

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2025.13.006

曝气量调控协同外加PAC对MBR的碳排放优化

王亚军^{1,2}, 宋广翰^{1,2}, 徐衍超¹, 杨静宇¹

(1. 兰州理工大学 土木工程学院, 甘肃 兰州 730050; 2. 兰州理工大学 西部土木工程防灾减灾教育部工程研究中心, 甘肃 兰州 730050)

摘要: 为探究单个反应器的减污降碳水平及其优化措施,以粉末活性炭-膜生物反应器(PAC-MBR)工艺为研究对象,在不同气水比(50:1、65:1、80:1)和PAC投加量(1.0、2.0 g/L)条件下设计了6种工况,结合微生物分解代谢、合成代谢、内源代谢机理,以及CO₂、N₂O和CH₄三种温室气体的产生过程,初步评估了PAC-MBR工艺运行过程中化石源CO₂、N₂O、CH₄的排放情况。结果表明,不同运行条件下各类温室气体的排放情况差异较大,当气水比为50:1、PAC投加量为1.0 g/L时,N₂O的总排放量最低,约为0.353 9 kg(以CO₂计,下同);相对好氧区域的化石源CO₂排放量最低,约为0.012 84 kg。当气水比为80:1、PAC投量为1.0 g/L时,相对厌氧区域的化石源CO₂排放量最低,约为0.015 39 kg;相对厌氧区域的CH₄排放量最低,约为3.347 8 kg。就间接排放的CO₂而言,当气水比为80:1、PAC投加量为2.0 g/L时排放量最大,当气水比为50:1、PAC投加量为1.0和2.0 g/L时排放量最小。从碳排放总量来看,当气水比为50:1、PAC投量为2.0 g/L时,处理单位水量的碳排放总量最低,约为0.003 0 kg/L,气水比的变化对碳排放总体的影响更强。

关键词: 膜生物反应器; 碳排放核算; 气水比; 粉末活性炭; 温室气体

中图分类号: TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2025)13-0040-09

Optimization of Carbon Emission in Membrane Bioreactor through Aeration Rate Control Integrated with Powdered Activated Carbon

WANG Ya-jun^{1,2}, SONG Guang-han^{1,2}, XU Yan-chao¹, YANG Jing-yu¹

(1. School of Civil Engineering, Lanzhou University of Technology, Lanzhou 730050, China;
2. Western Engineering Research Center of Disaster Mitigation in Civil Engineering of Ministry of Education, Lanzhou University of Technology, Lanzhou 730050, China)

Abstract: This study investigated the pollutants removal and carbon reduction in a single powdered activated carbon membrane bioreactor (PAC-MBR) and its optimization measures. Six operational conditions were established by varying the gas-water ratios (50:1, 65:1, 80:1) and PAC dosages (1.0 g/L and 2.0 g/L), and the accounting of CO₂, N₂O and CH₄ emissions during the operation of the PAC-MBR process was preliminarily explored based on the mechanisms of microbial catabolism, anabolism, and endogenous metabolism, as well as the production pathways of these greenhouse gases. Under varying operating conditions, the emissions of various greenhouse gases exhibited significant differences. Specifically, the total emission of N₂O reached its minimum value of approximately 0.353 9 kg (expressed in CO₂ equivalents, the same below) when the gas-water ratio was set to 50:1 and the dosage of PAC was maintained at 1.0 g/L. The minimum CO₂ emissions from fossil sources were observed in the relatively aerobic zone, measuring approximately 0.012 84 kg. When the gas-water ratio was 80:1 and the

PAC dosage was 1.0 g/L, the CO₂ emissions from fossil sources in the relatively anaerobic zone reached their minimum value of approximately 0.015 39 kg. The minimum CH₄ emissions were observed in the relatively anaerobic zone, measuring approximately 3.347 8 kg. Regarding indirect CO₂ emissions, the highest emissions occurred when the gas-water ratio was 80:1 and the PAC dosage was 2.0 g/L. Conversely, the lowest emission was observed at gas-water ratio of 50:1 and PAC dosage of 1.0 g/L and 2.0 g/L. From the perspective of total carbon emissions, the total carbon emission per unit volume of treated wastewater reached its minimum value at approximately 0.003 0 kg/L when the gas-water ratio was 50:1 and the PAC dosage was 2.0 g/L. Variation in gas-water ratio has a more significant impact on overall carbon emissions compared to variation in PAC dosage.

Key words: membrane bioreactor; carbon emission accounting; gas-water ratio; powdered activated carbon; greenhouse gas

当前,温室气体(GHG)排放引发的全球变暖问题变得愈发严峻。在各种温室气体排放源中,污水处理是一个常常被忽视但值得关注的领域。污水处理过程中产生的GHG主要有CO₂、N₂O和CH₄三种,研究表明,污水处理每年排放的GHG量约占全国总排放量的6%~7%^[1]。早期对污水处理过程中碳排放的研究相对宏观,近年来,污水处理过程中的温室气体排放研究逐渐细化,方法上也有了一定的创新,不仅深化了对不同污水处理工艺温室气体排放特征的理解,还为特定工艺的碳排放核算和减排策略提供了创新视角和方向,特别是针对那些高能耗及碳排放显著的工艺,例如膜生物反应器(MBR)工艺^[2-3]。

MBR工艺因结构紧凑、处理效果好等优点而受到广泛关注,但膜污染始终制约着其发展,曝气作为缓解膜污染的主要方式往往伴随着较高的能耗,此过程产生的碳排放量亦较高。研究发现,向MBR中投加粉末活性炭(PAC)可以有效缓解膜污染^[4],不过生物活性炭可能会加剧运行过程中温室气体的排放。为了对PAC-MBR工艺的碳排放量进行较精准的核算,笔者基于CO₂、N₂O、CH₄三种温室气体的产生机理构建了PAC-MBR工艺碳足迹模型,利用2019年IPCC修订版给出的排放因子法,借助微生物代谢行为相关化学方程式中的计量关系,基于相关规范,对运行过程中的碳排放机理进行初探,并估算碳排放量。

