

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2025.04.016

# 大型超滤系统“水锤”等问题解决办法及运行优化

方帷韬, 孙福强, 王思, 谢臣, 王天吉, 杨雷  
(北京市自来水集团有限责任公司, 北京 100041)

**摘要:** 石景山水厂压力式超滤系统的超滤膜丝保护液清洗以反冲洗后过滤水 $\text{COD}_{\text{Mn}} < 3 \text{ mg/L}$ 为标准,通过增加次氯酸钠浸泡时间和加大冲洗流量实现清洗效果。该水厂低负荷运行时,出现滤池反冲洗和超滤系统进水冲突问题,通过优化反冲洗参数、调整超滤进水提升模式解决。超滤系统运行初期出现了反冲洗池进水管、反冲洗排水管“水锤”等问题,通过调整阀门开关时间、增加排气口等方式解决。同时分析了该超滤系统运行初期的压力、流量、水质、电耗等参数,采取改进提升泵运行模式、简化化学清洗流程、降低化学清洗频率等措施,将超滤单耗降至 $0.058 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ ,提升了超滤系统的运行性能。

**关键词:** 大型超滤系统; 调试; 水锤; 反冲洗

**中图分类号:** TU991 **文献标识码:** B **文章编号:** 1000-4602(2025)04-0098-06

## Solution to Water Hammer Problems and Operation Optimization of Large Ultrafiltration System

FANG Wei-tao, SUN Fu-qiang, WANG Si, XIE Chen, WANG Tian-ji, YANG Lei  
(Beijing Waterworks Group Co. Ltd., Beijing 100041, China)

**Abstract:** In the pressure ultrafiltration system of Shijingshan waterworks, the  $\text{COD}_{\text{Mn}}$  of filtered water after backwashing shall be less than  $3 \text{ mg/L}$ , which can be achieved by increasing both the soaking time of sodium hypochlorite and the washing flow rate. When the waterworks was operating at low load, there was a conflict between the backwashing of filter and the water intake of ultrafiltration system, which was solved by optimizing the backwashing parameters and adjusting the ultrafiltration water intake lifting mode. In the initial operation of the ultrafiltration system, there were also problems such as water hammer in the inlet and drain pipe of the backwashing tank, which were solved by adjusting the valve switching time and adding exhaust port. At the same time, the parameters of the ultrafiltration system, such as initial operating pressure, flow rate, water quality, and power consumption were analyzed. By improving the operation mode of the lifting pump, simplifying the chemical cleaning process, and reducing the chemical cleaning frequency, the ultrafiltration unit consumption has been reduced to  $0.058 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ , which improves the operating performance of the ultrafiltration system.

**Key words:** large ultrafiltration system; commissioning; water hammer; backwashing

超滤技术具有分离效率高、分离过程无相变、跨膜驱动压力较低的特点,针对超滤膜的应用性研究近年在文献中大量出现<sup>[1-3]</sup>。随着超滤技术的不断成熟,其在国内外水厂新建及改扩建工程中得到了

大量应用<sup>[4-6]</sup>。北京市石景山水厂采用压力式超滤系统,设计规模达到 $20\times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。针对调试及运行初期出现的炭砂滤池反冲洗与超滤进水水量冲突,管道运行存在“水锤”等问题,提出了处理办法,对超

