

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2025.07.004

基于浊质粒径分布演变的絮凝沉淀工艺滞后性分析

肖丹^{1,2}, 南军¹, 贺维鹏³, 范雅倩², 林显增²

(1. 哈尔滨工业大学 环境学院, 黑龙江 哈尔滨 150090; 2. 佛山市禅城区供水有限公司, 广东 佛山 528000; 3. 湖南大学 土木工程学院, 湖南 长沙 410082)

摘要: 针对絮凝投药滞后性这一特征,通过检测不同粒径范围的絮体颗粒数在进水条件与投药量变化情况下的趋势及其滞后性,分析了絮体颗粒数分布的时空变化,以实现水厂投药的快速响应,提高其稳定性。研究表明,进水流量的变化可通过15~25 μm 粒径范围内的絮体颗粒数变化迅速反映。当进水流量减小时,絮凝前期水样中15~25 μm 的颗粒数表现出较小的滞后性,在8 min左右,颗粒数量快速减少;而当进水流量增加时,絮凝前期水样中15~25 μm 的絮体颗粒数在4 min后开始增加。在进水浊度突变的情况下,10~15 μm 的絮体颗粒数在絮凝前期也表现出快速变化,滞后性较小,通常在4 min内即可反映进水浊度的突然变化。此外,沉后水浊度去除率与絮凝末期粒径>10 μm 的颗粒数之间具有良好的相关性,该粒径的颗粒数越少,沉后水浊度去除率越高。

关键词: 水厂; 絮凝沉淀; 混凝剂投加量; 浊度; 颗粒粒径分布; 滞后性

中图分类号: TU991 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2025)07-0024-09

Analysis of Lag Effect during Combined Flocculation and Sedimentation Processes Based on Evolution of Turbid Particle Size Distribution

XIAO Dan^{1,2}, NAN Jun¹, HE Wei-peng³, FAN Ya-qian², LIN Xian-zeng²

(1. School of Environment, Harbin Institute of Technology, Harbin 150090, China; 2. Foshan City Chancheng District Water Supply Co. Ltd., Foshan 528000, China; 3. College of Civil Engineering, Hunan University, Changsha 410082, China)

Abstract: In order to address the lag characteristics associated with flocculant dosing, the trends and variations in floc particle numbers across different size ranges were investigated under varying influent conditions and dosages. The analysis emphasized the spatiotemporal changes in floc particle distribution to facilitate rapid dosing responses at water treatment plants, thereby enhancing operational stability. The results indicated that fluctuations in influent flow rate could be quickly reflected by changes in the number of floc particles within the size range of 15–25 μm . Specifically, when the influent flow rate decreased, the number of particles in this size range in the pre-flocculation water demonstrated minimal lag during the early flocculation phase, typically around 8 min, accompanied by a rapid decline in particle numbers. Conversely, when the influent flow rate increased, the number of floc particles in this range in the pre-flocculation water began to rise approximately 4 min into the early flocculation phase. In the

基金项目: 佛山市自筹经费类科技创新项目(2320001006055); 湖南省自然科学基金资助项目(2024JJ5078); 长沙市自然科学基金资助项目(kq2402076)

通信作者: 南军 E-mail: nanjun119@163.com

circumstances of sudden changes in influent turbidity, the number of floc particles in the range of 10–15 μm also exhibited rapid fluctuations during the early flocculation phase, with minimal lag, generally reflecting abrupt changes in influent turbidity within 4 min. Moreover, a strong correlation existed between the turbidity removal rate after sedimentation and the number of particles greater than 10 μm at the conclusion of flocculation, and a lower count of particles exceeding 10 μm was associated with higher turbidity removal rates.

Key words: water treatment plant; flocculation and sedimentation; coagulant dosage; turbidity; particle size distribution; lag effect

当前,我国大部分水厂仍选用混凝-沉淀-过滤-氯消毒常规处理工艺^[1-3],根据现行的《室外给水设计标准》(GB 50013—2018),絮凝反应时间宜在15~30 min,沉淀时间可为1.5~3.0 h。由此可推知,投加混凝剂至沉淀池出水之间会存在较长的时间间隔。然而,大多数水厂的混凝投药仍仅关注沉后水浊度,将该指标作为投药控制的主要依据,却忽略了上述滞后特性的影响,即不同运行条件下出水水质的变化可能具有一定的时间滞后性和周期性,这将严重影响投药系统的稳定性^[4-5],导致投药系统在实际应用中存在较大的偏差。

关于水厂混凝投药控制的研究,多数关注的是混凝剂投加控制方法的优化,如基于人工经验的目测法和烧杯实验法、基于经验模型的数学模型法^[6]、基于絮凝特性参数的透光率脉动法和流动电流法以及基于人工智能的复合控制方法^[7]等。这些研究旨在实现混凝剂的精准投加,但关于混凝沉淀全流程滞后特性分析涉及较少,势必会严重影响混凝剂投加的精准性以及水厂的节能降耗运行效果。水厂原水水质常受季节性变化及极端天气影响^[3],且进厂流量往往与泵组开停控制、清水池液位以及用水高低峰等因素相关,以上情况可能导致水质或流量的突变,因此研究原水水质及运行条件的突变引起的浊质颗粒分布、出水水质等的滞后表现极为关键,这将有助于确保水厂有效投药,快速响应突变,提高水厂的抗风险能力,实现绿色低碳运行。

