

文章编号:1004-6011(2001)ZK04-0066-08

水力絮凝器的理论与实践

高士国

(北京市市政工程设计研究总院,北京 100045)

摘 要: 本文结合波形板絮凝器的研究成果,对水力絮凝器的理论进行了研讨,提出了提高和改善絮凝效果的概念和措施。即:注入的能量在各絮凝阶段的水体中应具有高程度的均匀分布;絮凝时间逐级递增以适应絮凝过程的要求以及在絮凝容积的各个部位形成涡流以改善絮凝条件。还提出扩散系数和容积利用率可作为评定絮凝器性能重要指标的观点。

关键词: 水力絮凝;波形板;絮凝器;输入能量;G 值;涡流;扩散系数;容积利用率

中图分类号: TU991.22

文献标识码: A

0 引言

絮凝系指加入混凝剂后水中脱稳的絮粒由小结大的过程。絮凝过程依其获得所需能量方式的不同分为两大类,一是以消耗自身水头为能源的水力式,一是以机械加注能量的机械式。

水力絮凝具有设备简单、维护和管理方便、建造与维修费用低等优点。其主要缺点是絮凝效果受流量变化的影响较大,这是由于代表能量输入率的水头损失和过流量的平方成正比,即当流量变化时能量的输入率呈平方关系增减。鉴于水力絮凝的突出优点,许多国家和地区一直在研究提高水力絮凝的效率、效果和稳定性的措施。发展的共同趋势是加设多级的、输入能量率递减的阻流装置。其实质是提高能量注入在絮凝全过程中的均匀性。中国近年来研制成功的多级旋流絮凝器、栅条及网格絮凝器和波形板絮凝器都反映了这种趋势,把水力絮凝的水平提高了一大步。

北京市市政设计研究院借鉴荷兰波形板填料絮凝器信息,经多年探索研制成功了独特的波形板填料絮凝器,并应用于生产中取得了理想效果,把絮凝时间缩短到 5 分钟左右,对流量变化的适应性也大为提高。通过波形板絮凝器的开发与应用,不仅获得了包括池形设计在内的完整的设计参数和

