邓 萱,陈 松,赵鹤翔,等.AnMBR-PN/A 处理甲胺废水工况优化及能耗评价 [J]. 中国环境科学, 2025,45(10):5517-5524.
Deng X, Chen S, Zhao H X, et al. Operational optimization and energy performance evaluation of an integrated AnMBR-PN/A system for methylamine wastewater treatment [J]. China Environmental Science, 2025,45(10):5517-5524.

AnMBR-PN/A 处理甲胺废水工况优化及能耗评价

邓 萱[1],陈 松[1],赵鹤翔[1,2],杜博文[2],杨 俞[2],付静薇[1],李 倩[1*],李玉友[3],陈 荣[1] (1.西安建筑科技大学环境与市政工程学院,陕西 西安 710055；2.华陆工程科技有限责任公司,陕西 西安 710065；3.日本东北大学工学研究科,宫城 仙台 980-8579)

摘要：构建了厌氧膜生物反应器-部分硝化/厌氧氨氧化(AnMBR-PN/A)系统,研究其处理甲胺废水的工况并对实验效果与能耗、碳排进行评价.研究表明,AnMBR 处理甲胺废水的最佳工况 HRT 为 8h,PN/A 段 HRT 为 9h 时,AnMBR-PN/A 体系 COD 去除率超 95%,总氮去除率超 86%,出水氨氮浓度低于 5mg/L,总氮浓度低于 15mg/L,达到一级 A 标准.在最优工况下使用经验公式对体系的能耗和 CO_2 排放进行计算评估,与 A^2/O 工艺相比,AnMBR-PN/A 的净能量潜力为 0.72,实现了部分能量的回收再利用,同时,AnMBR-PN/A 产生的能源气体还具有显著的经济效益.综上,AnMBR-PN/A 工艺具有节能减排与降低污水处理成本等多重优势,为实现环境与经济效益的双赢提供了有力支持.

关键词：厌氧膜生物反应器；部分硝化/厌氧氨氧化；甲胺废水；物料衡算；能耗分析
中图分类号：X703.1 **文献标识码**：A **文章编号**：1000-6923(2025)10-5517-08

Operational optimization and energy performance evaluation of an integrated AnMBR-PN/A system for methylamine wastewater treatment.

DENG Xuan[1], CHEN Song[1], ZHAO He-xiang[1,2], DU Bo-wen[2], YANG Yu[2], FU Jing-wei[1], LI Qian[1*], LI Yu-you[3], CHEN Rong[1] (1.Department of Environment and Municipal Engineering, Xi'an University of Architecture and Technology, Xi'an 710055, China；2.Hualu Engineering & Technology Co. LTD, Xi'an 710065, China；3.Graduate School of Engineering, Tohoku University, Sendai 980-8579, Japan). *China Environmental Science*, 2025,45(10)：5517~5524

Abstract：An AnMBR-PN/A system was developed for methylamine wastewater treatment. At optimal HRTs (AnMBR:8h, PN/A:9h), it achieved >95% COD and >86% TN removal, with effluent <5mg/L NH_4^+-N and <15mg/L TN (meeting Class 1A standards). Net energy potential reached 0.72 with partial recovery, while energy-generating gases provided economic benefits. Versus A^2/O, this system reduces operational costs and demonstrates dual advantages in energy conservation and emission reduction.

Key words：anaerobic membrane bioreactor (AnMBR)；partial nitrification/anammox (PN/A)；methylamine wastewater；mass balance；energy consumption analysis

甲胺废水广泛来源于化学工业中的甲胺生产、制药、染料、农药等领域,通常具有高浓度的有机氮以及一定的毒性,这使得其处理难度较大,对生态环境以及人类、动植物的健康构成了巨大威胁[1].近年来,甲胺废水的处理量呈现出逐年上升的趋势,迫切需要对甲胺废水进行高效处理[2-3].

当前甲胺废水的处理方法以活性污泥法(CAS)及各种改进工艺(A^2/O)[4-6]为主,依靠高能耗的大量曝气去除废水中的主要有机物,通过硝化-反硝化实现氮素的去除[7],废水处理过程中需要大量电能和足量的外加药剂提供碳源,导致其产生较高的运行成本和能源消耗[8].随着我国“双碳”目标政策的提出,废水处理朝着达标排放、资源化、低碳化和低成本化的方向发展[9-12].

厌氧膜生物反应器(AnMBR)以其能源消耗低、资源回收率高、处理效率高且低排放的优势,作为近年来环境经济效益较高的废水生物处理工艺,在高浓度废水处理领域引起了广泛关注[13],已在 N,N-二甲基甲酰胺(DMF)合成工业废水中实现 100%的 DMF 去除率及 85%的甲烷化效率[14].本团队研究了不同 HRT 下 AnMBR 对甲胺废水的处理效果,AnMBR 无法处理氮污染物,出水的 COD 难以满足传统硝化-反硝化工艺脱氮过程对碳源的需求.新型自养生物脱氮工艺厌氧氨氧化工艺(Anammox)以氨氮和亚硝酸盐为基质实现脱氮[15],通常与部分硝化

收稿日期：2025-03-07
基金项目：国家自然科学基金资助项目(52270049)
* 责任作者, 教授, Qian.LI@xauat.edu.cn

(PN)工艺联用[16],处理过程无需碳源,可实现在低C/N条件下废水氨氮的去除.相较于一段式PN/A工艺,两段式PN/A工艺将反应分步,调控更加灵活,可以降低能耗与药剂消耗.两段式PN/A工艺与AnMBR的偶联可以充分发挥前端高效去除COD与后端灵活脱氮的优势,进一步提升废水处理的整体效能与经济性.相比传统废水处理工艺,AnMBR-PN/A工艺无高能耗的曝气阶段,显著降低能源消耗,减少污泥产量和碳排放,实现前端能源回收与后端高效氮去除.已有研究应用AnMBR-PN/A工艺处理市政污水,实现了93%的COD去除率和80%的总氮(TN)去除率[17].研究表明AnMBR-PN/A工艺在市政废水处理中成功应用,但在甲胺废水处理过程中前后两工艺最优工况匹配和工艺能耗、碳排的核算分析仍缺乏明确的研究.

