

许谦,蒋菱,梁虹,等. 基于反冲洗步序优化的压力式超滤工艺膜污染控制的中试[J]. 净水技术, 2026, 45(7): 55-65.

Xu Q, Jiang L, Liang H, et al. Pilot test of pressure ultrafiltration process for membrane fouling control based on backwashing step optimization[J]. Water Purification Technology, 2026, 45(7): 55-65.

基于反冲洗步序优化的压力式超滤工艺膜污染控制的中试

许谦¹, 蒋菱¹, 梁虹¹, 夏圣骥², 王蒙恩², 蒋才芳^{1,*}

(1. 广西绿城水务集团股份有限公司, 广西南宁 530022; 2. 同济大学环境科学与工程学院, 上海 200092)

摘要 【目的】近年来,随着城市的发展,饮用水卫生标准的提高,N市需要对几个老旧水厂进行改造。由于年代久远,这几个水厂均被城市包围,没有额外的用地空间。因此,需采用短流程制水工艺对其进行改造。【方法】为了探讨短流程水处理工艺的对原水的适用性,选取了A、B、C 3种品牌的压力式超滤膜,开展了超滤膜处理沉后水及原水的研究。主要研究超滤膜通量、连续过滤时间、跨膜压差变化、反冲洗强度及高锰酸盐指数、254 nm波长下的紫外吸光度(UV_{254})、浊度等水质参数的去除,并分析超滤膜污染表征及机理。【结果】通过中试研究,采用压力式超滤膜的短流程制水工艺完全满足这些老旧水厂的改造要求,适合N市丘陵地带炎热天气的供水模式,且不易发生膜污染。【结论】经处理后的原水能够稳定地达到生活饮用水卫生标准,优于常规的沉淀-砂滤工艺,气水反冲洗的耦合模式对膜污染的去除效果要优于单水冲洗的反冲洗模式,水冲、气冲强度对膜污染物的去除要强于反冲洗时间的影响,采用反冲洗水泵工频启动瞬时反冲洗后再降频反冲洗的效果要好于直接变频反冲洗效果,但长期工频瞬时反冲洗对膜自身结构是否会产生破坏,在中试期间并未有体现。超滤膜的最佳运行膜通量为 $60\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,短时间内可增加至 $80\text{ L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,在实际生产运行当中,过滤周期可从60 min开始,视膜污染累积情况,逐步增加过滤周期(最大过滤周期大于90 min),化学强化反冲洗(CEB)及原位清洗(CIP)均可采用次氯酸钠为主要清洗药剂,CEB中次氯酸钠质量浓度可控制为 200 mg/L ,清洗周期为2 d,中试期间CEB已完全满足超滤膜的运行维护要求,因此未进行CIP,从中试结果来看CIP可初步定为8~12个月。

关键词 压力式超滤膜; 短流程工艺; 跨膜压差; 膜通量; 膜污染

中图分类号: TU991 文献标志码: A 文章编号: 1009-0177(2026)07-0055-11

DOI: 10.15890/j.cnki.jsjs.2026.07.007

Pilot Test of Pressure Ultrafiltration Process for Membrane Fouling Control Based on Backwashing Step Optimization

Xu Qian¹, Jiang Ling¹, Liang Hong¹, Xia Shengji², Wang Meng'en², Jiang Caifang^{1,*}

(1. Guangxi Nanning Waterworks Group Co., Ltd., Nanning 530022, China;

2. College of Environmental Science and Engineering, Tongji University, Shanghai 200092, China)

Abstract [Objective] In recent years, with the development of cities and the improvement of drinking water hygiene standards, several old water treatment plants(WTPs) need to be constructed. Due to the passage of time, these WTPs are surrounded by cities and have no additional land space. Therefore, the short-flow water technology needs to be used to reconstruct it. [Methods] To explore the applicability of short-flow water treatment processes to raw water, the pressure ultrafiltration membrane of A, B and C were selected, the treatment of submerged water and raw water after ultrafiltration membrane was carried out. It mainly examined ultra-filter membrane flux, continuous filtration time, transmembrane pressure variation, backwashing strength, and removal of water quality parameters such as permanganate index, ultraviolet absorbance at a wavelength of 254 nm(UV_{254}), turbidity, and analyzing the representation and mechanism of ultra-filter membrane pollution. [Results] Through pilot research, the short-flow water making

[收稿日期] 2024-06-28

[基金项目] 广西科技计划项目(桂科 AB24010225)

[作者简介] 许谦(1982—),男,高级工程师,主要从事给水、排水技术、工程建设等工作, E-mail: 164898609@qq.com。

[通信作者] 蒋才芳(1974—),男,高级工程师,主要从事给水、排水技术、工程建设等工作, E-mail: 1248187574@qq.com。

process using pressure ultrafiltration membrane fully met the reconstruction requirements of these old WTPs, which was suitable for the water supply mode of N City as hot weather in hilly areas, and was not easy to produce membrane pollution. [**Conclusion**] The treated raw water can be stable to drinking water hygiene standards, and is better than conventional precipitation-sand filter process, air water backwashing coupling mode of membrane pollution removal effect is better than single water flushing backwashing mode, water, air flushing strength removal of membrane pollutants is stronger than the reverse flushing time, after the backwash pump work frequency start instantaneous reverse wash effect is better than direct frequency reverse washing effect, but long-term working frequency instantaneous reverse washing to membrane structure will damage, have not reflected during the pilot. The optimal running membrane flux of the ultrafiltration membrane is $60 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, can be added to $80 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ in a short time. In the actual production and operation, the filtration period can start at 60 min, accumulation of optic membrane contamination, gradually increase the filtration period (the maximum filtration period is greater than 90 min), chemically enhanced backwash(CEB) and cleaning in place(CIP) can be used with sodium hypochlorite as the main cleaning agent, mass concentration of sodium hypochlorite in CEB can be controlled at 200 mg/L and the cleaning period is 2 d. The CEB during the pilot test period has fully meet the operation and maintenance requirements of the ultrafiltration membrane, CIP is therefore not performed. From the test result, CIP can be initially set at 8–12 months.

