

水厂 O_3 - BAC 深度处理工艺系统的运行管理

笪跃武, 顾新春, 胡侃, 袁君
(无锡市自来水总公司, 江苏 无锡 214135)

摘要: 以无锡市三座自来水厂深度处理改造后生产经验为基础, 结合太湖水质特点和工程应用实例, 介绍了深度处理工艺运行管理经验, 通过采样检测和数据汇总, 分析了污染物去除效果、活性炭性能、生物膜生长情况; 根据工艺选型和设备配置情况, 对臭氧发生器、活性炭滤池进行了优化管理; 通过能效分析, 优化了运行参数, 控制运行成本; 通过问题分析和风险评估, 完善了工艺系统。

关键词: O_3 - BAC; 深度处理; 臭氧; 活性炭; 翻板滤池

中图分类号: TU991 **文献标识码:** C **文章编号:** 1000 - 4602(2013) 18 - 0048 - 08

Discussion on Management of O_3 /BAC Advanced Treatment Process in Waterworks

DA Yue-wu, GU Xin-chun, HU Kan, YUAN Jun
(Wuxi Water Supply General Company, Wuxi 214135, China)

Abstract: The operation and management experience of O_3 /BAC advanced treatment process was introduced based on the production experience of Wuxi waterworks and Taihu Lake water characteristics. The removal efficiency of pollutants, activated carbon performance and biofilm growth were analyzed by testing samples and summarizing data. The ozone generator and activated carbon filter were assessed based on the process type selection and the equipment allocation. The operation parameters were optimized to control the operation cost by analyzing energy efficiency. The process system was improved by analyzing problems and evaluating risk.

Key words: O_3 /BAC; advanced treatment; ozone; activated carbon; shutter filter

针对无锡太湖水源水质情况, 为从根本上解决城市安全优质供水问题, 2010年3月, 无锡市自来水总公司实施安全优质供水工程, 对以太湖为水源的水厂, 进行预处理和臭氧-生物活性炭深度处理改造, 2011年初全部建成投运。

1 深度处理工艺简介

臭氧-生物活性炭深度处理工艺(O_3 - BAC), 是在活性炭滤池之前投加臭氧, 在臭氧接触池中进行臭氧接触氧化反应, 使水中有机污染物氧化降解, 将大分子有机物分解为小分子的中间产物, 可以被活性炭吸附去除, 同时, 活性炭是微生物生长的良好

载体, 颗粒表面的生物膜或微生物群落通过生物吸附和降解作用, 显著提高了活性炭去除有机物的能力, 延长了活性炭的使用寿命。

无锡市自来水厂深度处理工艺升级改造, 涉及到以太湖水为水源的中桥、锡东、雪浪3个水厂, 在原有混凝/沉淀/过滤/消毒常规处理的基础上, 新增原水臭氧、生物预处理和净水厂臭氧-生物活性炭深度处理工艺, 3个水厂工艺形式基本相同(见图1), 中桥、雪浪、锡东三水厂分别新增 60×10^4 、 25×10^4 、 30×10^4 m^3/d 臭氧-生物活性炭工艺, 3个水厂深度处理工程同时设计, 同步施工, 同期建成投

运。

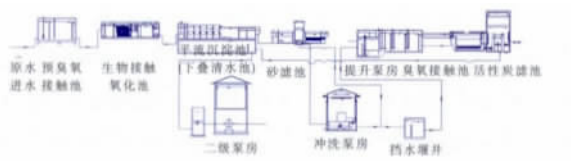


图 1 水厂工艺流程

Fig. 1 Flow chart of water treatment process

现将中桥水厂深度处理工艺参数列举如下。

臭氧 - 生物活性炭深度处理工程由提升泵房与臭氧接触池、生物活性炭滤池、臭氧发生器间、鼓风机房、综合加药间、液氧站、自动控制系统、配电系统等几部分组成。

① 提升泵房与臭氧接触池合建 2 座。每座提升泵房分为独立 2 组, 每组泵房内设潜水轴流泵 6 台(4 用 2 备)。臭氧接触池紧贴提升泵房布置, 每座臭氧接触池同样分为独立 2 组, 采用全封闭结构, 有效水深为 6 m, 三段式布气, 接触时间为 15 min, 臭氧投加量为 1.0 ~ 2.0 mg/L。采用微孔曝气, 池内逸出的臭氧经收集、热催化剂破坏分解成氧气后排入大气。

