

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2021.07.012

再生水厂混凝沉淀—微滤协同运行优化研究

何楠¹, 王睿^{1,2}, 彭柱¹, 高洁³, 白璐³, 田一梅¹

(1. 天津大学 环境科学与工程学院, 天津 300072; 2. 山东省环科院环境工程有限公司, 山东 济南 250013; 3. 天津中水有限公司, 天津 300221)

摘要: 为解决再生水厂混凝沉淀—微滤工艺经验运行存在的问题, 搭建中试系统以模拟实际运行工况, 进行协同运行优化研究。在建立沉淀池出水浊度模型、浸没式连续微滤系统(CMF)跨膜压差增长模型和 CMF 反洗恢复率模型的基础上, 以投药量和过滤周期为调控变量, 建立了系统运行状态最佳和运行成本最低的多目标优化模型。通过中试系统经验运行与模拟优化运行的对比试验、不同过滤周期连续运行试验(以考察不同过滤周期对反洗及膜污染的影响)和水厂的生产性试验, 确定了水厂优化运行方案。结果表明, 在满足处理要求的前提下, 通过优化混凝剂、预氯化剂投加量和延长过滤周期(由 30 min 延长至 40 min), 使该工艺段单位成本降低了 19.50%, 同时各单元处理效能得到充分发挥。

关键词: 再生水厂; 混凝沉淀; 微滤; 建模; 优化运行

中图分类号: TU992 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2021)07-0085-07

Optimization of Collaborative Operation of Coagulation – Sedimentation and Microfiltration in Reclaimed Water Treatment Plant

HE Nan¹, WANG Rui^{1,2}, PENG Zhu¹, GAO Jie³, BAI Lu³, TIAN Yi-mei¹

(1. School of Environmental Science and Engineering, Tianjin University, Tianjin 300072, China;
2. Environmental Engineering Co. Ltd. of Shandong Academy of Environmental Sciences, Jinan 250013, China; 3. Tianjin Water Recycling Co. Ltd., Tianjin 300221, China)

Abstract: To solve the problems existing in experience operation of coagulation – sedimentation and microfiltration process in a reclaimed water treatment plant, a pilot system was built to simulate the actual operating conditions, and optimization of the collaborative operation was conducted. Based on the establishment of the sedimentation tank effluent turbidity model, transmembrane pressure growth model of submerged continuous microfiltration system (CMF) and CMF backwashing recovery rate model, the dosage and filtration cycle were used as control variables, and a multi-objective optimization model was established to realize the best operational condition and the lowest operational cost of the system. The optimal operation plan of the reclaimed water treatment plant was determined through the comparative test between the experimental operation and simulation optimization operation of the pilot system, continuous operation test of different filtration cycles (to examine the effect of different filtration cycles on the backwash and membrane fouling) and production test of the reclaimed water treatment plant. On the

premise of meeting the treatment requirements, the per cost of the process was reduced by 19.50% through optimizing the coagulant dosage, pre-chlorination and prolonging the filtration cycle (from 30 min to 40 min), and the treatment efficiency of each unit was fully utilized.

Key words: reclaimed water treatment plant; coagulation and sedimentation; microfiltration; modeling; operation optimization

目前,水资源不足已成为全球性问题。再生水利用是一种有效的解决方法,可以显著减少淡水资源的使用。再生水处理工艺主要有混凝沉淀、过滤、高级氧化、人工湿地和膜法^[1]。随着微滤、超滤和纳滤膜开发技术日趋成熟,膜处理工艺的应用越来越多^[2-4]。

然而,尽管再生水厂的处理工艺不断改进,却仍采用经验运行。以混凝沉淀—微滤处理系统为例,在混凝沉淀段,为降低沉淀池出水浊度,往往会加大混凝剂投量;在微滤段,为减少跨膜压差增长,减缓膜污染,过滤周期常临近下限。显然,这种运行方式只孤立地考虑各处理单元,导致部分单元处理能力不能充分利用,各单元之间负荷关系不协调,系统运行成本高。经验运行缺乏将处理系统作为一个整体的综合考虑,不符合系统论的整体思想。

为解决处理工艺经验运行带来的问题,本研究以再生水厂混凝沉淀—微滤工艺为例,在对混凝沉淀—微滤运行状态定量分析的基础上,以各单元协调运行、减小系统运行费用为目标,建立了系统运行优化模型,经中试系统经验运行与模拟优化运行对比试验、微滤系统连续运行试验后,进行了水厂实际处理工艺的生产性试验,其结果验证了优化运行效益并确定了水厂优化运行方案。

