 DO 浓度在很短的时间内降到 0.1mg/L 以下的水平并稳定。相对于反应器内 1O 末端混合液的 pH 值，进水的高 pH 值使得在进水 4min 内混合液的 pH 值由 5.11 快速上升至 6 左右，紧接着，混合液中反硝化菌以进水中的 COD 为碳源，反硝化 1O 段产生的硝态氮，使 pH 值逐步上升至 6.48 左右。

系统进入第二次好氧曝气阶段（2O），由图 4.2 可以看出，此阶段的 DO 和 pH 值的形状变化和 1O 段相似。随着曝气的开始，溶解氧快速由 0mg/L 上升至 5mg/L。曝气初期，由于硝化菌和异养菌对溶解氧的消耗较大，系统中 DO 浓度上升相对缓慢。随着反应的进行，氨氮和 COD 浓度不断降低，DO 浓度开始快速上升并稳定在 6.8mg/L 左右。于此同时，系统中 pH 值先是在曝气初期快速上升，然后随着反应的进行逐步下降至 6.15 左右，变化原因和 1O 中 pH 值变化一样。

系统在第 308min 进入静沉阶段，由于曝气的结束，溶解氧开始下降，出水 DO 浓度大概 3.83mg/L 左右，pH 值为 6 左右。

采用三次进水的运行工况中，混合液内 DO 和 pH 值的变化和两次进水时候有很多相似，但也有一些不同，下面做简要介绍。

由图 4.3 可以看出，如同两次进水时候的 1A 反应阶段，在开始进水的 6min 内，由于进水扰动污泥层，使得 DO 浓度开始下降。随后系统开始缺氧搅拌，异氧菌首先好氧降解有机物消耗水中的溶解氧，使 DO 浓度在很短的时间内降到 0.1mg/L 以下的水平并



稳定, 较低的溶解氧可保证反硝化的正常进行。与两次进水 1A 段不同的是, 采用三次进水的运行工况中进水 pH 值小于反应器中混合液的 pH 值, 在开始进水的几分钟内, 系统内 pH 值出现短暂下降的现象, 当搅拌开始, 混合液混合均匀后 pH 值稳定在 6.58 左右。由于进水中的 COD 为上一阶段残留的硝态氮提供了充足的碳源进行反硝化, 由此产生的 OH<sup>-</sup>使 pH 值由 6.58 升至 7.04。

系统进入第一次曝气阶段 (1O), 混合液中硝化菌开始氧化氨氮至硝态氮, 同时异养菌好氧分解 1A 结束后残余的有机物。如同两次进水时的 1O 段, 在好氧曝气初期, 由于硝化菌和异养菌对溶解氧的消耗较大, 系统中 DO 浓度上升相对缓慢。随着反应的进行, 氨氮和 COD 浓度不断降低, DO 浓度开始快速上升并稳定在 6.7mg/L 左右。于此同时, pH 值先是在曝气初期快速上升, 这也是由 CO<sub>2</sub> 的吹脱引起的。然后随着反应的进行, HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>不断减少, 硝化菌氧化氨氮产生 H<sup>+</sup>不断积累使得 pH 值开始下降至最低点 5.53 左右, 紧接着又上升到 5.59。也就是说在硝化反应开始 65min 便出现了“氨谷”<sup>[22-24]</sup>, 它的出现意味着硝化反应的结束。

系统进入第二次缺氧搅拌阶段 (2A), 随着 4min 短暂进水的结束, 缺氧搅拌开始, 如同 1A 反应阶段一样异氧菌首先好氧降解有机物消耗水中的溶解氧, 使 DO 浓度在很短的时间内降到 0.1mg/L 以下并稳定。相对于反应器内 1O 末端混合液的 pH 值, 进水的高 pH 值使得在进水 4min 内混合液的 pH 值由 5.59 快速上升至 6.5 左右, 紧接着, 混合液中反硝化菌以进水中的 COD 为碳源, 反硝化 1O 段产生的硝态氮, 使 pH 值逐步上升至 6.57 后又下降到 6.54 左右, 出现了“硝酸盐峰”。“硝酸盐峰”是由于反硝化结束后兼性异氧菌进入缺氧发酵产酸阶段, 从而导致 pH 值开始下降, 即反硝化反应开始 35min 便出现了“硝酸盐峰”, 它的出现意味着反硝化反应的结束。

系统进入第二次好氧曝气阶段 (2O), 由图 4.3 可以看出, 此阶段的 DO 和 pH 值的形状变化和 1O 段相似。曝气初期, 由于硝化菌和异养菌对溶解氧的消耗较大, 系统中 DO 浓度上升相对缓慢。随着反应的进行, 氨氮和 COD 浓度不断降低, DO 浓度开始快速上升并稳定在 6.9mg/L 左右。于此同时, 系统中 pH 值先是在曝气初期快速上升至 6.97, 然后随着反应的进行逐步下降至 6.73 左右后又上升到 6.83, 出现了“氨谷”。即硝化反应开始 24min 便出现了“氨谷”, 它的出现意味着 2O 段硝化反应的结束。

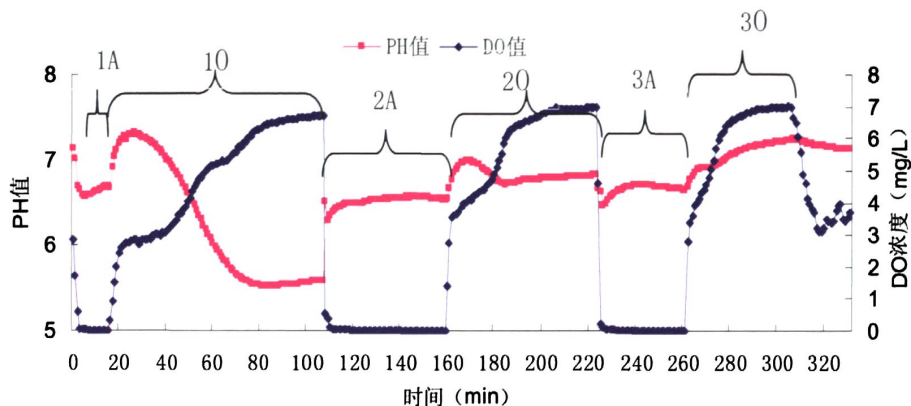


图 4.3 三段进水中 pH、DO 变化

由图 4.3 可以看出，3A 段的 DO 及 pH 值的形状变化和 2A 段相似。3O 段的 DO 及 pH 值的形状变化和 3O 段的相似。再次不做赘述。需要指出的是，3A 段的“硝酸盐峰”出现在 3A 段缺氧反应的第 14min，3O 段的“氨谷”出现在 3O 段好氧反应的第 8min。

从 313min 开始反应器开始进入静沉阶段，由于曝气的结束，溶解氧开始下降，出水 DO 浓度大概 3.71mg/L 左右，pH 值为 7.1 左右。

#### 4.2.2 不同进水次数条件下 COD 的去除效果

实验进水 COD 由葡萄糖配制，浓度为 1000mg/L，容积负荷为  $2\text{Kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ 。葡萄糖是易降解有机物，在 6h 的反应周期内可以得到比较彻底的去除。COD 的去除主要分两个方面，第一个方面是异养菌好氧化 COD 使其浓度下降；第二个方面是反硝化菌利用 COD 为碳源反硝化，从而导致 COD 的消耗。其中在采用一次进水的运行工况中，COD 的去除主要是异养菌的好氧化和同步硝化反硝化时对 COD 的利用；二次进水和采用三次进水的运行工况中的 COD 消耗则主要由于异养菌的好氧化和缺氧搅拌阶段利用 COD 为碳源反硝化。由图 4.4 可以看出，在本实验中，进水次数对 COD 的去除率几乎没有影响。从 4 月 15 日至 7 月 20 日，系统分一次进水、二次进水和三次进水运行，出水 COD 浓度稳定，平均为 41mg/L，去除率稳定在 92%~98%。

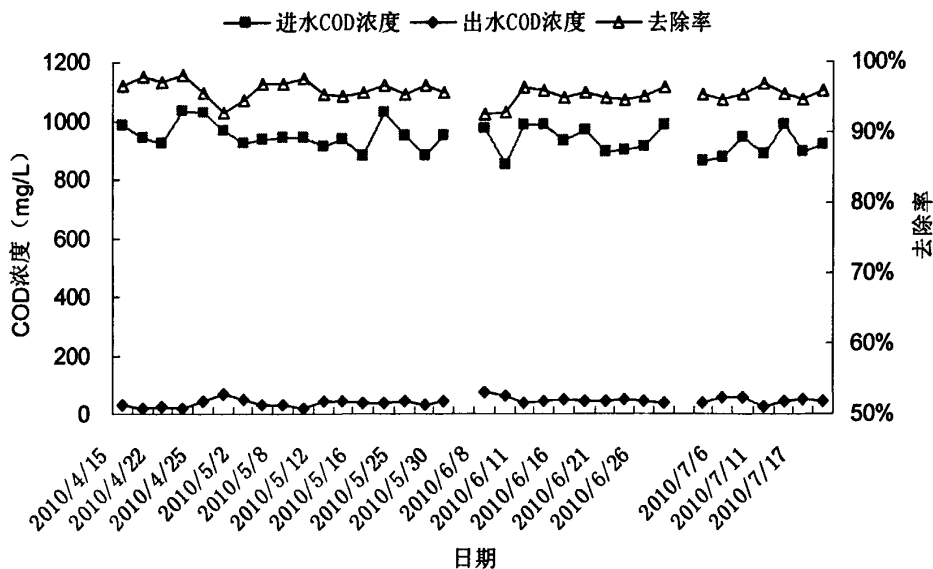


图 4.4 不同进水次数条件下 COD 去除效果

#### 4.2.3 不同进水次数条件下氨氮的去除效果

实验用水的氨氮由碳酸氢铵配制，氨氮浓度为 100mg/L，容积负荷  $0.2\text{Kg/Kg/m}^3 \cdot \text{d}$ 。4 月 15 日至 7 月 20 日，系统分一次进水、二次进水和三次进水运行。其中，4 月 15 日至 5 月 30 日为一次进水运行阶段；5 月 31 日至 6 月 28 日为二次进水运行阶段；7 月 1 日至 7 月 20 日为三次进水运行阶段。由图 4.5 可以看出，出水氨氮浓度总体上稳定在两个阶段。第一个阶段从 4 月 15 日至 5 月 30 日，出水氨氮浓度虽然有小的波动，但 5 月 18 日后逐步稳定，平均出水浓度为 15.8mg/L，平均去除率为 84.5%。第二个阶段从 5 月 31 日至 7 月 20 日，即两次进水运行阶段和三系进水运行阶段，出水氨氮浓度很快稳定，平均出水浓度为 0.63mg/L，平均去除率在 99.7%。