1 材料与方

1.1 试验装置及运行方法

试验用MBR装置如图1所示,包括碳钢制成的

MBR反应池(500 mm×280 mm×750 mm)、化学清洗池(500 mm×200 mm×750 mm)、产水箱(500 mm×200 mm×750 mm)、原水桶(500 L)、进水泵1台、自吸泵1台、反洗泵1台,以及其他配套设备(电控箱、管路等)。

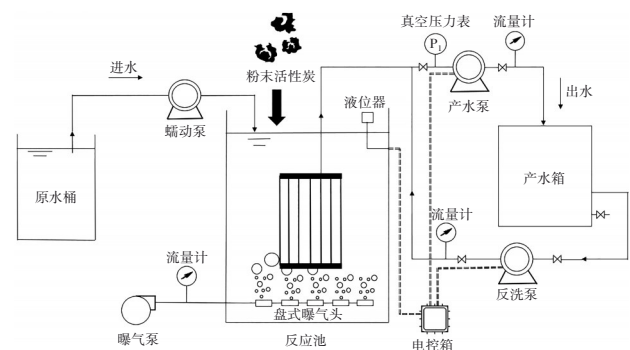


图1 MBR装置

Fig.1 Schematic diagram of MBR device

聚偏氯乙烯(PVDF)中空纤维膜垂直插入反应池中,由塑料支架固定;产水泵和膜的出口端连接,采用负压抽吸方式出水;使用曝气泵为生化池提供氧气。产水泵的抽停比设为10:3,在停止出水期间,曝气泵继续工作。PVDF中空纤维膜的设计通量为10~25 L/(m²·h),反冲洗流量为25~50 L/(m²·h),当跨膜压差(TMP)达到0.03 MPa时,将膜拆下进行恢复性化学清洗。运行过程中,通过液位器控制MBR反应池的有效容积在80 L左右,调节流量计控制膜通量在10~12 L/(m²·h)以保持水力停留时间(HRT)始终在6 h左右,pH在6~9之间,室内温度为15~30 ℃,MLSS保持在4 000~12 000 mg/L,溶解氧浓度保持在2~6 mg/L,MBR运行过程中除取样外不

进行排泥。

试验共进行120 d,分为2组,每组包含3个工况,共计6个工况,每个工况运行20 d。第1组试验,PAC投加量为1.0 g/L(记作 D_1),气水比设为50:1、65:1、80:1(分别记作A、B、C),因此工况编号依次为 D_1 -A、 D_1 -B、 D_1 -C;第2组试验,PAC投加量为2.0 g/L(记作 D_2),气水比设置同第1组,工况编号依次为 D_2 -A、 D_2 -B、 D_2 -C。每组试验开始前将反应池清空并清洗,单工况运行期间,每隔2 d检测进出水COD、TN、 NH_4^+ -N、TP浓度以及出水硝态氮、亚硝态氮浓度,并每天记录TMP数据。

COD浓度采用快速消解分光光度法检测,TN浓度采用碱性过硫酸钾消解-紫外分光光度法检测, NH_4^+ -N浓度采用纳氏试剂分光光度法检测,TP浓度采用钼酸铵分光光度法检测,硝态氮浓度采用紫外分光光度法检测,亚硝态氮浓度采用盐酸 α -萘胺比色法检测。

1.2 试验用水和接种污泥

试验用水为自配模拟生活污水,装置稳定运行阶段,进水COD、TN、 NH_4^+ -N、TP浓度分别为400~600、35~55、30~50、4~8 mg/L。配水所用药品均为分析纯,具体用量如下:葡萄糖为400 mg/L、乙酸钠为60 mg/L、蛋白胨为40 mg/L、氯化铵为180 mg/L、磷酸二氢钾为20 mg/L、碳酸氢钠为125 mg/L、氯化钙为20 mg/L、七水合硫酸镁为8 mg/L。

接种污泥采用兰州市某污水厂的剩余污泥,将污泥稀释至4 000 mg/L后,进行为期15 d左右的培养驯化,当出水COD、TN、 NH_4^+ -N、TP浓度稳定时,标志着培养驯化成功。

2 PAC-MBR工艺的碳排放机理

2.1 N_2O 产生机理

在MBR处理污水过程中, N_2O 的产生途径主要有三种:①硝化反应,在氨单加氧酶(AMO)、羟胺脱氢酶(HAO)、一氧化氮还原酶(NOR)等生物酶的催化作用下,氨氧化细菌(AOB)将氨氮氧化为亚硝态氮,在此过程中产生中间产物羟胺,羟胺不完全氧化生成 N_2O ^[5];②硝化和反硝化,AOB通过硝化作用将 NO_2^- 转变为中间产物NO,NO在NOR的作用下被还原成 N_2O ^[6];③异养微生物反硝化,缺氧条件下 NO_3^- 在硝酸盐还原酶(Nar)、亚硝酸盐还原酶(NirK)等一系列还原酶的作用下被还原为 N_2 ,在此过程中

产生 N_2O ^[7]。除上述过程外,经处理后的出水中仍含有一定量的含氮化合物,排入受纳水体后,在微生物作用下也会产生少量的 N_2O 。

2.2 CO_2 产生机理

CO_2 的排放可分为直接和间接两种,在该试验的PAC-MBR工艺中, CO_2 直接排放的途径主要有3种^[8]:微生物分解代谢、合成代谢、内源呼吸。在分解代谢过程中,微生物将有机物降解为 CO_2 和 H_2O ,并从此过程中获得生长所需能量;在合成代谢过程中,微生物将所降解的有机物转化为自身的基质,同时也可以获取一部分能量;对于内源呼吸过程,反应池中部分微生物处于衰亡期,通过代谢自身的有机物来维持应有的活性。

