

# 锥形流化床混凝工艺混凝反应特征和机制初探

周丹丹<sup>1</sup>, 赵华<sup>1</sup>, 李源<sup>1</sup>, 郭礼宝<sup>1</sup>, 王婷<sup>2</sup>, 董双石<sup>1\*</sup>

(1. 吉林大学环境与资源学院, 长春 130026; 2. 同济大学环境科学与工程学院, 上海 200092)

**摘要** 研究了以锥形流化床作为混凝装置时混凝反应的控制因素, 以及该工艺的混凝效率和形成絮体特征, 并对该工艺的混凝机制进行了探讨. 结果表明, 填充颗粒性质、床高和表观流速等参数的变化会引起床内速度梯度  $G$  和反应时间  $T$  的变化. 设置沉淀时间为 20 min, 该工艺对高岭土悬浊液的混凝效率随着 Camp 值  $GT$  的增加呈上升趋势.  $G$  值在  $169.2 \sim 189.7 \text{ s}^{-1}$  区间内时, 混凝效果受反应时间的影响较敏感. 但当  $G$  值低于  $169 \text{ s}^{-1}$  时, 过低的  $G$  值限制了颗粒的碰撞, 混凝效果随反应时间的增加不再升高. 分析认为, 锥形流化床反应器内部颗粒的无规则运动产生涡旋和沿床高方向表观流速逐渐减小等特征使其作为混凝装置具有可行性. 但在相近的  $G$  和反应时间下, 与机械混凝装置相比, 该锥形流化床混凝装置形成的絮体当量尺寸较大, 但平均密度稍小.

**关键词** 锥形流化床; 混凝; 速度梯度; 混凝时间; 絮体

中图分类号: X131.2 文献标识码: A 文章编号: 0250-3301(2010)04-1002-06

## Flocculation Characteristics and Mechanism of a Conical Fluidized-Bed Reactor

ZHOU Dan-dan<sup>1</sup>, ZHAO Hua<sup>1</sup>, LI Yuan<sup>1</sup>, GUO Li-bao<sup>1</sup>, WANG Ting<sup>2</sup>, DONG Shuang-shi<sup>1</sup>

(1. College of Environment and Resource, Jilin University, Changchun 130026, China; 2. College of Environmental Science and Technology, Tongji University, Shanghai 200092, China)

**Abstract** Controlling parameters, flocculation efficiencies and flocs characteristics in a conical fluidized bed were studied, and the flocculation mechanism of this reactor was discussed. The results showed that the changes of the properties of packed particles, bed height and liquid superficial velocity would cause the changes of velocity gradient ( $G$ ) and reaction time ( $T$ ). The removal fraction (RF) of kaolin clay suspension increased with increasing of the value of  $GT$ , when the sediment time was 20 min. The RF was greatly affected by  $T$ , when  $G$  was within  $169.2\text{-}189.7 \text{ s}^{-1}$ . However, when  $G$  was less than  $169 \text{ s}^{-1}$ , it was so low that limited the collision among particles, which flattened increase of RF by increasing the  $T$ . It is the vortex caused by random movement of particles and vertically gradually decreased liquid superficial velocity in the conical fluidized bed that makes it applicable on flocculation. The flocs formed in the conical fluidized bed, were slightly larger in size and smaller in density than those in the mechanical mixing device, when close  $G$  and  $T$  were applied in two reactors. Better flocculation and sediment performance could be expected when the reactor and the reaction condition was improved.