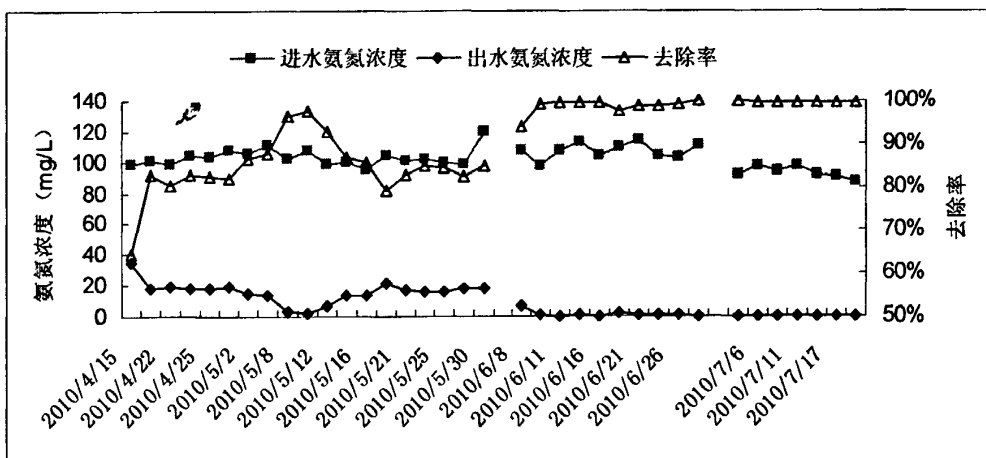


图 4.5 三不同进水次数条件下氨氮去除效果

影响氨氮硝化作用的因素有很多，主要有温度、pH 值、溶解氧和污泥浓度等。这些因素主要通过影响硝化细菌的活性来影响硝化作用。系统在 4 月 15 日至 7 月 20 日的运行中，温度保持在 20~29℃，处于适宜硝化菌生长的温度范围。好氧阶段的溶解氧也稳定在 5mg/L 以上，可以为硝化菌的硝化作用提供充足的溶解氧。污泥浓度控制在 7000mg/L 左右，保证了足够的生物量。可见，造成出水氨氮浓度差异的主要因素为 pH 值。在一次进水运行阶段，由图 4.1 可以看出，系统运行至 94min 时 pH 值已经低于 6，后来又逐步降到 4.7 左右。可见，系统的有效硝化反应主要集中在前 94min，后来过低的 pH 值使得硝化反应几乎停止不前，严重影响氨氮的去除，导致出水氨氮的居高不下【25-28】。而在两次进水和三次进水运行阶段，由图 4.2 和图 4.3 可以看出，由于系统存在缺氧反硝化，产生的碱度可以中和硝化反应消耗的碱度，使得系统在整个反应过程中 pH 值均高于 6，只在 10 后期存在 pH 值低于 6 的情况，这使得硝化反应能够比较彻底的进行。

## 4.2.4 不同进水次数条件下总氮的去除效果

按照前述反硝化所需碳氮比相匹配的原则设计进水流量分配系数,除第一次进水缺氧反应外,每一次进水中的有机碳的量正好可以反硝化上一次进水产生的硝态氮的量,并假设正好完全反应,且好氧反应时氨氮完全转化为硝态氮,并不计细胞同化作用消耗的氮。可以推导得到分段进水 SBR 工艺总脱氮效率的表达式:

$$\eta = 1 - \frac{r_n}{1+R}$$

式中:  $r_n$  为最后一级流量分配系数;  $\eta$  为脱氮效率;  $R$  为回流比。

按照上述脱氮效率的计算式可算出一次进水、二次进水和三次进水的理论总氮去除率。表 4.2 列出了理论去除率与实际去除率的比较。

表 4.2

	一次进水	二次进水	三次进水
理论去除率	0	80%	89%
实际去除率	54% (均值)	85% (均值)	92% (均值)

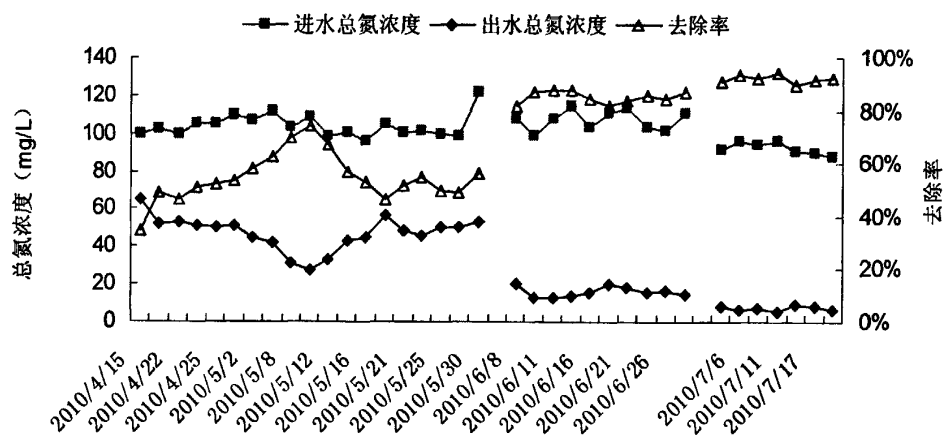


图 4.6 三不同进水次数条件下总氮去除效果

由图 4.6 可以看出,出水总氮浓度明显存在三个阶段。第一个阶段从 4 月 15 日至 5 月 30 日,出水总氮浓度虽然有小的波动,但 5 月 18 日后逐步稳定,平均出水浓度为 47mg/L,平均去除率为 54%。第二阶段从 5 月 31 日至 6 月 28 日,即两次进水运行阶段,平均出水浓度为 15.6mg/L,平均去除率在 85.3%。第三个阶段从 6 月 30 至 7 月 20 日,即三次进水运行阶段,出水总氮浓度很快稳定在 7.3mg/L,平均去除率在稳定在 92%。

在第一阶段，由表 4.2 可以看出，理论总氮去除率为 0，而实际平均去除率高达 54%。整个反应阶段 DO 浓度稳定在 5mg/L 以上，即在没有反硝化的情况下，仍然存在总氮损失。这是因为同步硝化反硝化（SND）的作用。目前对 SND 现象主要有以下几种解释：

①微环境理论（物理学角度）

微环境理论是从物理学的角度对同步硝化反硝化进行解释，目前此理论被普遍接受，并被认为是 SND 现象的主要原因。微环境理论认为：由于微生物相对于其存在的大环境来说非常小，而影响微生物生存的环境却比较小。所以，宏观环境的变化会对微生物生长的小环境产生不同程度的影响，而这些“不同程度”的影响会进而影响微生物群体或类型。具体到活性污泥法处理污水中的微生物，由于微生物种群结构、基质分布代谢活动和生物化学反应的不均匀性，以及物质传递的变化等因素的相互作用，在活性污泥菌胶团内部和生物膜内部存在多种多样的微环境类型，而每一种微环境一般只适合某一种微生物生存，对其他微生物则可能是不利的<sup>[29]</sup>。

SBR 反应器内活性污泥中影响微环境的因素主要有电子受体（DO、NO<sub>3</sub><sup>-</sup>）的传递速度、菌胶团的结构特征、各类微生物的分布和活动状况等<sup>[30]</sup>。在宏观环境为好氧的情况下，由于氧扩散的限制，使得溶解氧在菌胶团或者絮体内形成溶解氧梯度，从外至里溶解氧不断降低，呈现不同的 DO 微环境（如图 4.7）。这些微环境为不同类型微生物的生长提供了可能条件。在外层溶解氧比较高的区域，可以生长有好氧菌和硝化菌，在内层缺氧区可以生长有缺氧菌核反硝化菌。硝化菌可以对氨氮进行硝化作用，产生的硝态氮可以在内层由反硝化菌进行反硝化。从而使总氮得以去除。所以，对反应器内溶解氧浓度及微生物的絮体结构进行控制是能否进行同步硝化反硝化的关键<sup>[31]</sup>。

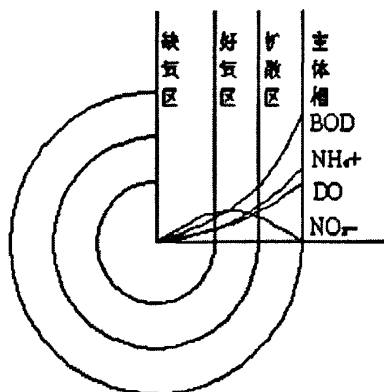


图 4.7

## ②宏观环境理论

该理论认为，反应器内的曝气并不能做到完全均匀，这就产生了反应器内不同区域的溶解氧差异。有些区域溶解氧较高适宜硝化菌生长并进行好氧硝化，有些区域属于曝气“缺失”而产生缺氧环境，使得反硝化菌得以生存，进而可进行反硝化作用。事实上，在生产规模的生物反应器中，即使是完全混合的反应器整体均处于完全好氧状态的情况并不存在，总是存在缺氧或缺氧区，故 SND 反应也就有可能发生。

## ③微生物理论

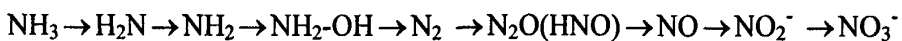
### a.生物学解释

传统理论认为硝化反应只能由自养菌完成而反硝化则只能在厌氧条件下进行。但是，近些年来好氧反硝化菌和异养硝化菌的发现打破了这种传统认识，并使得好氧反硝化和异养硝化的解释有了生物学依据。该理论认为好氧反硝化反应和异养硝化反应的存在在同步硝化反硝化脱氮中占有重要地位。Robertson 等提出好氧反硝化菌也是异养硝化菌，它可以直接将氨氮转化为气态终产物。已知的好氧反硝化菌有 *Pseudomonas* Spp., *Alcaligenes faecalis*, *Thiosphaera Pantotropho*，他们同时也是异养硝化菌<sup>[32,33]</sup>。也因为如此，它能够直接把氨转化成最终气态产物。

### b.中间产物理论

好氧反硝化所呈现出的最大特征是好氧阶段总氮的损失。一方面，这一现象可由存在的好氧反硝化菌的微生物学理论予以解释；另一方面，从生物化学途径中产生的中间产物，也能够解释一部分总氮损失的原因。

