

前置反硝化 SBR 工艺的设计

张婧倩, 彭永臻, 唐旭光, 王淑莹

(北京工业大学 水质科学与水环境恢复工程重点实验室, 北京 100124)

摘要: 介绍了前置反硝化 SBR 与连续流前置反硝化工艺相比在脱氮方面的优势。详细介绍了前置反硝化 SBR 工艺的设计方法——简化模型法, 该法以活性污泥法动力学模型 ASM 1、ASM 2 和 ASM 3 为理论基础, 精简了动力学模型的参数数量, 对 SBR 系统的碳源和 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 进行了核算, 可以保证 SBR 最大限度地利用进水中的碳源进行高效脱氮。针对三种 C/N 值不同的废水, 给出了前置反硝化 SBR 工艺具体的设计实例, 并对设计结果进行了分析。

关键词: 前置反硝化 SBR; 简化模型法; 高效脱氮

中图分类号: X703.1 **文献标识码:** C **文章编号:** 1000-4602(2010)12-0048-07

Design of Pre-denitrification SBR Process

ZHANG Jing-qian, PENG Yong-zhen, TANG Xu-guang, WANG Shu-ying

(Key Laboratory of Beijing for Water Quality Science and Water Environment Recovery Engineering, Beijing University of Technology, Beijing 100124, China)

Abstract The advantage of pre-denitrification SBR process in nitrogen removal over the continuous pre-denitrification process is introduced with the emphasis on a new design method called simplified model method. Based on the activated sludge models ASM 1, ASM 2 and ASM 3, this method reduces the number of parameters for the kinetic models and calculates the carbon source and nitrate, which ensures that the carbon source in the influent can be fully used for denitrification. Three design examples are given with different C/N ratios of wastewater, and the design results are analyzed.

Key words pre-denitrification SBR; simplified model method; high-efficiency nitrogen removal

目前的 SBR 设计方法主要有污泥负荷法、模型法和泥龄法^[1]。污泥负荷法主要针对有机物的去除, 难以适应脱氮的要求。传统的模型法由于涉及到了大量的化学计量参数, 而这些参数的测量复杂、取值随水质多变, 应用比较困难。目前, 我国普遍使用德国 ATV 131 标准提出的泥龄法, 并结合我国的水质特征进行了修正^[2]。但是, 该方法没有对系统中的碳源和需要回流的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 进行核算, 往往不

能对有限的碳源进行充分利用^[3]。

随着污水脱氮要求的日益严格, 精确的设计计算是非常必要的。如何最大限度地利用污水中的碳源实现脱氮, 是提高脱氮效率和污水处理厂节能降耗的关键, 这无疑需要以活性污泥动力学模型为理论支持。2005 年, Nazik Artan 和 Derin Orhon^[4] 两位工程师在 IWA 出版了《针对营养物去除的 SBR 设计》以活性污泥法动力学模型 ASM 1^[5]、ASM 2^[6] 和

ASM 3^[7]为理论基础,结合工程实际大大简化了化学计量参数的数量,对脱氮的设计给出了比较具体的计算。该方法在欧洲各国得到了广泛的应用,取得了较好的效果。尽管该方法需要对 COD 的各组分进行详细测定,对进水水质的分析要求高于泥龄法,但与其卓越的处理效果相比,该法还是有着非常大的应用价值。

笔者根据简化后的模型法,建立前置反硝化 SBR 工艺中的有机碳源与 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 的质量平衡关系,以最大限度地利用原水中的碳源,实现深度脱氮。

1 前置反硝化 SBR 的特点

前置反硝化 SBR,即按照缺氧—好氧—沉淀—排水方式运行、在缺氧阶段完成进水的 SBR 工艺。好氧阶段结束后,生成的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 一部分随出水流出系统,其余进入下一周期的缺氧阶段,利用进水中的碳源进行反硝化完成脱氮。

在连续流 A/O 工艺中,不考虑同步反硝化的脱氮量,理论上反硝化率只能达到 66%。这是因为,连续流中回流比一般不宜高于 2,回流比过高不仅会增加回流泵的电耗,更主要的是高回流比会把好氧段的氧气带入缺氧段,破坏缺氧环境。而在 SBR 系统中,好氧阶段结束后,经历了沉淀、排水等阶段才进入下一周期,不会挟带氧气干扰下一周期的缺氧环境。一般来说, SBR 工艺的排水比一般在 1/5~1/3,也就是说,大约有 67%~80% 的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 进入下一周期,既不需要回流泵的提升,也不会挟带溶解氧;反硝化率理论上最高可达 80%。可以看出,前置反硝化 SBR 有着连续流前置反硝化工艺不可比拟的优势。前置反硝化 SBR 工艺的运行如图 1 所示。