运行数据,同时为提高絮凝技术提供了很多有益的启示。本文的目的在于力求归纳出对提高絮凝技术具有普遍意义的因素和措施。

为便于后文的分析,先就波形板絮凝器的成果做一简要介绍。

1 波形板絮凝器及其成果

装置结构

做为填料的波形板其波形为正弦波如图 1、图 2 为波形板絮凝器结构示意图。

絮凝器沿水流方向分成流速不同的三级、分别称为第一、二、三絮凝室,三个室流速 u_1 、 u_2 、 u_3 之间呈逐级递减关系,一般为

$$u_1 : u_2 : u_3 = 4 : 2 : 1 \quad (1)$$

每一级波形板填料部分的流程长度相同,可在 7m ~ 10m 之间选取,波形板竖向安装,相邻板相位置差 180°排列如图 3。

每室受设备高度的限制由 2 ~ 4 折组成(图 2 所示每室为两折),波形板填料部分的净停留时间约为

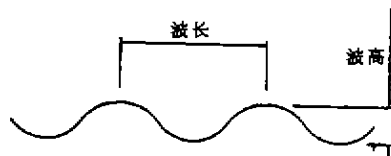


图 1 波形板示意图

作者简介: 高士国,57 届校友,北京市市政工程设计研究总院,教授级高级工程师,院总工程师。

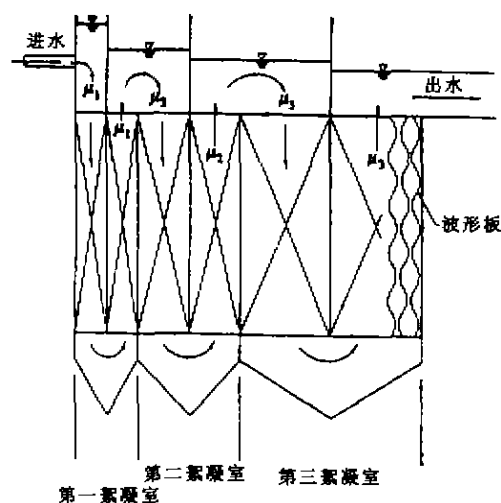


图2 波形板絮凝器示意图

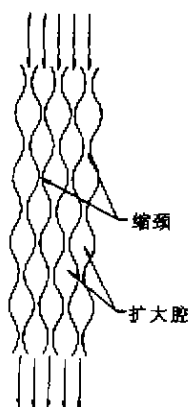


图3 波形板组图

4~5min。波形板的波长有200mm和500mm两种，以适应于水量大小不同的场合。

首先在北京做了规模为 $14\text{m}^3/\text{h}$ 的中间试验，同时对应用波形板絮凝的 $45\text{m}^3/\text{h}$ 净水器做了测定。上述絮凝器波形板波长为200mm。其后在福州做了500mm波长、规模为 $65\text{m}^3/\text{h}$ 的生产性试验，取得成功。波长的加大使波形板材料用量较200mm

波长减少了一半。上述絮凝器的净停留时间为4min。随后又在北京市第九水厂做了规模为 $26\text{m}^3/\text{h}$ 的生产性试验，并在北京市第九水厂二期三期工程中采用。

运行效果

絮凝效果用1000ml烧杯取样静沉2min和5min测定上清液浊度，和经斜管沉淀后出水浊度进行对比（斜管表面负荷为 $10\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{m}^2$ ），其结果见表1。

北京中试以污染较重的永定河为水源，其余两个装置均以福建闽江水为水源。从表1的数据可以看出絮凝时间仅4min（总停留时间约5min），经沉淀后出水浊度平均在4度左右。特别是斜管的上升流速达 $2.78\text{mm}/\text{s}$ 的较高负荷情况下出水浊度均在5度以内，说明波形板絮凝器的高效与稳定。

对流量变化的适应性

在福州生产试验中处理水量在 $39\text{m}^3/\text{h}\sim 91\text{m}^3/\text{h}$ ，即设计水量的60%~140%变化时5min静沉浊度均在5度左右，详见图4。在负荷变化高达 $\pm 40\%$ 仍能保持几乎不变的出水水质，有力地说明波形板填料絮凝器对流量变化有很强的适应能力。

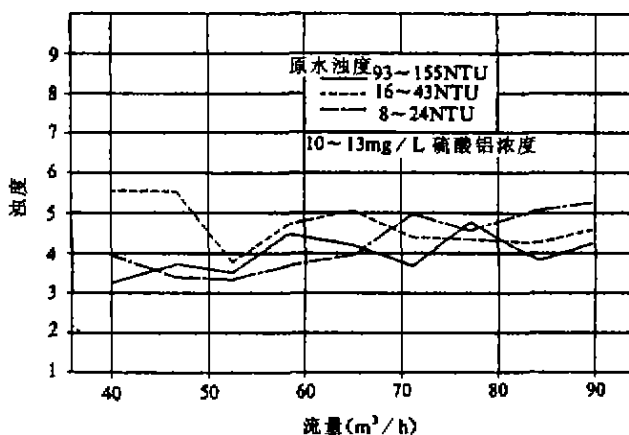


图4 福州絮凝试验流量变化与出水浊度

表1 絮凝效果统计表

装置	流量 (m^3/h)	原水浊度 (度)	水温 ($^{\circ}\text{C}$)	投药量 (PPm)	出水浊度(度)		
					静沉2min	静沉5min	斜板沉淀
北京中试	14	18~50	18~24	6 (二氯化铁)	3~6	2.5~4.8	2~4.8
净水器	45	25~35	25~35	12 (硫酸铝)			3.9
福州试验	65	9.5~40	29~31	10~13 (硫酸铝)	5.3~7.1	2.8~5.5	

人工配浊试验说明波形板絮凝器可以适用于一般遇到的高浊度。

2 对絮凝理论的剖析

迄今为止的絮凝理论一直以研究脱稳粒子的碰撞及其数量和粒径的变化为主要目标,并推导出颗粒碰撞的各种数学模式。1943 年 Camp 和 Stein 提出了速度梯度的公式:

$$G_m = \frac{\overline{\epsilon_m}}{\sqrt{\mu}} \quad (2)$$

式中: G_m —速度梯度;

ϵ_m —单位水体的平均能耗率;