② 臭氧发生器采用 3 台 20 kg/h 臭氧发生器, 设计最大加注量为 2.0 mg/L, 气源采用外购液氧。

③ 活性炭滤池采用翻板滤池, 共 2 座, 每座 14 格, 双排布置, 单格面积为 96 m², 空床滤速为 9.8 m/h。滤料采用活性炭和石英砂双层滤料, 上层为 8 ~ 30 目柱状或压块破碎炭, 厚度为 2.1 m; 下层为 $d_{10} = 0.6$ mm、不均匀系数为 1.3、厚度为 0.6 m 的石英砂滤料。冲洗方式为: 气冲 + 水冲。

锡东、雪浪 2 水厂, 主体设计和中桥水厂相似, 只在具体设备选用上有所区别, 3 个水厂的臭氧生物活性炭深度工艺, 运行都已超过 2 年, 在工艺运行管理过程中, 结合太湖水质特点和自身运行情况做了积极的探索, 对运行过程中发现的一些问题不断进行优化和完善。

2 深度处理工艺技术管理

2.1 污染物去除效果分析

① 对 COD_{Mn} 的去除效果

臭氧接触对 COD_{Mn} 的去除影响并不明显, 但是臭氧可以将大分子有机物氧化成小分子有机物, 通过后续炭滤池的吸附降解作用进一步去除。

炭滤池运行初期, COD_{Mn} 去除率较高, 最高可达 70%, 此时以活性炭吸附为主; 随后, 去除率逐渐降低, 但仍保持 50%, 此时为生物降解与活性炭吸附的协同作用; 随着使用时间的增长, 活性炭碘值下降, 炭滤池对 COD 的去除主要以生物降解为主。

② 对 TOC 的去除效果

由于臭氧氧化后生成物仍是有机物, 因此臭氧接触池对 TOC 的平均去除率仅有 5.3%。通过炭滤池生物降解作用与活性炭的吸附作用, TOC 平均去除率达到 46%。

③ 对 UV_{254} 的去除效果

臭氧接触池对 UV_{254} 略有去除, 平均去除率为 9.7%。通过炭滤池生物降解作用与活性炭的吸附作用, 平均去除率达到 12%。

2.2 活性炭性能分析

为评价活性炭性能和分析处理效果, 需要对炭滤池定期采样, 跟踪检测活性炭碘值、亚甲蓝、生物量等指标。采用自制取样器, 取炭滤料表层、50 cm、100 cm、150 cm 等不同深度的炭样, 检测相关指标, 结合水质处理效果, 评价滤料的性能, 及时调整炭滤池的运行参数。

水厂运行 2 年多来, 活性炭滤料碘值跟踪检测数据见图 2。可以看出, 碘值在最初 3 ~ 5 个月下降较为明显, 表明活性炭吸附性能下降明显。随着生物膜生长稳定, 碘值下降趋缓, 长期在 600 ~ 700 左右。表层和 150 cm 深处碘值情况接近。

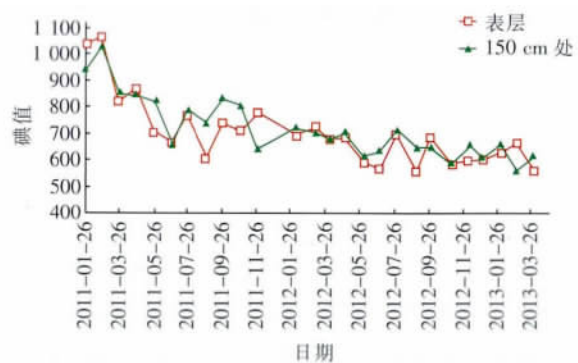


图 2 活性炭碘值变化趋势

Fig. 2 Variation of activated carbon iodine value

2.3 生物量分析

通过活性炭表面生物量的检测, 结合出水氨氮、亚硝酸盐的变化情况和水质处理效果, 考察炭滤池挂膜周期, 研究生物生长情况随水质水温的变化趋势及其对出水水质的影响。同时研究预臭氧、预氯

化、反洗强度和周期对生物膜生长情况的影响。当夏季温度较高时,生物量较多,可以加大冲洗强度,缩短运行周期,当生物量随水温下降而降低时,可以降低冲洗强度,延长运行周期,保持一定的生物总量,保证处理效果。

对于生物量的检测一般采用脂磷法,但需要有

一定检测能力的化验室才可以开展,生产中发现生物量和细菌总数有一定的对应关系(见表1)。用平板菌落计数法快速测定活性炭中的细菌菌落总数,也可以评价活性炭中的生物量。所以对于一般不具备生物量检测条件的水厂,可以采用定期检测活性炭细菌总数的方法来评价生物生长情况。