滤系统电耗、药耗、水质等运行参数进行了分析和优化。

## 1 工艺概述

### 1.1 水厂工艺流程

石景山水厂具有独立的取水、制水、配水系统,预处理、常规处理、深度处理等工艺段齐全,具体处理流程见图1。

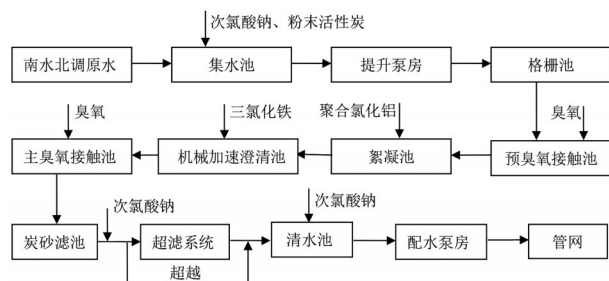


图1 石景山水厂工艺流程

Fig.1 Flow chart of treatment process of Shijingshan waterworks

实际运行中可对超滤系统进行超越,即炭砂滤池出水在满足出厂水水质要求的情况下,不通过超滤系统,直接进入清水池。

### 1.2 超滤工艺设计参数

超滤系统设计产水能力为  $20 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ , 设6台提升泵、8台自清洗过滤器、20套膜组, 分为2个系列。超滤膜材质为PES, 膜孔直径  $0.02 \mu\text{m}$ , 满负荷设计产水通量为  $43 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , 强制产水通量为  $47 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , 跨膜压差为  $10 \sim 50 \text{ kPa}$ 。每套膜组含140根膜柱, 立式安装, 运行时上下两端交替进水, 以避免出现末端过污染情况。

超滤膜组管路复杂, 具体如图2所示。

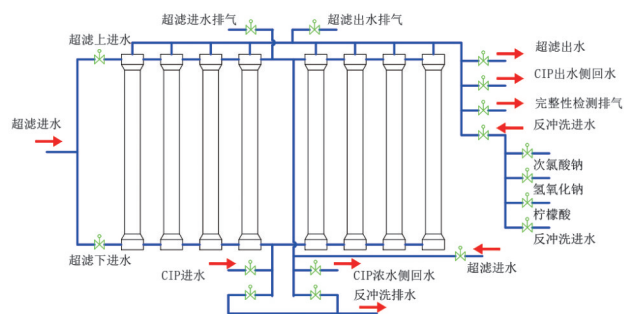


图2 超滤膜组工艺示意

Fig.2 Process flow of ultrafiltration membrane group

该压力式超滤系统为内压形式, 常规反冲洗采用产品水反冲洗, 无气洗。水洗反冲洗强度为  $220 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , 每45 min进行一次, 水冲30 s。在常规反

冲洗前可增加正洗程序, 正洗用水为超滤进水, 可选择上进下排和下进上排两种方式。原设计中化学清洗分为维护性清洗(CEB)和恢复性清洗(CIP), 维护性清洗为加药在线浸泡膜丝, 清洗周期为7 d, 每次所需时间30 min, 碱洗药剂:  $\text{NaClO}$  ( $200 \text{ mg/L}$ ) +  $\text{NaOH}$  ( $400 \sim 550 \text{ mg/L}$ ),  $\text{pH} \geq 12$ ; 酸洗药剂: 柠檬酸  $2000 \text{ mg/L}$ ,  $\text{pH} \leq 2$ 。恢复性清洗为离线药液循环清洗, 一般1~2次/a, 每次400 min, 药剂品种及浓度同CEB。

## 2 调试出现的问题及处理方式

超滤系统在调试及运行初期, 暴露出许多原设计及设备厂家出厂前未考虑的问题, 需要进行优化改进。

### 2.1 膜丝清洗方案的调整

#### 2.1.1 原膜丝清洗方案难以保证清洗效果

超滤膜元件出厂时有保护液(水/甘油/亚硫酸氢钠溶液质量分数比为79:20:1), 在调试中必须冲洗干净。按照厂家文件说明, 单套膜组冲洗及过滤间或进行5次, 水量从  $50 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$  增至  $100 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , 再投加  $\text{NaClO}$  至  $200 \text{ mg/L}$  浸泡10 min,  $250 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$  大流量冲洗干净即可。实际按照  $250 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$  大流量冲洗15 min之后, 检测膜丝过滤水  $\text{COD}_{\text{Mn}}$  仍然有  $20 \text{ mg/L}$ , 无法保障超滤出水水质。

#### 2.1.2 增加膜丝浸泡及冲洗次数, 提高清洗效果

调整膜丝冲洗方案, 增加到5次  $\text{NaClO}$  浸泡及大流量冲洗, 测得  $\text{COD}_{\text{Mn}} < 2.5 \text{ mg/L}$ , 判断超滤膜丝已清洗干净, 可以投入使用。清洗后的过滤水  $\text{COD}_{\text{Mn}}$  值如图3所示。建议超滤膜清洗保护液可多次或者大流量冲洗, 以清洗后过滤水  $\text{COD}_{\text{Mn}} < 3.0 \text{ mg/L}$  为清洗完成的标准。

