

## 水源与饮用水保障

魏恒, 余文庆, 朱林勇, 等. 浸没式超滤膜在大型水厂的应用与思考[J]. 净水技术, 2024, 43(1): 43-49, 139.

WEI H, YU W Q, ZHU L Y, et al. Application and consideration of submerged UF membranes in large-scale WTPs[J]. Water Purification Technology, 2024, 43(1): 43-49, 139.

## 浸没式超滤膜在大型水厂的应用与思考

魏恒<sup>1</sup>, 余文庆<sup>2</sup>, 朱林勇<sup>1</sup>, 刘宏远<sup>2,\*</sup>

(1. 宁波市水务环境集团有限公司制水分公司, 浙江宁波 315000; 2. 浙江工业大学土木工程学院, 浙江杭州 310000)

**摘要** 浙江省某地两个大型水厂(J水厂和T水厂)的生产规模分别为  $2.0 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{d}$  和  $5.0 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{d}$ , 其运行时间分别为2年和7年, 均采用浸没式超滤膜为核心净水工艺。文章结合两个水厂的实际运行情况, 研究和总结了两个水厂的运行管理经验, 得到如下结论: 膜运行方面, 两水厂膜进水浑浊度日常在 0.15~4.25 NTU, 台风季偶有短时 13.6~35.2 NTU 的情况下, 膜出水浑浊度一直稳定在 0.1 NTU 以下,  $2 \mu\text{m}$  以上的颗粒数偶有检出; 膜污染控制方面, 物理清洗时两水厂均在产水中间阶段进行一次气冲清洗, 可有效缓解膜污染; 化学清洗时发现 J 水厂仅采用柠檬酸清洗效果好, T 水厂采用先次氯酸钠、后柠檬酸清洗效果好; 水厂设计方面, J 水厂泵吸式产水整体能耗高达  $27 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{km}^3$ , T 水厂虹吸式产水最低能耗仅为  $13 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{km}^3$ , 有效降低了能耗; 运行管理方面, 扩大清水池容积可有效解决因清水池调蓄能力不足导致的超滤膜长时间超负荷运行的问题; 同时在膜池的进水管上增设膜前加氯点, 保证出水余氯质量浓度稳定在 0.2 mg/L 左右可有效解决藻类滋生问题。

**关键词** 浸没式超滤 膜污染 化学清洗 净水工艺 水厂设计

中图分类号: TU991 文献标识码: A 文章编号: 1009-0177(2024)01-0043-08

DOI: 10.15890/j.cnki.jsjs.2024.01.005

## Application and Consideration of Submerged UF Membranes in Large-Scale WTPs

WEI Heng<sup>1</sup>, YU Wenqing<sup>2</sup>, ZHU Linyong<sup>1</sup>, LIU Hongyuan<sup>2,\*</sup>

(1. Water Treatment Branch, Ningbo Water Environment Group Co., Ltd., Ningbo 315000, China;

2. College of Civil Engineering, Zhejiang University of Technology, Hangzhou 310000, China)

**Abstract** The production scales of two large water treatment plants (WTPs), J WTP and T WTP, in Zhejiang Province are  $2.0 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{d}$  and  $5.0 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{d}$ , respectively, with operation times of 2 years and 7 years. Both WTPs utilize submerged ultrafiltration membranes as the core water purification technology. Based on the actual operation of the two WTPs, this paper studied and summarized their operational management experiences as following regarding membrane operation, the daily inflow turbidity in both WTPs ranged from 0.15 NTU to 4.25 NTU, stabilizing below 0.1 NTU in finished water turbidity with occasional detection of particles over  $2 \mu\text{m}$ , even at conditions of occasional short-term spikes of 13.6~35.2 NTU during typhoon seasons. In terms of membrane fouling control, both WTPs conducted air scouring during the middle stage of water production, effectively extending the water production time. For chemical cleaning, citric acid was found to be effective for J WTP, while a combination of sodium hypochlorite followed by citric acid was effective for T WTP. Regarding WTP design, pump-assisted production process of J WTP exhibits a relatively high overall energy consumption of  $27 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{km}^3$ , while T WTP, with its gravity-assisted production process, achieved a significantly lower energy consumption, as low as  $13 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{km}^3$ , effectively reducing energy consumption. In terms of operational management, increasing the clear water reservoir's volume effectively resolved issues stemming from inadequate clear water reservoir

[收稿日期] 2023-10-05

[基金项目] 宁波市水务环境集团有限公司项目(GC2022JC03048)

[作者简介] 魏恒(1984—),男,高级工程师,硕士,主要从事水厂运行管理工作,E-mail:15968499103@qq.com。

[通信作者] 刘宏远,男,教授,研究方向为水工程技术研究,E-mail:lhyzyy@zjut.edu.cn。

storage capacity, which led to prolonged membrane overloading at J WTP. Simultaneously, the introduction of a chlorination point ahead of the membrane feedwater in the membrane tank ensured stable effluent residual chlorine levels of approximately 0.2 mg/L, efficiently addressing problems related to algal growth.

