

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2021.15.003

# SNAD—藻类工艺在污泥消化液处理中的应用

邹 瑜<sup>1,2</sup>, 张国权<sup>2</sup>, 徐晓晨<sup>2</sup>, 杨凤林<sup>2</sup>

(1. 万科企业股份有限公司, 广东 深圳 518000; 2. 大连理工大学环境学院 工业生态  
与环境工程教育部重点实验室, 辽宁 大连 116024)

**摘 要:** 近年来以能源回收和资源循环为主的理念正作为污水及污泥处理领域行业发展的首要衡量目标之一。通过与大连某污泥处理厂现有污泥发酵—亚硝化/厌氧氨氧化/反硝化 (SNAD)—MBBR 处理工艺进行对比,对提出的 SNAD—藻类耦合工艺的放大实际投产进行了能耗和运行成本分析。结果表明,该耦合工艺可以使污染物得到进一步去除,并在整体系统中基本实现碳、氮、磷资源回收。该工艺单位能耗为  $2.55 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ ,运行成本为  $1.94 \text{ 元}/\text{m}^3$ ,经济效益与环境效益显著。此外,通过 SNAD—藻类耦合工艺回收污水中能量 ( $\text{CH}_4$ ) 并优化各处理单元运行,产能与耗能的比值为 1.05,实现了整套系统能量中和的运行目标。

**关键词:** 污泥消化液; 藻类光生物反应器; SNAD; 能耗

**中图分类号:** TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2021)15-0014-07

## Application of SNAD – Algae Coupling Process in Sludge Digestion Liquid Treatment

ZOU Yu<sup>1,2</sup>, ZHANG Guo-quan<sup>2</sup>, XU Xiao-chen<sup>2</sup>, YANG Feng-lin<sup>2</sup>

(1. China Vanke Co. Ltd., Shenzhen 518000, China; 2. Key Laboratory of Industrial Ecology and Environmental Engineering <Ministry of Education>, School of Environmental Science and Technology, Dalian University of Technology, Dalian 116024, China)

**Abstract:** In recent years, the concept of energy recovery and resource recycling is becoming one of the primary objectives for the development of sewage and sludge treatment industry. Compared with the existing sludge digestion – SNAD – MBBR treatment process of a sludge treatment plant in Dalian, energy consumption and operation cost of the proposed SNAD – algae coupling process were analyzed. The coupling process could further remove pollutants and basically realize resource recovery of carbon, nitrogen and phosphorus in the overall system. The energy consumption and operation cost of the coupling process were  $2.55 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$  and  $1.94 \text{ yuan}/\text{m}^3$ , indicating that the economic and environmental benefits were significant. In addition, energy ( $\text{CH}_4$ ) in wastewater was recovered by SNAD – algae coupling process, and the operation of each treatment unit was optimized. The ratio of production capacity to energy consumption was 1.05, which achieved the operation goal of energy neutralization of the whole system.

**Key words:** sludge digestion liquor; algae photobioreactor; SNAD; energy consumption

基金项目: 中国博士后科学基金资助项目(2020M672845)

通信作者: 邹瑜 E-mail:651999940@qq.com

近年来以能源回收和资源循环为主的理念正作为污水及污泥处理领域行业发展的首要衡量目标之一<sup>[1]</sup>。其中,污泥厌氧技术由于具有污泥无害化、减量化和回收能源等优点,在污泥处理领域得到广泛应用。但该技术在发酵期间会产生大量高浓度污泥消化液,采用常规脱氮工艺如同步硝化反硝化、藻类光生物反应器(PBR)等难以进行处理<sup>[2]</sup>。目前,国外主要通过以厌氧氨氧化过程为核心的旁侧污水处理技术来进行处理,并且在荷兰、奥地利等地已有多个实际工程。国内方面,大连夏家河污泥处理厂采用同步硝化、厌氧氨氧化及反硝化(SNAD)—MBBR工艺处理800 m<sup>3</sup>/d的污泥消化液,是国内首例自主调试启动的基于厌氧氨氧化技术的污水处理实际工程,目前运行稳定<sup>[3]</sup>。但对于该污泥处理厂来说,考虑能耗、成本问题,实现底物减量化、稳定化与资源化以及提高污水中能源回收率依然是当前急需解决的关键<sup>[4]</sup>。

因此,笔者针对污泥处理厂高能耗、高成本的问题,提出了 SNAD—藻类耦合工艺处理污泥消化液技术方案:一方面,通过 PBR 与 SNAD 工艺结合,利用发酵底物产生的二氧化碳进行光合作用,提高能源回收率,在此期间藻类光生物反应器的光合作用为 SNAD 反应器提供 DO,降低曝气能耗;另一方面,通过瘤胃液处理底物藻类后进行厌氧发酵,提高甲烷产量,增加产能<sup>[5]</sup>。在此基础上,与大连某污泥处理厂现有 SNAD—MBBR 污泥处理工艺进行能耗和运行成本比较分析,为该污泥处理厂确定整改工程的工艺流程和路线提供可行性意见,也为将污泥处理厂改造为能源厂、再生水厂提供理论基础。