1 试验装置

实现系统运行优化,首先需以大量的、不同运行工况的运行数据为基础建立系统运行数学模型。依照天津市某再生水厂处理工艺和运行参数,设计搭建一套处理规模为 $72 \text{ m}^3/\text{d}$ 的混凝沉淀—浸没式连续微滤(CMF)中试系统(见图1),以模拟不同工况下水厂运行状态。

污水厂二级出水经泵提升后依次流入机械混合池、机械絮凝池和斜管沉淀池,再经 $500 \mu\text{m}$ 的滤网过滤后进入膜池,处理后再流入下一处理单元。混合池停留时间为 60 s,搅拌强度 G 为 $400 \sim 500 \text{ s}^{-1}$;四级絮凝池的停留时间为 15 min,搅拌强度分别为 $60 \sim 70$ 、 $20 \sim 35$ 、 25 、 15 s^{-1} ;沉淀池停留时间为 30

min。采用聚合氯化铝(PAC)作为混凝剂,同时投加次氯酸钠(NaClO)进行预氯化。浸没式连续微滤膜分离池由两个 Memcor 公司生产的 S10 子膜柱构成,采用恒流负压抽吸出水,有效容积为 0.29 m^3 。微滤系统的运行包括过滤、反洗、化学加强反冲洗(CEBW)和化学在线清洗(CIP)。其中,过滤:运行周期为 30 min,最大跨膜压差为 85 kPa;反洗:采用气水联合反冲洗,气洗 30 s、气水反洗 15 s;运行 132 个周期进行化学加强反洗,运行 594 个周期进行化学在线清洗。微滤系统运行过程由 PLC 自控系统操控。中试系统的处理流程、运行参数、投加药剂品种均与水厂实际运行保持一致。其中,混凝的搅拌强度是经中试系统优化试验及水厂实际运行检验后确定的^[5]。

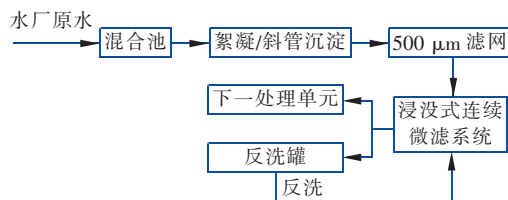


图1 混凝沉淀—微滤工艺流程

Fig. 1 Flow diagram of coagulation-sedimentation and microfiltration process

2 系统运行状态建模

分析混凝沉淀—微滤整体工艺可知,其处理过程的机理复杂,运行参数众多,各参数间相互影响又相互制约,鉴于目前尚难建立白箱模型,故通常采用灰箱模型对其运行状态进行动态模拟。因此,选择独立的运行参数作为控制变量,根据大量运行数据的回归分析,建立混凝沉淀、微滤的数学模型。

2.1 混凝沉淀处理单元建模

对于混凝沉淀单元,PAC 和 NaClO 投加量均对其处理效果有影响^[6]。两者随原水水质、水量的变化而变化,相应地,沉淀池出水浊度也随之改变,且将进一步影响微滤膜过滤。因此,沉淀池出水浊度是联系混凝沉淀与微滤系统的中间参数,不仅反映了混凝沉淀效果,更直接影响到 CMF 的运行情况,

并与系统运行费用密切相关,对优化运行很关键。因此,需确定沉淀池出水浊度与各调控参数的相互关系,通过改变调控参数使沉淀池出水浊度最优。故以原水浊度、PAC 投加量和 NaClO 投加量作为影响因素,借助 Origin 非线性拟合根据表 1 建立沉淀

表1 沉淀池出水浊度模型数据

Tab.1 Model data of effluent turbidity of sedimentation tank

沉淀池出水浊度/NTU	0.69	0.74	0.50	1.02	0.77	0.53	1.17	0.77	0.52
原水浊度/NTU	2.57	3.78	4.65	5.91	5.91	5.91	6.56	6.56	6.56
PAC 投加量/(mg·L ⁻¹)	8	10	12	8	12	16	8	12	16
NaClO 投加量/(mg·L ⁻¹)	4	6	8	7	4	6	8	5	7