关于硝化作用的生物化学机制的研究，目前已初步搞清楚是按以下途径进行：



在这个过程中，至少有三个中间产物  $\text{N}_2$ 、 $\text{N}_2\text{O}$  和  $\text{NO}$  能以气体形式产生。其中硝化、反硝化过程均可以产生中间产物  $\text{N}_2\text{O}$  和  $\text{NO}$ ，而且其比例可高达氮去除率的 10% 以上<sup>[34]</sup>。另有研究表明，在亚硝酸细菌的作用下，氨的氧化过程也可能产生  $\text{N}_2\text{O}$ ，美国哈佛大学的 Gereau 等利用亚硝化单胞菌进行的纯培养实验表明，低溶解氧明显降低了  $\text{NO}_2^-$  的产量，相反  $\text{N}_2\text{O}$  的产量却增加了，从 0.3% 上升到约 10%。较多的研究表明，在好氧硝化过程中，如果碳氮比值较低，DO 较低或 STR 较小，都能导致  $\text{N}_2\text{O}$  释放量增大；而且好氧反硝化会产生比缺氧反硝化时更多的  $\text{N}_2\text{O}$  中间产物<sup>[35]</sup>。

同时，在第二和第三阶段，总氮去除率也高于理论值，这也和末端好氧硝化时的

SND 现象密切相关。

#### 4.2.5 不同进水次数条件下各形态氮的变化过程分析

不同进水次数条件下各形态氮的不同变化过程可以反映出系统去除氮素的不同过程。下面选取在一次进水、二次进水和三次进水阶段稳定后的某天监测值来简要说明不同进水次数下各形态氮的去除过程。

在采用一次进水的运行工况中（选取稳定后 5 月 30 日的监测值），由图 4.8 可以看出，氨氮在开始的 30min 内由 120mg/L 降到 48mg/L，至反应 90min 时候已经降到了 30mg/L，由于此时 pH 值降到 6 以下，硝化菌活动受到抑制，90min 后氨氮去除效果较差，以致在接下来的 210min 中氨氮浓度只由 30mg/L 降至 18mg/L。于此同时，亚硝态氮以直保持较低水平，没有发生明显的积累。而硝态氮在前 30min 内并没有随着氨氮的迅速降低而快速升高，可见在前 30min 内进行了较为彻底的同步硝化反硝化。

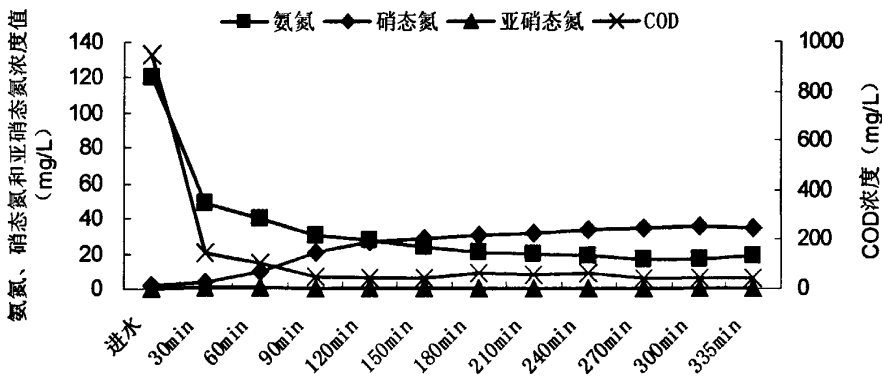


图 4.8 采用一次进水的运行工况中各形态氮的去除过程

在采用两次进水的运行工况中（选取稳定后 6 月 28 日的监测值且取样时间均为每一段末），第一次进水 3L，如图 4.9 所示，氨氮在开始的 1A 段内由 110mg/L 被稀释到 36mg/L，而理论稀释值为 41 mg/L。可见，在 1A 段氨氮损失了  $(41-36) \times 8=40\text{mg}$ ，这可能是由于厌氧微生物的同化作用的结果。经过 1O 段的好氧硝化，氨氮浓度降至 2 mg/L 左右。在 2A 段开始完成第二次进水 2L，经过 2A 段反应，类似于 1A 段，氨氮同样有损失，大概损失  $(22.1-18.6) \times 10=35\text{mg}$ 。经过 2O 段的好氧硝化，氨氮浓度由 18mg/L 降至 0.2mg/L。于此同时，亚硝态氮一直保持较低水平，没有发生明显的积累。在 1A、2A 段末的硝态氮浓度分别为 0.9 mg/L 和 0.1mg/L，可见，硝态氮在缺氧反硝化阶段反



硝化比较彻底。同时，在 1O、2O 段的硝态氮浓度分别为 24 mg/L（理论值为 36mg/L）和 14mg/L（理论值为 18.6 mg/L）。可见在好氧段存在着明显的 SND 现象。

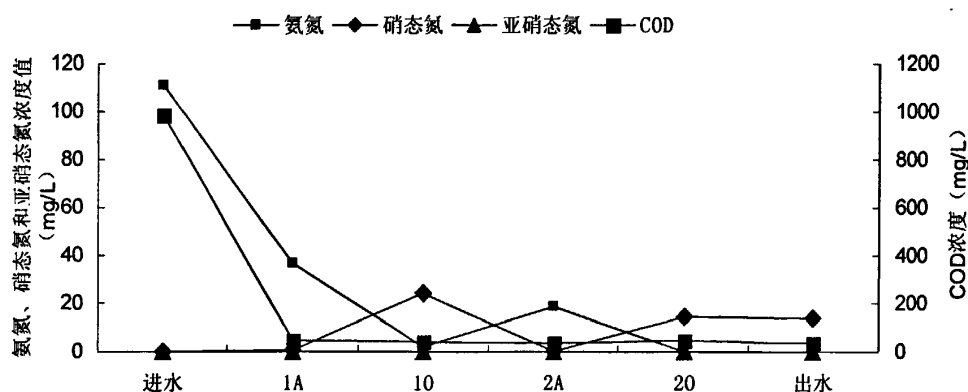


图 4.9 二次进水中各形态氮的去除过程

在采用三次进水的运行工况中（选取稳定后 7 月 20 日的监测值且取样时间均为每一段末），第一次进水 2.3L，由图 4.10 可以看出，氨氮在开始的 1A 段内由 88mg/L 被稀释到到 30mg/L，经过 1O 段的好氧硝化，氨氮浓度降至 0.2 mg/L 左右。在 2A 段开始完成第二次进水 1.6L，经过 2A 段反应，氨氮损失大概  $(16-13) \times 8.9=26.7\text{mg}$ 。经过 2O 段的好氧硝化，氨氮浓度由 13mg/L 降至 0.3mg/L。在 3A 段，氨氮损失了  $(10-7) \times 10=30\text{mg}$ 。同样 3O 段也取得了良好的硝化效果，氨氮浓度由 7mg/L 降至 0.2mg/L。于此同时，亚硝态氮一直保持较低水平，没有发生明显的积累。在 1A、2A 和 3A 段末的硝态氮浓度分别为 0.12 mg/L、0.12 mg/L 和 0.12mg/L，可见，硝态氮在缺氧反硝化阶段的反硝化比较彻底。同时，在 1O、2O 和 3O 段的硝态氮浓度分别为 17 mg/L（理论值为 31mg/L）、12 mg/L（理论值为 13mg/L）和 5mg/L（理论值为 7mg/L）。可见在好氧段同样存在着明显的 SND 现象。

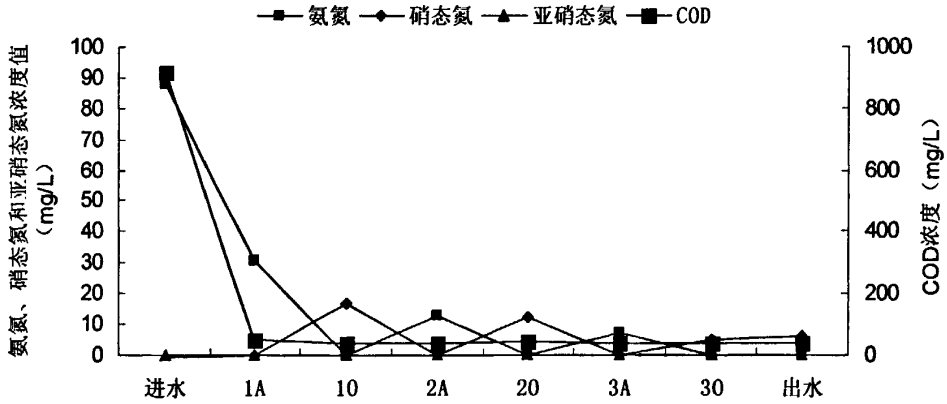


图 4.10 采用三次进水的运行工况中各形态氮的去除过程

### 4.3 不同碳氮比对各指标去除效果的影响分析

本实验从2010年7月4日至2010年7月20日和2010年9月11日至2010年9月17日两个时间阶段分别运行研究了不同碳氮比对高氨氮生活污水的处理效果影响。

#### 4.3.1 不同碳氮比条件下 COD 的去除效果

实验进水 COD 由葡萄糖配制，监测的7月4日至7月20日 COD 进水浓度为1000mg/L左右，容积负荷为 $2\text{Kg/m}^3 \cdot \text{d}$ 左右。监测的9月11日至9月17日 COD 浓度为500mg/L左右，容积负荷为 $1\text{Kg/m}^3 \cdot \text{d}$ 左右。葡萄糖是易降解有机物，在6h的反应周期内可以得到比较彻底的去除。COD 的去除主要分两个方面<sup>[36]</sup>，第一个方面是异养菌好氧化使得 COD 浓度下降；第二个方面是反硝化菌利用 COD 为碳源反硝化，从而导致 COD 的消耗。由图 4.11 可以看出，两个运行阶段的出水 COD 浓度保持稳定，大概稳定在20~50mg/L。去除率稳定在90%以上。可见，在本实验中，碳氮比对 COD 的去除率并没有太大影响。