Keywords pressure ultrafiltration membrane; short-flow process; transmembrane pressure; membrane flux; membrane fouling

超滤膜可有效去除胶体、悬浮物、大分子有机物、细菌、病毒和“两虫”等微生物,是保证饮用水微生物安全性的有效技术之一^[1],而且膜技术较传统技术具有占地面积小、出水水质好等独特优势^[2]。压力式超滤膜工艺常在长流程处理工艺,即“混凝沉淀+砂滤池+臭氧活性炭滤池+压力式超滤膜”中采用^[3]。一些学者^[4]凭借超滤膜本身对污染物处理效果较好这一特点,提出了短流程超滤组合工艺,即利用超滤膜替代砂滤池,甚至在一些原水水质较好的地区直接替代沉淀及砂滤池,但短流程工艺相较于长流程工艺,其膜污染、膜组清洗方式等问题是膜组稳定运行的挑战性问题^[5–7]。

近年来,随着城市的发展及生活饮用水卫生标准的提升,老旧水厂的水量及水质已难以满足实际需求,需进行提标改造。历经数十年的发展,这些水厂早已被城市建筑群包围,难以拓展新的建设用地,无法实施长流程工艺的布局。因此,根据现实情况,需采用短流程制水工艺。即沉后水或原水直接进入超滤膜进行过滤。超滤膜能否适应 N 市水源水质,需要中试试验进行判断,特别是反冲模式的耦合工艺在能查阅到的资料中,极少有详细研究。

本文主要选取了 A、B、C 3 个厂家的压力式超滤膜进行中试研究,主要分析超滤膜在短流程超滤组合工艺中的实际运行情况,讨论了超滤膜跨膜压差随运行时间的变化及膜组气冲、水冲、气水冲耦合模式下的物理清洗效果。此外,由于 B 厂膜存在设计失误,没有很好地设计反冲洗系统,且部分运行时间存在故障,因此只给出了 B 厂膜的一些可靠的试

验数据。

1 试验方法

1.1 进水水质

本次中试试验时间为 2022 年 12 月—2023 年 8 月,试验地点位于 N 市 Z 水厂,该水厂于 1988 年 11 月建成投产,用地面积为 3.2 万 m^2 ,设计供水能力为 10 万 m^3/d ,1995 年扩建 2 万 m^3/d 混凝沉淀池,目前供水能力为 12 万 m^3/d 。采用的净水工艺流程如图 1 所示,中试分别采用原水和沉淀池出水作为超滤膜进水。

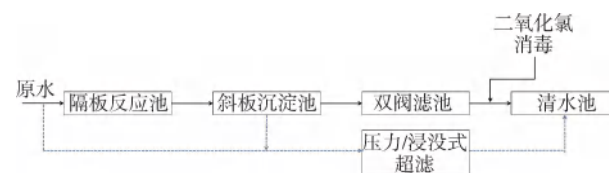


图 1 水厂工艺流程

Fig. 1 Process Flow of WTP

水厂采用混凝剂为聚合氯化铝(PAC),投加量根据水质情况确定。在整个试验期间,冬季(1月)平均投加量为 1.6 mg/L,春季(2月—4月)平均投加量为 3.8 mg/L,夏季(5月—7月)投加量为 5.0~10 mg/L,当出现藻类暴发或汛期引起的原水浑浊度升高时,投加量升至 26 mg/L 左右以保证处理效果。

试验原水水质参数及水质特征如表 1 所示。

试验主要常规水质指标检测方法及仪器如表 2 所示。

超滤膜的跨膜压差主要依靠在线压力仪器显示。

表 1 试验原水水质参数
Tab. 1 Raw Water Quality Parameters in the Experiment

水质类型	浑浊度/NTU	高锰酸盐指数/($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	254 nm 波长下的紫外吸光度(UV_{254})	水温/ $^{\circ}\text{C}$	pH 值
原水	2~239	1.02~2.36	0.018~0.064	18~25	7.5~8.2
沉后水	<5	0.83~1.90	0.014~0.047		

表 2 试验主要常规水质指标检测方法/仪器
Tab. 2 Detection Methods/Instruments of Main Routine Water Quality Indices in the Experiment

水质指标	检测方法/仪器
浑浊度	浊度仪
pH	pH 计
温度	温度传感器
高锰酸盐指数	酸性高锰酸钾滴定法
UV_{254}	分光光度法
总有机碳(TOC)	TOC/总氮分析仪
总碱度	盐酸滴定法

1.2 试验装置

本中试装置采用压力式与超滤集成化处理设备,由 A、B、C 3 家膜厂商提供,共 3 台超滤设备,总处理水量超 $500\text{ m}^3/\text{d}$,均采用聚偏氟乙烯(PVDF)材质的中空纤维膜,3 家超滤膜膜丝内径为 1.0 mm 、外径为 1.6 mm 、膜面积均为 77 m^2 。A、B、C 厂压力式超滤膜丝平均孔径分别为 0.02 、 0.04 、 $0.02\text{ }\mu\text{m}$ 。超滤系统示意图和现场图如图 2 所示。

压力式超滤系统包含进水箱、供水水泵、超滤机组、产水箱、产水泵、反冲洗水泵、空压机和化学清洗加药系统等部分,其中进水箱可满足一定

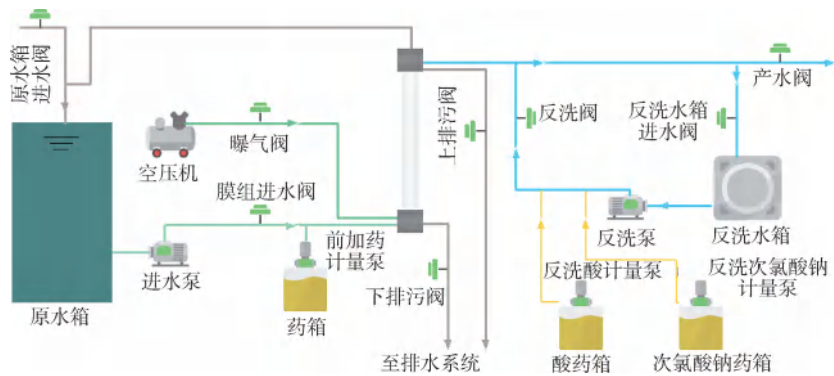


图 2 压力式超滤系统示意图(以 C 水厂为例)

Fig. 2 Schematic Diagram of Pressure Ultrafiltration System (Example of C WTP)

的调节作用。超滤工艺配备有完善自控仪表设施,化学强化反冲洗(CEB)自动运行,原位清洗(CIP)手动清洗,系统的进水/产水/排水水量、进出水压力和跨膜压差均有在线仪表数据,并设有水质取样点。A 膜与 C 膜设置反冲洗系统(气冲、水冲),B 膜无反冲洗系统,化学维护洗药箱布置在进水管上(CEB 为正洗),且系统设计无气水洗步序,CEB 采用质量分数为 10%的次氯酸钠溶液,质量浓度为 200 mg/L ,中试期间未进行 CIP。

2 压力式超滤组合工艺净水特性及优化研究

2.1 过滤净水效能

图 3(a)显示了常规水质压力式超滤直接过滤浑浊度变化情况,原水浑浊度一般稳定在 10 NTU

以下,经过压力式超滤直接过滤后,膜出水浑浊度均在 0.1 NTU 以下,浑浊度去除率为 99.5% 。

图 3(b)显示了在常规水质条件下压力式超滤对有机物指标的去除效果。在此阶段,原水 UV_{254} 平均值为 0.044 ,压力式超滤平均去除率仅为 3.81% 。同步监测沉后水,发现直接膜滤对 UV_{254} 的去除效果与混凝-沉淀步序有一定差距(22.83%)。原水高锰酸盐指数平均值为 1.96 mg/L ,压力式超滤平均去除率为 23.01% ,同步监测沉后水,发现直接膜滤对于高锰酸盐指数的去除率比混凝-沉淀步序略好(19.35%)。