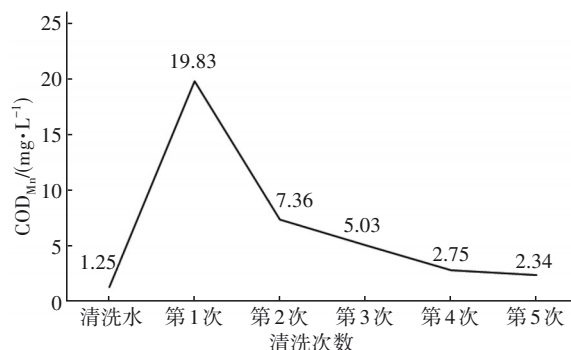


图3 膜丝清洗后过滤水  $\text{COD}_{\text{Mn}}$  变化

Fig.3 Change of  $\text{COD}_{\text{Mn}}$  in filtered water after membrane fiber cleaning

## 2.2 低负荷下超滤进水运行模式调整

### 2.2.1 炭砂滤池反冲洗水量与超滤进水流量冲突

炭砂滤池反冲洗水池和超滤进水池通过滤池出水渠连通,总容积 $V$ 为 $1\,500\text{ m}^3$ ,且底面、顶面同高,滤池出水渠水位至 $5.9\text{ m}$ ,滤池出水重力流进入清水池。按照原设计反冲洗水池及超滤进水池液位低于 $3\text{ m}$ ,反冲洗泵、超滤提升泵停机。石景山水厂初期运行负荷为 $(4.5\sim 8.5)\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ ,即负荷率为 $22\%\sim 42\%$ ,运行中出现了滤池反冲洗和膜系统进水冲突的问题,即炭砂滤池反冲洗时,超滤提升水量和滤池反冲洗水量大大超过滤池出水量,造成反冲洗泵、超滤提升泵低液位停机,影响生产。

### 2.2.2 优化炭砂滤池反冲洗及超滤进水提升模式

设水池自动停泵液位以下的池容积为 $V_1$ ,有效调蓄容积为 $V_2$ ,滤池冲洗时间为 $T$ ,如果滤池反冲洗时,超滤提升能够正常运行,需要满足如下条件:

$$V_2 = V - V_1 > (Q_1 + Q_2 - Q)T \quad (1)$$

式中: $Q$ 为炭砂滤池出水流量; $Q_1$ 为炭砂滤池反冲洗流量; $Q_2$ 为超滤系统提升流量。

在炭砂滤池运行负荷较高时,上述条件较易满足,但负荷低于 $40\%$ 时需对运行参数进行优化。原超滤系统自控程序进水量方面只有进水流量设定及低液位停机保护,没有高液位自动恢复运行的功能。原水流量 $Q$ 不变,若满足超滤系统连续运行,必须调低滤池反冲洗时间 $T$ ,或降低滤池反冲洗流量 $Q_1$ 和超滤进水量 $Q_2$ 。考虑到单耗及设备稳定性的需要,超滤系统满负荷运行水量为 $8\,330\text{ m}^3/\text{h}$ ,长期运行的最低流量不宜低于 $900\text{ m}^3/\text{h}$ 。石景山水厂运行初期,参考提升泵及反冲洗水泵实际安装高度,综合考虑水质、水量及工艺、设备运行稳定等因素,调整停泵液位为 $2\text{ m}$ ,滤池冲洗强度由 $2\,400\text{ m}^3/\text{h}$ 降至 $2\,200\text{ m}^3/\text{h}$ ,冲洗时间由 $10\text{ min}$ 降至 $8\text{ min}$ ,进厂流量即炭砂滤池出水流量为 $2\,000\text{ m}^3/\text{h}$ ,超滤系统可在 $900\text{ m}^3/\text{h}$ 情况下稳定运行,同时炭砂滤池冲洗效果也能保证。若进厂流量增加,超滤系统处理水量可相应增加。

因以上运行方式不能满足在自动运行情况下,所有原水全部经过超滤工艺的要求,故在超滤自控程序中增加了2种运行模式:①水厂运行负荷低时,超滤进水池低液位( $2\text{ m}$ )自动停止运行、高液位( $5.9\text{ m}$ )自动恢复运行;②水厂运行负荷高时,超滤进水池低液位( $3\text{ m}$ )降低提升泵运行频率、高液位