在该试验的PAC-MBR工艺中,间接排放 CO_2 的途径主要包括曝气泵、自吸泵、产水泵和反洗泵四个装置,对于曝气能耗占比达60%以上的MBR装置而言,这部分由能耗产生的 CO_2 量较大。

2.3 CH_4 产生机理

CH_4 的产生通常发生在厌氧或缺氧条件下,兼性厌氧微生物和厌氧微生物将有机物分解为无机物,产生 CO_2 、 CH_4 和少部分 H_2S 、 NH_3 ,此过程即为厌氧消化。已有的研究认为厌氧消化主要分为三个过程,依次为水解发酵、产酸脱氢、产甲烷阶段^[8]。在产甲烷阶段,产甲烷菌将第二阶段的产物还原为 CH_4 ,整个过程在严格的厌氧条件下进行,反应过程较慢,在此过程中可以消灭部分寄生虫和细菌,使污泥结构更加稳定。 CH_4 的产生过程可用Rittmann和McCarty提出的厌氧消化通式表示,详见文献[9]。

此外,在PAC-MBR组合工艺运行过程中,除了少量厌氧或缺氧环境导致的 CH_4 直接排放外,未经处理的污水在密闭的下水道或管道的厌氧条件下也会产生部分 CH_4 。由于 CH_4 的可溶性很差,因此在曝气池中 CH_4 会因吹脱作用而扩散到空气中。另外,污水经处理后流入河流、湖泊、水库或下水道等,也会导致水生环境中碳的过度积累进而产生 CH_4 ^[10]。

2.4 PAC-MBR碳足迹模型的构建

依据上述 N_2O 、 CO_2 和 CH_4 的产生机理,构建如图2所示的PAC-MBR碳足迹模型,简要展示PAC-MBR工艺运行过程中温室气体的产生流程。

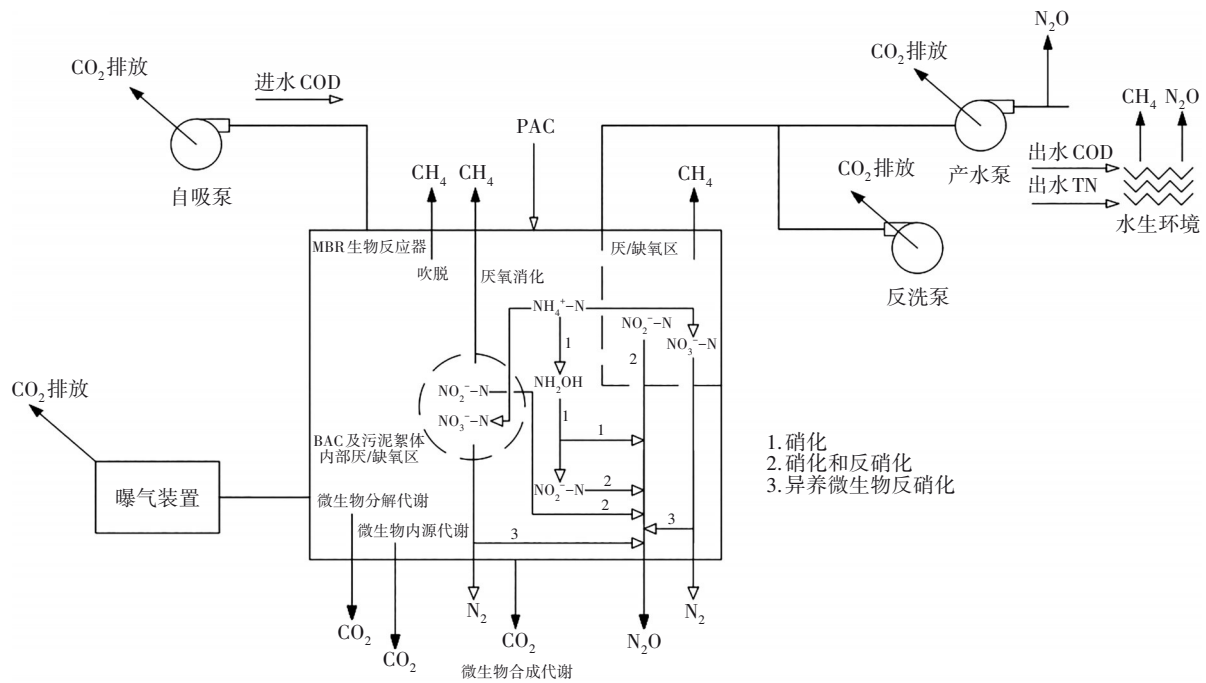


图2 PAC-MBR工艺碳足迹模型

Fig.2 Carbon footprint model of PAC-MBR process

3 PAC-MBR运行过程中GHG碳排放核算

3.1 MBR内各相对好氧/厌氧区域的确定

在污水处理过程中,CH₄仅由专性厌氧的产甲烷菌在严格的厌氧环境中才能够产生,而在PAC-MBR工艺中,虽然其曝气方式会导致反应器内部溶解氧分布不均而存在一定的缺氧环境,而且投加PAC后会进一步促进厌氧环境的形成,但在整个反应体系中很难形成严格的厌氧环境,因此需要判断PAC-MBR在运行过程中是否存在局部溶解氧浓度较低的区域。

为了相对精确地估算PAC-MBR工艺的碳排放量,将反应池划分为12个区域,如图3所示。为了使装置结构看起来更清晰,图中将6个曝气盘向下平移至检测区域外,但实际试验中曝气盘处于检测区域5、6、11、12中。Kim、Garrido和Ruiz等人的研究证明了亚硝酸盐积累率、氨氮去除率与DO浓度三者之间的经验关系^[11-13],可以初步判定活性污泥法中微生物的相对好氧/厌氧状态。研究发现,当DO浓度降低时,亚硝化和硝化过程减弱,反硝化过程增强,此时硝化过程的削弱程度大于亚硝化的削弱程度,因而亚硝酸盐积累率增加,氨氮去除率降低;当亚硝酸盐积累率/氨氮去除率≤0.25时,DO≤0.5 mg/L,则认为微生物所处环境是相对厌氧的,此