μ —水的绝对粘度。

这一公式本来是在层流条件下根据 $G = du/dz$ 导出的,但以后在紊流状态下依假设条件的不同而推导出的各式各样的数学模式中均含有因子 $\frac{\overline{\epsilon_c}}{\sqrt{\mu}}$,且与碰撞次数 N 均呈正向关系:

$$N \propto \frac{\overline{\epsilon_c}}{\sqrt{\mu}} \quad (3)$$

式中: $\overline{\epsilon_c}$ —单位水体的有效平均能耗率。

速度梯度 G 值能够应用于紊流絮凝是由于 G 值定义为 $\frac{\overline{\epsilon_c}}{\sqrt{\mu}}$,即:

$$G = \frac{\overline{\epsilon_c}}{\sqrt{\mu}} \quad (4)$$

G 值对絮凝过程的重要性主要体现为定性的指导作用,而不是它的具体数值。近年来随着絮凝技术的发展,不少学者指出 G 值只是某一水体的平均值,并不反映瞬时值,也不能反映水流的真实结构。笔者认为最重要的是 G 值只反映某一水体能量注入率的平均值,不能反映该水体各微小单元能量注入率的具体数值和均匀程度。水力絮凝中,代表能量注入率的水头损失主要集中在水力喷嘴、穿孔隔板或其他阻流装置之后,折板的拐弯处等。这些部位具有远高于平均值的速度梯度,其余部分则较小,使得水体各部位及各微小单元所获得的能量率有很大差异。机械絮凝则更为明显,能量的注入主要集中在浆板的边缘处。Camp 对机械搅拌做了测定,对絮凝有效的能量只占全部注入能量的 10~20%。该试验的目的是为了测定注入能量的有效

率,从另一个角度恰恰说明注入能量各局部水体和微小单元的不均匀性。可见只按平均值把能量输入水体是不行的,要使注入的能量有效地推动絮凝过程的完成还必须对注入能量在水体中的分配提出要求。目前的絮凝理论还远滞后于实践经验,难以做出定量回答,只能结合经验给以定性的分析。

在絮凝过程的各个阶段在客观上必然存在着使颗粒的有效碰撞率最高的能量注入率 ϵ_0 值。这里指的微小单元是其尺度与相应的颗粒尺寸有相同的数量级。实质上是要求絮凝各阶段的水体中注入的能量做到尽可能均匀的分配。如果忽略能量分配的均匀性,虽然注入水体平均值 $\epsilon_0 = \epsilon$,其结果必然一部分水体接受的能量率低于 ϵ_0 ,而另一部分则高于 ϵ_0 。接受能量率低于 ϵ_0 的那部分水体,其实际碰撞率必然低于预定值,这部分水体的小絮体不能在给定的时间内结大到预定的尺寸。对接受的能量率高于 ϵ_0 的那部分水体,根据颗粒最大直径的关系式来分析。

$$d_{max} = \kappa \epsilon_0^{-(0.5-0.4)} \quad \text{在惯性区 } d_{max} \geq \lambda_0 \quad (5)$$

$$d_{max} = \kappa \epsilon_0^{-(0.3-0.33)} \quad \text{在粘性区 } d_{max} \geq \lambda_0 \quad (6)$$

式中: κ —常数;

λ_0 —紊流涡旋微尺度。

(5)、(6)式说明絮体允许生成的最大直径和能量注入率呈反向关系,获得能量率高于 ϵ_0 值的那部分水体允许生成的絮体直径将小于预定尺寸。上述分析表明,不论获得能量率低于还是高于 ϵ_0 值的那部分水体,其中的絮体都不能结大到预计的尺寸,只有接受的能量率接近 ϵ_0 的那部分水体中的絮体才能结大到预计的尺寸。要想提高絮凝效果,获得大而均匀的絮体,对传统的絮凝器只能延长絮凝时间,使获得能量率不足的那部分水体总的碰撞次数增多,即增大 T 值,使 GT 值达到一定水平,有限地增大絮体尺寸。对能量率过量的那部分水体中由于产生了过大的剪应力,限制了絮体尺寸,延长絮凝时间也不能使絮体再结大,或者效果甚微,这时 GT 值已不能做为絮凝过程的指标而失去实际意义。可见理想的絮凝过程不仅需要按阶段供给适当的能量率,而且要求在该阶段水体中做到尽可能均匀的分配,使各微小单元获得尽可能一致的能量率。至此可以得出一个结论,改善絮凝器能量率分布的均匀性是提高絮凝装置效果的有效途径。

3 高效絮凝器的水力条件与特征

近年来折板、网格、波形板填料等多种高效水力絮凝器的开发正是沿着上述途径取得了重要进展,并可从中总结出一些带有指导意义的经验。本文以波形板絮凝器为例对高效絮凝器应具备的水力条件与特征做一归纳分析。

