

文章编号:1000-582X(2007)08-0070-05

# 高浓度含氮废水亚硝化 SBR 工艺的动力学模型

李宏<sup>1</sup>, 魏琛<sup>2</sup>, 张晚凉<sup>3</sup>

(1 重庆大学资源及环境科学学院, 重庆 400030; 2 重庆工商大学, 重庆 400067; 3 重庆市环境保护局, 重庆 400015)

**摘要:**针对高浓度含氮废水亚硝化 SBR 工艺,进行了动力学模型研究,建立了  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度变化模型、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$  浓度变化模型和  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  浓度变化模型。通过试验对动力学模型进行了预测与评价,结果表明:以动力学方程式(尤其是  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度变化的模型、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$  浓度变化的模型)计算的理论与实测值结果基本吻合,对高浓度含氮废水亚硝化 SBR 工艺的设计和运行具有一定的指导意义。

**关键词:**高浓度含氮废水;亚硝化;SBR 工艺;动力学

**中图分类号:**X131

**文献标志码:**A

传统的先硝化后反硝化的生物脱氮工艺一直是国内外广泛采用的废水生物脱氮工艺,但其对碳源的要求较高。随着各种力求缩短氮转化过程的氮转化新历程的研究,出现了多种以亚硝化脱氮工艺为核心的新型生物脱氮组合工艺,如 SHARON 工艺、ANAMMOX 工艺、OLAND 工艺等。这类工艺因具有低能耗、低物耗,以及能较好地适用于低 C/N 比、中高浓度含氮废水的生物脱氮处理的优点<sup>[1-2]</sup>,成为当前生物脱氮工艺的研究发展热点。有关此类工艺研究报道较多,主要集中在对某种工业含氮废水亚硝化脱氮工艺的优化或各种条件因素(例如:DO、温度、FA、微生物群落等)对亚硝化工艺脱氮效率的影响,其技术工艺研究较多<sup>[3]</sup>,关于亚硝化工艺脱氮的动力学基础研究较少。开展亚硝化工艺脱氮的动力学研究,有利于获得亚硝化工艺脱氮反应优化条件;对于利用亚硝化工艺脱氮处理含氮废水具有一定的指导作用。文中开展了高浓度含氮废水亚硝化 SBR 工艺动力学研究,对于利用亚硝化 SBR 工艺处理高浓度含氮废水的工艺设计和运行具有一定的指导意义,对其他以亚硝化 SBR 工艺为核心的组合工艺的动力学研究,也具有借鉴作用。

## 1 动力学模型研究假设

以活性污泥 SBR 工艺处理高浓度含氮废水试验研究为基础,探讨亚硝化 SBR 工艺处理高浓度含氮废水的动力学模型。主要考察研究反应周期中自  $V_{\min}$  连

续进水、同时连续曝气至满水位  $V_{\max}$  (未排泥之前)这一阶段发生亚硝化反应的时段。因此,在模型推导前,先对系统作如下假设<sup>[4-8]</sup>:

1) 在反应周期中,因排泥、沉淀、排水阶段持续时间很短,因此假定此段时间无生化、物化反应发生;

2) 由于高浓度含氮废水亚硝化 SBR 工艺的试验系统的构成较简单,构筑物仅为进水箱和反应器,因此在动力学研究中只需要研究反应器内的情况;

3) 对于亚硝化反应过程,研究的重点是系统出现较高亚硝化率和较佳氨氮降解率的稳定亚硝化阶段,而反应器启动阶段和反应后期可能出现的污泥流失、污泥适应等情况均不是动力学研究的重点,因此,对此也不作考虑;

4) 进水中不含微生物群体和  $\text{NO}_x^- - \text{N}$ 、有机氮(不考虑氨化作用),基质充足,能生物降解,不发生吸附作用;

5) DO、温度、FA 和微生物群落等条件因素对  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$  氧化速率的影响分别综合体现在对其速率常数  $K_1$ 、 $K_2$  值的影响中,动力学模型中不单独探讨;

6) 污泥中亚硝酸菌和硝酸菌的比例可视为出水中  $\text{NO}_2^- - \text{N}$  与  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  的比例,因此,研究假定系统中亚硝酸菌和硝酸菌之比为  $\lambda$ ;

7) 出水中一般假定无微生物。

收稿日期:2007-04-07

基金项目:重庆市科技攻关项目(CSTC2004AA7008-3)