时可判断该区域有CH₄产生^[8]。对编号1~12的区域分别进行相对好氧/厌氧情况的判断,若判定某一区域为相对厌氧,则采用污泥厌氧消化化学方程式对CH₄和CO₂排放量进行计算^[9];若判定为相对好氧区域,则认为不产生CH₄,此时仅对好氧条件下产生的CO₂和N₂O排放量进行核算。

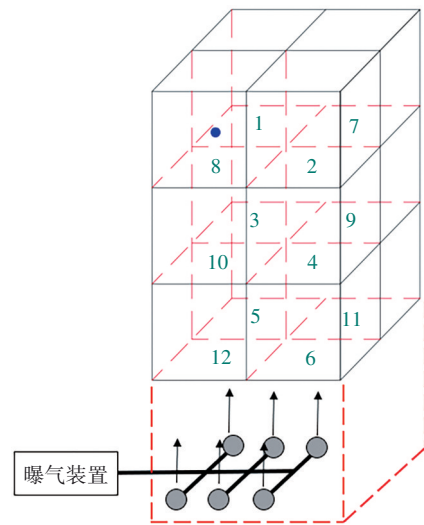


图3 PAC-MBR反应器内部区域划分示意

Fig.3 Internal region division diagram of PAC-MBR

在单一工况中,每3 d用12个40 mL的离心管对编号区域分别取样,待污泥沉淀后,检测各管上

清液的氨氮、亚硝态氮和硝态氮浓度,每个工况共检测 5 次,在计算各区域亚硝态氮积累率和氨氮去除率的比值后取 5 次的平均值,据此对各区域的相对好氧/厌氧情况进行判定;此外,在每次检测后,对各区域的 DO 浓度进行检测,以验证经验方法是否可靠。经检测与验证,具体判定结果见图 4。

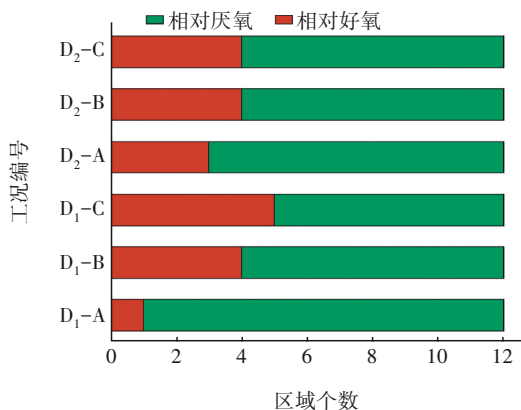


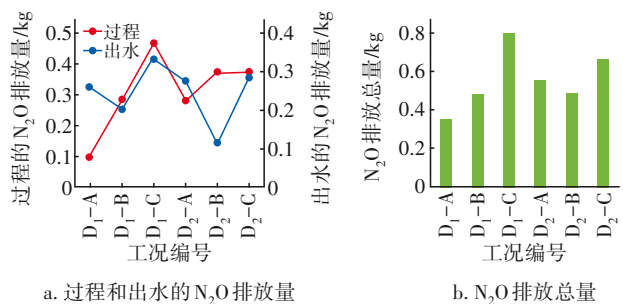
图 4 各区域相对好氧/厌氧情况判定结果
Fig.4 Determination results of relative aerobic and anaerobic conditions in each region

3.2 N₂O 排放量核算

N₂O 的直接检测十分困难而且繁琐,其产生机理也仍需进一步深入研究,因此采用 IPCC 排放因子法进行估算。根据产生途径,N₂O 主要由水处理过程和出水排放到水环境产生。经过上述分析可知,MBR 相对好氧区域的 N₂O 直接排放量是不可忽略的。污水在经过处理后,除大部分微生物反应产生的 N₂O 由于曝气作用从装置中被吹脱,另有一部分溶解态 N₂O 会从处理后的出水中直接挥发,或是尾水在下水道中由于环境利于硝化和反硝化反应而产生 N₂O^[14]。这部分 N₂O 排放量受到接纳水体营养状态和氧化水平的影响,因此在核算 PAC-MBR 工艺的 N₂O 排放量时需要分为过程排放和出水排放两个部分,采用 IPCC 提供的 N₂O 排放量估算方法进行计算。

为了确保计算的相对精确性,排除人为误差,进水 TN 浓度取 6 个工况的平均值即 50.76 mg/L,各工况下 PAC-MBR 工艺的 N₂O 排放量计算结果如图 5 所示。由图 5(a)可知,D₁-A 的过程 N₂O 排放量最低,而 D₂-A 的过程 N₂O 排放量相较于 D₁-A 有所增加,这表明在较低气水比(50:1)条件下,增大 PAC 投量会使硝化菌活性增强,进而导致 N₂O 排放量增加。结合图 5(a)和(b)可以看出,D₁-B 和 D₂-B 两个

工况的 N₂O 排放总量相差不大,且过程排放和出水排放 N₂O 量的变化趋势也较为相似,由此可知,当气水比为 65:1 时,PAC 投量的变化对反应池内微生物代谢活动的改变并不明显,即异养微生物反硝化以及硝化和反硝化过程受其影响较小。当气水比为 80:1 时,增大 PAC 投量可以促进硝化反应的完整性,减少 N₂O 的排放量。对组间工况进行对比可以发现,气水比的增大会促进 N₂O 的排放,这主要是因为高气水比强化了反硝化作用,同时也能在一定程度上通过气流推力强化污泥絮体间的联系,形成更多的厌氧区域^[15],推动反硝化作用的进行。