3.1 注入的能量在各絮凝阶段的水体中应具有高程度的均匀分布

能量在水力絮凝各阶段水体中分布的均匀程度取决于水力条件。波形板絮凝器是以波形板填料改善水力条件达到均匀分配能量提高絮凝效果的目的。波形板反应器是在各絮凝室中等间距装设波形板,将絮凝室分隔成若干独立的窄通道,如图5所示。

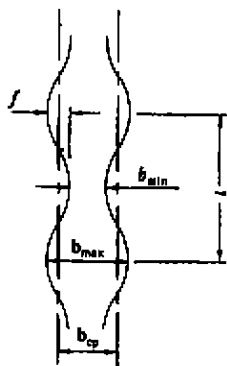


图5 单通道示意图

相互并列、几何形状和尺寸完全相同的各通道在纵向上具有相同的水力特性,使总流量 Q 在各通道中做到均匀的分配,每个通道均通过相同流量 q ,做到流量在整个过水断面上的均匀分配。

每一通道都是由两块相邻的波形板构成扩大、收缩相同串连的断面形状。水流在缩颈处加速,到扩大腔中又突然减速,流速超过一定数值时在扩大腔中形成剧变流,产生涡流紊动,促成絮体的碰撞、结大。扩大腔中的涡流紊动对絮凝有重要作用。水中的能量主要在扩大腔中耗散,每个扩大腔都具有相同的水头损失,某絮凝阶段的全部水头损失为:

$$H_t = mh_t \quad (7)$$

式中: H_t ——某絮凝阶段全部水损失;

h_t ——一个扩大腔的水头损失;

m ——某絮凝阶段扩大腔个数。

某阶段絮凝需要的能量是分 m 次等量地加注到水体中去,前已述及波形板絮凝器由三个室串联构成,以 500mm 波长的波形板絮凝器为例,在实际应用中每室的最短流程长度为 7m,三室串联总长度 21m,有 42 个扩大腔,絮凝过程所需的能量分 42 次注入,无疑给能量的均匀分布提供了优良的条件。如果每室流程长度为 9m、10m,则扩大腔的总数分别为 54 和 60 个。絮凝器沿流程分 40~50 次注入能量,就能量的均匀分布而言可以说足够充分了。

波形板絮凝器由波形板组成的扩大腔(包括缩颈)所充满,不仅在过流断面上水流获得均匀的分配,在纵向上能量沿流程分 40~50 次注入,大幅度地提高了能量在水体中分布均匀程度。能量的均匀分布提高了能量的有效利用率。最重要的是为絮凝过程中絮体的迅速结大创造了适宜的条件。能量分布的均匀性还使最后结成絮体颗粒比较一致,细小絮体的减少无疑会降低沉淀水的剩余浊度。

自然界的水千差万别,即使是同一水源也会随季节、环境影响而变化。要使絮凝器的设计工况适应水质的各种变化是困难的,但是一个絮凝器具有在自身水体的各微小单元中均匀地提供能量的特性,就有可能通过增减输入的能量把絮凝器调节到较佳状况。

3.2 絮凝时间逐级递增的安排、适合絮凝过程的要求

在絮凝全过程中,输入的能量率要随絮体的不断结大而逐渐变小,以适应大絮体抗剪能力低的要求。

波形板絮凝器分三级,对应三个室的停留时间之间的比例关系为:

$$t_1: t_2: t_3 \approx 1: 2: 4 \quad (8)$$

各室的平均流速则成倍递减

$$u_1: u_2: u_3 \approx 4: 2: 1 \quad (9)$$

它较只改变每级的水头损失或速度梯度 G 值,而每级停留时间相同的做法前进了一步。水力絮凝器最直观的参数是水头损失,而 G 值是根据测定的水头损失计算出来的。水力絮凝的 G 值按下式计算:

$$G_s = \frac{\sqrt{rh_s}}{\sqrt{\mu_s}} \quad (10)$$

式中: r ——水容重;

G ——某絮凝阶段的平均速度梯度;

表 2 福州试验水力特性测定结果

室别	水量 (m^3/s)	流速 (m/s)	水头损失 (m)	停留时间		G 值 (s^{-1})	GT 值	备注
				(s)	(min)			
1	65	0.2	0.225	35		251	8785	
2		0.1	0.041	70		75	5250	
3		0.05	0.008	140		27	3780	
合计			0.274	245	4.08		17815	

h_i —该絮凝阶段的水头损失;

t_i —该絮凝阶段的停留时间;