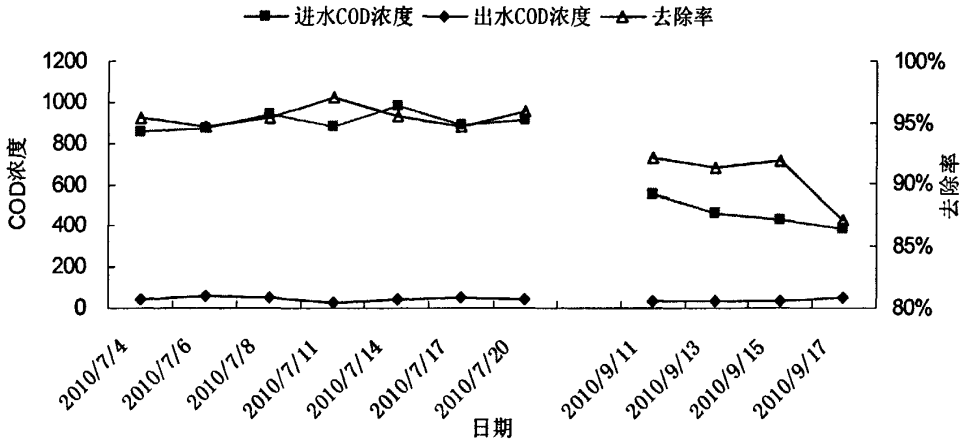


图 4.11 不同碳氮比下 COD 去除效果

#### 4.3.2 不同碳氮比条件下氨氮的去除效果

实验用水的氨氮由碳酸氢铵配制，监测的 2010 年 7 月 4 日至 2010 年 7 月 20 日和监测的 2010 年 9 月 11 日至 2010 年 9 月 17 日的氨氮进水浓度均为 100mg/L 左右，容积负荷为  $0.2\text{Kg/Kg/m}^3 \cdot \text{d}$  左右。由图 4.12 可以看出，在不同碳氮比的两个运行阶段，出水氨氮浓度总体上稳定。平均出水浓度为在 1mg/L 以下，平均去除率在 99% 以上。

影响氨氮硝化作用的因素有很多，主要有温度、pH 值、溶解氧和污泥浓度等。这些因素主要通过影响硝化细菌的活性来影响硝化作用。系统在两个阶段的运行中，温度保持在  $20 \sim 29^\circ\text{C}$ ，处于适宜硝化菌生长的温度范围。好氧阶段的溶解氧也稳定在 5mg/L 以上，可以为硝化菌的硝化作用提供充足的溶解氧。污泥浓度控制在 7000mg/L 左右，保证了足够的生物量。由于碳氮比不同的两阶段均为三次进水，在周期反应中存在反硝化，这使得系统中 pH 值绝大部分时间在 6 以上。以上这些条件都保证了硝化细菌的活性<sup>[36-38]</sup>，使氨氮获得良好的去除效果。

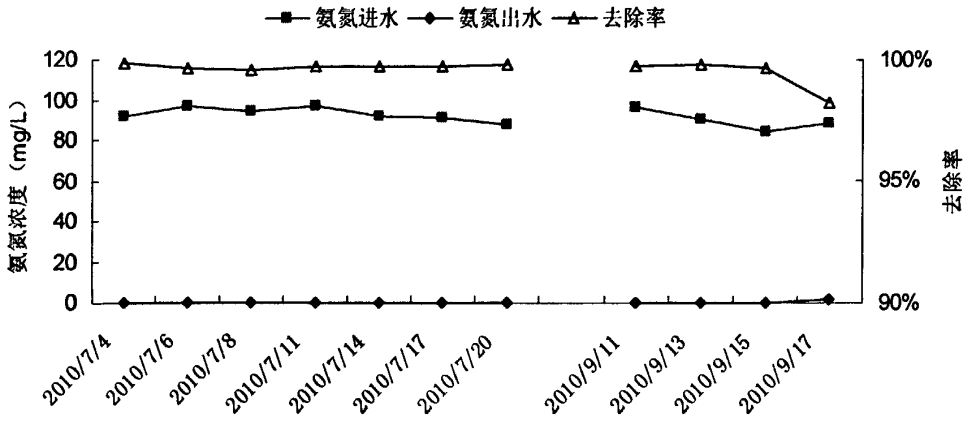


图 4.12 不同碳氮比下氨氮去除效果

### 4.3.3 不同碳氮比条件下总氮的去除效果

如同在 4.2 节中介绍的一样，经过推导可以得到分段进水 SBR 工艺总脱氮效率的表达式：

$$\eta = 1 - \frac{r_n}{1 + R}$$

式中： $r_n$ 为最后一级流量分配系数； $\eta$ 为脱氮效率； $R$ 为回流比。

按照上述脱氮效率的计算式可算出不同碳氮比下的理论总氮去除率。表 4.3 列出了理论去除率与实际去除率的比较。

表 4.3

去除率	碳氮比等于 5	碳氮比等于 10
理论去除率	77%	89%
实际去除率	67% (均值)	92% (均值)

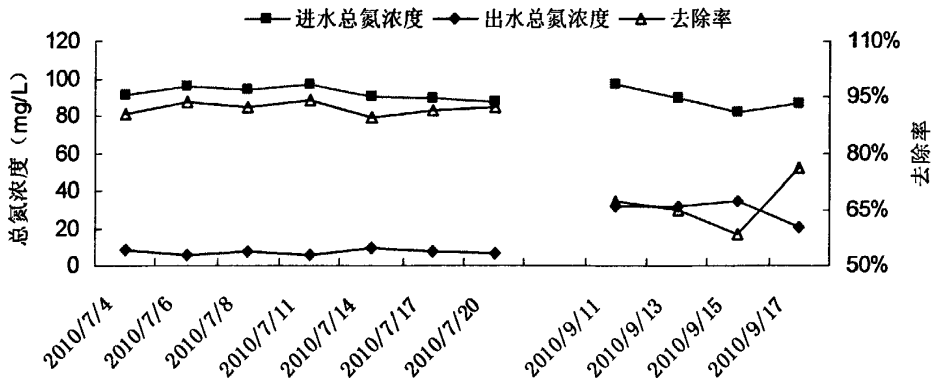


图 4.13 不同碳氮比情况下总氮的去除效果

由图 4.13 可以看出，出水总氮浓度明显存在两个阶段。第一个阶段从 7 月 4 日至 7 月 20 日，出水总氮浓度比较稳定，平均出水浓度稳定在 7.3mg/L，平均去除率在稳定在 92%左右。第二个阶段从 9 月 11 日至 9 月 17 日，出水总氮浓度稳定在 30 mg/L 左右，平均去除率在稳定在 67%左右。

碳氮比等于 10 情况下的平均去除率高于理论去除率的主要原因为同步硝化反硝化作用。在低碳氮比等于 5 情况下，实际去除率明显低于理论去除率，其原因解释如下：

由第二章的理论计算可知，在碳氮比等于 5 时，三次进水的进水量分别为第一次进水 1.2L、第二次进水 1.6L 和第三进水 2.3L。在这种流量分配情况下 1A 段的反硝化碳源为  $500 \text{ mg/L} \cdot 1.2\text{L} = 600\text{mg}$ ，而 1A 中的硝态氮量为 3A 段进水氨氮转化的硝态氮的量与排水比  $p$  的乘积，即  $100\text{mg/L} \cdot 2.3\text{L} \cdot 0.5 = 115\text{mg}$ 。按照  $\alpha$  等于 7 计算，第 1 个周期 1A 段积累硝态氮量为  $115\text{mg} - 600\text{mg}/7 \approx 30\text{mg}$ ，而且这种积累会随着反应的进行不断累积。

1A 段最终累计值计算如下：

$$S_n = \frac{30 \cdot (1 - p^{n-1})}{1 - p}$$

$$\text{所以：} \lim_{n \rightarrow \infty} S_n = 60$$

式中： $S_n$  为第  $n$  周期 1A 段硝态氮积累量； $p$  为排水比（本实验为 0.5）。

由以上分析可知，当系统运行稳定后，1A 段的硝态氮会积累到 60mg 左右，由于没有多余的 COD 进行反硝化，这部分硝态氮也会在 2A 和 3A 中出现，并由此影响了出水硝态氮的浓度，使得系统达不到理论去除率。

#### 4.3.4 不同碳氮比条件下各形态氮的变化过程分析

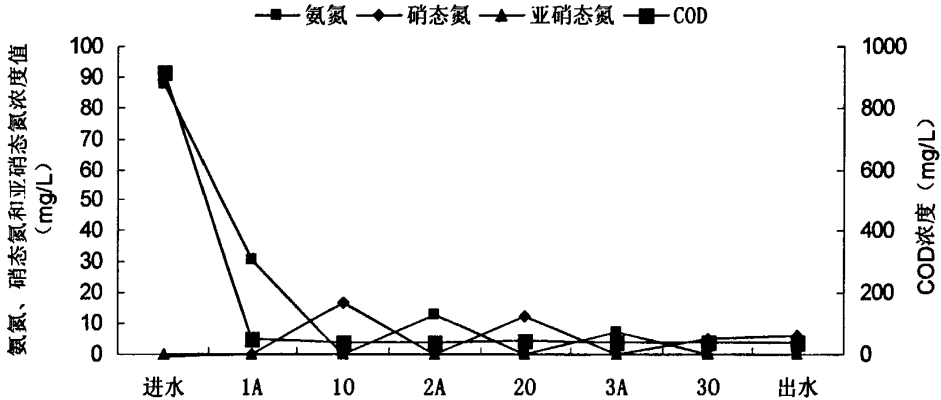


图 4.14 碳氮比等于 10 时各指标去除效果

由图 4.14 和图 4.15 可以看出，碳氮比对 COD 的降解并没有太大影响，在碳氮比等于 10 和碳氮比等于 5 的情况下，COD 浓度均在 1A 段末就获得良好的去除效果，之后的各个反应阶段稳定在较低的水平。在氨氮去除方面，由于进水分配的不同，各段氨氮浓度会有差异，但由图 4.14 和图 4.15 可以看出其去除过程十分相似。由于微生物的同化作用和可能的厌氧氨氧化作用，在 A 段（缺氧段）末氨氮都有部分损失。然后在 O 段（好氧段）氨氮都被硝化细菌比较彻底的氧化成硝态氮，氨氮浓度均在 1mg/L 以下。另外，由图 4.15 可以看出，相对于碳氮比等于 10 的情况，在碳氮比等于 5 的情况下 A 段（缺氧段）存在亚硝态氮积累的现象。在碳氮比等于 10 的情况下，各段的亚硝态氮浓度稳定在 0.1mg/L 左右；而在碳氮比等于 5 的情况下，A 段（缺氧段）的亚硝态氮浓度约 2~5mg/L。这是由于反硝化碳源不足造成的。由于在碳氮比等于 5 的情况下 1A 段存在硝态氮的积累，从而导致后续各个 A 段的反硝化碳源不足<sup>[39-40]</sup>，作为反硝化中间产物的亚硝态氮便积累在 A 段反应阶段。