表 1 炭滤池不同深度滤料生物量检测

Tab. 1 Biomass at different depths in filter

检测项目		检测日期							
		2011-05-31	2011-07-18	2011-09-06	2011-11-01	2011-11-29	2012-01-17	2012-04-17	2012-05-23
表层 10 cm	生物量/(nmolP·g ⁻¹)	224	479	431	558	258	212	278	323
	细菌总数/(10 ⁴ 个·g ⁻¹)	1 400	2 960	2 900	6 900	1 391	950	480	610
150 cm	生物量/(nmolP·g ⁻¹)	36.5	86.3	143	154	124	147	221	227
	细菌总数/(10 ⁴ 个·g ⁻¹)	100	250	580	541	589	630	240	250

从表 1 可见,活性炭滤池生物量夏季水温高时较多,冬季明显减少,而且滤料表层生物量较多,深层生物量较少。

2.4 臭氧发生器系统的运行管理

臭氧由臭氧发生器现场制备,气源为外购液氧,液氧站相关设备为租用。

臭氧发生器系统包括臭氧发生器本体、配套供电单元、补氮系统、冷却水系统、臭氧投加系统、尾气破坏器系统。在日常运行中,要经常对臭氧发生器系统及液氧站进行检查维护,以保证系统的正常运行。

对设备本身而言,需要经常做到:对供电系统检查清灰;检查冷却水流量、温度,是否有结垢,如有必要,更换内循环水或离子交换树脂;检查管路系统是否有泄漏;检查仪表是否准确;检查补氮系统,特别是除湿机是否正常。

臭氧发生系统投运以后,有条件的情况下可以开展一些性能测试,如:单台机生产能力验收;多台机并联臭氧的生产能力测试;对单台机进行 INV10%~100% 可调的测试;臭氧吸收率测试;单台臭氧发生器在浓度在 6wt%~12wt% 可调测试等。通过不同时期测试结果,可以了解臭氧系统的运行状况。

2.5 活性炭翻板滤池的运行管理

无锡 3 个水厂深度处理升级改造时,均采用翻板滤池,因为翻板滤池具有布气布水均匀、结构简单、过滤效果好、反冲后滤料洁净度高、滤料流失率低的特点,比较适合用于上层为活性炭、下层为石英

砂的双层滤料滤池。翻板滤池的运行管理,要根据活性炭的使用要求及水质处理效果,对冲洗强度与频次、过滤周期、水力负荷、冲洗步序等运行参数进行优化。

2.5.1 翻板滤池运行检查

- ① 现场检查布气布水均匀性,防止面包管冲脱。
- ② 检查翻板阀开启是否顺畅,排水是否有效,关闭时是否漏水,检查其他阀门是否有漏水现象。
- ③ 定期测定滤池炭层高度,判定滤池冲洗时是否有跑炭现象。
- ④ 测定滤池水冲强度和炭层膨胀率。中桥水厂的具体测定结果见表 2、3。

表 2 各反冲总阀开度下的冲洗强度测定

Tab. 2 Backwashing intensity at valve openings

反冲总阀的开度/%	滤池冲洗强度/(m ³ ·m ⁻² ·h ⁻¹)
8	10
20	35
30	60

表 3 各反冲总阀开度下的膨胀率测定

Tab. 3 Expansion rate at valve openings

池号	水冲总阀开度/%	炭层膨胀高度/cm	膨胀率/%
4~7	20	95	35.19
	30	110	40.74
1~5	10	55	20.37
	20	74	27.41
	30	110	40.74

- ⑤ 经常检查滤料层是否有混层、泥球、结块、红虫等。

2.5.2 活性炭滤池冲洗

① 炭滤池冲洗方式为“气冲 + 水冲”, 具体见表 4。过滤周期与冲洗强度可根据滤池进、出水水质、炭层表面生物量、活性炭物理性质等进行调整。反冲洗水来自高位水箱, 水冲强度通过水冲总阀门及单格滤池反冲阀门联合控制, 采用快速开启、可调节开启度的电动蝶阀, 全开时间要小于 30 s。

表 4 炭滤池冲洗方式

Tab. 4 Washing modes of filter

冲洗方式		强度 / (m ³ · h ⁻¹ · m ⁻²)	时间 / s
气冲		60	60 ~ 180
水冲	1	小水冲	70
		大水冲	60
	2	小水冲	70
		大水冲	60
	3	中水冲	90

② 新炭滤池运行时, 因颗粒炭中含有许多空气, 应将水没过整个炭层, 充分浸泡, 尽量浸泡满 48 h, 以保证颗粒炭充分吸水, 防止冲洗时流失。初期冲洗时, 要控制好气冲和水冲强度, 采取较低的反冲强度、较长的静置时间和较小的翻板阀初始开启度, 以防止轻质活性炭滤料流失。新投运的炭池, 要冲至 10 遍以上, 炭层才基本干净, 满足运行要求。