经模型相关性分析,沉淀池出水浊度与原水浊度、PAC 投加量和 NaClO 投加量的偏相关系数分别为 0.911、-0.962 和 -0.209,表明所选参数与出水浊度间的变化规律符合混凝沉淀理论。其中,沉淀池出水浊度与原水浊度和 PAC 投加量在 0.05 水平下存在显著的相关关系(p 值分别为 0.004、0.000 5)。模型拟合的复相关系数 $R=0.961$,说明模型拟合精度较高。建立沉淀池出水浊度模型有利于在原水水质发生变化时,及时调控投药量来保证混凝沉淀及后续 CMF 的正常运行,控制 CMF 的膜污染。

2.2 微滤处理单元建模

2.2.1 CMF 跨膜压差增长建模

微滤单元的运行状态主要受沉淀池出水浊度和过滤周期的影响,同时被 CMF 出水浊度限值所制

表2 CMF 跨膜压差增长模型数据

Tab.2 Model data of CMF transmembrane pressure growth

TMP 增长量/kPa	4.03	3.07	3.49	3.92	5.51	5.61	5.88	5.75	5.09	5.98	5.97	6.52	6.95	8.13
过滤周期/min	30	30	30	30	40	40	40	40	40	50	50	50	50	50
沉淀池出水浊度/NTU	0.57	0.28	0.38	0.47	0.79	0.70	0.89	0.75	0.86	0.96	1.29	1.46	1.64	1.93
CMF 出水浊度/NTU	0.23	0.11	0.14	0.14	0.28	0.17	0.34	0.10	0.16	0.13	0.24	0.16	0.28	0.13

经模型相关性分析,CMF 跨膜压差增长模型中,TMP 增长量与沉淀池出水浊度、过滤周期和 CMF 出水浊度的偏相关系数分别为 0.655、0.472 和 0.102。表 2 及偏相关系数均表明 CMF 出水浊度对跨膜压差增长量影响不大,故从模型剔除,并重新拟合得到式(3),该式中 TMP 增长量与沉淀池出水浊度、过滤周期的偏相关系数分别为 0.662 和 0.468,其中,跨膜压差增长量与沉淀池出水浊度在 0.05 水平下存在显著的正相关关系(p 值 = 0.014)。CMF 跨膜压差增长模型拟合的复相关系数 $R=0.948$,表明模型拟合精度高。

$$\Delta \text{TMP} = 2.646 \cdot C_{\text{沉淀池}}^{0.378} \cdot T^{0.209} \quad (3)$$

池出水浊度模型,如式(1)所示。

$$C_{\text{沉淀池}} = 5.384 \cdot C_{\text{原水}}^{0.637} \cdot M_{\text{PAC}}^{-1.128} \cdot M_{\text{NaClO}}^{-0.204} \quad (1)$$

式中: $C_{\text{沉淀池}}$ 、 $C_{\text{原水}}$ 分别为沉淀池出水、原水浊度,NTU; M_{PAC} 、 M_{NaClO} 分别为 PAC、NaClO 投加量,mg/L。

约。沉淀池出水浊度越高,过滤周期越长,微滤膜上截留的污染物质含量越高,导致跨膜压差增长越快。当跨膜压差较大时,及时进行反洗,可以减少过滤过程的能量损耗。此外,水中有机物被认为是造成膜污染的主要物质^[7],也是增大跨膜压差的因素之一,但由于有机物种类繁多,且一般不列入水厂各处理单元日常检测指标。考虑到水厂日常运行管理方便,本研究以沉淀池出水浊度、CMF 出水浊度和过滤周期作为影响因素,根据表 2 的实际运行数据建立了 CMF 跨膜压差增长模型,如式(2)所示。

$$\Delta \text{TMP} = 2.754 \cdot C_{\text{沉淀池}}^{0.394} \cdot C_{\text{CMF}}^{-0.045} \cdot T^{0.177} \quad (2)$$

式中: ΔTMP 为单个过滤周期内跨膜压差增长量,kPa; C_{CMF} 为 CMF 出水浊度,NTU; T 为 CMF 过滤周期,min。

2.2.2 CMF 反洗恢复率建模

膜的反洗恢复效果主要与造成膜不可逆污染的物质有关。沉淀池出水浊度越高、CMF 出水浊度限值越低,膜上截留的污染物就越多,造成不可逆污染的物质相应增多,膜污染就越严重,膜的反洗恢复效果越差;而过滤周期延长,膜上截留的污染物增多,滤膜表面滤饼层的厚度增加,此时滤饼层作为主要的过滤介质阻止不可逆污染物对膜的损害,因此后续增加的膜污染主要为可逆污染,可以通过反洗来恢复^[8]。