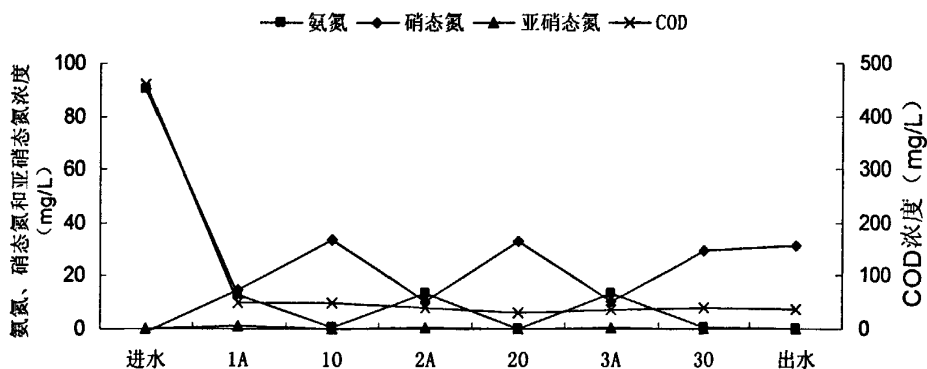


图 4.15 碳氮比等于 5 时各指标去除效果

在影响总氮去除率的出水硝态氮浓度方面，进水碳氮比等于 10 时的硝态氮出水浓度要明显低于碳氮比等于 5 时的硝态氮出水浓度。由图 4.15 可以看出，由于 1A 段的硝态氮积累现象，使得反应周期的各个阶段硝态氮均有较高浓度。1A、2A 和 3A 反应末段硝态氮浓度分别为 14mg/L、10 mg/L 和 11 mg/L，相对于碳氮比等于 10 时各 A 段硝态氮浓度接近 0 的情况有很大提高。另外，由于在在碳氮比等于 5 的情况下的进水流量分配呈递增趋势，最后一次进水量最大，这也使得出水硝态氮浓度增高。总之，在碳氮比等于 10 时，硝态氮出水浓度稳定在 5~8mg/L，而在碳氮比等于 5 时的硝态氮出水浓度大概为 30mg/L 左右。

## 4.4 碳氮比等于 5 时氨氮进水负荷对各指标去除效果影响分析

### 4.4.1 不同氨氮负荷条件下 COD 的去除效果

实验进水 COD 由葡萄糖配制，监测的 8 月 14 日至 9 月 17 日 COD 进水浓度均为 1000mg/L 左右，容积负荷为  $2\text{Kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$  左右。葡萄糖是易降解有机物，在 6h 的反应周期内可以得到比较彻底的去除。如同其他反应工况一样，COD 的去除主要分两个方面，第一个方面是异养菌好氧化使得 COD 浓度下降；第二个方面是反硝化菌利用 COD 为碳源反硝化，从而导致 COD 的消耗。由图 4.16 可以看出，两个运行阶段的出水 COD 浓度保持稳定，大概稳定在 20~50mg/L。去除率稳定在 90%以上。可见，在本实验中，碳氮比对 COD 的去除率并没有太大影响。

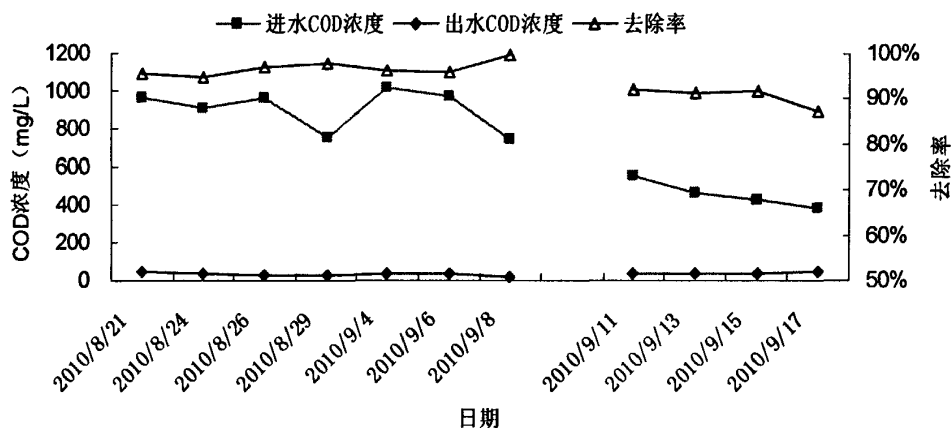


图 4.16 不同氨氮负荷下 COD 去除效果

### 4.4.2 不同氨氮负荷条件下氨氮的去除效果

实验用水的氨氮由碳酸氢铵配制，8 月 14 日至 9 月 8 日进水氨氮浓度为 200mg/L，容积负荷为  $0.4\text{Kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ 。9 月 11 日至 9 月 17 日进水氨氮浓度为 100mg/L，容积负荷为  $0.2\text{Kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ 。由图 4.17 可以看出，在不同氨氮负荷下的两个运行阶段出水氨氮浓度总体上稳定。平均出水浓度为在 1mg/L 以下，平均去除率在 99%以上。可见，在碳氮比等于 5 的情况下，进水氨氮负荷对氨氮的去除率并没有影响。



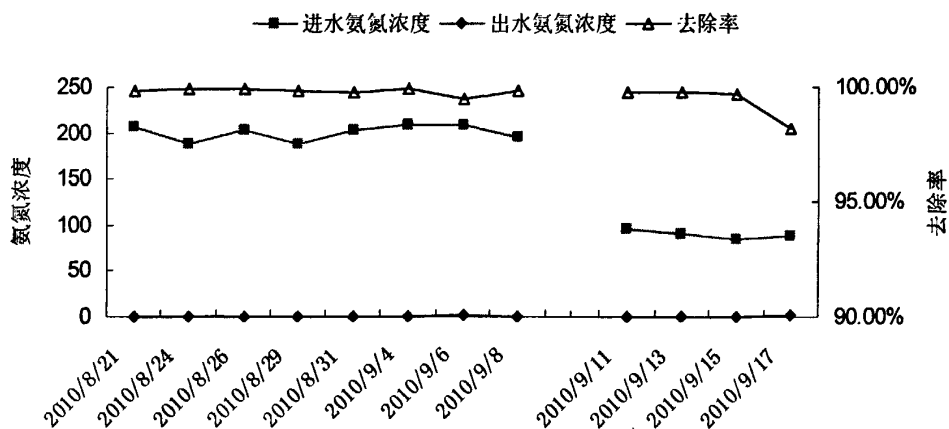


图 4.17 不同氨氮负荷下氨氮的去除效果

#### 4.4.3 不同氨氮负荷条件下总氮的去除效果

由图 4.18 可以看出，在两个运行阶段，进水总氮浓度曲线和出水总氮浓度曲线几乎平行。8 月 14 日至 9 月 8 日运行阶段进水总氮浓度约为 9 月 11 日至 9 月 17 日运行阶段进水总氮浓度的 2 倍，相对应的，前一运行阶段出水总氮浓度也约为后一阶段出水总氮浓度的 2 倍。前一阶段出水总氮浓度为 75mg/L，后一阶段出水总氮浓度为 30mg/L。两阶段的总氮去除率相近，平均约为 63%。可见，在碳氮比等于 5 时，进水氨氮负荷对总氮去除率并没有大的影响。

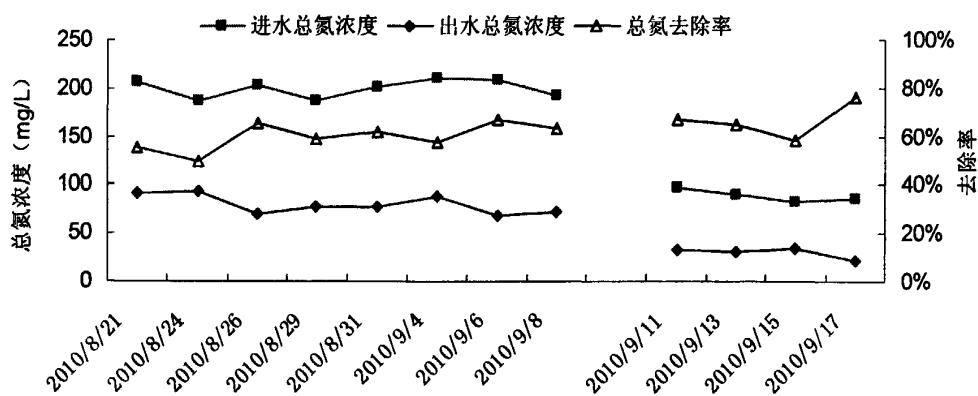


图 4.18 不同氨氮负荷下总氮的去除效果

#### 4.4.4 不同氨氮负荷条件下各形态氮的变化过程分析

选取各工况实验运行稳定后某一天的监测值来反映不同氨氮负荷条件下对各指标的去除过程。

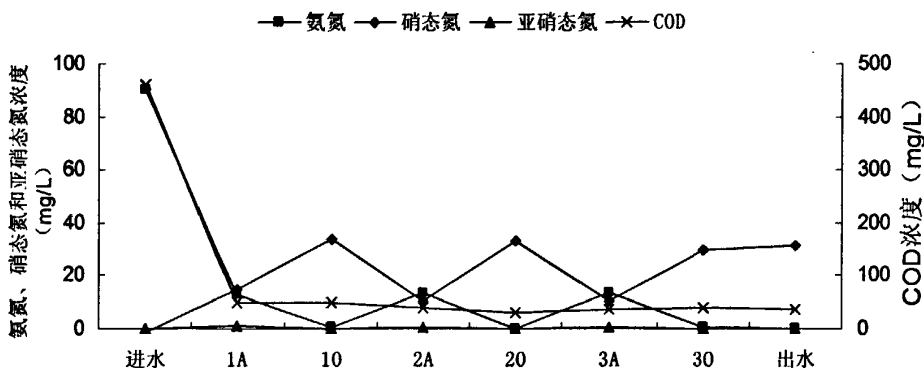


图 4.19 进水氨氮负荷为 0.2Kg/m³·d 时各指标去除效果

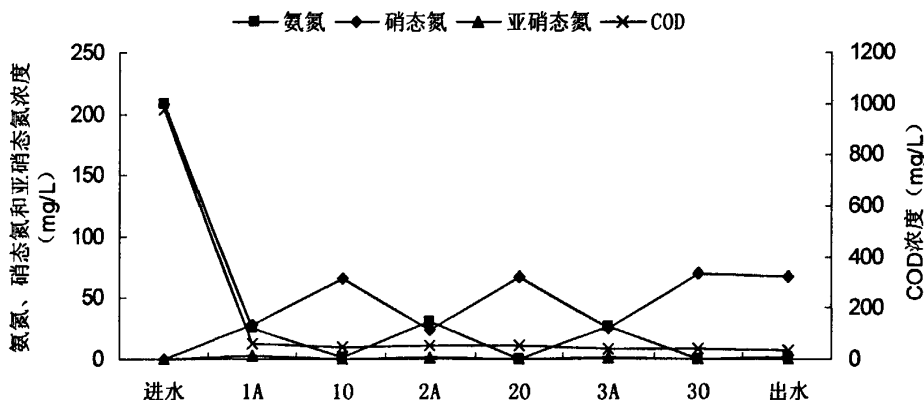


图 4.20 进水氨氮负荷为 0.4Kg/m³·d 时各指标去除效果

由图 4.19 和图 4.20 可以看出，进水氨氮负荷对 COD 的降解几乎没有影响。氨氮、硝态氮和亚硝态氮的去除过程也十分相似。在氨氮去除方面，由于进水氨氮浓度不同，各段氨氮浓度也会有差异，但由图 4.19 和图 4.20 可以看出其去除过程十分相似。由于微生物的同化作用和可能的厌氧氨氧化作用，在 A 段（缺氧段）末氨氮都有部分损失。并且高负荷工况下各 A 段（缺氧段）氨氮浓度差不多是低负荷情况下各 A 段（缺氧段）氨氮浓度的 2 倍，并没有因为负荷的不同而出现去除过程的差异。然后在 O 段（好氧段），氨氮都被硝化细菌比较彻底的氧化成硝态氮，氨氮浓度均在 1mg/L 以下。另外，

