

多段进水 A/O 生物膜工艺运行性能的研究

胡 博,赵剑强*,陈 莹,华立娜,毛鹤群 (长安大学环境科学与工程学院,陕西 西安 710064)

摘要: 为提高多段进水 A/O 生物膜工艺的脱氮效率,按照进入各缺氧池的 COD 量与硝态氮量的比值相同,且等于一最优比值的原则进行流量分配,按照容积负荷相等原则设计各反应单元,对多段进水 A/O 生物膜工艺的流量分配和反应单元容积分配同时进行优化,并采用三段进水 A/O 生物膜反应器试验了等流量分配模式下运行和优化模式下运行的出水水质的差异.试验结果表明,当多段进水 A/O 生物膜工艺在两种模式下采用相同参数运行时,优化模式下总氮(TN)去除率明显高于等流量模式,其分别为 88.8%和 80.3%.优化模式与等流量分配模式对 COD 和总凯氏氮的去除率差别不大(均可达到 97%和 98%以上).采用该优化设计方法可以显著提高该工艺的 TN 去除效率.

关键词: 多段进水; A/O 生物膜工艺; 生物脱氮; 运行性能; 优化

中图分类号: X703.1 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-6923(2011)10-1644-07

Operation performance of step feeding A/O biofilm process. HU Bo, ZHAO Jian-qiang*, CHEN Ying, HUA Li-na, MAO He-qun (School of Environmental Science and Engineering, Chang'an University, Xi'an 710064, China). *China Environmental Science*, 2011,31(10): 1644~1650

Abstract: In order to improve total nitrogen (TN) removal efficiency, influent flow rate distribution and volume of each treatment zone of step feeding A/O biofilm process were optimized simultaneously. Optimization of influent flow rate distribution was based on the principle that the concentration ratio of chemical oxygen demand (COD) to nitrate nitrogen of the influent of each anoxic zone was same and equaled an optimum ratio, and the volume of each treatment zone was designed based on the idea of equal volume loading. A three-step feeding A/O biofilm process was utilized to test the differences of effluent quality between the equal flow rate distribution mode and the optimization mode. The experimental results indicated when step feeding A/O process was operated under the two modes with the same operation parameters, the TN removal efficiency under the optimization mode arrived at 88.8%, which was superior to that of 80.3% of under the equal flow rate distribution mode; The COD removals and total Kjeldahl nitrogen removals of the process under the two modes were higher than 97% and 98% respectively. The optimization method presented in this study can improve the TN removal of step feeding A/O process significantly.

Key words: step feeding; A/O biofilm process; biological nitrogen removal; operation performance; optimization

多段进水工艺是一种由多级串联的缺氧/好氧(A/O)处理单元组成的工艺.原水按一定的比例进入各段缺氧池(A 池),为 A 池中发生的去除上一段好氧池(O 池)产生的硝态氮的反硝化过程提供碳源(电子供体).与传统的脱氮工艺相比,该工艺可以减小处理装置体积^[1-2],并能充分利用原水中所含的 COD 为生物脱氮过程提供电子供体,因此,近年来受到广泛关注^[3-9].该工艺应用于生活污水^[10]和屠宰废水^[11-12]等高氨氮废水处理均得到了较好的效果,对 COD 和 N、P 等营养元素具有很高的去除效率.

多段进水工艺的关键在于如何根据进水水质对进水流量和 A 池与 O 池的容积进行优化分配^[13].国内外学者针对多段进水工艺的研究主要集中于对进水流量分配方法的研究,如 Larrea 等^[1]通过研究指出根据多段进水工艺的进水水质的不同和对出水水质要求的不同,三段进水工艺流量分配的最佳范围为 0.4-0.4-0.2~0.33-0.33-0.34;王伟等^[4]提出根据要达到的处理目的的不同,应采用不同的进水流量分配方法;Zhu

收稿日期: 2011-03-23

* 责任作者,教授,626710287@qq.com

等^[13]通过大量试验对不同进水水质下的最佳流量分配系数进行研究,取得了较高的总氮去除效率;Tang 等^[14],王伟等^[4]以及赵剑强等^[15]根据进水碳氮比以及反硝化单位质量硝态氮消耗的 COD 的量对进水流量进行优化分配.目前对多段进水工艺各反应单元的容积的优化分配方法的研究报道则较少.对多段进水工艺 A 池与 O 池的容积进行优化分配可以使 A 池与 O 池内的污染物负荷分配相对平均,避免过高负荷对系统的某一段产生冲击,有利于系统的稳定运行.