为了量化微滤膜的反洗效果,定义浸没式连续微滤系统单个过滤周期反洗恢复率 η ,见式(4)。与

跨膜压差增长建模相同的是,虽然有机物易造成膜的不可逆污染,影响反洗效果,但考虑到有机物尚未列入水厂各处理单元日常检测指标中,因此选取沉淀池出水浊度、CMF出水浊度和过滤周期作为控制变量,根据表3建立CMF反洗恢复率模型,如式(5)所示。

表3 CMF反洗恢复率模型数据

Tab.3 Model data of CMF backwash recovery rate

反洗恢复率/%	29.83	23.38	25.17	38.28	44.15	27.40	28.60	42.78	42.94	47.25
过滤周期/min	30	30	30	40	40	40	40	50	50	50
沉淀池出水浊度/NTU	0.57	0.38	0.62	0.38	0.74	0.47	0.58	1.06	1.03	0.93
CMF出水浊度/NTU	0.21	0.12	0.14	0.14	0.49	0.14	0.09	0.25	0.44	0.40

CMF反洗恢复率模型中,反洗恢复率与沉淀池出水浊度、过滤周期和CMF出水浊度的偏相关系数分别为-0.205、0.732和0.753。反洗恢复率与过滤周期和CMF出水浊度在0.05水平下存在显著的正相关关系(p 值分别为0.039、0.031),而与沉淀池出水浊度呈现较弱的负相关关系。CMF反洗恢复率模型拟合的复相关系数 $R=0.941$,表明模型拟合精度高。模拟结果符合上述分析。由于沉淀池出水浊度直接影响到CMF的跨膜压差和反洗恢复率,故将式(1)分别代入式(3)和式(5),可得式(6)和式(7)。

$$\Delta \text{TMP} = 5.000 \cdot C_{\text{原水}}^{-0.241} \cdot M_{\text{PAC}}^{-0.426} \cdot M_{\text{NaClO}}^{-0.077} \cdot T^{0.209} \quad (6)$$

$$\eta = 2.134 \cdot C_{\text{原水}}^{-0.102} \cdot M_{\text{PAC}}^{0.180} \cdot M_{\text{NaClO}}^{0.033} \cdot C_{\text{CMF}}^{0.270} \cdot T^{0.778} \quad (7)$$

式(6)和式(7)将跨膜压差增长、反洗恢复率与原水浊度、投药量、CMF出水浊度以及过滤周期联系起来,通过调整投药量和过滤周期,来保证混凝沉淀—浸没式连续微滤系统协同运行。需要指出的是,上述两个模型适用于根据水厂日常检测指标建模进行跨膜压差增长、反洗恢复率的预判。

3 系统运行优化模型建立及求解

混凝沉淀—微滤工艺的协同运行优化包括处理工艺运行状态最优和系统运行成本最低。根据原水水质、水量变化,结合各处理单元的特点和出水水质要求,合理调整投药量和过滤周期,在保证出水水质达标的前提下,实现运行状态及运行成本最优,即充分、合理地发挥各处理单元截污能力,又可保证膜反洗恢复效果最好,从而实现混凝沉淀—微滤工艺的协同运行。

$$\eta = \frac{\text{TMP}_{i,\text{末}} - \text{TMP}_{i+1,\text{始}}}{\text{TMP}_{i,\text{末}}} \times 100\% \quad (4)$$

$$\eta = 2.794 \cdot C_{\text{沉淀池}}^{-0.160} \cdot C_{\text{CMF}}^{0.270} \cdot T^{0.778} \quad (5)$$

式中: η 为反洗恢复率,%; $\text{TMP}_{i,\text{末}}$ 为第*i*个过滤周期结束时的跨膜压差,kPa; $\text{TMP}_{i+1,\text{始}}$ 为第*i*+1个过滤周期开始时的跨膜压差,kPa。

3.1 优化模型目标函数

本研究提出混凝沉淀—微滤系统协同运行追求的两个目标:

① 系统日运行费用最小

系统日运行费用主要包括药剂费、微滤系统过滤电费和反洗电费:

$$\begin{aligned} \text{Min} F_{\text{费用}} = & \text{Min} [(k_1 M_{\text{PAC}} + k_2 M_{\text{NaClO}}) \cdot \\ & \frac{nQT}{6 \times 10^4} + k_3 \cdot \frac{T}{60} \sum_{i=1}^n P_i + k_3 \cdot n \cdot \\ & E] \end{aligned} \quad (8)$$

$$P_i = 0.677 (\text{TMP}_{i,\text{始}} + 0.5 \Delta \text{TMP}_{i,\text{max}}) + 0.042t - 10.424 \quad (9)$$

式中: k_1 、 k_2 分别为PAC、NaClO的单价,元/kg; n 为运行周期数; Q 为处理水量, m^3/h ; k_3 为电价,元/(kW·h); E 为单次反洗电耗,为1.146 kW·h; P_i 为第*i*个周期膜池出水变频泵功率的平均值(kW),其值主要受跨膜压差和水温的影响,由中试系统运行数据经拟合建模得到; $\text{TMP}_{i,\text{始}}$ 为第*i*个周期起始跨膜压差,kPa; $\Delta \text{TMP}_{i,\text{max}}$ 为第*i*个周期最大跨膜压差增长量,kPa; t 为微滤膜池水温,℃。

② 微滤膜反洗恢复率最大目标

反洗恢复率越高,反洗后跨膜压差($\text{TMP}_{i,\text{末}} - \text{TMP}_{i+1,\text{始}}$)恢复量越大,反洗效果越好,故提出微滤膜反洗恢复率最大目标:

$$\begin{aligned} \text{Max} \eta = & \text{Max} (2.134 \cdot C_{\text{原水}}^{-0.102} \cdot M_{\text{PAC}}^{0.180} \cdot \\ & M_{\text{NaClO}}^{0.033} \cdot C_{\text{CMF}}^{0.270} \cdot T^{0.778}) \end{aligned} \quad (10)$$

上述多目标函数可采用作商法将其转化为单目标函数求其最小,见式(10)。

$$\text{Min} F = \text{Min} \left(\frac{F_{\text{费用}}}{\eta} \right) \quad (11)$$

3.2 优化模型约束条件

根据前文分析,结合处理工艺各项要求,提出下列约束条件:

① 各处理单元出水水质要求

沉淀池:

$$C_{\text{沉淀池min}} \leq C_{\text{沉淀池}} \leq C_{\text{沉淀池max}} \quad (12)$$

微滤池:

$$C_{\text{CMF}} \leq C_{\text{CMFmax}} \quad (13)$$

② 微滤系统过滤压力要求

单个过滤周期跨膜压差增长量:

$$\Delta \text{TMP}_i \leq \Delta \text{TMP}_{\text{max}} \quad (14)$$

日运行过滤压力:

$$\text{TMP}_{i, \text{始}} + \Delta \text{TMP}_i \leq \text{TMP}_{\text{max}} \quad (15)$$

③ 变量约束

$$M_{\text{PACmin}} \leq M_{\text{PAC}} \leq M_{\text{PACmax}} \quad (16)$$

$$M_{\text{NaClOmin}} \leq M_{\text{NaClO}} \leq M_{\text{NaClOmax}} \quad (17)$$

$$T_{\text{min}} \leq T \leq T_{\text{max}} \quad (18)$$

式中: $C_{\text{沉淀池min}}$ 、 $C_{\text{沉淀池max}}$ 分别为沉淀池出水最小浊度、最大允许浊度,NTU; C_{CMFmax} 为微滤池出水浊度要求,NTU; ΔTMP_i 为第*i*个周期跨膜压差增长

量,kPa; $\Delta \text{TMP}_{\text{max}}$ 为单个过滤周期内跨膜压差最大允许增长量,kPa; TMP_{max} 为最大允许过滤压力,kPa; M_{PACmin} 、 M_{PACmax} 、 M_{NaClOmin} 、 M_{NaClOmax} 分别为PAC最小和最大投加量、NaClO最小和最大投加量,mg/L; T_{min} 、 T_{max} 分别为最小和最大过滤周期,min。