由图 4.19 和图 4.20 可以看出，两种工况中 A 段（缺氧段）均有亚硝态氮积累的现象。高负荷情况下，1A、2A 和 3A 段亚硝态氮的浓度为 11mg/L、9mg/L 和 8mg/L；在低负荷情况下，1A、2A 和 3A 段亚硝态氮的浓度为 4mg/L、3mg/L 和 2mg/L。如上一节所述，这是由于低碳氮比情况下的反硝化碳源不足造成的，和氨氮进水负荷没有关系。

在影响总氮去除率的出水硝态氮浓度方面，高负荷工况的出水硝态氮浓度约为 67mg/L，低负荷工况的出水硝态氮浓度约为 32mg/L。可见，进水氨氮浓度相差一倍的情况下，出水硝态氮浓度也相差几乎一倍。也就说对于本系统来说，氨氮容积负荷的差异对于硝态氮的去除过程和去除效率并没有明显影响。

## 4.5 等流量进水与优化流量进水的比较

### 4.5.1 等流量进水情况下 DO 和 pH 值的变化过程分析

通过对比图 4.21 和图 4.3 可以看出,在按等流量方法分配进水和按优化流量方法分配进水的采用三次进水的运行工况中,混合液内 DO 和 pH 值的变化有很多相似,但也有些不同。下面做简要介绍。

由图 4.21 可以看出,在开始进水的 3min 内由于进水扰动污泥层使得 DO 浓度开始下降。随后开始缺氧搅拌,异氧菌首先好氧降解有机物消耗水中的溶解氧,使 DO 浓度在很短的时间内降到 0.1mg/L 以下的水平并稳定,较低的溶解氧可保证反硝化的正常进行。另外,由于进水 pH 值小于反应器中混合液的 pH 值,由于进水扰动,在开始进水的几分钟内,系统内 pH 值出现短暂下降的现象,当搅拌开始,混合液混合均匀后 pH 值在 6.64 左右。由于进水中的 COD 为上一阶段残留的硝态氮提供了充足的碳源进行反硝化,由此产生的 OH<sup>-</sup>使 pH 值由 6.64 升至 6.85。随后 pH 值开始下降并稳定在 6.84,在 1A 段反应的第 25min 出现了“硝酸盐膝”。“硝酸盐峰”是由于反硝化结束后兼性异氧菌进入厌氧发酵产酸阶段,从而导致 pH 值开始下降,它的的出现意味着反硝化反应的结束。

系统进入第一次曝气阶段(1O),混合液中硝化菌开始氧化氨氮至硝态氮,同时异养菌好氧分解 1A 结束后残余的有机物。由图 4.21 可以看出,在好氧曝气初期阶段,系统内溶解氧迅速上升,然后又很快下降。上升是由于曝气的突然进行所导致的,而下降则是由于硝化菌和异养菌对溶解氧的消耗大于系统曝气传递给混合液的溶解氧量引起。随着反应的进行,氨氮和 COD 浓度不断降低,DO 浓度开始快速上升并稳定在 7.5mg/L 左右。于此同时,pH 值先是在曝气初期快速上升,如同图 4.3 所反映的那样,也是由 CO<sub>2</sub> 的吹脱引起的。然后随着反应的进行,HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>不断减少,硝化菌氧化氨氮产生 H<sup>+</sup>不断积累使得 pH 值开始下降至最低点 6.81 左右,紧接着又上升到 6.93,即在好氧反应的第 19min 时候出现了“氨谷”。它的的出现意味着硝化反应的结束。

系统进入第二次缺氧搅拌阶段(2A),随着 4min 短暂进水的结束,缺氧搅拌开始,如同 1A 反应阶段一样异氧菌首先好氧降解有机物消耗水中的溶解氧,使 DO 浓度在很短的时间内降到 0.1mg/L 以下的水平并稳定。相对于反应器内 1O 末端混合液的 pH 值,进水的低 pH 值使得在进水 4min 内混合液的 pH 值由 6.77 快速下降至 6.22 左右,紧接

着，混合液中反硝化菌以进水中的 COD 为碳源，反硝化 1O 段产生的硝态氮，使 pH 值逐步上升至 6.85 后又下降到 6.79 左右，系统在 2A 段缺氧反应的第 17min 再次出现了“硝酸盐峰”。

系统进入第二次好氧曝气阶段（2O），由图 4.21 可以看出，此阶段的 DO 和 pH 值的形状变化和 1O 段相似。曝气初期，系统内溶解氧迅速上升，然后又很快下降。上升同样是由于曝气的突然进行，空气中溶解氧迅速传递给混合液所导致的，而下降则是由于硝化菌和异养菌对溶解氧的消耗大于系统曝气传递给混合液的溶解氧量引起。随着反应的进行，氨氮和 COD 浓度不断降低，DO 浓度开始快速上升并稳定在 7.7mg/L 左右。于此同时，系统中 pH 值先是在曝气初期快速上升至 7.1，然后随着反应的进行逐步下降至 6.9 左右后又上升到 7.12，出现了“氨谷”。即硝化反应开始第 19min 便出现了“氨谷”，这意味着硝化反应的结束。

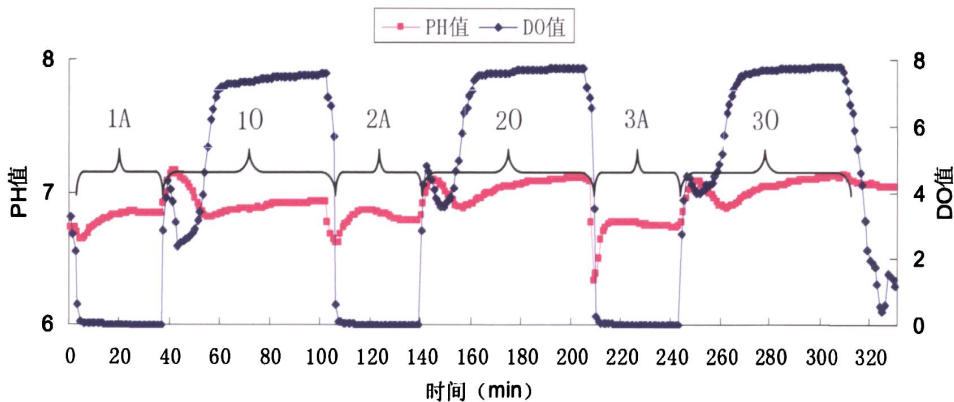


图 4.21 等流量分配进水 DO、pH 值变化过程

由图 4.21 可以看出，3A 段的 DO 及 pH 值的形状变化和 2A 段相似。3O 段的 DO 及 pH 值的形状变化和 3O 段的相似。在此不做赘述。需要指出的是，3A 段的“硝酸盐峰”出现在 3A 段缺氧反应的第 11min，3O 段的“氨谷”出现在 3O 段好氧反应的第 18min。

从 313min 开始反应器开始进入静沉阶段，由于曝气的结束，溶解氧开始下降，出水 DO 浓度大概 1.2mg/L 左右，pH 值为 7.04 左右。

由以上分析可知，在两种不同流量分配方法的采用三次进水的运行工况中，混合液内 DO 和 pH 值的变化趋势有很多相似，变化机理也十分相近。若分别用“氨谷”和“硝酸盐峰”来判定硝化和反硝化的结束时间，可以计算出两种流量分配方法的有效反应时

间。若按优化流量分配方法进行进水，硝化反应和反硝化反应共需要 158min。若按等流量分配方法进行进水，硝化反应和反硝化反应共需要 109min。可见，仅从反应时间上来看，按等流量分配方法进水要优于按优化流量分配方法进水。

#### 4.5.2 不同进水流量分配条件下 COD 的去除效果分析

实验进水 COD 由葡萄糖配制，监测的 7 月 4 日至 7 月 20 日为优化流量分配进水阶段，9 月 18 日至 9 月 23 日为等流量分配进水阶段。两阶段 COD 进水浓度均为 1000mg/L 左右，容积负荷为  $2\text{Kg/Kg/m}^3 \cdot \text{d}$  左右。

葡萄糖是易降解有机物，在 6h 的反应周期内可以得到比较彻底的去除。如同其他反应工况一样，COD 的去除主要分两个方面，第一个方面是异养菌好氧氧化使得 COD 浓度下降；第二个方面是反硝化菌利用 COD 为碳源反硝化，从而导致 COD 的消耗。由图 4.22 可以看出，两个运行阶段的出水 COD 浓度保持稳定，大概稳定在 20~50mg/L。去除率稳定在 90% 以上。可见，在本实验中，两种不同的流量分配方式对 COD 的去除率并没有太大影响。

