

文章编号: 1009-3087(2011)03-0182-06

晚期垃圾渗滤液两级 UASB-A/O-SBR 工艺短程深度脱氮

吴莉娜, 彭永臻*, 刘 牡, 宋燕杰, 张树军

(北京工业大学 环境与能源工程学院 北京市水质科学与水环境恢复工程重点实验室, 北京 100124)

摘 要: 采用“两级上流式厌氧污泥床(UASB)-缺氧/好氧(A/O)-序批式反应器(SBR)工艺”对城市生活晚期垃圾渗滤液进行了深度处理。运行模式如下: 首先在一级 UASB(UASB1)中反硝化, UASB1 出水中的亚硝态氮和硝态氮利用残余 COD 在二级 UASB(UASB2)中被进一步去除, 在 A/O 反应器中利用残余 COD 进行反硝化以及将 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 硝化, 在 SBR 中去除硝化产生的亚硝态氮、硝态氮。试验中首先采用原渗滤液进入处理系统(20 d), 然后采用原渗滤液与生活污水 1:1 混合进入系统实现和维持稳定的短程硝化(60 d), 最后采用原渗滤液与 A/O 反应器出水 1:1 混合进入系统实现和维持稳定的短程硝化(60 d)。140 d 的试验结果表明: 原渗滤液的总氮浓度为 $2\,300\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, 氨氮浓度在 $2\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 左右时, 通过将原渗滤液与生活污水或 A/O 反应器出水 1:1 混合, 可以在 A/O 反应器中实现稳定的短程硝化, 其中亚硝态氮积累率为 70%~88%。后续的 SBR 工艺, 可彻底去除产生的亚硝态氮和硝态氮。最终出水的氨氮浓度不到 $2\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, 总氮浓度为 $18\sim 20\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, 系统氨氮和总氮去除率分别为 99.7% 和 98%。

关键词: 晚期垃圾渗滤液; 短程硝化; 厌氧污泥床

中图分类号: X 703

文献标志码: A

Advanced Nitrogen Removal via Nitrite from Mature Landfill Leachate by the Two-stage UASB-A/O-SBR Process

WU Li-na, PENG Yong-zhen*, LIU Mu, SONG Yan-jie, ZHANG Shu-jun

((Key Lab of Beijing for Water Quality Sci and Water Environ Recovery Eng, College of Environ and Energy Eng, Beijing Univ of Technol, Beijing 100124 China)

Abstract The treatment of mature leachate from municipal landfill was investigated by using a system of a two-stage up-flow anaerobic sludge blanket (UASB), anoxic-oxic (A/O) reactor and a sequencing batch reactor (SBR). During operation, denitrification took place in the first stage UASB (UASB1). The effluent nitrite and nitrate of UASB1 was further removed in the second stage UASB (UASB2) by using the residual chemical oxygen demand (COD). And then the denitrification was accomplished by using the residual COD in the anoxic zone of A/O reactor. And the ammonium nitrogen was removed via nitrite in the oxic zone of A/O reactor. At last, the nitrite and nitrate which was produced by the nitrification was removed in SBR. The experiment experienced three stages during 140 d. Raw leachate was pumped in the system at the first stage (20 d). The raw leachate mixed with domestic wastewater in the ratio of 1 was pumped in the system at the second stage (60 d) to achieve the partial nitrification and denitrification stably. The raw leachate mixed with the effluent of A/O reactor in the ratio of 1 was pumped in the system at the last stage (60 d), and partial nitrification and denitrification was achieved stably. The operational results of 140 d were that the total nitrogen (TN) and ammonium nitrogen concentrations of influent were about $2\,300\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ and $2\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectively. The partial nitrification was achieved stably in the A/O reactor at the second stage and the third stage. The nitrite accumulation ratio was 70%~88%. The nitrite and nitrate which were produced by the nitrification in the A/O reactor could be taken out relative completely in SBR. The ammonium nitrogen concentration of final effluent was less than $2\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. The TN concentration of final effluent was $18\sim 20\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. The ammonium nitrogen and TN removal efficiency were 99.7% and 98%, respectively.