同时期下,利用混凝-沉淀-超滤进行试验,由于混凝沉淀已经去除了大部分的悬浮物,经过混凝沉淀后,平均浑浊度降至 2.6 NTU ,经过压力式超滤

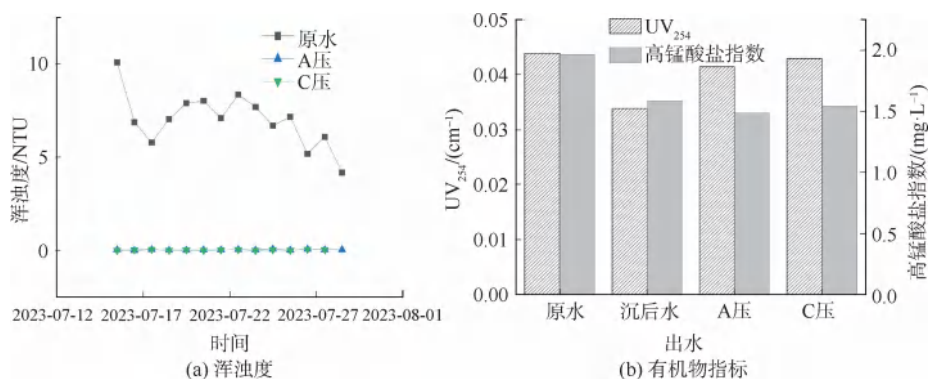


图 3 常规水质压力式超滤直接过滤净水效能

Fig. 3 Water Purification Efficiency of Conventional Water Quality Pressure Type Ultrafiltration by Direct Filtration

处理后均可以保证出水浑浊度在 0.05 NTU 以下,组合工艺对浑浊度去除率为 98.8%,基本可以完全去除悬浮物。超滤与砂滤池出水进行比较,砂滤池平均出水浑浊度为 0.2 NTU,并且部分时间段砂滤池出水浑浊度高于 0.5 NTU,说明超滤的除浊效果及稳定性明显优于砂滤,替代砂滤后可以显著提升出水品质,在原水水体浑浊度较低的时候也可采用原水-膜滤的方式进行制水。

2.2 压力式超滤产水优化研究

2.2.1 膜过滤通量对跨膜压差的影响

在 2023 年 2 月 14 日—3 月 20 日开展了压力式设备通量优化试验,控制运行周期为 45 min,反冲洗强度为 $60 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,反冲洗模式为:45 s 气-45 s 气水-45 s 水,其中:“气”“气水”“水”分别代表气洗、气水混合洗、水洗阶段;数字为对应阶段的时长。化学维护性清洗周期为 2 d,维护性清洗药剂质量浓

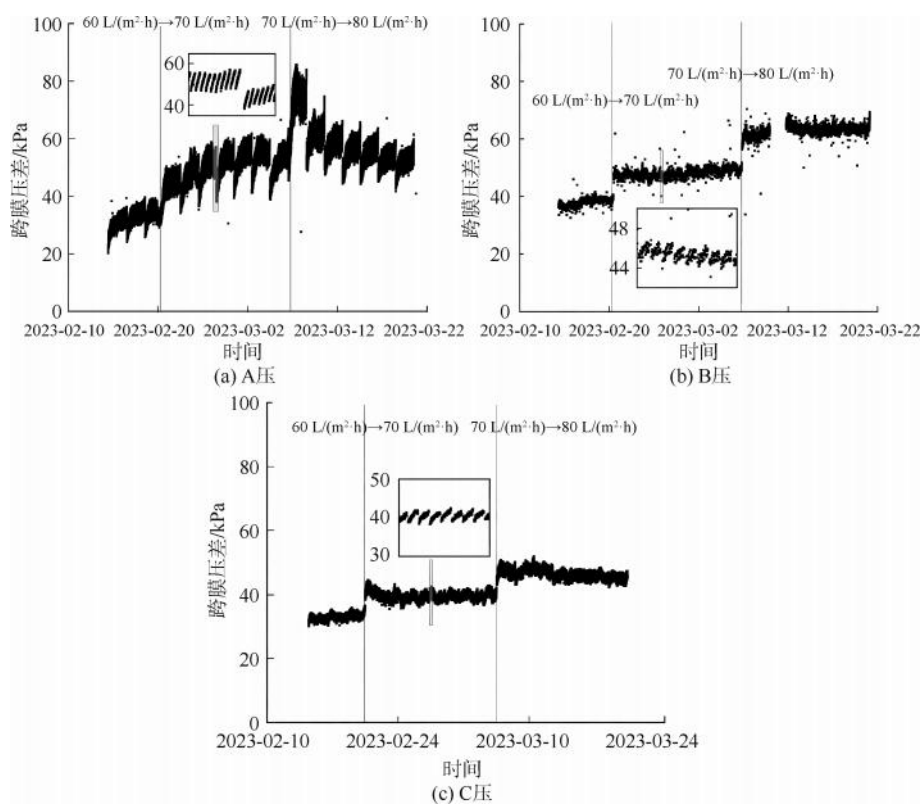


图 4 压力式通量试验跨膜压差变化情况

Fig. 4 Variation of Transmembrane Pressure in Pressure Flux Test

度为 200 mg/L。分别调整压力式设备运行通量为 60、70、80 L/(m²·h) 进行试验,3 台设备均为连续运行(B 压设备部分数据丢失)。

试验结果表明,3 台压力式设备在 60、70、80 L/(m²·h) 运行通量下均可保证超滤系统的过滤稳定性,表明在当前工况下的物理反洗可以较好地控制超滤膜污染。同时,3 家的运行图像显示出一些共性特征,每过滤周期中跨膜压差的增长与运行时间基本呈线性关系,通量增加会导致运行过程的跨膜压差有所增加。当运行通量为 60 L/(m²·h) 时,A 压、B 压、C 压的平均运行压差为 32.6、36.0、33.1 kPa;当运行通量为 70 L/(m²·h) 时,3 家设备平均运行压差分别上涨至 50.5、45.8、39.8 kPa;当运行通量为 80 L/(m²·h) 时,3 家设备平均运行压差分别上涨至 57.9、60.5、46.6 kPa,可以看出 C 压在此阶段表现较优。3 月 8 日前后发生直链硅藻暴发(数量约为 200 万个/L),导致当运行通量由 70 L/(m²·h) 调整至 80 L/(m²·h) 时,A 跨膜压差有一个明显暴涨,但继续运行一段时间后又有所降低并趋于稳定。