因此,本文采用AnMBR-PN/A工艺,以甲胺生产废水作为进水基质,在AnMBR最优工况8h的条件下,调整PN/A工艺的工况进行匹配,研究AnMBR-PN/A在最优工况下对甲胺废水的处理效能.通过综合分析AnMBR-PN/A工艺的能源消耗、碳排放和经济可行性,揭示该工艺在提高能源回收效率、降低碳排放及提升整体经济效益方面的潜力,以期为优化整体工艺效果及实现低碳运行提供技术支撑[18].

1 材料与方法

1.1 实验装置

设备如图1所示.AnMBR-PN/A工艺分为三个部分:AnMBR反应器、PN反应器和AMX反应器.甲胺生产废水通过蠕动泵(Huiyu-pump,BT100J-1A)从收集池输送至AnMBR,处理后的出水储存在PN的进水桶中,同型号的蠕动泵将PN出水输送至AMX反应器.分阶段启动AnMBR和PN/A工艺,确定AnMBR反应器的最佳工况后,再将AnMBR与PN/A两部分工艺连接,进行连续运行.AnMBR段采用内置浸没式反应器,工作容积为1.5L,PVDF平板膜组件的孔径为0.20μm,总面积为0.0312m^2.反应器内通过沼气实现自循环,以确保均匀混合液能同时冲刷膜表面,减少膜污染[19].跨膜压差(TMP)由膜压记录仪记录,曝气平均流量为4L/min.

PN部分采用一个有效体积为1L(总体积为2.3L)的序批式反应器(SBR),搅拌装置确保泥水充分混合,曝气量由曝气泵通过玻璃转子流量计控制.Anammox部分使用有效体积为1L(总体积为1.5L)的膨胀颗粒污泥床(UASB).各部分的HRT通过计时器控制蠕动泵的进出水流量进而控制反应器内的有效体积来实现.AnMBR与SBR、SBR与EGSB之间各设有一个调节池,恒温水浴循环保持AnMBR-PN/A工艺的运行温度30℃.

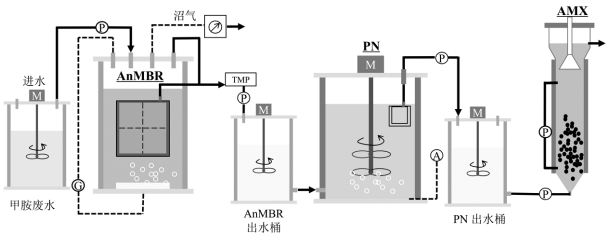


图1 反应器示意

Fig.1 Schematic diagram of the reactor

为了探讨AnMBR-PN/A工艺在工程应用中的效能核算,本研究同时模拟一个操作参数和运行效率与AnMBR-PN/A相似的传统生物处理工艺——A^2/O工艺[20].以上各体系最终产生的污泥将通过连续搅拌槽反应器(CSTR)进行厌氧处理.本研究所提出的假设A^2/O工艺仅为一个能够处理甲胺废水的概念性系统,考虑到污水处理厂已成熟应用A^2/O工艺进行污水处理,因此参考实际运行过程中相关去除率为假想体系的运行条件.

实验分为4个阶段,共116d,逐步缩短PN的HRT.0~29d设定PN和Anammox的HRT分别为12和6h(总HRT为18h);30~59d缩短至8和4h(总12h);60~89d调整为6和3h(总9h);最终90~116d降至4和2h(总6h).

1.2 实验原料

本研究所使用的废水来源于陕西兴化集团甲胺生产废水收集池,储存于30L的白色塑料桶中,平均COD浓度为1500.0mg/L,TN含量为120.0mg/L.为保持基质均匀性,基质桶内采用搅拌器以100r/min的速度进行持续搅拌.AnMBR段污泥取自实验室长期驯化的厌氧污泥,其混合挥发性悬浮固体(MLVSS)为(8.20±0.24) g/L,PN段种泥取自西安市第四污水处理厂A^2/O工艺中缺氧池填料上负载的污泥,MLVSS为(2.11±0.12) g/L,此外,Anammox系

统种泥取自实验室长期运行的 EGSB 反应器(运行温度为 35℃,氮负荷为 8.2kgN/(m^3/d),MLVSS 为(4.85±0.15) g/L.

1.3　分析方法

AnMBR−PN/A 运行过程中产生的气体使用气体流量计监测,气体组分使用气相色谱仪(GC 7900,天美,中国)测定[21],污染物成分使用气相色谱仪(GC 9720Plus,福立,中国)测定,COD 浓度测定采用快速消解分光光度法(D6000,HACH, 美国),氨氮(NH_4^+−N)、亚硝酸盐氮(NO_2^-−N)、硝酸盐氮(NO_3^-−N)浓度使用国标法进行检测[22-25].