Key words mature landfill leachate; partial nitrification; UASB

收稿日期: 2010-04-11

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(50978003); 北京市自然科学基金重点资助项目(8091001)

作者简介: 吴莉娜(1978-), 女, 博士生, E-mail: ca@mails.bjut.edu.cn. 研究方向: 环境工程.

* 通讯联系人

由于我国的垃圾性质、经济实力和技术水平决定了城市垃圾处理中 90% 以上是采用卫生填埋法。但垃圾卫生填埋以后,由于垃圾的发酵、雨水的下渗以及地下水位的上升等导致垃圾填埋体内有相当数量的渗滤液。垃圾渗滤液的特性随环境变化而变化,其成分主要由垃圾种类和垃圾成分决定,并随垃圾填埋场的“年龄”而变化。垃圾渗滤液通常可根据填埋场的“年龄”分为两大类,一类是早期渗滤液,其填埋时间在 5 年以下;另一类是晚期渗滤液,其填埋时间在 5 年以上。其中晚期渗滤液中有有机物浓度低且难降解,而氨氮浓度较高,故高氨氮的有效去除和反硝化碳源的缺乏分别是晚期渗滤液处理的重点和难点^[1]。中国 2008 年 7 月执行新排放标准《生活垃圾填埋场污染控制标准》(GB16889-2008)^[2],标准中要求总氮和氨氮浓度排放限值分别为 $40 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 和 $25 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。因此目前国内研究方向主要集中在对垃圾渗滤液的总氮和氨氮的去除上。垃圾渗滤液的处理目前运用较多的是生物法、物理化学法。如厌氧氨氧化 (Anammox) 工艺,上流式厌氧污泥床 (UASB) 工艺,间歇式活性污泥法 (SBR) 工艺,厌氧-好氧工艺等^[3-4],都是以生物法为主。

和传统的生物脱氮工艺相比,短程生物脱氮可节省 25% 的曝气量和 40% 的碳源。就晚期垃圾渗滤液而言, COD/TN 极低,通常需补充部分碳源。因此短程生物脱氮对于含有高氨氮的晚期垃圾渗滤液处理具有重要意义。马勇^[5]等采用 A/O 工艺处理生活污水实现了稳定的短程硝化。郭勇^[6]等采用厌氧流化床-外循环三相好氧流化床处理低氨氮浓度的垃圾渗滤液取得了很好的处理效果。然而目前对氨氮浓度在 $1500 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 以上的高氨氮废水,实现短程生物脱氮的研究很少,对垃圾渗滤液氨氮和总氮的去除率都在 90% 以上的工艺也很少报道。Henderson^[7]等曾采用 Anaerobic Biological Filter (AF)-Rotating Biological Contactor (RBC) 组合工艺处理垃圾渗滤液,虽然在高氨氮浓度下获得了大于 95% 的氨氮去除率,但其总氮去除率仅为 54%。

基于以上研究背景,作者以实际的高氨氮晚期垃圾渗滤液为研究对象,研发了适合晚期垃圾渗滤液处理的经济、高效的厌氧-好氧生物脱氮新技术,实现了晚期垃圾渗滤液中氨氮和总氮的高效去除。研究中考察了两级 UASB-A/O (缺氧/好氧)、两级 UASB-A/O (缺氧/好氧)-SBR 处理原渗滤液与

原渗滤液与 A/O 反应器出水 1:1 混合液 3 种方法处理晚期垃圾渗滤液的脱氮效果,力求建立一种经济高效的处理晚期垃圾渗滤液新技术,同时研究实现并维持稳定短程硝化的影响因素。