## 1 材料和方法

### 1.1 工艺流程

大连某污泥处理厂目前的污泥消化液处理工艺流程(SNAD 启动及调试)如图 1 所示。污泥消化液经过预处理后进入 SNAD 池 1 进行亚硝化反应。SNAD 池 1 与 SNAD 池 2 有效容积均为  $400\text{ m}^3$ , 填料填充比为 35%。通过变频曝气风机控制 SNAD 池 1 中的 DO 浓度不超过  $0.8\text{ mg/L}$ , 池中水温控制在  $23\sim 26\text{ }^{\circ}\text{C}$ 、pH 值为  $7.0\sim 7.3$ 。SNAD 池 1 出水进入 SNAD 池 2 进行厌氧氨氧化脱氮反应, 沉淀池污泥定期回流至 SNAD 池 2。待获得足够的厌氧氨氧化污泥后, 将两个池子的污泥及填料进行混合, 即将 SNAD 池 2 中部分挂膜的填料导入 SNAD 池 1, 亚

硝化池出水不经中间沉淀池而直接流入厌氧氨氧化池,逐渐实现两个池子中污泥混合后,将两个 SNAD 池改为并联方式,斜板沉淀池的出水同时流入两个池子进行处理,每个池子的水力停留时间稳定在 48 h 左右、DO 浓度均控制在 0.3 ~ 0.8 mg/L。

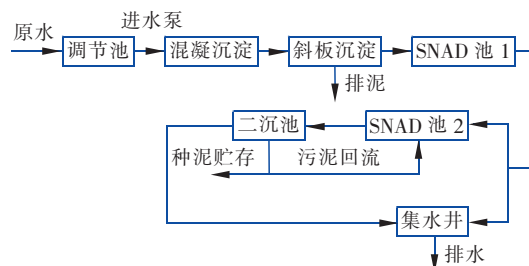


图 1 SNAD 工艺流程

Fig. 1 Flow chart of SNAD process

采用小试完成 SNAD—PBR 耦合工艺的运行后,对该污泥处理厂目前的处理工艺进行优化设计,设计采用的 SNAD—藻类耦合工艺流程如图 2 所示。SNAD 池出水经沉淀池后进入藻类 PBR,系统内部随出水分离后的藻类添加到厌氧发酵罐内与剩余污泥共发酵产沼气,产生的沼气经分离后  $\text{CH}_4$  并入管网利用,分离出的  $\text{CO}_2$  提供给 PBR 作为碳源,副产物污泥消化液经排水管网与城市主流污水稀释后进入到 SNAD—PBR 耦合工艺生物段进行处理。多余的藻类通过沉淀池回收到发酵罐进行厌氧发酵,部分出水回流至 SNAD 反应器提供氧气。

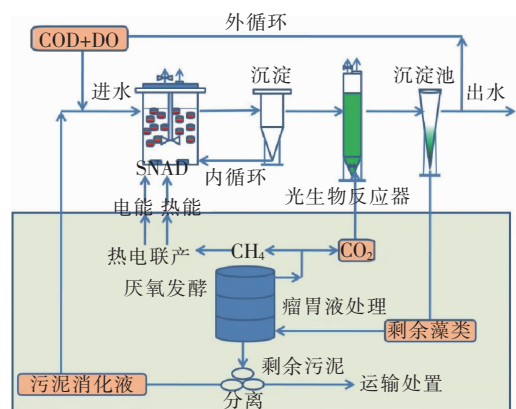


图2 污泥处理厂 SNAD—藻类耦合工艺流程

Fig. 2 Flow chart of SNAD – algae coupling process

小试中 PBR 采用管式光生物反应器,反应器材质为甲基丙烯酸甲酯,光生物反应器外部采用 5 条长为 2 m、功率为 3 W 的 LED 灯带提供 5 000 lx 的光源。光生物反应器外循环比为 2,反应器内 pH 值与温度分别控制在 7~8 和 27 ℃。

