

DOI:10.19853/j.zgjsps.1000-4602.2022.05.007

基于CFD模拟的絮凝效果评价指标研究

张世豪¹, 艾恒雨¹, 崔婉莹¹, 赫俊国²

(1. 哈尔滨理工大学 材料科学与化学工程学院, 黑龙江 哈尔滨 150040; 2. 广州大学
土木工程学院, 广东 广州 510006)

摘要: 传统絮凝效果评价指标仅是对絮凝工艺作出整体评价, 缺乏对絮凝过程的准确描述, 不宜作为采用计算流体力学(CFD)软件模拟絮凝效果的评价指标。结合絮凝的动力学过程及流态特征, 从水动力学与絮凝形态学两方面探讨了5种评价指标在CFD模拟絮凝过程中的适用性, 分析结果表明, 絮体的成长尺度和致密程度取决于涡旋速度梯度 G' , 而欧拉准数 Eu 则决定着絮凝过程的完善程度, 当考察流场总体情况时, 同时采用局部 G' 与 Eu 两个指标可对絮凝效果作出更为准确的评估; 当需要考察输入能量与絮凝效果之间的关系时还应引入湍动能 k 和湍动能耗散率 ε ; 当评价絮凝设备的有效造涡能力时, 可利用后处理获知的流场参数间接计算涡旋尺度 λ 作为评价指标, 尚应考虑速度分布均匀性指标 γ_v , 以考察涡旋分布的均匀性; 当以絮体的形态作为评价指标时, 应将计算流体力学模型与群体平衡模型(PBM)相结合, 建立PBM-CFD耦合形式求解。

关键词: 计算流体力学; 絮凝效果; 评价指标; 湍流; 速度梯度

中图分类号: TU991 **文献标识码:** A **文章编号:** 1000-4602(2022)05-0045-09

Evaluation Indicators of Flocculation Performance Based on CFD Simulation

ZHANG Shi-hao¹, AI Heng-yu¹, CUI Wan-ying¹, HE Jun-guo²

(1. School of Material Science and Chemical Engineering, Harbin University of Science and Technology, Harbin 150040, China; 2. School of Civil Engineering, Guangzhou University, Guangzhou 510006, China)

Abstract: Traditional evaluation indicators of flocculation performance is only an overall evaluation of the flocculation process, and lacks accurate description of the flocculation process, so it is not suitable to be used as the indicators for flocculation performance evaluation simulated by computational fluid dynamics (CFD) software. Based on the dynamic process and flow characteristics of flocculation, the applicability of five evaluation indicators in CFD simulation of flocculation process was discussed from the aspects of hydrodynamics and flocculation morphology. The growth scale and density of flocs depended on vortex velocity gradient G' , and Euler number Eu determined the perfection of the flocculation process. When the overall flow field was investigated, the flocculation process could be evaluated more accurately by using both local G' and Eu . Turbulent kinetic energy k and turbulent energy dissipation rate ε should also be introduced to investigate the relationship between energy input and flocculation performance. When evaluating the effective vortex generating capacity of flocculating

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(52070048)

通信作者: 艾恒雨 E-mail: aihengyu@126.com

equipment, the eddy scale λ could be indirectly calculated by using the flow field parameters obtained from post-processing and used as the evaluation indicator, and the uniformity of velocity distribution γ_v should also be considered to investigate the uniformity of vortex distribution. When the morphology of flocs was used as the evaluation indicator, CFD model should be combined with population equilibrium model (PBM) to establish a PBM-CFD coupling form to solve the problem.

Key words: computational fluid dynamics (CFD); flocculation performance; evaluation indicator; turbulence; velocity gradient

为更深入地了解絮凝过程中胶体颗粒之间发生的凝聚过程,更好地控制絮凝反应条件,需要对絮凝过程中内部流场进行流体动力学特性研究。利用计算模拟软件,采用离散化的数学方法对流体力学的各类问题进行数值模拟和剖析,可快速有效地解决实际问题。

Feng等^[1]利用CFD软件探究曝气和搅拌系统对污泥絮凝性质的影响,以湍动能和湍动能耗散率作为评价指标,考察能量输入方式对絮凝效果的影响,结合烧杯试验,证实曝气相较于机械搅拌更有利于絮凝过程;Ohm等^[2]借助Fluent软件,以反应器内部速度与压力分布、湍动能强度为评价指标,开发了一种无动力水力混合反应器用以替代传统水处理厂的立轴叶轮,有效降低能量损耗;Yao等^[3]则对机械搅拌絮凝器进行三维数值模拟,基于流场速度云图、湍动能分布和循环时间等参数指标来评价絮凝过程中的流场特性,结果表明搅拌桨叶片倾角为30°时絮凝颗粒有效碰撞的效率最高。但水中颗粒的絮凝过程是一个受湍流速度、动力黏度、停留时间等多种因素影响的复杂过程,采用单一评价指标难以准确评估絮凝效果,笔者通过对多种絮凝效果评价指标的对比分析,提出不同研究角度时基于CFD模拟的絮凝效果动态评价指标,对改善絮凝效果具有借鉴意义。