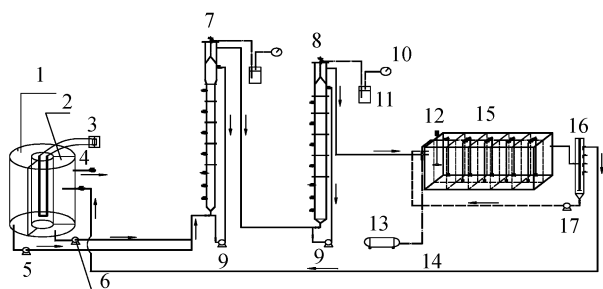
1 实验部分

1.1 试验水质

试验用渗滤液取自北京六里屯垃圾填埋场,该填埋场已有 10 年的填埋史。具体水质如下: COD: $3000 \sim 4000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, $(\text{NH}_4^+ - \text{N}: 1500 \sim 2000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1})$, SS: $3000 \sim 3400 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, TN: $1600 \sim 2300 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, $\text{NO}_x^- - \text{N}: 0 \sim 15 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, pH: $7.5 \sim 8.5$ 。而通常认为,填埋时间在 5 年以上, pH 在 $7 \sim 8$ 易生物降解的有机物浓度很低一般 COD 浓度小于 $5000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$,而氨氮浓度高,其产生的渗滤液 COD/TKN < 4 甚至 COD/TKN < 2.5 属典型晚期垃圾渗滤液^[2]。本水质 COD 浓度很低, $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度很高, COD/TN = $1.74 \sim 1.875$ 故其为典型晚期垃圾渗滤液。

1.2 试验装置及处理

试验运行 140 d, 流量为 $4.5 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ 。试验第 1 阶段 (20 d) 采用两级 UASB-A/O 处理工艺,工艺特征流程见图 1。



1 原水箱; 2 处理水箱; 3 加热器; 4 处理水; 5 进水泵; 6 处理水回流泵;

7 UASB1 8 UASB2 9 内循环泵; 10 气体流量计; 11 碱液吸收器;

12 搅拌器; 13 气泵; 14 处理水; 15 A/O 反应器; 16 二沉池; 17 污泥回流泵

图 1 两级 UASB-A/O 系统流程

Fig 1 Flow diagram of the two-stage UASB-A/O system

其运行模式为: 系统进水直接采用原渗滤液即未经任何稀释也未投加碳源。如图 1 所示, 系统进水和一部分 A/O 工艺出水混合进入到 UASB1 (一级 UASB) 中, 其中的 $\text{NO}_x^- - \text{N}$ (亚硝态氮与硝态氮) 利用系统进水中的有机碳源进行反硝化, 一部分 A/O 工艺出水回流至 UASB1 的回流比为 200%。残余的 $\text{NO}_x^- - \text{N}$ (亚硝态氮与硝态氮) 在 UASB2 (二级 UASB) 中进一步反硝化。同时, 二沉池的污泥回流到 A/O 工艺缺氧段, 回流比为 200%, 回流污泥中的

$\text{NO}_x^- - \text{N}$ 在此进行反硝化。系统进水中的有机物作为反硝化碳源在 UASB1 和 UASB2 中被反硝化所利用, A/O 工艺主要进行氨氮的硝化。UASB1 的有效容积为 4 25 L, UASB2 的有效容积为 8 25 L。A/O 工艺的有效容积为 15 L, 平均分成 10 个格室, 第 1 格室为缺氧区, 其余为好氧区。两级 UASB 采用预热加保温的方式控制反应温度。UASB1 与 UASB2 的温度分别控制在 32℃、35℃。A/O 反应器温度通过加热棒控制在 27~29℃。