μ —绝对粘度或称动力粘滞系数。

表 2 列出了在福州试验中的一组实测数据。

试验的过程中通过改变波形板间距, 改变水力阻抗来调节水头损失, 选择一种絮凝效果比较理想的板间距, 然后测出水头损失, 再按式 (10) 计算出 G 值, 表 2 的数值是在福州原水和总流程长 $3 \times 7 = 21\text{m}$ 情况测得的, 所以表 2 数据可做为定性的参考量来看待。对反映能量注入率的指标而言, 参照水温确定各级的水头损失是对水力絮凝器最简捷的设计方式, 经多年试验和工程实践表明, 波形板絮凝器各级比较适宜的水头损失, 一般为一室 $0.18\text{m} \sim 0.22\text{m}$; 二室为 $0.06\text{m} \sim 0.1\text{m}$; 三室为 0.01m 左右。总水头损失在 0.3m 左右。单位时间内的水头损失即注入的能量率 ε_i ,

$$\varepsilon_i = \frac{h_i}{t_i} \quad (11)$$

式中: ε_i —某段絮凝器注入的能量率;

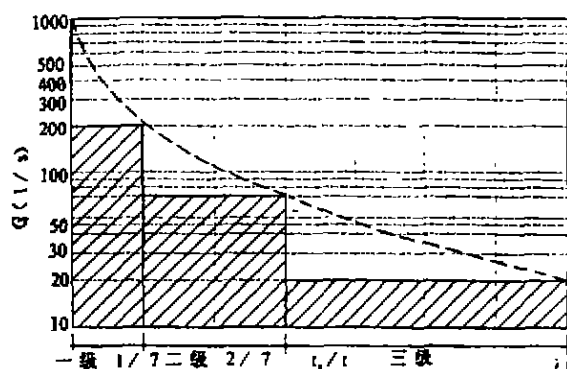
h_i —该段絮凝器的水头损失;

t_i —该段絮凝器的停留时间。

通过测量每级的絮凝时间, 本可以用单位时间的水头损失做为能量注入率的指标, 但人们一直习惯于用 G 值做为设计和评价絮凝的参数。根据上述每级的水头损失折算出的各级波形板絮凝器的 G 值逐次为 $200 \sim 250\text{s}^{-1}$; $60 \sim 90\text{s}^{-1}$ 及 20s^{-1} 。末级 G 值 20s^{-1} 和一般絮凝器大体一致, 而始端 $200 \sim 250\text{s}^{-1}$ 较一般絮凝器的 100s^{-1} 高出一倍多。这样高的 G 值有利于和混合装置的 $500 \sim 1000\text{s}^{-1}$ 较好地衔接。第一级期望达到的絮体粒度一般仅在数十 μm 。这样小尺寸的絮体具有足够的抗剪力, 大的 G 值不会使絮体破碎, 却可以成倍地增加颗粒碰撞次数, 加速絮凝过程。加之进入絮凝器第一级的粒子, 初始粒径很细, 在 $1\mu\text{m}$ 左右, 颗粒浓度相对很高, 絮凝速度很快。波形板絮凝器第一室的停留时间只

占全部时间的 $1/7$, 不足 1min , 适应了絮凝的高速度。配合以高 G 值, 对缩短总絮凝时间提高絮凝效果起了重要作用。在随后阶段的絮凝过程中, 随着絮体的逐渐结大, 颗粒浓度减少, 抗剪力降低, 絮凝速度变慢。因此要求逐级降低 G 值、延长停留时间。波形板絮凝器第一、二室按波形板间距相同, 即单通道的几何尺寸相同, 水力阻抗相同, 由于第 2 室过流断面增大一倍, 则平均流速降低了一半。根据式 (10), 按照水头损失和平均流速的关系可以推算出(推算过程从略) $G_2 = \frac{G_1}{2.83}$ 。

式中 G_1 、 G_2 分别为第一、二室絮凝室的速度梯度。第三室即末级的水头损失值是经过絮凝效果的试验选定的。推算出的 G 值也在 20s^{-1} 左右, 和一般絮凝器的末级 G 值大体一致。波形板各级 G 值和停留时间的组合图如图 6。该图是按总停时间为 1, 各室的停留时间分别为 $1/7$; $2/7$; $4/7$ 累计绘成