1 经典絮凝理论模型适用性讨论

1.1 速度梯度理论模型

1917年,Smoluchowski提出了层流状态下颗粒碰撞速率公式,即:

$$N_g = \frac{32}{3} d^3 n^2 \frac{du}{dy} \quad (1)$$

式中: N_g 为颗粒碰撞速率,1/(m³·s); d 为颗粒粒径,m; n 为颗粒数量浓度,个/m³; du/dy 为流体剪切力速度梯度,s⁻¹。

在实际工程中,絮凝设备中的流体通常处于湍流状态,其速度和压力均随时间的变化而改变,因此Smoluchowski的絮凝动力学模型不能直接用于分析实际絮凝问题^[4]。1943年,Camp和Stein使用能量项速度梯度代替了Smoluchowski公式中的剪切力速度梯度,将 G 定义为混合容器中的均方根速度梯度,并通过式(2)将其与单位体积流体的耗散功率相关联。

$$G = \left(\frac{P}{\mu V} \right)^{1/2} \quad (2)$$

式中: P 为单位体积流体所消耗的功率,W/m³; μ 为流体的动力黏滞系数,Pa·s; V 为絮凝池的体积,m³。

由于式(2)是基于层流条件推导出来的,忽视了实际絮凝流场内水体扰动的位置与方向是随机分布的,能量耗散也不尽相同,因此无法准确测定某一流体质点处的速度梯度,得到的只是湍流场内部流体微团联合作用的结果,即仅能表示流场内部能量平均耗散速率的时均速度梯度,在湍流条件下,前者远大于后者。Camp试图使用单一的数值去描述复杂多变的湍流场,但速度梯度 G 是时间和位置的函数^[5],因此根据式(2)计算得出的并不是湍流真正的速度梯度,而采用CFD离散化模拟的是特定点的能耗,故式(2)也不适用于数值模拟。但该式将单位水体所消耗的功率 P 与流场参数有效结合起来,反映了机械搅拌做功强度,搅拌絮凝时作用于水体上的功率 P 越大,则水流圆周运动强度与角速度越大,由于絮凝颗粒随水体沿同一方向旋转,在持续的离心惯性效应下,界壁处的絮凝颗粒沿涡旋径向碰撞的概率不断增大,使得形成的絮体更加致密,式(2)虽然并不适用于计算湍流场中速度梯度分布,但其 G 值仍能用以判断搅拌絮凝时的水力条件。

1.2 微涡旋理论

1941年,Kolmogorov提出了局部各向同性理论,认为湍流场中存在着大量不同尺度的涡旋。由流体微团形成的涡旋,可看作一个如同刚体转动的涡核,周围流体在黏性作用下围绕涡核做圆周运动,流场中涡旋旋转时的强烈相互作用是产生湍流现象的根源。不同尺度的涡旋在絮凝过程中起到不同的作用,尺度较大的涡旋通常裹挟着胶体颗粒做整体同向运动,因涡旋惯性较大,胶体颗粒间难以有效碰撞;尺度较小的涡旋则因自身动能较小而无法推动胶体颗粒发生有效碰撞,这两种尺度的涡旋均不能形成有效絮凝,Levich认为只有当涡旋尺度与絮体粒径相近时,即涡旋的惯性作用与黏性作用相平衡时,才能推动颗粒发生有效碰撞。通过代入涡旋的碰撞频率和脉动流速公式,推导出同向絮凝速率方程,见式(3)。

$$N_0 = \frac{8\pi}{\sqrt{15}} \left(\frac{\varepsilon}{\nu} \right)^{1/2} \cdot d^3 \cdot n^2 \quad (3)$$

式中: N_0 为各向同性湍流状态下颗粒碰撞速率, $1/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$; ν 为流体运动黏滞系数, m^2/s 。

式(3)虽然是基于湍流理论提出的,但在实际工况中,由于水体中存在着大小不等的颗粒(即 d 不同),涡旋尺度会随着絮凝颗粒的逐渐聚集而发生改变,且该式仅适用于存在小尺度涡旋的黏性区域,无法准确反映实际絮凝效果^[6]。此外,在实际工程中有效能耗 ε 难以确定,因此式(3)中的 N_0 不宜作为CFD模拟絮凝过程的控制指标。

根据微涡旋理论分析,流场内涡旋的尺度、轴向都是随机的,大尺度涡旋因能量耗散而逐级裂解,最终分裂生成具有较大速度梯度的微尺度涡旋,由于微涡旋旋转半径小、离心作用较强,当水体中颗粒靠近微涡旋边缘时,因水体与颗粒的密度不同,所受涡旋施加的切向加速度大小不同,使得水流与颗粒间存在速度差,造成了二者之间沿切向的相对运动,也促进了沿径向接近涡旋的絮凝颗粒与切向运动颗粒之间发生碰撞,之后新生成的絮体因受离心力和自身惯性的作用,将围绕涡旋中心做圆周运动,再次参与接触碰撞。在网格絮凝池、折板絮凝池中,通过增设网格板与波纹板的方式来改变水流方向与速度,加剧水体的扰动程度,使得流场内生成更多的微尺度涡旋,可有效地改善絮凝

效果。

根据絮凝动力学机理分析,传统的絮凝效果评价指标如速度梯度 G 、絮凝时间 T 和 GT 值在实际工程应用中都存在部分局限性^[7-8],目前大多仅是依靠最终出水水质、絮体粒径、絮体密实度等感官指标对絮凝工艺整体处理效果做出评价,但这些指标是絮凝过程的总体反映,不具有针对性,且时间上具有滞后性,对于CFD适时动态模拟不适用。