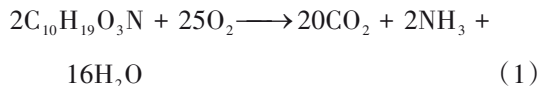
a. 过程和出水的 N₂O 排放量
b. N₂O 排放总量
图 5 不同工况下 PAC-MBR 的 N₂O 排放情况

Fig.5 N₂O emission in PAC-MBR under different conditions

3.3 相对好氧区域的 CO₂ 排放核算

3.3.1 化石源 CO₂ 直接排放量

为了对 PAC-MBR 工艺中微生物降解化石碳直接产生的 CO₂ 排放量进行核算,首先依据《城镇水务系统碳核算与减排路径技术指南》给出的污水处理厂进水中化石源有机物 5%~20% 的比例,确定化石源有机物的占比为 8%,再以 C₁₀H₁₉O₃N 作为污水中可生物降解有机物的化学式^[16],结合 BOD 氧化产生生长能量的经验公式^[9]进行计算,可得微生物降解有机物的方程式如下:



在该试验条件下,PAC-MBR 工艺的污泥龄(SRT)较长,而且存在局部供氧量不足或者营养匮乏的情况,导致部分微生物老化或者需要进行内源呼吸以确保自身的活性。依据微生物细胞经验分子式 C₅H₇O₂N^[9],结合微生物内源呼吸的化学方程式可以得到^[8]:



由式(1)可知,微生物降解有机物每消耗1g的 O_2 同时生成1.1g的 CO_2 ,结合《室外排水设计标准》(GB 50014—2021)中供氧设施部分和活性污泥法部分的相关设计公式及微生物降解有机物需氧量公式,可得:

$$m_{O_2} = 0.001aQ(S_0 - S_e) - cyY_t \frac{Q(S_0 - S_e)}{1000} \quad (3)$$

由COD和 BOD_5 的关系可得:

$$m_{CO_2 \text{好氧降解}} = Q \times (0.001 \times a \times n_{\text{运}} - c \times y \times Y_t \times \frac{n_{\text{运}}}{1000}) \times (COD_{\text{in平}} - COD_{\text{en平}}) \times K \times 1.1 \times 8\% \times \frac{P_{\text{好}}}{12} \quad (4)$$

由式(2)可知,每消耗1g合成细胞物质就会产生1.947g的 CO_2 ,依据活性污泥微生物内源代谢速度公式可得:

$$m_{CO_2 \text{好氧内源}} = 1.947 \times 10^{-6} \times K_d \times X_v \times V \times n_{\text{运}} \times 8\% \times \frac{P_{\text{好}}}{12} \quad (5)$$

CO_2 排放总量为:

$$E_{\text{好氧}CO_2} = m_{CO_2 \text{好氧降解}} + m_{CO_2 \text{好氧内源}} \quad (6)$$

式中: m_{O_2} 为污水需氧量,kg/d; Q 为反应池进水量, m^3/d ; S_0 为进水 BOD_5 浓度,mg/L; S_e 为出水 BOD_5 浓度,mg/L; a 为碳的氧当量,即1.47; c 为细菌细胞的氧当量,即1.42; y 为MLVSS在MLSS中的占比; Y_t 为污泥产率系数,取0.5; $COD_{\text{in平}}$ 为日平均进水化学需氧量,mg/L; $COD_{\text{en平}}$ 为日平均出水化学需氧量,mg/L; K 为进水 BOD_5 与COD的相关系数,取0.6; $n_{\text{运}}$ 为工况运行天数,d; K_d 为微生物衰减系数,取 $0.1 d^{-1}$; X_v 为MLVSS,mg/L; V 为MBR反应池的有效容积,L; $P_{\text{好}}$ 为好氧区数量。

不同工况下 CO_2 排放量的核算结果如图6所示。由图6(a)可以看出,在 D_1 组中, D_1-C 的好氧降解与内源代谢产生的 CO_2 量最大, D_1-A 的好氧降解与内源代谢产生的 CO_2 量最小;在 D_2 组中, D_2-B 的好氧降解产生的 CO_2 量最大、 D_2-A 的最小, D_2-C 的内源代谢产生的 CO_2 量最大、 D_2-A 的最小。总体来看, D_1-A 的 CO_2 总排放量最小, D_1-C 的最大。在单组试验中,随气水比的增大,好氧降解和内源代谢的 CO_2 排放量均呈上升趋势。分析原因可知,高气水比可以增强微生物的活性,加快微生物分解有机物并转化为自身活动所需能量。此外,对营养物质

的快速摄取强化了微生物的内源呼吸。因此, CO_2 的总排放量也随气水比的增加而呈上升趋势。两组试验对比来看,PAC投量的增加会促进 CO_2 的排放,根本原因还是PAC较大的比表面积利于微生物的生长。反应池内部的生物活性炭(BAC)体系可以极大地促进微生物代谢。 D_1-C 和 D_2-C 的 CO_2 排放总量相差不大,这说明当气水比足够大时,增加PAC投量后,二者的耦合作用利于PAC-MBR工艺降碳。

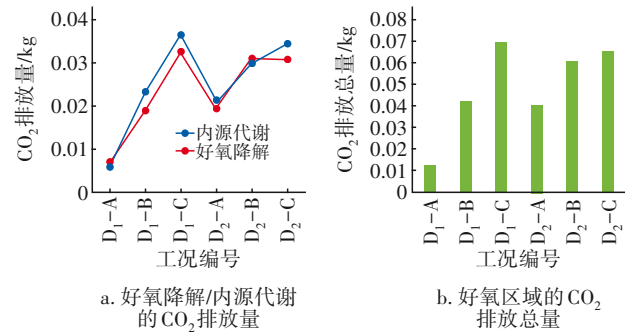


图6 不同工况下PAC-MBR中相对好氧区域的 CO_2 排放量
Fig.6 CO_2 emission in relative aerobic zone of PAC-MBR under different conditions