图 1 前置反硝化 SBR 的运行

Fig 1 Operation of pre-denitrification SBR process

2 简化模型法设计参数选择和公式推导

简化模型法的设计参数可以分为以下四种:

① 外部条件参数。主要包括设计水量、各项进水水质和出水指标。

② 直接指定的参数。主要有池数 n 、沉淀时

间 T_s 和排水时间 T_D (一般合计为 2 h)。

③ 基本的化学计量参数。这些参数有一些是关于污水水质的,如 COD 的各组分所占比例、COD 转化为 TSS 的系数;有一些是关于微生物生命活动的,如异养菌的衰减速率、异养菌的产率系数、自养菌的衰减速率、自养菌的产率系数等。这些计量参数的取值可从污水水质分析报告或相关文献获得。

污水的性质不同,则这些计量参数的取值不同。国外针对不同的污水,做了大量的研究,其参数范围已经基本确定,设计时有文献可查。但是,我国的监测手段尚不完善,由于处理水质和国外有所差别,不能直接套用国外的参数取值,需要进行相关修正。

④ 计算参数。本方法中绝大部分的参数都是以活性污泥动力学为基本依据通过计算来确定的。有的是直接通过计算确定(如污泥产量 P_{XT} 、需氧量 OR_T 等);有的是人为选定一个值,然后通过计算复核后确定(如好氧污泥龄 θ_{XA} 、周期长 T_C 等)。因此,所有设计结果都是建立在水质特征和微生物的生命活动基础上的,设计结果更为精确可靠。

2.1 碳源的组成成分

在脱氮的设计中,碳源是一个非常重要的参数。为描绘水质特征,需要对污水总 COD (C_{TI}) 的主要成分进行划分^[8](见图 2)。一般来说,反硝化利用的 COD 是可生物降解 COD (C_{SI}),它将用于含碳底物的化学计量估算。

$$\text{总 COD}(C_{TI}) \begin{cases} \text{可生物降解 COD}(C_{SI}) \begin{cases} \text{易生物降解 COD}(S_{SI}) \\ \text{难生物降解 COD}(X_{SI}) \end{cases} \\ \text{惰性 COD}(X_E) \begin{cases} \text{溶解态惰性 COD}(S_{II}) \\ \text{颗粒态惰性 COD}(X_{II}) \end{cases} \end{cases}$$

图 2 污水中 COD 各组分

Fig 2 Components of COD in wastewater

2.2 好氧污泥龄 θ_{XA} 、有效污泥龄 θ_{XE}

① 好氧污泥龄 θ_{XA}

由于硝化菌只能在好氧条件下维持生长,因此在 SBR 系统中需要定义好氧污泥龄 θ_{XA} ,它是好氧时间 T_A 与周期长 T_C 的函数。

$$\theta_{XA} = \theta_X T_A / T_C \quad (1)$$

式中 θ_X ——总污泥龄, d

② 有效污泥龄 θ_{XE}

异养菌的生长可以在好氧阶段和缺氧阶段进行。假设在厌氧条件下(即在沉淀和排水期间)没有发生异养菌的生长和内源呼吸过程,则异养菌的

生长是在 SBR 系统反应时间 T_E 内进行的, 故异养微生物的污泥龄又称为有效污泥龄, 用 θ_{XE} 表示:

$$\theta_{XE} = \theta_{XA} \frac{T_E}{T_A} = \theta_{XA} \frac{T_E}{T_E - T_{AOX}} \quad (2)$$

式中 T_{AOX} —— 缺氧时间, h

T_E —— 反应时间, 由缺氧时间和好氧时间两部分组成

2.3 回流比 R

本方法中引入了回流比的概念。在连续流中, 回流比是指从好氧段回流至缺氧段的流量 Q_R 与进水流量的比例; 在 SBR 中, 回流比 R 可以理解为上一周期进入本周期的体积 V_0 与本周期的进水体积分 V_F 之比。

$$R = V_0 / V_F \quad (3)$$

不难看出, 回流比 R 与常用的另一参数排水比 ($1/m$) 有以下关系:

$$R = m - 1 \quad (4)$$

回流比对 SBR 的脱氮性能来说, 是一个至关重要的参数。

① V_0 的表达式

V_0 作为 SBR 反应池在最低水位时的容积, 必须保证污泥能够全部沉降到最低液面以下, 以免微生物随出水流失。假设污泥总量为 M_{XT} , 沉淀阶段结束时污泥浓度为 X_R , 则 V_0 计算如下:

