

无锡市梅村污水处理厂 MBR 工艺优化运行研究

杨 昊¹ 杭世珺¹ 钱明达²

(1 北京市市政工程设计研究总院, 北京 100082; 2 无锡市高新水务有限公司, 无锡 214028)

摘要 无锡市梅村污水处理厂二期工程采用分置式膜生物反应器(MBR)工艺, 处理规模为3万 m³/d。正式投产后尽管实际运行参数与设计参数存在一定差距, 系统仍运行稳定, 出水水质达到《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级A标准。阐述了系统运行参数, 分析运行费用并总结了运行要点。

关键词 污水处理厂 膜生物反应器(MBR) 运行优化

近几年, 膜生物反应器(MBR)工艺大规模用于城市污水处理的工程案例日渐增多。无锡市梅村污水处理厂位于无锡市新区梅村镇, 总服务面积为76.6 km²。污水处理厂现状规模为3万 m³/d, 二期工程规模为3万 m³/d, 主体工艺采用先进的分置式MBR, 2009年5月投入运行, 经过长时间的调试和稳定运行, 取得了一定成果并总结出一些关键控制点。

1 工艺流程及说明

进厂约6万 m³/d污水先经过50 mm粗格栅, 再经过提升泵房后进入10 mm阶梯细格栅及旋流沉砂池, 然后平均分配至一、二期工程。一期采用CAST工艺, 二期采用MBR工艺。进入二期的污水先经过1 mm精细格栅后进入A²/O池, 经过生化处理后进入膜池, 出水一部分汇入一期工程出水排放, 另一部分进入清水池提升至回用管网。二期工艺流程见图1。

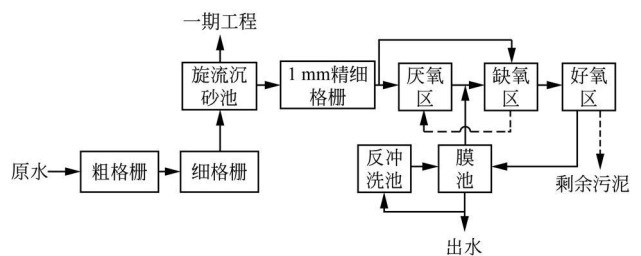


图1 二期MBR工艺流程

2 处理系统及运行优化研究

2.1 预处理系统

为改善后续工艺的处理效果, 减轻膜污染, 降低剩余污泥产量并改善污泥性状。设1 mm精细转鼓格栅1座, 共分为2条渠道, 每条渠道宽度为1 800 mm, 有效水深1.2 m, 单座格栅过水量1 100 m³/h。为了防止精细格栅堵塞造成过水流量不足, 该格栅配备低、高压冲洗水泵。低压水泵冲刷附着在格栅上的颗粒物与污泥, 压力0.6~0.8 MPa, 每6 min启动一

(3) PAC如何与再生水工艺结合, 对膜及其他形式的过滤、污泥处理等工序的影响仍需进一步研究。

参考文献

- 1 李振东. 提升城镇污水再生利用水平. 建设科技, 2009, 10(6): 50~51
- 2 赵镇业, 章诗芳. 粉末活性炭吸附性能对比研究. 水处理技术, 2005, 31(8): 18~20
- 3 曹达文, 张小满. 粉末活性炭在水中强制分散及其作用的研究. 中国给水排水, 1997, 13(6): 18~21

- 4 张小满, 曹达文, 高廷耀, 等. 常规水处理工艺应用粉末活性炭技术的最佳投点选择研究. 给水排水, 1998, 24(2): 29~31
- 5 王树涛, 王虹, 马军, 等. 我国北方城市污水处理厂二级处理出水的水质特性. 环境科学, 2009, 30(4): 999~1104
- 6 上海市市政工程设计研究院. 给水排水设计手册(城镇给水). 第2版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2004. 776~778

& 通讯处: 300051 天津市和平区营口道239号

电话: (022) 27815311 - 2465

E-mail: laoyuantmedi@163.com

收稿日期: 2010-05-18

次;高压泵切割缠绕在格栅上的丝状物,压力 12 MPa,每 12 h 启动一次。

2.2 生化处理系统

生化池的厌氧区和缺氧区可以灵活采用多点进水方式。其进水设计参数与运行参数见表 1。

表 1 生化池进水设计值与实际值

项目	COD _{Cr}	BOD ₅	TP	NH ₃ —N	TN	SS
设计值/mg/L	412	105	5.6	35	50	300
实际值/mg/L	202	58	3.5	32	48	102

从表 1 可知,实际进水水质较设计进水水质有较大出入并具有以下特点:

(1) 可生化性差:进水 COD_{Cr} 202.4 mg/L, BOD₅ 57.6 mg/L, BOD/COD 低于传统可生化指标的下限值 0.3。

(2) 碳源缺乏,碳氮比低:设计进水 NH₃—N 35 mg/L, TN 50 mg/L, BOD/TKN 远低于规范值 > 4。

针对上述情况,运行中采用多点进水、调节曝气池容积、加大缺氧池水力停留时间、降低污泥浓度等措施,在不外加碳源的情况下,生化系统出水能够稳定达标。具体运行参数如表 2 所示。

表 2 生化池设计参数与实际运行参数

项目	设计值	运行值
多点进水比(厌氧区:缺氧区)		3:1
污泥浓度/g/L	8~9	6~7
厌氧区 HRT/h	1.6	1.6
缺氧区 HRT/h	3.3	4
好氧区 HRT/h	6	5.3
缺氧区至厌氧区回流比/%	100	100
膜池至缺氧区回流比/%	400	300
生化池曝气量与水量比	9	3.36
容积负荷/kgCOD _{Cr} /(m ³ ·d)	0.89	0.42
污泥龄/d	30	20
厌氧前段 ORP/mV		-200~-300
缺氧中部 ORP/mV		-50~-100
曝气池中部 DO/mg/L		3~4
曝气池末端 DO/mg/L		1~2

从表 2 可以看出,运行值与设计值存在差异,分析其原因如下:

(1) 多点进水量。由于系统中聚磷菌与反硝化菌在碳源的需求上存在竞争的关系,缺氧反硝化池

置于厌氧释磷池之后,反硝化效果受到碳源量的限制,导致反硝化反应不充分,大量未被反硝化的硝酸盐随回流污泥进入厌氧区,干扰厌氧释磷,最终影响了脱氮除磷系统的稳定运行。为此,本工程在运行中,将原水按 3:1 分别进入厌氧区和缺氧区,提高了脱氮除磷效果。

(2) 降低污泥浓度。由于进水有机物浓度较低,难以满足微生物代谢的需求量,系统中微生物量较低。因此,活性污泥浓度(MLVSS)越高 $f = \frac{MLVSS}{MLSS}$ 值越小。当污泥浓度在 8 000 mg/L 以上运行时, f 值只能维持在 0.5 左右,低于一般的城市污水处理厂 f 值(0.75),导致生化池表面产生大量的浮泥,而且出水水质不能达标;将活性污泥浓度调节到 6 000 mg/L 左右时, f 值可上升至 0.75,生化池表面浮泥亦消失,出水水质明显好转并可达标。

(3) 改变回流比。反硝化菌是异养兼性菌,只有在无分子氧而同时存在硝酸离子和亚硝酸离子的条件下,才能够利用这些离子中的氧进行呼吸,使硝酸盐还原为氮气并从系统中排出。由膜池回流至缺氧区的混合液富含大量氧气,破坏缺氧条件,导致反硝化反应不充分^[1]。针对此种情况,将回流比由 400% 调整为 300%,减小进入缺氧池氧气量,保证良好的缺氧条件,使反硝化能够正常进行。

(4) 减小生化池曝气量。由于膜系统需要大量空气擦洗膜丝,导致膜池中溶解氧大于 8 mg/L,为有效利用该部分溶解氧,应适量减小前段生化池曝气量,还可节约能耗。

(5) 缩短泥龄。目前对于 MBR 工艺中泥龄的问题存有争议,一种观点认为膜污染速率随着泥龄降低而增加^[2];另一种观点认为膜污染速率随着泥龄增加而增加^[3]。本工程调试运行中,控制泥龄在 30 d 时,生化池表面有大量浮泥,跨膜压差急速增加;泥龄在 10 d 以下时,跨膜压差也存在较大的增长趋势;泥龄在 20 d 左右时,跨膜压差增长趋势变缓,生化池表面污泥消失。因此,泥龄不宜太长,以 20 d 左右为宜。