本研究从反硝化过程中去除单位质量硝态氮消耗的 COD 的量出发,基于等容积负荷的设计思想,提出了对多段进水 A/O 生物脱氮工艺的进水流量分配和反应单元的容积分配同时进行优化的方法,并采用三段进水 A/O 生物膜反应器对等流量分配模式和优化模式下系统的出水水质进行了检测.

1 流量分配系数及反应单元体积的优化

在活性污泥反硝化工艺中,根据传统反应动力学模型和质量守恒原理,可以得到每去除 1mg 硝态氮消耗的 COD 量的计算公式为^[16]:

$$\frac{\Delta S}{\Delta N} = \frac{2.86 \cdot (1 + b_H \cdot \theta_C)}{1 + (b_H \cdot \theta_C) - Y_H(1 + f_D \cdot b_H \cdot \theta_C)} \quad (1)$$

式中: ΔS 为反应器进水 COD 量与反应器出水 COD 量之差,mgCOD; ΔN 为反应器进水硝态氮量与反应器出水硝态氮量之差,mgNO₃⁻-N; Y_H 为异养菌真实产率,mg 细胞 COD/mgCOD; f_D 为衰减后以惰性颗粒产物存在的那部分微生物; b_H 为异养菌衰减系数,d⁻¹; θ_C 为污泥龄,d.

理论上,反硝化 1mgNO₃⁻-N 需要消耗 2.86mgCOD.式(1)说明反硝化过程中反硝化单位质量 NO₃⁻-N 消耗的 COD 的量随泥龄的增大而减小.当 Y_H , b_H 和 f_D 分别等于 0.67mg 细胞 COD/mgCOD^[17],0.2d⁻¹^[18]和 0.2^[18]时,式(1)的最大值为 8.67mgCOD/mgNO₃⁻-N,最小值为 3.30mgCOD/

mgNO₃⁻-N.当泥龄一定时, ΔS 与 ΔN 的比值也一定,可从式(1)计算得到.

运用活性污泥 1 号数学模型(ASM1)^[17]对单一反硝化反应器的模拟结果表明,在反硝化反应器中,当投加的硝态氮和有机碳的比例等于由式(1)计算的值时,反应器的出水中剩余硝态氮和有机碳量之和达到最小.当单一的缺氧反硝化反应器以获取最小剩余硝态氮为目的时,进水中 COD 与硝态氮比值则越大越好.当多段进水 A/O 工艺以获取最小剩余总氮为目的时,则存在一最佳比值,该值大于式(1)的计算值,将该比值记为 α .

假设 n 段进水 A/O 工艺的各段流量分配系数为 $r_1, r_2, r_3, \dots, r_n$,多段进水 A/O 工艺进水的 COD 浓度与进水的总凯氏氮(TKN)浓度之比为 m ,各段进水流量按照 COD 与硝态氮比值为 α 进行分配(假设原水中不含硝态氮),则多段进水 A/O 工艺各段的流量分配系数可由式(2)^[15]计算得到.

$$r_i = \frac{(m/\alpha)^{(n-i)}}{1 + m/\alpha + (m/\alpha)^2 + \dots + (m/\alpha)^{(n-1)}} \quad (i=1,2,3,\dots,n) \quad (2)$$

按照等硝态氮容积负荷设计缺氧池的容积时,当回流比为 R ,各缺氧池容积之间的比例关系如下^[15]:

$$\frac{V_{A2}}{V_{A3}} = \frac{V_{A3}}{V_{A4}} = \dots = \frac{V_{A(n-1)}}{V_{An}} = \frac{m}{\alpha} \quad (3)$$

$$\frac{V_{A1}}{V_{Ai}} = \left(\frac{\alpha}{m}\right)^{n+1-i} \frac{R}{1+R} \quad (i \neq 1) \quad (4)$$