## 1.2 接种污泥及进水水质

实验启动 SNAD 工艺所接种的活性污泥取自某生物移动床(MBBR)中试挂膜反应器以及大连某污泥处理厂。其中,该污泥处理厂 SNAD 池 1 中通过接种 MLVSS 约为 3 500 mg/L 的好氧活性污泥进行硝化污泥的快速培养;SNAD 池 2 通过接种 MLVSS 约为 1 600 mg/L 的 MBBR 中试挂膜反应器的厌氧氨氧化污泥进行培养。该投加方案通过生物填料很好地富集了厌氧氨氧化细菌,使其在局部环境中的污泥浓度较高而得以生存,同时也有效减少了污泥流失。从启动至有厌氧氨氧化脱氮现象出现,中试反应器投加至 SNAD 池 2 中的厌氧氨氧化污泥干质量约为 20 kg,投加的挂膜填料约为 25 m<sup>3</sup>[6]。

实验进水采用稀释后的污泥消化液,污泥消化液与稀释所用中水的比例在 1:1.7~1:1 范围内。反应器进水水质如下:COD 为 160~265 mg/L,平均值为 212.5 mg/L;BOD<sub>5</sub> 为 89~131 mg/L,平均值为 110 mg/L;NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N 为 580~810 mg/L,平均值为 695 mg/L;NO<sub>2</sub><sup>-</sup>-N 为 0.2~1.0 mg/L,平均值为 0.6 mg/L;NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N 为 0.5~1.3 mg/L,平均值为 0.9 mg/L;PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>-P 为 7.0~11.0 mg/L,平均值为 9.0 mg/L。

## 1.3 分析方法

NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N、NO<sub>2</sub><sup>-</sup>-N 及 NO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N 分别采用纳氏试剂分光光度法、N-(1-萘基)-乙二胺分光光度法以及紫外分光光度法测定;反应器中的 DO、pH 值分别由溶解氧分析仪和 pH 计测定;COD 采用重铬酸钾法测定。

## 2 结果与讨论

### 2.1 工艺启动及运行

SNAD—MBBR 和 SNAD—PBR 工艺对污染物的去除效果如图 3 所示。在该污泥处理厂 SNAD—MBBR 工艺启动初期,根据测得的出水氮浓度调整消化液的进水量以及浓度。经过 60 多天的运行,SNAD 工艺在进水氮浓度为 800 mg/L 左右时可以稳定运行,对氨氮与总氮的去除率分别为 95% 和 85%,出水 COD 浓度均降至 50 mg/L 以下(基本为难生物降解有机物),总体达到同步脱氮除碳的目的。对于 SNAD—PBR 小试系统,在进水氮浓度为 800 mg/L 时,对氨氮与总氮的去除率分别为 98% 和 96%,PBR 中藻类能够通过光合作用进一步吸收 SNAD 反应器出水中的氮、磷,使得去除率较

SNAD—MBBR 工艺都有所提高。在 SNAD 反应阶段采用 SNAD—IFAS 工艺与 SNAD—MBBR 工艺的出水 COD 浓度相差很小,但经过 PBR 反应器后通过藻类光合作用对 SNAD 出水进一步脱氮除碳,出水 COD 浓度可进一步下降。

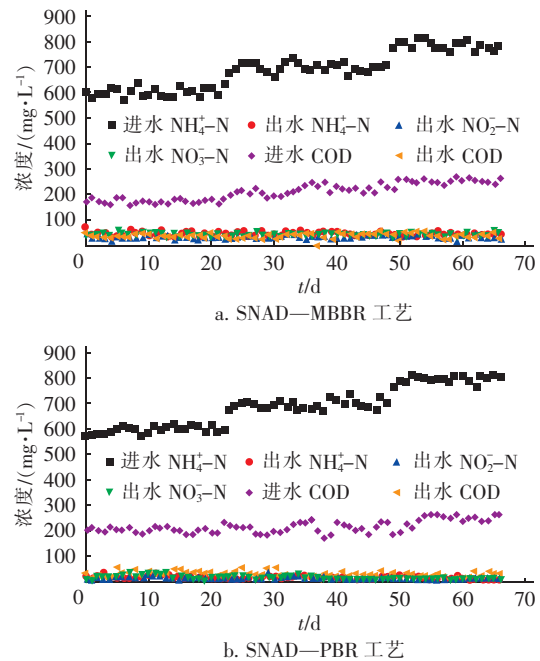


图3 SNAD—MBBR 和 SNAD—PBR 工艺对污染物的去除效果

Fig. 3 Pollutants removal performance of SNAD - MBBR and SNAD - PBR processes

### 2.2 物质平衡分析

按照公式(1)~(3),对整个系统中的 C、N、P 元素进行物质平衡分析。其中,C 平衡主要以 COD 量来表示,此外对于发酵系统的含碳产物还包括产生的沼气成分(CH<sub>4</sub>、CO<sub>2</sub>)、含 COD 污水及沼渣。假设 PBR 内藻类收集后全部作为发酵底物,产生的 CO<sub>2</sub> 全部作为碳源供给 PBR 使用,在整个系统中 C 只以 CH<sub>4</sub>、出水及污泥(包括初沉污泥及剩余污泥)3 种形式离开系统。同理,以 TN、TP 平衡表示 N、P 平衡,N 以在 SNAD 过程产生 N<sub>2</sub>、出水以及污泥形式离开系统,P 以出水及污泥形式离开系统。