**Keywords** submerged UF membrane fouling chemical cleaning water purification technology WTP design

超滤膜工艺具有出水稳定、占地面积小、抗冲击负荷强等优点,在水厂设计改造中的应用日益增多<sup>[1-2]</sup>。江苏南通狼山水厂浸没式超滤膜采用的处理工艺为“混凝沉淀+臭氧活性炭+浸没式超滤膜”,实际运行结果表明,浸没式超滤工艺可有效保障出厂水的水质稳定性,但在超滤膜污染清洗工艺及管路设置等水厂实际运行等方面仍需通过实际运行取得经验后进行优化<sup>[3]</sup>。唐山某水厂选择“混凝沉淀+重力驱动浸没式超滤膜过滤”工艺,出水水质高于国家饮用水标准,膜过滤系统的吨水能耗大幅降低。根据水厂长期运行经验进行单元改造设计和产水管道的位罝设计等优化措施,可实现土地的有效利用,降低占地面积<sup>[4]</sup>。山东泰安某水厂超滤膜系统经过长期运行积累相关经验后对超滤膜工艺步序等进行系统升级<sup>[5]</sup>。由此可见,浸没式超滤膜工艺虽然优点颇多,系统升级改造、膜污染清洗、管路优化等痛点难点问题仍相对缺乏大型水厂长期运行的既有经验总结。本文分析总结了浙江省 J、T 两个生产规模分别为  $2 \times 10^5$ 、 $5 \times 10^5$   $\text{m}^3/\text{d}$  的浸没式超滤膜水厂运行了 2、7 年所得出的运行管理经验,旨在为浸没式超滤膜水厂设计以及管理提供一定的参考。

## 1 水厂概况

### (1) J 水厂

J 水厂建成于 1959 年,原水主要取自某镇地表水,原有净水工艺为折板絮凝-平流沉淀-虹吸滤池-消毒,规模为  $3.5 \times 10^5$   $\text{m}^3/\text{d}$ 。2016 年,为提升水质,并达到《浙江省城市供水现代化水厂评价标准》2018 版的要求,水厂将实际供水规模缩减为  $2 \times 10^5$   $\text{m}^3/\text{d}$ ,并将虹吸滤池改造为浸没式超滤膜池。

### (2) T 水厂

T 水厂设计供水规模为  $5 \times 10^5$   $\text{m}^3/\text{d}$ ,2020 年 7 月正式运行供水。原水取自某市水库水,水厂在构筑物的设置上充分吸取了 J 水厂的运行经验,净水工艺为折板絮凝-平流沉淀-浸没式超滤-消毒。

## 2 超滤工艺流程

### 2.1 超滤膜系统组成

J、T 水厂超滤膜等相关信息如表 1 所示。水厂超滤膜车间原为虹吸滤池,改造充分利用了虹吸滤池原有的池体结构,在池内放置浸没式超滤膜组件,利用池体两侧的空间布置管廊与设备。同时,水厂新建了辅助车间、中和水池与低压配电间等附属设施,以满足超滤膜曝气、化学清洗、供电等需求,但由于空间受限,无法实现虹吸产水,需利用产水泵进行抽吸产水。

表 1 J、T 水厂超滤膜基本信息

Tab. 1 Basic Information of UF Membrane in J and T WTPs

指标	J 水厂	T 水厂
设计规模/ $(\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1})$	$2.0 \times 10^5$	$5.0 \times 10^5$
投产时间	2016 年 1 月	2020 年 7 月
运行通量/ $(\text{L} \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2})$	30~50	20~40
材质	聚偏氟乙烯 (PVDF)	PVDF
产水方式	泵吸式	虹吸式
膜组件形式	帘式	柱式+帘式
有效膜面积	12 312 $\text{m}^2$	柱式 39 200 $\text{m}^2$ 、帘式 35 000 $\text{m}^2$
单格膜池膜组件数量	324 支	柱式 1 120 支、帘式 1 000 支
运行周期/min	80	120
维护性清洗周期	1 个月	1 个月
恢复性清洗周期	6~12 个月	6~12 个月

T 水厂超滤膜的产水渠设在膜池下部空间内,产水通过产水渠流入消毒接触池内,通过膜池与产水渠之间的液位差提供动力,实现重力产水。当跨膜压差上升、超滤膜过水通量下降,产水量无法满足需求时,可开启产水渠内的轴流泵降低产水渠液位,增加过滤水头,最大可利用水头达 5.2 m。同时,水厂空间排布上,将低压配电室、反冲洗泵房、消毒接触池与浸没式超滤膜车间合建,并增加了单独药剂排放池用于暂存维护性清洗废水。

### 2.2 超滤膜系统工作步序

J 水厂与 T 水厂超滤膜系统工作步序基本一

致,具体运行参数如表 2 所示。J 水厂超滤膜工作周期为 80 min,第一阶段产水 40 min 后气洗 180 s,进入第二阶段产水 40 min,第二阶段产水结束后进行气洗 180 s+气水混冲 50 s,结束后进行排污。T 水厂超滤膜工作步序与 J 水厂基本一致,在产水时间、气洗、水洗时间强度等参数略有不同。