按照等凯氏氮容积负荷设计好氧池时,各好氧池容积之间存在如下比例关系^[15]:

$$\frac{V_{O1}}{V_{Oi}} = \left(\frac{m}{\alpha}\right)^{i-1} \quad (5)$$

假设 n 段进水工艺的反应器总容积为 V ,缺氧池总容积与好氧池总容积分别为 V_A 和 V_O ,根据式(3)~(5)可以得到式(6)和式(7).

$$\frac{V_{Oi}}{V_O} = \frac{(m/\alpha)^{(n-i)}}{1 + m/\alpha + (m/\alpha)^2 + \dots + (m/\alpha)^{(n-2)} + (m/\alpha)^{(n-1)}} \quad (6)$$

$$\frac{V_{Ai}}{V_A} = \begin{cases} \frac{\left(\frac{\alpha}{m}\right) \cdot \left(\frac{R}{1+R}\right)}{1 + \frac{m}{\alpha} + \left(\frac{m}{\alpha}\right)^2 + \dots + \left(\frac{m}{\alpha}\right)^{(n-2)} + \left(\frac{\alpha}{m}\right) \cdot \left(\frac{R}{1+R}\right)} & \dots\dots\dots (i=1) \\ \frac{\left(\frac{m}{\alpha}\right)^{(n-i)}}{1 + \frac{m}{\alpha} + \left(\frac{m}{\alpha}\right)^2 + \dots + \left(\frac{m}{\alpha}\right)^{(n-2)} + \left(\frac{\alpha}{m}\right) \cdot \left(\frac{R}{1+R}\right)} & \dots\dots\dots [i=2,3,\dots,(n-1),n] \end{cases} \quad (7)$$

假设多段进水 A/O 工艺的反应器总容积、缺氧池总容积和好氧池总容积之比确定,由式(6)和式(7)可以计算出各好氧单元和缺氧单元的容积.以上所得到的流量分配系数和各反应单元容积即为优化模式下的分配值.等流量模式则是指,当缺氧池总容积和好氧池总容积之比确定,各段的进水流量分配系数相等,各好氧单元容积相等,各缺氧单元容积也相等.

2 装置与方法

2.1 试验装置

试验采用工艺为三段进水 A/O 生物膜工艺.反应器的材质为有机玻璃,采用组合填料作为微

生物生长载体,反应器总容积为 44L,如图 1 所示.除最后一段 11L 作为沉淀池外,其余 33L,分为三段作为反应段,各段均由一个 A 池和一个 O 池组成,A 池总容积与 O 池总容积之比为 2:3,各反应段内 A 池与 O 池之间、各段之间均采用隔板分隔.反应段的水力停留时间为 36h,进水流量 $Q=0.9167\text{L/h}$.进水由三台蠕动泵控制,分别进入各段 A 池.为利用第一段 A 池进水中的 COD 进行反硝化,将第三段 O 池的部分出水回流至第一段 A 池,回流比为 R .为避免温度过低对该工艺的处理效率产生影响,在 O 池中放置加热棒,将系统温度控制在 25°C 左右.采用空气压缩机为好氧池供气,保证好氧池溶解氧浓度在 5mg/L 左右.