图 6 $G(t)$ 值组合图

的。3 个室的 G 、 t 顶点的包络线(虚线), 可以作为分级时确定 G 、 t 值的参考, 并已在波形板水力絮凝器的设计中获得了令人满意的效果。这种停留时间逐级成倍递增, G 值逐级递减的安排适应了絮凝过程的要求。

3.3 宏观涡流的生成是高效絮凝器的重要标志

早已在生产中应用的锥形涡流絮凝器, 把絮凝

时间缩短至 6~10min, 成为一时效率最高的絮凝器。其高效主要由于宏观涡流的存在。做为紊流流态形成的宏观涡流必然破裂为尺度逐级越来越小的涡旋, 涡旋尺度越小, 其中的速度梯度增大, 即粘滞阻力也越大, 当涡旋的尺度小到其动能和粘滞阻力相等时, 达到了涡旋最小尺度的极限, 可用下式表示

$$\lambda_0 = \left(\frac{\rho \mu^3}{\varepsilon_0} \right)^{1/4} \quad (12)$$

式中: λ_0 —涡旋微尺度;

ρ —水的密度;

μ —水的动力粘度;

ε_0 —单位水体消耗的能量率。

注入的能量率越大, 对应的微涡旋尺度越小, 一般认为略大于颗粒尺寸的微涡旋才能带动颗粒形成碰撞。可以认为宏观涡流体中能量的扩散是比较均匀的, 使得微涡旋不仅有均匀的分布还具有大小比较一致的尺度。这是对能量率要在水体各微小单元均匀分配这一基本要求的微观体现。

波形板絮凝器由波形板分隔成的每个单通道都由相同数量的扩大腔和缩颈串联组成的。在缩颈处流速变大, 缩颈处的流速的 $U_{\max}$, 可用下式计算

$$U_{\max} = K_a \cdot U_{cp} \quad (13)$$

式中: U_{cp} —波形板间的平均流速;

K_a —断面变化系数

$$K_a = \frac{b_x}{b_{\min}} \quad (14)$$

b_{cp} —波形板间距;

$b_{\min}$ —缩颈处的间距。

波长 200mm 时, K_a 值约为 2.4, 波长 500mm 时, K_a 为 4.6, 因此缩颈处的流速分别为平均流速的 2.4 及 4.6 倍。缩颈处的较高流速使水流在进入扩大腔后, 由于过流面积的突然增大, 形成骤变流。主流在惯性的作用下, 和扩大腔的两侧或一侧分离, 形成一侧或两侧的涡流区。在流态试验中清楚地观察到涡流区, 如图 7 所示。波长 200mm 时由于断面变化系数较小, 缩颈处的流速 $U_{\max}$ 也较小, 主流居中, 在主流两侧形成两个宏观涡流区。波长 500mm 的主流贴向扩大腔的一侧, 并在以后的扩大腔中一左一右地蛇行前进, 在主流一侧形成单一的宏观涡流或涡流区, 这是由于缩颈处的流速较高, 紊动程度高, 稳定性差, 稍遇外界干扰, 例如扩大腔几何尺寸稍有不对称, 或主流稍有偏心, 就会使主流两侧的压力失去平衡而迅速贴向一侧, 并随后引起连锁