表 2 J、T 水厂超滤膜运行参数基本信息  
Tab. 2 Basic Information on Operation Parameters of UF Membrane in J and T WTPs

参数	J 水厂 (帘式)	T 水厂	
		帘式	柱式
第一阶段产水/min	40	60	60
气洗强度/(L·h <sup>-1</sup> ·m <sup>-2</sup> )	140	185	144
第一阶段气洗时间/s	180	90	90
第二阶段产水/min	40	60	60
第二阶段气洗时间	180	120	120
气水混冲时间/s	50	120	120
水洗强度/(L·h <sup>-1</sup> ·m <sup>-2</sup> )	36	60	38

### 2.3 两水厂原水出厂水水质对比

J 水厂与 T 水厂原水、出厂水主要水质参数对比如表 3 所示。由于 J、T 两水厂所用水源不同,原水水质略有差异,从表中主要指标来看主要体现在浑浊

表 3 J、T 水厂原水、出厂水水质对比

Tab. 3 Comparison of Raw Water and Finished Water in J and T WTPs

水质指标	J 水厂		T 水厂	
	原水	出厂水	原水	出厂水
pH 值	7.3±0.2	7.1±0.3	7.1±0.3	7.2±0.4
浊度/NTU	8.5±3.5	<0.1	4.5±2.5	<0.1
COD <sub>Mn</sub> /(mg·L <sup>-1</sup> )	3.2±1.2	0.7±0.3	3.4±1.3	0.9±0.2
总碱度/(mg·L <sup>-1</sup> )	25.2±5.8	21.5±2.5	26.4±4.5	24.1±2.3
总硬度/(mg·L <sup>-1</sup> )	37.5±5.8	33.3±3.6	27.6±5.2	25.6±2.1

度与硬度上,其余指标差别不大,且出厂水均能满足《生活饮用水卫生标准》(GB 5749—2022)要求。

## 3 结果与讨论

### 3.1 浊度和颗粒数

表 4 为超滤膜进出水浊度对比。在日常进水浊度波动不大时,超滤膜对于浊度有良好的去除效果,且出水浊度始终维持在<0.1 NTU。在台风季短时内浊度暴涨时,依然可保证出水浊度<0.1 NTU。2 μm 以上颗粒数偶有检出,超滤膜进水浊度波动对其出水浊度没有影响,说明浸没式超滤膜具有良好的抗冲击负荷能力和长期稳定运行的能力。

表 4 超滤膜进出水浊度对比

Tab. 4 Comparison of Turbidity of Inflow and Outflow of UF Membrane

水厂	日常进水	台风季短时	出水浊	出水颗粒数
	浊度/ NTU	进水浊度/ NTU	度/ NTU	
J 水厂(运行 7 年)	0.15~4.25	15.5~30.8	<0.1	偶有检出
T 水厂(运行 2 年)	0.21~4.23	13.6~35.2	<0.1	偶有检出

### 3.2 跨膜压差

两水厂均采用恒流过滤方法生产运行,故采用跨膜压差来评判膜污染程度以及膜状态。J 水厂经过长达 7 年的长期运行后,跨膜压差变化情况如图 1 所示。

运行期间跨膜压差的变化大致可分为 3 个阶段。

第一阶段:投产第 1~2 年,跨膜压差无明显增长趋势,在此期间当超滤膜为恒流运行时,跨膜压差上升到 20 kPa 左右进行低浓度短时间的维护性化学清洗,未进行恢复性化学清洗;第 3 年起跨膜压差呈缓慢上升趋势,当跨膜压差超过 50 kPa,需定期

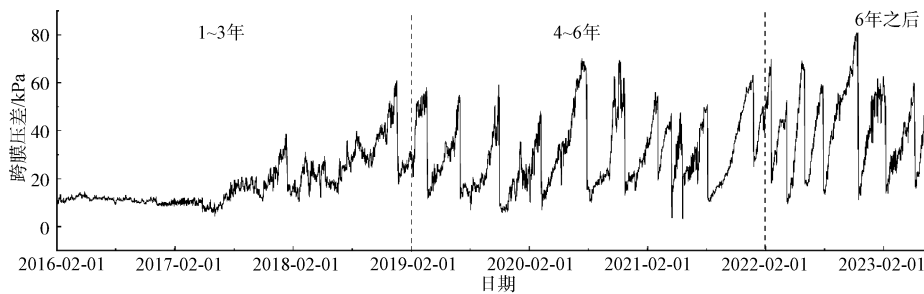


图 1 J 水厂跨膜压差变化

Fig. 1 Variation of Transmembrane Pressure in J WTP

进行恢复性化学清洗,清洗周期大于6个月,清洗完后跨膜压差可恢复至接近新膜状态。

第二阶段:投产第4~6年,跨膜压差增长速率较前3年有明显升高,推测此时超滤膜已有所老化,在此期间平均3~6个月需进行一次恢复性清洗,但产水通量依然可以满足设计需求。