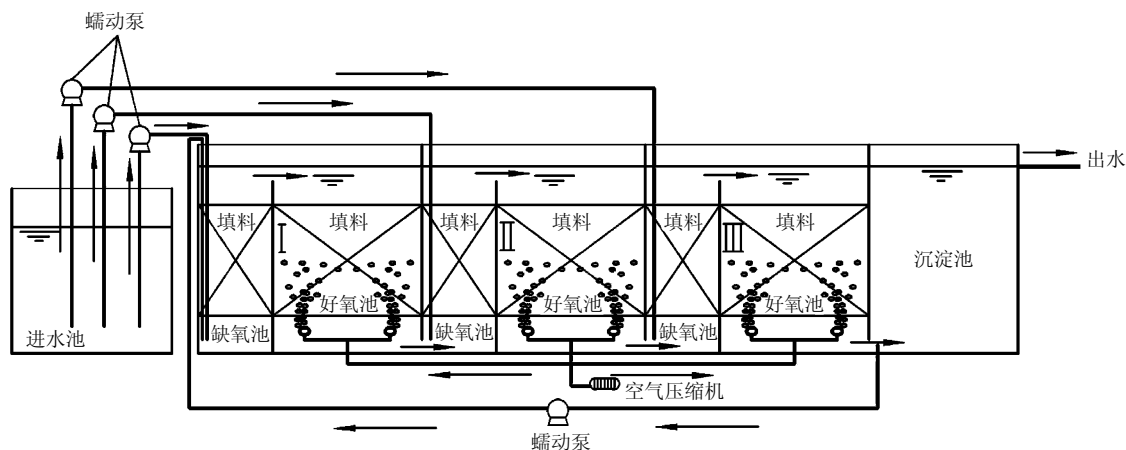


图 1 三段进水 A/O 生物膜反应器示意

Fig.1 Schematic diagram of the three-step feeding A/O biofilm reactor

2.2 进水组成

采用人工配水模拟高浓度生活污水.进水的 COD 浓度为 1000mg/L ,氨氮浓度为 100mg/L ,P 浓度为 10mg/L ,配水组分见表 1.微量元素的组成与添加量与文献[19]相同.

2.3 监测项目与监测方法

监测项目包括 COD、氨氮、硝态氮、亚硝态氮、总氮、温度、溶解氧和 pH 值.TKN 浓度由总氮浓度与硝态氮浓度和亚硝态氮浓度之差确定. $\text{NO}_x\text{-N}$ 为硝态氮与亚硝态氮的浓度之和.温度和溶解氧浓度采用哈希溶解氧测定仪测定,pH 值采用 PSH10 型 pH 计测定,其余各监测项

目的测定方法均采用国家标准方法^[20].

表 1 配水组分表
Table 1 Composition of synthetic water

组分	含量(g/L)
C ₆ H ₁₂ O ₆ ·H ₂ O	1.0321
NH ₄ HCO ₃	0.5647
NaHCO ₃	0.5855
KH ₂ PO ₄	0.0439
CaCl ₂	0.0110
MgSO ₄	0.0125
FeSO ₄ ·7H ₂ O	0.0175

2.4 试验过程

按照等流量分配模式和优化模式的顺序对三段进水 A/O 生物膜工艺的运行效果进行试验研究.反应器的运行时间为 2009 年 12 月 19 日~2011 年 1 月 23 日,其中 2010 年 2 月 5~3 月 8 日反应器停止进水,其余时间反应器连续进水运行,反应器共运行 368d.等流量分配模式运行时间为 2009 年 12 月 19 日~2010 年 2 月 4 日和 2010 年 3 月 9~12 月 1 日;优化模式运行时间为 2010 年 12 月 2 日~2011 年 1 月 23 日.

2.4.1 等流量分配模式 当系统在等流量分配模式下运行时,反应段等分为 3 段,每反应段容积为 11L,进水流量分配采用等流量分配,即 $r_1=r_2=r_3=1/3$, $Q_1=Q_2=Q_3=0.3056\text{L/h}$,回流比 R 设定为 $1/3$,回流流量 $Q_R=0.3056\text{L/h}$.A 池总容积与 O 池总容积之比为 2:3.各反应单元容积及容积负荷见表 2.

表 2 等流量分配模式各反应单元容积及容积负荷

Table 2 Volume and volume loading of each treatment zone under equal flow distribution mode

反应单元	容积(L)	容积负荷
1A	4.4	0.042 kg NO ₃ ⁻ -N/(m ³ ·d)
1O	6.6	0.11kg NH ₄ ⁺ -N/(m ³ ·d)
2A	4.4	0.17 kg NO ₃ ⁻ -N/(m ³ ·d)
2O	6.6	0.11kg NH ₄ ⁺ -N/(m ³ ·d)
3A	4.4	0.17kg NO ₃ ⁻ -N/(m ³ ·d)
3O	6.6	0.11kg NH ₄ ⁺ -N/(m ³ ·d)

由表 2 可见,回流比 R 为 $1/3$ 时,反应器第一

段 A 池的硝态氮容积负荷小于第二段和第三段的 A 池.