③ 炭滤池运行稳定后, 应适当加大冲洗强度, 减小静置时间, 加大翻板阀初始开启度。特别是活性炭表面生物生长稳定, 变为生物炭以后, 更要及时调整冲洗强度, 合理使用气冲和水冲。活性炭滤料如果冲洗不到位, 将产生板结或结块现象, 在水冲时, 可以看到, 炭层受反洗水的顶托, 呈现明显的整体上升。这种现象会造成滤料流失和运行水头上

升。此时, 要利用气冲, 有效加强炭滤料颗粒间的摩擦, 防止滤料板结。但气冲强度太大也会导致生物膜的减少和炭滤料的磨损。

④ 控制好静置时间。每次水冲以后, 静置时间要控制到: 被冲洗悬浮的活性炭颗粒能够恰好沉降稳定, 又能保证杂质不会发生再沉淀, 以防止翻板阀开启时滤料流失, 或杂质不能及时排放, 降低冲洗效果。

⑤ 冲洗后的补水也很重要, 一般冲洗结束后, 炭层上的水位很低, 约 0.2 ~ 0.4 m, 冲洗结束重新进水时, 因进水落差较大, 而炭滤料又较轻, 会把炭滤层冲出一个大坑, 影响过滤时均匀布水。实际操作中, 在冲洗结束时, 增加补水步骤, 将炭层上水位用反洗水小流量补充至 1 m, 起到缓冲作用, 可以有效防止进水跌落对炭滤层的冲击。

2.6 运行效能及成本分析

2.6.1 臭氧发生器运行的成本

臭氧活性炭系统中的核心设备为臭氧发生器, 除去设备维护成本外, 主要成本构成集中在电和氧。通过电耗和氧耗分析, 可以寻找臭氧系统的最佳经济点。

通过对臭氧产生能耗进行统计, 发现: 在臭氧产量不变的情况下, 臭氧浓度越高则臭氧产生能耗越大, 但臭氧发生器的运行成本主要是氧耗与电耗之和, 成本中又以氧耗的比重较大。氧耗随臭氧发生比例的升高(即液氧的利用率也越高)呈下降趋势。因此在日常运行中可采用高臭氧发生比例的工况, 这样可降低臭氧发生器的总运行成本(具体见表 5)。

表 5 臭氧发生比例与耗用关系

Tab. 5 Relationship between ozone generation ratio and consumption

进气量 / (kg · h ⁻¹)	INV / %	臭氧浓度 / (wt%)	臭氧产量 / (kg · h ⁻¹)	功率 / kW	每 kg 臭氧				
					电耗 / (kW · h · kg ⁻¹ O ₃)	电费 / (元 · kg ⁻¹ O ₃)	气量 / (m ³ · kg ⁻¹ O ₃)	气费 / (元 · kg ⁻¹ O ₃)	总成本 / (元 · kg ⁻¹ O ₃)
200	24	4	7.8	52	6.66	4.38	25.64	18.33	22.71
150	25	5	7.7	53	6.88	4.52	19.48	13.92	18.44
138	28	6	8	60	7.50	4.94	17.25	12.33	17.27
105	29	7.5	7.5	62.5	8.33	5.48	14	10.01	15.49
94	30	8	7.5	64.3	8.57	5.63	12.5	8.94	14.57
85	34	9	7.8	72	9.23	6.07	10.8	7.72	13.79

2.6.2 提升泵效能分析

采用容积法测定的不同频率下提升泵的流量和能耗见表 6。可见, 在不考虑吸程对提升泵运行效

率的影响的情况下, 35 ~ 40 Hz 之间是提升泵提升水量的高效段, 实际生产运行时, 可以据此来考虑开泵数量的多少, 更能降低能耗。

表 6 不同频率下提升泵的流量和能耗

Tab. 6 Flow rate and energy consumption of lift pumps at different frequencies

提升泵房号	泵房起始液位/m	泵房终止液位/m	容积差/m ³	历时/min	频率/Hz	台数	入口平均流量/(m ³ ·h ⁻¹)	出口修正流量/(m ³ ·h ⁻¹)	功率/kW		单位电能提升的水量/(m ³ ·kW ⁻¹ ·h ⁻¹)
									平均	总	
1	4.40	3.86	-117	5	50	4	8 700	10 000	55	220	45.5
2	4.30	3.71	-127	5		4	8 200	9 500	55	220	43.2
1	4.48	4.50	4	5	45	4	8 200	8 150	41.5	166	49.1
2	4.38	4.42	9	5		4	8 000	7 900	41.5	166	47.6
1	4.53	4.57	9	5	40	5	8 200	8 100	30	150	54.0
2	4.50	4.54	9	5		5	8 000	7 900	30	150	52.7
1	4.78	5.02	52	3	35	6	7 800	6 800	20.5	123	55.3
2	4.77	5.05	60	3		6	7 700	6 500	20.5	123	52.8
1	4.51	4.76	54	5	32	6	4 850	4 200	15	90	46.7
2	4.43	4.74	67	5		6	4 750	3 950	15	90	43.9
1	4.75	5.00	54	3	30	6	3 900	2 800	12	72	38.9
2	4.75	5.00	54	3		6	3 900	2 800	12	72	38.9

