

# 活性污泥颗粒化的关键技术

孔令勇 贾万新 苏蕊

(中国市政工程西北设计研究院有限公司 甘肃 兰州 730000)

**摘要** 活性污泥颗粒化是当前好氧颗粒污泥技术的研究核心。本文从微生物的选择性培植, 初始颗粒培育和适宜流体力学条件等方面阐述了活性污泥颗粒化的几个关键技术问题。

**关键词** 活性污泥、颗粒化、关键技术

## 前言

不久前召开的全国建设会议指出, 要加大城镇污水处理力度, 到“十二·五”末期, 将实现每个县城都建有污水厂的目标。面对如此宏大的污水处理建设任务, 学界专家纷纷提出了依靠科学创新走出一条符合我国国情的污水处理发展道路来。

当前, 我国的大中型污水处理厂一般都采用活性污泥法净化工艺。国家在“十一五城市污水处理设施建设规划”中明确提出: 建设规模达到 5 万  $\text{m}^3/\text{d}$  的污水处理厂, 应优先采用活性污泥法。但现行的活性污泥工艺技术仍然存在着许多缺点, 如流程复杂、能耗较高、投资多、占地大以及运行管理繁琐等等, 给污水处理厂的建设和运营带来了许多困难。特别是许多活性污泥工艺的剩余污泥产量很大, 这不仅影响着污水厂经济效益的提高, 还对环境效益带来不利影响。

试验证明在活性污泥系统中, 条件适宜时可形成颗粒污泥(好氧、厌氧等多种), 颗粒污泥是颗粒状的微生物聚集体, 粒径在 2~5mm 之间, 由多种微生物凝聚形成, 聚磷菌反硝化聚磷菌与硝化菌等多种菌群可以在颗粒污泥中的富集成长, 使其具有强大的生物活性。有试验表明, 颗粒污泥对 BOD、氨氮和磷的去除率很高。在反应器中, 颗粒污泥的形成大大提高了反应器的生物浓度, MLSS 一般为可提高到 6~12g/l, 条件适宜时可达 20~30g/l, 其生物量比絮状污泥高 10 倍以上, 对提高反应器的工作效能, 确保生物过程高效稳定的运行具有重要意义。

影响活性污泥颗粒化的因素众多, 诸如反应器构型, 水力剪切力, 微生物的增值速度以及溶解氧条件等等, 然而促成颗粒化的关键技术主要有微生物选育和适宜的流体力学条件以及初始颗粒培植等三个方面, 本文就此逐一阐述。

### 1 微生物的选择性培育

微生物是生物净化的主体。要按照生物净化的要

求并结合颗粒污泥的形成状况, 对微生物进行选择性的培育, 使目标微生物成为优势种群并在颗粒污泥中稳定增值。

为使颗粒污泥在氧化分解 COD 的同时具有良好的除磷脱氮能力, 应将硝化菌、亚硝化菌、聚磷菌、反硝化聚磷菌等种群确定为目标微生物。

硝化菌、聚磷菌和反硝化聚磷菌都是生长速度较慢的微生物。其中硝化菌和亚硝化菌为化能自养的好氧菌, 增长速率不到异氧菌的 1/8, 为保持足够的硝化菌数量, 泥龄应不低于 15~25d, 并要保持好氧区有足够的 DO 浓度。

聚磷菌  $\text{PAO}_s$  和反硝化聚磷菌  $\text{DNPAO}_s$  都是兼性异氧菌。在严格厌氧(氧化还原电位  $\text{ORP} < -250\text{mV}$ )和  $\text{NO}_3^-$  浓度小于 0.2mg/L 的条件下, 可将污水中的挥发性脂肪酸 VFAS 吸收转化为聚  $\beta$ -羟丁酸 PHB 储存于体内, 在好氧区 ( $\text{ORP} > 40\text{mV}$ ) 聚磷菌  $\text{PAO}_s$  以  $\text{O}_2$  为电子受体, 用胞内 PHB 为碳源, 产生质子驱动力进行好氧呼吸, 并大量吸收污水中的磷酸盐合成聚磷 Poly-P 储存于菌体内, 从而实现水中磷向活性污泥转移而使水中的磷降低。对于反硝化聚磷菌  $\text{DNPAO}_s$ , 则在  $\text{DO} < 0.5\text{mg/L}$  的缺氧条件下, 以  $\text{NO}_3^-$  或  $\text{NO}_2^-$  为电子受体进行无氧呼吸, 在完成反硝化脱氮的同时吸收污水中的磷, 使氮、磷等污染物得到去除或转移。