1.4　计算方法

AnMBR−PN/A 产生的能量是指在处理 1m^3 甲胺废水过程中,从整个体系中回收的生物质能量以电能的形式(kW·h/m^3)表示.在 AnMBR−PN/A 体系运行中,厌氧反应过程中,甲胺废水中的 COD 转化生成的 CH_4 可以通过燃烧发电实现能量再生,这部分能源产量用 E_c 表示,其计算公式如式(1).实验室中 AnMBR−PN/A 体系的运行温度为 30℃,20℃下溶解性甲烷在水中的溶解度为 0.036g/100L,由亨利定律可知[26],溶解性甲烷在 AnMBR−PN/A 体系中无法被利用,故本研究忽略溶解性甲烷的计算[18].

$$E_c=\frac{P_m\delta\gamma}{3600} \tag{1}$$

式中:E_c 为甲烷产能;P_m 为甲胺废水与最终污泥的甲烷产量(L/m^3);δ为甲烷的燃烧热,取值 35.8kJ/L;γ为化学能转化为电能和热能的转换效率,取值 35%[27].值得说明的是,A^2/O 无法从反应过程中回收能量.

$$E_{con}=E_p+E_{pn}+E_b+E_a+E_h \tag{2}$$

$$E_p=\frac{\rho gH}{3600\eta} \tag{3}$$

式中:E_{con} 为全部能量消耗,主要包括体系中电机、搅拌器、鼓风机等设备的电力消耗以及加热能耗;E_p 表示泵的耗能,包括水输送泵($E_{w\text{-}p}$),污泥输送泵($E_{s\text{-}p}$)的耗能;ρ为水与污泥的密度,1000kg/m^3 计;g 表示重力加速度,9.8N/kg;Q 代表泵的流量,m^3/h;H 为预计水头,在本研究中统一取 1.5m;η为电机效率,取值为 80%.AnMBR 出水的能耗与跨膜压差有关.因此 AnMBR 出水泵能耗 E_{tp} 公式见式(4).其中,TMP 为稳定期平均跨膜压(kPa),由实验记录可知,取值为 2.2kPa.

$$E_{tp}=\frac{\rho gH+\mathrm{TMP}}{3600\eta} \tag{4}$$

$$E_{pn}=\frac{1000P_aT\lambda}{2.73\times10^5\omega(\lambda-1)J\times3600}\left(\frac{Q_s}{Q_p}\right)\left[\left(\frac{P_0}{P_a}\right)^{\left(1-\frac{1}{\lambda}\right)}-1\right] \tag{5}$$

由于 AnMBR 内部需要曝气内部冲刷膜表面从而减少污染,厌氧曝气泵的能耗 $E_{A\text{-}b}$ 的计算公式如式(5)所示,式中:P_b 为曝气管出口绝对压强,其值为 132.7kPa;P_a 标准大气压强,取值为 101.3kPa;T 表征气温,单位为 K;λ为气体的比热比系数,因 AnMBR 内部曝气为沼气,故 λ 的取值为 1.3;ω为曝气泵效率,本研究中假定为 60%;Q_s 为曝气量,m^3/h;Q_p 为抽滤流量,m^3/h,;J 为膜通量,L/m^2/h.

$$E_b=\frac{\rho N_p}{3.6\times10^6q}\left(\frac{n}{60}\right)^3D^5 \tag{6}$$

系统搅拌器用于均质泥水体系,其能耗用 E_b 表示,计算公式如式(6),N_p 为无量纲功率系数,小试装置计算为 4.4,A^2/O 及理想反应过程计算为 6.82;n 为 120r/min;搅拌器直径 D 为 0.01m.

$$E_a=\frac{G_s(P_a+\rho gH)k}{3.6\times10_6\eta Q} \tag{7}$$

作为反应过程中的主要能耗部分,AnMBR−PN/A 与 A^2/O 需要为需氧微生物提供氧气,故曝气耗能用 E_a 表示,G_s 为空气曝气量,m^3/h;P_a 为大气压强,101.3kPa;k 为允许容积系数,取值 1.1; η为电机效率,取值 60%;其它参数计算如下.

$$G_s=\frac{R_0}{0.3E_A}\times100 \tag{8}$$

$$R_0=\frac{\mathrm{CQ}\cdot C_s}{\alpha(\beta\rho C_{sb}-C_L)\times1.024^{\mathrm{T-20}}} \tag{9}$$

$$C_{sb}=C_s\left(\frac{P_0}{2.026\times10^2}+\frac{O_t}{42}\right) \tag{10}$$

$$O_t=\frac{21(1-E_A)}{79+21(1-E_A)}\% \tag{11}$$

式中:E_A 为氧转移系数,取值 0.25;C 为已去除的 COD,kg/m^3;C_s 为饱和溶解氧,通过 468/(31.6+T)计算,mg/L;C_{sb} 为 T 温度时真实饱和溶解氧,mg/L;O_t 为氧逸散系数;系数为 α=0.82,β=0.95;C_L 为氧气余量,mg/L,A^2/O 过程为 3.0mg/L,PN/A 过程为 0.5mg/L.

$$E_h=\frac{\rho k\ (T_{\mathrm{AnMBR}}-T_a)}{3600}\times(1+L) \tag{12}$$

由于实验室装置需要维持适宜的反应温度,故需要对工艺进行保温操作,加热保温的耗能为 E_h,k

代表水的比热容;T_{AnMBR} 为加热温度,℃;T_a 为户外温度,℃;L 为热损失,取值 5%[28].

可以通过计算净能量潜力(P_e)和生物能量回收率(R_r)来进行各工艺碳中和能力的对比,二者的计算方法如下:

$$P_e=E_c-E_{con} \tag{13}$$

$$R_r=\frac{P_e}{E_{in}}\times 100\% \tag{14}$$

在废水处理领域,通过定义工艺处理过程中的 CO_2 排放当量 CE($kgCO_2/m^3$),可对该工艺的碳排放削减潜力进行评估.因此,可采用 CE 值表征处理甲胺废水过程中形成的 CO_2 排放量.本文处理工艺过程的碳排放可划分为以下几个部分.

第一部分为生物降解甲胺废水过程中直接释放到大气中的碳(C_{COD}).

$$C_{COD}=0.98kgCO_2/kgCOD \tag{15}$$

根据实验记录,C_{COD} 为 0.02kg/m^3.假设 A^2/O 工艺的理想运行结果,那么有 50%的 COD 转化为污泥.