3.3.2 CO_2 间接排放量

污水处理厂间接排放的 CO_2 一般来源于曝气装置的能耗、材料运输和污泥焚烧等,对于本研究的PAC-MBR工艺, CO_2 的间接排放主要来自曝气装置和各种水泵,因此对这两部分能耗产生的 CO_2 进行核算,依据IPCC提出的排放因子法对6种工况的 CO_2 间接排放量分别进行计算。

$$E_{\text{间接}CO_2} = EH \times EF_{CO_2} \times GWP_{CO_2} \quad (7)$$

式中: $E_{\text{间接}CO_2}$ 为 CO_2 间接排放量,kg;EH为设备的耗电量,kW·h; EF_{CO_2} 为电力的 CO_2 排放因子,西北地区取 $0.5857 \text{ kg}/(\text{kW} \cdot \text{h})$; GWP_{CO_2} 为 CO_2 的全球变暖潜能值,取1。曝气装置和各种水泵的耗电量计算方法参见文献[17]。

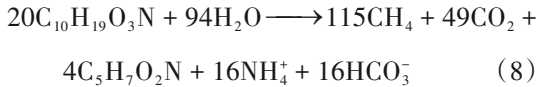
经计算,在 D_1-A 、 D_1-B 、 D_1-C 、 D_2-A 、 D_2-B 、 D_2-C 工况下PAC-MBR工艺的 CO_2 间接排放量分别为5.1715、6.6569、8.1424、5.1715、6.6570、8.1425 kg,即 $D_2-C > D_1-C > D_2-B > D_1-B > D_2-A = D_1-A$ 。可以看出,在相同PAC投量下,不同气水比工况的 CO_2 间接排放量差异较大,然而,在相同气水比下,不同PAC投量工况的 CO_2 间接排放量基本相等。这主要取决于气水比的变化和反洗泵的运行时间。

3.4 相对厌氧区域化石源 CO₂及 CH₄排放核算

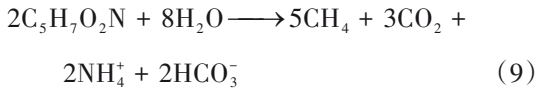
3.4.1 碳排放核算方法初探

在 PAC-MBR 的相对厌氧区域,依据 Rittmann 和 McCarty 提出的厌氧消化通式进行化学计量计算^[9]。

厌氧消化:



内源代谢:



依据 IPCC 提供的推导生活污水最大 CH₄ 生产潜力的方法,由式(1)和式(9)可以推算出 C₁₀H₁₉O₃N 厌氧分解理论上 CH₄ 的 B₀ 值(最大 CH₄ 生产潜值)为 B_{CH₄}=0.23 kgCH₄/kgCOD=0.55 kgCH₄/kgBOD, CO₂ 的 B₀ 值(最大 CO₂ 生产潜值)为 B_{CO₂}=0.27 kgCO₂/kgCOD=0.65 kgCO₂/kgBOD, 因此,厌氧消化的 CO₂ 和 CH₄ 排放量为:

$$m_{CO_2\text{厌氧}} = 0.65 \times Q \times (COD_{in\text{平}} - COD_{en\text{平}}) \times K \times 10^{-6} \times \frac{P_{\text{厌}}}{12} \times n_{\text{运}} \times 8\% \quad (10)$$

$$m_{CH_4\text{厌氧}} = 0.55 \times Q \times (COD_{in\text{平}} - COD_{en\text{平}}) \times K \times 10^{-6} \times \frac{P_{\text{厌}}}{12} \times n_{\text{运}} \quad (11)$$

式中:0.65 为依据 IPCC 默认最大 CH₄ 生产潜值算法计算出的最大 CO₂ 生产潜值,单位为 kgCO₂/kgBOD; 0.55 为 IPCC 默认最大 CH₄ 生产潜值的修正值,单位为 kgCH₄/kgBOD; P_厌 为缺氧区或厌氧区数量。

由式(9)可知,每消耗 1 g 合成细胞物质就会产生 0.58 g 的 CO₂ 和 0.35 g 的 CH₄, 依据活性污泥微生物内源代谢速度公式可得:

$$m_{CO_2\text{内源}} = 0.58 \times 10^{-6} \times K_d \times X_v \times V \times n_{\text{运}} \times \frac{P_{\text{厌}}}{12} \times 8\% \quad (12)$$

$$m_{CH_4\text{内源}} = 0.35 \times 10^{-6} \times K_d \times X_v \times V \times n_{\text{运}} \times \frac{P_{\text{厌}}}{12} \quad (13)$$

3.4.2 化石源 CO₂排放量核算

不同工况下 PAC-MBR 装置中相对厌氧区域的 CO₂ 排放量核算结果如图 7 所示。从图 7(a)可以看出,在 D₁ 组试验中,增大气水比可以降低厌氧消化

的 CO₂ 排放量,而内源代谢的 CO₂ 排放量先增后减; 在 D₂ 组试验中,随着气水比的增大,厌氧消化的 CO₂ 排放量相对稳定,而内源代谢的 CO₂ 排放量先减后增。当 PAC 投量为 1.0 g/L 时,增大气水比,反应器内各区域 DO 浓度增加,厌氧消化整体减弱,内源代谢作用先增强后减弱。由图 7(b)可知, D₁-B 的 CO₂ 总排放量最大, D₁-C 的最低; 在低气水比下,增加 PAC 投量对缓解厌氧区域 CO₂ 的排放有一定积极作用。