采用不同的膜通量运行主要目的是考察超滤膜的超负荷属性,60 L/(m²·h) 是工程设计通量,在该通量下 3 家膜的跨膜压差相当,说明 3 家膜都能在设计膜通量下稳定运行。当增加到 70 L/(m²·h) 和 80 L/(m²·h) 时,A 膜和 B 膜的跨膜压差有了较大幅度的上升,C 膜则上升幅度最小,说明 C 膜运行最稳定,从长远的运行来看,如生产需要运行在 70~80 L/(m²·h) 采用 C 膜也最为省电。

2.2.2 膜过滤周期对跨膜压差的影响

2023 年 3 月 20 日—5 月 15 日进行了压力式设备运行周期优化试验,控制运行通量为 70 L/(m²·h),反冲洗强度为 60 L/(m²·h),反冲洗模式为:45 s 气—45 s 气水—45 s 水,化学维护性清洗周期为 2 周,维护性清洗药剂质量浓度为 200 mg/L。调整压力式设备运行周期分别为 45、60、90、120 min 进行试验,每个周期运行 2 周。试验数据如图 5 所示。试验结果表明,3 台压力式设备在 45、60、90 min 的运行周期下均可保证超滤系统的过滤稳定性。由于运行周期时间的延长,每周期设备的跨膜压差仍以线性趋势增长,物理反洗可以基本恢复跨膜压差,表明在当

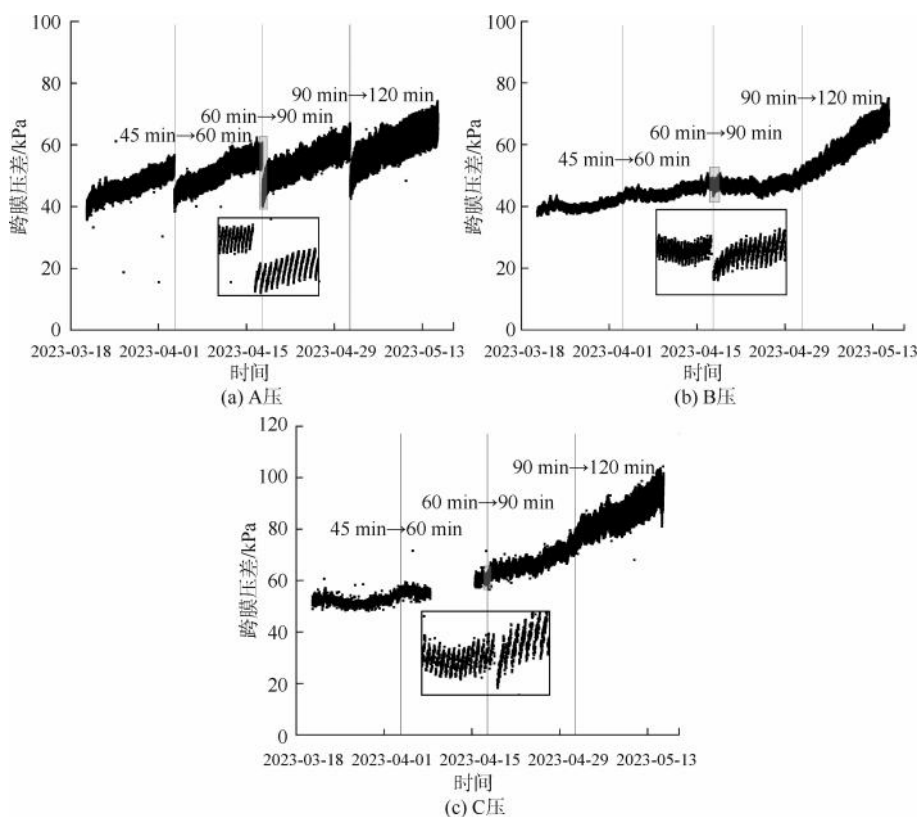


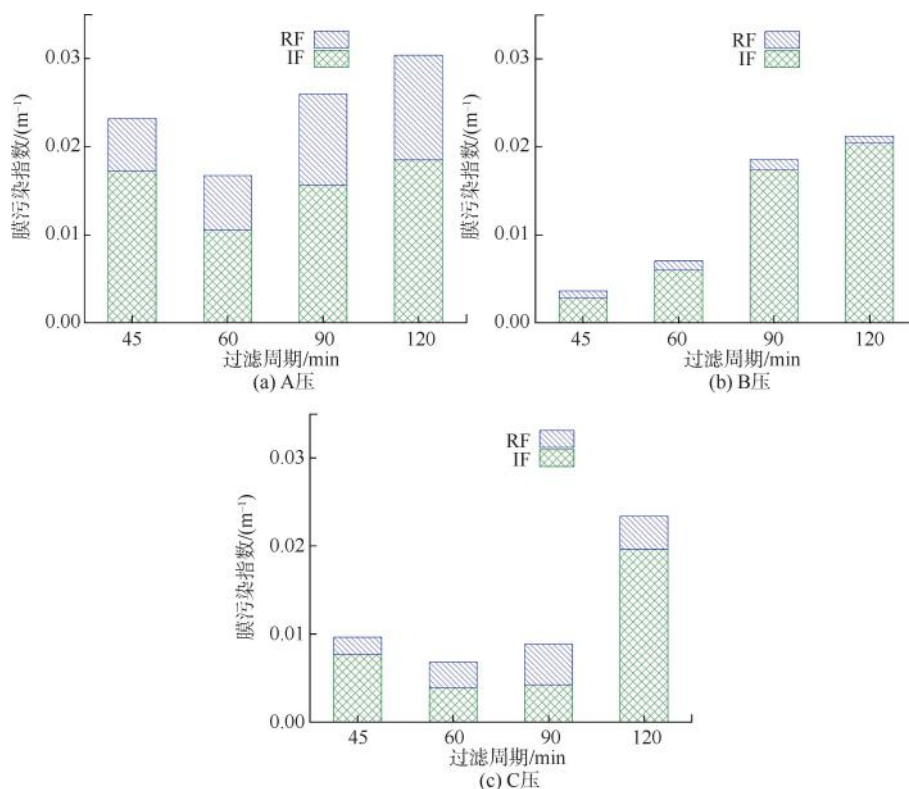
图 5 压力式周期试验阶段跨膜压差变化情况

Fig. 5 Changes of Transmembrane Pressure during the Pressure Cycle Test Stage

前运行工况下物理反洗仍可去除大部分的膜污染。A 压在不同的运行周期下跨膜压差均表现出相同的变化情况,基本呈线性上升趋势。C 压和 B 压的压力式设备在 120 min 参数下跨膜压差产生了快速上升的趋势,这可能与滤饼层的形成过程有关。在 120 min 过滤周期下,每周期运行后滤饼层已经十分致密,难以被物理反冲洗有效去除,导致不可逆膜污染 (IF) 累积速率加快,最终使跨膜压差迅速上升。