2.7 工艺运行中的几个问题

2.7.1 预氯化对深度处理的影响

水厂采用臭氧活性炭工艺以后,一般尽可能避免采用预氯化,主要是防止预加氯对炭滤池生物生长产生影响。但是,对于采用太湖水源的无锡各水厂而言,因原水中常年含有一定数量的藻类,所以对原水进行加氯预处理不可避免。生产实践表明,如果浑水管道较长,如南泉水源厂到中桥水厂的浑水管道有 21 km,在取水口投加的氯,在浑水输送过程中基本消耗殆尽,中桥水厂进厂原水余氯基本在 0.05 mg/L 以下或痕量,对深度处理中炭滤池的运行不会造成影响。对于离取水口较近的锡东水厂而言(离取水口 3 km),因原水藻类较多,也必须在取水口加氯除藻,保证混凝效果,实践证明,如果控制沉淀池出水余氯在 0.1 mg/L 以下,砂滤池出水余氯在 0.05 mg/L 以下,就既可以保证除藻效果,又能保证深度处理运行。当然,经过采样分析,当炭滤池进水余氯 >0.2 mg/L 时,则对炭滤池表层生物影响较大,炭层表面以下 50 cm 处生物量明显减少。但因为活性炭对氯有吸附作用,对较深炭层中的生物影响较小,在水温较高时,处于下层的生物活性炭依然可以发挥去除作用。所以,运行成熟的生物活性炭滤池具有抵抗低强度短时间余氯冲击的能力。当炭层表面水体中发现剑水蚤、红虫等生物时,短时间投加 0.2 mg/L 的余氯,可以起到很好的杀灭作用。当然,在水温较低时,因炭层中生物量较少,活性较低,抵抗余氯的能力也较低,所以在冬季低藻时,最好减

少或停止预氯化。

2.7.2 冬季炭滤池应对氨氮波动问题

连续两年冬季,当原水水质出现波动,氨氮含量升高时,中桥和雪浪两个水厂臭氧活性炭深度处理工艺对氨氮的去除效果不明显(见图 3),而采用相同工艺的锡东水厂深度处理工艺却对氨氮体现出良好的处理效果。经对比分析发现,中桥水厂原水氨氮的浓度一般小于 0.2 mg/L,生物长期处于贫营养化状态,亚硝化杆菌和硝化杆菌数量较少,无法增殖。在冬季枯水季节,原水受到外源污染或引水等影响,氨氮升高(最高超过 1.0 mg/L)时,由于水温较低,深度处理工艺中生物量减少,活性降低,无法有效去除氨氮。

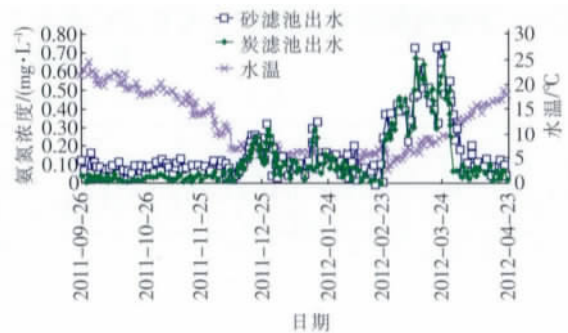


图 3 中桥水厂水温与氨氮处理效果的变化

Fig. 3 Change in water temperature and ammonia nitrogen treatment effect at Zhongqiao Waterworks

而锡东水厂在 10 月底(见图 4),也遇到望虞河引水、原水氨氮含量升高的问题,此时适宜的温度

(约 20 ℃) 与充足的营养物质, 给锡东水厂炭滤池的亚硝化细菌与硝化细菌的生长提供了较好的条件, 炭滤池在短期内适应氨氮波动, 氨氮去除率逐渐升高并趋于稳定(约 90%), 炭滤池出水氨氮基本低于 0.1 mg/L, 当冬季枯水期, 该水厂又多次遭遇原水氨氮高的问题, 但前期培养出的生物活性高、数量多的亚硝化细菌与硝化细菌, 即使在水温较低时, 依然可以对氨氮达到较好的去除效果, 出厂氨氮稳定在 0.02 mg/L 以下。