作者简介:李宏(1974-),男,重庆大学博士研究生,主要从事水污染控制理论与技术研究,(E-mail)gnohil@126.com。

## 2 氮的转化动力学模型

在亚硝化反应中,氮的转化是反应的本质。其涉及的反应有<sup>[9]</sup>:同化作用、氨氮氧化反应、亚硝酸盐氮氧化反应。

### 1) 同化作用消耗的氮

对于SBR工艺,为保证污泥的更新率,每周期均需从反应器中排除一定的污泥。处于稳定亚硝化阶段的反应器,其平均污泥浓度是相对稳定的,即反应器内的污泥增长量和排除量是相当的。因此,同化作用消耗的氮就是污泥增长所消耗的氮,也就是合成排除污泥部分所消耗的氮<sup>[9]</sup>。不难设

$$T_N = \omega X' Q', \quad (1)$$

式中 $T_N$ 为同化作用所消耗的氮,mg/d; $\omega$ 为活性污泥中氮的百分比(以污泥的化学组成为 $C_{60}H_{37}O_{23}N_{12}P$ 计,为12.69%); $X'$ 为反应器污泥灰分浓度,MLVSS,mg/L; $Q'$ 为每日从反应器中排出的污泥量,L/d。

设试验反应器污泥浓度 $X$ 与污泥灰分浓度关系为

$$X' = CX, \quad (2)$$

式中 $C$ 为污泥灰分常数(可根据实验测定), $X$ 为反应器污泥浓度,MLSS,mg/L。因此,式(1)又可改写为

$$T_N = 0.1269CXQ', \quad (3)$$

根据系统污泥龄定义,可将式(3)改写为

$$T_N = 0.1269CXV_{\max}/SRT, \quad (4)$$

式中 $V_{\max}$ 为满水位时反应器液相的体积,L;SRT为污泥龄,d。

设每天有 $n$ 个反应周期 $T$ ( $T=24/n, h$ ),因而每周期同化作用消耗的氮为

$$T'_N = 0.1269CXV_{\max}/nSRT, \quad (5)$$

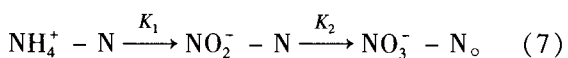
考虑微元时段 $dt$ 的细菌增殖所消耗的氮,可作如下均分

$$dT'_N = \frac{0.1269cXV_{\max}}{nSRT \times T} dt. \quad (6)$$

根据前文假设条件(6),可以得出式(6)同化作用消耗的氮中的 $\frac{\lambda}{(\lambda+1)}$ 比例来自 $NH_4^+ - N$ 氧化为 $NO_2^- - N$ 的历程, $\frac{1}{(\lambda+1)}$ 比例来自 $NO_2^- - N$ 氧化为 $NO_3^- - N$ 的历程。

### 2) 氮的氧化反应

进水中 $NH_4^+ - N$ 氧化为 $NO_2^- - N$ 是亚硝化反应器中主要进行的反应,而 $NO_2^- - N$ 部分进一步氧化为 $NO_3^- - N$ 是比较次要的一个反应,这类似于一个串联反应<sup>[10]</sup>:



一般认为,在高浓度氨氮废水的硝化过程中,硝化

过程遵循零级反应动力学规律<sup>[11-12]</sup>。因此可用下述零级反应方程式来描述:

$$\gamma_{NH_4^+ - N} = -K_1 X, \quad (8)$$

$$\gamma_{NO_2^- - N} = K_1 X - K_2 X, \quad (9)$$

$$\gamma_{NO_3^- - N} = K_2 X, \quad (10)$$

式中 $\gamma_{NH_4^+ - N}$ 、 $\gamma_{NO_2^- - N}$ 、 $\gamma_{NO_3^- - N}$ 分别为氨氮反应速率、亚硝酸盐氮反应速率和硝酸盐氮反应速率,mg/(L·h); $K_1$ 、 $K_2$ 分别为氨氮氧化速率常数和亚硝酸盐氮氧化速率常数, $h^{-1}$ 。