$$V_0 = SF \cdot V_S = SF \cdot M_{XT} / X_R \quad (5)$$

式中 SF —— 安全系数, 确保污泥不会随出水流失

$$M_{XT} = V_T X_T = P_{XT} \theta_X = P_{XT} \theta_{XE} T_C / T_E \quad (6)$$

式中 P_{XT} —— 剩余污泥量, kgMLSS/d

X_R 是污泥沉淀特性以及沉淀持续时间 (T_S) 的函数, 可通过选择的污泥容积指数 (SVI) 来估计:

$$X_R = 10^6 / SVI \quad (7)$$

所以, V_0 可以用下式表示:

$$V_0 = SF \cdot P_{XT} \cdot SVI \times 10^{-6} \frac{\theta_{XE}}{(T_E / T_C)} \quad (8)$$

② V_F 的表达式

假设 SBR 反应池最高日的进水流量为 Q_d , 周期长为 T_C , 则 V_F 可以由下式表示:

$$V_F = Q_d \cdot T_C / 24 \quad (9)$$

③ 回流比 V_0 / V_F 的表达式

$$\frac{V_0}{V_F} = SF \cdot (P_{XT} / Q) \cdot SVI \times 10^{-6} \frac{\theta_{XE}}{(T_E / T_C)} \frac{24}{T_C} \quad (10)$$

式中 Q —— 污水处理厂最高日流量, m^3/d

SVI —— 污泥容积指数, mL/gTSS

由于沉淀和排水时间一般合计为 2 h, 故 T_E 通常取 $(T_C - 2)$, 则式 (10) 可以写成:

$$\frac{V_0}{V_F} = SF \cdot (P_{XT} / Q) \cdot SVI \times 10^{-6} \frac{\theta_{XE}}{T_C - 2} \times 24 \quad (11)$$

由式 (11) 可见, 在污水和污泥特征 (Q , P_{XT} , SVI) 一定的情况下, 回流比由有效污泥龄 θ_{XE} 、周期长 T_C 决定。较小的 T_C 值可以获得较大的回流比。

2.4 氮质量平衡关系

在进行脱氮设计时, 需要考虑以下三个问题: ① 在 SBR 好氧末端, 可以产生多少 $\text{NO}_3^- - \text{N}$? ② 假设进水中的有机碳源在缺氧阶段被完全用于反硝化, 可以去除多少 $\text{NO}_3^- - \text{N}$? ③ 为保证总氮出水达标, 需要多少 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 回流到下一周期进行反硝化?

这三个问题分别指出了在脱氮设计时需要考虑的三个 N 质量平衡关系, 它们分别是硝化能力 (N_{OX})、反硝化潜力 (N_{DP})、需要回流的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ (N_A), 这三个参数可以通过单位体积污水的物质平衡来计算。

① 氮质量平衡的两点假设

由于 SBR 工艺的进水浓度对应的水量是进水体积分 V_F , 而出水浓度对应的水量是出水体积分 V_T ($V_T = V_0 + V_F$), 由于对应的水量不同, 给计算带来很多麻烦。但是, 当 SBR 工艺运行稳定时, 若每个周期的进水水质不变, 则每个周期的出水水质相同。故在计算上述三个质量平衡关系时, 做如下两个假设:

a 假设回流体积 V_0 仅仅为下一周期的反硝化提供 $\text{NO}_3^- - \text{N}$, V_0 中的其他组分 (如 COD , $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 等) 在下一周期内不发生降解或转化。b. V_0 所提供的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 虽然在下一周期被进水稀释了, 但是 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 总的质量 ($S_{NO} \times V_0$) 没有发生改变。因此, $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 的回流可以看作向进水体积分 V_F 中投加了质量为 ($S_{NO} \times V_0$) 的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$; 所有物质的降解看作是在进水体积分 V_F 下、以进水浓度为初始浓度进行的; 回流的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 在 V_F 中的初始浓度换算为 ($S_{NO} \times V_0 / V_F$)。这样一来, 所有物质的质量都化为了体积分 V_F 下的浓度, 将 N 在反应阶段的质量关系变为浓度关系, 简化了计算。

② 硝化能力 (N_{OX})