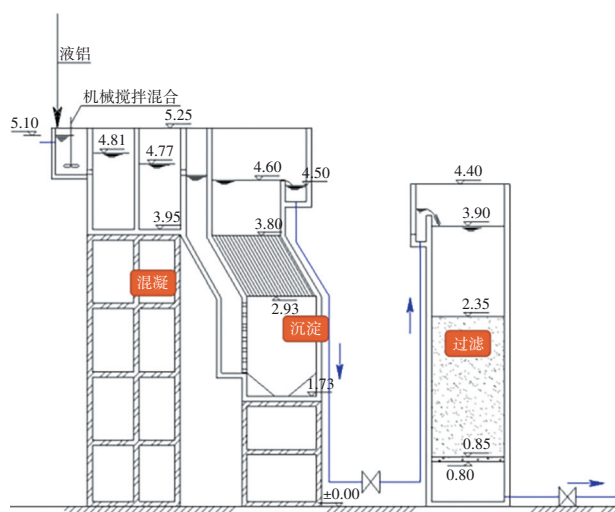
基于此,通过开展一系列模型水厂实验,借助颗粒计数仪监测絮凝沉淀运行过程中各粒径范围的浊质颗粒的时空变化,在考察进水流量、进水浊度、混凝剂投量对颗粒粒径分布影响的基础上,通过分析突然改变进水浊度、流量、混凝剂投量一次及两次条件下颗粒形态变化过程的滞后性特征,探

索混凝-沉淀-过滤工艺中影响出水水质的关键中间指标,以实现混凝剂投加的精准控制。

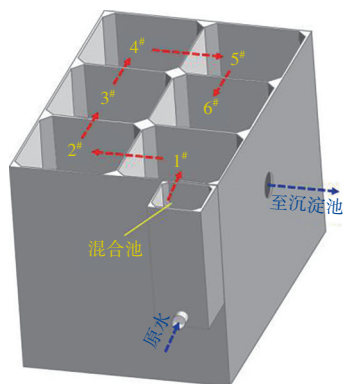
1 模型水厂概况

在水处理技术领域,相关研究人员将模型水厂广泛应用于水质监测、污染控制、水处理工艺优化等方面^[8],并借助模型水厂进行水处理技术研究、工艺优化和新型设备研发等工作^[9]。通过模拟实际水厂的运行过程,研究人员可以评估不同处理工艺的效果,优化处理参数,提高出水水质^[10]。本研究采用的模型水厂按缩小比例模拟了实际水厂构筑物,且符合几何相似、运动相似和动力相似准则。更为重要的是,该模型水厂能够通过可调参数实现对各个工艺环节的精确控制,准确反映混凝-沉淀-过滤过程中的颗粒物形态变化特征,其结果能够有效指导实际水厂的运行。

模型水厂整个流程包括加药和水质调节系统、机械搅拌絮凝池、斜管沉淀池和石英砂滤池。水厂原水通过提升泵进入模型水厂处理设施,其水力连接如图1(a)所示。其中,高岭土、混凝剂等经过计量泵进入混合池。机械搅拌絮凝池的混合池尺寸为0.30 m×0.30 m×0.75 m,有效水深为0.50 m,设有直径为0.15 m的三叶涡轮搅拌桨;六格絮凝池尺寸均为0.60 m×0.60 m×1.30 m,有效水深为0.80 m,每格池内设有直径为0.30 m的三叶涡轮搅拌桨,机械搅拌絮凝池内部流向见图1(b)。斜管沉淀池的尺寸为0.67 m×1.80 m×3.50 m,安装管径为25 mm、角度为60°的蜂窝斜管,沉淀池出水由管径为75 mm的不锈钢管输送到石英砂滤池。石英砂滤池的尺寸为0.89 m×1.05 m×4.40 m;承托层砾石粒径为2~4 mm,厚度为50 mm;石英砂粒径为1.1~1.3 mm,厚度为1.50 m;正常滤速为1.5~2.7 mm/s,过滤周期为8~12 h,反冲洗方式为气水联合反冲洗。



a. 构筑物连接示意



b. 机械搅拌絮凝池内水流方向

图1 模型水厂流程

Fig.1 Process of model water treatment plant

基于模型水厂的自动控制系统终端,可通过电脑远程控制机械搅拌机的转速、水泵开启的频率和时间以及阀门的开合,进行机械絮凝池搅拌强度、进水流量和投药量的灵活调控,实现模型水厂的稳定运行。

2 材料与方法

2.1 水样调配

2.1.1 实验水样配制

对于实际水厂经过预处理后的原水(浊度为8~10 NTU),通过投加不同含量的高岭土溶液和腐殖酸溶液配制成不同浊度的实验水样。具体配制过程如下:将用于控制浊度的计量泵流量设置为8.6 L/h,通过计量泵将含有222、400、666和1 000 g高岭土的浊度调节溶液注入进水管,分别获得浊度为14~16、18~20、23~25和30~33 NTU的原水。同时,

分别称取80、115、175和265 g腐殖酸倒入腐殖酸溶液罐,用0.05 mol/L的氢氧化钠溶液溶解后,使用盐酸调节溶液的pH至中性,然后加自来水至75 L,得到不同浓度的腐殖酸溶液。

2.1.2 混凝剂储备液配制

根据实验需求,分别量取600、850、1 133、1 700、2 266和3 400 mL聚合氯化铝(PACl)混凝剂(实际水厂使用的是 Al_2O_3 含量为6%的PACl溶液)倒入溶液罐,加自来水至75 L并使用搅拌桨不断搅拌,以固定进水流量为 $6 \text{ m}^3/\text{h}$ 计,将投药计量泵流量设置为8.6 L/h,可对应设置PACl投加量(以 Al_2O_3 含量为28%计)为2.65、3.75、5.75、10和15 mg/L。

2.2 实验方法

2.2.1 改变进水流量实验

将絮凝池搅拌器转速设置为72 r/min,通过投加高岭土溶液使进水浊度稳定在18~20 NTU,并根据进水流量通过调整计量泵流量控制PACl投药量为7.5 mg/L(以 Al_2O_3 含量为28%计),控制进水流量分别为5、6、7、8和 $9 \text{ m}^3/\text{h}$,运行稳定后,通过在线设备记录沉后水浊度、滤后水浊度以及第2、4、6格絮凝池出水(分别代表絮凝前期、中期和末期)和滤后水颗粒数。