**Key words**: conical fluidized bed; flocculation; velocity gradient; flocculation time; floc

混凝技术现已被广泛应用于给水处理、废水处理和食品、发酵工业等领域<sup>[1,2]</sup>,其目的是使水中胶体和悬浮物颗粒凝聚为大的絮凝体,以便从水中分离出来.近年来,国内外的研究者在新型絮凝剂的研发上做了大量的工作,比如新型有机高分子絮凝剂<sup>[3]</sup>、可生物降解型絮凝剂<sup>[4]</sup>和微生物絮凝剂<sup>[5]</sup>等.然而,有关混凝工艺的设计和新型混凝反应器研发等方面研究的报道还相对较少.20世纪90年代开始,Elmaeh等<sup>[6]</sup>研究了流化床混凝反应器在污水处理、水中藻类去除<sup>[7]</sup>等方面的应用,2005年,Cheknane等<sup>[8]</sup>以硫酸铝为混凝剂,通过实验和分析手段证实将流化床应用于 Algiers 地区的海水处理是可行的.其研究还表明,流化床内的有机物和胶体颗粒物质的主要混凝机制是网捕卷扫作用,在酸性条件下,也包括电性中和作用.在我国,赵汝傅等<sup>[9]</sup>也提出采用石英砂流化床作为混凝装置的设想,认

为该技术具有停留时间短、运行效率高等优点.

目前关于流化床混凝技术的报道主要是基于柱状流化床工艺展开的.实际上,锥形流化床与柱状流化床的流体力学特征存在着很大的差异<sup>[10,11]</sup>,因此其所表现出的混凝反应特征与柱状流化床混凝装置将有所不同.首先,锥形流化床的横截面积随着床高的增加而逐渐增大,不仅使锥形流化床能够流化比柱状床更大范围尺寸分布的固相颗粒,也满足了混凝反应所需速度梯度条件.其次,颗粒在锥形流化床的中心区域呈上向流,流至床体的顶端后再在床体

收稿日期 2009-05-26; 修订日期 2009-07-31

基金项目: 国家自然科学基金项目(50908096, 50908097); 教育部博士点新教师基金项目(20090061120035); 吉林大学基本科研业务费项目(20093155)

作者简介: 周丹丹(1980~),女,讲师,主要研究方向为水处理技术, E-mail: zhouddan415@163.com

\* 通讯联系人, E-mail: dongshuangshi@gmail.com

的外周区域转为下向流<sup>[12]</sup>,这种循环促进了颗粒的混合<sup>[13]</sup>。本研究将结合锥形流化床流体力学特征,对比相同运行条件下的机械搅拌反应装置,探讨锥形流化床混凝反应的效率和絮体特征,并对其混凝机制进行分析。

## 1 材料与方法

### 1.1 实验装置

实验装置如图 1 所示,以球形硅胶颗粒为流化床固相。通过改变进水流量调整流体作用于硅胶颗粒表面的曳力,引起床层膨胀高度的变化和硅胶颗粒的无规则流化运动。硅胶颗粒的无规则运动引起的水涡为胶体颗粒碰撞提供条件,使混凝反应发生。锥形流化床混凝装置由有机玻璃加工制作,锥底直径 89 mm,锥顶直径 203 mm,高 435 mm,锥角 8°。顶部设有扩大段防止颗粒流失;底部设有开孔率为 2% 的分布板和高度为 200 mm 的配水室,起混合和改善流体分布的作用。分布板与床体之间设有细孔筛网,防止颗粒流失进入分布室。球形树脂颗粒性质如下:直径 830 μm,湿密度 1.51 g·mL<sup>-1</sup>,球形度为 1,初始空隙率 39%。

实验进水为人工配置的 150 mg·L<sup>-1</sup> 的高岭土悬浊液,进水流量由流量计和调节阀控制。PAC 絮凝剂在溶解池中配制,由流量计和调节阀控制 PAC 的投加量。高岭土悬浊液和 PAC 絮凝剂在提升泵和液体分布室中发生混合,在锥形床体中树脂颗粒流化作用下发生混凝反应,絮体和出水收集后在装置外进行沉淀和分析。

以混凝搅拌仪模拟机械混凝反应装置,以体积为 2 L 烧杯作为混凝反应容器。搅拌桨为正方形,长 60 mm,宽 60 mm,转速调节范围 50 ~ 1500 r·min<sup>-1</sup>。处理水质、温度和 pH 值与锥形流化床混凝装置进水相同。

