

絮凝体形态学和密度的探讨() ——致密型絮凝体形成操作模式

王晓昌 (西安建筑科技大学环境与市政工程学院, 西安 710055)

丹保宪仁 (北海道大学, 日本札幌, 060-0008)

摘要: 论述了致密型絮凝体形成操作的两种模式: 脱水收缩和逐一附着, 前者通过长时间机械搅拌进行, 后者通过上向流造粒流化床操作进行. 实验结果表明, 两种操作均可生成接近于球型的致密化团粒, 但脱水收缩条件下生成的团粒仍具有颗粒有效密度随粒径增大而降低的特点, 其分形维数为 2.40—2.47. 而逐一附着条件下生成的团粒密度基本上与粒径无关, 可认为其分形维数接近于 3. 通过讨论上向流造粒流化床操作条件, 并将实验得到的致密型絮凝体密度和常规絮凝体密度进行比较, 说明用该方法实现逐一附着型絮凝操作是促使絮凝体致密化的有效途径.

关键词: 絮凝体密度; 脱水收缩; 逐一附着; 造粒流化床

A study on the morphology and density of flocs . Operation modes for compact floc formation

WANG Xiaochang (School of Environmental and Municipal Engineering, Xi'an University of Architecture and Technology, Xi'an 710055)

TAMBO Norihito (Hokkaido University, Sapporo, 060-0080, Japan)

Abstract: Two operation modes for compact floc formation—mechanical syneresis and one-by-one attachment were discussed, the former being realized by long-period mechanical agitation and the later by the fluidized pellet bed operation. Experimental results showed that spherical pellets of high density were obtained by both methods. However, the pellets formed by mechanical syneresis still showed a tendency of decrease in their density with increase in particle size, and the fractal dimension of such kind of pellets was about 2.40—2.47. In contrast, the pellets formed through one-by-one attachment had almost identical density regardless particle size, and the fractal dimension was considered to be near 3. The optimum condition for fluidized pellet bed operation was also discussed and comparison was made on the density of compact flocs with that of random flocs formed by conventional operation. The fluidized pellet bed method proved to be the most effective way to achieve floc compaction.

Keywords: floc density; mechanical syneresis; one-by-one attachment; fluidized pellet bed

在文献[1]中, 我们通过对絮凝体分形特征的讨论, 得出了分形维数 D_f 和絮凝体密度函数 $\rho = d_p^{-K_p}$ 的指数 K_p 之间存在 $D_f = 3 - K_p$ 的关系. 因为在通常的絮凝操作条件下 K_p 值介于 1.0 与 1.8 之间^[2,3], 所以 $D_f = 1.2—2.0$, 小于欧几里德几何系数 $D_f = 3$ (立体空间) 的条件, 从而絮凝体是一个分形, 这是它在成长过程中密度降低的根本原因. 我们用一分步成长絮凝体模型来描述絮凝过程, 分析絮凝体在每一步成长中有效密度的变化规律, 结果表明絮凝体的分形维数 D_f 与成长级数无关, 而取决于每一步中构成高一等级集团的低级集团间的空隙比

收稿日期: 2000-02-15

基金项目: 国家教委“留学回国人员科研基金”; 日本“文部省科学研究费”资助

作者简介: 王晓昌(1953—), 男, 教授(博导)

和个数 m . 降低 ρ 值或增大 m 值均有助于提高分形维数 D_f , 促进致密型絮凝体的生成. 以降低 ρ 值为主要目的的絮凝操作模式称作收缩脱水 (Mechanical Syneresis)^[4], 即利用有机高分子絮凝剂的吸附架桥作用提高絮凝体的抗剪切强度, 通过长时间的机械搅拌将絮凝体分步成长过程中形成的高次空隙水挤压出去, 使絮凝体的总空隙率缩小, 体积减小, 密度增大. 以增大 m 值为主要目的的絮凝操作模式称作逐一附着 (One-by-one attachment)^[5], 即运用上向流造粒流体床处理工艺, 通过合理控制无机盐和有机高分子两种混凝剂的投量、配比、投加点和搅拌等操作条件, 使初始粒子逐个附着于流化床中的同类既成颗粒的表面, 生成高密度的团粒 (Pallet). 在本文中, 我们根据实验研究结果, 分析对比在上述两种操作模式下生成的絮凝体的形态、密度、分形维数和絮凝体致密化操作条件.