图 6 为压力式周期试验阶段膜污染指数分析,结果表明:在以 45、60、90、120 min 4 个运行通量运行 2 周后,IF 占比分别为 74.36%、63.04%、60.13% 和 60.80%。60 min 运行周期的 IF 占比要低于 60、90、120 min。A 压超滤设备在 4 个过滤周期参数下的 IF 占比分别为 74.36%、63.04%、60.13% 和

60.80%。在 45 min 过滤周期下的 IF 指数明显较高,原因可能是尽管在过滤相同水量下物理清洗较为频繁,但单周期物理清洗去除的污染物更少,导致在最后一个周期的初始阶段具有更高的跨膜压差,这一现象在 C 压设备中同样有所体现。这一结论表明超滤系统的过滤周期同样存在最佳区间,当小于这个区间时,频繁的物理反冲洗并不能提高对膜污染的控制效果。当过滤周期提高至 120 min 时,可以观察到 C 压和 B 压设备的 IF 指数显著上升,在 120 min 过滤周期下的物理反冲洗已经难以有效控制膜污染的累积。综合考虑选择 60 min 运行周期进行下一步试验。图 7 为压力式周期试验阶段膜比通量变化图,当运行周期调整至 120 min 后,C 压及 B 压设备的跨膜压差有了明显增加,再次验证上述结论。



注:RF—可逆膜污染。

图 6 压力式周期试验阶段膜污染指数分析

Fig. 6 Analysis of the Membrane Fouling Index in the Pressure-Type Cycle Test Phase

和超滤膜的膜通量试验一样,过滤周期越长则反冲洗频次越低,对长期运行越有利,越能节能降耗,从过滤周期来看 3 种超滤膜均稳定运行在 45~90 min,后期在生产实践中可以将运行周期适当放长,起到节能降耗的作用,同时通过该试验,也发现 A 膜的反冲洗后最为彻底,每次反冲洗后跨膜压差

下降幅度最大,可能和 A 膜的自身结构有较大关系。

2.2.3 压力式超滤反冲洗优化研究

在超滤系统每周运行结束后会进行适当的反冲洗过程以缓解膜污染,提高系统的运行稳定性。通常反洗工况包括气洗—气水洗—水洗 3 步。反冲

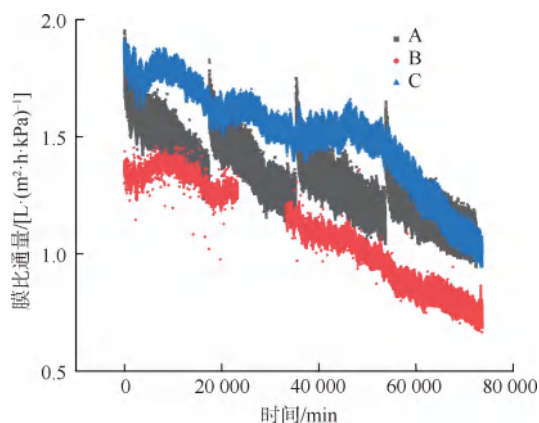


图7 压力式周期试验阶段膜比通量变化情况

Fig. 7 Changes of Membrane Specific Flux in the Pressure Cycle Test Phase

洗工况直接影响超滤运行过程中累积膜污染的去除效果,对超滤膜过滤性能恢复具有重要意义。针对A压及C压的2台压力式超滤设备(B压设备未设置反冲洗步序,不在本文之列),本节通过调整反冲洗强度和持续时间、反冲洗模式及气洗-水洗占比等工艺参数,对比分析了反冲洗过程中不同步序对膜污染的恢复效果,深入探究了反冲洗过程中缓解膜污染的重要机理。

(1) 水力反冲洗强度与反冲洗时间

本组试验参数膜通量为 $70 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 、过滤周期为 120 min ,设置3组反冲洗方案:反冲洗强度分

别为 30 、 60 、 $90 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,水洗时长均为: 45 s 气- 45 s 气水- 45 s 水。试验过程中原水浑浊度保持在 $10.20 \sim 27.50 \text{ NTU}$,高锰酸盐指数维持在 $1.98 \sim 2.36 \text{ mg/L}$ 。

图8为过滤6个周期时,在不同反冲洗强度 [30 、 60 、 $90 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$] 下A压与C压设备跨膜压差的变化情况。由图8可知,反冲洗强度为 $30 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,连续运行6个周期后,A压设备跨膜压差积累量积达 19.92 kPa ,将反冲洗强度提高至 $60 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 和 $90 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 后,跨膜压差累积升高量分别为 20.50 kPa 和 19.45 kPa ,表明提高反冲洗强度对A压设备影响不大。相比之下,C压设备在反冲洗强度为 $30 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时跨膜压差的累计增长量为 18.65 kPa 。反冲洗强度提高至 $60 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 和 $90 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 后,累积跨膜压差增长量分别为 18.15 kPa 和 16.29 kPa ,累积跨膜压差随着反冲洗强度的增加而有所下降趋势。在过滤前2个周期时压力式设备均有较高的IF比例,随着过滤周期的增加,2台设备的IF均为减少趋势。这是因为在开始过滤时,污染物会首先在超滤膜膜孔内部累积,这种污染模式导致的膜污染去除难度较大,多为IF。随着过滤时间的不断增加,后续的污染物大多累积在超滤膜表面,形成滤饼层,滤饼层所导致的膜污染可通过反冲洗工艺有效控制。

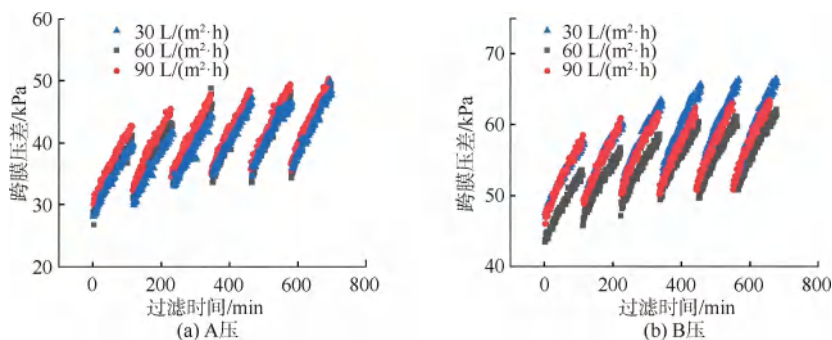


图8 不同反冲洗强度下跨膜压差的变化情况

Fig. 8 Variation of Transmembrane Pressure under Different Backwash Intensity

图9表示不同反冲洗强度下A压设备与C压设备膜污染指数的变化情况。由图9可知,不同试验组的总污染指数(TF)有所变化,原因可能是试验时水质条件的波动。A压设备随着反冲洗强度的增加,IF组分有减小的趋势,当反冲洗强度分别为 30 、 60 、 $90 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,IF分别为 0.38 、 0.30 m^{-1} 和 0.28 m^{-1} 。表明提高反冲洗强度可以提高对膜污染