第三阶段:投产第7年起,跨膜压差上升速率显著加快,恢复性清洗后跨膜压差虽能得到较好恢复,但短时间内会再次上升到清洗前水平,因此,每2~3个月就要进行一次恢复性清洗。从水厂管理运行角度而言,恢复性清洗过于频繁,难以再安排维护性清洗,故该阶段的化学清洗方式仅为恢复性清洗。

自第7年起除跨膜压差急剧上升外,超滤膜通量也呈现快速衰减的趋势,如图2所示。自2021年下半年起,超滤膜通量在大部分时间里已达不到设计通量,虽然通过恢复性化学清洗能短暂恢复,但在运行过程中下降速率较为显著。

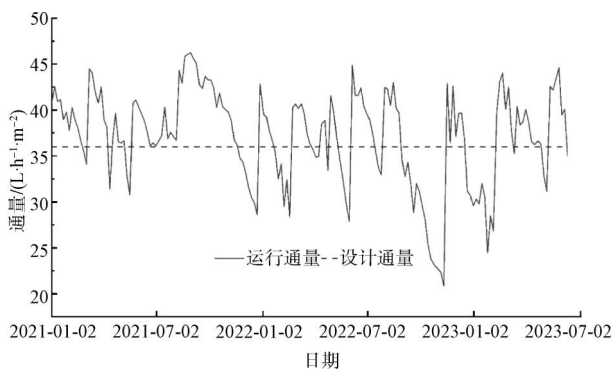


图2 2021年—2023年J水厂超滤膜通量变化  
Fig. 2 Variation of Flux of UF Membrane in J WTP from 2021 to 2023

### 3.3 物理清洗

与传统的过滤-气洗-气水反洗相对比,两家水厂的超滤膜在一个产水周期(120 min)的半程增加了中间曝气环节(即气洗),气洗过程中不进行产水,此次气洗结束后不排污,直接进入下半个产水周期,下半个产水周期结束后进行气洗+气水反洗环节,此次清洗后进行排污。如图3所示,通过分析一个产水周期内半程无气洗和有气洗超滤膜跨膜压差的变化可知,中间增加一个气洗环节可有效降低跨膜压差,延缓污染。

### 3.4 化学清洗

化学清洗包括维护性化学清洗与恢复性化学清洗:前者利用较低浓度次氯酸钠短时间浸泡,去除膜

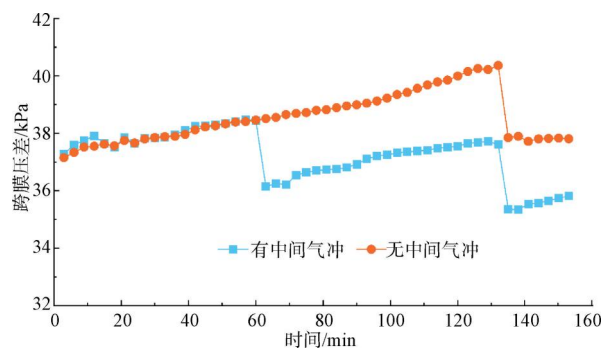


图3 一个产水周期内跨膜压差变化  
Fig. 3 Variation of Transmembrane Pressure during a Water Producing Cycle

丝表面微生物与部分有机污染物,使膜通量与跨膜压差得到一定的恢复;后者利用高浓度的酸、碱、次氯酸钠等药剂进行长时间的浸泡与循环,彻底清洗膜丝表面的无机物、有机物与微生物,经过恢复性化学清洗后,膜通量与跨膜压差一般可恢复至接近新膜的水平。

两家水厂化学清洗方式如表5所示。

表5 化学清洗方式  
Tab. 5 Chemical Cleaning Method

清洗形式	J水厂	T水厂
恢复性碱洗	-	次氯酸钠(1 000 mg/L) 氢氧化钠(500 mg/L)
恢复性酸洗	柠檬酸(2 000 mg/L)	柠檬酸(2 000 mg/L)
恢复性清洗时间/d	1~4	1~4
恢复性清洗周期	6~12个月	6~12个月
维护性清洗	次氯酸钠(100 mg/L)	次氯酸钠(200 mg/L)
维护性清洗周期	1个月	1个月
维护性清洗时间/min	30~60	30~60

#### (1) 维护性化学清洗

图4和图5分别为J水厂与T水厂维护性清洗的跨膜压差变化。J水厂和T水厂在进行维护性清洗时跨膜压差下降均不明显,且短期内跨膜压差增长速率明显加快,推测原因为短时间低浓度的维护性清洗难以对膜污染层造成实质性的影响。故两水厂均不采用维护性化学清洗。

#### (2) 恢复性化学清洗

图6和图7分别为J水厂与T水厂恢复性清洗后跨膜压差变化。相比于维护性清洗,恢复性清洗效果明显。虽然净水工艺相似,但两水厂化学清洗情况存在较大差异,J水厂仅采用柠檬酸清洗效果