由于发生亚硝化反应的时段是从反应开始到曝气结束,即反应器液相体积由 $V_{\min} \rightarrow V_{\max}$ 时段。因此,针对一个周期的连续进水、同时连续曝气反应微元时段 $t \rightarrow t + dt$ ,可列 $NH_4^+ - N$ 的质量衡算方程<sup>[9]</sup>:“累积=输入-输出+生成(反应)”,其中

$$\text{输入} = QC_{NH_4^+ - N,0} dt, \quad (11)$$

$$\text{生成(反应)} = V_t \gamma_{NH_4^+ - N} dt = -V_t K_1 X dt, \quad (12)$$

$$\text{输出} = 0$$

因累积项中要考虑细菌增殖(同化作用)和反应器液相体积增加对进水的稀释作用(或称增浓作用)两项。分别可列出

$$\text{同化作用消耗的氮} = \frac{0.1269c\lambda XV_{\max}}{(\lambda+1)nSRT \times T} dt, \quad (13)$$

$$\text{稀释作用项} = d(V_t C_{NH_4^+ - N, \min}) \quad (14)$$

因此,

$$\text{累积} = \frac{0.1269c\lambda XV_{\max}}{(\lambda+1)nSRT \times T} dt + d(V_t C_{NH_4^+ - N, \min}), \quad (15)$$

将式(11)~式(15)代入质量衡算方程式中,得

$$QC_{NH_4^+ - N,0} dt - V_t K_1 X dt = \frac{0.1269c\lambda XV_{\max}}{(\lambda+1)nSRT \times T} dt + d(V_t C_{NH_4^+ - N, \min}), \quad (16)$$

其中 $Q$ 为进水流量,L/d; $C_{NH_4^+ - N,0}$ 、 $C_{NH_4^+ - N, \min}$ 分别为进水氨氮浓度和反应开始时的氨氮浓度,mg/L。

SBR反应器的特点是反应体积不为常数,按进水速率而变化,因此有

$$dV_t/dt = Q, \quad (17)$$

当 $t=0$ 时, $V=V_{\min}$ ,则

$$V_t = V_{\min} + Qt, \quad (18)$$

将式(18)代入式(16),积分得

$$C_{NH_4^+ - N} = \frac{QC_{NH_4^+ - N,0} t - \frac{0.1269c\lambda XV_{\max}}{(\lambda+1)nSRT \times T} t^2}{V_{\min} + Qt} + \frac{V_{\min} C_{NH_4^+ - N, \min} - K_1 X \left( V_{\min} t + \frac{1}{2} Qt^2 \right)}{V_{\min} + Qt}, \quad (19)$$

$t = T$  时,  $V_T = V_{\min} + QT = V_{\max}$ ,  $C_{\text{NH}_4^+ - \text{N}} = C_{\text{NH}_4^+ - \text{N}, \max}$  边界条件代入上式, 得

$$K_1 = \frac{QC_{\text{NH}_4^+ - \text{N}, 0}T - \frac{0.1269c\lambda XV_{\max}}{(\lambda + 1)n\text{SRT}}}{X\left(V_{\min}T + \frac{1}{2}QT^2\right)} + \frac{V_{\min}C_{\text{NH}_4^+ - \text{N}, \min} - V_{\max}C_{\text{NH}_4^+ - \text{N}, \max}}{X\left(V_{\min}T + \frac{1}{2}QT^2\right)}, \quad (20)$$

同  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  转化的质量衡算方式建立方法, 对上述微元时段  $t \rightarrow t + dt$  列  $\text{NO}_2^- - \text{N}$  转化的质量衡算方程如下

$$0 + (K_1 - K_2)V_t X dt = 0 + \frac{0.1269cXV_{\max}}{(\lambda + 1)n\text{SRT} \times T} dt + d(V_t C_{\text{NO}_2^- - \text{N}, \min}), \quad (21)$$

将上式积分得

$$C_{\text{NO}_2^- - \text{N}} = \frac{(K_1 - K_2)XV_{\min}t + \frac{1}{2}(K_1 - K_2)XQt^2}{V_{\min} + Qt} - \frac{0.1269cXV_{\max}}{(\lambda + 1)n\text{SRT} \times T} t + V_{\min}C_{\text{NO}_2^- - \text{N}, \min} \quad (22)$$

$t = T$  时,  $V_T = V_{\min} + QT = V_{\max}$ ,  $C_{\text{NO}_2^- - \text{N}} = C_{\text{NO}_2^- - \text{N}, \max}$  边界条件代入上式, 得

$$K_2 = K_1 + \frac{V_{\min}C_{\text{NO}_2^- - \text{N}, \min} - V_{\max}C_{\text{NO}_2^- - \text{N}, \max}}{X\left(V_{\min}T + \frac{1}{2}QT^2\right)}$$

$$\frac{0.1269cXV_{\max}}{(\lambda + 1)n\text{SRT}} X\left(V_{\min}T + \frac{1}{2}QT^2\right), \quad (23)$$