2 CFD模拟絮凝效果评价指标的选择

2.1 涡旋速度梯度

通过对实际絮凝过程进行流体动力学分析,网格絮凝池网条后一定距离内的流体时均速度在各个方向上的分量相同,若按式(2)计算,则速度梯度 G 为零,絮凝颗粒之间无法产生碰撞,理论上应为死水区,但实际上该位置的絮体密实度较大,絮凝效果优良,与计算结果相矛盾,说明传统速度梯度理论并未揭示絮凝动力学的实质。鉴于此,计算流体力学模拟过程中应考虑到湍流场中的流体速度是由时均速度 u 和脉动速度 u' 两部分叠加而成,时均速度是统计性速度不具有适时性,因此,速度梯度采用以脉动速度 u' 定义的涡旋速度梯度 G' 更为合适。

由于水为连续介质,即便某处的时均速度 u 为零,但其脉动速度 u' 并不为零,且不可忽略,湍流场中仍存在因脉动速度差异而产生的涡旋速度梯度 G' ,为絮凝过程创造了必要条件,因此使用 G' 可解释实际工况与传统速度梯度理论之间的矛盾。脉动速度跟随流体质点而变,具有适时性,可引入到CFD模拟过程中。在给定的流体动力学条件下,絮体的形成可看作是在一定的速度梯度下絮凝颗粒的聚集速率与破碎速率之间的平衡,其在整个絮凝阶段无法持续生长,而是存在一个阈值,例如在搅拌絮凝池中,搅拌叶轮边缘和挡板转角处因水体局部速度梯度过大可能会导致絮体破碎,因此需量化分析 G' 值,从全局角度控制各絮凝阶段输入能量等级的大小。

利用计算流体力学软件可直接获取絮凝池中任一点处的局部 G' 值,Bridgeman等^[9]认为可利用Fluent内置的离散相模型分析 G' 值分布情况来评测絮凝池内能量耗散的可变程度,若能有效地控制局部 G' 值,就能从水动力学角度提升絮凝效果。 G' 值

越大,絮凝颗粒之间的碰撞频率就越高,相较于传统速度梯度 G ,涡旋速度梯度 G' 能够更为准确地反映湍流场内能量传递的动态变化。

在网格、折板等利用池体结构改变流场水力条件的絮凝池中,水流在经过网条等扰流装置时由于发生边界层分离现象,在之后两侧形成对向涡旋,此时局部 G' 值达到最大,颗粒扩散、碰撞效果明显,之后若不改变水流方向与速度, G' 值将迅速逐级衰减,直至涡旋动能不足以引起絮体自旋。在CFD软件中可借助涡旋速度梯度的概念,量化分析湍流水体对絮体形成和破坏所造成的影响,利用后处理模块即可针对某一特定点位生成的微涡旋进行独立计算,而不仅仅是简单地求取平均值,利用该特性控制每一阶段的速度梯度都处于最佳范围,在保证絮凝颗粒能够充分接触、黏附的基础上,最大限度地保护新生成的絮体不被破坏。

2.2 欧拉准数

尽管 GT 值是一个统计学性质的数值,不能反映瞬时絮凝状态,但经验证明该值对絮凝池设计具有指导意义,因此,利用CFD模拟絮凝过程时不可不考虑此值。通过深入研究 GT 值的计算过程发现,可采用与 GT 值具有近似意义的欧拉准数 Eu 进行替代,且 Eu 具有适时性和可测性。湍流区内絮凝颗粒的碰撞次数 N 可由速度梯度 G 与絮凝时间 T 共同确定,即:

$$N \propto GT = \left(\frac{\varepsilon}{\mu}\right)^{1/2} T \sim \left(\frac{E}{\mu Re}\right)^{1/2} T = \left(\frac{ET^2}{\rho v d}\right)^{1/2} = \left(\frac{\Delta p L}{\rho v^2 d}\right)^{1/2} \sim \frac{\Delta p}{\rho v^2} = Eu \quad (4)$$

式中: N 为 T 时间内单位体积水体中絮凝颗粒碰撞总次数; E 为水体平均能量耗散速率, m^2/s^3 ; Re 为特征雷诺数; ρ 为水体密度, kg/m^3 ; Δp 为絮凝池内压差, Pa ; L 为水流长度, m 。

由式(4)可知,欧拉准数 Eu 在一定程度上可近似替代絮凝过程中颗粒的碰撞总次数 N ,可应用于絮凝程度的评估。使用CFD模拟絮凝过程,可直接获取任一截面的压力系数,从而对液面压力差 Δp 进行求解,其主要由动量交换、表面张力,以及沿程和局部阻力引起,代表絮凝池内部动量损失,可与水头损失 Δh 相互换算。高欣等^[10]指出,当 Eu 处于70~150之间时,絮凝效果较好,总体浊度去除率随

Eu 的增加呈上升趋势,表明 Eu 对于采用模拟结果进行放大设计具有指导意义。因此,可利用CFD软件分析网格絮凝池中网孔尺寸、开孔率、网格板层数等设计参数对水头损失和压强分布的影响,计算出 Eu ,并通过 Eu 对絮凝过程的完善程度进行动态评价。

2.3 湍动能与湍动能耗散率

絮凝过程中絮体粒径的变化主要由流场中胶体颗粒之间形成吸附架桥的联结能力和湍流剪切力共同决定。其中,前者主要取决于投加的絮凝剂种类和剂量,后者则是由于脉动速度的存在,致使流体质点相互掺混碰撞产生的动量交换所造成的,流场内分布不均的湍流剪切力是导致絮体破碎的主要原因。