### 1.2 混凝控制指标选择和控制

速度梯度和混凝时间是混凝工艺中的主要控制参数,它反映了凝聚过程中颗粒的碰撞效率。本研究选择速度梯度  $G$  值和  $GT$  值(速度梯度与混凝时间的乘积)作为混凝反应的控制指标,并对比不同  $G$  值和  $GT$  值下锥形流化床混凝与机械混凝的混凝效率。混凝效率即悬浊液中混凝反应结束后,再静沉 20 min,该混凝沉降过程中微颗粒的去除率。

#### 1.2.1 锥形流化床混凝装置 $G$ 值和 $GT$ 值

液-固柱状流化床中的速度梯度  $G$  和  $GT$  值采

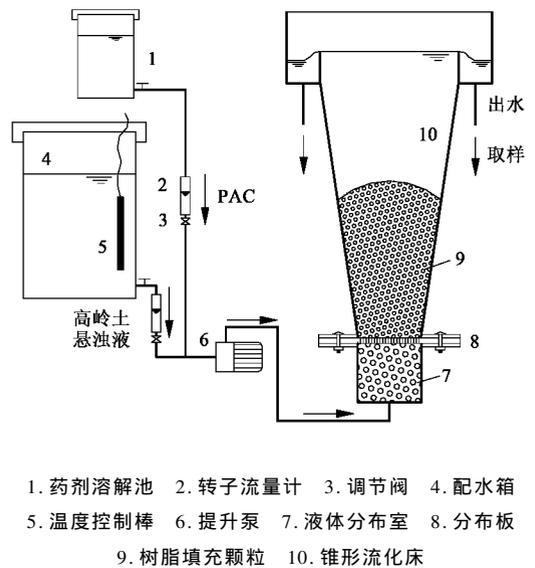


图 1 锥形流化床絮凝反应装置

Fig. 1 Conical fluidized bed flocculation-coagulation set-up

用 Camp 等<sup>[14]</sup>推导的数学模型计算:

$$G = \left[ \frac{g(\rho_s - \rho_l)(1 - \varepsilon)U}{\varepsilon\mu} \right]^{1/2} \quad (1)$$

$$GT = \left[ \frac{g\varepsilon L^2(\rho_s - \rho_l)(1 - \varepsilon)}{\mu U} \right]^{1/2} \quad (2)$$

式中  $\rho_s$  为固相颗粒的密度,  $\rho_l$  为液相密度,  $\mu$  为流体的黏度,  $L$  为床层膨胀高度,  $U$  为流体表观流速,  $\varepsilon$  为床层空隙率,采用下式计算<sup>[15]</sup>:

$$\frac{1.75\rho_l}{\rho_s - \rho_l} \frac{1}{\phi d} \frac{U^2}{\varepsilon^3} + \frac{150\rho_l\nu}{(\rho_s - \rho_l)g} \left( \frac{1}{\phi d} \right)^2 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} = 1 \quad (3)$$

式中  $\phi$  表示颗粒球形度,  $d$  表示颗粒直径,  $\nu$  表示流体动力学黏度。

将锥形床假想是由无数个直径逐渐增大的柱状流化床组合而成,可采用数值积分的方法获得锥形流化床混凝反应器  $GT$  值。而锥形床中的  $G$  值可采用下式计算:

$$G = \frac{\sum GT}{T} \quad (4)$$

#### 1.2.2 机械混凝装置 $G$ 值和 $GT$ 值

机械搅拌条件下存在以下公式<sup>[16]</sup>:

$$P = \frac{C_d\rho_l h\omega^3 r^4}{4} \quad (5)$$

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \quad (6)$$

式中,  $C_d$  为阻力系数,本实验条件下的  $C_d$  取值 1.15<sup>[17]</sup>,  $h$  为搅拌桨长度,  $r$  为搅拌桨半径,  $\omega$  为搅

拌桨相对于水的旋转角速度  $\rho$  为搅拌桨所耗功率,  $V$  为反应器有效容积, 机械混凝装置的  $GT$  值即为式(6)所计算的  $G$  值与搅拌时间  $T$  的乘积。