进水流量改变一次实验:运行分为两个阶段,第一阶段以 $6 \text{ m}^3/\text{h}$ 的进水流量运行3~5 h后进行第2阶段,第2阶段进水流量为 $5 \text{ m}^3/\text{h}$,运行3~5 h。

进水流量改变两次实验:运行分为三个阶段,第一阶段以 $6 \text{ m}^3/\text{h}$ 的进水流量运行3~5 h后进行第2阶段;第2阶段控制进水流量为 $7.5 \text{ m}^3/\text{h}$,稳定运行3~5 h后进行第三阶段;第三阶段控制进水流量为 $8.5 \text{ m}^3/\text{h}$,稳定运行3~5 h。

2.2.2 改变进水浊度实验

设置絮凝池搅拌器转速为72 r/min,控制进水流量为 $6 \text{ m}^3/\text{h}$,固定PACl投加量为7.5 mg/L(以 Al_2O_3 含量为28%计),调控原水浊度为8~12、14~16、18~20、23~25、27~29和30~33 NTU,运行稳定后,通过在线设备记录数据。

进水浊度改变一次实验:运行分为两个阶段,第一阶段为水厂预处理原水,第2阶段将原水浊度调控为18~20 NTU,两个阶段各运行3~5 h。

进水浊度改变两次实验:运行分为三个阶段,第一阶段为水厂预处理原水,第2阶段将原水浊度调控为18~20 NTU,第三阶段将原水浊度调控为

30~33 NTU,各阶段均运行3~5 h。

2.2.3 改变混凝剂投量实验

设置絮凝池搅拌器转速为72 r/min,控制进水流量为6 m³/h,在18~20 NTU实验水样以及水厂预处理后原水中控制PACl投加量分别为2.65、5、7.5、10和15 mg/L(以Al₂O₃含量为28%计),运行稳定后通过在线设备记录数据。

混凝剂投量改变一次实验:共分为两个阶段,PACl投量分别为7.5、3.75 mg/L,各运行3~5 h。

混凝剂投量改变两次实验:共分为三个阶段,PACl投量分别为2.65、5、7.5 mg/L,各运行3~5 h。

2.3 水质指标分析

为了了解颗粒物的时空演变过程,采用美国CHEMTRAC公司PC3400型颗粒计数仪(检测粒径范围为2~750 μm,运行流速设置为75 mL/min,温度宜在0~50 ℃)监测絮凝池出水、沉后水及砂滤池出水的总颗粒数和粒径分布,采用德国Lovibond公司的PTV1000在线浊度仪(量程为0.000 1~100 NTU,精度为±2%,运行流速设置为75 mL/min,温度宜在0~50 ℃)实时监测原水、沉后水和滤后水的浊度。

3 结果与讨论

3.1 不同进水条件下颗粒粒径分布变化

在不同絮凝条件下,沉后水剩余浊度与颗粒数的变化规律相似,但是二者的关系并不是一一对应的,当絮凝条件改变时,不同粒径范围的颗粒对沉后水剩余浊度的贡献不同。为直观地反映絮凝单元的颗粒变化情况,监测并记录整个絮凝阶段各粒径范围的颗粒数量,以及不同运行条件下对应的沉后水浊度,并进行分析。

3.1.1 进水流量的影响

进水流量是导致水流流态发生变化的直接原因之一,影响着颗粒之间的碰撞几率。在模型水厂中,固定进水浊度在18~20 NTU左右,混凝剂投量为7.5 mg/L,改变进水流量,絮凝过程中2~5、5~10、>10 μm的颗粒数和沉后水浊度去除率的变化情况如图2所示。其中,各进水流量对应的三个并列柱状图分别为絮凝池第2格、第4格和第6格中的颗粒数量。由图2可以看出,随着絮凝的进行,颗粒总数与各粒径范围的颗粒数量都逐渐增多,表现为2~5 μm颗粒数增长量最小,在进水流量为5 m³/h时,2~5 μm颗粒数由3 004个/mL增长至3 635个/mL,而粒

径>10 μm颗粒数增长量最大,在进水流量为9 m³/h时,粒径>10 μm颗粒数由17 482个/mL逐渐增长至19 246个/mL。随着进水流量的提高,颗粒总数变化幅度不大,絮凝末期粒径>10 μm颗粒数呈先增多后减少的趋势,在进水流量为5 m³/h时粒径>10 μm颗粒数为19 268个/mL;在进水流量为7 m³/h时最多,为19 718个/mL。这是由于进水流量过低会减弱搅拌桨对水流的带动作用,致使水体的紊动能降低和混合能力下降,絮凝效果变差。当进水流量达到9 m³/h时,进水流速加快,水体紊动加强,使得絮凝末期絮体的破碎程度加剧。沉后水浊度去除率表现出与粒径>10 μm颗粒数相反的变化趋势,说明粒径>10 μm的颗粒与沉后水浊度去除率可能具有一定的相关性,McTigue等^[11]应用颗粒计数仪探究实际水厂的效能时也发现,粒径<10 μm的颗粒无法完全通过浊度这一指标反映出来。