( $5.9\text{ m}$ )恢复提升泵运行频率。第2种运行模式的最低运行频率根据处理水量计算后设定,可有效降低提升泵启停频率,有利于设备保护。

### 2.3 调试中出现的“水锤”问题

石景山水厂超滤系统管道非常庞杂,包括进水管、出水进清水池管道、出水进反冲洗水池管道、反冲洗进水管、反冲洗排水管道、化学清洗进水管、化学清洗排水管道、化学清洗药剂投加管道等,而且运行状态频繁切换,随之各阀门做启闭动作,各管道频繁充放水,很容易出现“水锤”现象。

#### 2.3.1 反冲洗池进水管“水锤”问题及解决

超滤系统出水分两路:一路进清水池,另一路进超滤反冲洗水池,超滤反冲洗水池容积为 $700\text{ m}^3$ 。当超滤反冲洗水池液位低于 $1.5\text{ m}$ ,系统自动打开超滤反冲洗水池进水阀门,液位升到 $6.5\text{ m}$ ,阀门自动关闭,每次此阀门关闭,即出现非常大的震动声音。分析原因,由于此进水阀门为 $\text{DN}600$ 气动阀门,正常状态启闭只需要 $7\text{ s}$ ,超滤膜组高点至超滤反冲洗水池低液位高差为 $12\text{ m}$ ,反冲洗水池进水阀门至此高液位为 $2\text{ m}$ ,反冲洗水池进水时流速较快。进水阀门极短时间关闭,其上游流量迅速停止,下游管道快速排空,必然造成“水锤”现象。如果此现象长期存在,会导致阀门及管道损坏。阀门厂家技术人员将此阀门启闭时间调整至 $30\text{ s}$ 后,“水锤”现象消除。

#### 2.3.2 反冲洗排水管道“水锤”问题及解决

超滤系统的两个系列均有一条 $\text{DN}600$ 反冲洗排水管,在管廊层下扎以后出墙(室内安装有排水阀门),再汇合到一条 $\text{DN}600$ 反冲洗排水总管,排水总管长 $260\text{ m}$ ,排水最终进入水厂原水集水池。超滤系统初期运行2个月以后,两条排水管道在管廊层末端即出墙前管段分别出现明显上翘变形、阀门法兰处漏水的问题。初步判断其可能是室外管线沉降所致,将室外部分挖开,确认确实有沉降,断管后重新施工,室内部分进行上下支撑限位,解决了该问题。但恢复运行2个月后,排水阀门法兰处再次出现漏水情况。本次采取加装橡胶柔口的方式以应对管道变形,但运行1个月后,橡胶柔口定位穿钉出现大幅变形的问题。

经讨论分析,认为法兰漏水和橡胶柔口穿钉变形,可能有2个原因:一是管线不均匀沉降,二是膜组反冲洗时有“水锤”问题。反冲洗排水流量为



2 240 m<sup>3</sup>/h(排水管线内流速为 2.25 m/s),虽然排水总管出口为无压敞口,但是一路排水管开排水阀门排水,另一路排水管正处于排水阀门关闭空管状态,总管瞬间满管很容易导致未排水的排水管段出现气体压缩,造成“水锤”现象。虽然单次“水锤”效应破坏性不是很大,但超滤系统的特点是膜组数量大、冲洗次数多,在初期运行中总管每天需排水 40~120 次(受运行组数和冲洗周期影响),频繁“水锤”很容易造成排水管道薄弱处破坏。第三次处理过程中,在橡胶柔口外侧增加了一根 DN100 排气管。安装完毕后,每次反冲洗排水,排气管处确实有很大的排气声音。排水管道经过 3 次处理后,运行一年多再未出现此类问题,说明“水锤”现象确实是排水管道多次损坏的主要原因。三次维修的示意图图 4。

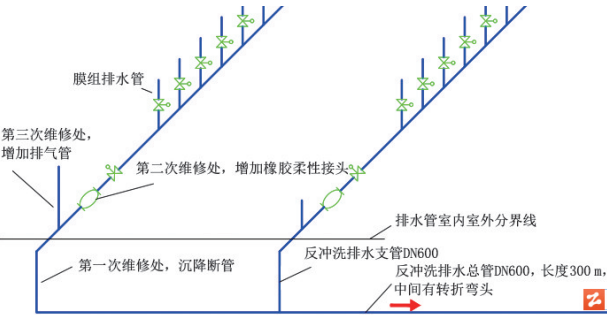


图 4 超滤系统排水支管三次维修示意

Fig.4 Schematic diagram for tertiary maintenance of drainage branch pipe of ultrafiltration system