2.4.2 优化模式 本试验采用的三段进水 A/O 生物膜工艺的泥龄按照生物膜脱附系数倒数估算^[21]. α 值参照式(1)及关于去除 1mg 硝态氮需要 COD 的量的相关报导^[22],取 α 值为 7mg COD/mgNO₃⁻-N.流量分配系数按式(2)计算,得 $r_1=0.4567$, $r_2=0.3196$, $r_3=0.2237$, $Q_1=0.4186\text{L/h}$, $Q_2=0.2930\text{L/h}$, $Q_3=0.2051\text{L/h}$.为了与等流量分配模式比较,回流比 R 也设定为 $1/3$,回流流量 $Q_R=0.3056\text{L/h}$,A 池总容积与 O 池的总容积之比为 2:3,根据式(6)~式(7)确定各反应单元的优化后的容积(表 3).

表 3 优化模式各反应单元容积及容积负荷

Table 3 Volume and volume loading of each treatment zone under the optimization mode

反应单元	容积(L)	容积负荷
1A	0.89	0.14 kg NO ₃ ⁻ -N/(m ³ ·d)
1O	9.04	0.11kg NH ₄ ⁺ -N/(m ³ ·d)
2A	7.24	0.14 kg NO ₃ ⁻ -N/(m ³ ·d)
2O	6.33	0.11kg NH ₄ ⁺ -N/(m ³ ·d)
3A	5.07	0.14kg NO ₃ ⁻ -N/(m ³ ·d)
3O	4.43	0.11kg NH ₄ ⁺ -N/(m ³ ·d)

由表 3 可见,多段进水 A/O 生物膜工艺的流量分配系数和反应单元的容积经过优化后,在相同进水水质条件下,A 池(2A 和 3A)的硝态氮的容积负荷比等流量分配模式下的硝态氮容积负荷小.即在相同进水水质条件下,优化模式较等流量分配模式的脱氮能力可以得到一定的提升.

3 结果与讨论

3.1 不同模式下 COD 的去除效果

由图 2 可以看出,除 1A 外,两种运行模式下,各单元出水 COD 的浓度变化不大,两种模式下系统出水的 COD 浓度均小于 50mg/L, COD 的去除率均大于 97%.两种模式下 1A 出水 COD 浓度的差异可能有两种原因:一是两种模式进入 1A 的进水流量不同,等流量分配模式下 1A 的进水量小于优化模式的进水量;二是等流量分配模式

下系统出水的硝态氮浓度高于优化模式,这就意味着回流比相同的情况下,等流量模式下 1A 中反硝化过程消耗的 1A 进水中的 COD 的量大于优化模式下的量.

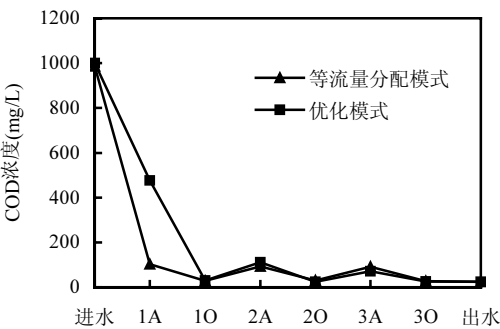


图 2 两种模式下进、出水及各单元出水 COD 浓度
Fig.2 COD concentrations of each treatment zone, influent and effluent under the two modes

3.2 不同模式下 TN 的去除效果

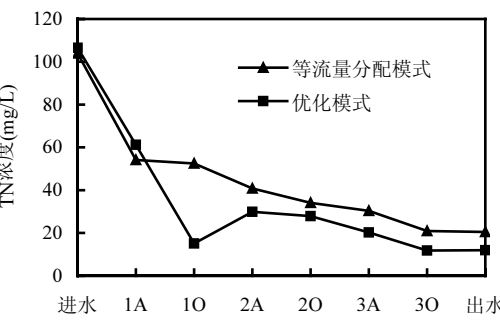


图 3 两种模式下进、出水及各单元出水 TN 浓度
Fig.3 TN concentrations of each treatment zone, influent and effluent under the two modes

