

多段 AO + MBR 工艺在煤化工废水处理中的应用

罗瑞春, 郭慧枝, 常明, 罗茜, 刘军
(博天环境集团股份有限公司, 陕西 西安 710065)

摘要: 采用多段 AO + MBR 工艺处理实际煤化工废水。将两段 AO 设计成 OAAO 形式, 一段 O 池对 BOD_5 去除率为 80%, 有效解决了 MBR 回流污泥中大量溶解氧对 A 池的冲击与 A 段反硝化对碳源的需求问题。在某煤化工项目中, 当进水 COD 为 400 ~ 600 mg/L, 在一级 O 池污泥负荷设计为 $0.08 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 、一级 A 池设计反硝化速率为 $0.044 \text{ kgNO}_3^- - \text{N}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 、二级 O 池污泥负荷设计为 $0.08 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 、二级 A 池设计反硝化速率为 $0.029 \text{ kgNO}_3^- - \text{N}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 、MBR 的通量设计为 $12 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时, COD 去除率 > 95%, 氨氮去除率 > 99%, 出水 SS < 1.5 mg/L。

关键词: 煤化工废水; 多段 AO; MBR; 反硝化; 碳源

中图分类号: X703.1 **文献标识码:** C **文章编号:** 1000-4602(2017)04-0071-04

Application of Multistage AO/MBR Process to Coal Chemical Industry Wastewater

LUO Rui-chun, GUO Hui-zhi, CHANG Ming, LUO Qian, LIU Jun
(Poten Environment Group Co. Ltd., Xi'an 710065, China)

Abstract: The multistage AO/MBR process was used to treat coal chemical industry wastewater. The two-stage AO was designed to be a OAAO form, the removal rate of BOD in the first-stage O tank was 80%, which could effectively solve the impact of dissolved oxygen of MBR return sludge on A tank and the demand for carbon source in denitrification of A tank. In a coal chemical industry project, when the influent COD was 400 to 600 mg/L, the removal rates of COD and $\text{NH}_3 - \text{N}$ were more than 95% and 99%, respectively, and the effluent SS was less than 1.5 mg/L under the conditions as follows: the sludge load rate of $0.08 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ in the first-stage O tank, the denitrification rate of $0.044 \text{ kgNO}_3^- - \text{N}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ in the first-stage A tank, the sludge load rate of $0.08 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ in the second-stage O tank, the denitrification rate of $0.029 \text{ kgNO}_3^- - \text{N}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ in the second-stage A tank, and the flux of $12 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ in the MBR.

Key words: coal chemical industry wastewater; multistage AO process; MBR; denitrification; carbon source

我国的能源特点是少气、贫油、富煤。由于能源结构单一,随着我国经济的发展,对煤炭的开发和利

用占据重要的地位,如:煤制甲醇、煤制气、煤制油等。但是,这些项目在生产过程中产生的大量废水、

废气对周围环境带来很大压力,部分大的工业项目甚至因环保问题而遭否决。煤化工生产废水的主要特点是高 COD、高氨氮、成分复杂,处理难度大。

陕西某煤洁净综合利用示范项目,主要产品为柴油、石脑油和 LPG。生产区将废水收集预处理后排至污水处理厂,经过生化处理后排至回用水工段,经过膜处理后回用作厂区的循环冷却水补充水,浓水排至零排放处理车间处理。

各股废水经过预处理后排至厂区主生化单元。主生化单元采用 OAAO + MBR 的组合工艺。OAAO + MBR 工艺是短程硝化反硝化工艺与膜分离技术结合而成的新型污水处理及回用工艺^[1,2],其不仅具备了截留硝化细菌、提高污泥浓度的优点,而且为 好氧菌和反硝化菌创造了相对独立的生存环境,具有良好的应用前景,已成为处理含氮废水的热门工艺之一。此外,该工艺具有占地面积小、工艺简单、操作管理方便等优点。同时,研究结果表明,缺氧/好氧 MBR 在取得较好的硝化效果的同时,也取得了较好的反硝化效果,对 TN 的去除率达到 80% 以上^[1]。同时,MBR 因反应器内污泥浓度高、生物种群完备而具备膜分离不受活性污泥恶化、解体影响等特点^[3]。