硝化能力 (N_{OX}), 即曝气结束时产生的 $NO_3^- - N$ 浓度, 可以通过 $NH_4^+ - N$ 质量平衡关系计算:

$$N_{OX} = C_{TKN1} - i_{NXI}X_{II} - i_{NSI}S_{II} - N_X - S_{NH} \quad (12)$$

式中 C_{TKN1} ——进水总凯氏氮浓度, mg/L
 X_{II} ——进水中颗粒态惰性 COD 浓度, mg/L
 i_{NSI} ——进水溶解态惰性 COD 中的含氮比例
 S_{II} ——进水中溶解态惰性 COD 浓度, mg/L
 i_{NXI} ——进水颗粒态惰性 COD 中的含氮比例
 N_X ——微生物体内的含氮量, mg/L
 S_{NH} ——出水中氨氮浓度, mg/L

从式 (12)可以看出, 进水总凯氏氮扣除了以下三部分, 得到了曝气结束时产生的 $NO_3^- - N$ 浓度:

a 非生物降解氮。由污水中溶解态惰性 COD (S_{II})和颗粒态惰性 COD (X_{II})中的含氮分数 (i_{NSI} , i_{NXI})来计算。

b. 出水氨氮浓度 (S_{NH})。 S_{NH} 是好氧 SRT 的函数。根据好氧 SRT (θ_{XA}), 出水 $NH_4^+ - N$ 浓度 (S_{NH})能够用下式进行估计:

$$S_{NH} = \frac{K_{NH} (1 + b_A \theta_{XA})}{\mu_{Amx} \theta_{XA} - (1 + b_A \theta_{XA})} \quad (13)$$

式中 b_A ——自养菌衰减系数, d^{-1}
 μ_{Amx} ——自养菌的最大生长速率, d^{-1}
 c 微生物用于合成作用的氮 (N_X)。 N_X 是由异养微生物净产率系数 (Y_{NH})决定的:

$$N_X = i_{NBI} Y_{NH} C_{SI} \quad (14)$$

式中 i_{NBI} ——微生物体内 N 元素所占比例, mgN / mgCOD
 C_{SI} ——进水中可生化降解的 COD 总量, mg-COD / L

$$Y_{NH} = (1 + f_E b_H \theta_{XE}) \frac{Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} \quad (15)$$

式中 f_E ——微生物体内惰性物质所占比例, 生活污水一般取 0.2
 b_H ——异养菌衰减系数, d^{-1}
 Y_H ——异养菌产率系数, d^{-1}

③ 反硝化潜力 (N_{DP})

反硝化潜力 (N_{DP})是指在 $NO_3^- - N$ 充足的情况下, 反硝化阶段能够去除 $NO_3^- - N$ 的量。 N_{DP} 由三部分组成: a N_{SS} , 异养微生物利用易生物降解 COD 去除的 $NO_3^- - N$; b N_{XS} , 异养微生物利用难生物降解 COD 去除的 $NO_3^- - N$; c N_{ER} , 内源呼吸消耗的

$NO_3^- - N$ 。这三个组成部分的具体表达式如下:

$$N_{SS} = (1 - Y_H) \cdot S_{SI} / 2.86 \quad (16)$$

$$N_{XS} = (1 - Y_H) \cdot X_{SI} / 2.86 \quad (17)$$

$$N_{ER} = (1 - f_E) b_H \theta_{XE} \frac{Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} \frac{(S_{SI} + X_{SI})}{2.86} \quad (18)$$

容易理解, N_{SS} , N_{XS} , N_{ER} 与 T_{AOX} / T_E 有直接关系。在前置反硝化 SBR 中, 进水时间仅占缺氧时间的一部分, 可以认为易生物降解 COD (S_{SI}) 在缺氧阶段被全部消耗。前置反硝化 SBR 的反硝化潜力 (N_{DP})可按下列式计算:

$$N_{DP} = N_{SS} + \frac{T_{AOX}}{T_E} (\eta_h N_{XS} + \eta_e N_{ER}) \quad (19)$$

式中 η_h , η_e ——缺氧修正系数, 一般为 0.8

④ 需要回流的 $NO_3^- - N (N_A)$

需要回流至下一周期的 $NO_3^- - N$, 即需要通过反硝化作用去除的 $NO_3^- - N$ 。假设设计出水 $NO_3^- - N$ 浓度为 $S_{NO,D}$, 根据氮质量平衡的两点假设, 可以这样认为, 把回流的 $NO_3^- - N$ 质量 ($V_0 \times S_{NO,D}$) 加入到进水体积 V_F 中, 那么质量为 $V_0 \times S_{NO,D}$ 的 $NO_3^- - N$ 在体积 V_F 中的浓度就是 N_A 的表达式。即:

$$N_A = \frac{V_0}{V_F} S_{NO,D} \quad (20)$$

式中 N_A ——需要回流的硝酸盐, mg/L

2.5 $S_{NO,D}$ 、达标出水的条件、反硝化率 E

① 设计出水 $NO_3^- - N$ 浓度 $S_{NO,D}$

排放标准中一般规定了出水允许的 TN 浓度 $C_{N,E}$ 。在此限值的基础上, 减去出水中剩余 $NH_4^+ - N$ 、可溶解的惰性有机氮、随出水流失的微生物体内所含的 N, 就是设计出水硝态氮浓度 $S_{NO,D}$ 。

$$S_{NO,D} = C_{N,E} - S_{NH} - i_{NSI} S_{II} - i_{NVSS} X_{VSS,E} \quad (21)$$

式中 $C_{N,E}$ ——设计出水总氮浓度

S_{NH} ——出水中剩余的 $NH_4^+ - N$

$X_{VSS,E}$ ——SBR 高水位时的 MLVSS

② 达标出水的条件

需要通过反硝化作用去除的 $NO_3^- - N$, 即 N_A , 可以用 $N_{OX} - S_{NO,D}$ 表示。达到脱氮目标需满足以下条件:

$$N_{DP} \geq N_A = N_{OX} - S_{NO,D} \quad (22)$$

如果式 (22) 条件不成立, 应该增加缺氧段时间进一步进行反硝化。如果当 $T_{AOX} / T_E = 0.6$ 时, 条件仍不成立, 则表示污水中的内碳源不足, 需要投加外

加碳源。

③ 反硝化率 (E)

将式 (20) 代入式 (22), 则 N_A 可以用下式表示:

$$N_A = \frac{V_0/V_F}{1 + V_0/V_F} N_{OX} \quad (23)$$

反硝化率可以用下式来表示:

$$E = \frac{N_A}{N_{OX}} = \frac{V_0/V_F}{1 + V_0/V_F} = \frac{R}{1 + R} \quad (24)$$

一般来说, 滹水体积不宜小于 25%, 因此 SBR 系统中的回流比最高可达 4 理论上的反硝化率为 80%, 如果通过计算得到的反硝化率高于 80%, 则表明前置反硝化 SBR 不能满足出水要求, 需要后续深度脱氮装置。

2.6 污泥产量

计算污泥产量时, 需要考虑硝化作用和反硝化作用。

污水处理厂每天的污泥产量公式如下:

$$P_{XT} Q = i_{TSSCOD} (Y_{NH} C_{SI} + Y_{NA} N_{OX} + X_{II}) + X_{FSI} \quad (25)$$

式中 i_{TSSCOD} —— COD 转化为 TSS 的系数

X_{FSI} —— 进水所含非挥发性固体物质的浓度, 由 TSS 和 VSS 的差值得

$$Y_{NA} = (1 + f_E b_A \theta_{XE}) \frac{Y_A}{1 + b_A \theta_{XE}} \quad (26)$$

2.7 需氧量

在计算脱氮 SBR 需氧量时, 需要考虑到硝化作用增加的耗氧量和反硝化作用对耗氧量的补偿, 需氧量按下式计算:

$$OR_T / Q = (1 - Y_{NH}) C_{SI} + (4.57 - Y_{NA}) N_{OX} - 2.86 V_{OX} - S_{NO} \quad (27)$$

2.8 进水时间 T_F 、池数 n 、周期数 N 、 θ_h 、池容 V_T

① 池数 n

如果反应池数 n 选择合理, 仅通过阀门切换就可以保证整个污水处理厂连续进水、连续排水、鼓风机连续运行。具体确定原则如下: a 池数 n 可以被周期长 T_C 整除。b 池数 n 和排水时间 T_D 的乘积可被周期长 T_C 整除。c 池数 n 与曝气时间 T_A 的乘积最好是周期长 T_C 的整数倍。

按照上述条件, 在周期长 T_C 、排水时间 T_D 、曝气时间 T_A 已知的情况下, 池数 n 不难确定。

② 进水时间 T_F

为保证污水厂进水的连续性, 一般进水时间为

周期长 T_C 与池数 n 的比值, 即:

$$T_F = T_C / n \quad (28)$$

需要注意的是, 为保证进水中的碳源被反硝化菌充分利用, 进水宜在缺氧阶段内完成。

③ 水力停留时间 θ_h

在连续活性污泥系统中水力停留时间 θ_h 定义为 V_T / Q 。类似地, 在 SBR 系统中, 水力停留时间可以由周期长 T_C 的函数表示:

$$\theta_h = \frac{nV_T}{Q} = \frac{V_0 + V_F}{N V_F} = (1 + \frac{V_0}{V_F}) T_C \quad (29)$$