由图 3 可见,在优化模式下,除 1A 外,各处理单元出水的 TN 浓度均低于等流量分配模式的 TN 浓度.优化模式下的 TN 去除率(88.8%)明显高于等流量分配模式下的 TN 去除率(80.3%),这说明优化模式可以明显提高该工艺对 TN 的去除效率.其主要原因是,在优化模式下,在保证为各段的缺氧池发生的反硝化反应提供充足的 COD 的同时,使进入最后一段的 TN 的量达到最少,降低了出水的 TN 浓度,从而提高了该工艺的 TN 去

除率.

3.3 不同模式下 TKN 的去除效果

由图 4 可见,与等流量分配模式相比,优化模式对系统各好氧处理单元和最终出水的 TKN 浓度的影响不大.两种模式下,系统出水的 TKN 浓度均小于 2mg/L,TKN 的去除率均大于 98%.优化模式下,除 1A 的 TKN 浓度高于等流量分配模式外,其余各 A 池的 TKN 浓度均低于等流量分配模式.这主要是由于优化模式下进入第一段 A 池的流量较等流量分配模式下大,而进入第二段和第三段 A 池的流量减小造成的.此外,各好氧单元中的硝化过程较为彻底,随 O 池出水进入下一段 A 池的 TKN 浓度很低,因此出现了优化模式下,除了 1A 的 TKN 浓度高于等流量分配模式外,其余各段 A 池的 TKN 浓度均低于等流量分配模式的现象.

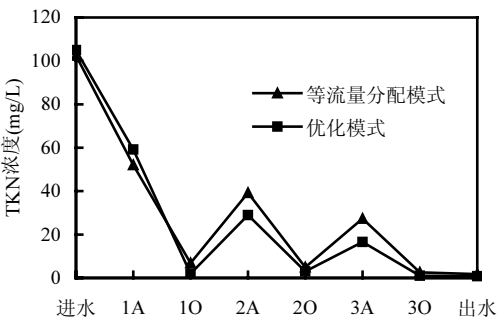


图 4 两种模式下进、出水及各单元出水 TKN 浓度
Fig.4 TKN concentrations of each treatment zone, influent and effluent under the two modes

3.4 不同模式下 NO_x⁻-N 的浓度变化

由图 5 可见,通过对进水流量分配系数和各反应单元容积进行优化后,可以降低多段进水工艺出水的 NO_x⁻-N 浓度.两种模式下 A 池出水的 NO_x⁻-N 浓度相差不大,而优化模式下 O 池出水的 NO_x⁻-N 浓度均低于等流量分配模式.值得注意的是,当好氧单元硝化过程比较彻底时,由于优化模式下第一段的进水流量大于等流量模式,优化模式下 1O 出水的 NO_x⁻-N 浓度应大于等流量模式,而试验实测得到的结果与此相反;此外,当好氧单元硝化过程比较彻底时,好氧单

元出水中的 NO_x^- -N 浓度应和与之相邻的上一缺氧单元出水中的 TKN 浓度相等,而从图 4 与图 5 的对比可看出,优化模式下好氧单元出水的 NO_x^- -N 浓度低于与之相邻的上一缺氧单元出水中的 TKN 浓度,特别是 1O 出水的 NO_x^- -N 浓度远远低于 1A 出水的 TKN 浓度,也正是这个原因造成了优化模式下好氧单元出水的 TN 浓度低于与之相邻的上一缺氧单元出水的 TN 浓度(图 3)。好氧反应器中氮素流失是因为好氧处理单元的生物膜为好氧微生物和缺氧微生物的同时存在提供了适宜的微环境,使得同步硝化反硝化成为可能。国内外研究者在好氧生物膜反应器^[23-24]和好氧颗粒污泥反应器^[25-26]中也发现了氮素流失的现象,均与好氧和缺氧的微环境同时存在有关。