在第 2 阶段 (60 d), 采用两级 UASB-A/O-SBR 组合处理工艺, 工艺特征流程见图 2。

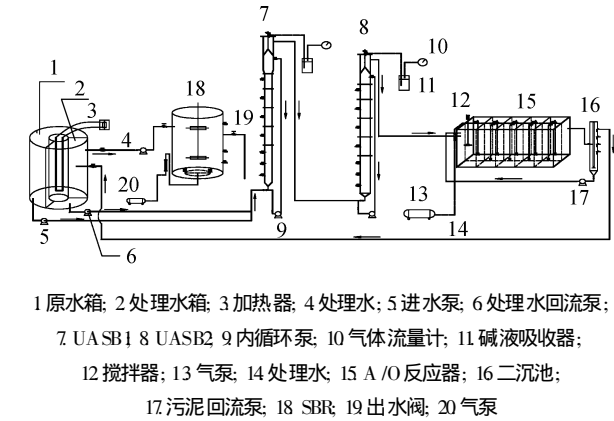


图 2 两级 UASB-A/O-SBR 系统流程

Fig 2 Flow diagram of the two-stage UASB-A/O-SBR system

系统进水采用生活污水与原渗滤液 1:1 的混合液, 且投加相当于 $2\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ COD 的外碳源无水乙酸钠, 调节 C/N 比到 3.6。两级 UASB-A/O 部分的运行模式与阶段 1 一样, 只是在 A/O 工艺后串联一个 SBR。A/O 工艺出水进入 SBR, 在 SBR 中通过反硝化去除 A/O 工艺中产生的亚硝态氮和硝态氮。SBR 温度控制在 27~29℃。SBR 有效容积为 8 L, 每个周期处理 3 L 水, 其余为泥水混合物。SBR 采用静态进水→缺氧搅拌 (不外加碳源)→缺氧搅拌 (外加碳源)→好氧曝气→静沉→排水的模式运行, 其中污泥龄 (SRT) 为 30 d 污泥浓度维持在 $4\,000\sim 5\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。进水为瞬时进水, 反硝化时间采用 ORP、pH 仪实时控制, 静沉: 60 min, 排水: 6 min。

在第 3 阶段 (60 d), 也采用两级 UASB-A/O-SBR 组合处理工艺, 工艺特征流程见图 2。与第 2 阶段不同的是系统进水采用一部分 A/O 反应器出水 1: 稀释原渗滤液之后取混合液进入系统, 且投加相当于 $1\,500\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ COD 的外碳源无水乙酸钠, 调节 C/N 比到 3.6。其它的运行模式同阶段 2。

系统取样点设置如下: 系统进水 (raw), UASB1

进水即系统进水与回流处理水的混合液 (mix), UASB1 出水 (U1e), UASB2 出水 (U2e), A/O 工艺的缺氧区 (A1), 好氧区的不同格室 (O2~O10), SBR 反应器按时间设置取样点。

1.3 分析方法

COD: COD 快速测定仪, 氨氮: 纳氏试剂光度法, 亚硝酸盐氮: N-(1-萘基)-乙二胺光度法; 硝酸盐氮: 麝香草酚法, TON、TN、TOC、IC、TC 等采用 TN/TOC 分析仪 (Multi N/C3000, 德国耶拿)。DO、ORP、pH、温度采用在线测量 (WTW DO 330i; WTW ORP 340i; WTW pH 340i)。

2 结果与讨论

2.1 两级 UASB-A/O 直接处理原渗滤液

所取渗滤液氨氮浓度在 $1\,700\sim 2\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, 而如此高的氨氮浓度可能会抑制微生物的活性^[8]。原渗滤液 COD 仅有 $3\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 左右, C/N 比只有 1.7。如此低的 C/N 比对生物处理有抑制作用, 增大了处理难度, 而且有机碳源缺乏也很难进行有效的反硝化。氮的具体变化规律如图 3 所示, 当系统进水氨氮浓度为 $1\,740\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 时, A/O 反应器出水即最终出水的氨氮浓度为 $116\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, 系统氨氮的去除率为 93%。此阶段, 系统进水采用原渗滤液, 且未投加任何碳源。在 A/O 反应器硝化反应不明显的原因可能是高氨氮和低碳氮比对微生物的抑制造成的, 其中氨氮浓度的减少, 可以认为是发生了同步硝化反硝化及吹脱作用的结果。

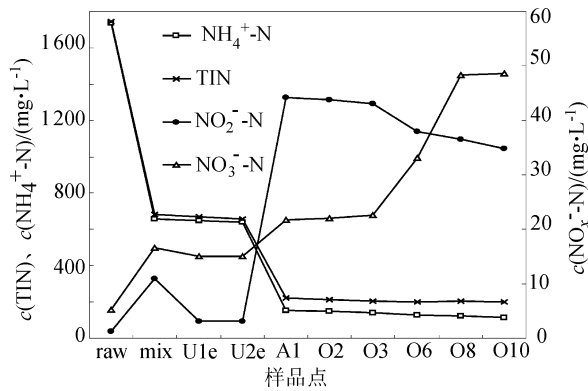


图 3 第 1 阶段两级 UASB-A/O 系统中氮的变化

Fig 3 Variation of nitrogen in the system of two stage UASB-A/O during the first phase