$$\text{COD}_{\text{污泥1}} + \text{COD}_{\text{藻1}} = \text{COD}_{\text{进水}} + \text{CO}_2 + \text{CH}_4 + \text{COD}_{\text{沼渣}} \quad (1)$$

$$\text{TN}_{\text{污泥}} + \text{TN}_{\text{藻}} = \text{TN}_{\text{进水}} + \text{N}_2 + \text{TN}_{\text{沼渣}} \quad (2)$$

$$\text{TP}_{\text{污泥}} + \text{TP}_{\text{藻}} = \text{TP}_{\text{进水}} + \text{TP}_{\text{沼渣}} \quad (3)$$

以大连某污泥处理厂为例,通过将系统内碳、氮、磷归一化为 100% 进行计算来对目前整套处理



系统(污泥发酵—SNAD—MBBR 工艺系统)的物质平衡进行分析,结果见图4。可知,底物厌氧发酵后得到的产物沼渣被加工成有机肥料,经脱水后产生的污泥消化液(C、N、P 分别为 5.8%、8.2%、7.8%)进入 SNAD 生物处理单元进行处理。经预处理后, C、N 和 P 分别下降 1.0%、1.1% 和 1.2%。在 SNAD—MBBR 单元,进水中含有 63.8% 的 COD 转化为  $\text{CO}_2$ 、有 74.4% 的 TN 转化为  $\text{N}_2$  排出, TP 在此过程没有变化,最终出水 COD、TN 和 TP 含量分别为 2.0%、2.0% 和 6.6%。其中, SNAD—MBBR 工艺污泥处理单元中初沉污泥含有 1.0% 的 C、1.1% 的 TN, 剩余污泥含有 0.1% 的 C、0.1% 的 TN。

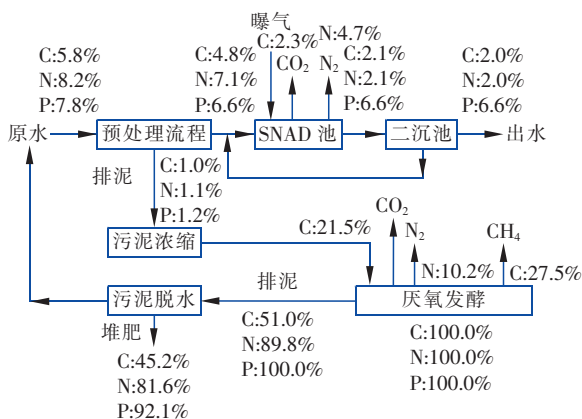


图4 厌氧发酵—SNAD—MBBR 工艺的物质平衡分析

Fig. 4 Material balance analysis of anaerobic digestion - SNAD - MBBR process

对污泥藻类共发酵—SNAD—PBR 工艺系统的物质平衡分析如图5所示。首先,通过厌氧发酵后得到的产物沼渣被加工成有机肥料,经脱水后产生的污泥消化液(C、N、P 分别为 5.8%、8.2%、7.8%)进入预处理单元,预处理后 C、N 和 P 分别下降 1.0%、1.1% 和 1.2%。然后进入 SNAD—IFAS 生化单元,分别有 67.2% 的 COD 和 82.9% 的 TN 转化为  $\text{CO}_2$  和  $\text{N}_2$  排出, TP 在此过程没有变化。出水 COD、TN 和 TP (1.8%、1.4%、6.6%) 进入 PBR 单元后进行脱氮除磷,出水携带一定量的藻类使 COD、TN 和 TP 含量提高至 22.4%、22.6% 和 35.1%。经过沉淀池处理后,出水 COD、TN、TP 下降为 1.7%、0.8% 和 0。此外,原水经过预处理流程和 PBR 后,产生的初沉污泥和藻类继续作为发酵底物进行循环利用。其中, SNAD—IFAS 工艺污泥处理单元中初沉污泥含有 1.0% 的 C、1.1% 的 TN, 剩余污泥含有 0.1% 的 C、0.1% 的 TN。