第二部分是因电能消耗而产生的碳排放.鉴于火力发电作为国内主要的发电工艺,在工艺运行过程中,消耗电能的同时,由于发电而燃烧的化石燃料也会在大气中释放 CO_2(Cco_2).相应地,若采用可再生能源进行产能发电,那么这部分碳排则可大量减少.

$$C_{CO_2}=0.52CO_2(kg\cdot m^3)/(kW\cdot h) \tag{16}$$

第三部分为 CH_4 燃烧后释放的碳(C_H).CH_4 燃烧发电所产生的能量可抵消火电厂的能耗,从而减少火电厂的碳排放.然而,在燃烧过程中也会向环境中排放一定量的 CO_2.由于 AnMBR 工艺可以从废水处理和污泥处理两部分进行能源回收,故 C_H 可分为废水处理能源回收(C_{Hg})和污泥处理能源回收(C_{Hs})两部分,而在 A^2/O 工艺中只能从污泥处理中回收生物 CH_4(C_{Hs}).

2 结果与讨论

2.1 AnMBR−PN/A 运行效果

在 AnMBR 的 HRT=8h 下,逐级缩短 PN/A 的 HRT,如图 2 所示,进水中的甲胺和 COD 去除主要依赖于 AnMBR 反应器取得了 95%以上的 COD 去除率和 99%的甲胺去除率,可承受的极限有机负荷(OLR)为 3.21kgCOD/(L·d),出水 COD 浓度为(45.36±6.54)mg/L.

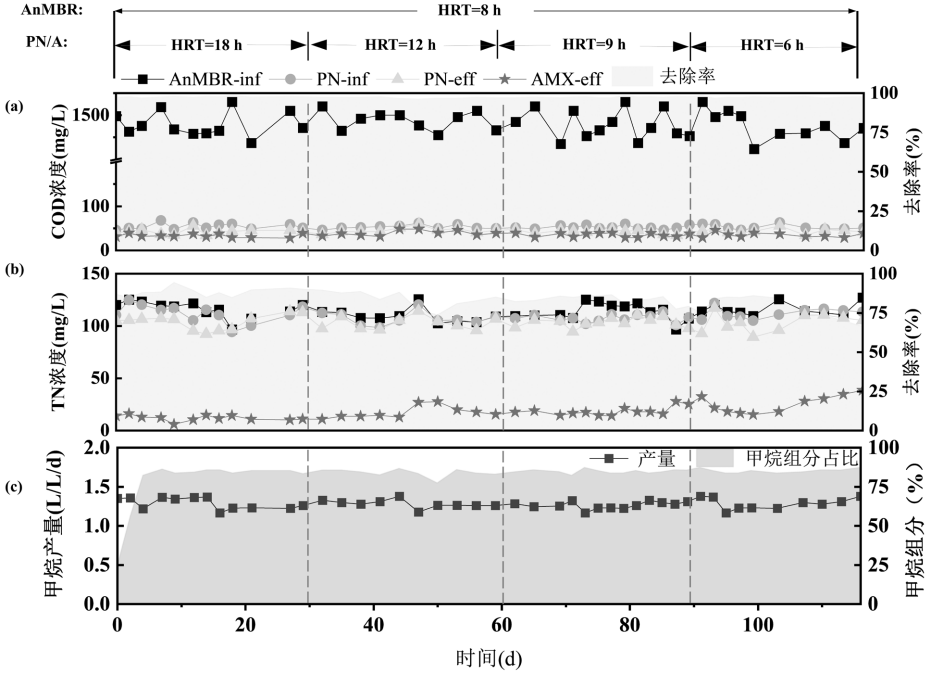


图 2 AnMBR−PN/A 整体运行效果

Fig.2 AnMBR−PN/A overall operation effect

废水 TN 平均浓度仅为 120mg/L,含氮有机物的转化导致 AnMBR 段出水 NH_4^+−N 浓度达到

110~120mg/L,PN/A 消耗 AnMBR 出水中的氨氮.PN/A 系统氮负荷(NLR)为 0.48gN/(L·d),出水中仅含有(2±1.32) mg/L NO_2^-−N 及(12±2.69) mg/L NO_3^-−N,NH_4^+−N 的去除效率达 96%,TN 去除率超 85%.

PN/A 段随着 HRT 的缩短直至 6h,由于系统内水力剪切力增加,导致絮体或颗粒污泥的分散[29],体系内亚硝酸盐氧化细菌(NOB)与氨氧化细菌(AOB)的竞争关系失衡[30],PN 段出水氨氮与硝酸盐氮累积,NH_4^+−N/NO_2^-−N 无法满足 AMX 段的进水要求.AMX 段进水比例失衡,高水力剪切力导致 Anammox 颗粒污泥破碎,TN 去除率降至(75%±4.69%).综合考虑,PN/A 处理甲胺废水的最优工况为 9h,保证了 AnMBR−PN/A 系统的稳定(95%±1.36%)COD 去除率与(82.3%±3.45%)TN 去除率.