若能在絮凝过程中对湍流剪切力进行准确监测,则可根据相应数值调控池体参数,避免因湍流剪切力过大而导致絮体被破碎,采用湍动强度 σ 作为湍流剪切力及该数值下对应絮凝效果的相似准数,表达式见式(5)^[11]。

$$\sigma = \frac{1}{3} \frac{(u_x^2 + u_y^2 + u_z^2)^{1/2}}{u} \quad (5)$$

式中: u_x 、 u_y 、 u_z 分别为 x 、 y 、 z 方向的水流脉动速度分量, m/s 。

σ 值越大,表示在固定时间段内通过某一空间点的涡旋数量越多、涡旋强度越大,但实际测量 σ 值非常困难。而采用Standard $k-\varepsilon$ 模型可对 σ 进行模拟,并引入湍动能的概念,湍动能 k 定义为:

$$k = \frac{\overline{u_i^2 u_j^2}}{2} = \frac{1}{2} (u_i'^2 + u_j'^2 + u_k'^2) \quad (6)$$

对比式(5)和(6),可知 k 正比于 σ ,因此可在CFD数值模拟中利用 k 评判絮凝效果, k 值越大,涡旋的脉动尺度和空间尺度越大,水体掺混程度越复杂,微涡旋数量亦随之增加。笔者对进水口流速为0.12 m/s、网孔等效尺寸 b 为20~100 mm的网格絮凝池进行了全尺寸建模动态模拟,湍动能分布云图如图1所示。由图1中的9组云图可知,随网孔尺寸的增大,网格有效作用范围不断增加,但其湍动能峰值与平均值则逐渐减小,说明相比于大尺寸网孔,小尺寸网孔更有利于形成分布均匀的微涡旋湍流,且分析云图可以看出,流场内部湍动能峰值通常出现于网孔下方和出水口上侧。通过控制网孔尺寸

和多层网格之间的距离,就可以得到有利于絮凝颗粒产生有效碰撞的水力学条件。可见,从湍动能角

度分析,设置多层网格可以有效增加水体湍动强度,增加微涡旋比例。

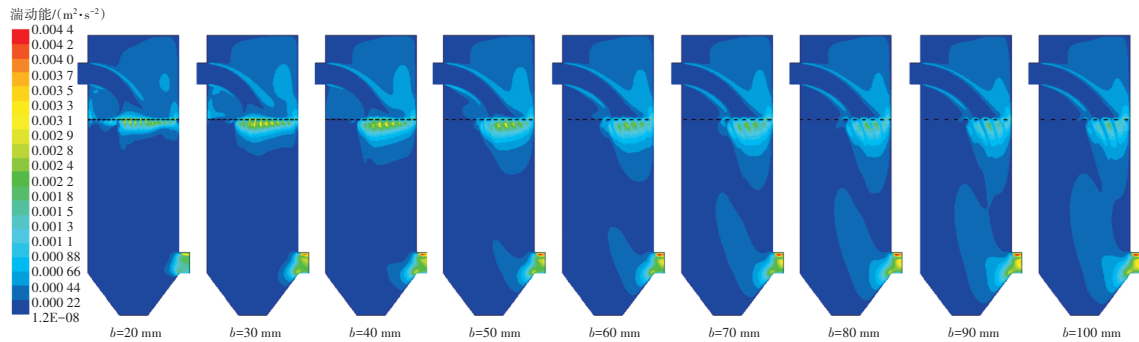


图1 絮凝池纵向剖面湍动能分布云图

Fig.1 Distribution of turbulent kinetic energy in longitudinal section of flocculation tank

絮凝池中的有效能耗特指大尺度涡旋逐级裂解过程中因黏性耗散所损失的那部分能量,也正是这部分能量使得流场中的絮凝颗粒之间能够产生有效碰撞^[12]。根据产生原因不同可将其分为时均能耗散和脉动能耗散。王晓昌等^[13]认为时均能耗散相比于脉动能耗散对于胶体颗粒间的碰撞起的作用微乎其微,在以耗能涡旋为主的湍流区内,脉动能耗散为主体部分,湍动能耗散率 ε 近似等于脉动能耗散。

在 Standard $k-\varepsilon$ 模型中,湍动能耗散率 ε 定义为:

$$\varepsilon = \frac{\omega}{\rho} \left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_k} \right) \left(\frac{\partial u'_i}{\partial x_k} \right) \quad (7)$$

式(7)特指微涡旋中湍动能的黏性耗散率, ε 越大,流场中能量转化速率越大。使用CFD软件对絮凝过程进行模拟时可直接获取流场内任一点处 ε 数值,从而可推断水体中的絮凝状况。模拟不同间距的网格絮凝过程中,当进水口流速为0.12 m/s、网孔等效尺寸为20 mm、改变两层网格间距为300~1 000 mm时,在网格下方100 mm横截面处 k 、 ε 的质量加权平均值如图2所示。可知,当间距小于700 mm时,两层网格的湍动影响呈叠加态,水体流经上层网格获得的能量未完全耗散就受到下层网格的影响,造成能量损耗,有利于絮凝;当间距大于700 mm时,湍动叠加现象减弱,絮凝效果变差,由此可知试验条件下的网格间距不宜超过700 mm。

在絮凝设备的设计工作中,可利用CFD软件对絮凝过程进行模拟还原,依据 k 、 ε 等能量项评价指标作为参考,通过调整能量分布不合理区域的池体

结构来优化内部的水动力学条件,避免产生因局部剪切力过大造成絮体破碎或存在短流、死水区域等现象影响絮凝效果。同时由于数值模拟操作条件控制便捷,可对池体结构与运行参数进行多次模拟,精确筛选规范设计手册中给定的宽泛数值,为絮凝池的设计与优化提供数据参考。