(6) 应采用 ORP(氧化还原电位)值为控制指标。缺氧区与厌氧区的溶解氧值低于常规溶解氧仪的检

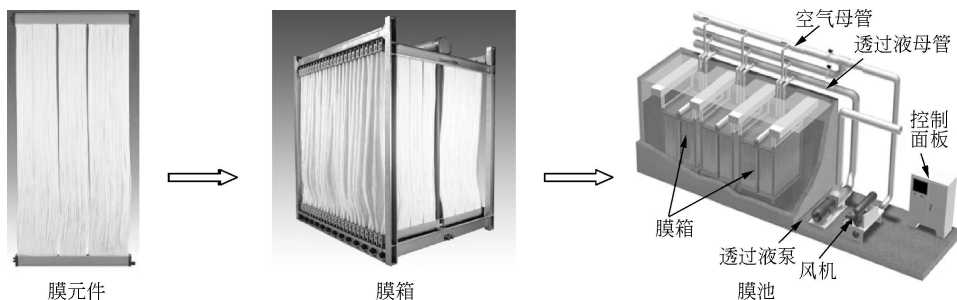


图 2 膜元件、膜箱及膜池

测下限,故常规溶解氧仪不再适合检测这两个区域的 DO 值。ORP 值是氧化还原能力的测量指标,在 A^2/O 工艺中,一般厌氧区 DO 控制在 0.2 mg/L 以下,对应 ORP 值约为 $-300 \sim -400 \text{ mV}$;缺氧区 DO 控制在 $0.3 \sim 0.5 \text{ mg/L}$,对应的 ORP 值约为 $-5 \sim -100 \text{ mV}$ 。

2.3 MBR 池系统的运行控制

本工程膜系统采用的是 ZeeWeed 500 系列加强型中空纤维膜,膜丝的标称尺寸为 $0.04 \mu\text{m}$,平均通量 $22.28 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,最大通量 $28 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。超滤膜丝被装配在一起形成膜元件,膜元件又组合成膜箱,多个膜箱连接在一起形成一个膜列,直接与透过液母管连接,透过液母管则通过一个透过液泵将过滤水抽出,如图 2 所示。

本工程采用分置式 MBR,膜系统与生化系统独立设置,与直接将膜浸入生物反应池相比,设单独的膜池提高了系统的可靠性和灵活性,使生物反应池与 MBR 池可以以任意数量组合,每种工艺可单独优化,在实现 MBR 总体工艺要求的基础上更好地优化单个工艺的运行效率。其主要控制要点如下。

2.3.1 污泥浓度与膜通量

MBR 池中污泥浓度与膜通量是保证膜稳定运行的重要参数。污泥浓度越高,膜表面的浓差极化越严重,膜透水率降低,能耗增高;污泥浓度越低,膜池体积增大,土建费用增加;膜通量增大,将导致膜表面易破裂,出水效果变差;膜通量越低,则出水量减小,影响正常生产。不同类型膜都有其最佳污泥浓度和通量值,应尽量减少该两项参数值的波动,保持其稳定性。本工程运行中,膜池内污泥浓度稳定控制在 $10\,000 \sim 11\,000 \text{ mg/L}$,通量控制在 $22 \sim 23 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

2.3.2 化学清洗

膜污染是指在膜分离过程中,污水中的微粒、胶体粒子或溶质分子与膜发生物理化学作用,造成膜孔径变小或堵塞,使膜通过流量与分离特性发生变化的现象。运行中污泥常会附着于膜表面或进入膜孔道成为膜表面凝胶层,微生物也会在膜的表面滋生,造成膜污染。为降低膜污染风险,保证膜系统长期稳定运行,化学清洗是运行过程中一个不可缺少的环节。

化学清洗按药剂种类可分为酸洗与碱洗两种方式。酸洗能够清除膜丝表面的无机物,碱洗能够灭活膜丝表面微生物;按清洗频率可分为维护性清洗与恢复性清洗,维护性清洗持续时间较短,采用较低的化学药品浓度、清洗频率较高,其目的在于保持膜的透水性和延长恢复性清洗的周期,恢复性清洗持续时间较长、采用化学药品浓度较高、清洗频率较低,其目的在于恢复膜的透水性。本工程采用的化学清洗模式设置如表 3 所示。

表 3 膜丝化学清洗参数

清洗方式	所需药剂	药剂浓度/ mg/L	清洗频率	清洗持续时间/h
维护性清洗	次氯酸钠	200	每周 2 次	1
	柠檬酸	2 000	每周 2 次	1
恢复性清洗	次氯酸钠	1 000	每年 2 次	6
	柠檬酸	2 000	每年 2 次	6

2.3.3 空气擦洗

在膜分离过程中,由于膜的透过选择性,料液中的水在压力作用下透过膜,大分子溶质被截留并累积,使其在膜表面与临近膜面区域的浓度远远高于料液主体浓度。在浓度梯度作用下,大分子溶质从膜面向主体溶液扩散,形成边界层,使流体阻力与局部渗透压增加,从而导致水的透过流

量下降,水向膜面流动(对流)引起溶质向膜面流动,当溶质向膜面的流动速度与在浓度梯度作用下溶质向主体溶液的扩散速度达到平衡时,在膜面附近存在一个稳定的浓度梯度区,该区域称为浓度边界层。