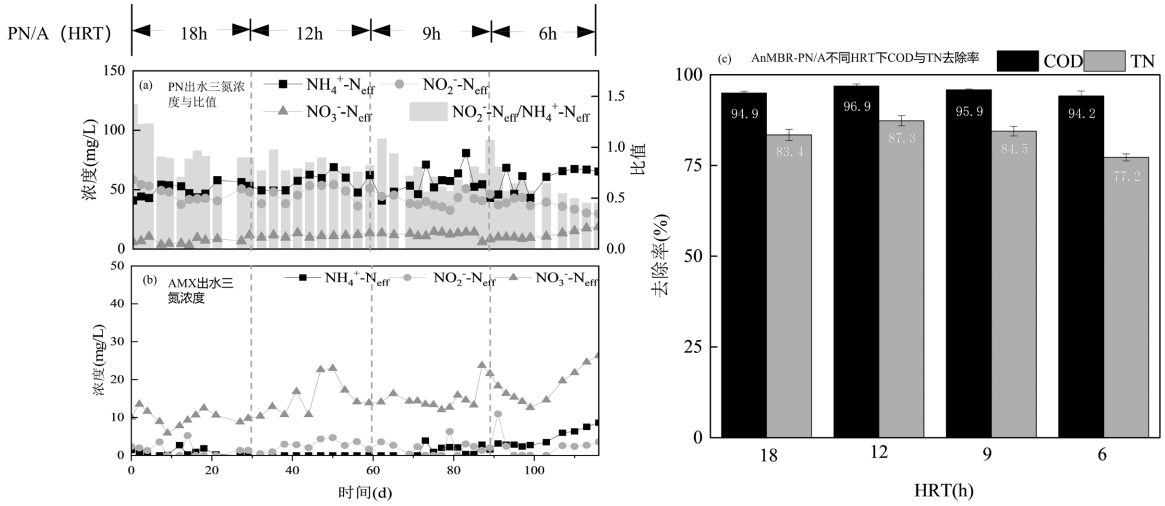


图 3　AnMBR−PN/A 不同 HRT 下运行效果

Fig.3　AnMBR−PN/A operation effect under different HRTs

2.2　物料平衡

为实现碳中和目标,需要在废水处理中减少碳排放的同时实现对能源的再利用.AnMBR−PN/A 处理甲胺废水的过程中,废水中的大部分有机污染物甲胺及 COD 转化产生的生物甲烷可作为生物能源回收.

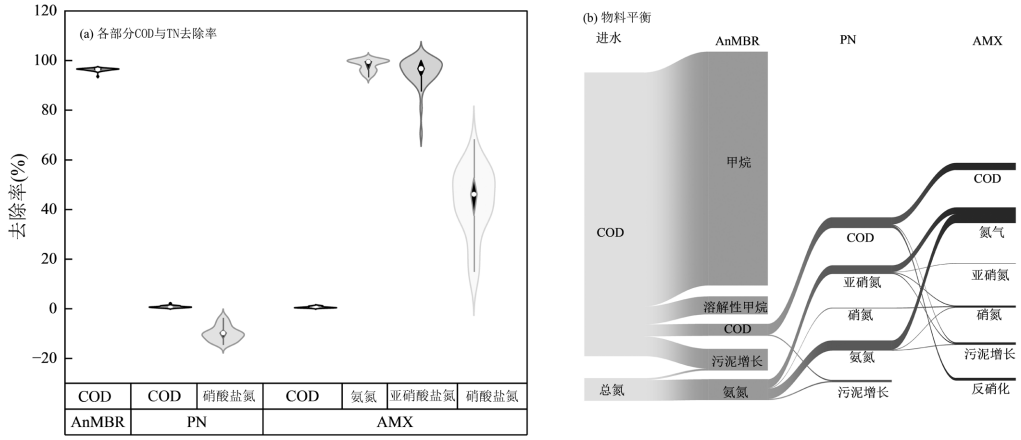


图 4　物料计算

Fig.4　Material calculation

本研究中,以平均 COD 浓度为 1500mg/L 的甲胺废水为进水,AnMBR−PN/A 的最佳工况即 HRT=8h 下取得的 CH_4 产量为例.在 AnMBR−PN/A 的稳定运行期间,平均 CH_4 产率为 442.4L/m^3,由于从出水中回收溶解性 CH_4 也会耗费较多的能量,故此部分不对其进行计算.CH_4 燃烧发电的能量转换效率约为

35%,故 AnMBR−PN/A 从甲胺废水中取得的能量为 154.84kW·h/m^3.通过实验数据计算得出 AnMBR 通过 COD 的污泥转化率为 0.7%,PN/A 部分由于污泥转化率低于 0.1%,为了考虑实际工程中的污泥增长,故选用常规值5%作为AnMBR−PN/A系统污泥排放量的参考值[31],实际 A^2/O 工艺的污泥转化率为 20%~50%(本实验选用 50%)[32].

2.3 能耗碳排分析

2.3.1 AnMBR−PN/A 与 A^2/O 能耗分析 AnMBR−PN/A 需要 4 个蠕动泵在运行过程中输送废水和污泥.因此,根据公式计算,得出 AnMBR−PN/A 的水泵能耗 E_p=0.02(kW·h)/m^3.2 台搅拌机用来搅拌废水和污泥,E_b 的耗电量较小,为 0.001(kW·h)/m^3. 在 AnMBR 中,需要一台抽滤泵用于出水,由于抽滤泵的耗能直接与 TMP 相关,膜通量过高或者膜受到污染时TMP变大,所以以膜通量的最大值进行估计 E_{ab} 约 0.136(kW·h)/m^3.同时,AnMBR 内部需要沼气内循环泵进行膜表面的冲刷,内循环泵的能耗 E_{pn} 为 0.15(kW·h)/m^3.采用小型气泵为部分亚硝化提供 DO,计算可得出 PN/A 段曝气需要能耗 E_a 为 0.041(kW·h)/m^3.

通过 AnMBR−PN/A 与 A^2/O 两种工艺处理实际甲胺工业废水,由于靠近厂区,实际甲胺废水温度较高可以为 AnMBR−PN/A 工艺提供热能,故无加热耗能.AnMBR−PN/A 水泵能耗 E_p=0.02kW·h/m^3,E_b 总耗能为 0.326(kW·h)/m^3,AnMBR 膜滤耗能为 0.404(kW·h)/m^3,曝气耗能为 0.013(kW·h)/m^3.与之相比,A^2/O 反应需要较多的泵,其中 3 台泵用于废水输送,2 台泵用于污泥回流,1 台泵用于排泥,所以 A^2/O 的泵总耗能 E_p 为 0.051(kW·h)/m^3.A^2/O 工艺使用 3 台搅拌器,E_b 的耗电量为 0.979(kW·h)/m^3,由于 A^2/O 工艺的 COD 降解和硝化需要曝气,曝气耗能 E_a 为 0.236(kW·h)/m^3,为 A^2/O 工艺能耗最高的部分.综上,在工程应用中,AnMBR−PN/A 与 A^2/O 总耗能分别为 0.78 与 1.27(kW·h)/m^3.