3.3 模型求解及分析

根据再生水厂的技术经济参数和中试系统的运行参数,确定上述模型中各参数的范围:微滤系统的过滤周期分别为30、40和50 min;单个过滤周期内,微滤系统跨膜压差的最大允许增长量为15 kPa;最大允许过滤压力为85 kPa;PAC、NaClO投加量分别为8~16、2~8 mg/L。利用Matlab编程对上述优化模型求解。

表4为5种运行工况的优化结果及其与实际运行工况的比较。

为了描述微滤膜污染的变化情况,定义单个过滤周期内膜污染速率 ξ (单位为kPa/min),如式(19)所示。

$$\xi = \frac{\Delta \text{TMP}_i}{T} \quad (19)$$

表4 参数对比结果

Tab.4 Comparison of parameters

$Q/(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	$C_{\text{原水}}/\text{NTU}$	运行方式	$M_{\text{PAC}}/(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	$M_{\text{NaClO}}/(\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	$C_{\text{沉淀池}}/\text{NTU}$	T/min	$\Delta \text{TMP}/\text{kPa}$	$\xi/(\text{kPa} \cdot \text{min}^{-1})$	$\eta/\%$	产水量/ ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	药剂费/ (元· d^{-1})	反洗电费/(元· d^{-1})	过滤电费/(元· d^{-1})	总费用/(元· d^{-1})	节省费用/%
15	3.31	实际	13	6	0.79	30	3.97	0.13	31.16	224	9.20	39.42	22.72	71.34	12.76
		优化	11	6	0.54	50	4.74	0.09	45.00	275	9.00	24.75	28.49	62.24	
46	4.72	实际	16	6	0.96	30	3.96	0.13	25.87	921	30.94	39.42	58.02	128.38	11.62
		优化	16	3	0.51	50	4.64	0.09	37.63	990	23.81	24.75	64.90	113.46	
87	2.37	实际	14	6	0.73	30	3.55	0.12	31.23	1 844	55.07	39.42	31.99	126.48	20.85
		优化	10	3	0.56	50	4.80	0.10	42.75	1 937	34.22	24.75	41.14	100.11	
117	5.34	实际	14	6	0.60	30	4.31	0.14	24.94	2 519	74.06	39.42	48.03	161.51	18.23
		优化	16	2	0.60	50	4.93	0.10	36.66	2 629	53.28	24.75	54.04	132.07	
281	2.79	实际	6	6	1.91	30	5.29	0.18	35.33	6 209	133.40	39.42	77.23	250.05	22.64
		优化	9	2	0.75	50	5.39	0.11	54.54	6 414	87.25	24.75	81.43	193.43	

① 混凝沉淀优化分析

由表4对比分析可知,在中、低水量负荷时,混凝剂实际投加量过大,可能引发“胶体保护”作用,污染物不能聚集并沉降,导致沉淀池出水浊度升高,同时药剂费增加;在高水量负荷时,实际投药量不足,无法通过吸附架桥作用将污染物团聚,沉淀池出水浊度偏高,加重了微滤单元的负担,过滤电耗增加。通过优化,投药量随原水水质、水量变化进行合理调整,沉淀池出水浊度稳定,节省了大量药剂费。

② 微滤系统优化分析

实际运行工况下,微滤单元跨膜压差增长量小,膜表面滤饼层疏松,对污染物截留效果差,不足以对滤膜起到保护作用,不可逆污染物直接堵塞在膜孔中,不易通过反洗清除,所以膜污染速率快,反洗恢复率低。微滤单元处理能力未得到充分利用,过滤电耗低,同时由于反洗次数多,反洗电耗高。通过优化,将过滤周期延长至50 min,跨膜压差增长量升高,滤饼层变得致密并成为主要过滤介质,后续截留

的物质集中于滤饼层,不可逆污染减小,故膜污染速率减小。因为滤饼层可通过反洗彻底清除,所以增长的跨膜压差大部分可恢复,膜的损害低,反洗恢复率得到提高。经过优化,微滤系统潜力得到充分使用,产水量提高,反洗次数减少,反洗电耗和水耗大幅降低,虽过滤电耗略有上升,但整体费用降低。

4 水厂优化运行方案

4.1 水厂优化运行生产性试验

在中试系统完成上述经验运行与优化模拟对比分析后,又相继完成了过滤周期分别为 30、40 min 的连续运行试验(连续运行 90 个周期),以对比不同过滤周期对处理效果、反冲洗及膜污染的影响。结果表明,不同过滤周期均能保证水质要求,对反冲洗及膜污染的影响见图 2。