结合式(5)和式(6)确定机械混凝装置与流化床混凝装置发生混凝反应的  $G$  值相同时, 机械混凝装置的  $\omega$  值, 其搅拌桨转速  $n$  按式(7)计算:

$$n = \frac{60 \times \omega}{2\pi \times 0.75} \quad (7)$$

表 1 混凝反应操作条件

Table 1 Experimental conditions of flocculation reaction

序号	锥形流化床混凝装置(PAC 60 mg/L)					机械混凝装置(PAC 60 mg/L)				
	表观流速 /mm·s <sup>-1</sup>	初始床高 /mm	膨胀高度 /mm	停留时间 /s	$G$ /s <sup>-1</sup>	$GT$	转速 /r·min <sup>-1</sup>	混凝时间 /s	$G$ /s <sup>-1</sup>	$GT$
1	3.9	95	95	29.33	146.3	4 289.7	—	—	—	—
2	7.9	95	105	16.17	170.8	2 762.5	—	—	—	—
3	1.1	95	115	13.42	179.5	2 408.6	—	—	—	—
4	1.4	95	125	11.02	186.5	2 055.3	—	—	—	—
5	1.8	95	135	9.68	189.7	1 836.5	—	—	—	—
6	3.9	130	130	39.40	145.0	5 712.4	—	—	—	—
7	7.9	130	140	21.53	169.2	3 642.5	200	22.3	164.3	3 663.1
8	12.0	130	150	15.40	181.8	2 798.1	210	15.7	176.7	2 774.7
9	13.2	130	160	15.20	183.7	2 791.5	210	15.8	176.7	2 792.4
10	18.5	130	170	11.67	189.6	2 211.6	220	11.7	189.5	2 217.2

特征:采用电子显微镜进行观测。絮体自由沉降速率:由沉降实验测得单个絮体在单位时间内的沉降高度,并利用絮体当量粒径与容器筒径修正求得。

絮体当量粒径  $d$ :小心取出若干装置出口处絮体,通过具有测量功能的电子显微镜测试絮体的长轴与短轴得到:

$$d = \sqrt[3]{ab^2} \quad (8)$$

式中  $a$  表示絮体长轴长度,  $b$  表示絮体短轴长度。

絮体的质量密度  $\rho_e$ :根据被测絮体的自由沉降速率,絮体的质量密度由下式计算<sup>[18]</sup>:

$$v^2 = \frac{4dg}{3\rho_l C_d} (\rho_e - \rho_l) \quad (9)$$

式中  $v$  为絮体自由沉降速率,  $d$  为絮体当量直径,  $\rho_l$  为流体密度,  $C_d$  为当量球体的阻力系数,紊流条件下  $C_d = 45/Re$ 。

## 2 结果与分析

### 2.1 锥形流化床混凝工艺控制指标

在如图 1 所示的反应装置中,当进水高岭土悬浊液浓度为 150 mg/L,温度为 20℃ ± 1℃,pH 值为 7,沉降时间为 20 min,以 PAC 作为混凝剂,在表 1 所示的运行条件下,肉眼均可观察到流化颗粒之间

### 1.3 混凝条件控制

高岭土悬浊液(150 mg·L<sup>-1</sup>)和 PAC 混凝反应环境条件在机械混凝反应器中确定,最佳混凝反应温度为 20℃,最佳 pH 值 7.0。本研究中所提到的混凝反应均控制在上述环境条件下。采用 1.2.2 中计算方法,锥形流化床混凝装置与机械混凝装置主要操作条件如表 1 所示。

### 1.4 检测方法

高岭土悬浊液浓度:分光光度法。絮体的形态学

有絮体生成,且絮体的尺寸沿着床高方向逐渐增加。表 1 中,表观流速的变化使流体作用于硅胶颗粒表面的曳力增加,从而引起膨胀高度的变化。同一序号的锥形流化床混凝装置与机械混凝装置具有相近的  $G$  值,控制 2 个装置混凝反应时间相同,使 2 个装置内  $GT$  值相近。