若使用 AD 工艺处理剩余污泥同样能达到回收能源的效果,但据研究厌氧发酵处理污泥的 COD 去除率为 30%~50%.通过计算净能量潜力(*P*e)和生物能量回收率(*R*r),可以发现 AnMBR−PN/A 系统的 Pe 为 0.72 为正值,而由于 A^2/O 工艺是一种能源密集型工艺,无能源回收过程,故 Pe 为−1.26,Pr 为−100%,说明相较于传统的活性污泥工业废水处理,AnMBR−PN/A 回收的能耗完全可以保证体系的能量平衡,甚至回收多余的能量,从而说明 AnMBR−PN/A 是一种可持续能源可再生的甲胺工业废水处理工艺.

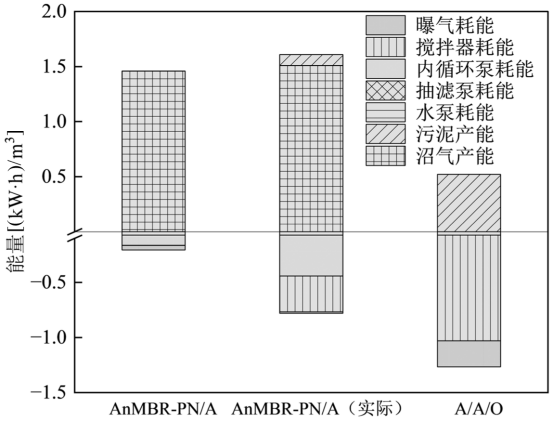


图 5 不同工艺处理甲胺废水的能耗分析

Fig.5 Analysis of energy consumption of different processes for treating methylamine wastewater

2.3.2 碳减排能力分析 减少二氧化碳排放量是碳中和政策的代表指标之一,本研究在实验室反应的基础上计算了 AnMBR−PN/A 和 A^2/O 的排放当量(*CE*).AnMBR−PN/A 系统内,由于厌氧反应的优势是将 COD 转化为清洁能源,故实验记录可得 C_{COD}=0.022gCO_2/m^3,产出甲烷用于燃烧发电 CE 为 0.001kgCO_2/m^3.AnMBR−PN/A 体系运行过程中 C_{CO_2} 为 3.27kgCO_2/m^3,故 AnMBR−PN/A 总碳排为 3.49kgCO_2/m^3.在 A^2/O 工艺中,20%~50%的 COD 被转化为污泥,大部分 COD 被转化为 CO_2(本研究中假设为 50%),则 C_{CO_2} 为 0.63gCO_2/m^3,对于 A^2/O 的反硝化过程,需要甲醇作为异养反硝化电子供体,随着硝酸盐氮的还原,甲醇被氧化为 CO_2,比例为 1:1,故反硝化过程产生的 CO_2 为 0.44CO_2kg/m^3.A^2/O 工艺的 C_{CO_2} 为 0.66kgCO_2/m^3,A^2/O 工艺总碳排为 1.72kgCO_2/m^3.由于实验室工艺需要加热耗能故碳排会高于 A^2/O 工艺,如在实际工程应用中,AnMBR−PN/A 总碳排仅 0.62kgCO_2/m^3.

2.3.3 可持续性与工程应用分析 综上所述,AnMBR−PN/A 处理实际甲胺工业废水具有明显的可实行性,适用于厂区废水处理.对于甲胺废水的处理,工艺可以将废水中回收的甲烷气体作为能源回收为体系的运行提供能量.使用 A^2/O 工艺进行处理

总耗能远高于使用 AnMBR−PN/A 工艺.从碳排放角度考虑,AnMBR−PN/A 工艺实现了碳中和率 Rc 为 44.52%,表明该工艺可减少 44%的碳排放,而 A^2/O 工艺无减少碳排能力,故 Rc 为 0.通过对两种工艺的碳中和能力计算可以证明 AnMBR−PN/A 工艺是一项适合处理甲胺废水的理想工艺.从工程应用而言,考虑到甲烷可以燃烧发电的电能回收价值,AnMBR−PN/A 工艺可以节省耗能 0.5kW·h/m^3,从而节省电费支出.若不考虑甲烷的燃烧发电价值,处理单元甲烷也可以作为能源储存即天然气出售.从成本角度出发,将天然气作为一种资源进行出售,提高了工艺投资的回报率.本研究中,AnMBR−PN/A 工艺产出甲烷质量分数高于 85%,可以直接投入使用.天然气价格波动较大,根据最新数据,居民合同内用气销售价格 3.37 元/m^3,若工厂每天排放甲胺废水 1000m^3,则每年天然气总售价可高达 3.55×10^5 元,每年可获得可观的利润.因此研究结果表明 AnMBR−PN/A 工艺是一种可妥善处理甲胺废水同时实现节能减排的工艺,符合国家相关碳中和水处理政策.