同样, 根据  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  转化的质量衡算方式建立方法, 对微元时段  $t \rightarrow t + dt$  列  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  转化的质量衡算方程

$$0 + K_2V_t X dt = 0 + d(V_t C_{\text{NO}_3^- - \text{N}, \min}), \quad (24)$$

将上式积分得

$$C_{\text{NO}_3^- - \text{N}} = \frac{K_2XV_{\min}t + \frac{1}{2}K_2XQt^2 + V_{\min}C_{\text{NO}_3^- - \text{N}, \min}}{V_{\min} + Qt}. \quad (25)$$

### 3 动力学模型试验预测与评价

试验采用完全混合悬浮生长活性污泥法。废水由高位水箱经流量计调节流量后连续进入 SBR 反应器(有效容积 20 L)底部, 周期结束沉淀后上清液经排水管道流走。每个反应周期( $T$ )由连续进水(12 h)、连续曝气(12 h)、静置沉淀(20 min)、间歇出水(10 min)构成。反应器每周进、出水量仅为反应容积的一半。反应器曝气量由人工调节曝气机流量控制, 以保证反应器中溶解氧处于目标范围之内。反应器温度由恒温加热器控制, 以使温差小于  $20^\circ\text{C}$ 。系统在每个周期连续曝气阶段结束之前排泥。试验原水为人工配水, 系统的泵水水质如表 1, 系统的运行条件如表 2。

表 1 高浓度氨氮试验模拟原水水质表

mg/L

COD	$\text{NH}_4^+ - \text{N}$	$\text{NO}_x^- - \text{N}$	TP	碱度	pH	微量元素
650 ~ 1000	800 ~ 1000	0	50	4000 ~ 7000	8.2 ~ 8.5	适量

表 2 SBR 系统运行条件

温度/ $^\circ\text{C}$	pH 值	DO/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	HRT/d	T/h	SRT/d	MLSS/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	污泥负荷 ( $\text{kgNH}_4^+ - \text{N}/\text{kgMLSS} \cdot \text{d}$ )
28 ~ 30	7.5 ~ 8.5	0.7 ~ 1.4	0.75	12	2 ~ 4	500 ~ 4500	0.11 ~ 1

试验研究表明, SRT = 3 d 时, SBR 试验系统处于最稳定状态, 能取得最佳的亚硝化效果。因此, 在  $Q = 10 \text{ L/d}$ ;  $T = 12 \text{ h}$ ;  $n = 2$ ;  $\text{SRT} = 3 \text{ d}$ ;  $V_{\min} = 10 \text{ L}$ ;  $V_{\max} =$

20 L。通过试验测定  $\lambda = 3$ ,  $c = 0.93$  的试验条件下, 可根据 SBR 工艺(SRT = 3 d)稳定期的运行数据进行理论计算, 求出  $K_1$ 、 $K_2$  值, 结果见表 3。

表 3 氨氮氧化速率常数  $K_1$  计算表

$C_{\text{NH}_4^+ - \text{N}, 0}$ / $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	$C_{\text{NH}_4^+ - \text{N}, \min}$ / $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	$C_{\text{NH}_4^+ - \text{N}, \max}$ / $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	$X$ / $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	$K_1/\text{h}^{-1}$	$C_{\text{NO}_2^- - \text{N}, \min}$ / $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	$C_{\text{NO}_2^- - \text{N}, \max}$ / $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	$K_2/\text{h}^{-1}$
1156	239	447	560	0.050163	406	322	0.02047
770	447	329	560	0.056167	322	364	0.003079
812	329	350	760	0.031938	364	380	0.014902
770	350	310	550	0.051000	380	314	0.018968
812	310	327	700	0.037057	314	379	0.008338
770	327	300	680	0.04067	379	330	0.021152
1000	300	302	550	0.071659	330	329	0.010536
960	302	422	670	0.034467	329	321	0.018026
1086	422	394	660	0.061541	321	394	0.004089
770	394	329	670	0.042081	394	364	0.016209
$K_1$ 平均值				0.047674	$K_2$ 平均值		0.013577