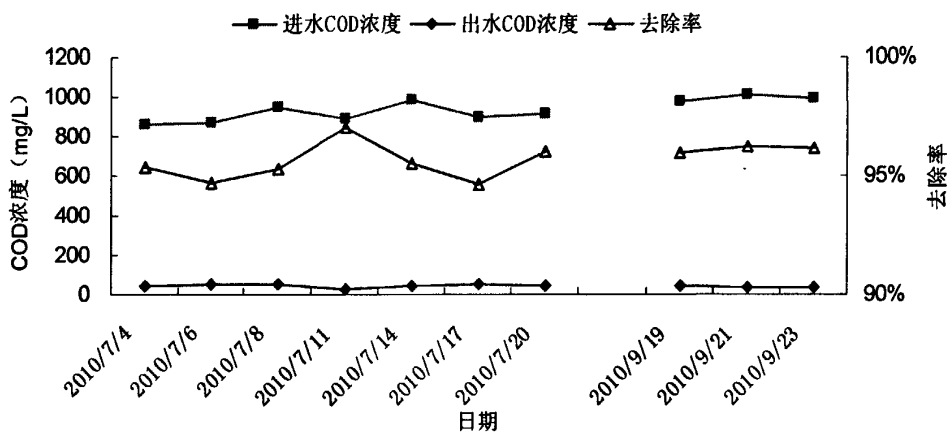


图 4.22 不同流量分配情况下 COD 去除效果比较

#### 4.5.3 不同进水流量分配条件下氨氮的去除效果分析

实验用水的氨氮由碳酸氢铵配制，监测的 2010 年 7 月 4 日至 2010 年 7 月 20 日和监测的 2010 年 9 月 18 日至 2010 年 9 月 23 日的氨氮进水浓度均为 100mg/L 左右，容积负荷为  $0.2\text{Kg/Kg/m}^3 \cdot \text{d}$  左右。由图 4.23 可以看出，在不同流量分配方式的两个运行阶段，出水氨氮浓度总体上稳定。平均出水浓度为在 1mg/L 以下，平均去除率在 99%

以上。说明对于本系统来说，两种进水流量分配方式对氨氮的去除率没有明显影响。

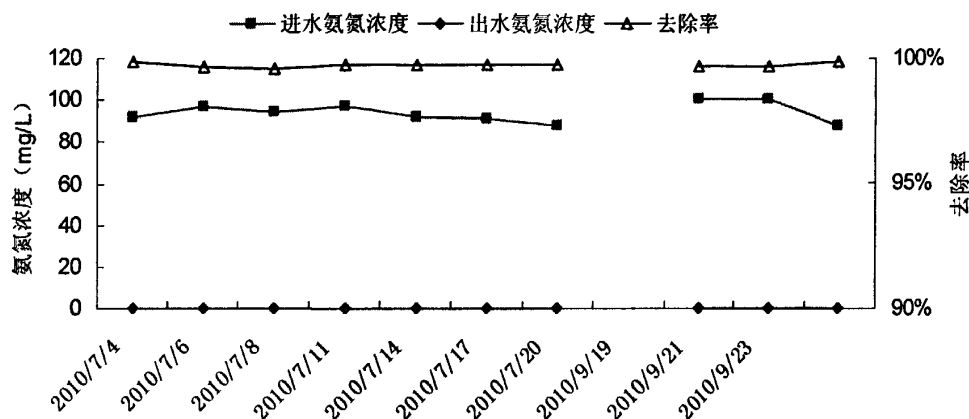


图 4.23 不同流量分配情况下氨氮去除效果

#### 4.5.4 不同进水流量分配条件下总氮的去除效果分析

由图 4.24 可以看出，在优化流量分配进水阶段，进出水总氮浓度保持稳定。出水总氮平均在 7.3mg/L 左右，去除率平均在 92%左右。在等流量分配进水阶段，出水总氮明显偏高，平均在 10.7mg/L 左右，去除率平均在 88%左右。可见，在总氮去除率方面，优化流量进水方式要优于等流量进水方式<sup>[41-43]</sup>。

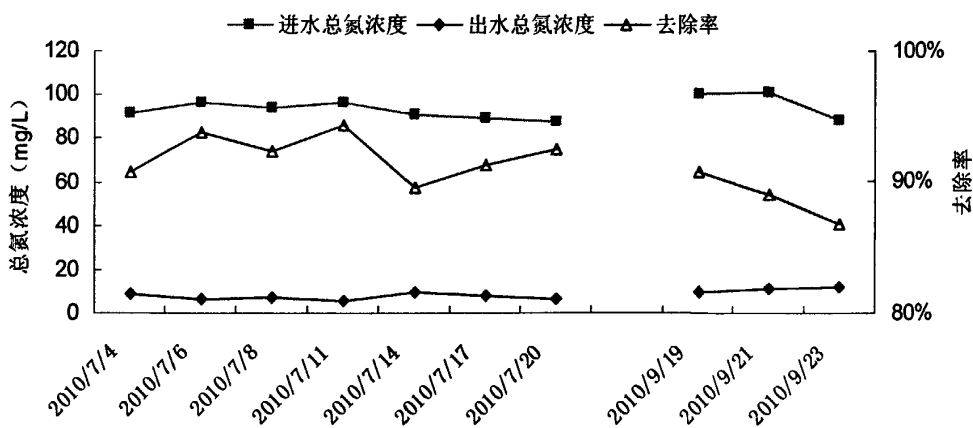


图 4.24 不同流量分配情况下总氮的去除效果

#### 4.5.5 不同进水流量分配条件下各形态氮去除过程分析

选取各工况实验运行稳定后某一天的监测值来反映不同流量分配条件下对各指标的去除过程。

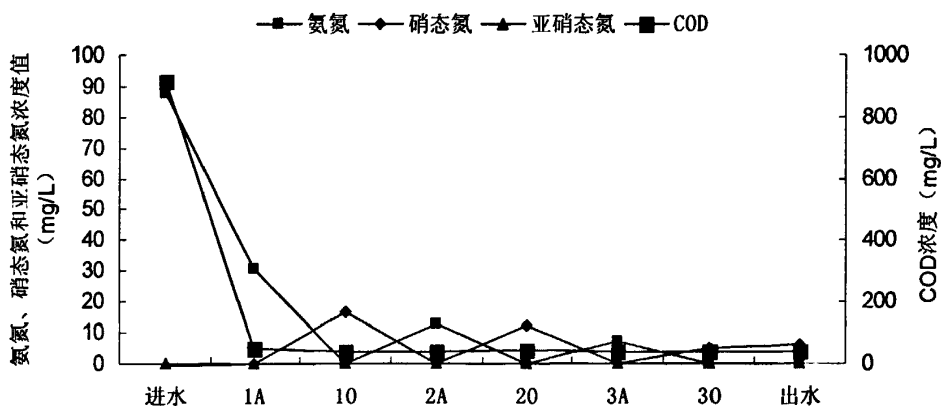


图 4.25 优化流量分配三次进水个指标去除效果

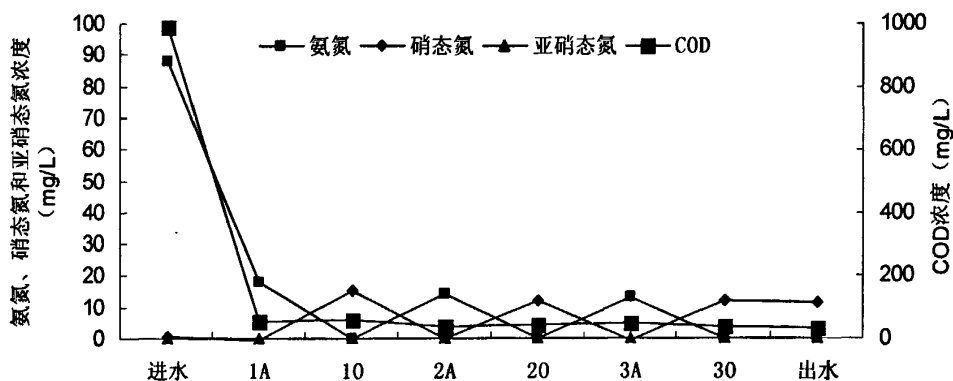


图 4.26 等流量分配三次进水各指标去除效果

由图 4.25 和图 4.26 可以看出，两种流量分配方式对 COD 的降解几乎没有影响。氨氮、硝态氮和亚硝态氮的去除过程也十分相似。在氨氮去除方面，由于进水流量分配的不同，各段氨氮浓度也会有差异，但可以看出其去除过程十分相似。由于微生物的同化作用和可能的厌氧氨氧化作用，在 A 段（缺氧段）末氨氮都有部分损失。这同样也是由于微生物的同化作用吸收了一部分氨氮和可能发生的缺氧氨氧化作用。然后在 O 段（好氧段）氨氮都被硝化细菌比较彻底的氧化成硝态氮，氨氮浓度均在 1mg/L 以下。另外，由图 4.25 和图 4.26 可以看出，两种工况中各段（缺氧段）均没有发生亚硝态氮



积累的现象,说明两种进水流量分配方式下都能进行比较彻底的硝化和反硝化作用。另外,在影响总氮去除率的出水硝态氮浓度方面<sup>[44-46]</sup>,优化流量分配进水的工况的硝态氮出水浓度要明显低于等流量分配进水的工况的硝态氮出水浓度。前者硝态氮出水浓度为7mg/L,后者为11mg/L。

## 第五章 试验结论及建议

### 5.1 试验结论

本试验采用 SBR 反应器，以模拟高氨氮废水作为处理对象，采用优化流量分配方法来对多段进水 SBR 工艺的进水流量进行分配，并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化。研究了分段数、进水 COD/TKN 值、氨氮负荷等因素对 COD、氨氮和总氮去除效率的影响。在三段进水的情况下，比较了按优化流量分配原则和等流量分配原则进行流量分配时，该工艺对 COD、氨氮和总氮的去除效率的差异。

通过试验研究，得到了以下结论：

(1) 当多段进水 SBR 工艺采用优化流量分配方法并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化时，分段数对 COD 的去除率并无太大影响。而对氨氮和总氮的去除率影响较大。一段进水工艺的氨氮和总氮的去除率分别为 79%~87%和 46%~70%。二段进水工艺的氨氮和总氮的去除率分别为 98%~99%和 81%~87%。三段进水工艺的氨氮和总氮的去除率分别为 99%和 90%~94%。

(2) 当多段进水 SBR 工艺采用优化流量分配方法并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化时，进水 COD/TKN 值对 COD 和氨氮的去除率并无太大影响，而对总氮的去除率影响较大。这是由于采用优化流量分配的多段进水中，COD/TKN 值决定流量分配系数。在 COD/TKN 为 10（进水 COD 浓度为 1000mg/L、氨氮浓度为 100 mg/L）和 COD/TKN 为 5（进水 COD 浓度为 1000mg/L、氨氮浓度为 200 mg/L）时的总氮去除率分别为 90%~94%和 57%~69%。

(3) 三段进水 SBR 工艺采用优化流量分配并按等污泥负荷的原则对运行时间进行优化时的总氮的去除率可达到 90%~94%。按等流量进行流量分配的总氮去除率达到 86%~90%。可见，从提高总氮去除率的方面来看采用优化流量分配要好于按等流量进行流量分配。

(4) 通过溶解氧和 pH 值连续监测可知，本试验每一种运行工况的水力停留时间都可以缩短。若按优化流量分配方法进水，有效反应时间为 158min。若按等流量分配方法进水，有效反应时间需要 109min。可见，仅从反应时间上来看，按等流量方法进水要优于按优化流量方法进水。