2.2 两级 UASB-A/O-SBR 处理原渗滤液与生活污水 1:1 混合液

因为在第 1 阶段, 较低的 C/N 比对生物处理有抑制作用, 所以在第 2 阶段考虑降低晚期垃圾渗滤

液中氨氮的含量。采用生活污水与原渗滤液 1:1 的混合液进入系统,这样既降低了原渗滤液中氨氮和 COD 的含量,同时也处理了一部分生活污水。由于氨氮浓度降低,故用于提高 C/N 比而投加的碳源量减少。原渗滤液 COD 为 $3\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 左右,经生活污水稀释后减到 $1\,600\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 左右。完成硝酸盐反硝化需要 COD/TKN 为 4.0,而亚硝酸盐反硝化只要求 COD/TKN > 2.5 即可^[9],在此阶段投加相当于 $2\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ COD 的外碳源无水乙酸钠,调节 C/N 比到 3.6 补充反硝化所需碳源。如图 4 所示,经生活污水稀释后,系统进水氨氮浓度降到 $1\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 左右。厌氧出水即 UASB2 出水的氨氮浓度在 $320\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,其中氨氮浓度的减少主要是因为 A/O 反应器出水回流稀释作用导致厌氧进水即 UASB1 进水氨氮浓度降低,以及在厌氧反应器中一部分氮用于生物同化作用^[10]。而通过回流污泥的进一步稀释, A/O 反应器进水氨氮浓度在 $100\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 左右。在 A/O 反应器好氧段发生硝化反应,氨氮浓度不断降低。试验中 A/O 反应器出水的氨氮浓度为 $3\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,在两级 UASB-A/O 系统氨氮的去除率为 99.7%。因此可以认为,调节系统进水 C/N 比到 3.6 时,可解除低 C/N 比对生物处理的抑制作用实现氨氮的几乎完全去除。A/O 反应器出水硝态氮浓度和亚硝态氮浓度分别在 $42\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 和 $162\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 左右,亚硝态氮累积率为 79%。而通常认为亚硝态氮累积率大于 50% 时就发生了短程硝化反应,故在 A/O 反应器中氮主要是通过短程硝化作用去除的。

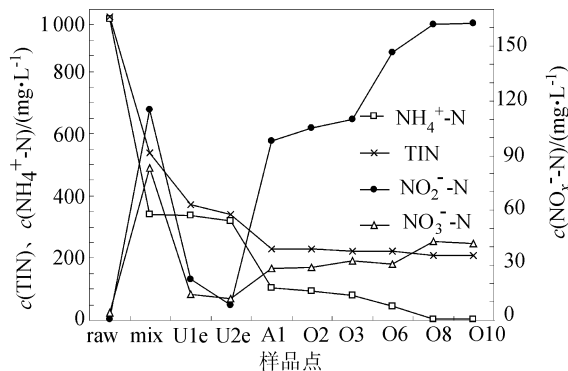


图 4 在第 2 阶段两级 UASB-A/O 系统中氮的变化

Fig 4 Variation of nitrogen in the system of two stage UASB-A/O during the second phase

在 SBR 中通过反硝化去除 A/O 反应器出水中的硝态氮和亚硝态氮从而达到深度脱氮的目的。在反硝化第 1 h 先不外加碳源,利用内碳源进行反硝

化。在反硝化第 2 h 增加相当于 $1000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ COD 的外碳源无水乙酸钠。反应 10 h 后结束反硝化。之后曝气 1 h 去除残余 COD,最后沉淀 1 h 排水。

如图 5 所示, SBR 进水的亚硝态氮浓度为 $50\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,此浓度比 A/O 反应器出水的亚硝态氮浓度有所减少主要是由于 SBR 中剩余泥水混合液的稀释作用。经过 10 h 反硝化后亚硝态氮浓度降到 $3\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,硝态氮浓度也降到 $2\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ 。由此可知,借助 SBR 的反硝化作用,将亚硝态氮和硝态氮转变为氮气,实现了氮的真正去除。如图 6 所示, SBR 出水中总氮浓度只有 $20\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,完全达到了国家最新公布的处理标准中对于总氮的要求,实现了总氮的深度去除。