将表 3 求出的  $K_1$  平均值、 $K_2$  平均值代入式(20)、(22)、(25)可得到 SBR 亚硝化反应器在反应的任意时刻  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$  浓度和  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  浓度的表达式:

$$C_{\text{NH}_4^+ - \text{N}} = \frac{QC_{\text{NH}_4^+ - \text{N},0}t - \frac{0.044XV_{\text{max}}}{\text{SRT} \times T}t}{V_{\text{min}} + Qt} + \frac{V_{\text{min}}C_{\text{NH}_4^+ - \text{N},\text{min}} - 0.0477X\left(V_{\text{min}}t + \frac{1}{2}Qt^2\right)}{V_{\text{min}} + Qt}, \quad (26)$$

$$C_{\text{NO}_2^- - \text{N}} = \frac{0.034XV_{\text{min}}t + 0.017XQt^2}{V_{\text{min}} + Qt} -$$

$$\frac{0.015XV_{\text{max}}}{\text{SRT} \times T}t + \frac{V_{\text{min}}C_{\text{NO}_2^- - \text{N},\text{min}}}{V_{\text{min}} + Qt}, \quad (27)$$

$$C_{\text{NO}_3^- - \text{N}} = \frac{0.0136XV_{\text{min}}t + 0.0068XQt^2}{V_{\text{min}} + Qt} + \frac{V_{\text{min}}C_{\text{NO}_3^- - \text{N},\text{min}}}{V_{\text{min}} + Qt}, \quad (28)$$

根据式(26)、(27)和(28)分别对 SBR 亚硝化反应器( $\text{SRT} = 3 \text{ d}$ )反应周期内逐时的  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$  浓度变化进行理论计算,并和实测值对比,得表 4、表 5 和表 6。

表 4 SBR 亚硝化反应器周期内逐时  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度变化模型预测值和实测值对比表

试验进程/h	污泥浓度 $X/\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	出水/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$		误差	
		计算值	实测值	绝对误差/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	相对误差/%
0	770	350.0	350.0	0.0	0.0
2	700	353.6	304.8	-48.8	16.0
4	660	354.6	371.6	17.0	4.6
6	680	340.4	332.9	-7.5	-2.2
8	660	331.5	332.9	1.4	0.4
10	580	334.7	360.7	16.0	4.4
12	550	343.3	371.6	28.3	7.6
$C_{\text{NH}_4^+ - \text{N},0} = 812.2 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$		$C_{\text{NH}_4^+ - \text{N},\text{min}} = 350 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$			

表 5 SBR 亚硝化反应器周期内逐时  $\text{NO}_2^- - \text{N}$  浓度变化模型预测值和实测值对比表

试验进程/h	污泥浓度 $X/\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	出水/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$		误差	
		计算值	实测值	绝对误差/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	相对误差/%
0	770	320.0	320.0	0.0	0.0
2	700	315.6	361.6	48.0	12.7
4	660	313.9	285	-28.9	-10.1
6	680	323.0	307	-16.0	-5.2
8	660	328.8	343.2	14.4	4.2
10	580	319.9	351	31.1	8.8
12	550	321.1	363	41.9	11.6
$C_{\text{NH}_4^+ - \text{N},0} = 320 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$					

表 6 SBR 亚硝化反应器周期内逐时  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  浓度变化模型预测值和实测值对比表

试验进程/h	污泥浓度 $X/\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	出水/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$		误差	
		计算值	实测值	绝对误差/ $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$	相对误差/%
0	770	70.0	70.0	0.0	0.0
2	700	77.3	68	-9.3	-13.6
4	660	83.2	102	18.8	18.4
6	680	92.0	120	28.0	23.4
8	660	98.4	100	1.6	1.6
10	580	98.0	62	-36.0	-58.0
12	550	101.1	72	-29.1	-40.4
$C_{\text{NH}_4^+ - \text{N},0} = 70 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$					

根据表 4、表 5 和表 6,可分别对  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度变化模型、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$  浓度变化模型和  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  浓度变化模型进行综合分析,可得出:

1)以  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度变化模型进行计算,误差较小,多在 8% 以内,较好地吻合试验实测值。但在反应初期,计算误差相对较大,为 16%,这与当时污泥的吸附能力较强有关。而在动力学模型研究中,确也没有考虑污泥

吸附的问题,因而造成反应前期预测浓度偏大。

2)以  $\text{NO}_2^- - \text{N}$  浓度变化模型计算,最大误差仅为 12.7%,且在整个反应周期内波动不大,也相对较理想。

3)以  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  浓度变化模型计算误差较大,个别值的误差高达 58%。主要受两几方面因素影响:一是在动力学模型研究中没有考虑实际可能存在的好氧反硝化、SND 等问题;二是高浓度  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  的测定易出现误差。