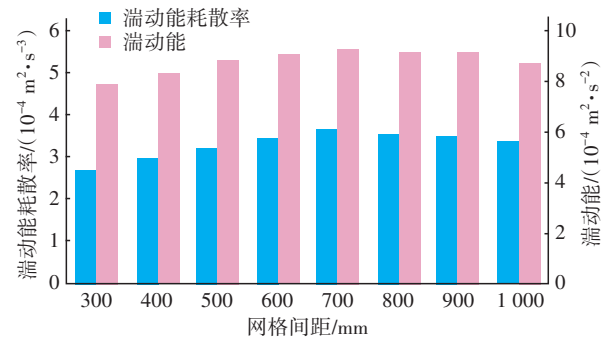


图2 不同网格间距时 k 、 ε 平均值的变化

Fig.2 Change of average values of k and ε with different interlayer spacing

2.4 涡旋尺度

原则上,湍流以两种截然不同的方式引起悬浮颗粒之间的碰撞^[14-15],粒径小于Kolmogorov微尺度的絮凝颗粒,其速度会精准地跟随波动的局部流体速度;当絮体粒径大于Kolmogorov微尺度时,由于跨越多个涡旋,使其相对于湍流波动表现为惯性^[16],从而产生不同于流体的粒子运动。Marchisio等^[17]发现,絮体的破裂在很大程度上取决于絮体粒径与Kolmogorov微尺度涡旋之间的比率,对于粒径大于Kolmogorov微尺度的絮体,导致絮体破碎的原因是作用在颗粒表面上的由压力波动而引起的瞬时法向切应力;而对于粒径较小的絮体,其破碎是由于

作用在颗粒两侧的湍动速度差值引起的切应力过大。

流体内部涡旋尺度 λ 表达式为:

$$\lambda = \left(\frac{\rho v^3}{\varepsilon} \right)^{1/4} \quad (8)$$

根据式(8),使用已知的湍动能耗散率 ε 和流体相应参数数值即可计算出对应位置的涡旋尺度 λ ,将 λ 与实际得到的絮体粒径相比较,两者数量级越接近,越有利于絮体之间的吸附聚集^[18],此时涡旋的惯性效应最强。利用 λ 值对微涡旋离心惯性效应进行整体把控,可增强亚微观尺度质量的传递和扩散,从而增强絮凝颗粒的接触碰撞和吸附聚集,因此,控制微涡旋尺度对于提升絮凝效果至关重要,可通过控制各絮凝阶段能量项指标 ε 和 G 来对反应效果进行合理调控。但目前的文献尚未报道过絮凝设备结构参数对造涡能力和造涡尺度的影响,本研究对通道流速为0.12 m/s、网条宽度为50 mm网格的造涡尺度进行了研究,当水温为25℃时,涡旋尺度与网孔尺寸的关系如图3所示。该拟合曲线的相关指数高达0.995 6,表明网格后方涡旋尺度与网孔尺寸之间存在极好的相关性,据此并结合式(8)可大大提高有效涡旋的数量,在工程应用中可根据实际絮体粒径选择合适的网孔尺寸,沿程分段控制 λ 与颗粒粒径 d 处于同一数量级,充分利用池体内微涡旋进行离心惯性絮凝,有利于保持经济合理的能耗与水力状态,同时也可根据絮体在不同反应阶段逐渐生长的规律来设计大小不同的网孔,保证各阶段水体内有足够数量的微涡旋,提升絮凝效率。该关系曲线也在一定程度上解决了絮凝池内涡旋尺度难以直接测试,只能通过雷诺数间接地表示水流的湍动程度及涡旋情况进而控制絮凝效果的问题,可为实际网格絮凝池的设计提供参考。

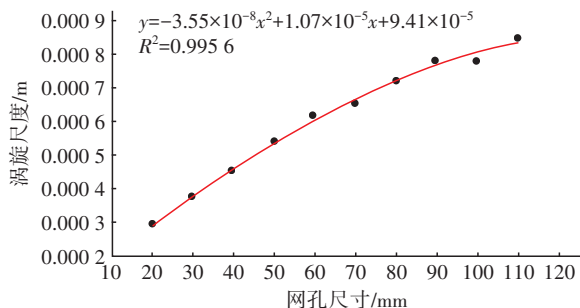


图3 涡旋尺度与网孔尺寸的关系

Fig.3 Relationship between vortex scale and grid size

2.5 流场速度分布均匀性

絮凝池单侧进水时,往往会因入口流速或位置设置不当,导致入口一侧的壁面存在较大范围死水区,致使主流区内涡旋半径较大,产生的湍流剪切力较小,不利于絮凝,因此分析絮凝池内部水流速度分布的均匀性对优化池体设计具有重要意义。目前,已有研究^[19]将流场速度分布均匀性作为一种评价指标应用于絮凝效果评价中。该评价指标能够全面反映流场中某一流动截面流体速度分布的均匀程度,其表达式为:

$$\gamma = 1 - \frac{1}{2n} \sum_{i=1}^n \frac{\sqrt{(v_i - \bar{v})^2}}{\bar{v}} \quad (9)$$