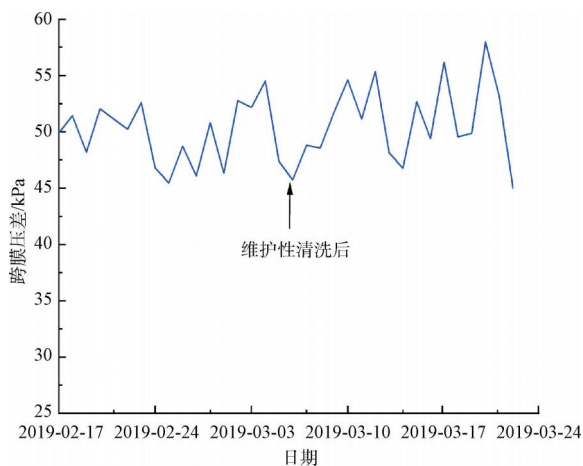


图4 J水厂维护性碱洗跨膜压差变化

Fig. 4 Variation of Transmembrane Pressure during Maintenance Alkaline Washing in J WTP

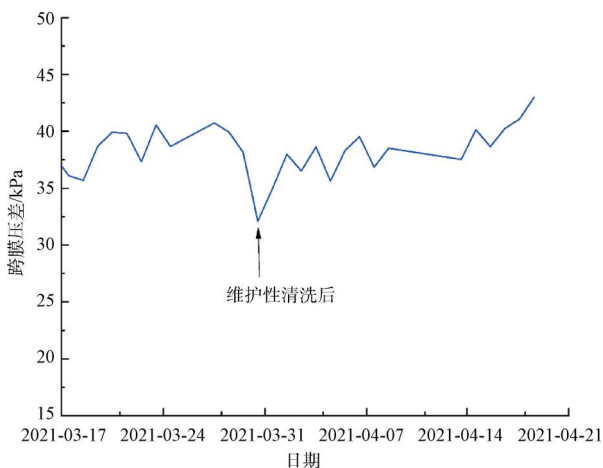


图5 T水厂维护性碱洗跨膜压差变化

Fig. 5 Variation of Transmembrane Pressure during Maintenance Alkaline Washing in T WTP

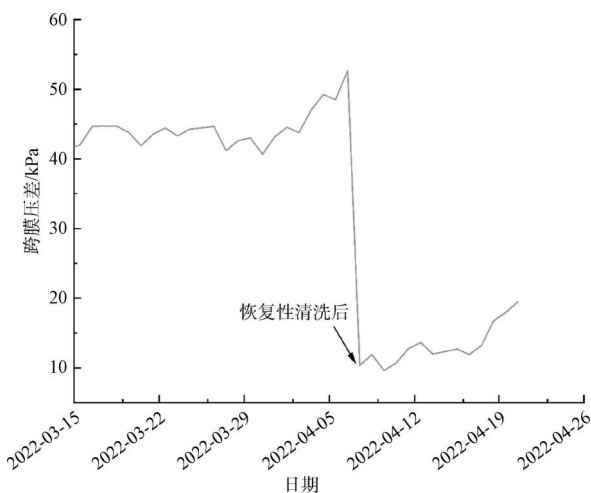


图6 J水厂恢复性酸洗跨膜压差变化

Fig. 6 Variation of Transmembrane Pressure during Restorative Acid Washing in J WTP

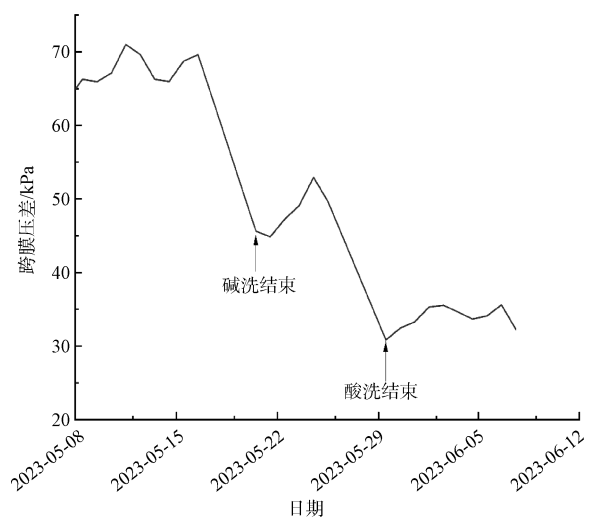


图7 T水厂先碱后酸恢复性清洗后跨膜压差变化

Fig. 7 Variation of Transmembrane Pressure during Alkali Followed by Acid Restorative Washing in T WTP

好, T水厂采用先碱后酸清洗效果好。推测为原水水质、膜老化程度等客观条件的不同导致不同水厂的化学清洗情况有很大的差异<sup>[6]</sup>。

### 3.5 经济指标

#### 3.5.1 电耗

由于浸没式超滤膜运行期间需要频繁物理清洗,鼓风机与反冲洗水泵开启频繁,电耗高于传统滤池。产水方式上,采用泵吸式产水的J水厂电耗高于采用虹吸式产水的T水厂。两家水厂的电耗情况如表6所示。

表6 浸没式超滤膜电耗

Tab. 6 Power Consumption of Submerged UF Membrane

项目	J水厂	T水厂
产水方式	泵吸式	虹吸式
电耗/(kW·h·km <sup>-3</sup> )	27	13(不开轴流泵) 26(开轴流泵)