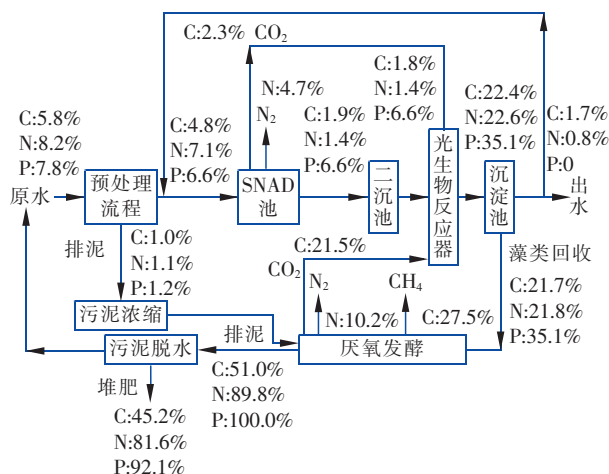


图5 SNAD—藻类耦合工艺的物质平衡分析

Fig. 5 Material balance analysis of SNAD - algae coupling process

综上,通过两种工艺的物质平衡分析可知,现有 SNAD—MBBR 工艺实现了对 COD、TN 的有效去除,但整个系统产生的  $\text{CO}_2$  并未得到有效利用<sup>[7]</sup>。改进工艺可将收集到的含碳量约为 24.0% 的  $\text{CO}_2$  提供给 PBR 利用,含碳量为 21.7% 的藻类作为厌氧发酵底物。此外,系统加入 PBR 后,不仅 TN 得到进一步去除, TP 也通过藻类回收到厌氧发酵罐内,整个系统基本实现了碳、氮、磷资源回收。

## 2.3 工艺能耗分析

以该污泥处理厂为例,目前其需要处理的污泥消化液约为  $800 \text{ m}^3/\text{d}$ ,与进水混合后使进水负荷增加,提高了污泥处理厂的运行成本。因此,结合污泥处理厂实际情况,对目前其所用厌氧发酵结合 SNAD—MBBR 工艺和 SNAD—PBR 耦合工艺的能耗进行对比分析。

### 2.3.1 能耗对比分析

将整个系统的厌氧发酵单元、生物处理单元、污泥处理单元、污水处理构筑物设备以及其他能耗设备(锅炉、照明等)的能耗总和分别归一化为 100% 并进行计算:

① 厌氧发酵单元能耗。该单元通常以产甲烷量作为能耗的对比指标。

② 生物处理单元能耗。该单元能耗主要包括搅拌能耗、曝气能耗以及泵能耗。SNAD—MBBR 工艺中供气量主要由曝气装置提供, SNAD—PBR 工艺所需溶解氧部分依靠 PBR 光合作用提供,因此 SNAD—PBR 生物处理单元能耗主要指光照能耗、机

械搅拌能耗以及泵能耗。

③ 污泥处理单元能耗。该单元通常以污泥处理量作为能耗对比指标。

④ 污水处理构筑物设备能耗。处理污水量相同时,假设搅拌器能耗与 HRT 成正比,污泥泵能耗则与污泥产量成正比。

通过计算,该污泥处理厂基于 SNAD—MBBR 工艺的单位能耗为  $3.07 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ 。基于污泥藻类共发酵—SNAD—PBR 工艺的污泥处理厂能耗则以前文中的物质平衡分析为基础,并结合该污泥处理厂中 SNAD—MBBR 工艺的能耗分布(厌氧发酵单元占 27.5%、生物处理单元占 45.2%、污泥处理单元占 8%、污水处理构筑物设备占 12.2%、其他占 7.1%)进行如下计算:

① 厌氧发酵单元能耗。瘤胃微生物是在牛瘤胃形成的一个复杂的微生物种群,这些微生物在瘤胃内长期稳定存在,食物在它们的作用下被高效转化。瘤胃液高效的原因在于其拥有高效的酶,具体来说,纤维酶如纤维素酶、木聚糖酶比其他正常的厌氧微生物在降解植物材料方面更有优势<sup>[8]</sup>。实验结果表明,与剩余污泥单独发酵相比,通过瘤胃液处理藻类与剩余污泥共发酵的单位 VS 累积产甲烷量由  $145.93 \text{ L/kg}$  增加至  $176.52 \text{ L/kg}$ ,提高了 20.96%。因此,在产生总能量相等的情况下,如果藻类单独发酵产甲烷量为  $140.04 \text{ L/kg}$ ,经瘤胃液处理后产甲烷量为  $178.52 \text{ L/kg}$ ,较前者提高 27.5%,理论上可同比节约 21.3% 的能量<sup>[9]</sup>。