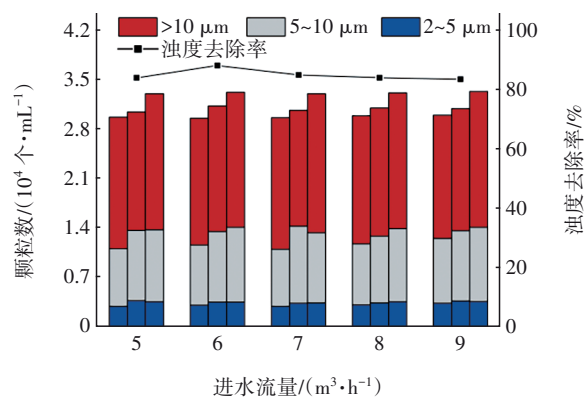


图2 不同进水流量下的颗粒分布和沉后水浊度去除率

Fig.2 Particle size distribution and turbidity removal rate after sedimentation at different influent flow rates

3.1.2 进水浊度的影响

固定进水流量为6 m³/h、混凝剂投加量为7.5 mg/L,改变进水浊度,絮凝过程中不同粒径颗粒数和沉后水浊度去除率的变化如图3所示。在不同进水浊度下,颗粒总数及其变化趋势基本相似,都随着絮凝的进行逐渐增多,总体保持在29 000个/mL以上的水平,絮凝池的各格都表现出粒径>10 μm的颗粒数最多,2~5 μm颗粒数最少的现象。当进水浊度为11 NTU时,随着絮凝的进行,各粒径范围的颗粒数量均增多,与絮凝前期相比,絮凝中期只有5~10 μm颗粒数量增多。当进水浊度增大为15 NTU时,2~5 μm颗粒占比更小,而粒径>10 μm颗粒占比更大,且该比例随絮凝的进行而增长。当进水浊度

增大到24、36 NTU时,2~5 μm 和5~10 μm 颗粒的数量进一步减少,粒径>10 μm 颗粒的数量进一步增多,在总颗粒中占比均超过60%,粒径>10 μm 颗粒的数量在絮凝过程中增幅最大。Li等^[12]在研究高浊度原水的絮凝中发现,当进水浊度较大时,絮凝进行的速度更快但絮体不稳定,在中等搅拌强度下就会破碎,导致在絮凝初期大颗粒数量增多。同时,这说明进水中粒径>10 μm 的颗粒对浊度的贡献最大,提高进水浊度会增加水中大颗粒的占比。

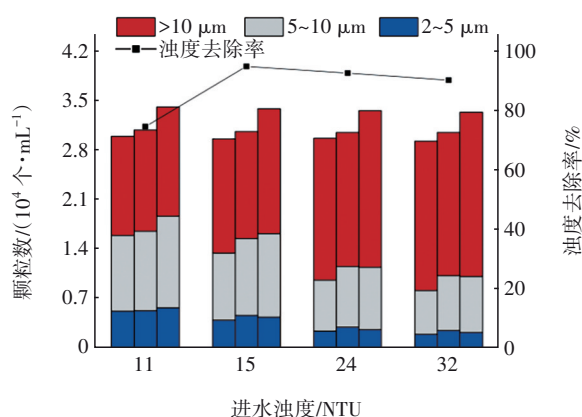


图3 不同进水浊度下的颗粒分布和沉后水浊度去除率

Fig.3 Particle size distribution and turbidity removal rate after sedimentation at different influent turbidities

3.1.3 混凝剂投加量的影响

控制进水流量为6 m³/h、浊度稳定在18~20 NTU左右,考察PACl投加量对絮凝过程中不同粒径颗粒数和沉后水浊度去除率的影响,结果见图4。

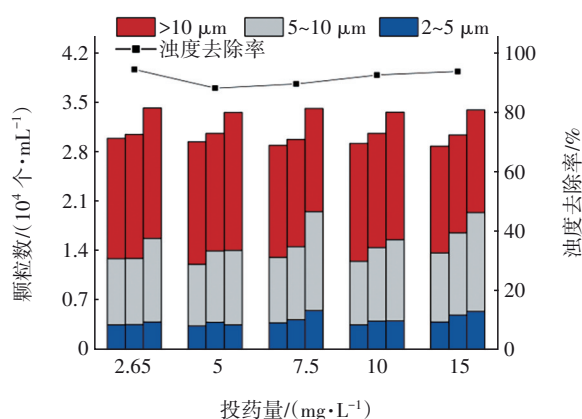


图4 不同投药量下的颗粒分布和沉后水浊度去除率

Fig.4 Particle size distribution and turbidity removal rate after sedimentation at different coagulant dosages

随着投药量的增大,颗粒总数出现了波动但是变化幅度不大,2~5 μm 和5~10 μm 颗粒数占比越来越大,粒径>10 μm 颗粒数占比越来越小。2~5 μm

和5~10 μm 颗粒数随着絮凝的进行呈增多趋势,大投药量下2~5 μm 颗粒数量增幅更大。而粒径>10 μm 颗粒数在较大投药量下更少,如投药量为15 mg/L时,絮凝末期粒径>10 μm 的颗粒数仅为14 564个/mL,比投药量为2.65 mg/L时少4 000个/mL。通过沉后水浊度去除率曲线可以看出,曲线先下降后上升,在投药量大于5 mg/L时,其变化趋势与粒径>10 μm 颗粒数的基本相反。

3.2 流量改变时颗粒形态变化过程滞后性分析

3.2.1 进水流量改变一次

图5(a)为连续稳定运行的模型水厂在进水流量突然改变一次的情况下,絮凝池内沿着水流方向不同粒径絮体颗粒数随时间的变化。在进水流量突然改变情况下,不同粒径的絮体颗粒数变化具有一定滞后性,同一絮凝阶段不同粒径的絮体颗粒数的变化表现出的时滞性不同,不同絮凝阶段同一粒径的絮体颗粒数变化的时滞性也存在差异^[13]。