式中: v_i 为测点速度,m/s。

由于该式基于统计偏差定义,需设置大量数据采集点,操作繁琐耗时,在数值模拟中,为了对流场速度分布均匀性进行快速评价,陶红歌等^[20]提出基于面积加权平均速度 V_a 和质量加权平均速度 V_m 的流速分布均匀性评价指标 γ_v ,即:

$$\gamma_v = \left(1 - \frac{|V_a - V_m|}{V_m} \right) \times 100\% \quad (10)$$

利用CFD-Post后处理模块可以直接得到 V_a 与 V_m , γ_v 值是基于不同加权平均速度的均匀性评价指标,通过量化的 γ_v 值,可以对流场速度分布的均匀性作出评价,仅需要在模型中相应位置建立基准面,不需要大量设置采样点,因此大大简化了计算过程。在此指标的应用过程中,应关注池体宽深比,因为宽深比对 γ_v 值具有显著影响,利用CFD软件输出固定有效池深为3 500 mm、池体宽度为800~1 600 mm时内部流场流速数据,分别绘制网格下方100 mm横截面处 γ_v 值柱状图与速度分布箱线图,如图4和图5所示。

综合分析可知,当絮凝池宽度为1 300 mm时, γ_v 值较高,截面上各点速度分布相对集中,网格下方流场内水体均具有较高动能,涡旋密度均匀,絮凝颗粒在碰撞、生长时流场局部差异性较小,可避免因局部高剪切力造成絮体破碎和出现大范围死水区的情况,使絮凝池内水体保持较好的掺混状态。

同时结合数值模拟结果绘制不同池体宽度下絮凝池内部流场空间湍动能 k 的变化趋势,如图6所示。

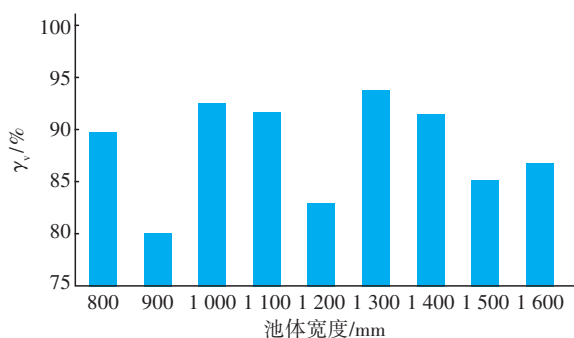
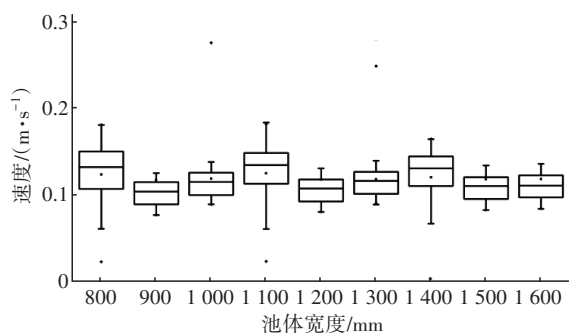
图4 不同池体宽度时截面速度 γ_v 值的变化Fig.4 Change of cross section velocity γ_v values with different tank width

图5 不同池体宽度时截面速度分布箱线图

Fig.5 Box plot of cross section velocity distribution with different tank width

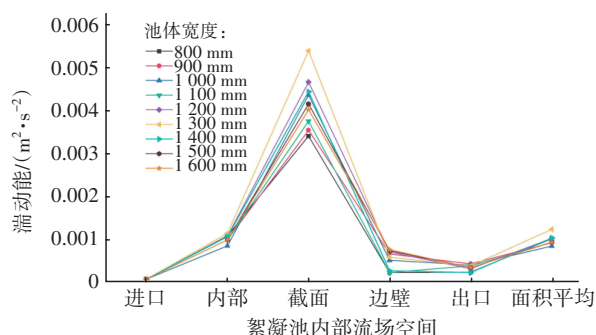


图6 不同池体宽度时内部空间湍动能分布折线图

Fig.6 Broken line diagram of turbulent kinetic energy distribution with different tank width

池体宽度在800~1 300 mm时, k 值随池体宽度的增加总体呈上升趋势。其中池宽为800、1 100 mm模型因受界壁效应影响, 池体壁面处因存在网条阻挡无法形成类似于射流的高能狭长水射带区域, 水体掺混程度相较于其他模型有所下降。当池体宽度增加至1 400~1 600 mm时, 速度分布均匀性连同湍动能数值均因此时水体黏性作用占据主导地位而出现不同程度的下降, 致使流场内部微涡旋比例大幅减少, 颗粒有效碰撞次数也随之降低, 影

响絮凝效果, 综合考虑池体内应具有较为集中的速度分布和较大的湍动强度, 并结合实际生产过程中较窄池体不利于安装与维护, 建议有效池深为3 500 mm时, 单个竖井池宽取1 300 mm, 池体宽深比为0.37左右。

2.6 絮体分形特征

以上五种控制指标均是从絮凝动力学角度出发, 通过分析流场内部的水力条件, 对絮凝效果做出评估, 为力求接近实际工况, 还应考虑最终形成的絮凝颗粒形状、大小和空间结构等因素, 因此, 有学者提出了絮凝形态控制指标, 其主要包括分形维数(D_f)与絮体强度。

分形维数被认为是描述絮凝颗粒在流体中分散程度的基本指标, 可有效反映流场内粒度的变化, 该指标主要受絮体数量与质量的影响。研究表明^[21], 在絮凝过程的不同阶段, D_f 数值会发生较大变化, 分形维数与絮凝颗粒粒径分布之间存在着动态关系。利用离散相模型(DPM)以单个絮凝颗粒为对象进行分析计算, 获取弥散相的密度、受力、速度和运动轨迹等信息, 据此 D_f 可灵敏地反映水中颗粒粒径的变化情况, 准确表征总体絮凝效果, 可联合数值模拟与机器视觉检测技术动态监测 D_f , 合理控制絮凝过程。