的控制效果,在图9中该趋势并不明显,但反冲洗强度为 $90 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时IF指数最低,相比于 $30 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 和 $60 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时分别减少了 42% 和 23% ,表明较高的反冲洗强度可以减少IF的组分,提高膜污染控制效率。

保持气洗与气水洗的时间不变,通过调整水洗的时间(0 、 45 、 90 s)探究了反冲洗时间对反冲洗

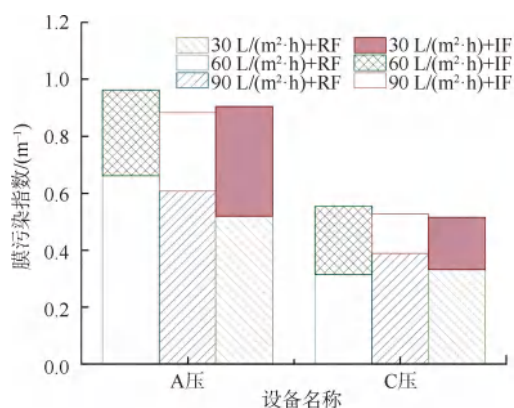


图 9 不同反冲洗强度下膜污染指数分析
Fig. 9 Analysis of the Membrane Fouling Index under Different Backwash Intensities

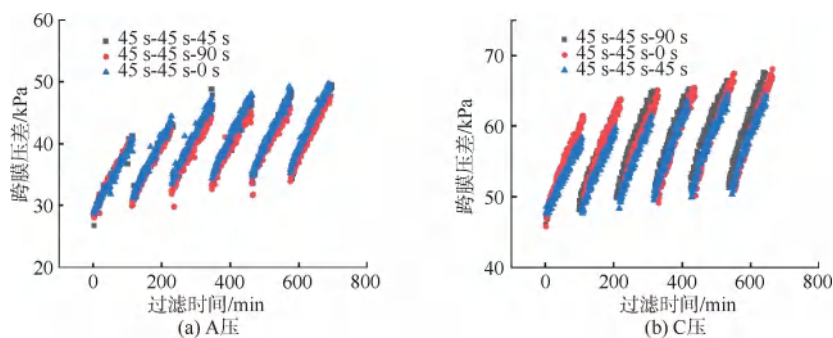


图 10 不同反冲洗时间下跨膜压差的变化情况

Fig. 10 Changes of Transmembrane Pressure at Different Backwash Time

(2) 强度-时间耦合

水冲时间。为了进一步探究反冲洗过程中反冲洗强度和反冲洗时间对膜污染的控制效果,通过控制总反洗用水量不变,同时改变反冲洗强度和时间开展试验。

压力式系统试验参数:膜通量为 $70 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 、过滤周期为 120 min ,设置 3 组反冲洗方案:反冲洗强度为 $30 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,对应反冲洗模式为 45 s 气- 45 s 气水- 135 s 水;反冲洗强度为 $60 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,对应反冲洗模式为 45 s 气- 45 s 气水- 45 s 水;反冲洗强度为 $90 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$,对应反冲洗模式为 45 s 气- 45 s 气水- 15 s 水。试验过程中原水浑浊度保持在 $5.90 \sim 10.20 \text{ NTU}$,高锰酸盐指数维持在 $1.98 \sim 2.24 \text{ mg/L}$ 。

图 12 显示了使用相同水量进行反冲洗时,不同强度-时间耦合下压力式设备跨膜压差的变化情况。在反冲洗强度分别为 $30, 60, 90 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时,A 压设备的跨膜压差的累积增长量分别为 $21.36, 20.50, 20.22 \text{ kPa}$,C 压设备的跨膜压差的累积增长

效果的影响。图 10 表示了过滤 6 个周期时,在不同反冲洗时间下 A 压与 C 压标准化跨膜压差的变化情况。当水洗时间从 0 依次提高至 45 s 和 90 s 时,A 压设备的跨膜压差累积增长量分别为 $20.21, 20.50 \text{ kPa}$ 和 18.83 kPa 。C 压设备的跨膜压差累积增长量分别为 $20.64, 15.67 \text{ kPa}$ 和 20.34 kPa 。在不同反冲洗时间下压力式设备的跨膜压差累积增长量基本保持一致,表明反冲洗时间对反冲洗效果的影响较小。这是因为反洗效果主要取决于反冲洗是否能够提供去除污染所需的压力,若压力足够,去除膜污染所需的时间可能非常短, 45 s 的气水洗过程足以提供保证。C 压在 45 s 水洗工况下跨膜压差累积增长量较小,原因可能与超滤膜的结构有一定关系。

量分别为 $18.02, 15.67, 15.00 \text{ kPa}$ 。随着反冲洗强度的增加(反冲洗时间的减少),2 台压力式设备的跨膜压差的累计增长量均有下降,说明在相同反冲洗水量下,较高的反冲洗通量对膜污染有更好的控制效果。A 压设备跨膜压差虽然有下降趋势,但并不明显,原因可能是该设备反洗泵启动时,泵频会首先升高到满频,随后在流量传感器的反馈下逐步回落至对应反冲洗通量的频率,因此在短时间(数秒)内 A 压设备的反冲洗通量会显著大于设置值,这种短期内的高通量反冲洗会对试验结论产生影响,同时也可能是 A 压设备物理清洗效果优于 C 压设备的原因之一。

气反冲洗。在反冲洗过程中,通过在膜壳或膜池底部进行曝气可以擦除累积在膜表面的污染物,从而控制膜污染的累积。本节通过改变曝气时间探究了曝气步序对膜污染的影响效果。

压力式系统试验参数:设置膜通量为 $70 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 、过滤周期为 120 min ,反冲洗强度为 60

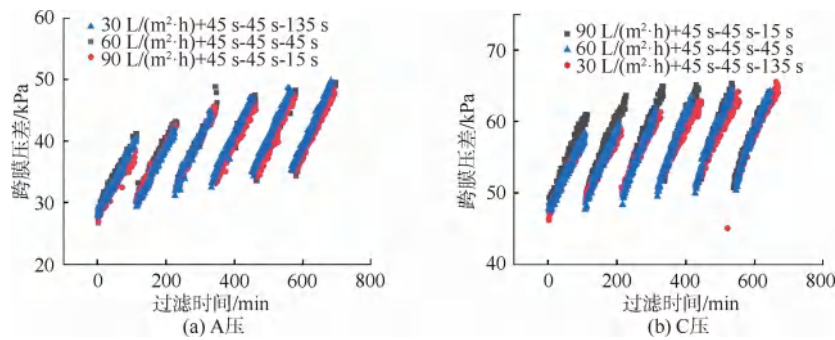


图 11 不同强度-时间耦合下跨膜压差的变化情况

Fig. 11 Changes of Transmembrane Pressure under Different Intensity-Time Coupling