因混凝反应的发生非常复杂,一般认为除了环境因素对胶体颗粒的碰撞效率产生影响外,反应时间  $T$  和速度梯度  $G$  值也对混凝效果有重要的影响。在锥形流化床混凝反应工艺中,高岭土悬浊颗粒的去除率随  $GT$  值的增加呈明显上升趋势[见图 2(a)].以初始床高  $H_0$  为 95 mm,PAC 投加量为 60 mg/L 时为例,当  $GT$  值由 1836.5 逐渐增加至 2762.5 时,去除率由 24.0% 逐渐增加至 55.7%。但是,当初始床高  $H_0$  为 130 mm,PAC 投加量为 60 mg/L 时, $GT$  值由 2791.5 少许上升至 2798.1 时,胶体去除率由 38.6% 大幅度上升至 48.7%。可见,在上述研究范围内, $GT$  值单独作为锥形流化床混凝工艺的控制性影响因子是不全面的。

图 2(b)反映了当  $G$  值在 163 ~ 190 s<sup>-1</sup> 区间内变化,不同运行条件下混凝效率情况。可以看出,代表颗粒碰撞速率的  $G$  值增加时,混凝效率反而呈降

低的趋势. 经分析个别  $G$  值相近点的混凝效率情况, 不难看出, 在锥形流化床混凝工艺中, 混凝效率明显受反应时间的影响. 当 PAC 投加量均为  $60 \text{ mg/L}$ ,  $G$  值为  $170 \text{ s}^{-1} \pm 0.8 \text{ s}^{-1}$  时, 反应时间由  $16.2 \text{ s}$  增加至  $21.5 \text{ s}$  时, 高岭土颗粒去除率由  $55.7\%$  增至  $69.1\%$ ; 同样,  $G$  值为  $189.6 \text{ s}^{-1} \pm 0.1 \text{ s}^{-1}$  时, 反应时间仅增加  $2 \text{ s}$ , 高岭土颗粒去除率提升了  $9.8\%$ . 图 3 中反应时间对混凝效率的影响进一步证实了上述推断. 锥形流化床混凝工艺中,  $G$  值在  $169.2 \sim$

$189.7 \text{ s}^{-1}$  区间内, 混凝效率随着反应时间的增加呈明显上升趋势, 此时可认为反应时间为混凝反应的重要控制指标. 然而, 当速度梯度  $G$  值过小, 即使反应时间增加, 去除效率也不能进一步上升, 此时过小的  $G$  值成为混凝反应的限制性因素. 可见, 锥形流化床混凝工艺与传统的水力混凝与机械混凝工艺相比,  $G$  值的适宜范围较窄. 但是这并不会限制锥形流化床混凝装置的应用, 由表 1 和图 2 可知其  $G$  值的变化受运行条件的影响较小.

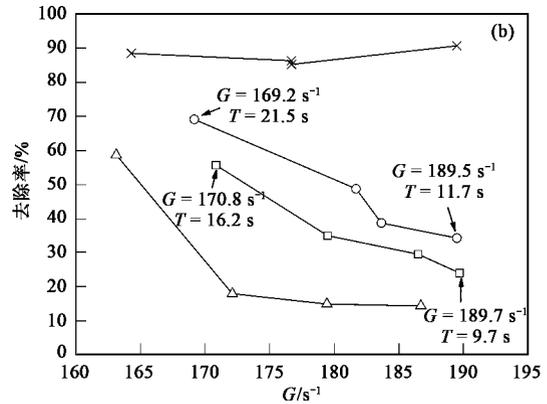
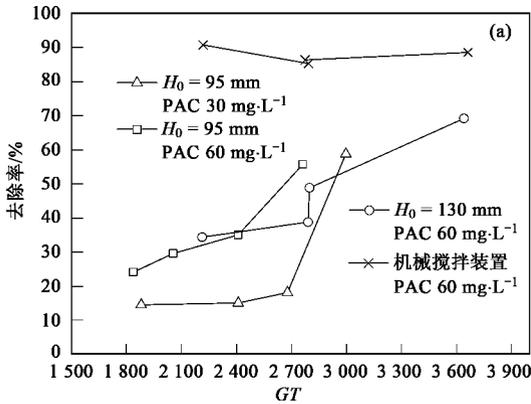