② 生物处理单元能耗。在 SNAD—MBBR 工艺运行过程中,通过 60 个  $0.8 \text{ kW}$  曝气头,控制流量为  $16.7 \text{ m}^3/\text{min}$  进行曝气,使溶解氧保持在  $0.3 \sim 0.8 \text{ mg/L}$  范围内。所用蠕动泵与机械搅拌功率分别为  $4 \text{ kW}$  和  $12 \text{ kW}$ ,进水氨氮由  $400 \text{ mg/L}$  降至  $50 \text{ mg/L}$  所消耗能量经计算为  $0.89 \text{ kW} \cdot \text{h/kg}$ 。对于 SNAD—PBR 耦合工艺,假设通过藻类光生物反应器的光合作用产生的氧气能满足 SNAD 工艺运行。通过控制相同曝气时间,所用曝气泵功率、流量分别为  $5 \text{ W}$ 、 $2 \text{ L/min}$ ,通过藻类 PBR 光合作用保持相同的溶解氧,光源采用  $3 \text{ W}$  的 LED 灯带,计算可得结合 PBR 单元可使能耗在脱氮过程同比节约 30%。

③ 污泥处理单元能耗。由于相同的前处理方式,两种工艺进水 COD 以污泥形式排出的含量也相同,在能耗上两者也几乎相等<sup>[10]</sup>。

④ 污水处理构筑物设备能耗。在 SNAD—PBR 耦合工艺中 SNAD 反应池与 PBR 的 HRT 分别为  $1 \text{ d}$  和  $4 \text{ d}$ ,SNAD—MBBR 工艺的 HRT 以平均值  $2.5 \text{ d}$  进行计算,因此两种工艺的污水处理构筑物设备能耗对比如表 1 所示。

表 1 两种工艺污水处理构筑物设备能耗对比

Tab. 1 Comparison of equipment energy consumption of different processes %

| 项 目   | SNAD—MBBR 工艺 | SNAD—PBR 耦合工艺 |     |
|-------|--------------|---------------|-----|
|       |              | SNAD—IFAS     | PBR |
| 搅拌器   | 7.4          | 7.4           | —   |
| 回流泵   | 2.2          | 2.2           | 2.2 |
| 加药泵   | —            | —             | 0.1 |
| 回流污泥泵 | 2.1          | 2.1           | —   |
| 二沉刮泥机 | 0.4          | 0.4           | 0.4 |
| 剩余污泥泵 | 0.1          | 0.1           | —   |
| 总计    | 12.2         | 14.9          |     |

综上所述,与现有污泥发酵结合 SNAD—MBBR 工艺相比,通过污泥藻类共发酵结合 SNAD—PBR 耦合工艺处理污泥消化液可降低部分工艺能耗。通过计算,后者能耗仅为前者能耗的 83.2% (见表 2),单位能耗为  $2.55 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ 。因此,通过以上能耗分析可知,采用瘤胃液处理藻类发酵技术结合 SNAD—PBR 耦合工艺有利于污泥处理厂控制成本,也充分肯定了 SNAD—PBR 耦合工艺处理污泥消化液的优势。

表 2 SNAD—MBBR 与 SNAD—PBR 两种工艺的能耗对比

Tab. 2 Comparison of energy consumption between SNAD—MBBR and SNAD—PBR %

| 项 目       | SNAD—MBBR 工艺 | SNAD—PBR 耦合工艺 |
|-----------|--------------|---------------|
| 厌氧发酵单元    | 27.5         | 21.6          |
| 生物处理单元    | 45.2         | 31.6          |
| 污泥处理单元    | 8.0          | 8.0           |
| 污水处理构筑物设备 | 12.2         | 14.9          |
| 其他        | 7.1          | 7.1           |
| 运行总能耗     | 100.0        | 83.2          |

### 2.3.2 能量平衡分析

SNAD—PBR 工艺各处理单元的日耗电量见表 3。通过前文可知生物处理单元与厌氧发酵单元的工艺总能耗占比为 53.2%,因此污泥处理厂全年耗电量为  $8\,828\,656.5 \text{ kW} \cdot \text{h}$ 。

该污泥处理厂发酵罐内日均产气量约为  $11\,000 \text{ m}^3$ ,在产出气体中  $\text{CH}_4$  含量以均值 60% 计算,则每

日产生的能量为:  $W_{\text{气}} = (11\ 000 \times 60\% \times 35.9)$  MJ/d = 236 940 MJ/d ( $\text{CH}_4$  热值为 35.9 MJ/m<sup>3</sup>)。热电联产的产电量为:  $W_{\text{电}} = (11\ 000 \times 2.30 \times 365)$  kW · h = 9 234 500 kW · h (发酵罐内电能转化率为 2.30 kW · h/m<sup>3</sup>); 热电联产电能转化效率为:  $\eta_1 = W_{\text{电}} / (365 \times W_{\text{气}}) \times 100\% = 10.68\%$ 。因此, 产能与耗能比值为:  $\eta = W_{\text{电}} / W_{\text{耗}} \times 100\% = 105\%$ 。结果表明, 通过污泥藻类共发酵结合 SNAD—PBR 耦合工艺对污水中能量进行回收并优化各处理单元运行, 可以实现能量中和运行目标。