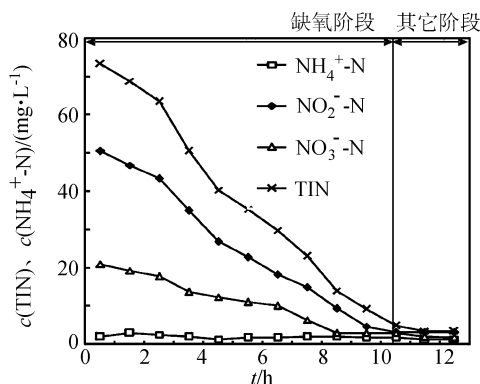


图 5 在第 2 阶段 SBR 中氮的变化

Fig 5 Variation of nitrogen in the SBR during the second phase

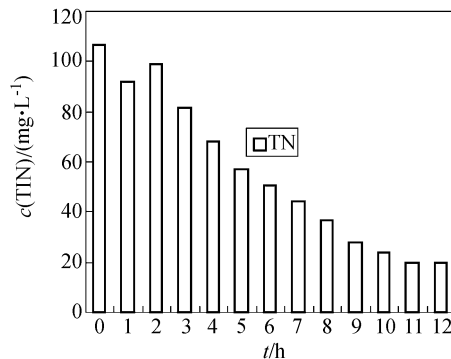


图 6 在第 2 阶段 SBR 中总氮的变化

Fig 6 Variation of TN in the SBR during the second phase

2.3 采用两级 UASB-A/O-SBR 处理原渗滤液与 A/O 反应器出水 1:1 混合

与第 2 阶段目的相同,为了解除较低的 C/N 比和高氨氮对生物处理的抑制作用,在第 3 阶段考虑采用一部分 A/O 反应器出水 1:1 稀释原渗滤液之后取混合液进入系统。原渗滤液 COD 为 $3\,000\text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$

L^{-1} 而 A/O 反应器出水 COD 为 $1\,200\,mg\cdot L^{-1}$,故只需投加相当于 $1\,500\,mg\cdot L^{-1}$ COD 的外碳源无水乙酸钠,就可调节 C/N 比到 3.6 投加的碳源量减少。如图 7 所示,经 A/O 反应器出水稀释后,系统进水氨氮浓度降到 $1\,000\,mg\cdot L^{-1}$ 左右,通过回流污泥的进一步稀释, A/O 反应器进水氨氮浓度不到 $100\,mg\cdot L^{-1}$ 。在 A/O 反应器好氧段发生短程硝化,氨氮浓度不断降低。试验中 A/O 反应器出水的 NH_4^+-N 、 NO_2^--N 、 NO_3^--N 浓度分别为 $2.8\,mg\cdot L^{-1}$ 、 $283\,mg\cdot L^{-1}$ 和 $38\,mg\cdot L^{-1}$,与第 2 阶段相比,亚硝态氮累积率由 70% 提高到 88%。因此,本系统依靠 A/O 反应器的短程硝化作用实现了氮形态的转化,而通过后续 SBR 的反硝化作用实现了氮的真正去除。

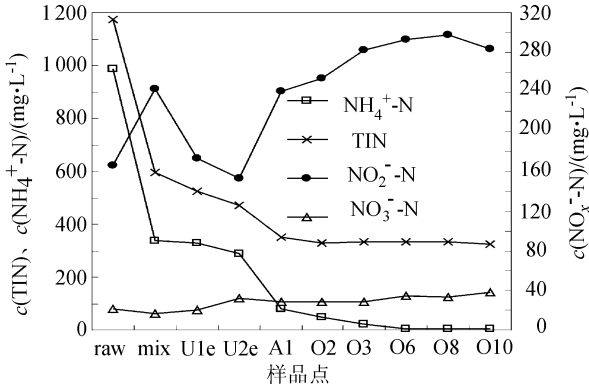


图 7 在第 3 阶段两级 UASB-A/O 系统中氮的变化
Fig 7 Variation of nitrogen in the system of two stage UASB-A/O during the third stage

在 SBR 中通过反硝化去除二沉池出水中的亚硝态氮和硝态氮。同阶段 2 一样在反硝化的第 2 h 增加相当于 $1\,000\,mg\cdot L^{-1}$ COD 的外碳源无水乙酸钠进行反硝化。反应 11 h 后结束反硝化。之后曝气 1 h 去除残余 COD,最后沉淀 1 h 排水。