图 2  $GT$  和  $G$  值对絮凝效率的影响

Fig. 2 Effects of the value of  $GT$  and  $G$  on the flocculation fraction

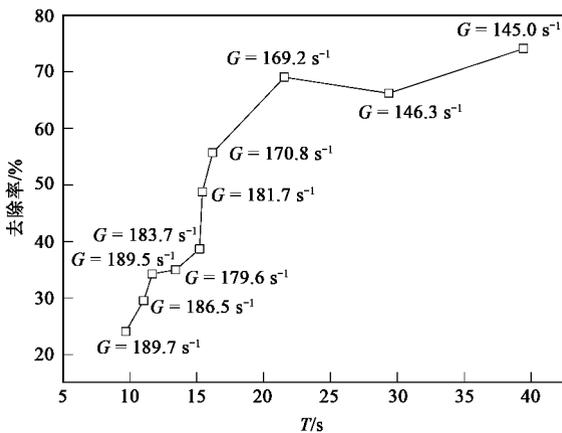


图 3 絮凝反应时间对絮凝效率的影响

Fig. 3 Effects of the reaction time on the flocculation fraction

## 2.2 锥形流化床与机械混凝工艺絮体特征

表 2 给出了 2 组相同  $G$  值与  $GT$  值条件下, 锥形流化床与机械搅拌装置中形成絮体的平均直径与密度的对比情况. 可以看出, 相对于机械搅拌装置, 锥形流化床中形成的絮体平均直径大、密度小. 这是因为①实验室反应器高度的限制, 锥形流化床的反应停留时间只能在一定限度内; ②锥形流化床中随着高度增加, 颗粒碰撞速度减小, 因而形成的絮体直径大、密度小. 这也是 2 个反应器内絮体自由沉降速度不同的直接原因. 从图 4 可以看出, 在 2 个  $GT$  值条件下, 机械搅拌装置内絮体平均自由沉降速度快于流化床. 但其速度分布较宽, 说明絮体直径与密度均一性较差; 相反, 锥形流化床内絮体直径与密度则

表 2 锥形流化床与机械混凝装置絮体尺寸和密度对比

Table 2 Comparison of flocs size and density in conical fluidized-bed and mechanical reactors

装置	$G/\text{s}^{-1}$	$GT$	$d/\mu\text{m}$	$\rho_c/\text{g}\cdot\text{mL}^{-1}$
流化床混凝( $H_0 = 130 \text{ mm}$ , $H = 140 \text{ mm}$ )	169.2	3 642.5	239	1 197.5
流化床混凝( $H_0 = 130 \text{ mm}$ , $H = 170 \text{ mm}$ )	189.6	2 211.6	231	1 228.3
机械混凝( $n = 200$ , $T = 22.3 \text{ s}$ )	189.5	2 217.2	188	1 441.4
机械混凝( $n = 220$ , $T = 11.7 \text{ s}$ )	164.3	3 663.1	201	1 357.3

比较均一,在实际工程中较易控制运行参数.因此,当应用工程尺寸的锥形流化床时,将不再有停留时间过短的限制,适当增加  $GT$  值则可以使絮体有更快的沉降速度,且均一性更好.

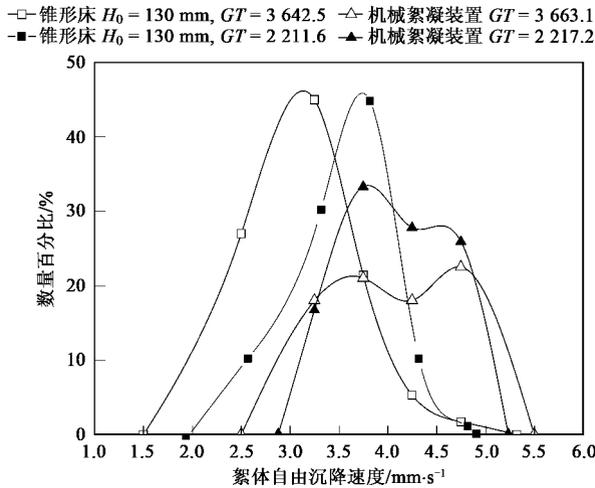


图4 锥形流化床与机械絮凝装置颗粒沉降性能对比

Fig. 4 Comparison of sedimentation velocity of flocs in conical fluidized-bed and mechanical reactors