$L/(m^2 \cdot h)$, 设置 3 组反冲洗方案: 0 s 气-45 s 气水-45 s 水、45 s 气-45 s 气水-45 s 水、90 s 气-45 s 气水-45 s 水。试验过程中原水浑浊度保持在 5.90~10.20 NTU, 高锰酸盐指数维持在 1.98~2.24 mg/L。

图 12 显示了不同气擦洗时间下压力式设备跨膜压差的变化情况。A 压在不同气擦洗时间下变化趋势基本一致, 在 0、45、90 s 气擦洗时间下跨膜压

差累积增长量分别为 19.32、20.50 kPa 和 20.27 kPa, 没有明显的变化趋势。曝气步骤对 C 压设备影响明显, 在 0、45、90 s 气擦洗时间下跨膜压差累积增长量分别为 19.12、18.15 kPa 和 13.28 kPa。随着气擦洗时间的增加, C 压设备膜污染累积显著减少, 在 90 s 气擦洗时间时能够有效减少跨膜压差的累积增长。

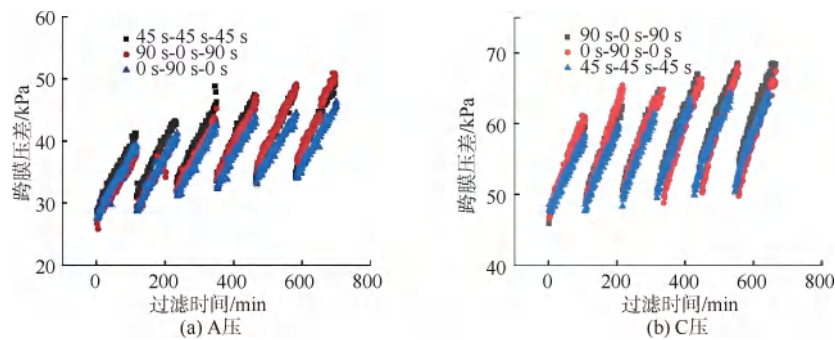


图 12 不同气擦洗时间下跨膜压差的变化情况

Fig. 12 Changes of Transmembrane Pressure under Different Gas Scrubbing Time

(3) 气洗/水洗对比分析

压力式系统试验参数: 设置膜通量为 $70 L/(m^2 \cdot h)$ 、过滤周期为 120 min, 反冲洗强度为 $60 L/(m^2 \cdot h)$, 设置 3 组反冲洗方案: 90 s 气-0 s 气水-0 s 水、0 s 气-0 s 气水-90 s 水、90 s 气-0 s 气水-90 s 水。试验过程中原水浑浊度保持在 5.90~10.20 NTU, 高锰酸盐指数维持在 1.98~2.24 mg/L。

图 13 显示了压力式设备跨膜压差的变化情况。曝气对于 2 台压力式设备均呈现出了更强的膜污染控制能力。单独水洗情况下 A 压设备的跨膜压差增长量为 40.58 kPa, 表现出了较差的膜污染控制效果, 单独曝气下跨膜压差累计增长量为 30.02 kPa, 膜污染得到了更好地控制。C 压在单独曝气下跨膜

压差累积增长量为 22.64 kPa, 比 90 s 气-0 s 气水-90 s 水反冲洗模式下跨膜压差的累积增长量提高了 1.00 kPa, 而单独水洗工况仅运行了 4 个多周期, 由于跨膜压差过高而停止运行, 跨膜压差累计增长量为 35.22 kPa。单独水洗对膜污染的控制效果弱于 A 压。

气水耦合。超滤系统的反冲洗模式通常包括气洗、气水洗、水洗 3 个部分。为了探究不同反冲洗模式对超滤系统物理清洗效果的影响, 调整气洗、气水洗、水洗比例开展了试验, 即气水完全独立清洗、气水部分混合清洗、气水完全混合清洗。

压力式系统试验参数: 设置膜通量为 $70 L/(m^2 \cdot h)$ 、过滤周期为 120 min, 反冲洗强度为 $60 L/(m^2 \cdot h)$, 设置 3 组反冲洗方案: 45 s 气-45 s

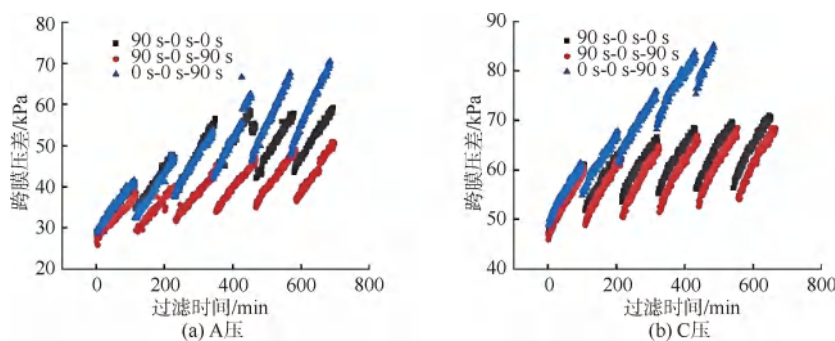


图 13 气洗/水洗跨膜压差的变化情况

Fig. 13 Changes of Transmembrane Pressure between Air Washing/Washing

气水-45 s 水、90 s 气-0 s 气水-90 s 水、0 s 气-90 s 气水-0 s 水。试验过程中原水浑浊度保持在 5.90~10.20 NTU,高锰酸盐指数维持在 1.98~2.24 mg/L。A 压设备的跨膜压差在 90 s 气-0 s 气水-90 s 水反冲洗模式下具有最大的跨膜压差累积增长量,为 23.47 kPa,随着气水洗时间增加,45 s 气-45 s 气水-45 s 水反冲洗模式与 90 s 气-0 s 气水-90 s 水反冲洗模式下跨膜压差的增量分别为 20.50 kPa 和 18.08 kPa,跨膜压差累积增长量显著减少。C 压和 A 压体现出了相同的影响趋势,当气水洗时间由 0 增加至 90 s 时,C 压设备跨膜压差累计增长量由 21.65 kPa 降低至 19.78 kPa,说明多周期运行中气水共同作用的时间越长,物理清洗效果越好。

3 思考与建议

本文对混凝-沉淀-压力式超滤及原水-压力式超滤工艺组合处理原水在不同工况下的净水效能进行了探究,研究并优化了组合工艺的运行参数,对 N 水厂接下来的工程建设来说意义重要表现为以下内容。

(1)在原水处理过程中,直接超滤展现了出色的除浊效果,在常规状态下,出水浑浊度稳定在 0.1 NTU 以下,即使在藻类暴发的极端水质条件下,浊度去除率也接近 100%。虽然 UV_{254} 和高锰酸盐指数的去除不如混凝-沉淀步序,但由于 N 市原水自身 UV_{254} 和高锰酸盐指数并不高,因此在大部分时间内,可以不经沉淀直接制水。