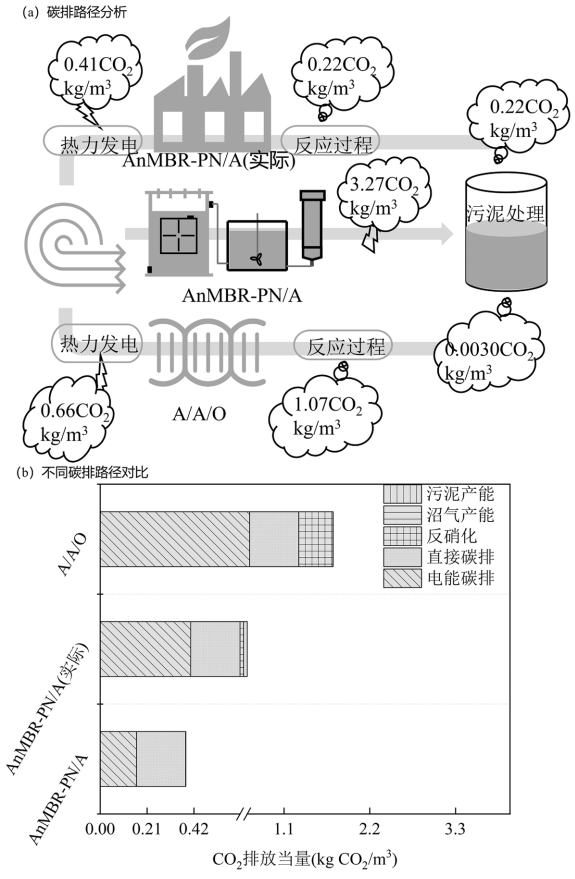


图 6　AnMBR−PN/A 碳排示意图

Fig.6　AnMBR−PN/A carbon emission analysis

3　结论

3.1　AnMBR−PN/A 工艺处理甲胺废水的最佳工况 HRT 为 17h(AnMBR:8h,PN:6h,AMX:3h),COD 去除率稳定在 95%以上,脱氮率为(85%±5.32%),最终出水 COD 浓度(37.8±4.79)mg/L,氨氮浓度(0.5±0.32) mg/L.

3.2　进水 COD 通过 AnMBR 转化为 CO_2、CH_4 以及微生物同化产物,残留 COD 在后续 PN/A 单元被异养菌进一步降解;有机氮经 AnMBR 转化为 NH_4^+−N 后,最终经 Anammox 作用转化为 N_2,仅有少量以 NO_3^-−N 形式随出水排放.

3.3　通过比较 AnMBR−PN/A 工艺和 A^2/O 工艺处理甲胺废水的能源回收与碳排放,AnMBR−PN/A 工艺比 A^2/O 工艺节省能耗 0.49kW·h/m^3,减少碳排近 64%,实现了 44.52%的碳中和率.

参考文献:

[1] 宋新新,刘　杰,林　甲,等.碳中和时代下我国能量自给型污水处理厂发展方向及工程实践 [J]. 环境科学学报, 2022,42(4):53−63.
Song X X, Liu J. Thedevelopment direction and practice of energy self-sufficiency sewage treatment plants in China under Carbon Neutral Era [J]. Acta Scientiae Circumstantiae, 42(4):53−63.

[2] 陈　超.多工艺组合改造在合成革工业园区污水处理厂的应用 [J]. 化学工程与装备, 2022,(10):301−304.
Chen, C. Application of multi−process combination renovation in synthetic leather industrial park wastewater treatment plant. Chemical Engineering and Equipment, 2022,(10):301–304.

[3] 谢文杰,毛益辉.二甲胺废水生化处理研究 [J]. 广东化工, 2019,46(14):262−263.
Xie W J, Mao Y H. Study on Biochemical Treatment of Dimethylamine Wastewater [J]. Guangdong Chemical Industry, 2019, 46(14):262−263.

[4] 夏苏敏,王　帅,徐林兰,等.电催化处理二甲胺废水的研究 [J]. 广东化工, 2019,46(1):42−44.
Xia S M, Wang S, Xu L L. Study on electrocatalytic treatment of dimethylamine wastewater [J]. Guangdong Chemical Industry, 2019, 46(1):42−44.

[5] 孙梦梦,李子萍,陶央央.合成革工业废水中处理二甲胺的方法 [J]. 辽宁化工, 2013,42(3):267−269,279.
Sun, M M., Li, Z P., Tao, Y Y. Treatment methods for dimethylamine in synthetic leather industrial wastewater [J]. Liaoning Chemical Industry, 42(3),267–269,279.

[6] 倪进娟,崔康平,鲍大利.冷凝+两级水吸收+常压精馏回收高浓度甲胺 [J]. 中国给水排水, 2022,38(18):107−113.
Ni J J, Cui K P, Bao D L. Recovery of high concentration methylamine by condensation, two−stage water absorption, atmospheric distillation [J]. China Water & Wastewater, 2022,38(18):107−113.

[7] Poblete I B S, Araujo O de Q F, de Medeiros J L. Sewage−water treatment and sewage−sludge management with power production as bioenergy with carbon capture system: A Review [J]. Processes, 2022, 10(4):788.

[8] 孟声飞.工业废水生物处理技术进展 [J]. 资源节约与环保, 2024,

(1):117-120.
Meng S F.Advances in biological treatment technology for industrial wastewater [J]. Resources Economization & Environmental Protection, 2024,(1):117-120.

[9] 刘 园.污水处理厂污水污泥处理碳减排设计策略研究 [J]. 居业, 2024,(9):70-72.
Liu Y. Research on carbon emission reduction design strategies for sewage and sludge treatment in wastewater treatment plants [J]. Create Living, 2024,(9):70-72.

[10] 张桂花.碳达峰碳中和目标下污水处理厂碳中和路径探析 [J]. 清洗世界, 2024,40(7):64-66.
Zhang G H. Analysis of carbon neutrality pathways for wastewater treatment plants under carbon peak and carbon neutrality goals [J]. Qing Xi Shi Jie, 2024,40(7):64-66.

[11] The development direction and practice of energy self-sufficiency sewage treatment plants in China under Carbon Neutral Era-All Databases [EB/OL]. [2024-11-08].

[12] Carbon neutral technologies and case studies in urban sewage treatment plants-All Databases [EB/OL]. [2024-11-08].

[13] 温汉泉,潘 元,俞汉青.低碳水处理与资源化技术:厌氧膜生物反应器(AnMBR)的特性、应用与新技术简介 [J]. 能源环境保护, 2024,38(1):1-11.
Wen H Q, Pan Y, Yu H Q. Low-carbon water treatment and resource recovery technology: characteristics, application and new technology introduction of anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) [J]. Energy Environmental Protection, 2024,38(1):1-11.

[14] Li L, Kong Z, Xue Y, et al. A comparative long-term operation using up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) and anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for the upgrading of anaerobic treatment of N, N-dimethylformamide-containing wastewater [J]. Science of the Total Environment, 2020,699:134370.