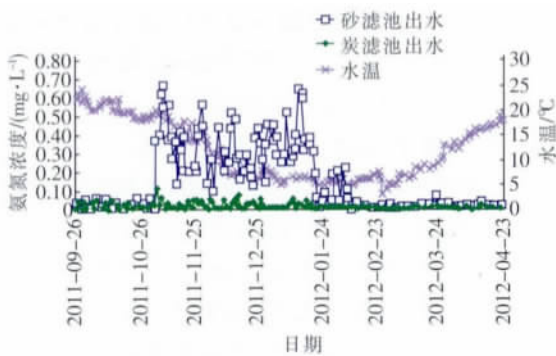


图 4 锡东水厂水温与氨氮处理效果的变化

Fig. 4 Change in water temperature and ammonia nitrogen treatment effect at Xidong Waterworks

所以, 如果能在进入冬季枯水期前, 水温 > 15 ℃ 时在炭滤池中培养出足够数量的亚硝化杆菌和硝化杆菌, 则可以提高低温时应对水源氨氮波动的能力。

2.7.3 生物泄漏风险性控制

活性炭滤池运行稳定后, 炭滤料上形成生物膜, 有利于有机污染物的去除, 但同时也存在生物泄漏的风险。对三个水厂砂滤、炭滤和出厂水细菌含量进行了对比检测(见图 5), 可知, 在经过炭滤池后, 细菌含量都有了明显增高, 说明炭滤池出水生物量较砂滤池升高, 提示存在生物泄漏的风险。

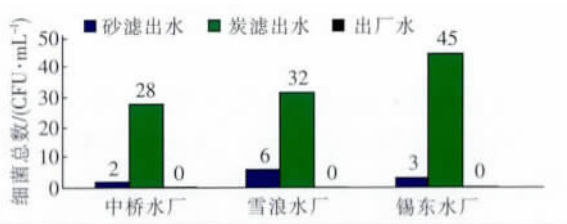


图 5 三个水厂水中细菌总数的变化

Fig. 5 Change in total bacterial count at three waterworks

所以在炭滤池运行过程中, 要密切关注炭滤池生物生长情况, 及时采取有效措施, 以保证出厂水生

物安全性。可以采取以下几个措施: ①在工艺设计中, 采用石英砂作为活性炭滤料的垫层, 降低浊度, 减少微生物穿透。②通过对炭滤出水细菌总数的测定和在线颗粒计数仪的颗粒数测定, 及时了解和析炭滤池的生物泄漏风险。③定期采样分析, 通过调整反冲洗方式和强度的方式控制生物炭滤池中的生物量。④调整消毒方式, 提高出厂水化合性余氯含量, 有效杀死吸附在炭颗粒内部的微生物。

2.7.4 溴酸盐生成风险

臭氧具有去除水中色、嗅的作用, 但若原水中含有一定浓度的溴离子, 就可能生成潜在致癌性副产物溴酸盐, 我国《生活饮用水卫生标准》(GB 5749—2006) 规定饮用水中的溴酸盐浓度不得超过 0.01 mg/L。

对中桥水厂各过程水样的跟踪检测结果显示, 上半年原水溴离子浓度为 0.032 ~ 0.258 mg/L, 预臭氧浓度在 0.5 ~ 1.5 mg/L 内变化, 出水溴酸盐始终未检出; 在深度处理阶段, 随着后臭氧浓度的提高(由 0.4 mg/L 升至 1.2 mg/L), 水中溴酸盐逐渐被检出, 其浓度随总臭氧投加量的增加而升高(由 1.6 μg/L 升至 2.7 μg/L), 最高为 3.87 μg/L, 虽未超标, 但存在溴酸盐风险。长期运行数据显示, 一般总臭氧投加量在 2.0 mg/L 以下则无溴酸盐检出, 而投加量在 2.0 ~ 2.5 mg/L 之间则可检出溴酸盐, 但并不超标, 实际生产中一般将臭氧投加量控制在 2.0 mg/L 以下。

3 工艺运行中需要注意的问题

3.1 提升泵房

一般水厂在深度处理改造时, 都要考虑二次提升, 采用提升泵房和臭氧接触池合建的形式, 可以节约用地, 降低水头损失。但泵房吸水室通常设计较小, 受前段砂滤池冲洗的影响, 水位变化较大, 水泵调节频繁, 在自控恒水位实现方面较为困难。经常会因进水波动大, 导致吸水室液位和水泵出水大幅震荡, 继而影响炭滤池进水波动较大, 炭滤池液位大幅震荡, 引起炭滤池清水阀频繁启闭, 进而影响到清水池进水流量变化, 影响水质。所以在提升泵房恒水位控制时, 一定要根据工艺要求, 避免过调和震荡, 减少水泵的频繁调节, 减少对后续炭滤池水位的影响。