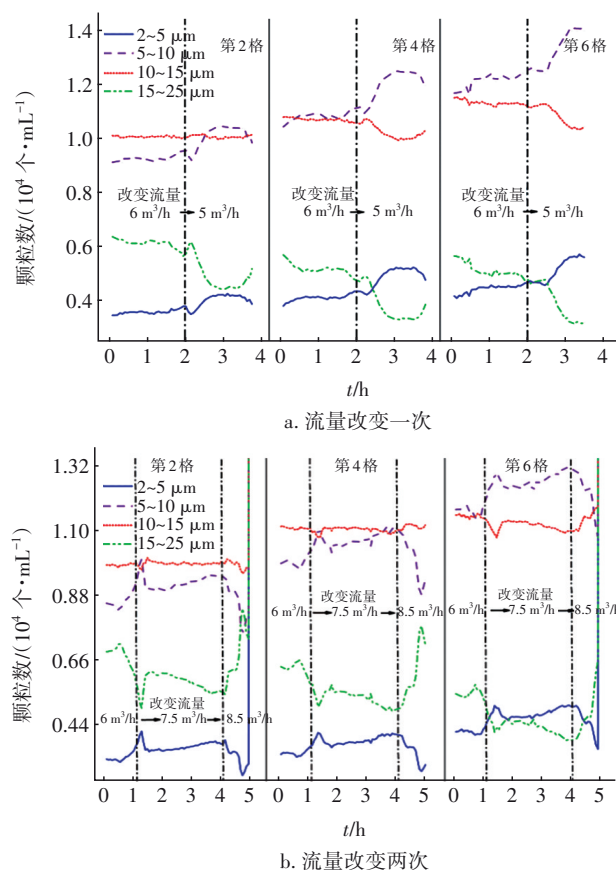


图5 进水流量改变时不同粒径絮体颗粒数的变化

Fig.5 Changes in the number of floc particles with different sizes under varying influent flow rate

通常而言,较低的进水流量会加剧角落死水现

象,在絮凝池角落处,速度矢量分布较少且体积较小,水流明显停滞^[14]。由图5(a)可知,在第2格絮凝池中10~15 μm 的颗粒数无明显变化,即不能反映水厂流量改变情况下的滞后性。但在第4格絮凝池中,进水流量由6 m^3/h 减小到5 m^3/h 时,10~15 μm 的颗粒数在15 min后开始下降,而在第6格絮凝池中该粒径范围的絮体颗粒数在30 min左右下降,明显地反映了因进水流量改变絮体颗粒数变化在不同絮凝阶段的时滞性。

在进水流量突然改变后,第2格絮凝池中粒径为2~5、5~10、15~25 μm 的颗粒数在8 min后发生变化,而在第4格与第6格絮凝池中颗粒数变化的滞后时间分别为15 min与30 min。在滞后一段时间后,第4格与第6格絮凝池中,粒径为2~5、5~10 μm 的颗粒数开始减少,在1 h左右颗粒数再次达到稳定;而粒径为10~15、15~25 μm 的颗粒数开始增加,在1 h左右达到稳定。这可能是由于进水流量突然改变,在投药量不变的情况下,因混凝剂过多,水中胶体可能会重新带正电,从而导致排斥力增加,原来已经形成的絮体颗粒体系失稳,经过一段时间后,脱稳胶体重新稳定化。

3.2.2 进水流量改变两次

图5(b)为进水流量突然改变两次工况下絮凝池内沿着进水方向絮体颗粒数的变化。不同流量下,池内速度分布规律基本一致,低流量工况下,较低的平均流速使得搅拌桨对水流的整体带动作用受限,而高流速区主要集中于中心旋转区域与各池间连接出水口处,在相同功率的搅拌桨转速下,絮凝池内紊流作用明显增强。在流量由6 m^3/h 增大到7.5 m^3/h 时,第6格絮凝池中粒径为10~15 μm 的絮体颗粒数立刻发生改变,表现为先减少后增加,30 min后再次达到稳定水平。运行3 h后流量再次增大,絮体颗粒数在12 min后开始增加,经历12 min开始达到新的平衡。在相同絮凝阶段,不同粒径的絮体颗粒表现的滞后性不同。在进水流量改变后,第2格与第4格絮凝池中粒径范围为2~5、5~10、15~25 μm 的颗粒数均发生变化,滞后性较短,而10~15 μm 的絮体颗粒数没有发生变化。

进水流量突然改变一次或两次时,絮凝全过程中粒径为2~5、5~10、15~25 μm 的颗粒数均有明显的滞后性特征,推测进水流量的变化能够通过以上三种粒径范围的颗粒数来反映。值得注意的是,在

进水流量第2次突然改变时,10~15、15~25 μm 的颗粒占比继续提高,此时进水流量对絮凝效果仍有一定的促进作用,特别是絮凝前期15~25 μm 的颗粒数能够快速变化且趋势显著,滞后时间最短,能够作为及时反映水厂原水流量变化的重要指标之一。