1 设计进水水质和水量

该生化处理段主要用于处理经过除硬预处理后的气化炉废水,经过厌氧预处理后的合成废水及少量的预处理后含硫废水,三股废水混合均匀后提升至生化段处理。设计水量为 740 m³/h,设计主要进、出水水质见表 1。

表 1 生化段的主要设计进、出水水质

Tab. 1 Design influent and effluent quality for biological treatment stage

项目	进水/(mg · L ⁻¹)	出水/(mg · L ⁻¹)	去除率/%
COD	1 295	30	98
BOD ₅	825	20	98
氨氮	575	5	99
总氮	625	30	95
SS	100	10	90

2 工艺路线

考虑到生化处理出水作为膜处理车间原水的要求,生化段必须对 COD、氨氮及总氮均有很高的去除率。从 MBR 回流的污泥和硝化液回流液中均含有丰富的溶解氧,若直接进入一段 A 池,不仅对 A

池中的缺氧环境造成影响(影响反硝化),而且对能源造成浪费,增大了运行费用,故在本项目中将一级 AO 设计成 OA 型式。同时,为了满足一级 A 池和二级 A 池对碳源的需求,设计一级 O 池对 BOD₅ 去除率为 80%。为了增加一段 O 池中硝化菌浓度,将部分硝化液回流至一段 O 池。

详细工艺流程见图 1。

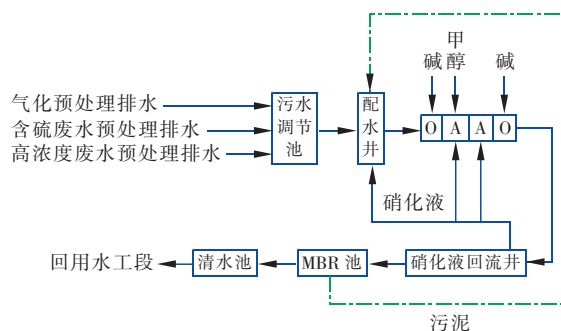


图 1 污水处理站工艺流程

Fig. 1 Flow chart of wastewater treatment process

3 主要构筑物及设计参数

3.1 OAAO 池

一级 OA 池设计成 1 座 2 格。一级 O 池设计污泥负荷为 0.08 kgBOD₅/(kgMLSS · d),停留时间为 67 h,容积为 49 580 m³;一级 A 池设计反硝化速率为 0.044 kgNO₃⁻-N/(kgMLSS · d),停留时间为 68 h,容积为 50 320 m³;一级 A 池设计甲醇加药装置,240 L/h,一套。一级 O 池为推流式池型,采用旋流曝气器曝气。一级 A 池为氧化沟式池型,选用 Q = 323 Nm³/min 离心风机 5 台,4 用 1 备;潜水推流器 Ø2 500 mm, N = 63 r/min, 22 台;选用 Q = 740 m³/h, H = 60 kPa 的循环泵 3 台,2 用 1 备;污泥回流比按照 400% 设计,选用 Q = 740 m³/h、H = 80 kPa 的污泥回流泵 5 台,4 用 1 备。

二级 OA 池设计成 1 座,2 格。二级 O 池设计污泥负荷为 0.08 kgBOD₅/(kgMLSS · d),停留时间为 7.6 h,容积为 5 445 m³;二级 A 池设计反硝化速率为 0.029 kgNO₃⁻-N/(kgMLSS · d),停留时间为 11.4 h,容积为 8 463 m³。二级 O 池为推流式池型,选用旋流曝气器曝气,与一级 O 池共用风机;二级 A 池为氧化沟式池型,选用 Ø2 500 mm、N = 63 r/min 的潜水推流器 4 台;硝化液回流比按照 800% 设计,选用 Q = 1 000 m³/h、H = 50 kPa 的硝化液回流泵 8 台,6 用 2 备。

3.2 MBR

MBR采用热制相外压式PVDF材质超滤膜,设计成两组,每组使用一个厂家的膜。设计尺寸为3.2 m×11.0 m×4.3 m的膜池8座,每组各4座膜池,处理水量按照370 m³/h设计。