[15] 彭正华,杨本芹,杨志宏,等.不同形态厌氧氨氧化污泥低温保存的性能差异研究 [J]. 中国环境科学, 2023,43(2):658-666.
Peng Z H, Yang B Q, Yang Z H, et al. Study on performance differences of different forms of anammox sludge during low-temperature storage [J]. China Environmental Science, 2023,43(2):658-666.

[16] 卢 峥,赵俊廷,吴朕君,等.厌氧膜生物反应器的发展及其耦合厌氧氨氧化脱氮的研究综述 [J]. 环境污染与防治, 2024,46(5):734-740.
Lu Z, Zhao J T, Wu Z J, et al. Review on the development of anaerobic membrane bioreactor and its coupling with anammox for nitrogen removal [J]. Environmental Pollution and Control, 2024,46(5):734-740.

[17] Li Q, Hou Z, Huang X, et al. Methanation and chemolitrophic nitrogen removal by an anaerobic membrane bioreactor coupled partial nitrification and Anammox [J]. Frontiers of Environmental Science & Engineering, 2023,17(6):43-53.

[18] Kong Z, Xue Y, Zhang Y, et al. Insights into the carbon neutrality for the treatment process engineering of municipal wastewater by anaerobic membrane bioreactor integrated with partial nitritation-anammox: CO_2 reduction and energy recovery [J]. Journal of Water Process Engineering, 2022,49:102996.

[19] Hang T, Phat V, Hanh H, et al. Improving organic and nutrient removal efficiencies in seafood processing wastewater using anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) integrates with anoxic/oxic (AO) processes [J]. Science of The Total Environment, 2024,954:176192.

[20] Maciołek P, Szymański K, Janowska B, et al. Improving efficiency of nitrogen removal from municipal wastewater in modified A_2O technological system – case study [J]. Desalination and Water Treatment, 2021,229:116-133.

[21] Abd A A, Othman M R, Helwani Z. Unveiling the critical role of biogas compositions on carbon dioxide separation in biogas upgrading using pressure swing adsorption [J]. Biomass Conversion and Biorefinery, 2023,13(15):13827-13840.

[22] 施晓梅.纳氏试剂比色法测定水中的氨氮 [J]. 科技创新与应用, 2017,(26):81-82.
Shi X M. Determination of ammonia nitrogen in water by nessler reagent colorimetry [J]. Keji Chuangxin Yu Yingyong, 2017,(26):81-82.

[23] 王晓用.悬浮生长式反应器处理水产养殖固体废弃物及养殖废水的研究 [D]. 上海:上海海洋大学, 2016.
Wang X Y. Study on treatment of aquaculture solid waste and aquaculture wastewater by suspended growth reactor [D]. Shanghai Shanghai Ocean University, 2016.

[24] 万家秀,王家骐,郑 平,等.厌氧氨氧化组合脱氮工艺研究进展 [J]. 生物工程学报, 2022,38(4):1351-1359.
Wan J X, Wang J Q, Zheng P, et al. Research progress of anammox combined nitrogen removal process [J]. Shengwu Gongcheng Xuebao, 2022,38(4):1351-1359.

[25] 何建红,宋勇强,练晓娟,等.分光光度法与离子色谱法测定生活饮用水中硝酸盐氮的对比研究 [J]. 农业科技与信息, 2021,(4):62-64,67.
He J H, Song Y Q, Lian X J, et al. Comparative study on determination of nitrate nitrogen in drinking water by spectrophotometry and ion chromatography [J]. Agricultural Science- technology and lnformation, 2021,(4):62-64,67.

[26] Schwardt A, Dahmke A, Köber R. Henry's law constants of volatile organic compounds between 0and 95 °C – Data compilation and complementation in context of urban temperature increases of the subsurface [J]. Chemosphere, 2021,272:129858.

[27] 张新政,范煜秦,薛 意,等.厌氧膜生物反应器处理酰胺工业废水的碳中和潜力-能源回收与碳减排 [J]. 环境工程学报, 2024,18(9):2637-2646.
Zhang X Z, Fan Y Q, Xue Y, et al. Carbon neutrality potential of anaerobic membrane bioreactor for treating amide industrial wastewater: Energy recovery and carbon emission reduction [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering,, 2024,18(9):2637-2646.

[28] Kong Z, Xue Y, Hao T, et al. Carbon-neutral treatment of *N*, *N*-dimethylformamide-containing industrial wastewater by anaerobic membrane bioreactor (AnMBR): bio-energy recovery and CO_2 emission reduction [J]. Bioresource Technology, 2022,358:127396.

[29] Wang Q, Pan W, Tang Z, et al. Deciphering iron interactions with anaerobic ammonia oxidation: nitrogen removal performance, iron transformation, and microbial community characterization analysis [J]. Journal of Environmental Chemical Engineering, 2025,13(2):116089.

[30] 王 伟,闫文凯,李柏林,等.Hrt对厌氧氨氧化系统运行影响及失稳恢复策略 [J]. 工业安全与环保, 2019,45(11):94-98.
Wang W, Yan W K, Li B L, et al. Effect of hrt on operation of anammox system and recovery strategy after destabilization [J]. Industrial Safety and Environmental Protection 2019,45(11):94-98.

[31] Fan N S, Bai Y H, Wu J, et al. A two-stage anammox process for the advanced treatment of high-strength ammonium wastewater: Microbial community and nitrogen transformation [J]. Journal of Cleaner Production, 2020,261:121148.

[32] 王希明.城市污水处理污泥产率系数取值计算与实例验证 [J]. 山西建筑, 2020,46(3):153-155.
Wang X M. Calculation and example verification of sludge yield coefficient in municipal wastewater treatment [J]. Shanxi Shanxi Architecture, 2020,46(3):153-155.

作者简介：邓 萱(1999-),女,陕西宝鸡人,西安建筑科技大学硕士研究生,主要研究方向为厌氧生物处理.lx11271221@163.com.