注:包括与超滤膜运行相关的所有设备(鼓风机、反冲洗水泵、加药设备、照明及通风设备等)的电耗。

#### 3.5.2 药耗

超滤膜在进行化学清洗时会消耗大量化学药剂,两个水厂进行化学清洗时的药剂消耗如表7和8所示。

化学清洗药耗与化学清洗工艺、膜丝老化程度等均有关。在超滤膜运行初期,膜污染较少,基本以维护性化学清洗为主,恢复性化学清洗周期较长,药耗相对较低;在超滤膜运行后期,恢复性化学清洗周期缩短,药耗明显提高。

表 7 J 水厂化学清洗药剂消耗  
Tab. 7 Chemical Cleaning Agent Consumption of J WTP

清洗方式	药剂名	单格用量/t	清洗一轮总用量/t	备注
维护性清洗	10%次氯酸钠	0.09	1.89	-
恢复性清洗	柠檬酸固体	0.25	5.25	酸洗用
	氢氧化钠固体	0.042	0.882	中和用

表 8 T 水厂化学清洗药剂消耗  
Tab. 8 Chemical Cleaning Agent Consumption of T WTP

清洗方式	药剂名	单格用量/t	清洗一轮总用量/t	备注
维护性清洗	10%次氯酸钠	0.8	15.2	-
恢复性清洗	10%次氯酸钠	4	76	碱洗用
	30%氢氧化钠	0.67	12.67	碱洗用
	柠檬酸固体	0.8	15.2	酸洗用
	30%氢氧化钠	0.89	16.91	中和用
	硫代硫酸钠固体	0.22	4.18	脱氯用

## 4 运行管理建议

### 4.1 减少进水量波动,保障膜运行稳定

进水量波动会直接影响浸没式超滤膜的最高运行通量。J 水厂清水池容积仅为设计水量的 8%,如图 8 所示,由于调蓄能力不足,水厂的原水量波动较大,超滤膜在供水高峰期长时间超负荷运行,最高运行通量可达到设计通量的 136%。如图 9 所示,每天超负荷运行时间达 7~8 h。超负荷运行使水厂在供水高峰期时跨膜压差迅速上升,膜污染快速积累,缩短了化学清洗周期。T 水厂在设计时进行了优化,清水池容积取值为设计水量的 15%,如图 10 所示,水厂在实际运行中也注重利用清水池的调蓄能力,尽量减少水厂进水量的波动,保证了超滤膜的稳定运行。

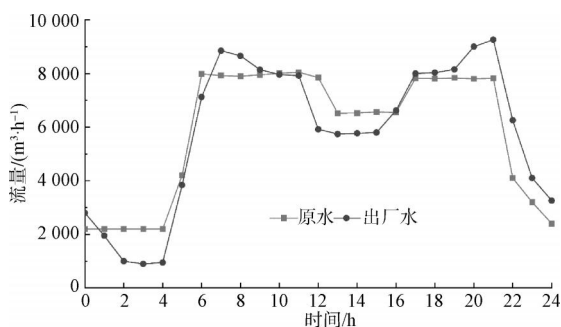


图 8 J 水厂 1 d 内原水量变化

Fig. 8 Variation of Raw Water Quantity of J WTP in One Day

### 4.2 增设膜前加氯点,控制藻类滋生

J 水厂在运行过程中发现部分膜池产水管上有

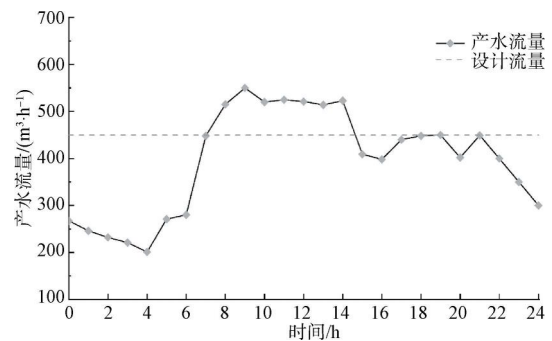


图 9 J 水厂单格膜池 1 d 内产水量变化

Fig. 9 Variation of Water Production in a Single Membrane Tank in J WTP in One Day

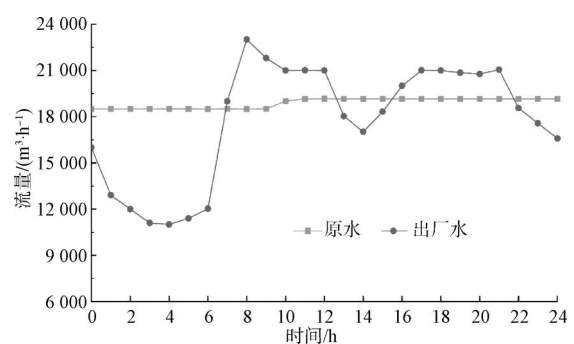


图 10 T 水厂 1 d 内原水量变化

Fig. 10 Variation of Raw Water Quantity of T WTP in One Day

藻类滋生现象。图 11 为超滤膜进出水余氯,膜池出水余氯比进水余氯有明显下降,尤其是当沉淀池出水余氯较低时,膜池出水几乎无余氯检出。推测原因为超滤膜在运行时每天只进行一次彻底排污,沉