另外, 当提升泵房失电或设备故障时, 因工艺水流中断, 在泵房吸水室必须考虑足够的安全溢流措

施,以防止砂滤池来水没有出路,将管廊淹没,引起更大的事故。但水厂设计时,一般可供溢流的雨水管路较小,无法有效承接溢流量,所以应考虑更安全的应对措施。因砂滤池出水已经经过常规工艺处理,可以考虑往清水池溢流,用清水池的容量来承接部分溢流量,可避免事故扩大,为尽早恢复争取时间。

3.2 臭氧发生器

在设计臭氧系统时一般只是初步设计,具体细节要等到设备招标以后,根据中标厂家具体设备进行完善调整,在这过程中,如果考虑不足,可能会产生一些问题。

① 最大进气量和配气均匀性。因臭氧发生器运行压力一般不高(0.1~0.12 MPa),而臭氧接触池水深为6 m,加上设备和管道损失,可供配气的压力差较小。当多台臭氧发生器采用公用进气管和配气管的并联运行时,可能会出现输配气能力不足,最大产量达不到设计要求。在配气系统设计时,按照最大臭氧投加量为2.0 mg/L,因臭氧浓度一般最高为10wt%,要保证臭氧产量,必须加大氧气进气量,此时管道阻力大,压力损失多,往臭氧接触池配气的散气阀开启度较大,控制气量效果差,各个臭氧接触池配气不均匀。当正常水质时,臭氧投加量较小,所需气量也相应减少,提供给各臭氧接触池的气量就更小,此时散气阀开启度小,会频繁开启和关闭,导致臭氧投加不均匀。所以,在工艺管理中,要根据生产实际要求,合理确定臭氧发生器运行压力和最小进气量,既要保证均匀配气,防止曝气盘堵塞,也要尽可能提高臭氧浓度(一般最大为10wt%),防止氧气浪费。

② 仪表仪表和自动化控制。臭氧发生器的配套仪表,如水中余臭氧测定仪、气体流量计、压差式流量计等经常出现不稳、波动,则会对系统的自控运行造成一些影响。臭氧发生器一般都有自带的独立控制系统,可以单独现场控制;现在水厂建设也一般考虑全厂自动化控制。两者之间因硬件配置、系统兼容性,以及通讯协议、技术保护等原因,往往出现一些困难,导致臭氧发生器运行状态信号不能采集、传输不稳定或数据有限、不能反映全部运行情况,系统不能远程控制等,对水厂自动化水平的提升造成障碍。所以在设备采购时,要对配套的仪表和自控系统提出明确要求,在工艺控制过程中,要结合人工

定期采样,分析水中余臭氧浓度,及时调整臭氧发生比或臭氧浓度,保证臭氧处理效果。

③ 冷却用水问题。臭氧发生器运行时产生的热量需要通过冷却水带走,冷却水分内循环水和外循环水,中间通过热交换器进行热量交换。外循环冷却用水量较大,每天要上千立方米,如直接排放将造成较大的浪费,因冷却水只起到降温作用,不发生水质污染,可以直接用厂区自来水冷却,回用清水池。但外循环水最好加装过滤器,以防止堵塞热交换器。内循环水主要用于将臭氧发生器内部热量带出,应采用纯水或去离子水,防止结垢,最好再配备离子交换树脂,保证内循环水的水质。

④ 售后服务问题。臭氧发生器运行一定周期后,需要专业性的检查维护,发生故障维修响应时间和备品备件采购周期较长,特别是进口产品,如没有及时可靠的售后服务,将直接影响系统运行的可靠性,这一点在设备选购时要特别注意。另外臭氧系统冷却水离子交换树脂、尾气破坏器触媒等使用周期较短,更换成本较高。

3.3 臭氧接触池

臭氧接触池采用全封闭结构。三阶段曝气反应,接触时间依进水方向约为4.0、5.5和5.5 min,臭氧投加量为1.0~2.0 mg/L,设计按45%~55%、25%~35%和15%~25%布气。曝气采用微孔曝气,臭氧向上,水流向下,充分接触。

臭氧投加以水量为前馈条件与水中余臭氧浓度这一后馈条件进行共同控制。实际生产中,因每一段布气的流量计不稳定,很难有效分配投加比例,同时分析水中余臭氧浓度的仪表需要经常校准,不能用于自控调节。大部分生产控制是参照臭氧接触池总配气流量和人工采样检测余臭氧来评估臭氧投加效果。通过长期跟踪臭氧投加量和水质处理效果,一般将臭氧接触池出水余臭氧控制在0.05~0.1 mg/L。