聚磷菌和反硝化聚磷菌的好氧/缺氧吸磷与厌氧 PHB 合成是互为因果的偶联反应。厌氧 PHB 合成越多, 好氧/缺氧吸磷效果越好, 而 PHB 合成又取决于污水中 VFAS 的含量, VFAS 供应越充分, 磷的转移去除效果越好。实际上, 聚磷活性污泥是由发酵产酸菌和聚磷菌互惠共生的微生物聚集体, 产酸菌将污水中溶解性 BOD 转化为 VFAS, 为聚磷菌提供了合成 PHB 的优质碳源。聚磷菌吸收 VFAS 又清除了产酸生成物, 为产酸菌排除了阻碍其增殖发展的障碍。这样的互惠共生为聚磷活性污泥的富集创造了条件。为保证产酸菌分解

BOD 为 VFAs, 促成聚磷菌的厌氧释磷, 污水在厌氧区的水力停留时间 HRT 以 1.5~2h 为宜, 为完成聚磷活性污泥的富集和磷的转移, 还必须保障反复交替的厌氧-好氧/缺氧环境。除磷泥龄也应控制在 3.5~7d 之间。

污水中的污染物构成纷繁多样, 十分复杂。用比较单一的微生物很难达到预期效果。与活性污泥不同, 生物膜的微生物种群十分丰富, 其生物量是活性污泥的数倍至数十倍。因而有必要将生物膜植入活性污泥系统, 以便在反应池中构建起多种菌群, 共同组成的生态系统, 让各种微生物协同配合, 共同工作, 最大限度地发挥生物处理的效能, 提升净化能力。

前面提到, 聚磷菌等许多微生物都可以在特定环境下分泌胞外聚合物 EPS。EPS 是由胞外蛋白质 PN、胞外多糖 PS 以及脂类, 纤维素组成的高分子物质, 具有流变和纤维状的胶体特征。这些胶体可交错缠绕, 以吸附架桥的形式把邻近的细菌互相絮集结合起来, 胞外蛋白中的氨基  $\text{NH}_2$  可以摄取水中的  $\text{H}^+$  而带正电, 当 EPS 覆盖于细菌表面时, 即能有效降低细菌表面的负电位而降低斥力。还有, EPS 中有絮凝功能的根粘性蛋白。氨基酸、鞭毛蛋白等在生物絮凝中均可发挥重要作用, 而 EPS 中的胞外多糖 PS 中的负电官能团, 可以通过与  $\text{Ca}^{2+}$ 、 $\text{Mg}^{2+}$  等金属离子相链接, 从而在微生物间进行架桥絮凝, 研究发现,  $\text{Ca}^{2+}$  嵌在胞外聚合物的 PS 和 PN 之中, 与带负电的羧基和磷酸基团架桥连接。总之, 细菌通过分泌胞外聚合物 EPS 来适应生存环境, 同时也为细菌间的生物絮凝制造出自己的絮凝剂, 为生物膜和各种活性污泥聚集体的形成创造出必要的物质条件。这种物质条件就是 EPS, 它是生物絮凝作用的重要基石, 无论是活性污泥絮体还是生物膜和颗粒污泥, EPS 含量都占其总量的 70% 以上, 微生物细胞被紧紧包裹在 EPS 之内。

研究发现: a 较高的水力剪切力可以明显刺激细菌分泌更多的 EPS。b、在 SBR 中, 当曝气速率达到 1.2cm/s 或以上时, 反应器中才能形成好氧颗粒污泥, 污泥的耗氧速率 SOUR 相对密度都与水力剪切力成正比相关, 水力剪切力可刺激微生物的呼吸和代谢活性, 使其产生大量能量分泌胞外聚合物而不用以进行菌体增殖。c、SBR 反应器采用间歇式进水, 使细菌处于基质丰富—缺乏的周期性循环环境中, 可刺激细菌分泌 EPS 并不断絮结成长为颗粒污泥。