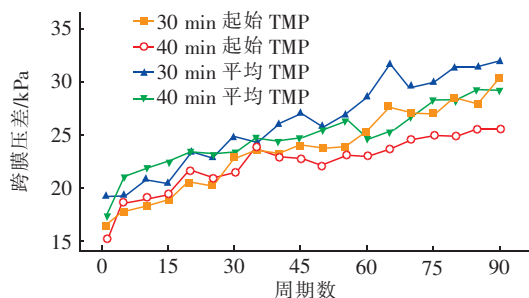


图2 连续试验中跨膜压差的变化

Fig. 2 Variation of transmembrane pressure in continuous test

在连续运行超过 40 个过滤周期后,过滤周期为 40 min 工况的起始和平均 TMP 始终低于 30 min 工

况,膜污染速率明显降低,验证了中试系统优化运行模拟分析结果。过滤周期延长,由于滤饼层的作用,不可逆污染减小,对膜的损害降低,起始跨膜压差增长速率明显降低,且运行过程中平均跨膜压差也减小。由于膜污染无明显增加,微滤系统的化学加强反冲洗(CEBW)和化学在线清洗(CIP)频率保持不变,即运行 132 个周期进行一次化学加强反冲洗、运行 594 个周期进行一次化学在线清洗。由于过滤周期延长至 40 min,使得化学加强反冲洗周期由 66 h 延长至 88 h、化学在线清洗周期由 296 h 延长至 396 h,不仅化学清洗药剂费降低,而且减少了化学清洗对膜的损害,延长了膜的使用寿命。

根据中试结果,水厂进行了不同水质、水量负荷下混凝剂投加量、微滤池不同过滤周期(35、40 min)的生产性试验,并由此确定了混凝沉淀—微滤系统最优运行方案:过滤周期为 40 min,混凝剂(PAC)、预氯化剂(NaClO)投加量则根据原水水质、水量的变化分别在 8~12、3~7 mg/L 范围内调整。

4.2 优化运行效益分析

表 5 为水厂运行参数调整前后的运行成本比较,该再生水厂处理水量为 $2 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。由于过滤周期延长至 40 min,化学加强反冲洗和化学在线清洗次数均明显减少,并且膜污染未明显增加,故药剂投加量保持不变,化学加强反冲洗每次投加 50 L 的 NaClO;化学在线清洗每次投加 100 L 的 NaClO、15 L 柠檬酸和 75 L 盐酸。

表 5 混凝沉淀—微滤工艺运行成本对比

Tab. 5 Comparison of operating costs of coagulation - sedimentation and microfiltration process

项目	产水量/ ($10^4 \text{ m}^3 \cdot \text{a}^{-1}$)	PAC 药剂 费/(万元 $\cdot \text{a}^{-1}$)	氯药剂 费/(万元 $\cdot \text{a}^{-1}$)	CEBW 清 洗次数/ (次 $\cdot \text{a}^{-1}$)	CIP 清洗 次数/ (次 $\cdot \text{a}^{-1}$)	化学清洗 药剂费/ (万元 \cdot a^{-1})	总药剂费/ (万元 \cdot a^{-1})	总电费/ (万元 \cdot a^{-1})	总费用/ (万元 \cdot a^{-1})	单位成 本/(元 \cdot m^{-3})	节省成 本/%
优化前	291.31	4.13	7.11	122	27	2.16	13.40	3.02	16.42	0.056 4	19.50
优化后	297.04	3.56	5.33	91	20	1.61	10.50	3.00	13.50	0.045 4	

分析表 5 可知,混凝沉淀—微滤工艺段中各类药剂费远远大于系统所需电费,究其原因在于微滤采用负压式抽吸方式出水,有效降低了系统的操作压力,使系统能耗大大降低;而优化运行后,由于过滤时间延长、反洗次数减少,致使过滤运行电费增加,反洗电费减少,系统年总电费基本不变。此外,系统在混凝沉淀、微滤处理单元明显节省了药剂费,混凝沉淀段的混凝剂、预氯化药剂费节省 20.91%,微滤段的化学清洗药剂费节省 25.46%,年总药剂