表 3 工艺各处理单元日耗电量

Tab. 3 Daily power consumption of each unit

| 项 目       | 单位电耗/(kW · h · d <sup>-1</sup> ) | 能耗份额/% |
|-----------|----------------------------------|--------|
| 厌氧发酵单元    | 6 279.6                          | 26.0   |
| 生物处理单元    | 9 186.9                          | 38.0   |
| 污泥处理单元    | 2 325.8                          | 9.6    |
| 污水处理构筑物设备 | 4 331.7                          | 17.9   |
| 其他        | 2 064.1                          | 8.5    |
| 合计        | 24 188.1                         | 100.0  |

## 2.4 工艺运行成本分析

运行成本包括人员费、动力费、维修费、药剂费和其他费用, 其中其他费用按人员费、动力费、维修费、药剂费总和的 5% 计算<sup>[11]</sup>。人员费按人均工资为 3 000 元/月计, 则每月的人员费  $W_1$  为 3 000 元。动力费包括运输费和电费, 根据前文得到耦合工艺单位能耗为 2.55 kW · h/m<sup>3</sup>, 电费按 0.6 元/(kW · h) 进行计算, 则每月的动力费  $W_2$  为 36 720 元。维修费包括设备大修和管道维护费, 每年设备大修以及管道维护费分别按投资额的 5% 和 1% 计, 设备投资额为 80 万元, 计算得每月维修费  $W_3$  为 4 000 元。药剂费以化学试剂、絮凝剂和消毒费用为主, 其中在药剂选择上液氯消毒是我国目前较普遍采用的方法, 消毒运行成本为 0.025 元/m<sup>3</sup><sup>[12]</sup>, 絮凝剂按处理成本 0.005 元/m<sup>3</sup> 计, 计算得每月药剂费  $W_4$  为 720 元。因此, 计算得到每月运行成本  $W$  为 46 662 元, 则单位运行成本为 1.94 元/m<sup>3</sup>。参考已有资料可知, 目前该污泥处理厂采用 SNAD 工艺的污泥处理成本为 2.46 元/m<sup>3</sup><sup>[6]</sup>。可见, SNAD—PBR 耦合工艺具有很高的经济效益和市场应用价值。

## 2.5 投资成本分析

该污泥处理厂基于污泥厌氧工程总投资为 19 413 万元, 如表 4 所示, 在此条件下基于 SNAD—

MBBR 工艺处理 800 m<sup>3</sup>/d 污泥消化液的实际工程投资成本约为 1 900 万元, 不包括财务成本和铺底流动资金等其他费用。如采用 SNAD—藻类耦合工艺, 在厌氧发酵段外加投资主要为 CO<sub>2</sub> 提纯设备、沼气发电装置等, 在污水处理段外加藻类塘、二沉池及外循环设备等, 虽在总投资上较 SNAD—MBBR 工艺多出 775 万元, 但每年运行成本可节省 15.18 万元(由于产甲烷量增加较低, 未含在费用中), 通过计算确定该工艺可作为一项可行性投资模式。

表 4 工程主要投资估算

Tab. 4 Investment estimation of project 万元

| 项 目    | 特征                 | 投资           |           |
|--------|--------------------|--------------|-----------|
|        |                    | SNAD—MBBR 系统 | SNAD—藻类系统 |
| 设备购置费  | 包括各单元主体及配套设备、电气系统等 | 751          | 1 040     |
| 土建投资   | 包括各单元设备基础、厂房等      | 560          | 806       |
| 管材阀门   | 按工程报价 15% 取费       | 285          | 401       |
| 安装运输保险 | 按工程报价 8% 取费        | 152          | 214       |
| 设计费    | 按工程报价 3% 取费        | 57           | 80        |
| 管理费    | 按工程报价 5% 取费        | 95           | 134       |
| 合计     |                    | 1 900        | 2 675     |

文中 SNAD—藻类耦合工艺设计参数为小试阶段得出, 将结果放大来与现有的 SNAD—MBBR 工艺进行投资总成本比较。通过物质平衡、能耗分析、运营成本及投资成本比较, 为将污泥处理厂改造成能源厂、再生水厂提供了一定的理论研究基础, 更详细的成本核算需通过进一步的中试进行验证。

## 2.6 SNAD—藻类耦合工艺展望

目前实验结果表明, 在光合作用状态、回流比为 2 的条件下 PBR 的产氧效果可以满足 SNAD 的稳定运行, 但与机械曝气的稳定供氧方式相比, PBR 内依靠光合作用并不能实现溶解氧供给的精确控制, 光照时间和光照强度等因素均会影响藻类光合作用。本工艺设计中主要以维持较好的脱氮除碳效率为目的调节操作参数, 未对如何精确控制溶解氧浓度进行深入研究。后续可在之前研究的基础上, 对 SNAD 溶解氧的供给进行控制研究, 通过优化光照时间和光照强度来实现稳定供氧。