如图 8 所示, SBR 进水亚硝态氮浓度为 $90\,mg\cdot L^{-1}$,

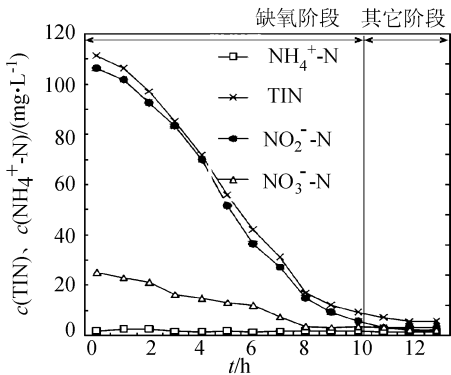


图 8 在第 3 阶段 SBR 中氮的变化
Fig 8 Variation of nitrogen in the SBR during the third stage

反硝化 11 h 后降到 $2.8\,mg\cdot L^{-1}$ 。硝态氮浓度经过反硝化后降到 $1.7\,mg\cdot L^{-1}$ 。因此,通过在 SBR 中的反硝化作用将亚硝态氮和硝态氮几乎全部转化为氮气,反硝化率接近 100%,消除了亚硝态氮和硝态氮对环境的潜在危害。如图 9 所示, SBR 出水中总氮浓度为 $18\,mg\cdot L^{-1}$,整个系统的总氮和氨氮去除率都几乎接近 100%,因此本系统可以将渗滤液中的氮实现几乎完全的脱除。

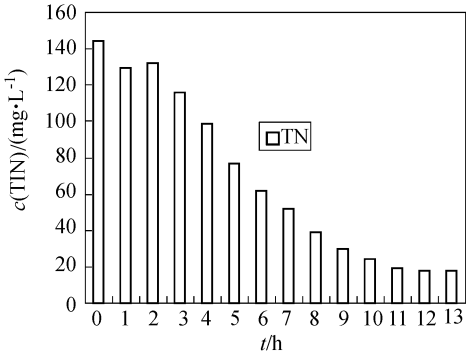


图 9 在第 3 阶段 SBR 中总氮的变化
Fig 9 Variation of TN in the SBR during the third stage

2.4 3 种不同处理方式的技术经济比较

采用第一种运行模式即原渗滤液未经任何稀释,只采用两级 UASB-A/O 工艺处理时,从技术上考虑,该流程相比其它两种,少了一个 SBR 装置,工艺流程相对简单,运行也较为简单;从经济上考虑,该法不外加碳源,而碳源投加量对污水处理厂是笔很大的开支;从停留时间上看,3 种方法在两级 UASB-A/O 系统中停留时间是一样的,此法省去了在 SBR 中的停留时间;但从效果上考虑,该法最终出水氨氮浓度仍然有 $116\,mg\cdot L^{-1}$,氨氮去除率也仅为 93%,故此法效果较差。采用第二种方法处理晚期垃圾渗滤液,从技术上考虑,增加了一个 SBR 装置,增大了运行难度,工艺流程稍显复杂;从经济上考虑,该法虽投加碳源,但采用生活污水稀释后,氨氮浓度降低接近一半,不仅减少了碳源投加量而且同时还处理了生活污水,可谓“一箭双雕”;从停留时间上看,此法比方法 1 增加了在 SBR 的停留时间;从效果上考虑,该法最终出水氨氮浓度不到 $2\,mg\cdot L^{-1}$,亚硝态氮浓度为 $3\,mg\cdot L^{-1}$ 左右,硝态氮浓度也不到 $2\,mg\cdot L^{-1}$,总氮浓度为 $20\,mg\cdot L^{-1}$ 还获得了 99% 的氨氮去除率和 98.3% 的总氮去除率,可谓效果显著。采用第三种方法,从技术上考虑,同方法 2 一样,也增加了一个 SBR 装置,增大了运行

难度,工艺流程稍显复杂;从经济上考虑,该法采用部分 A/O 反应器出水稀释原渗滤液,与方法 2 相比减少了碳源投加量增大了亚硝态氮积累率;而在 SBR 中停留时间上此法要比方法 2 多 1 h(即方法 2 反硝化需 10 h 而此法需 11 h);从效果上考虑,出水中总氮浓度为 $18 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。因此从这几方面综合考虑,此法优于方法 2。