## 5.2 建议

在试验运行和试验结果分析过程中,发现试验中存在一些待完善之处,需要在后续试验中改进,在此提出一些建议:

(1) 本试验的理论值和实测值存在微小差异,今后可通过加强对反应系统内微生物的观察,从微观角度解释这种差异。

(2) 本试验在好氧生物反应阶段的溶解氧保持在 5mg/L 以上,过高的溶解氧增加了系统的能耗,可研究不同溶解氧对去除效果的影响,找出好氧段最经济有效的溶解氧值。

(3) 经过试验研究,本试验并不适合处理低碳氮比时的高氨氮废水,今后可加强对于低碳氮比高氨氮废水的运行工况的研究。

(4) 通过溶解氧和 pH 值连续监测可知,系统的反应时间可以大大缩短。今后可考虑用溶解氧测定仪和 pH 值计来控制好氧和缺氧反应时间,缩短水力停留时间。

(5) 本试验只比较了优化流量分配进水和等流量分配进水的优劣,今后可加强其他流量分配系数的研究,找出不同水质下最优的流量分配系数。

## 参考文献

- [1] 叶建锋. 废水生物脱氮处理新技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2006
- [2] 周丹丹. 好氧反硝化菌的筛选及其生理生态特征研究[D]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学硕士学位论文. 2004
- [3] 郑平, 徐向阳, 胡宝兰. 新型生物脱氮理论与技术[M]. 科学出版社, 2004
- [4] 谢冰, 徐亚同. 废水生物处理原理和方法[M]. 中国轻工业出版社, 2007
- [5] 吕炳南, 陈志强. 污水生物处理新技术[M]. 哈尔滨工业大学出版社, 2005
- [6] 李勇智. 短程生物脱氮和反硝化除磷的基础研究[D]. 哈尔滨工业大学博士学位论文, 2003
- [7] 王建龙. 生物固定化技术与水污染控制[M]. 科技出版社, 2002: 208-217
- [8] 沈耀亮, 王宝贞. 废水生物处理新技术理论与应用[M], 北京: 中国环境科学出版社, 1999, 6
- [9] 张自杰. 排水工程下册[M]. 中国建筑工业出版社, 2000
- [10] 蒋展鹏. 环境工程学[M]. 高等教育出版社, 2005
- [11] 周明. SBR 系统中生物硝化与聚磷的相互作用及其影响特征研究[D]. 西安: 西安建筑科技大学硕士学位论文. 2004
- [12] 高艳玲, 马达. 污水生物处理新技术 [M], 北京: 中国建材工业出版社, 2006, 1
- [13] 张自洁. 废水处理理论与设计 [M], 北京: 中国建筑工业出版社, 2003, 1
- [14] 郭建华, 彭永臻, 杨庆, 杨岸明. 脉冲式 SBR 处理城市污水深度脱氮的工艺特性[J]. 中国环境科学, 2007, 27 (1) : 62-64
- [15] Fikret Kargi, Ahmet Uygur. Nutrient removal performance of a sequencing batch reactor as a function of the sludge age[J]. *Enzyme and Microbial Technology*, 2002, 31: 842-847.
- [16] Katsogiannis A N, Komaros M, Lyberatos G. Enhanced nitrogen removal in SBRs bypassing nitrate generation accomplished by multiple aerobic/anoxic phase pairs[J]. *Wat. Sci. Tech.*, 2003, 47(11): 53-59.
- [17] Fikret Kargi, Ahmet Uygur. Nutrient removal performance of a five-step sequencing batch reactor as function of wastewater composition[J]. *Process Biochemistry*, 2003, 38: 1039-1045.
- [18] 杨岸明, 王淑莹, 杨庆, 郭建华. 以 PH 和 ORP 作为脉冲 SBR 工艺的实时控制参数[J]. 环境污染治理技术与设备, 2006, 12 (7) : 32-35
- [19] 周利, 李凌云等. 脉冲式 SBR 法深度脱氮工艺及其控制 [J]. 工业水处理, 2008, 28 (2) : 32-35
- [20] 吴婉娥, 葛红光等. 废水生物处理技术[M]. 化学工业出版社, 2003
- [21] 高景峰, 彭永臻, 等. 以 DO、ORP 及 pH 控制 SBR 法的脱氮过程. 中国给水排水, 2001, 17(4): 6~11

- [22] Chapentier J., Martin G., Wacheux H., et al. ORP regulation and activated sludge: 15 years of experience. *Wat. Sci. iTech.*, 1998, 38(3): 197~208
- [23] Akin B. S., Ugurlu A. Monitoring and control of biological nutrient removal in a sequencing batch reactor. *Process Bio-chemistry*, 2005, 40(8): 2873~2878
- [24] Yu Ruey-Fang, Liaw Shu-Liang, Chang Chang-Nan. Applying real-time control to enhance the performance of nitro-gen removal in the continuous-flow SBR system. *Wat. Sci. iTech.*, 1998, 38(3): 271~280
- [25] Berends D, Salem S, vander Roest H, et al. Boosting nitrification with the BABE technology [ J ]. *Water Sci Technol*, 2005, 52( 4): 63- 70
- [26] Kim D J, Kim S H. Effect of nitrite concentration on the distribution and competition of nitrite oxidizing bacteria in nitrification reactor systems and the kinetic characteristics [ J ]. *Water Res*, 2006, 40( 3): 887- 894.
- [27] Barnes D, Biss P J. *Biological Control of Nitrogen in Wastewater Treatment* [ M ]. New York: E and F N Spon Ltd, 1983.
- [28] Gupta S K, Sharma R.. Biological oxidation of high strength nitrogenous wastewater [ J ]. *Water Res*, 1996, 30( 3): 593- 600.
- [29] 郑兴灿, 李亚新. 污水除磷脱氮技术 [ M ]. 第一版, 北京: 中国建筑工业出版社, 1998
- [30] Helmer C, Kunst S. Simultaneous nitrification /denitrification in an aerobic biofilm system [ J ]. *Wat. Sci. Tech*, 1998, 37(4-5): 183-877
- [31] 吕锡武. 同时硝化和反硝化的理论和实践. *环境化学* [ J ]. 2002, 21(6): 564-570
- [32] Robertson L A, van Niel E J, Torremans R M, et al. Simultaneous nitrification and denitrification in aerobic chemostat cultures of *Thiosphaera pantotropha* [ J ]. *Appl. Environ. Microbiol.*, 1988, 54(1): 2812-2818
- [33] Van Neil EWJ. Nitrification by heterotrophic denitrifiers and its relationship to autotrophic nitrification [ J ]. Ph.D thesis, Delft University of Tehnology, Delft, 1991
- [34] Hanaki K, Hong Z, Matsuo. Production of nitrous oxide gas during denitrification of wastewater [ J ]. *Water Sci. Technol.*, 1992, 26: 1027-1036
- [35] Lloyd H, Ketchum Jr. Design and physical features of sequencing batch reactors [ J ]. *Water Sci. Tech.*, 1997, 35(1): 11-18
- [36] 赵晨红, 彭永臻等. 碳氮比对 UniFed SBR 工艺性能的影响. *环境科学* [ J ]. 2008, 29(5): 1211-1215

- [37] 赵晨红, 彭永臻等.新型 UniFed SBR 生物除磷脱氮工艺. 中国给水排水[J]. 2006, 22(12): 14-17
- [38] 王晓莲. A<sup>2</sup>O 工艺运行优化及其过程控制的基础研究[ D].北京: 北京工业大学, 2007. 54-58.
- [39] Keller J, Watts S, Battye Smith W, et al . Full scale demonstration of biological nutrient removal in a single tank SBR process [ J] . WatSci Tech, 2001, 43( 3) : 355-362.
- [40] Janssen P M. Operating experiences on two full scale plants,retrofitted for biological phosphorus removal [ A ] . In: Nutrient removal from wastewaters[ C] . Pennsylvania: Technomic PublishingCompany, 1994. 26.
- [41]王伟等.多段A/O工艺流量及体积分配方法与优化控制策略.北京工业大学学报[J]. 2009, 35(2): 240-244
- [42] 邱慎初, 丁堂堂.分段进水生物除磷脱氮工艺[J]中国给水排水.2003.19(4):32-36
- [43] Zhu Guibing, Peng Yongzhen, Development and Experimental Evaluation of a Steady-state Model for the Step-feed Biological Nitrogen Removal Process *C'hin. J. chem. Eng.*, 15(3) 411-417 (2007)
- [44]王伟等.分段进水 A/O 工艺流量分配方法与策略研究.环境工程学报[J]. 2009, 3(1): 89-92
- [45]Larrea L , Larrea A. , Ayesa E. , et al. Development and verification of design and operation criteria for the step feed process with nitrogen removal. *Wat. Sci. Tech.* , 2001, 43(1) : 261 ~ 268
- [46] Olsson G. , Nielsen M. K. , Yuan Z. , et al. Instrumentation, Control and Automation in Wastewater Systems. London: IWA Publishing, 2005

## 科研情况说明

[1]2009年5月至2009年10月参与《庄河至盖州高速公路环境影响评价报告书》编写

[2]2009年7月至2009年10月参与《皮口至炮台高速公路环境影响评价报告书》编写

[3]2009年7月至2009年10月参与《长兴岛北疏港高速公路环境影响评价报告书》编写

[4]2010年7月至2009年10月参与《马召镇至宝鸡界段竣工环境保护验收调查表》编写

## 致 谢

首先感谢我的老师赵剑强教授，老师渊博的知识、严谨的治学态度、谦虚儒雅的学者风范、平易近人的待人风格和坦荡的胸襟一直是我学习的榜样。在三年的硕士学习中，老师不仅给我的学习指明了方向，而且在为人处事方面也让我受益匪浅，是我终身学习的楷模。值此论文完成之际，谨向恩师致以最崇高的敬意和衷心的感谢！

本论文的完成过程中胡博师兄给予了悉心的指导和帮助，尤其是在试验遇到困难的时候。在此向胡博师兄致以诚挚的敬意！

三年期间，和同门师兄弟（姐妹）相处的日子令我印象深刻！陈莹老师、杨文娟老师、张晓宁师兄等几位师兄师姐在学习上和生活上给予了我无私的帮助和关心，让我学到了很多，尤其培养了我认真、乐观、积极的生活态度。

在与刘珺、邓佳和何航一块学习的日子里，我们互相学习互相帮助，建立了深厚的友谊，愿友谊之树常青！还有毛鹤群、华丽那两位师妹，在我的试验和生活中也给予了很大的帮助，在此向他们表示衷心的感谢！

感谢我的家人一直默默支持和鼓励，谢谢你们的付出。

最后，向所有关心过我的人致以最真诚的谢意！