每组接触池内逸出的臭氧经负压收集、热催化剂破坏分解成氧气后排入大气,排出的气体中臭氧浓度应小于0.1 mg/L。一般尾气破坏装置有两组,切换使用,当排出气体中臭氧浓度升高时,应检查并更换触媒。

臭氧接触池隔墙上下有过水孔,上有导气孔,初次进水前务必逐个确认是否通畅,否则影响生产中均匀布气,出现接触池内局部臭氧浓度偏高、气压偏

高、水处理效果不稳定的现象,尾气也无法顺利收集,严重时会出现憋气返水现象,对设备的稳定运行造成威胁。

臭氧接触池运行后,也要定期排水,进入内部检查氟炭涂层是否脱落、混凝土结构是否有影响、曝气盘是否有堵塞。

3.4 活性炭翻板滤池

① 反洗水夹气问题。采用水箱供水,可以有效节约用地,减少反洗泵等设备投资,对炭滤后水量影响也较小,但在实际使用中发现,因水箱水深较浅,存在明显反洗夹气现象,特别是大水冲时,有大量气泡涌出,其原因是冲洗水箱为扁平状,水深只有 0.5 ~ 1.5 m,设计时没有考虑防止夹气的措施,所以在大水量冲洗时,水冲立管中心形成真空,导致大量气体吸入,可能会造成承托层移位和炭砂滤料混层,并且大量气泡留在滤料层中将形成气阻,增加过滤水头。所以在水箱中应考虑防止夹气措施,如采取在水冲立管上增加大面积钢板,阻止空气吸入,可以取得较好的效果。

② 石英砂垫层造成水头损失增长较快。由于在活性炭滤料下部采用了比较厚和比较细的石英砂滤料层,炭砂滤池在实际运行中,虽然有效保证了出水的生物安全和浊度指标,但水头损失增长较快,据以往试验和运行数据判断,活性炭滤料在运行时水头损失增长较小,而现在的水头损失主要是由石英砂滤料造成的,客观上限制了炭滤池运行周期的延长。实际运行中,因供水调度的需要,虽然水量负荷只有设计的一半,但多次发现 5 ~ 6 天后,部分炭滤池水头损失接近 2 m,如水量负荷随着需求增加,炭滤池的水头损失可能增长更快,运行周期会进一步缩短。

③ 翻板阀问题。翻板阀是翻板滤池中的重要部件,安装精度要求较高。实际运行中,经常会发现翻板阀不能正常启闭,操作和传动机构抖动较大,经常出现过力矩动作,甚至卡死,而且同组两个阀舌不同步,关闭不严,漏水严重,甚至出现连杆断裂、曲轴扭曲、机构脱落等现象。以上这些问题给炭滤池排水工艺控制带来不便,造成排水无法有效控制,冲洗

后的杂质不能有效排除,继而沉降在滤料表面,或者冲洗跑炭;同时翻板阀漏水,将导致自用水耗增高。所以对于没达到要求的翻板阀,应安排重新安装。中桥水厂的翻板阀在重新安装时,严格控制施工质量,保证安装精度,运行 1 年多来,效果较好。

4 结语

针对太湖微污染原水的特点,无锡各水厂通过深度处理改造,不断完善制水工艺,提高应对水质变化的应变能力,有效解决了臭味问题,出厂水水质也逐年提高,耗氧量稳定在 1.0 ~ 1.5 mg/L,实现了优质供水的目标。在深度处理实施过程中遇到了一些问题,但在解决这些问题的过程中也积累了一定的经验,特别是在设备选型、施工管理、臭氧系统运行、生物活性炭滤池运行管理等方面。目前深度处理系统运行时间还较短,需要经过几年的积累和摸索,对后续运行效果还要继续观察,对活性炭再生等问题,还需要进一步摸索。

参考文献:

- [1] 吴忠义. 梅林水厂水质深度处理工程设计[J]. 中国给水排水, 2009, 25(12): 44 - 47.
- [2] 李树苑, 吴瑜红, 刘海燕. 饮用水臭氧活性炭深度处理工艺设计[J]. 中国给水排水, 2008, 24(24): 36 - 38.



作者简介: 管跃武(1974 -), 男, 江苏淮安人, 本科, 高级工程师, 现任无锡市自来水总公司锡东水厂厂长, 长期从事水厂生产运行管理工作, 2011 年江苏省五一劳动奖章获得者。

E-mail: dywzq2@163.com

收稿日期: 2013 - 05 - 28