3 结 论

1)在原渗滤液未经任何稀释,未投加任何碳源只采用两级 UASB-A/O 工艺处理时,最终出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度分别在 $116 \text{ } 35$ 和 $48 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 左右, $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 去除率 93% 左右。此法虽然节约了碳源投加量,减少了运行成本,但出水氮的指标偏高。

2)为了进一步提高处理效果,采用生活污水 1:1 稀释原渗滤液,同时投加外碳源,且采用两级 UASB-A/O-SBR 工艺深度脱氮。最终出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度均不到 $3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 左右,总氮浓度为 $20 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$,且获得了 99% 的氨氮去除率和 98.3% 的总氮去除率。此法不仅深度处理了晚期垃圾渗滤液,而且还同时处理了一部分生活污水,因此值得在实际工程中应用推广。

3)为了进一步减少碳源投加量,采用一部分 A/O 反应器出水 1:1 稀释原渗滤液。与用生活污水稀释相比不仅减少了碳源的投加量,同时也使得 A/O 反应器的亚硝态氮积累率由第 2 阶段(用生活污水稀释)的 70% 提高到 88%;且最终出水效果也有所提高,总氮和氨氮浓度分别为 $18 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 和 $1.7 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$,总氮和氨氮去除率也分别在 98% 以上。因此,此法从经济上和效果上都优于方法 2。

4)方法 2 和方法 3 对低碳氮比、高氨氮、可生化性低的晚期垃圾渗滤液有很高的总氮去除能力。此技术未经任何物化处理,就实现了高效率的生物脱氮,同时还实现了短程硝化,节约了碳源和曝气量。

参考文献:

[1] Iaconi C D, Ramadori R, Lopez A. Combined biological and chemical degradation for treating mature municipal landfill leachate[J]. *Biochemical Engineering Journal* 2006 31: 118-124

[2] 国家环境保护部, GB16889-2008 生活垃圾填埋场污染控制标准[S]. 北京: 中国环境科学出版社, 2008

[3] Xu Zhengyong, Zeng Guangning, Yang Zhaohui et al. Biological treatment of landfill leachate with the integration of partial nitrification, anaerobic ammonium oxidation and heterotrophic denitrification[J]. *Bioresour Technol* 2010, 101(1): 79-86

[4] Yang Z Q, Zhou S Q. The biological treatment of landfill leachate using a simultaneous aerobic and anaerobic (SAA) bio-reactor system[J]. *Chemosphere* 2008 72: 1751-1756

[5] Ma Yong, Peng Yongzhen, Wu Xueji et al. Sludge population optimisation in biological wastewater treatment systems through online control[J]. *Environmental Science* 2007, 28(5): 1044-1049 [马勇, 彭永臻, 吴学蕾, 等. 应用在线控制优化污泥种群强化 A/O 工艺短程硝化[J]. *环境科学*, 2007, 28(5): 1044-1049]

[6] Guo Yong, Chen Xiaodong, Yang Ping. The treatment of landfill leachate by anaerobic fluidized bed-outside circle three-phase aerobic fluidized bed[J]. *Journal of Sichuan University Engineering Science Edition* 2009, 41(6): 97-102 [郭勇, 陈晓东, 杨平. 厌氧流化床-外循环三相好氧流化床处理垃圾渗滤液[J]. *四川大学学报: 工程科学版*, 2009, 41(6): 97-102]

[7] Henderson J P, Awater J W. High ammonia landfill leachate treatment using anaerobic filter and rotating biological contactor[J]. *Canadian Journal of Civil Engineering* 1995 22(5): 992-1000

[8] Elbuze M, Aloui F, Sayadi S. Effect of high ammonia concentrations on fungal treatment of Tunisian landfill leachates[J]. *Desalination* 2009, 246(1): 468-477

[9] Van Dongen U, Jetten M S M, Van Loosdrecht M C M. The Sharon-anammox process for treatment of ammonium rich wastewater[J]. *Water Sci Technol* 2001, 44(1): 153-160

[10] Qureshi A, Lo K V, Liao P H, et al. Real-time treatment of dairy manure: Implication of oxidation-reduction potential regimes to nutrient management strategies[J]. *Bioresour Technol* 2008 99(5): 1169-1176

(编辑 黄小川)