积物在膜池中消耗了大部分余氯,对控制藻类在壁面滋生的作用减弱从而导致藻类滋生现象。

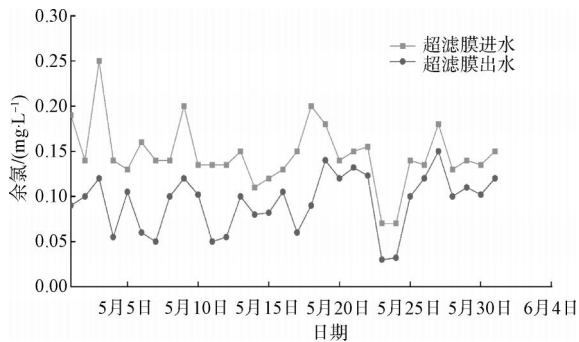


图 11 超滤膜进出水余氯对比

Fig. 11 Comparison of Residual Chlorine Inflow and Outflow of UF Membrane

为解决这个问题,水厂提高了前加氯的比例从而提升了沉淀池出水余氯,在一定程度上改善了膜池内余氯不足的现象,但实际运行中发现大部分前加氯在沉淀池中被消耗,药剂浪费严重。为提高药剂使用效率,水厂在膜池的进水管上增设了膜前加氯点,通过投加约 5%有效氯浓度的次氯酸钠使膜池出水余氯质量浓度稳定在 0.2 mg/L 左右。经此改造后,膜池内藻类生长得到了有效的抑制,同时后加氯的稳定性也得到了提升。

#### 4.3 隔离化学药剂与产水系统,保障水质安全

如图 12 所示,浸没式超滤膜进行在线化学清洗时,化学清洗循环管从产水管引出,因此,循环管有一段管道与产水管共用。化学清洗时产水阀前的产水管中充满化学药剂,一旦产水阀无法完全关闭,化学药剂通过产水阀直接渗漏至产水系统,造成严重的水质安全事故。以 T 水厂为例,水厂的产水阀为气动阀,无操作手盘,无法通过手动方式确保阀门完全关闭,在化学清洗时有极大的药剂渗漏隐患。因此,水厂在产水管上新增了电动蝶阀,在进行化学清洗前将

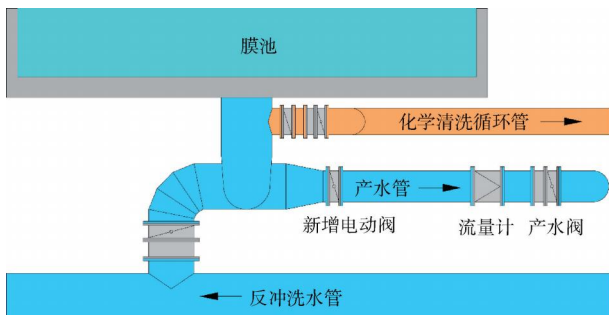


图 12 产水管上新增电动阀

Fig. 12 New Electric Valve in Water Production Pipeline

该阀门完全关闭确保在清洗过程中化学药剂与产水系统完全隔离,保障化学清洗过程中的水质安全。

## 5 结论

(1)浸没式超滤膜运行前 2 年跨膜压差上升速率缓慢,虽然第 4 年开始跨膜压差上升速率明显提高,但其对浑浊度仍具有良好的去除效果,在沉淀池出水浑浊度波动情况下,膜出水浑浊度仍稳定在 0.1 NTU 以下。

(2)随着超滤膜使用时间的延长,抗污染能力减弱,相比于新膜,老化膜更容易出现污染情况,而在产水周期半程进行一次气洗可有效缓解膜污染。J、T 两水厂的化学清洗效果有很大差异,两水厂维护性清洗均无显著作用,恢复性清洗 J 水厂仅酸洗效果较好,T 水厂碱洗与酸洗联合清洗效果最好。

(3)浸没式超滤水厂设计时应充分利用清水池的调蓄能力,尽量减少进水量波动,避免超滤膜长时间超负荷工况运行;同时设置膜前加氯点,使膜池出水余氯质量浓度稳定在 0.2 mg/L 左右,可以有效抑制膜池中藻类滋生。

## 参考文献

[ 1 ] 周正协. 超滤膜组合工艺在大型现代化桃源水厂中的应用 [J]. 中国给水排水, 2018, 34(14): 71-76.  
ZHOU Z X. Application of UF membrane combination process in large modern Taoyuan waterworks [J]. China Water & Wastewater, 2018, 34(14): 71-76.

[ 2 ] 王秀芳. 超滤膜技术在宁波市江东水厂升级改造中的应用 [J]. 中国给水排水, 2016, 32(18): 77-79.  
WANG X F. Application of UF membrane technology to upgrading of Ningbo Jiangdong waterworks [J]. China Water & Wastewater, 2016, 32(18): 77-79.