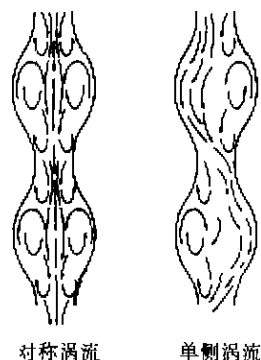


图 7 涡流结构示意图

反应, 使主流交替向两侧壁贴附形成“蛇行”。根据骤变流的特性, 涡流区是由主流卷带和紊动扩散形成的。同一絮凝阶段每个扩大腔中形成的宏观涡流不仅尺度相同, 而且注入的能量也相同, 因而必然产生尺度大体相同的微涡旋。从絮凝动力学原理分析, 尺度略大于或接近于絮体颗粒的微涡旋, 才能造成絮体颗粒的碰撞接触, 促进絮体结大的过程。涡旋区中微涡旋的尺度取决于涡旋区的紊动强度或能量供应的大小, 而涡旋区的动能又是由主流来提供的。因此主流流速的大小决定了涡旋区中微涡旋的尺度。涡流的流速越大, 即 G 值越大, 生成的微涡旋的尺度就越小; 反之亦然。调节主流流速或波形板间的水流流速就可以在涡流区获得预想尺度的微涡旋。而其本质在于获得适宜的能量率, 为絮体的有效碰撞并结大提供较佳条件, 使絮凝速度和效率得以提高。由于波形板构成的扩大腔是流线型的, 使涡流区充满整个腔体, 这不仅避免了水流死角或滞留区, 又保证了和主流束的渐变衔接, 同时使涡流区内形成的微涡旋尺度比较一致。这是使絮凝速度和质量得以较大幅度提高的重要因素。

波形板絮凝器扩大腔尺寸要较锥形旋流絮凝器的尺寸小几个数量级, 可以在水力条件变幅很大的范围内保持宏观涡流的存在。波长为 500mm 的波形板絮凝器的流态试验表明, 当板间平均流速 U_{cp} 较设计值降低 50% 时, 第三室的涡旋区才开始消失, 而第一、二反应室仍有明显的涡流区存在。如前所述波形板絮凝器能够在 50% 乃至 40% 的低负荷下正常工作, 表现了其他水力絮凝器所没有的对流量大范围变化的适应性, 除了每级絮凝的能量在扩大腔中多次均匀输入的因素之外, 扩大腔中涡流的存在也是主要原因之一。因此可以认为波形板絮凝器

在很大程度上克服了一般水力絮凝器不适应流量变化的弱点。至此可以得出结论,尺度均匀而有规律的宏观涡流的存在,不仅可以做为水力絮凝器,同时也可以用来做为判别任何絮凝装置合理性的一个水力因素。

3.4 扩散系数和容积利用率可以做为评定絮凝器性能的重要指标

絮凝器的扩散系数和容积利用系数的大小,可以从另一个角度反映絮凝器性能的差异。一般来说,扩散系数越小,容积利用系数越大,絮凝器的性能越好。

波形板絮凝器的每个单通道,都是由多个扩大腔串联而成。在扩大腔中,有主流和涡流两部分水体,严格地说,涡流体对水流有某种滞留作用。主流则有某种短路作用。但由于涡流是主流的拖带和回流形成的,主流流速一般又比较高,处于较强的紊流状态,其中的质点在横向上(垂直于流线方向上)必然有足够大的速度分量,使主流中的质点不断向涡流体中扩散而加入涡流。同时,涡流体中的质点也不断地并入主流,构成主流和涡流体之间质点的不断交换。又由于腔体介面的流线型,一个腔体可以看成是一个没有死角的完全型混合水体,每个质点在腔中停留时间的差异比较小,腔体和腔体之间在水力上是由缩颈处的高速流相连接,可以认为,没有前后腔的腔间混掺。这样除了没有装设波形板的拐弯处的那部分水体有一定的滞留和短路作用外,整个波形板填料部分对水流的滞留和短路作用是很微弱的。所以从宏观上可以把每通道中的水流视为前后不混掺的推流流态。推流有利于絮凝效果的实质在于每个质点在全流程中都经历了大体相同的絮凝历程,而实际表现为大体相同的停留时间,这是絮凝效率高的主要原因。

对波形板絮凝器曾做过测定。用一定量试剂(一般为 NaCl)从絮凝器入口投入,测定试剂浓度随时间的变化规律,并据以推算出这两个系数。从试剂投入起至在出口检出试剂的时间为 t_1 ,直到出口检不出的时间为 t_2 ,扩散系数为 t_2/t_1 。扩散系数直观地表明滞留和短路的程度。试剂随时间变化的浓度曲线和横坐标包围的图形面积相当于总的投试剂量,该图形的重心横坐标 t_0 ,就是有效停留时间, t_0 与理论停留时间 T 之比称为容积利用系数,它表明容积的有效性。