式中 N —— 每天运行的周期数

V_T —— 反应池总池容, m^3

④ 反应池容积 V_T

$$V_T = \theta_h \cdot Q / n \quad (30)$$

3 脱氮的一体化设计程序

前置反硝化 SBR 设计流程见图 3。

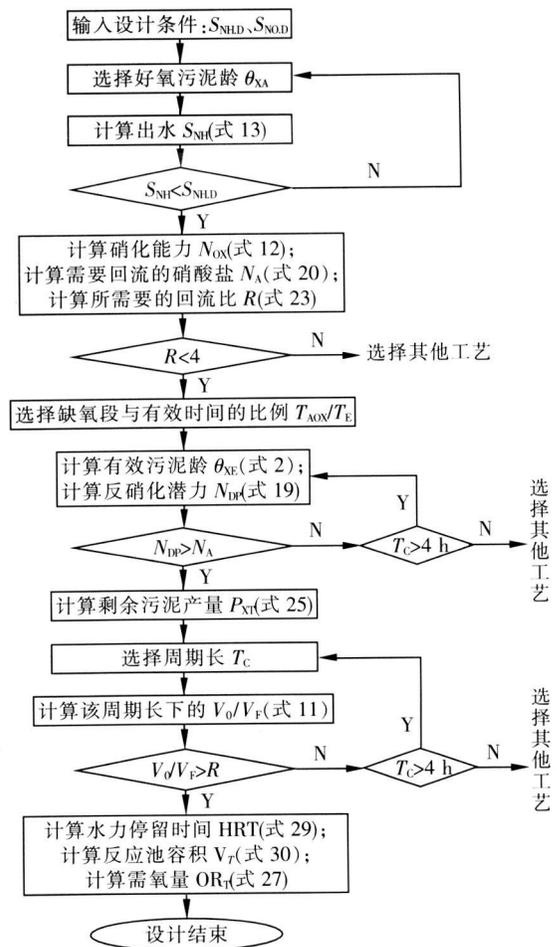


图 3 前置反硝化 SBR 设计程序

Fig 3 Design program for pre-denitrification SBR

4 设计举例

列举土耳其伊斯坦布尔市的三个实际污水处理工程的设计过程。

列举三类污水: 第一种污水 (WW 1) 代表了伊斯坦布尔市污水的普遍水质特征, 其 COD/TKN 比值为 9.5 左右; 第二种污水是垃圾渗滤液和生活污水的混合水质, 其 COD/N 值为 8.1, 略低于市政污水, 需要注意的是, 反硝化菌只能利用可生物降解的 COD, 而可生物降解的 COD 与 TN 的比值远远低于上述 COD/N 值; 第三种污水 (WW 3) 是经过普通沉淀池预处理的制革废水, 其 COD 和 TKN 都很高, COD/TKN 值在 14 左右。设计水质、化学计量参数如表 1 所示。设计出水水质: $S_{NH, D} = 2 \text{ mgN/L}$, $S_{NO, D} = 10 \text{ mg/L}$ 。

表 1 选择的污(废)水进水水质及化学计量系数

Tab 1 Selected influent wastewater characteristics and operating parameters

项目	符号	WW 1	WW 2	WW 3	单位
总 COD	C_{TI}	525	1 090	2 330	mgCOD/L
可生物降解 COD	C_{SI}	450	600	2 000	mgCOD/L
易生物降解 COD	S_{SI}	52	40	460	mgCOD/L
惰性溶解态 COD	S_{II}	25	160	65	mgCOD/L
惰性颗粒态 COD	X_{II}	50	330	265	mgCOD/L
总凯氏氮	C_{TKN}	55	133	167	mgN/L
COD 转化为剩余污泥的系数	f_{TSSCOD}	0.9	0.9	0.9	gTSS/gCOD
微生物体内含 N 比例	k_{NH}	0.085	0.085	0.085	mgN/mgCOD
X_I 中含 N 比例	k_{NXI}	0.01	0.01	0.05	mgN/mgCOD
S_I 中含 N 比例	k_{NSI}	0.03	0.03	0.03	mgN/mgCOD
固态物质	X_{FSI}	0	0	0	mgTSS/L
自养菌产率系数	Y_A	0.24	0.24	0.24	mgCOD/mgN
自养菌衰减系数	b_A	0.05	0.05	0.05	d^{-1}
硝化作用半饱和系数	K_{NH}	1.0	1.0	1.0	mgN/L
自养菌最大生长速率	μ_A	0.30	0.25	0.25	d^{-1}
异养菌产率系数	Y_H	0.64	0.64	0.64	gCOD/gcell COD
异养菌衰减系数	b_H	0.15	0.15	0.15	d^{-1}
生物质中颗粒态惰性物质所占比例	f_E	0.20	0.20	0.20	—
污泥容积指数	SVI	100	100	100	mL/gTSS
安全系数	SF	1.3	1.3	1.3	—