3 运行参数分析

超滤系统初期投产运行,除关注设施、设备运行状态以外,还需关注其运行参数情况,如流量、压力、水质、电耗、药耗等。通过参数分析,确定运行模式是否合理,仪表数量及安装位置是否合理,实际参数是否达到设计目标,若确有问题,则需分析是什么原因引起的,是否需要改进。

3.1 电耗分析

超滤系统的电耗主要由提升用电、冲洗用电、辅助设备(阀门、加药泵及空压机等)用电组成。调试期间部分时段超滤系统运行水量为 1 200 m<sup>3</sup>/h,启动 6 套超滤膜组,在此情况下进行用电分析。

超滤系统提升泵 4 用 2 备,单台额定流量 2 600 m<sup>3</sup>/h,额定扬程 270 kPa。在自动运行模式下,程序自动选择启动 2 台水泵,如要 1 台水泵运行,需将运行模式设置到手动状态,系统无法自动运行。在流

量为 1 200 m<sup>3</sup>/h 情况下,比较启动 1 台及 2 台水泵的提升电耗,结果见表 1。

表 1 不同超滤提升泵运行台数下的电耗对比

Tab.1 Comparison of power consumption of ultrafiltration lifting pumps with different operating number

水泵数量/台	电机频率/Hz	单膜组进水调节阀开合度/%	总进水压力/MPa	单膜组进水压力/MPa	电耗/(kW·h)	提升单耗/(kW·h·m <sup>-3</sup> )
1	30	78	0.065	0.033	56.8	0.047
2	30	30	0.073	0.032	110.1	0.092

由表 1 可知,运行 1 台水泵比 2 台水泵单方水电耗降低 48.41%。在此测试基础上,要求厂家在运行程序上增加了水泵运行台数设定的功能,这样可以在自动运行模式下,根据实际运行效果选择提升泵运行台数,提高超滤系统运行效率。

反冲洗用电与反冲洗频率、反冲洗强度有关。由于调试期间运行负荷较低,炭砂滤池出水水质较好,反冲洗各项参数没有全部按照厂家设定,而是将反冲洗强度降到 100 L/(m<sup>2</sup>·h),反冲洗频率设定为 3 h 一次,每次启动 1 台反冲洗水泵,而且调整为每次反洗清洗 2 套膜组,而不是常规的一套膜组。运行 6 套膜组情况下的各项数据如表 2 所示。

表 2 不同反冲洗膜组套数运行参数的对比

Tab.2 Comparison of operation parameters of different backwashing membrane sets

每次反冲洗膜组数量/套	反冲洗泵频率/Hz	反冲洗流量/(m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	单组超滤膜反冲洗强度/(L·m <sup>-2</sup> ·h <sup>-1</sup> )	24 h 运行反冲洗次数/次	24 h 运行反冲洗消耗总电量/(kW·h)	单组单次反冲洗电量/(kW·h)
1	32	1 120	100	48	120.96	2.52
2	48	2 240	100	24	104.4	2.18

每次冲洗 2 套膜组,一天可以将反冲洗水泵的启动次数减少 1/2,这将大大降低反冲洗水泵机组的运行损耗。另外,由于水泵运行效率提高,冲洗用电全天节省 13.69%。

其他设备的耗电所占比例较小,调试阶段不做详细分析,只记录总用电量。在以上两项试验的基础上分析 24 h 总产水 28 800 m<sup>3</sup>情况下的电量,如表 3 所示。

原设计中超滤系统运行单耗为 0.070 kW·h/m<sup>3</sup>,调试期间通过以上各措施优化运行参数,实际单耗保持在 0.058 kW·h/m<sup>3</sup>左右,明显低于设计目

标。水量负荷低,总体运行压力较低,而且反冲洗参数采用有利于单耗降低的运行设置,但水量负荷较低时也没有规模效益,所以综合判断该超滤系统单耗控制优于设计目标。

表3 运行电耗分析

Tab.3 Analysis of operation power consumption

项目	提升	反冲洗	其他电耗 (空压机等)	总计
电量/(kW·h)	1 363.2	104.4	194.32	1 661.92
单耗/(kW·h·m <sup>-3</sup> )	0.047 3	0.003 6	0.006 7	0.057 6
占比/%	82.03	6.28	11.69	100.00