4)通过对周期内浓度的预测计算可知,动力学模式的重要意义还在于从理论上证实了 SBR 亚硝化反应工艺的一个重要特点:一个反应周期开始时混合液中各项含氮污染物的浓度与周期结束时相差不大(或可认为相同),而且在整个反应过程中,它们的波动也不大;SBR 工艺其底物流加的速率与消耗的速率相同,这点也可以从试验实测得到证实,因此可认为其为拟定态生长过程<sup>[13]</sup>。

#### 4 结论

1)以  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度变化模型进行计算,误差较小,能较好地吻合实测值。但由于受污泥吸附影响,反应初期,计算误差相对偏大。

2)以  $\text{NO}_2^- - \text{N}$  浓度变化模型进行计算,在反应周期内波动不大,也相对较理想。但系统中可能存在好氧反硝化、SND 等问题,以及高浓度  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  的测定误差,  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  浓度变化模型计算误差较大。

3)以动力学方程式(尤其是  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$  浓度变化的模型、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$  浓度变化的模型)的理论值与实测值结果基本吻合,对高浓度氨氮废水亚硝化 SBR 工艺的设计和运行具有一定的指导意义。

#### 参考文献:

[1] R. VAN KEMPEN. Overview: full scale experience of the

- SHARON process for treatment of rejection water of digested sludge dewatering [J]. *Water Science and Technology*, 2001, 44(1):145-152.
- [2] 袁林江. 短程硝化一反硝化生物脱氮[J]. *中国给水排水*, 2000, 16(2):29-31.
- [3] 冯叶成. 生物脱氮新工艺研究进展[J]. *微生物学通报*, 2001, 28(4):88-91.
- [4] M SHEINTUCH. Substrate Inhibition and Multiple States in a Continuous Nitrification Process[J]. *Wat, Res.* 1995, 29(3):1811-1818.
- [5] J Z YANG. Parameter determination for the intermittently aerated completely ksmixed (IACM) process[J]. *Wat Res*, 1998, 32(3):856-864.
- [6] M BECCARI. Kinetics of dissimilatory nitrate and nitrite reduction in suspended growth culture[J]. *JWPCF*, 1983, 55(1):58-64.
- [7] M KORAROS. Kinetic modelling of pseudomonas denitrificans growth and denitrification under aerobic, anoxic and transient operating conditions[J]. *Wat Res*, 1998, 32(6):1912-1922.
- [8] SZWERINSKI H. PH-Decrease in nitrifying biofilms [J]. *Wat Res*, 1986, 20(8)971-976.
- [9] ESLIE C P, GRADY JR. 废水生物处理[M]. 北京:化学工业出版社, 2003:86-93.
- [10] ALICIAN V QUINLAN. Optimum temperature shift for nitrobacter winogradskyi effect of dissolved oxygen and nitrite concentration[J]. *Wat Res*, 1986, 20(5):611-613.
- [11] 蓝雪春. 垃圾渗滤液亚硝化/反亚硝化生物脱氮研究[D]. 杭州:浙江大学硕士学位论文, 2001, 5.
- [12] 姚重华. 废水处理计量学导论[M]. 北京:化学工业出版社, 2002.
- [13] 张元兴. 生物反应器工程[M]. 南京:华东理工大学出版社, 2001.

## Mathematical Kinetics Model of Nitrification Process for Treatment of High Ammonia Content Wastewater in SBR Process

LI Hong<sup>1</sup>, WEI Chen<sup>2</sup>, ZHANG Wan-liang<sup>3</sup>

(1 College of Resource and Environmental Science, Chongqing University, Chongqing 400030, China;

2 Chongqing Technology and Business University, Chongqing 400067, China;

3 Chongqing Bureau of Environmental Protection, Chongqing 400015, China)

**Abstract:** The mathematical kinetics model of Nitrification process for treatment of high Ammonia content wastewater in SBR process is studied. Models of concentration variation about  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ ,  $\text{NO}_2^- - \text{N}$  and  $\text{NO}_3^- - \text{N}$  have been established. Mathematical kinetics models are forecasted and evaluated through experiments, which indicate the experiments values accord basically with the calculated values through kinetics equations (especially for models of concentration variation about  $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ ,  $\text{NO}_2^- - \text{N}$ ). It is significant to guide the design and the operation of nitrification process for treatment of high Ammonia content wastewater in SBR process.

**Key words:** high ammonia content wastewater; nitrification; SBR process; mathematical kinetics

(编辑 陈移峰)