[ 3 ] 郁振标, 袁宵, 陈清, 等. 浸没式超滤技术在南通狼山水厂中的运行分析 [J]. 膜科学与技术, 2023, 43(2): 150-154.  
YU Z B, YUAN X, CHEN Q, et al. Operation analysis of submerged ultrafiltration technology in Langshan water treatment plant [J]. Membrane Science and Technology, 2023, 43(2): 150-154.

[ 4 ] 胡长鑫, 吴瑞军, 马百文, 等. 重力驱动浸没式超滤技术在某饮用水厂提标改造中的应用案例 [J]. 环境工程学报, 2021, 15(3): 799-805.  
HU C X, WU R J, MA B W, et al. Gravity-driven submerged membrane filtration and its application for drinking water purification [J]. Chinese Journal of Environmental Engineering, 2021, 15(3): 799-805.

(下转第 139 页)

器内首末端膜元件的配水均匀性变差,进一步表明混合膜设计在低温条件下的优势。但在温度相同时,保持进水量和操作压力不变的条件下,回收率变化趋势与图 7 所示结果相同。

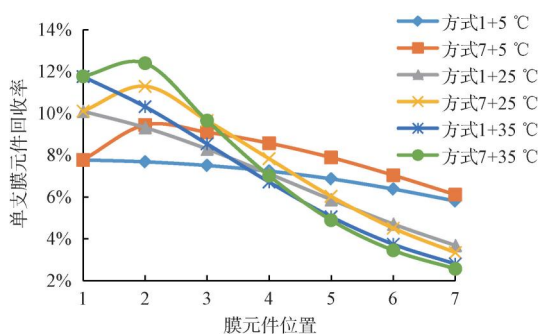


图 12 不同位置膜元件回收率变化 (6 种组合方式)

Fig. 12 Recovery Variation for Membrane Elements under Different Positions (6 Combination Methods)

### 3 结论

混合膜设计是一种能够有效降低反渗透海水淡化系统能耗,降低运维和制水成本的新颖系统设计。本文采用模拟的手段,以四大主流反渗透膜产品为研究对象,对 HID 进行了系统的研究,主要结论如下。

(1)从初始新膜和 5 年老膜两个维度,对比分析四大主流品牌混合膜设计方式对膜组件渗透流量、回收率、脱盐率、脱硼率、节能效率等性能指标的影响。研究表明,Toray 膜在平衡流量和节能效率上有明显优势,最适宜进行混合膜设计。

(2)以 Toray 膜产品为研究对象,从保持产水量和回收率不变以及保持进水量和操作压力不变两个维度,深入分析温度和混合膜配置比例对压力容器内配水均匀性、能耗、产水量等系统性能参数的影

响。研究表明,混合膜设计受温度影响较大,低温条件下,压力容器内配水均匀性更好,节能效率可达 9.26%,产水量可提高 10.5%。因此,HID 更适用于水温较低、水质波动较小的北方海域。

(3)在混合膜设计中,不同位置回收率和渗透流量有明显变化的是膜元件类型变化后的 3 支膜,因此,同一类型膜元件装填数量以 3 支为宜。以 7 芯压力容器为例,3 种膜元件混合最适宜的配置比例是 2 : 3 : 2,2 种膜元件混合最适宜的配置比例是 3 : 4 或 4 : 3。

(4)混合膜设计方式对反渗透系统节能降耗有一定优势,本文的研究成果对推广混合膜设计在国内工程设计中的应用具有重要意义。

### 参考文献

[ 1 ] PEÑATE B, GARCIA-RODRIGUEZ L. Reverse osmosis hybrid membrane inter-stage design: A comparative performance assessment[J]. Desalination, 2011, 281(1): 354-363.

[ 2 ] PEERY M H, MCCLELLAN S, BUSCH M, et al. Apparatus for treating solutions of high osmotic strength: Patent application number: IL20100204119[P]. 2010-02-23.

[ 3 ] BUSCH M, MOLINA V G, MAEDA Y, et al. Higher, more balanced flux reduces costs[J]. Water Reuse, 2009, 18(1): 29-32.

[ 4 ] HAN D, HWANG M, KIM I S. Effect of boron rejection and recovery rate on a single-pass design of SWRO using hybrid membrane inter-stage design (HID) concept[J]. Desalination, 2017, 404: 215-223. DOI: 10.1016/j.desal.2016.11.007.

[ 5 ] BARTELS C, CIOFFI S, RYBAR S, et al. Long term experience with membrane performance at the Larnaca desalination plant[J]. Desalination, 2008, 221(1/2/3): 92-100. DOI: 10.1016/j.desal.2007.01.070.

(上接第 49 页)

[ 5 ] 袁少鹏,师宴荣,石洁,等. 浸没式超滤膜系统虹吸改造及运行工序优化[J]. 净水技术, 2020, 39(11): 25-28, 54.

YUAN S P, SHI Y R, SHI J, et al. Siphon upgrading of submerged ultrafiltration membrane system and operational process optimization[J]. Water Purification Technology, 2020, 39(11): 25-28, 54.

[ 6 ] 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.