## 3 结论

通过与大连某污泥处理厂现有污泥发酵—SNAD—MBBR 处理工艺进行对比, 对提出的



SNAD—藻类耦合工艺的放大实际投产进行了能耗和成本分析。结果表明,该耦合工艺可使污染物得到进一步去除,并在整个系统中基本实现碳、氮、磷资源回收,单位能耗为 $2.55 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ ,处理成本为 $1.94 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。此外,通过SNAD—藻类耦合工艺回收污水中能量( $\text{CH}_4$ )并优化各单元运行,产能与耗能的比值为1.05,实现了能量中和的运行目标。

### 参考文献:

- [1] MCCARTY P L, BAE J, KIM J, *et al.* Domestic wastewater treatment as a net energy producer—can this be achieved? [J]. *Environmental Science & Technology*, 2011, 45(17): 7100–7106.
- [2] CARRERA J, BAEZA J A, VICENT T, *et al.* Biological nitrogen removal of high-strength ammonium industrial wastewater with two-sludge system [J]. *Water Research*, 2003, 37(17): 4211–4221.
- [3] WANG G, XU X, ZHOU L, *et al.* A pilot-scale study on the start-up of partial nitrification–anammox process for anaerobic sludge digester liquor treatment [J]. *Bioresource Technology*, 2017, 241: 181–189.
- [4] MEERBURG F A, BOON N, VAN WINCKEL T, *et al.* Toward energy-neutral wastewater treatment: a high-rate contact stabilization process to maximally recover sewage organics [J]. *Bioresource Technology*, 2015, 179: 373–381.
- [5] ZOU Y, XU X C, WANG X J, *et al.* Achieving efficient nitrogen removal and nutrient recovery from wastewater in a combining simultaneous partial nitrification, anammox and denitrification (SNAD) process with a photobioreactor (PBR) for biomass production and generated dissolved oxygen (DO) recycling [J]. *Bioresource Technology*, 2018, 268: 539–548.
- [6] TANG C J, ZHENG P, MAHMOOD Q. The shear force amendments on the slugging behavior of upflow Anammox granular sludge bed reactor [J]. *Separation & Purification Technology*, 2009, 69(3): 262–268.
- [7] XU X C, WANG G, ZHOU L, *et al.* Start-up of a full-scale SNAD–MBBR process for treating sludge digester liquor [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2018, 343: 477–483.
- [8] WILLIAMS A G, STRACHAN N H. Polysaccharide degrading enzymes in microbial populations from the liquid and solid fractions of bovine rumen digesta [J]. *Canadian Journal of Animal Science*, 1984, 64(5): 58–59.
- [9] ZOU Y, XU X, LI L, *et al.* Enhancing methane production from *U. lactuca* using combined anaerobically digested sludge (ADS) and rumen fluid pre-treatment and the effect on the solubilization of microbial community structures [J]. *Bioresource Technology*, 2018, 254: 83–90.
- [10] 彭永臻, 邵和东, 杨延栋, 等. 基于厌氧氨氧化的城市污水处理厂能耗分析 [J]. *北京工业大学学报*, 2015, 41(4): 621–627.
- PENG Yongzhen, SHAO Hedong, YANG Yandong, *et al.* Energy consumption of the municipal wastewater treatment plant with anammox process [J]. *Journal of Beijing University of Technology*, 2015, 41(4): 621–627 (in Chinese).
- [11] 常江, 杨岸明, 甘一萍, 等. 城市污水处理厂能耗分析及节能途径 [J]. *中国给水排水*, 2011, 27(4): 33–36.
- CHANG Jiang, YANG Anming, GAN Yiping, *et al.* Energy consumption analysis and energy saving solutions in WWTP [J]. *China Water & Wastewater*, 2011, 27(4): 33–36 (in Chinese).
- [12] 周斌. 华东地区城市污水处理厂运行成本分析 [J]. *中国给水排水*, 2001, 17(8): 29–30.
- ZHOU Bin. Analysis on the operating cost of urban wastewater treatment plant in East China region [J]. *China Water & Wastewater*, 2001, 17(8): 29–30 (in Chinese).

作者简介: 邹瑜 (1990–), 男, 辽宁大连人, 博士, 工程师, 主要研究方向包括 ANAMMOX 脱氮技术、难降解有机废水处理技术、污染物高效去除技术等。

E-mail: 651999940@qq.com

收稿日期: 2020–11–25

修回日期: 2020–12–22

(编辑: 刘贵春)