具体的设计过程如下:

① 选择好氧污泥龄 (θ_{XA})。生活污水的 θ_{XA} 为 8 d, 考虑到工业废水的抑制作用, 其他废水的 θ_{XA} 取 10 d。

② 用式 (14) 和表 1 给出的动力学系数计算出水 $NH_4^+ - N$ 浓度。生活污水为 1.4 mg/L; 其他两种污(废)水为 1.5 mg/L。设计标准 $NH_4^+ - N$ 浓度 ($S_{NH, D}$) 是 2.0 mg/L, 满足 $S_{NH} < S_{NH, D}$, 表明选择的 θ_{XA} 是合理的。

③ 通过迭代计算, 选择合适的 T_{AOX}/T_E 值。取生活污水的 T_{AOX}/T_E 值为 0.38。根据该值, 计算出的有效污泥龄 θ_{XE} 为 12.9 d, 进而能计算出异养微生物的净产率系数 Y_{NH} 和微生物同化作用脱氮量 N_X 分别为 0.30 mg cell COD/mgCOD 和 11.5 mgN/L。根据这些信息, 求得硝化能力 N_{OX} 和反硝化潜力 N_{DP} 分别是 42 mgN/L 和 33 mgN/L, 满足 $N_{DP} > (N_{OX} - S_{NO, D})$ 的条件 (如不满足该条件, 需提高 T_{AOX}/T_E 的值, 重新计算 $\theta_{XE}, N_{OX}, N_{DP}$, 直到满足该条件为止)。要满足设计出水 $NO_3^- - N$ 指标 ($S_{NO, D} = 10 \text{ mg/L} = N_{OX} - N_A$), 还要保证回流到缺氧阶段的 $NO_3^- - N$ 浓度 (N_A) 高于 32 mg/L。当回流比 R 为 3.2 ($R < 4$) 时, 回流至下一周期缺氧阶段 N_A 刚好满足上述条件。在以上这些数据的基础上, 计算其他必要的设计值 (如污泥产量和需氧量), 其值如表 2 所示。

表 2 由最佳 θ_{XE} 产生的设计参数和结果

Tab 2 Design parameters and results derived from optimum θ_{XE}

项目	符号	单位	WW 1	WW 2	WW 3
好氧污泥龄	θ_{XA}	d	8	10	10
出水氨氮浓度	S_{NH}	mgN/L	1.4	1.5	1.5
缺氧时间/反应时间	T_{AOX}/T_E		0.38	0.60	0.11
有效污泥龄	θ_E	d	12.9	25	11.2
异养菌净产率系数	Y_{NH}	COD/COD	0.30	0.23	0.32
微生物体内含 N 量	N_X	mgN/L	11.5	11.8	53
硝化能力	N_{OX}	mgN/L	42	117	96
反硝化潜力	N_{DP}	mgN/L	33	80	86
可利用硝态氮	N_A	mgN/L	32	80	86
反硝化率	E	%	76	68	90
回流比	R		3.2	2.1	9
出水 $NO_3^- - N$	S_{NO}	mgN/L	10	37	19
污泥产量	P_{XT}/Q	mgTSS/L	173	450	830
总需氧量	O_{RT}/Q	mgO ₂ /L	412	735	1 590

注: * 由 20% N_{OX} (即 $R = 4$) 计算得出。

渗滤液-生活污水混合液 (WW 2) 是一种典型的内碳源不足的高氨氮废水, 很难满足脱氮要求。即使取缺氧阶段时间比例 (T_{AOX}/T_E) 的最高限值 0.6 产生的反硝化潜力 N_{DP} 也只有 80 mg/L, 仅占硝化能力 N_{OX} 的 68%。换言之, 最大的反硝化率只有

68%, 对应的出水 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度 S_{NO} 为 37 mg/L, 需要的回流比 R 为 2.1。因此, 除非利用外加碳源, 否则不能达到设计 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 出水指标 ($S_{\text{NO,D}} = 10 \text{ mg/L}$)。