3.3 浊度改变时颗粒形态变化过程滞后性分析

3.3.1 进水浊度改变一次

图6(a)为连续稳定运行的模型水厂,在进水浊度突然改变一次情况下,絮凝池内沿着水流方向絮体颗粒数随时间的变化。

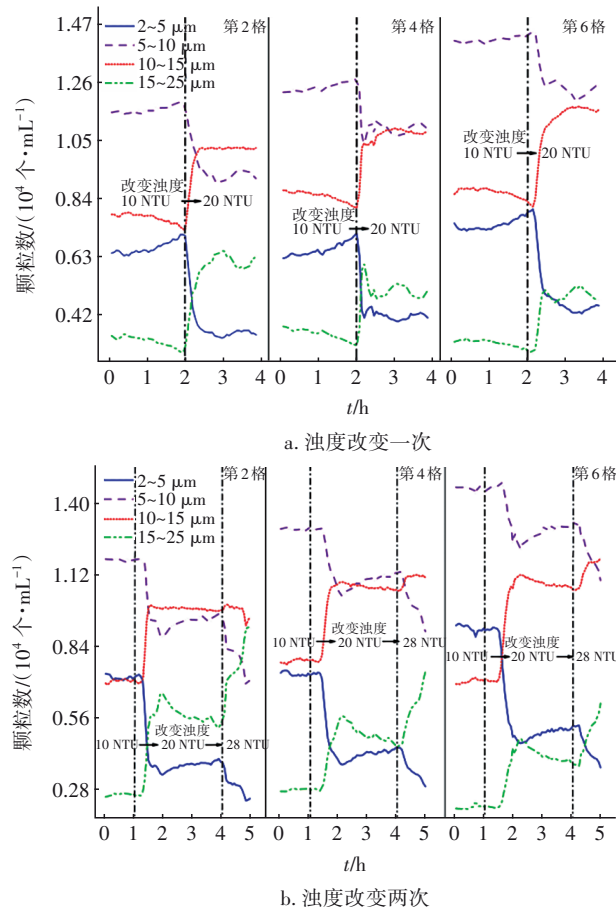


图6 进水浊度改变时不同粒径絮体颗粒数的变化

Fig.6 Changes in the number of floc particles with different sizes under varying influent turbidity

当进水浊度由10 NTU增大到20 NTU时,第2格与第4格絮凝池中不同粒径絮体颗粒数变化较快,发生变化趋势的时间均小于4 min,滞后性较短,可以快速反映模型水厂进水浊度的变化;而第6格中不同粒径的絮体颗粒数在12 min后发生变化。在30 min后各粒径絮体颗粒数达到新的平衡,同时,相同粒径絮体颗粒数变化趋势在三格中相同,

即:2~5、5~10 μm 的小颗粒絮体数均减少,而10~15、15~25 μm 的大颗粒絮体数均增加。这可能是由于随进水浊度的提高,絮体颗粒碰撞的几率增加,小粒径絮体由于布朗运动发生互相碰撞而结合为大粒径絮体。

3.3.2 进水浊度改变两次

图6(b)为进水浊度突然改变两次情况下,絮凝池内沿着水流方向絮体颗粒数随时间的变化。可见,同一粒径的絮体颗粒变化在不同絮凝阶段的滞后性及滞后时间不同。在进水浊度发生改变后,不同絮凝阶段下同一粒径絮体的滞后时间不同,即随着絮凝的进行,絮体颗粒数发生变化的滞后时间依次增加。此外,不同粒径絮体颗粒数的变化趋势不同,粒径为2~5、5~10 μm 的絮体颗粒数均呈下降趋势,而粒径为10~15、15~25 μm 的颗粒数均呈上升趋势,但不同粒径絮体在相同絮凝阶段表现出了相同的颗粒数变化的滞后性。在进水浊度由20 NTU增加到28 NTU时,第2格絮凝池中各粒径絮体颗粒数在4 min内发生改变,而第4格和第6格絮凝池中不同粒径絮体颗粒数分别在8 min和12 min左右后发生改变。

总的来说,进水浊度突变对不同粒径絮体颗粒数均有影响,但第2次改变浊度时可以明显观察到10~15、15~25 μm 的大颗粒数在絮凝阶段,特别是在絮凝前期能够快速响应进水浊度的变化,缩短了滞后时间。

3.4 投药量改变时颗粒形态变化过程滞后性分析

3.4.1 投药量改变一次

图7(a)为连续稳定运行的模型水厂,在投药量突然改变一次情况下,絮凝池沿着水流方向的絮体颗粒数随时间的变化。在改变投药量后,第2格絮凝池各粒径絮体颗粒数在30 min之后开始变化,即存在滞后性。其中,粒径为15~25 μm 的大粒径絮体数大幅度减少,而粒径为2~5、5~10、10~15 μm 的絮体颗粒数增加,这说明在投药量减少的情况下,混凝剂不足导致微絮体未絮凝完全,4 min后各粒径絮体颗粒数达到新的平衡。第4格絮凝池中粒径为10~15 μm 的絮体颗粒数一直稳定在11 000 个/mL左右,没有明显变化,该粒径范围的絮体颗粒数不能反映模型水厂投药量工况的改变。第6格絮凝池中各粒径絮体颗粒数的变化趋势不明显,一直处于相对稳定状态,难以反映模型水厂因投药量改变而

引起的滞后性。

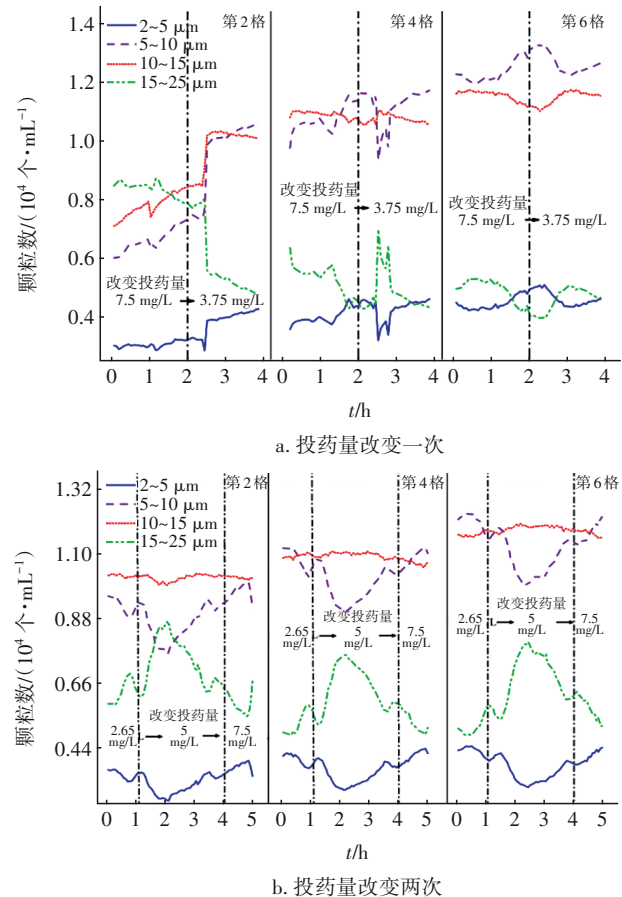


图7 投药量改变时不同粒径絮体颗粒数的变化

Fig.7 Changes in the number of floc particles with different sizes under varying coagulant dosage