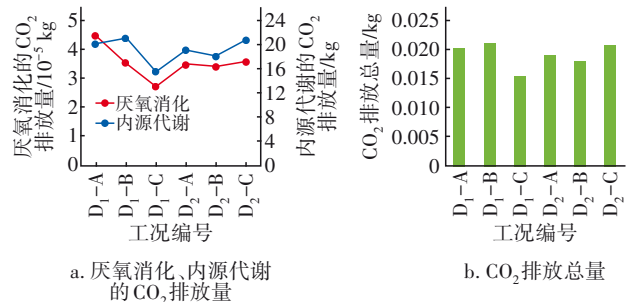


图 7 不同工况下 PAC-MBR 中相对厌氧区域的 CO₂ 排放量
Fig.7 CO₂ emission in relative anaerobic zone of PAC-MBR under different conditions

3.4.3 CH₄排放量核算

不同工况下 PAC-MBR 中相对厌氧区域的 CH₄ 排放量计算结果如图 8 所示。

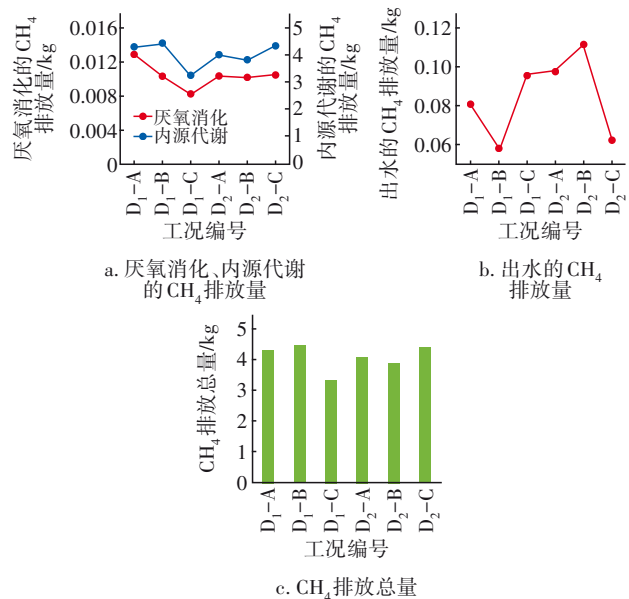


图 8 不同工况下 PAC-MBR 中相对厌氧区域的 CH₄ 排放情况
Fig.8 CH₄ emission in relative anaerobic zone of PAC-MBR under different conditions

从图8(a)可以看出,在D₁组试验中,增大气水比可以降低厌氧消化的CH₄排放量,而内源代谢的CH₄排放量先增后减;在D₂组试验中,随着气水比的增大,厌氧消化的CH₄排放量相对稳定,而内源代谢的CH₄排放量先减后增。和图7(a)相比,两者变化趋势相似,但内源代谢产生的CH₄对碳排放的贡献更大。从图8(b)可以看出,出水的CH₄排放量受气水比和PAC投量的影响均较大,当气水比为65:1时,增加PAC投量会明显增大CH₄排放量,这说明此时体系内部的BAC不是很稳定,受曝气和PAC的耦合作用影响较大。从图8(c)中可以看出,D₁-B的CH₄排放总量最大、D₁-C的最低;当气水比较小时,增加PAC投量对缓解厌氧区域CH₄的排放有一定积极作用。综上可知,适当的气水比和PAC投量可以有效控制PAC-MBR运行过程中CO₂和CH₄的排放。

3.5 各工况下PAC-MBR工艺的碳排放分析

图9为各工况下PAC-MBR工艺的碳排放对比情况。可知,间接碳排放量高于直接碳排放量,各工况的间接碳排放量差异较大,主要缘于不同的气水比和膜过滤周期,而直接碳排放量的差异主要由反应池内微生物的一系列活动变化导致。从趋势来看,曝气和PAC的耦合作用对直接碳排放的影响更大一些。从碳排放总量来看,D₂-C>D₁-C>D₁-B>D₂-B>D₁-A>D₂-A,由此可知,在本研究中,当气水比为50:1、PAC投量为2.0 g/L时碳排放总量最低,处理单位水量的碳排放量约为0.003 0 kg/L。

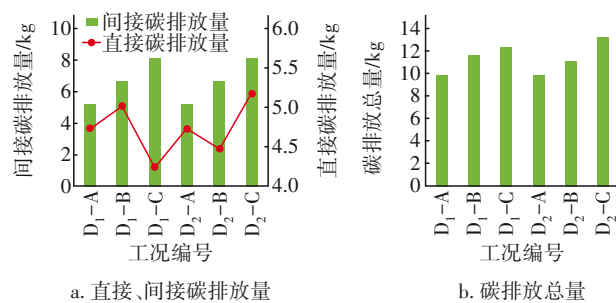


图9 不同工况下PAC-MBR的碳排放情况

Fig.9 Carbon emission of PAC-MBR under different conditions

4 结论

① 在PAC-MBR工艺处理污水过程中,不同气水比和PAC投量对N₂O的排放量影响较大。当气水比为50:1、PAC投量为1.0 g/L时,N₂O排放总量最低,在此气水比条件下增大PAC投量会促进N₂O的释放;当气水比为65:1时,PAC投量对N₂O的排

放几乎没有影响;当气水比为80:1时,增大PAC投量可以抑制N₂O的释放。

② 对于相对好氧区域,曝气和PAC的耦合作用会促进PAC-MBR工艺运行过程中CO₂的直接排放,当气水比为80:1时,增大PAC反而可以降低此部分的CO₂排放量。对于相对厌氧区域,在气水比为50:1或65:1时,增大PAC投量可以减弱微生物内源代谢,降低CO₂排放;当气水比为80:1时,则呈相反的趋势。对于CO₂的间接排放量,D₂-C>D₁-C>D₂-B>D₁-B>D₂-A=D₁-A,这主要取决于气水比的变化和反洗泵的运行时间。