制革厂废水 (WW3) 是一种内碳源充足的高氨氮废水, 缺氧阶段时间比例 ($T_{\text{AOX}}/T_{\text{E}}$) 为 0.11 时就能够产生足够的反硝化潜力 N_{DP} 。但是这种废水好氧末端的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 非常高 ($N_{\text{OX}} = 96 \text{ mg/L}$), 如果达到出水 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度为 10 mg/L, 则反硝化效率高达 90%, 理论上需要通过回流进入下一周期缺氧阶段的 N_{A} 浓度为 86 mg/L, 回流比高达 9, 这显然是不可行的。取 R 上限值 ($R = 4$), 出水 S_{NO} 值为 19 mg/L。

④ 选择最优化的周期 (T_{C}), 它能确保产生每种污水需要的硝态氮回流比。表 3 给出了所选 T_{C} 对应的回流比 (V_0/V_{F})、水力停留时间 (θ_{h})。

表 3 选择的 T_{C} 值以及它们对设计的影响

Tab 3 Selected T_{C} values and their effects on design

生活污水			生活污水 - 垃圾渗滤液			制革厂废水		
T_{C}/h	V_0/V_{F}	$\theta_{\text{h}}/\text{h}$	T_{C}/h	V_0/V_{F}	$\theta_{\text{h}}/\text{h}$	T_{C}/h	V_0/V_{F}	$\theta_{\text{h}}/\text{h}$
4	3.3	17	10	4.4	54	6	7.4	50
6	1.7	16	12	3.5	54	8	4.9	47
8	1.1	17	24	1.6	62	12	2.9	47

对生活污水 (WW1) 来说, T_{C} 的最小限值是 4 h, 采用 T_{C} 为 4 h 时, 得到的回流比 (V_0/V_{F}) 为 3.3, 略微大于需要的回流比 R ($R = 3.2$); 反应时间 T_{E} 为 2 h 对应前置反硝化时间 T_{AOX} 为 0.8 h; 进水时间 T_{F} 必须小于或等于 T_{AOX} ($T_{\text{F}} \leq 0.8 \text{ h}$)。

对渗滤液 - 生活污水混合液 (WW2) 来说, 最优的周期时间 T_{C} 值为 12 h, 这样能够产生足够大的硝态氮回流比 (V_0/V_{F})、最低的 HRT, 较小的曝气需求。需要注意的是, 尽管 V_0/V_{F} 值高达 3.5, 但是由于内碳源不足导致了系统的 N_{DP} 不足, 高回流比 (V_0/V_{F}) 不能对反硝化率的提高有任何帮助。同样

应该注意到 $T_{\text{F}} \leq T_{\text{AOX}}$ (即 $T_{\text{F}} \leq 6 \text{ h}$) 的限制条件。

对皮革废水 (WW3) 来说, 最佳的周期 T_{C} 为 8 h, 对应的回流比为 4.9 (稍微高于 4.0)、出水 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度为 16 mg/L。较低的 T_{C} 值 ($T_{\text{C}} = 6 \text{ h}$) 将导致 V_0/V_{F} 值过高, 超出实际可接受的范围。

⑤ 计算总需氧量及其他池体相关参数

总需氧量可按式 (28) 计算, 结果见表 2。如设计题目中给出处理水量 Q , 则可按照第 2.8 节的内容计算池水 n 、进水时间 T_{F} 、池容 V_{T} 。

参考文献:

- [1] 周雷, 周丹, 张礼文, 等. 活性污泥工艺的设计计算方法探讨 [J]. 中国给水排水, 2001, 17(5): 45-49.
- [2] 周雷, 周丹. 推荐一种新的 SBR 工艺设计计算方法 [J]. 给水排水, 2005, 31(4): 20-25.
- [3] 德国 ATV-131 标准, 单段活性污泥污水处理厂设计 [S].
- [4] Artan Othon D. Mechanism and Design of Sequencing Batch Reactors for Nutrient Removal [M]. Istanbul IWA, 2005.
- [5] Vanrolleghem P A, Spanjers H, Petersen B, et al. Estimating (combinations of) Activated Sludge Model No. 1 parameters and components by respirometry [J]. Water Sci Technol 1999, 39(1): 195-214.
- [6] Henze M, Gujer W, Mino T, et al. Activated sludge model No. 2d, ASM 2d [J]. Water Sci Technol 1999, 39(1): 165-182.
- [7] Gujer W, Henze M, Mino T, et al. Activated Sludge Model No. 3 [J]. Water Sci Technol 1999, 39(1): 183-193.
- [8] Henze M, Gady Jr C P L, Gujer W, et al. A general model for single-sludge wastewater treatment systems [J]. Water Res 1987, 21(5): 505-515.

E-mail: jingqian0819@163.com

通讯作者: 彭永臻

收稿日期: 2010-01-25