第一组,每座膜池设5个膜箱,共选用740支超滤膜,通量为12.2 L/(m²·h)。膜池曝气强度按20 Nm³/(膜元件·h)计,选用 $Q=62$ Nm³/min、 $P=49$ kPa的罗茨风机2台;选用 $Q=110$ m³/h、 $H=150$ kPa产水泵4台;每运行10 min,反冲洗30 s,反冲洗强度按照30 L/(m²·h)设计,选用 $Q=230$ m³/h、 $H=200$ kPa的反洗水泵2台。按照膜厂家要求配置化学清洗装置1套,定期对膜组件进行维护性清洗和恢复性清洗。

第二组,每座膜池设5个膜箱,共选用864支超滤膜,通量为12.5 L/(m²·h)。膜池曝气强度按425 Nm³/(膜箱·h)计,选用 $Q=70.83$ Nm³/min、 $P=49$ kPa的罗茨风机3台;选用4台 $Q=100$ m³/h、 $H=150$ kPa产水泵;每运行11 min,反冲洗60 s,反冲洗强度按照34 L/(m²·h)设计,选用 $Q=250$ m³/h、 $H=200$ kPa的反洗水泵2台。按照膜厂家要求配置化学清洗装置1套,定期对膜组件进行维护性清洗和恢复性清洗。

4 运行情况

由于主装置在调试,至2016年3月15日生产负荷达到80%并稳定运行,废水量稳定在420 m³/h。2016年4月1日—5月15日连续监测45 d,进、出水COD变化见图2。

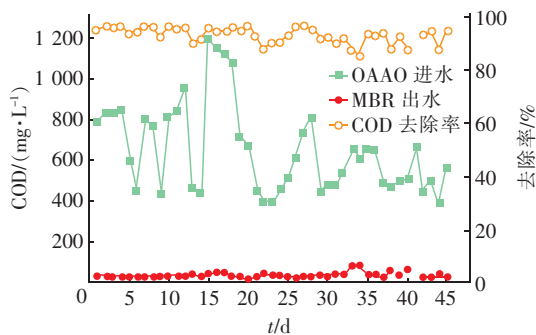


图2 进、出水COD及去除率

Fig. 2 Variation of COD concentration for influent and effluent

从图2可知,通过45 d对OAAO进水和MBR产水COD的持续监测,由于受高浓度废水预处理效果的影响,OAAO的进水COD基本在400~800 mg/

L左右波动,特别是在第15天突然从424 mg/L增加到1 197 mg/L,对系统造成了很大冲击。但是MBR的出水COD基本稳定在30 mg/L以下,去除率稳定在95%左右。这说明该系统不仅有很高的去除率,而且有一定抗负荷冲击的能力。

2016年4月1日—5月15日连续监测的进、出水氨氮变化见图3。

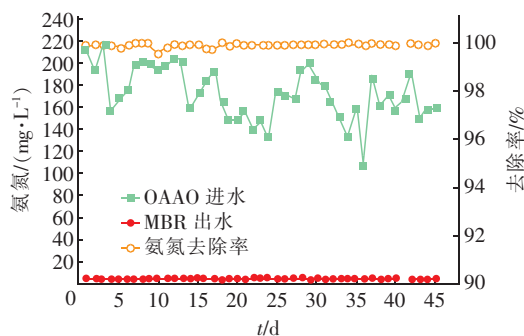


图3 进、出水氨氮及去除率

Fig. 3 Variation of ammonia nitrogen for influent and effluent

从图3可以看出,虽然氨氮波动的幅度很大,但是氨氮的去除率均大于99%,出水氨氮浓度均在0.5 mg/L以下,说明系统的氨氮基本转换为硝酸盐或亚硝酸盐。由于MBR出水至回用水装置,回用水系统对总氮没有要求,故本系统没有监测总氮。