### 2.3 锥形流化床与机械混凝工艺混凝效率分析

本研究对比了当 PAC 投加量为  $60 \text{ mg/L}$ , 沉淀时间  $20 \text{ min}$  时,在相近速度梯度  $G$  和反应时间  $T$  下,锥形流化床与传统的机械混凝反应器对混凝效率的影响(参见图2).当  $G$  值在  $163 \sim 190 \text{ s}^{-1}$  范围内,机械混凝反应装置对高岭土悬浊液的混凝效率明显高于锥形流化床混凝工艺,且稳定在  $85\%$  左右,这是因为在该  $G$  值范围内, $G$  值的变化对机械混凝装置转速的选择影响较小(参见表1).经计算,机械搅拌桨板中心点线速度高出流化床底端实际水流速达40倍,二者在相同  $G$  值时所形成的紊流可比性存在一定误差,未来研究中应探索并选择更具可比性的条件进行比较.值得一提的是,在研究中发现上述  $G$  值范围内反应时间对机械混凝装置混凝效率的提高影响很小,即使将反应时间延长至  $3 \text{ min}$ ,机械混凝装置的混凝效率仍为  $85\%$  左右.而锥形流化床反应装置的混凝效率随反应时间的增加显著提高.

### 3 讨论

在如图1所示的锥形流化床混凝装置中,高岭土和 PAC 混凝剂混合液由底部进入锥形流化床混凝装置中,首先通过填充满塑料小球的底部液相分

布区,混合液与塑料球激烈作用满足了高岭土溶液和 PAC 快速混合的需要.随后,混合液通过分布板和筛网,满足了装置均匀布水的需要.锥形流化床内填充的硅胶颗粒,在混合液的曳力作用下处于流化状态,流化态的颗粒彼此分散并作不规则运动,使得颗粒的周围产生涡旋.根据混凝理论,涡旋会产生更小的涡旋,当涡旋的大小与胶体颗粒大小相近时,就会促进颗粒间的彼此碰撞,增加有效碰撞次数,达到良好的混凝效果.另外,该混凝过程是在沿高度方向直径逐渐增加的锥形床中进行的,使得混凝过程中的流速递减,流速梯度  $G$  值递减,为絮体的成长提供了良好的水力条件,保证了絮体的逐渐生成,并防止生成的絮体破碎.可见,混合和混凝反应均可以在锥形流化床混凝装置中有效完成.

尽管在本研究运行条件下,锥形流化床混凝装置对高岭土悬浊液的混凝效率低于传统机械混凝装置,但是研究表明该反应条件下反应时间对其混凝效率有显著影响.因此通过改变锥形流化床内的流体力学条件增加反应时间,可以提高该工艺的混凝效率.可见,该工艺混凝反应条件的选择还有待进一步研究.

### 4 结论

(1) 锥形流化床混凝工艺中,高岭土悬浊液的混凝效率随着  $GT$  值的增加而逐渐上升.且当  $G$  值在  $169.2 \sim 189.7 \text{ s}^{-1}$  区间内时,反应时间为混凝反应的主要影响因子,颗粒去除率随着反应时间的增加呈明显上升趋势.然而,当速度梯度  $G$  值过小,即使反应时间增大,去除效率也无明显增加,此时  $G$  值成为混凝反应的限制性因子.

(2) 本研究中的混凝反应受锥形流化床尺寸的限制,均小于  $30 \text{ s}$ .相对于机械搅拌装置,其生成的絮体密度略小、尺寸略大,沉降速度稍小,但速度值分布较均一.经分析认为当应用工程尺寸的锥形流化床时,絮体的沉降性能会得到明显改善,且均一性好,易于控制.

(3) 锥形流化床独特的几何形状和流体力学特征,有利于絮体在其内部形成并避免破碎,使得混合和混凝反应能高效完成.