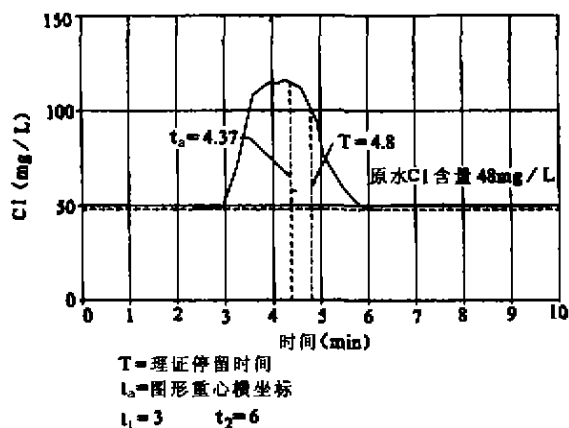


图 8 指示剂浓度—时间变化图

图 8 是 $14\text{m}^3/\text{h}$ 的波形板絮凝器正常工作条件下测定的试剂浓度(NaCl)随时间的变化曲线。试剂总量的 98% 以上是在第 3 至第 6 分钟的时段内通过絮凝器的。则扩散系数约为 $t_2/t_1 = 6/3 = 2$, 是比较小的。从图还可看出曲线有窄而高的尖峰形状,表明大量的试剂是在很小的一段时间内流过絮凝器的,也说明絮凝器的短路和滞留现象比较轻。试验时的理论停留时间为 4.8min, 实测的有效停留时间为 4.37min, 容积利用系数 $4.37/4.8 = 91.7\%$, 是比较高的。说明有 90% 以上的容积是有效的。在容积利用系数在 90% 以上时,其差别对絮凝效果的影响就比较小了。这时则主要看扩散系数的大小,越理想的推流其扩散系数越小。由于各种絮凝装置在不同的条件和不同的原水水质情况下,其效果有很大差异,难以确定一个衡量其效果的统一指标。而测定出絮凝器在正常负荷时的扩散系数和容积利用系数可以做为判别絮凝器水力条件优劣的统一指标。

4 结束语

波形板絮凝器的研究成果给予我们很多启示,为改善和提高絮凝器的效率和效果明确了一些比较完整的概念和措施,可归纳如下:

1) 提高每一絮凝阶段输入能量率在水体各部分的一致性,即让同一絮凝阶段的全部水体的各个部分获得尽可能相同的能量率是提高絮凝效果的一条重要和必要的措施。它使得把絮凝器调到最佳工作状态成为可能,可以用改善絮凝器水流条件的方法,如采用填料和阻流装置,达到这一目的。

2) 絮凝器采取适当的分级以及絮凝室容积逐级成倍增大的方式, 来适应随絮体不断长大输入能量率需要相应减少和较大絮体继续结大需要较长的时间的客观要求, 这是提高絮凝效率的有效措施。通过试验得出, 波形板絮凝器分三级, 每级的速度梯度 G 值分别在 $200 \sim 250 s^{-1}$; $60 \sim 90 s^{-1}$; $20 s^{-1}$ 左右的范围是比较适宜的, 并要注意每级水体各部分都

获得均匀一致的能量率。

3) 造成有规律的宏观涡流, 并使涡流的流场遍及容积的各个部位是使絮凝效果得以提高的重要标志和水力条件得以改善的特殊特征。

4) 扩散系数和容积利用系数可以做为衡量和比较絮凝器工艺合理性的指标。

Principle and Practice of Hydraulic Flocculator

Gao Shiguo

(Beijing General Municipal Engineering Design and Research Institute, Beijing 100045)

Abstract: The article expresses developing and utilizing of corrugated plates flocculator and the research result about hydraulic flocculation principle, and proposes some concepts and facilities design for improving and enhancing the efficiency and effect of hydraulic flocculator. The energy input should have a more uniform distribution in each stage of hydraulic flocculator. The flocculation duration increases one stage after another and is suitable to flocculation condition. The disperse coefficient and the volume utilization can be used as criteria to evaluate and compare the performance of hydraulic flocculator.

Key words: hydraulic flocculation; corrugated plates flocculator; energy input; G ; vortexes flow; disperse coefficient; volume utilization

(上接 22 页)

年, 在美、日、俄等国进行了大量试验研究, 该产品在欧美、亚洲的实际工程中广泛应用并取得了较好

的经济与社会效应。在 1997 年引进我国后首先进行必要的试验, 证实了其有效性后在国内的新建与已有的桥梁中应用, 取得了一定的效益。

Several Problems of Design About City Bridge

Hu Dahe

(Beijing Institute of Municipal Speciality Design, Beijing 100037)

Abstract: This paper discusses some problems about bridge superstructure, bridge substructure and bridge decking of city bridge design.

Key words: beam; arch-beam; flexible pier; bearing platform; equivalent bar; bridge decking