絮体的聚合与破裂现象主要是由流场中外部水动力 F 与颗粒间内部聚合力 J 之间的平衡引起^[22], 其中絮体的破裂主要发生在黏性区域, 该区域内絮体强度可由 F 与 J 二者比值进行定量分析, 其关系式为:

$$S \propto \frac{F}{J} = \rho G^2 d_t^{4 - \frac{2}{3} D_f} \quad (11)$$

式中: d_t 为絮体的当量直径, m。

由式(11)可以看出, 絮体强度与分形维数呈线性关系, 若流体动力 F 明显低于内聚力 J , 则絮凝颗粒在初次碰撞时结合生成多孔结构絮体。相反, 若 J 仅略大于 F , 则趋向生成高稳定性的致密絮体。同时絮体强度还受速度梯度 G 的限制, 影响聚集形成的絮体尺寸和初级絮凝颗粒在絮体中的排列方式, 当 G 值在合适范围内逐渐增加时, 粒径较小的絮凝颗粒和团簇会填充絮体骨料内部的孔隙, 使其强度得到改善。

使用CFD软件对絮凝过程中絮体的分形形态进行分析研究, 可以为改善絮体结构、提高絮体沉

降性能、提升絮凝池效能提供理论依据,通常可运用群体平衡模型(PBM)描述絮体的聚并与破碎,此模型在用于絮体的分形模拟时需与其他多相流模型结合。在对多相流问题进行模拟时主要有VOF模型、Mixture模型和欧拉模型,针对不同的流场情况,应选择合适的模型进行求解^[23],在絮凝沉降过程中,粒子负载系数与斯托克斯数都处于较低水平,此时可选用稳定性较好且计算量小的Mixture模型,建立PBM-CFD耦合形式可直接对流体中的絮体形态尺寸进行求解^[24-26]。

3 结论

① 使用CFD软件模拟絮凝过程时除应考虑影响计算准确性的因素,如建模方式、收敛精度、网格单元划分尺寸等之外,更应关注影响模拟效果真实性评价指标的选取。基于CFD模拟的絮凝效果评价指标应综合考虑涡旋速度梯度、欧拉准数、湍动能、湍动能耗散率、涡旋尺度、速度分布均匀性与絮体分形特征。

② 利用CFD软件获得的流场参数可间接计算涡旋尺度,借助网孔尺寸与有效造涡能力关系曲线并结合絮体尺寸、强度等分形特征可评价絮凝设备的有效造涡能力,实现对微涡旋离心惯性效应的适时控制。同时也可将絮体聚合破碎试验与数值模拟相结合,从絮体形态学角度探究粒径分布与密度变化及絮凝动力学之间的关系,此过程对于絮凝反应池的工程设计及推动湍流涡旋絮凝理论的发展具有积极意义。

参考文献:

- [1] FENG Q, GE R, SUN Y Q, *et al.* Revealing hydrodynamic effects on flocculation performance and surface properties of sludge by comparing aeration and stirring systems via computational fluid dynamics aided calculation[J]. *Water Research*, 2020, 172: 115500.
- [2] OHM T I, CAE J S, ZHANG M Y, *et al.* Computational fluid dynamics modeling and field applications of non-powered hydraulic mixing in water treatment plants[J]. *Water*, 2020, 12(4): 939-953.
- [3] YAO M, RAN Z L, CHEN T, *et al.* Numerical simulation studies of agitating paddle dependence on characteristics of the flow field in the mechanical-continuous-flow-stirred reactor for flocculation[J]. *Desalination and Water Treatment*, 2020, 183: 30-41.
- [4] 樊琦. 水处理絮凝动力学研究进展[J]. *人民珠江*, 2019, 40(8): 101-107.
FAN Qi. Research progress on flocculation kinetics for water treatment[J]. *Pearl River*, 2019, 40(8): 101-107 (in Chinese).
- [5] VADASARUKKAI Y S, GAGNON G A, CAMPBELL D R, *et al.* Assessment of hydraulic flocculation processes using CFD[J]. *Journal of American Water Works Association*, 2011, 103(11): 66-80.
- [6] WATANABE Y. Flocculation and me[J]. *Water Research*, 2017, 114: 88-103.
- [7] 艾恒雨, 赵琦, 汪明明, 等. 絮凝过程水力学控制指标研究进展[J]. *中国给水排水*, 2015, 31(10): 32-37.
AI Hengyu, ZHAO Qi, WANG Mingming, *et al.* Research progress of hydraulic control index of flocculation process[J]. *China Water & Wastewater*, 2015, 31(10): 32-37 (in Chinese).
- [8] ALALM M G, NASR M, OOKAWARA S. Assessment of a novel spiral hydraulic flocculation/sedimentation system by CFD simulation, fuzzy inference system, and response surface methodology[J]. *Separation and Purification Technology*, 2016, 169: 137-150.
- [9] BRIDGEMAN J, JEFFERSON B, PARSONS S A. The development and application of CFD models for water treatment flocculators[J]. *Advances of Engineering Software*, 2010, 41(1): 99-109.
- [10] 高欣, 张莉平, 张格红. 高效絮凝池控制参数研究[J]. *山西建筑*, 2005, 31(22): 163-164.
GAO Xin, ZHANG Liping, ZHANG Gehong. Research on control parameter of efficient flocculation basin[J]. *Shanxi Architecture*, 2005, 31(22): 163-164 (in Chinese).
- [11] 王绍文, 姜安玺, 孙喆. 混凝动力学的涡旋理论探讨(下)[J]. *中国给水排水*, 1991, 7(4): 8-11.
WANG Shaowen, JIANG Anxi, SUN Zhe. Study on theory of coagulation dynamics(II)[J]. *China Water & Wastewater*, 1991, 7(4): 8-11(in Chinese).
- [12] 吴巍, 范志伟, 徐立群, 等. 絮凝反应池中流体的CFD模拟及应用性能[J]. *化工进展*, 2012, 31(2): 283-286.
WU Wei, FAN Zhiwei, XU Liqun, *et al.* CFD simulation on fluid in flocculation tank and its application[J]. *Chemical Industry and Engineering Progress*, 2012, 31(2): 283-286 (in Chinese).