### 3.2 药耗分析

石景山水厂超滤系统进水设计了次氯酸钠、三氯化铁投加,以分别达到氧化杀菌控制膜丝微生物及有机物污染、微絮凝实现进水胶体脱稳的目的。运行初期,炭砂滤池出水水质较好,COD<sub>Mn</sub>低于2 mg/L,浊度低于0.2 NTU,自调试起一年多以来,始终未投加次氯酸钠、三氯化铁,超滤系统运行也非常稳定,据此可以判断正常运行时无需投加药剂,只有在炭砂滤池出水水质较差时需要投加。

该系统原设计CEB分为碱洗和酸洗两个过程,碱洗投加氢氧化钠(NaOH)和次氯酸钠(NaClO),酸洗投加柠檬酸。调试期间,超滤跨膜压差一直维持在较低状态(20 kPa以下),出水水质稳定,说明超滤膜污染较轻,参考其他水厂的经验,将CEB调整为仅使用次氯酸钠清洗。清洗试验分2种:全CEB(NaOH 4 kg、NaClO 10 kg、柠檬酸 9.92 kg);简化CEB(NaClO 10 kg)。膜浸泡前后出水水质和化学加

强反洗前后跨膜压差的变化如表4所示。

表4 膜浸泡前后出水水质和化学加强反洗前后跨膜压差的变化

Tab.4 Changes of effluent quality before and after membrane immersion and transmembrane pressure before and after CEB

工艺	阶段	浊度/ NTU	COD <sub>Mn</sub> / (mg·L <sup>-1</sup> )	pH	铁/ (mg·L <sup>-1</sup> )	铝/ (mg·L <sup>-1</sup> )	跨膜压 差/kPa
全	浸泡前	0.027	1.58	8.15	<0.05	0.026	28
CEB	浸泡后	0.024	1.31	8.06	<0.05	0.021	22
简化	浸泡前	0.025	1.44	8.11	<0.05	0.030	27
CEB	浸泡后	0.024	1.42	7.99	<0.05	0.028	22

试验结果表明,在超滤膜丝污染较轻的情况下,单独NaClO的加强反洗已能满足要求,而NaClO是水厂常规药剂,价格便宜,易得易用,所以在正常情况下,初步规定在超滤系统运行负荷≤50%时,每季度进行一次简化CEB;运行负荷>50%时,每月进行一次简化CEB;根据实际运行情况,进行全CEB清洗。

在此运行状态下,短期不需进行CIP,其药耗不做分析。

### 3.3 水质分析

超滤系统作为进清水池之前最后一道处理单元,其处理效果直接决定了出厂水的品质。超滤本质是一种强化过滤的技术,基本不发生生物、化学反应,设计要求出水浊度<0.1 NTU,颗粒数(粒径≥2 μm)<50 个/mL,藻类、细菌、“两虫”、病毒去除率均达到99.99%。石景山水厂超滤系统实际生产中平均水质指标统计见表5。

表5 超滤系统出水水质

Tab.5 Effluent quality of ultrafiltration system

项目	浊度/NTU	COD <sub>Mn</sub> /(mg·L <sup>-1</sup> )	NH <sub>3</sub> -N/(mg·L <sup>-1</sup> )	菌落总数/(CFU·mL <sup>-1</sup> )	藻类/(10 <sup>4</sup> 个·L <sup>-1</sup> )	铁/(mg·L <sup>-1</sup> )	铝/(mg·L <sup>-1</sup> )
原水	1.941	1.85	0.04	630	1 327.42	<0.05	<0.008
炭砂滤池出水	0.102	1.19	0.03	39	21.3	<0.05	0.034
超滤系统出水	0.048	0.96	0.03	3	0.23	<0.05	0.032

注: 超滤相比原水,对浊度、COD<sub>Mn</sub>、NH<sub>3</sub>-N、菌落总数、藻类的去除率分别为97.53%、48.11%、25.00%、99.52%、99.98%;超滤相比滤池,对浊度、COD<sub>Mn</sub>、NH<sub>3</sub>-N、菌落总数、藻类、铝的去除率分别为52.94%、19.33%、0.00%、92.31%、98.92%、0.20%。