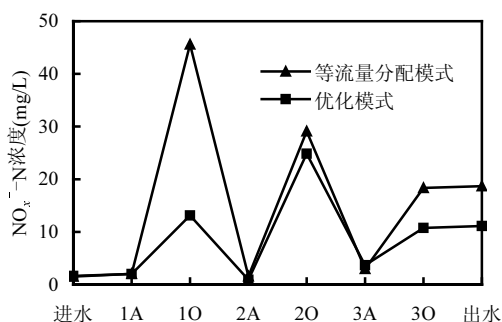


图 5 两种模式下进、出水及各单元出水 NO_x^- -N 浓度

Fig.5 NO_x^- -N concentrations of each treatment zone, influent and effluent under the two modes

此外,从图 5 可以看出,两种模式下,各段 A 池出水中的 NO_x^- -N 有一定程度的残留。生物膜对污染物的降解在生物膜内受到扩散控制,而在生物膜外受到对流控制,因此生物膜反应器内的水力条件在一定程度上对污染物的降解也会产生一定影响^[27]。本试验中缺氧区内无搅拌无曝气,缺氧区内的污染物在生物膜外部传递时,主要靠对流作用,物质传递受水力条件制约,因而影响到反硝化的程度,使得缺氧出水存在少量硝态氮残余。从最终的处理效果来看,按照 $\alpha=7\text{mgCOD}/\text{mgNO}_3^-$ -N 对多段进水工艺的进水流量和反应单元容积进行优化是合适的。

4 结论

4.1 按照本研究中提出的方法对多段进水 A/O 生物膜工艺的进水流量和各反应单元的容积进行优化,能够提高该工艺的总氮去除效率。试验结果表明,按照 $\alpha=7\text{mgCOD}/\text{mgNO}_3^-$ -N 对多段进水工艺的进水流量和反应单元容积进行优化是合适的。

4.2 当三段进水 A/O 生物膜工艺的进水 COD 浓度为 1000mg/L ,氨氮浓度为 100mg/L ,水力停留时间为 36h 时,优化模式下该工艺的 TN 去除率为 88.8% ,明显高于等流量分配模式下 80.3% 的 TN 去除率。两种模式下,该工艺对 COD 和氨氮的去除效率没有明显差异。COD 和氨氮的去除率分别大于 97% 和大于 98% 。

参考文献:

- [1] Larrea L, Larrea A, Ayesa E, et al. Development and verification of design and operation criteria for the step feed process with nitrogen removal [J]. Water Science and Technology, 2001,43(1): 261-268.
- [2] Fillos J, Diyamandoglu V, Carrio A, et al. Full-scale evaluation of biological nitrogen removal in step-feed activated sludge process [J]. Water Environment Research, 1996,68(2):132-142.
- [3] Guo J H, Yang Q, Peng Y Z, et al. Biological nitrogen removal with real-time control using step-feed SBR technology [J]. Enzyme and Microbial Technology, 2007,40(6):1564-1569.
- [4] 王 伟,彭永臻,孙亚男,等.分段进水 A/O 工艺流量分配方法与策略研究 [J]. 环境工程学报, 2009,3(1):89-92.
- [5] Lee Y W, Kim Y J, Chang N I, et al. Development of sequencing batch reactor with step feed and recycle [J]. Water Science and Technology, 2007,55(1/2):477-484.
- [6] Zhu G B, Peng Y Z, Wang S Y, et al. Development and experimental evaluation of a steady-state model for the step-feed biological nitrogen removal process [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2007,15(3):411-417.
- [7] Lu L, Zhang S, Li H, et al. A reformed SBR technology integrated with two-step feeding and low-intensity aeration for swine wastewater treatment [J]. Environmental Technology, 2009,30(3): 251-260.
- [8] Wang S P, Yu L F, Han G H, et al. A pilot study on a step-feeding anoxic/oxic activated sludge system [J]. Water Science and Technology, 2006,53(9):95-101.
- [9] Guo J H, Peng Y Z, Qing Y, et al. Theoretical analysis and