参考文献:

- [1] Campos S X, de Azevedo E R, Bonagamba T J, et al. Color removal by coagulation, flocculation and sedimentation from water containing humic substances with different apparent molecular sizes [J]. J Water Supply Res Technol Aqua, 2007, 56(5): 327-333.

- [ 2 ] Wu J Y , Ye H F. Characterization and flocculating properties of an extracellular biopolymer produced from a *Bacillus subtilis* DYU1 isolate [ J ]. *Process Biochem* , 2007 , **42** ( 7 ) : 1114-1123.
- [ 3 ] Pal S , Mal D , Singh R P. Synthesis , characterization and flocculation characteristics of cationic glycogen : a novel polymeric flocculant [ J ]. *Colloids Surf A : Physicochem Eng Aspects* , 2006 , **289**( 1-3 ) : 193-199.
- [ 4 ] Singh R P , Karmakar G. P , Rath S K , *et al.* Biodegradable drag reducing agents and flocculants based on polysaccharides : materials and application [ J ]. *Polym Eng Sci* , 2000 , **40**( 1 ) : 46-60.
- [ 5 ] Ma F , Zheng L N , Chi Y. Applications of biological flocculants ( BF ) for coagulation treatment in water purification : turbidity elimination [ J ]. *Chem Biochem Eng Q* , 2008 , **22** ( 3 ) : 321-326.
- [ 6 ] Elmaeh S , Yahia H , Coma J. Suspended solids abatement by pH increase-upgrading of an oxidization pond effluent [ J ]. *Wat Res* , 1996 , **30**( 10 ) : 2357-2362.
- [ 7 ] Yahia H , Elmaeh S , Coma J. Algal flocculation-sedimentation by pH increase in a continuous reactor [ J ]. *Wat Sci Technol* , 1994 , **30**( 8 ) : 259-267.
- [ 8 ] Chekmane B , Messaoudene N A , Naceur M W , *et al.* Fluidized bed flocculation-coagulation of seawater from the Algiers area [ J ]. *Desalination* , 2005 , **179**( 1-3 ) : 273-280.
- [ 9 ] 赵汝傅,黄留堂. 石英砂流化床絮凝器的实验研究[ J ]. *化学世界* , 1990 , **31**( 1 ) : 563-567.
- [ 10 ] Zhou D , Dong S , Wang H , *et al.* Minimum fluidization velocity of a three-phase conical fluidized bed in comparison to a cylindrical fluidized bed [ J ]. *Ind Eng Chem Res* , 2008 , **48** ( 1 ) : 27-36.
- [ 11 ] 董双石,周丹丹, Bi X T. 好氧锥形流化床生物膜反应器启动与生物膜形成特征研究[ J ]. *环境科学* , 2009 , **30**( 3 ) : 827-833.
- [ 12 ] Toyohara H , Kawamura Y. Fluidization of a tapered fluidized-bed of a binary particle-mixture [ J ]. *Inter Chem Eng* , 1992 , **32** ( 1 ) : 164-171.
- [ 13 ] Webster G. H , Perona J. The effect of taper angle on the hydrodynamics of a tapered liquid-solid fluidized bed [ J ]. *AIChE Symp* , 1990 , **86**( 276 ) : 104-111.
- [ 14 ] Camp T R , Stein P C. Velocity gradients and internal work in fluid motion [ M ]. *Boston Soc Civ Eng* , 1943. 219-237.
- [ 15 ] Crowe C T. *Multiphase flow handbook* [ M ]. London : Taylor & Francis Group , 2006.
- [ 16 ] 常青. *水处理絮凝学* [ M ]. 北京 : 化学工业出版社 2003.
- [ 17 ] 上海市政工程设计院. *给水排水设计手册* [ M ]. ( 第三册 ). 北京 : 中国建筑工业出版社 , 2001.
- [ 18 ] Tang P , Greenwood J , Raper J A. A model to describe the settling behavior of fractal aggregates [ J ]. *J Colloid Interface Sci* , 2002 , **247**( 1 ) : 210-219.