1 收缩脱水型絮凝操作实验

1.1 实验方法

实验用悬浊液用高岭土 (ASP 170, 平均粒径 $0.55 \mu\text{m}$) 配制, 悬浊液浓度为 3 g/L , pH 为 7.0 . 采用杯罐试验的方法, 首先投加聚合氯化铝 (PAC) 进行快速搅拌 (300 r/min), 3 min 后投加有机高分子混凝剂 (非离子型 Accofloc N-100PWG, 分子量 1.6×10^7), 然后转入慢速搅拌 (60 r/min). PAC 投量控制为 $\text{AL T} = 0.002$ (AL T: 铝离子量与浊质重量之比), 高分子投量控制为 $\text{PT} = 0.001$ (PT: 高分子量与浊质重量之比). 慢速搅拌转速高于常规杯罐试验, 以满足收缩脱水型絮凝操作的条件. 完成所定历时的慢速搅拌后, 摄影观察分析絮凝体形态, 同时从杯罐

中逐一取出单个絮凝体颗粒注入沉降筒, 用定频率闪光 B 门曝光法对自由沉降中的颗粒进行连续摄影, 显像后通过数字转换器输入计算机进行絮凝体的沉速、粒径、密度的解析.

1.2 实验结果

不同搅拌历时的实验中观察到, 起初的 30 min 内杯罐中颗粒的形态为絮状, 30 min 后颗粒从表观上逐渐变得密实, 60 min 时已基本上呈球型. $90 \text{—}120 \text{ min}$ 后颗粒成为大小不等的团粒, 之后不再发生明显变化. 图 1 为 30 、 60 、 120 min 时杯罐中颗粒形状的比较.

不同搅拌历时颗粒的有效密度 (ρ_e) 和粒径 (d_p) 的关系见图 2. 如图所示, 随着搅拌时间的延长颗粒密度呈增加的趋势, 到 120 min 后, ρ_e 和 d_p 的关系基本上不再变化, 这与上述颗粒形态观察结果是一致的. 长时间搅拌确实达到了颗粒致密化的目的, 粒径为 0.1 cm 颗粒的有效密度可达 0.1 g/cm^3 以上. 另一方面, 颗粒密度和粒径之间仍然存在 $\rho_e \propto d_p^{-K_p}$ 的关系, 对 $120 \text{—}360 \text{ min}$ 的数据进行相关计算得到 $K_p = 0.53 \text{—}0.60$, 按 $D_f = 3 - K_p$ 的关系式, 可得到在这种条件下形成的絮凝体的分形维数为 $D_f = 2.40 \text{—}2.47$.

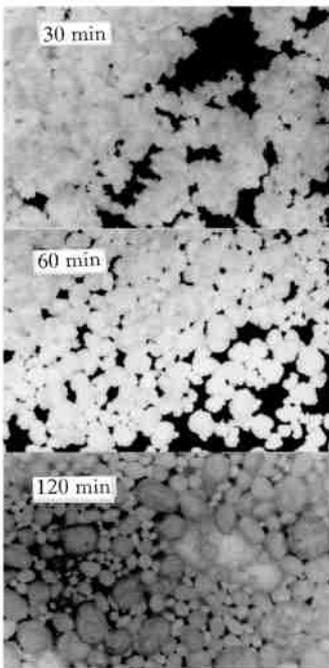


图 1 杯罐实验中颗粒形状的变化

Fig. 1 Variation of the appearance of aggregates in jar-tester

2 逐一附着型絮凝操作实验

2.1 实验方法

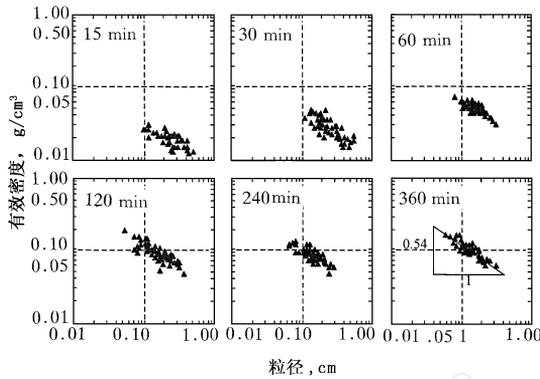


图2 不同搅拌历时的 ρ_e - d_p 关系(kaolin :100 mg/L)