3.4.2 投药量改变两次

图7(b)为连续稳定运行的模型水厂,在投药量突然改变两次情况下,絮凝池内沿着水流方向絮体颗粒数随时间的变化。可以看出,同一粒径的絮体颗粒数变化,在不同絮凝阶段表现出的滞后性或滞后时间不同。值得注意的是,粒径为10~15 μm 的絮体颗粒数比较稳定,在投药量改变两次后,第2格、第4格、第6格絮凝池中该粒径范围的絮体颗粒数都没有明显变化,说明投药量增加对10~15 μm 的絮体颗粒数影响不大,絮体颗粒数不能反映投药量工况改变下的滞后性。但粒径为2~5、5~10、15~25 μm 的三种絮体,在投药量改变后其颗粒数变化较为明显,可以用于模拟水厂的滞后性分析。

3.5 絮凝沉淀过程关键调控指标分析

常规饮用水处理中,絮凝过程形成絮体的平均粒径和密实度对于其沉降性能有着直接的影响,因

此优化絮凝工艺的主要目标就是生成更大、更密实、易于沉降的絮体。而在沉淀过程中,沉后水浊度是衡量整体水处理工艺处理效能优劣的重要指标。根据3.1节絮凝过程中的颗粒变化分析可知,水中的颗粒总数随着絮凝的进行不断增多,其中粒径 $>10\ \mu\text{m}$ 的颗粒增幅最大,导致其占比越来越高。结合颗粒分布和浊度去除率分析可知,沉后水浊度去除率与絮凝末期粒径 $>10\ \mu\text{m}$ 的颗粒数具有较好的相关性,即该粒径的颗粒数越少,沉后水浊度去除率越高。因此,建议将絮凝末期粒径 $>10\ \mu\text{m}$ 的颗粒数作为判定絮凝效果的一个考察指标。

将模型水厂絮凝沉淀反应器与石英砂滤柱联用,选取沉后水水质差别较为明显的实验结果考察滤后水浊度与颗粒数的关系,结果如图8所示。

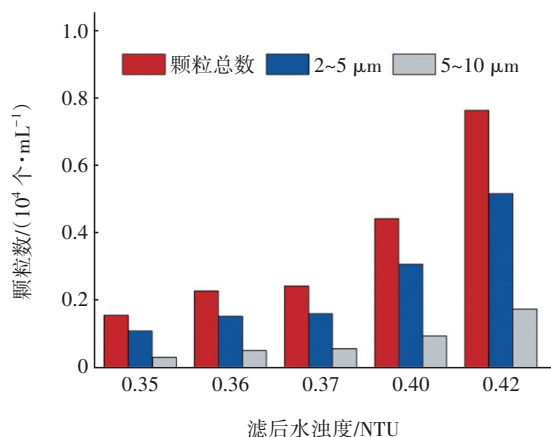


图8 滤后水中颗粒数与浊度的关系

Fig.8 Relationship between particle number and turbidity of filtered water

从图8可以看出,当滤后水浊度升高时,水中的颗粒总数、2~5 μm 颗粒数都呈现出不断增多的趋势。对絮凝末期颗粒数的测定结果显示,2~5、5~10、 $>10\ \mu\text{m}$ 的颗粒数分别为5 692、14 040、14 068 个/mL,相应的占比依次为16.57%、40.89%、42.54%;滤后水中上述粒径的颗粒数和占比分别为110、32、14 个/mL和70.51%、20.51%、8.97%。可见,与沉后水相比,滤后水中2~5 μm 颗粒数占比大大提高,这说明经沉淀、过滤工艺环节后,仍存在部分的2~5 μm 颗粒未能去除,这是由于其粒径较小,容易穿透滤料层,从而进入滤后水中。换言之,在整个水处理工艺中,过滤前端的絮凝和沉淀工艺对2~5 μm 颗粒的去除至关重要。因此,建议将2~5 μm 颗粒数作为评估絮凝沉淀工艺效果的重要指标

之一,可以通过控制沉后水中2~5 μm 颗粒数以达到更优质的出水效果。

根据前述分析,当模型水厂的絮凝池在某一时刻发生条件变化时,各粒径范围的絮体表现出的颗粒数变化滞后性有所不同。不同工况下,相同粒径范围的絮体在不同絮凝阶段的滞后性也存在差异。因此,选择实时监测滞后性较小的絮体颗粒数变化,可以快速反映原水水质的变化,实现快速响应,从而调整水厂的运行工况,提高系统的运行稳定性。这一方法可以有效弥补在原水水质变化时,仅依赖沉后浊度或出水水质进行调整所带来的沉后水浊度变化滞后性大、无法快速响应、水厂运行效果不稳定等不足。

4 结论

① 絮凝过程中各条件的变化对颗粒总数的影响较小。进水浊度和混凝剂投量增加时,颗粒粒径分布表现出了较为明显的变化,粒径 $>10\ \mu\text{m}$ 颗粒数分别呈不断增多和不断减少的趋势。

② 在模型水厂的进水情况发生突变时,各粒径范围颗粒数的变化趋势、变化程度与发生变化的时间各不相同,不同絮凝时期的颗粒变化滞后性也存在差异,其中在絮凝前期10~15 μm 与15~25 μm 粒径范围的颗粒数表现出的滞后性最小,可以快速反映水厂原水流量与浊度的变化,可据此调整水厂工况,提高水厂的运行稳定性。