- [13] 王晓昌,曹翀. 絮凝池综合指标 GT/\sqrt{Re} 物理意义的研讨[J]. 中国给水排水, 1989, 5(4): 4-9.
WANG Xiaochang, CAO Chong. The physical meaning of compound index of flocculation GT/\sqrt{Re} [J]. China Water & Wastewater, 1989, 5(4): 4-9 (in Chinese).
- [14] SAMARAS K, ZOUBOULIS A, KARAPANTSIOS T, *et al.* A CFD-based simulation study of a large-scale flocculation tank for potable water treatment [J]. Chemical Engineering Journal, 2010, 162 (1): 208-216.
- [15] WEBER-SHIRK M L, LION L W. Flocculation model and collision potential for reactors with flows characterized by high Peclet numbers [J]. Water Research, 2010, 44(18): 5180-5187.
- [16] 宋光春,李玉星,王武昌,等. 管道流动体系中水合物颗粒粒径分布特性数值模拟[J]. 化工进展, 2018, 37(8): 2912-2918.
SONG Guangchun, LI Yuxing, WANG Wuchang, *et al.* Numerical simulation of hydrate particle size distribution characteristics in pipeline flowing systems[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2018, 37 (8): 2912-2918 (in Chinese).
- [17] MARCHISIO D L, VIGIL R D, FOX R O. Implementation of the quadrature method of moments in CFD codes for aggregation-breakage problems [J]. Chemical Engineering Science, 2003, 58(15): 3337-3351.
- [18] FENG Q, TAI X R, SUN Y Q, *et al.* Influence of turbulent mixing on the composition of extracellular polymeric substances (EPS) and aggregate size of aerated activated sludge [J]. Chemical Engineering Journal, 2019, 378: 122123.
- [19] 刘存,王庆涛,陈翔宇,等. 网格絮凝池结构参数对流场影响的数值模拟[J]. 水资源与水工程学报, 2018, 29(4): 162-167.
LIU Cun, WANG Qingtao, CHEN Xiangyu, *et al.* Numerical simulation of the effect of the structure parameters on the flow field in grid flocculation tank[J]. Journal of Water Resources & Water Engineering, 2018, 29(4): 162-167 (in Chinese).
- [20] 陶红歌,陈焕新,谢军龙,等. 基于面积加权平均速度和质量加权平均速度的流体流动均匀性指标探讨[J]. 化工学报, 2010, 61(S2): 116-120.
TAO Hongge, CHEN Huanxin, XIE Junlong, *et al.* Flow uniformity index based on area-weighted and mass-weighted average velocity [J]. CIESC Journal, 2010, 61(S2): 116-120 (in Chinese).
- [21] YAO M, NAN J, CHEN T. Effect of particle size distribution on turbidity under various water quality levels during flocculation processes [J]. Desalination, 2014, 354: 116-124.
- [22] PIVOKONSKY M, BUBAKOVA P, PIVOKONSKA L, *et al.* The effect of global velocity gradient on the character and filterability of aggregates formed during the coagulation/flocculation process [J]. Environmental Technology, 2011, 32(12): 1355-1366.
- [23] 闫文标. 基于FLUENT三种多相流模型的选择及应用说明[J]. 云南化工, 2020, 47(4): 43-44.
YAN Wenbiao. Selection and application of three multiphase flow models based on FLUENT[J]. Yunnan Chemical Technology, 2020, 47 (4): 43-44 (in Chinese).
- [24] 黄忠钊,谭立新. 基于群体平衡模型的污泥絮凝-沉降三维模拟[J]. 西安理工大学学报, 2013, 29(4): 469-474.
HUANG Zhongzhao, TAN Lixin. Three-dimensional simulation of flocculation-settling for sludge based on population balance model [J]. Journal of Xi'an University of Technology, 2013, 29 (4): 469-474 (in Chinese).
- [25] NAEENI S K, PAKZAD L. Droplet size distribution and mixing hydrodynamics in a liquid-liquid stirred tank by CFD modeling [J]. International Journal of Multiphase Flow, 2019, 120: 103100.
- [26] XIE L, LIU Q, LUO Z H. A multiscale CFD-PBM coupled model for the kinetics and liquid-liquid dispersion behavior in a suspension polymerization stirred tank [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2018, 130: 1-17.

作者简介:张世豪(1996-),男,黑龙江哈尔滨人,硕士研究生,研究方向为液相颗粒絮凝反应技术。

E-mail:imshihao@163.com

收稿日期:2021-04-16

修回日期:2021-07-07

(编辑:任莹莹)