由于原水水质较好,没有“两虫”及病毒污染问题,所以此两项指标没有检测,在线颗粒计数仪颗粒(≥2 μm)数保持为0个/mL。以表5中7项水质指标计,由于滤池出水的各项指标较好,菌落总数和藻类相比滤池出水未达到99.99%,但其数值非常低,满足其工艺段出水水质要求,说明超滤系统过

滤性能良好。COD<sub>Mn</sub>、铝指标均有一定程度的降低,说明超滤系统对此类指标也有一定的去除作用,但降幅不是很大,对氨氮则几乎没有去除效果,说明虽然超滤膜过滤孔径为20 nm,但对分子级的物质基本没有拦截能力。

石景山水厂原水水质较好,工艺运行正常,超

滤系统在初期运行一年多的时间里,进水水质稳定,出水水质达到设计要求。

#### 4 结论

石景山水厂超滤系统调试经验总结如下:

① 清洗超滤膜丝保护液应多次浸泡,大流量冲洗,且应以浸泡后冲洗水 $\text{COD}_{\text{Mn}}$ 低于3 mg/L为标准。

② 超滤系统运行状态频繁切换,其附属管道较为复杂,特别容易形成“水锤”效应。在运行初期应注意观察各设备设施的运行状态,及时发现“水锤”问题,采取措施消除造成“水锤”的条件,以免导致设备及管路的损坏。

③ 超滤系统在运行初期,应分析压力、流量、水质、电耗等运行参数及指标,以利于掌握超滤系统实际性能,可以采用优化提升及反冲洗模式的方案,降低单方水电耗。

④ 将压力式超滤系统设置在过滤工艺之后,在过滤工艺正常运行的情况下,超滤进水水质良好,膜污染程度较轻,可以简化化学清洗流程,降低化学清洗频率。

#### 参考文献:

- [1] 邹琳,李臻,笄跃武,等.超滤膜工艺优化与运行维护管理[J].中国给水排水,2015,31(24):116-122.  
ZOU Lin, LI Zhen, DA Yuewu, *et al.* Technique optimization and operation maintenance of ultrafiltration membrane process [J]. China Water & Wastewater, 2015, 31(24):116-122(in Chinese).
- [2] 于海宽,李星,周志伟,等.大型超滤水厂PVC和PVDF膜运行特性差异与优化[J].中国给水排水,2021,37(1):28-33.  
YU Haikuan, LI Xing, ZHOU Zhiwei, *et al.* Operation characteristics and optimization of PVC and PVDF membranes in full-scale uptration drinking water treatment plant [J]. China Water & Wastewater, 2021, 37(1):28-33(in Chinese).
- [3] 王旭亮,李宗雨,董泽亮,等.超滤过程的膜污染和运行条件优化[J].工业用水与废水,2019,50(2):1-4.  
WANG Xuliang, LI Zongyu, DONG Zeliang, *et al.* Membrane fouling and operation condition optimization during ultrafiltration [J]. Industrial Water & Wastewater, 2019, 50(2):1-4(in Chinese).
- [4] 杨忠盛,芦敏,袁东星,等.活性炭结合超滤及纳滤工艺深度处理饮用水的中试研究[J].给水排水,2011,37(5):29-34.  
YANG Zhongsheng, LU Min, YUAN Dongxing, *et al.* Pilot study of integrated process of activated carbon-ultrafiltration-nanofiltration for advanced water treatment [J]. Water & Wastewater Engineering, 2011, 37(5):29-34(in Chinese).
- [5] 夏端雪,幸凯,马永恒,等.超滤膜对水中颗粒物的去除效果研究[J].给水排水,2011,37(S1):19-22.  
XIA Duanxue, XING Kai, MA Yongheng, *et al.* Study on particle removal by ultrafiltration membrane [J]. Water & Wastewater Engineering, 2011, 37(S1):19-22(in Chinese).
- [6] KONIECZNY K, SAKOLB D, PLONKA J, *et al.* Coagulation-ultrafiltration system for river water treatment [J]. Desalination, 2009, 240(1/3):151-159.

作者简介:方帷韬(1981-),男,河北怀来人,硕士,高级工程师,主要从事水厂建设及运营工作。

E-mail:fangweitaotao29106@sohu.com

收稿日期:2024-02-18

修回日期:2024-07-22

(编辑:衣春敏)