③ 模型水厂的投药量改变时,不同粒径的颗粒数的变化具有滞后性。通过改变上述运行工况,可推知不同粒径范围的颗粒数变化趋势及其滞后性情况,当实际水厂选择相应的工况改变时,可以参考该絮体颗粒变化的关系,由絮体颗粒数变化反映水厂工况变化,提高水厂运行效能。

④ 在各絮凝条件变化时,沉后水浊度去除率与絮凝末期粒径 $>10\ \mu\text{m}$ 的颗粒数具有较好的相关性,即该粒径颗粒数越少,沉后水浊度去除率越高。同时,建议在实际水厂运行中将2~5 μm 颗粒数作为评估絮凝沉淀工艺效果的重要指标之一,控制沉后水中2~5 μm 的颗粒数可以达到更优的出厂水水质。

参考文献:

- [1] 蒋旗军,徐维发,刘岳峰,等. 常规工艺给水厂芽孢杆菌防控措施应用研究[J]. 中国给水排水, 2023, 39(9): 116-121.

- JIANG Qijun, XU Weifa, LIU Yuefeng, *et al.* Application of *Bacillus* prevention and control measures in drinking water plant with conventional treatment process[J]. *China Water & Wastewater*, 2023, 39(9): 116–121 (in Chinese).
- [2] 李旭枫,周瑶,常晶,等. 预处理及深度处理技术强化天津某水厂净水工艺[J]. *中国给水排水*, 2024, 40(3):46–52.
- LI Xufeng, ZHOU Yao, CHANG Jing, *et al.* Enhanced purification process of a waterworks in Tianjin by pretreatment and advanced treatment technology [J]. *China Water & Wastewater*, 2024, 40(3): 46–52 (in Chinese).
- [3] 周正协,何建荣,虞静静,等. 台风导致的水库原水水质突变及其应对措施[J]. *中国给水排水*, 2018, 34(15): 35–38,43.
- ZHOU Zhengxie, HE Jianrong, YU Jingjing, *et al.* Reservoir raw water quality mutation caused by typhoon and its response measures [J]. *China Water & Wastewater*, 2018, 34(15): 35–38,43 (in Chinese).
- [4] LEE W H, PARK C Y, DIAZ D, *et al.* Predicting bilgewater emulsion stability by oil separation using image processing and machine learning [J]. *Water Research*, 2022, 223:118977.
- [5] 徐少川,阎相伊,刘宝伟,等. 智能控制在净水混凝投药系统中的应用[J]. *中国给水排水*, 2017, 33(13): 60–63.
- XU Shaochuan, YAN Xiangyi, LIU Baowei, *et al.* Application of intelligent control in coagulant dosing system in a waterworks[J]. *China Water & Wastewater*, 2017, 33(13): 60–63 (in Chinese).
- [6] LIU W, RATNAWEERA H, KVAAL K. Model-based measurement error detection of a coagulant dosage control system [J]. *International Journal of Environmental Science and Technology*, 2019, 16(7): 3135–3144.
- [7] 苏宇宸,李鹏飞,张新运,等. 基于时序神经网络的絮凝剂精准投加控制系统研究[J]. *中国给水排水*, 2023, 39(3): 56–61.
- SU Yuchen, LI Pengfei, ZHANG Xinyun, *et al.* Precise dosing control system of flocculant based on time-series neural network [J]. *China Water & Wastewater*, 2023, 39(3): 56–61 (in Chinese).
- [8] SHIN H, BYUN Y, KANG S, *et al.* Development of water quality prediction model for water treatment plant using artificial intelligence algorithms[J]. *Environmental Engineering Research*, 2024, 29(2): 1–13.
- [9] 李子怡,钟炜. 智慧水厂能耗监测评价与异常诊断管理平台研究[J]. *给水排水*, 2024, 50(2): 153–157.
- LI Ziyi, ZHONG Wei. Research on the management platform of energy consumption monitoring and abnormal diagnosis in wastewater treatment plants [J]. *Water & Wastewater Engineering*, 2024, 50(2): 153–157 (in Chinese).
- [10] 李柱,杨澜,钱刚. 基于模型驱动实现水厂生产智能调度管理[J]. *中国给水排水*, 2023, 39(24): 106–110.
- LI Zhu, YANG Lan, QIAN Gang. Implementation of intelligent scheduling in waterworks based on model-driven[J]. *China Water & Wastewater*, 2023, 39(24): 106–110 (in Chinese).
- [11] MCTIGUE N E. National Assessment of Particle Removal by Filtration [M]. Denver: AWWA Research Foundation, 1998.
- [12] LI G B, GREGORY J. Flocculation and sedimentation of high-turbidity waters [J]. *Water Research*, 1991, 25(9): 1137–1143.
- [13] SHENG D P, BILAD M R, SHAMSUDDIN N J, *et al.* Assessment and optimization of coagulation process in water treatment plant: a review [J]. *Journal of Science and Engineering*, 2023, 3(1): 79–100.
- [14] XIAO D, NAN J, ZHANG X Y, *et al.* Pilot-scale study of turbid particle evolutionary/removal characteristics during coagulation–sedimentation–filtration (CSF): effects of coagulant dosage and secondary dosing after breakage [J]. *Journal of Water Process Engineering*, 2024, 68: 106325.
-
- 作者简介:**肖丹(1979–),女,湖南邵阳人,硕士,高级工程师,主要研究方向为给水工艺优化及供水管网水质保障。
- E-mail:**59152263@qq.com
- 收稿日期:**2025-01-07
- 修回日期:**2025-02-10

(编辑:李德强)