费节省 21.64%,单位成本中混凝沉淀—微滤部分费用降低 19.50%,同时,系统年产水率提升 1.97%。

5 结论

① 以原水浊度、PAC 投加量、NaClO 投加量、沉淀池出水浊度、CMF 出水浊度和过滤周期作为影响因素和控制变量,分别建立了沉淀池出水浊度模型、CMF 跨膜压差增长模型和 CMF 反洗恢复率模型,模型拟合精度高,各变量相关性强。

② 建立了混凝沉淀—微滤系统协同运行成本最小和微滤系统反洗恢复率最大的多目标优化模型,经中试系统优化试验、不同过滤周期膜污染对比试验及水厂相关生产性试验,确定了投药量和微滤过滤周期的最佳运行参数。结果表明,通过优化将过滤周期延长至40 min,同时PAC和NaClO投加范围分别设置为8~12 mg/L和3~7 mg/L,在出厂水质满足用户要求、各处理单元充分发挥处理效能的同时,不仅年产水量提高 $5.73 \times 10^4 \text{ m}^3$,而且显著降低了药剂成本,该工艺段年药剂费节省21.64%、单位成本降低19.50%,具有明显的技术经济效益。

参考文献:

- [1] 吴蕾,张征世. 城市再生水处理工艺[J]. 绿色科技, 2016(10):47-48.
WU Lei, ZHANG Zhengshi. Urban recycled water treatment process [J]. Journal of Green Science and Technology, 2016(10):47-48 (in Chinese).
- [2] 苏烨. 连续膜过滤技术对污水深度处理的应用研究[D]. 天津:天津工业大学,2013.
SU Ye. Research on the Application of Continuous Membrane Filtration Technology to Advanced Wastewater Treatment [D]. Tianjin: Tiangong University, 2013 (in Chinese).
- [3] 刘祥举. 纪庄子再生水厂工艺改造及运行效果[J]. 中国给水排水, 2012, 28(14):71-73, 78.
LIU Xiangju. Process reconstruction and operation efficiency of Jizhuangzi Reclaimed Water Plant [J]. China Water & Wastewater, 2012, 28(14):71-73, 78 (in Chinese).
- [4] 邓建绵,童玲,周振民. 膜分离技术在再生水处理中的应用研究综述[J]. 华北水利水电大学学报(自然科学版), 2015, 36(2):84-88.
DENG Jianmian, TONG Ling, ZHOU Zhenmin. Research overview on the application of membrane separating technology to recycled water treatment [J]. Journal of North China University of Water Resources and Electric Power (Natural Science Edition), 2015, 36(2):84-88 (in Chinese).
- [5] 郭渊明,赵新华,张麟,等. 利用正交试验优化再生水厂混凝沉淀运行参数[J]. 给水排水, 2011, 37(S1):97-100.
GUO Yuanming, ZHAO Xinhua, ZHANG Lin, et al. Orthogonal test to optimize the coagulation process of a reclaimed water plant [J]. Water & Wastewater Engineering, 2011, 37(S1):97-100 (in Chinese).
- [6] 吴云龙,田一梅,刘鸿鹄,等. 预氯化对再生水混凝沉淀/微滤处理效果的影响[J]. 中国给水排水, 2014, 30(17):73-76.
WU Yunlong, TIAN Yimei, LIU Honghu, et al. Effect of prechlorination on coagulation sedimentation and microfiltration in reclaimed water treatment [J]. China Water & Wastewater, 2014, 30(17):73-76 (in Chinese).
- [7] 赵林. 超滤处理BAF工艺出水过程中膜污染特性及控制研究[D]. 北京:清华大学,2015.
ZHAO Lin. Research on Membrane Fouling and Fouling Control during Ultrafiltration of BAF Process Effluent [D]. Beijing: Tsinghua University, 2015 (in Chinese).
- [8] 章丽,田一梅,姜威,等. 浸没式连续微滤用于再生水处理的试验研究[J]. 中国给水排水, 2011, 27(23):64-67, 71.
ZHANG Li, TIAN Yimei, JIANG Wei, et al. Experimental study on submerged continuous microfiltration for reclaimed water treatment [J]. China Water & Wastewater, 2011, 27(23):64-67, 71 (in Chinese).

作者简介:何楠(1994-),男,福建泉州人,硕士研究生,研究方向为再生水处理。

E-mail:henan@tju.edu.cn

收稿日期:2020-07-17

修回日期:2020-08-10

(编辑:任莹莹)