③ 当气水比从50:1增大到65:1时,在PAC为1.0 g/L条件下会促进CH₄的排放,在PAC为2.0 g/L条件下则会减少CH₄的排放量;当气水比继续增大至80:1时,在PAC为1.0 g/L条件下CH₄排放量大幅降低,而在PAC为2.0 g/L条件下CH₄排放量上升。此外,气水比和PAC的耦合作用对出水的CH₄排放量也有较大影响,其本质在于微生物代谢活动的变化。

④ 对于碳排放总量而言,D₂-C>D₁-C>D₁-B>D₂-B>D₁-A>D₂-A,当气水比为50:1、PAC投量为2.0 g/L时,处理单位水量的碳排放总量最低,气水比的变化对碳排放总体的影响更强。

参考文献:

- [1] 王向阳. 污水处理碳足迹核算及环境综合影响评价研究[D]. 北京:北京建筑大学, 2019.
WANG Xiangyang. Study on Calculating Carbon Footprint and Assessing the Total Environmental Impact of Wastewater Treatment [D]. Beijing: Beijing University of Civil Engineering and Architecture, 2019 (in Chinese).
- [2] DU W J, LU J Y, HU Y R, *et al.* Spatiotemporal pattern of greenhouse gas emissions in China's wastewater sector and pathways towards carbon neutrality [J]. Nature Water, 2023, 1(2): 166-175.
- [3] CHEN S, ZHANG L, LIU B, *et al.* Decoupling wastewater-related greenhouse gas emissions and water stress alleviation across 300 cities in China is challenging yet plausible by 2030 [J]. Nature Water, 2023, 1(6): 534-546.
- [4] 胡婧逸, 邓慧萍, 张玉先, 等. PAC/MBR用于微污染地表水处理的中试研究[J]. 水处理技术, 2010, 36

- (8): 100–103.
HU Jingyi, DENG Huiping, ZHANG Yuxian, *et al.* Pilot-scale study on PAC/MBR for treating micro-polluted surface water [J]. *Technology of Water Treatment*, 2010, 36(8): 100–103 (in Chinese).
- [5] LAW Y, NI B J, LANT P, *et al.* N₂O production rate of an enriched ammonia-oxidising bacteria culture exponentially correlates to its ammonia oxidation rate [J]. *Water Research*, 2012, 46(10): 3409–3419.
- [6] TALLEC G L, GARNIER J, BILLEN G, *et al.* Nitrous oxide emissions from secondary activated sludge in nitrifying conditions of urban wastewater treatment plants: effect of oxygenation level [J]. *Water Research*, 2006, 40(15): 2972–2980.
- [7] MASSARA T M, MALAMIS S, GUIASOLA A, *et al.* A review on nitrous oxide (N₂O) emissions during biological nutrient removal from municipal wastewater and sludge reject water [J]. *Science of the Total Environment*, 2017, 596/597: 106–123.
- [8] 张自杰. 排水工程: 下册 [M]. 4版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2015: 496–498.
ZHANG Zijie. *Drainage Engineering: Volume 2* [M]. 4th ed. Beijing: China Architecture & Building Press, 2015: 496–498 (in Chinese).
- [9] RITTMANN B E, MCCARTY P L. 环境生物技术原理与应用 [M]. 文湘华, 王建龙, 译. 北京: 清华大学出版社, 2012: 113.
RITTMANN B E, MCCARTY P L. *Environmental Biotechnology: Principles and Application* [M]. WEN Xianghua, WANG Jianlong, translated. Beijing: Tsinghua University Press, 2012: 113 (in Chinese).
- [10] DEEMER B R, HARRISON J A, LI S, *et al.* Greenhouse gas emissions from reservoir water surfaces: a new global synthesis [J]. *Bioscience*, 2016, 66(11): 949–964.
- [11] KIM D J, CHANG J S, LEE D I, *et al.* Nitrification of high strength ammonia wastewater and nitrite accumulation characteristics [J]. *Water Science & Technology*, 2003, 47(11): 45–51.
- [12] GARRIDO J M, VAN BENTHUM W A J, VAN LOOSDRECHT M C M, *et al.* Influence of dissolved oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor [J]. *Biotechnology & Bioengineering*, 1997, 53(2): 168–178.
- [13] RUIZ G, JEISON D, CHAMY R. Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration [J]. *Water Research*, 2003, 37(6): 1371–1377.
- [14] SHORT M D, DAIKELER A, PETERS G M, *et al.* Municipal gravity sewers: an unrecognised source of nitrous oxide [J]. *Science of the Total Environment*, 2014, 468/469: 211–218.
- [15] 张四永. 膜生物反应器在污水厂尾水深度处理中膜过滤特性及控制的现场实验研究 [D]. 兰州: 兰州理工大学, 2021.
ZHANG Siyong. *Field Experimental Study on Membrane Filtration Characteristics and Control of Membrane Bioreactor for Advanced Treatment of Tail Water in Wastewater Treatment Plant* [D]. Lanzhou: Lanzhou University of Technology, 2021 (in Chinese).
- [16] WISAM S A. Mechanisms of nutrient removal in moving bed biofilm reactors [J]. *International Journal of Scientific and Engineering Research*, 2015, 6(1): 497–517.
- [17] 樊耀波, 徐慧芳, 郭海明. 气升循环分体式膜生物反应器污水处理与回用技术 [J]. *环境污染治理技术与设备*, 2004, 5(7): 70–75.
FAN Yaobo, XU Huifang, GUO Haiming. *Air-lift external circulation membrane bioreactor for wastewater treatment and reuse* [J]. *Techniques and Equipment for Environmental Pollution Control*, 2004, 5(7): 70–75 (in Chinese).

作者简介: 王亚军 (1979–), 男, 山西介休人, 博士, 教授, 博士生导师, 主要从事污水资源化利用方面的研究。

E-mail: wuj79626@lut.edu.cn

收稿日期: 2024-01-18

修回日期: 2024-03-14

(编辑: 刘贵春)