(2)过滤通量试验结果表明,在 60、70、80 $L/(m^2 \cdot h)$ 运行通量下,2 台压力式超滤设备保持了良好的过滤稳定性,显示了对超滤膜污染的有效控制综合膜污染指数及比通量等数据,组合工艺的最优过滤通量确定为 70 $L/(m^2 \cdot h)$,但在一些极端

情况下,可以采用牺牲能耗加大供水量的方法将膜通量提升到 80 $L/(m^2 \cdot h)$ 以确保供水安全。

(3)过滤周期试验结果表明,在 45、60、90 min 的运行周期下,3 台压力式超滤设备均可以保持良好的运行稳定性,综合考虑,组合工艺的最优过滤周期确定为 60 min。

(4)提高反冲洗强度可以提升超滤设备的反冲洗效果。相比之下,反冲洗时间对清洗效果的影响较小。2 台设备的 IF 指数随着过滤周期增加而减少,这是因为初始阶段的污染物主要积聚在膜孔内,较难去除,随着时间推移,污染物多为累积在膜表面形成的滤饼层,便于通过反冲洗去除。在总清洗水量保持一致的条件下,建议采用高通量短时间的清洗方式。

(5)在反冲洗过程中,气擦洗对超滤设备具有优良的膜污染控制能力。气水耦合清洗的物理反冲洗效果最佳,因此,工程上应采用气水耦合清洗的反冲洗模式。

长期以来,超滤膜的选择多重在水质的提升,而忽视了在运行过程中膜污染的积累和跨膜压差的变化,在水厂的长期运行中实际上是不利的,因为膜污染的积累和跨膜压差的变化,不但影响水质的变化,也影响着电耗、药耗、维修等成本,所以设计阶段,特别在超滤膜的选择阶段,进行中试是十分必要的。

从本次系统的压力式超滤膜中试来看,A、B、C 3 种超滤膜的出水水质基本相同,但跨膜压差、反冲洗质量各不相同,如从稳定性及节能来说 C 膜是表现最优异的一个厂,但从反冲洗的模式和效果来看 A 膜则最为优秀,在最终选择过程中需要综合考量,此外针对该原水,采用次氯酸钠已经可以较好地满足化学清洗的要求,工程上不需要额外设置其他化

学清洗的设备,在一定程度上节约了工程成本,从膜污染控制来看,气水耦合冲洗明显要优于任何一种单模式的冲洗,对控制膜污染的累积更有利,同时为工程建设确定了反冲洗时间、反冲洗强度、化学清洗浓度等重要参数。

参考文献

- [1] 陈杰, 黄汝英, 朱春伟, 等. 浸没式超滤膜净化西江水中试研究[J]. 中国给水排水, 2017, 33(3): 46-49.
Chen J, Huang R Y, Zhu C W, et al. Pilot study on application of immersed ultrafiltration membrane to purify Xijiang water[J]. China Water & Wastewater, 2017, 33(3): 46-49.
- [2] 赵新娟, 刘伯一. 短流程超滤膜工艺在凌庄水厂的应用[J]. 中国给水排水, 2021, 37(10): 71-74.
Zhao X J, Liu B Y. Application of short process ultrafiltration membrane in lingzhuang waterworks [J]. China Water & Wastewater, 2021, 37(10): 71-74.
- [3] 王立彪. 超滤膜用于饮用水深度处理的中试研究[J]. 净水技术, 2015, 34(4): 65-69.
Wang L B. Pilot-scale study on ultrafiltration (UF) membrane process for advanced treatment of drinking water [J]. Water Purification Technology, 2015, 34(4): 65-69.
- [4] 肖峰, 魏月华, 王连弟. 超滤膜在天津市某水厂短流程工艺中的运行实践研究[J]. 城镇供水, 2024(3): 108-115.
Xiao F, Wei Y H, Wang L D. Practical operation of external-pressure ultrafiltration membrane in the shortened process of a waterworks in Tianjin[J]. City and Town Water Supply, 2024 (3): 108-115.
- [5] 肖萍, 邹瑜斌, 段淑璇, 等. 某自来水厂超滤膜污染物成分及化学清洗效果案例分析[J]. 环境工程学报, 2020, 14(5): 1404-1411.
Xiao P, Zou Y B, Duan S X, et al. Case analysis of foulant component on ultrafiltration membrane and its chemical cleaning effect in a drinking water plant [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2020, 14(5): 1404-1411.
- [6] 叶宇兵 李 响. 市政给水厂集约型压力式超滤膜设计案例[J]. 给水排水, 2024, 50(5): 42-47.
Ye Y B, Li X. Intensive pressure ultrafiltration membrane system design in municipal water supply plant [J]. Water and Wastewater Engineering, 2024, 50(5): 42-47.
- [7] 杜星, 梁恒, 叶挺进, 等. 北江水源水混凝—沉淀—超滤工艺低通量中试研究[J]. 给水排水, 2014, 40(6): 9-13.
Du X, Liang H, Ye T J, et al. A pilot study for a low flux coagulation-sedimentation-ultrafiltration process for Beijiang River raw water treatment [J]. Water & Wastewater Engineering, 2014, 40(6): 9-13.
- (上接第 54 页)
- [17] 杨若松, 王磊, 张晓婷, 等. 有机物对聚酰胺复合纳滤膜硫酸钙结垢的影响[J]. 哈尔滨工业大学学报, 2016, 48(8): 84-90.
Yang R S, Wang L, Zhang X T, et al. Effects of organic matters on the gypsum scaling of composite polyamide nanofiltration membrane[J]. Journal of Harbin Institute of Technology, 2016, 48(8): 84-90.
- [18] 郭驭. 松散型纳滤膜性能解析及关键污染物识别研究[D]. 北京:清华大学, 2019.
Guo Y. Analysis of loose NF membrane performance and identification of key foulants[D]. Beijing: Tsinghua University, 2019.
- [19] Chen W, Westerhoff P, Leenheer J A, et al. Fluorescence excitation-emission matrix regional integration to quantify spectra for dissolved organic matter [J]. Environmental Science & Technology, 2003, 37(24): 5701-5710.
- [20] Al Namazi M, Li S, Ghaffour N, et al. A fouling comparison study of algal, bacterial and humic organic matters in seawater desalination pretreatment using ceramic UF membranes [J]. Membranes, 2023, 13(2): 234. DOI: 10.3390/membranes/3020234.
- [21] Elimelech M, Zhu X H, Childress A E, et al. Role of membrane surface morphology in colloidal fouling of cellulose acetate and composite aromatic polyamide reverse osmosis membranes [J]. Journal of Membrane Science, 1997, 127(1): 101-109.
- [22] Zhang T, He Z H, Wang K P, et al. Loose nanofiltration membranes for selective rejection of natural organic matter and mineral salts in drinking water treatment [J]. Journal of Membrane Science, 2022, 662: 120970. DOI: 10.1016/j.memsci.2022.120970.