Fig. 2 ρ_e - d_p relation after various duration of agitation

逐一附着型絮凝操作是通过上向流造粒流化床实现的,图3为实验装置的示意图.实验用原水仍用高岭土配制,使用的两种混凝剂也与1.1所述相同.原水均匀混合后投加PAC,经快速搅拌并将pH调整到7.0后进入流化床柱的底部,高分子混凝剂也在该处注入.流化床内设有搅拌叶片,搅拌强度约为 $G = 30 s^{-1}$,水流空塔速度控制为18 m/h.经一段时间的自我造粒流化床形成操作后,柱内形成了稳定的高浓度颗粒悬浮层,经PAC凝聚的初始颗粒(Primary particle)进入流化床后很快分散到床内既成颗粒(Grown particle)的周围,在 高分子混凝剂的作用下迅速附着于既成颗粒的表面.由于浓度差别很大,初始颗粒之间发生絮凝的几率远小于它和既成颗粒之间发生絮凝的几率,同时由于机械搅拌和颗粒空隙间水流的作用,流化床内实际的 G 值在 $100 s^{-1}$ 量级,产生的剪切力限制了初始颗粒之间的随机型结合,因此初始颗粒逐一附着于既成颗粒表面成为流化床中絮凝的主要模式.随着颗粒的成长,流化床内悬浮层不断自我更新,多余的颗粒从床面溢流进入分离柱,处理水从分离柱顶部流出.在流化床柱的不同高度设有取样品,以取出颗粒用1.1所述的方法分析颗粒的沉速、粒径和密度.

2.2 实验结果

图4为造粒型流化床内颗粒的悬浮情况(原水浓度3.0 g/L),可见在这种操作条件下生成的颗粒为密实的球型团粒.图5为原水浓度为0.3、1.0、3.0、10.0 g/L这4种条件下分析得到的团粒有效密度与粒径的关系.从图中可以看到:(1)通过造粒型流化床操作得到的团粒的粒径相对比较集中,有效密度达到很高的水平,且随着原水浓度增高,团粒密度呈增大的趋势(4

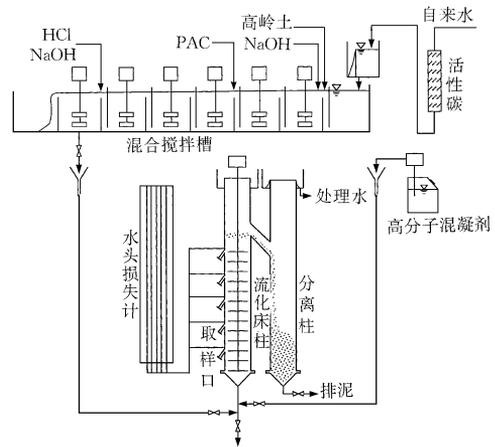


图3 造粒流化床实验装置

Fig. 3 Fluidized pellet bed separation system

种浓度条件下的平均有效密度分别为 0.112、0.139、0.170、0.292 g/cm³；(2)在一定的条件下团粒的有效密度 ρ_p 趋于均一，基本上不随粒径 d_p 变化，从而可认为这种团粒的分形维数接近于 3；(3)比较图 5 和图 2，可知虽然两种操作条件下均可得到接近于球型的团粒，但造粒流化床中生成的逐一附着型颗粒要比收缩脱水型颗粒的密度大得多。

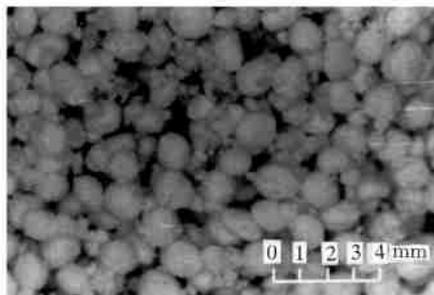


图 4 造粒流化床中的悬浮颗粒

Fig. 4 Particles in the fluidized pellet bed

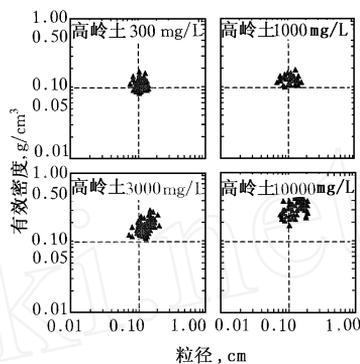


图 5 不同原水浊度条件下的 ρ_p - d_p 关系

Fig. 5 ρ_p relation at various raw water turbidities

3 逐一附着型絮凝操作条件

3.1 混凝剂投量的合理控制

大量实验研究结果表明，在造粒流化床操作中 PAC 和有机高分子投量的合理控制极其重要^[6,7]。以原水浊度为 3.0 g/L 的实验为例，不同混凝剂投量条件下流化床中的造粒情况和处理效果见表 1。PAC 投量过大会使团粒密度降低，以至于不能生成团粒，有机高分子投量过大会造成悬浮层板结，破坏流化条件。在该原水浊度下最适宜的混凝剂投量应控制在 AL T = 0.002 左右，PT 则应为 AL T 的 1/2。