MBR出水SS<1.5 mg/L,远远优于10 mg/L的出水标准。

通过镜检发现,一级O池和二级O池中有大量的累枝虫及钟虫,说明污泥净化效率高,出水水质良好。

5 总结及建议

① 将两段AO设计成OAAO型式,同时考虑一段O池对BOD₅去除率为80%,有效解决了MBR回流污泥中大量溶解氧对A池的冲击与A段反硝化对碳源的需求问题。

② 在总停留时间不变的情况下,将AO池设计成多段串联的形式,可以提高反应器的去除效率。

③ 用MBR代替常用的二沉池,虽然一次投资较高,但是可以提高污泥浓度,同时当发生污泥松散或污泥膨胀时,也不影响出水水质。

④ 虽然设计的调节池停留时间长达12 h,但是由于受厂区生产的影响,水质的波动仍然很大,为了节约运行费用和防止曝气过量造成污泥松散,将风机设计成多台小风机,同时考虑设置变频。

⑤ 在一级A池碳源不足的情况下,可以向A

池引入少量的高浓度废水,以减少甲醇的使用量,节省运行费用。

⑥ 从多段 AO + MBR 设计在实际煤化工项目中的使用来看,虽然没有达到设计负荷,但是系统 COD 去除率 > 95%, 运行稳定,在煤化工废水生化处理工艺的设计中可以借鉴。

参考文献:

- [1] Coté P, Buisson H, Pound C, *et al.* Immersed membrane activated sludge for the reuse of municipal wastewater [J]. *Desalination*, 1997, 113(2/3): 189 - 196.
- [2] Rosenberger S, Krüger U, Witzig R, *et al.* Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal wastewater [J]. *Water Res*, 2002, 36(2): 413 - 420.
- [3] 汪大群, 雷乐成. 水处理新技术及工程设计 [M]. 北京: 化学工业出版社, 2001.



作者简介: 罗瑞春(1983 -), 男, 湖北天门人, 本科, 工程师, 主要从事煤化工废水、市政及工业园区污水处理技术研究及工程设计工作。

E-mail: 358865230@qq.com

收稿日期: 2016 - 07 - 11

(上接第 62 页)

后续应考虑提高电镀废水生化处理系统的效率, 可考虑采用接触氧化工艺或者投加工程菌的方式。

④ 本设计采用滤布滤池工艺作为过滤单元, 其出水效果较好, SS 能够达标, 废水的透光度也较好。但是由于前段采用了 Fenton 氧化工艺, 废水中的铁离子和钙离子较多, 滤布表面很容易结垢, 自动冲洗系统对于水垢的去除效果并不明显, 滤布滤池经常不能正常运行, 因此后续设计中 Fenton 氧化之后的过滤单元不应考虑滤布过滤, 可考虑采用石英砂过滤等工艺。

参考文献:

- [1] 张龙, 涂勇, 郭方峥, 等. 化工产业为主的工业园区污水处理厂提标改造工程设计 [J]. *中国给水排水*, 2014, 30(18): 76 - 80.
- [2] 刘伟京, 袁哲, 徐军, 等. 某化工园区污水厂组合处理工艺的调试运行研究 [J]. *中国给水排水*, 2013, 29(3): 6 - 9.
- [3] 谢银德, 陈锋, 何建军. Photo - Fenton 反应研究进展 [J]. *感光科学与光化学*, 2000, 18(4): 357 - 365.
- [4] 刘千钧, 袁斌, 伍红, 等. Fenton 法深度处理制浆造纸综合废水实验研究 [J]. *造纸科学与技术*, 2009, 28(4): 57 - 59.

- [5] Hsueh C L, Huang Y H, Wang C C, *et al.* Degradation of azo dyes using low iron concentration of Fenton and Fenton-like system [J]. *Chemosphere*, 2005, 58(10): 1409 - 1414.
- [6] 董蓓, 颜家保, 庄容, 等. Fenton 试剂 · OH 生成率的影响因素研究 [J]. *化学工程师*, 2009, (3): 14 - 16.



作者简介: 郭方峥(1982 -), 男, 江苏徐州人, 硕士, 工程师, 主要从事水污染控制技术研究。

E-mail: gzf2002@163.com

收稿日期: 2016 - 12 - 07