- enhanced nitrogen removal performance of step-feed SBR [J]. *Water Science and Technology*, 2008,58(4):795-802.
- [10] Xu A T, Young S, Zhang Y Q. The Implementation of single-sludge step-feed anoxic-aerobic process in a domestic wastewater treatment plant [J]. *Journal of Environmental Engineering and Science*, 2008,7(4):417-421.
- [11] Lemaire R, Marcelino M, Yuan Z G. Achieving the nitrite pathway using aeration phase length control and step-feed in an SBR removing nutrients from abattoir wastewater [J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 2008,100(6):1228-1236.
- [12] Lemaire R, Yuan Z G, Bernet N, et al. A sequencing batch reactor system for high-level biological nitrogen and phosphorus removal from abattoir wastewater [J]. *Biodegradation*, 2009,20(3):339-350.
- [13] Zhu G B, Peng Y Z, Wang S Y, et al. Effect of influent flow rate distribution on the performance of step-feed biological nitrogen removal process [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2007,131(1-3):319-328.
- [14] Tang C C, Kuo J, Weiss J S. Maximum nitrogen removal in the step-feed activated sludge process [J]. *Water Environment Research*, 2007,79(4):367-374.
- [15] 赵剑强, 胡 博, 陈 莹. 分段进水 A/O 工艺的一些关系式 [J]. *环境工程学报*, 2010,4(11):2532-2536.
- [16] Grady C P L, Daigger G T, Lim H C. 废水生物处理 [M]. 张锡辉, 刘勇弟译. 2 版. 北京: 化学工业出版社, 2004.
- [17] IWA Task Group on Mathematical Modeling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment. 活性污泥数学模型 [M]. 张亚雷, 李咏梅译. 上海: 同济大学出版社, 2002.
- [18] Metcalf & Eddy Inc. 废水工程—处理与回用 [M]. 秦裕珩, 等译. 4 版. 北京: 化学工业出版社, 2004.
- [19] Cheong D Y, Hansen C L. Effect of feeding strategy on the stability of anaerobic sequencing batch reactor responses to organic loading conditions [J]. *Bioresource Technology*, 2008, 99(11):5058-5068.
- [20] 国家环境保护总局, 水和废水监测分析方法委员会. 水和废水监测分析方法 [M]. 4 版. 北京: 中国环境科学出版社, 2002.
- [21] Rittmann B E, McCarty P L. 环境生物技术—原理与应用 [M]. 文湘华, 王建龙等, 译. 北京: 清华大学出版社, 2004.
- [22] 王 伟, 王淑莹, 孙亚男, 等. 流量分配对分段进水 A/O 工艺脱氮性能的影响 [J]. *环境科学*, 2009,30(1):96-101.
- [23] 王春荣, 王宝贞, 王 琳. 两段曝气生物滤池的同步硝化反硝化特性 [J]. *中国环境科学*, 2005,25(1):70-74.
- [24] Helmer C, Kunst S, Juretschko S, et al. Nitrogen loss in a nitrifying biofilm system [J]. *Water Science and Technology*, 1999,39(7):13-21.
- [25] 王景峰, 王 暄, 季 民, 等. 颗粒污泥膜生物反应器同步硝化反硝化 [J]. *中国环境科学*, 2006,26(4):436-440.
- [26] 张 志, 任洪强, 张蓉蓉, 等. pH 值对好氧颗粒污泥同步硝化反硝化过程的影响 [J]. *中国环境科学*, 2005,25(6):650-654.
- [27] 杨 平, 潘永亮, 何 力. 废水生物处理中生物膜的形成及动力学模型研究进展 [J]. *环境科学研究*, 2000,13(5):50-53.
- 作者简介:** 胡 博(1983-), 男, 陕西山阳人, 长安大学环境科学与工程学院博士研究生, 研究方向为水污染控制. 发表论文 4 篇.

什么是有机食品?

有机食品是目前国际上对无污染天然食品比较统一的提法. 有机食品通常来自于有机农业生产体系, 根据国际有机农业生产要求和相应标准生产加工的, 并通过独立的有机食品认证机构认证的农副产品.

除了有机食品外, 目前国际上还把一些派生的产品如有机化妆品、纺织品、林产品或为有机食品生产提供的生产资料, 包括生物农药、有机肥料等, 经认证后统称为有机产品.

摘自《中国环境报》

2011-09-20