表 1 不同混凝剂投量条件下的造粒情况和处理效果(原水浊度 3.0 g/L)

Table 1 Condition of pelleting and results of treatment at different coagulant dosages (raw water turbidity:3.0 g/L)

AL T 比	0.001	0.002	0.003	0.004		0.002		
PT 比		0.001			0.0005	0.001	0.0015	0.002
造粒情况				×	×			
团粒有效密度, g/cm ³	0.20	0.17	0.11	-	-	0.17	0.21	0.25
分离污泥含水率, %	73.5	75.6	81.6	-	-	75.6	75.0	72.9
处理水浊度, mg/L	20.0	2.0	1.0	-	-	2.0	1.0	80.0

○:良好球型团粒; □:悬浮层板结; ×:不能生成团粒

根据大量试验研究的经验，在用 PAC 作混凝剂时，分析初始颗粒的 ζ 电位是辅助确定最佳投量的有效方法^[6]。常规连续流混凝操作所需的混凝剂最小投量通常对应于 $\zeta = -10$ mV，杯罐试验所需的混凝剂最小投量则对应于 $\zeta = -13 \sim -15$ mV，而进行造粒流化床操作的最佳混凝剂投量远低于上述两种情况，对应的 ζ 电位在 $\zeta = -20$ mV 附近。以 ζ 电位为参数得出

的 AL T 比与原水浊度的关系见图 6. 随着原水浊度的增大, 单位浊质的 PAC 投量按指数关系递减, 高分子混凝剂的最佳投量也服从这种关系.

3.2 高分子混凝剂投加方式

如表 2 所示, 高分子混凝剂的投加位置和混合方式也对造粒流化床操作影响很大, 高分子投加过早或投加后混合时间过长均不利于高密度团粒的生成, 其最佳投加位置应当在流化床的进口处.

表 2 高分子投加及混合方式的影响

Table 2 Effect of polymer dosage point

投加方式	处理水浊度, mg/L	团粒有效密度, g/cm ³
流化床进口处	1—2	0.17
流化床底部加静态混合器	25	0.11
混合搅拌槽投加	25	0.08
混合搅拌槽投加后加絮凝搅拌	无团粒生成	

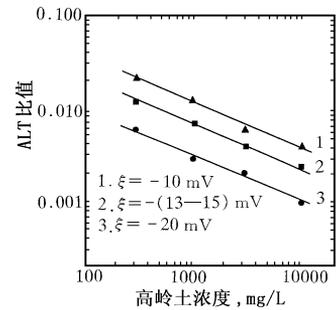


图 6 原水浊度、AL T 比与 电位的关系
Fig. 6 Relation between raw water turbidity, AL T ratio and potential

3.3 原水中色度物质共存的影响

在浓度为 1.0 g/L 的高岭土悬浊液中加入不同浓度的色度物质(腐殖质)进行造粒流化床操作, 在

色度低于 1000 c. u. (色度单位) 的条件下, 流化床中均可生成接近于球型的团粒, 色度去除率可达到 90 左右; 色度加大到 1500 c. u. 时, 流化床中的颗粒已不再是球型, 但悬浮层还能维持; 当色度加大到 2000 c. u. 时, 流化床中全是絮状体, 团粒悬浮层已不存在. 图 7 为在不同色度条件下颗粒有效密度的分析结果. 如图所示, 随着色度比例的增加, 颗粒密度呈降低的趋势. 色度为 100 c. u. 和 250 c. u. 时, 颗粒有效密度几乎与粒径无关; 色度为 500 c. u. 和 1000 c. u. 时, 有效密度略有随粒径增大而降低的趋势; 色度为 1500 c. u. 时, 这种趋势已比较明显. 由此可见, 造粒流化床操作不仅适用于高浊度原水体系, 也适用于浊度、有机色度共存的高浓度体系, 但当色度接近或超过浊度时, 就难以形成密度均一的团粒.

4 讨论

根据文献[1]中提出的分步成长絮凝体模型, 絮凝体的密度可以写为:

$$\rho = \rho_0(1 - \rho_1)(1 - \rho_2) \dots (1 - \rho_n) \quad (1)$$

絮凝体每成长一步导入新的空隙率 ρ_i 是絮凝体密度随粒径增加而降低的根本原因. 通过收缩脱水型絮凝操作, 可以从一定程度上使构成絮凝体的初始颗粒重新组合, 将高次空隙水挤压出去, 从而大幅度提高絮凝体的密度和分形维数, 但实验结果表明用这种操作方法形成的团粒仍然具有密度随粒径增加而降低的性质. 其原因可能在于初始颗粒的重新组合不彻底, 絮凝体构造中仍然存在一定的高次空隙率.