由于膜渗透流率与操作压力无关,主要取决于边界层内的传质情况,即渗透流率由传质控制,因此,如果继续增大操作压力,不仅不会增加膜通量,反而会进一步压缩边界层,甚至堵塞膜孔,造成膜的永久性污染,最终导致系统无法正常运行,所以,需要空气擦洗来改变膜丝表面液体的流态。

空气擦洗膜丝是利用气泡的摩擦与膜丝的振动来破坏膜丝表面的浓差极化现象,达到清洗膜丝目的。不同曝气方式所需的空气量有较大差异,经反复调试,本系统膜擦洗空气量为 $120 \text{ m}^3/\text{min}$ 。

2.3.4 其他异常情况

在膜系统日常管理过程中,还应注意一些突发现象,如跨膜压差(TMP)突然增大,出水浊度突然升高等,应做到及早发现,分析原因并及时解决。

3 运行效果及费用分析

3.1 运行效果

无锡梅村二期 MBR 工程于 2008 年 5 月动工,2009 年 3 月开始调试,5 月正式投产。经过一年多的运行,出水水质一直达标稳定优于《城镇污水处理厂污染物排放标准》(GB 18918—2002)的一级 A 标准,一年内进、出水水质见表 4。

表 4 污水处理厂实际运行进、出水水质

项目	5~7 月		8~10 月		11~次年 1 月		2~4 月	
	进水	出水	进水	出水	进水	出水	进水	出水
COD _{Cr} /mg/L	219.6	13.2	200.1	16.9	240.2	20.3	196.5	12.6
BOD ₅ /mg/L	73.3	2.1	69.9	1.5	71.6	2.5	76.8	2.2
TP/mg/L	4.6	0.12	4.9	0.2	4.6	0.24	5.1	0.22
NH ₃ -N/mg/L	15.3	0.2	16.3	0.13	17.2	0.26	18.3	0.33
TN/mg/L	45.6	14.8	49.8	9.8	45.2	14.9	46.2	10.6
SS/mg/L	296.6	1.8	306.5	1.2	286.5	1	290.6	1.2

3.2 运行费用分析

该工程设计总投资 9 200 万元,其中固定资产投资 9 100 万元,直接运行成本为 $0.66 \text{ 元}/\text{m}^3$,经营成本 $1.1 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。经过调试运行后优化,直接运行成本减少 12% 左右。月平均直接运行费用统计见表 5。

表 5 工程经济性分析

项目	用量	单价/元	总价/元	成本/元/ m^3
电耗/ $\text{kW} \cdot \text{h}$	630 023	0.73	459 916	0.511
次氯酸钠/t	5	800	4 000	0.004
柠檬酸/t	1	8 000	8 000	0.009
铝盐/t	40	520	20 800	0.023
高分子絮凝剂/t	0.6	30 000	18 000	0.020
污泥(80%含水率)/t	500	160	80 000	0.089
合计				0.656

4 MBR 运行注意要点

(1) 对于跨膜压差、出水浊度等关键参数进行实时监控,尽早发现问题并及时解决,避免对膜系统造成不可恢复的损害。

(2) 加强膜系统预处理,应尽量采用小孔径($\leq 1 \text{ mm}$)格栅,杜绝毛发等纤维状物体进入膜系统,以防缠绕膜丝,导致膜面积减小。

(3) 生化系统的污泥浓度与污泥龄等参数视具体情况而定,不应一味地追求高污泥浓度和长泥龄。

(4) 采用合理、适用的物理或化学清洗方案。

(5) 适当降低膜通量、增大膜池曝气量和协同控制合理的生化需氧量。

5 结语

无锡市梅村污水处理厂二期 MBR 工程处理规模 $3 \text{ 万 m}^3/\text{d}$,经过调试运行并优化参数后,不仅克服了碳源不足等因素,使出水水质长期优于 GB 18918—2002 一级 A 标准,同时还降低直接运行成本,年节约成本约 92 万元。

参考文献

- Judd S, Judd C. 膜生物反应器. 陈福泰,黄霞译. 北京: 科学出版社, 2009
- Ng H Y, Tan T W, Ong S L. Membrane fouling of submerged membrane bioreactors: Impact of mean cell residence time and the contributing factors. Environ. Sci. Technol. 2006, 40, (8), 2706~2713
- Han S S, Bae T H, Jang G G, et al. Influence of sludge retention time on membrane fouling and bioactivities in membrane bioreactor system. Process Biochem, 2005, 40: 2393~2400

& 通讯处: 100082 北京市西直门北大街 32 号

E-mail: yanghao@ bmedi.cn

收稿日期: 2010-07-20

修回日期: 2010-09-27