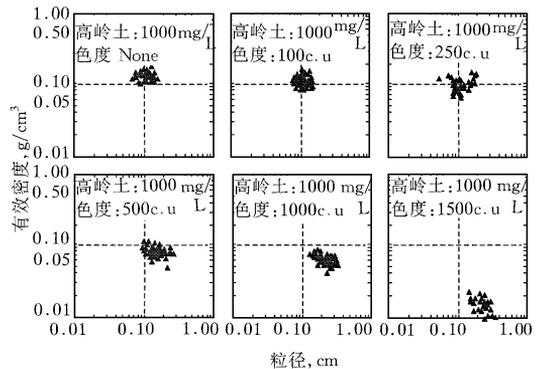


图 7 不同色度条件下的 $\rho - d_p$ 关系

Fig. 7 $\rho - d_p$ relation at various color concentrations

在上向流造粒流化床操作中,因为初始颗粒在既成颗粒表面逐一附着,所以絮凝体的成长过程中已不存在高次空隙率的因素,从而其有效密度可以表示为

$$e = e_0(1 - \alpha) \quad (2)$$

在这种条件下,絮凝体密度仅仅取决于初始颗粒密度 e_0 和初始颗粒间的空隙率 α ,因此絮凝体密度不再随粒径改变.在不同条件下通过初始颗粒的粒径测定、密度分析,并与流化床中形成团粒的密度相比较进行计算的结果表明,团粒的空隙率 α 约在 0.47—0.58 的范围内^[5].均一粒径的球颗粒结合的极限值约为 0.4^[8],考虑实际初始颗粒形状不规则等因素,可认为上述 α 值仅为初始颗粒间的空隙率,不包含高次空隙率的影响.在这种条件下絮凝体的分形维数 K_p 接近于 3,因此得到了图 5 所示的 $e-d_p$ 关系.

将实验得到的致密型絮凝体密度和以往对常规絮凝体密度的研究成果进行比较,可得到图 8 所示的结果.上向流造粒流化床操作形成的团粒不论从粒径和密度上都远大于常规絮凝体,并从根本上改变了絮凝体的分形特性.

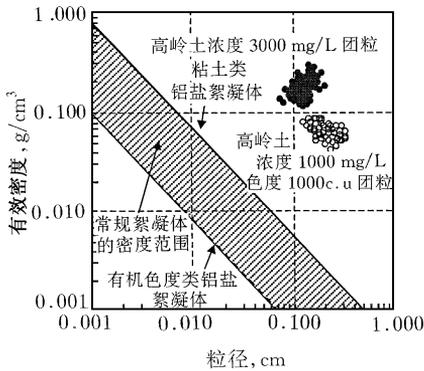


图 8 致密型絮凝体与常规絮凝体的 $e-d_p$ 关系比较

Fig. 8 Density-size relation between pellets in comparison and conventional flocs

致谢 本文的撰写得到中国科学院生态环境研究中心汤鸿霄院士的鼓励和支持,在此深表谢意.

参考文献:

- [1] 王晓昌,丹保宪仁. 絮凝体形态学和密度的探讨()——从絮凝体分形构造谈起[J]. 环境科学学报,2000,20(3): 257—263
- [2] Tambo N, Watanabe Y. Physical aspect of flocculation process . The floc density function and aluminum floc[J]. Water Research,1979,13:409—419
- [3] Aratani T, et al. Evaluation of floc form by fractal dimension[J]. Japan Soc Chem Engrg,1988,14(3):395—402
- [4] Yusa M, Igarashi C. Compaction of flocculated material[J]. Water Research,1984,18:811—816
- [5] Tambo N, Wang X C. The mechanism of pellet flocculation in a fluidized-bed operation[J]. Jour Water SRT-Aqua,1993,42(2):67—76
- [6] Tambo N, Wang X C. Control of coagulation condition for treatment of high-turbidity water by fluidized pellet bed operation [J]. Jour Water SRT-Aqua,1993,42(4):212—222
- [7] Tambo N, Wang X C. Application of fluidized pellet bed technique in the treatment of highly colored and turbid water[J]. Jour Water SRT-Aqua,1993,42(5):301—309
- [8] 三轮茂雄. 分粒体工学[M]. 东京:朝仓书店,1972. 121—149