在对生物膜的研究中, 出现生长速度较慢的微生物, 如聚磷菌 PAOs 所形成的生物膜稳定而致密。而且可降低曝气所需要的能量消耗, 可见筛选慢速生长微

生物不仅能形成稳定而紧密的颗粒污泥, 还能降低能耗。外国专家 Tay 研究了聚磷菌胞内聚合物 PHB 含量对好氧颗粒污泥的影响, 结果显示 PHB 有助于形成稳定的好氧颗粒污泥, 由于好氧颗粒污泥所需的过量曝气消耗能量很大, 而聚磷菌 PAOs 可以在溶解氧饱和度较低 (小于 50%) 的情况下完成生物代谢并形成结构紧密的好氧颗粒污泥, 因而选择性培养生长速率较慢的聚磷菌 PAOs 就显得十分重要。特别是具有反硝化能力的反硝化聚磷菌 DNPAOs, 在 DO 饱和度为 40% 的情况下, 它能用胞内储存的 PHB 为碳源, 以  $\text{NO}_2^-$ 、 $\text{NO}_3^-$  为电子受体完成反硝化脱氮, 氮的去除率可达 80%, 磷的去除率也可达 90% 以上。

SBR 反应器在厌氧进水阶段, 易于培养生长速度较慢的 PAOs 和 DNPAOs。PAOs 和 DNPAOs 的富集抑制了快速生长的异氧菌, 在好氧曝气阶段, 又为慢速生长的硝化菌和亚硝化菌增值发展提供了可能, 从而使颗粒污泥在氧化分解 COD 时, 具备了同步除磷脱氮的良好性能。

## 2 初始颗粒培植

活性污泥是微生物个体以随机的方式絮结形成的生物群落。絮结过程的无序性, 不仅使其形态各异, 还包藏着大量水分。活性污泥高达 99.2%~99.5% 的含水率给生物净化带来很多弊端, 而活性污泥颗粒化就是活性污泥在微生物增殖的同时不断降低含水率而密实长大的过程。初始颗粒是颗粒污泥的胚胎, 为加快颗粒化进程, 不仅要创造适宜的水力条件, 还应培植含水率较低的初始颗粒。在微生物的聚集体中, 生物膜的含水率不到 97%。而且生长迅速, 常温下 3~5 天即能顺利挂膜, 而形成生物膜。生物膜有序剥落到水中, 就能够成为活性污泥颗粒化的初始颗粒。

研究显示, 影响微生物附着增值的主要因素有三, 一是活性污泥悬浮固体浓度 MLSS, 较高的 MLSS 可加速微生物向固体表面附着, 但当 MLSS 达到某一临界值后, 附着速度将不再增长。MLSS 为 1.5~3g/L 的常规浓度即有利于附着生长。二是微生物的代谢活性, 较高的生物代谢活性将加快 EPS 分泌, 从而提高其附着生长速度。三是附着固体的表面粗糙度, 表面越粗糙, 越有利于附着。常用的附着材料多为高分子聚合物, 如聚乙烯 PE、聚丙烯 PP 和聚苯乙烯 PS, 其中, PP、PS 的附着度相对较高。

把 PP 或 PS 绳编织成的柔性网格垂直于水流方向放置在反应器的过水断面上, 作为微生物附着生长的载体, 不仅有利于生物膜的形成, 也有利于成熟后的生物膜有序脱落入水。因为当水流流过网绳时, 会在

网绳后面形成卡门涡街。卡门涡旋释放产生的横向推力，将使网绳有规律的反复摇摆振荡，从而使生物膜剥落进入水中，成为含水率较低的初始颗粒。

生长在网绳载体上的生物膜，其生物固体停留时间 SRT 和生物膜停留时间 BfRT 较长，有利于世代周期较长，比增值速度很低的微生物如硝化菌、亚硝化菌的生长，其上的丝状菌可作为骨架将众多微生物连接在一起，形成含水率低，强度较高的生物膜组织。网膜上的微生物类型广泛，种群繁多，食物链长而稳定，可使微生物的净水功能能够得到充分发挥。

### 3 适宜的流体力学条件：

前已述及，紊动扩散和微生物胞外多聚物 EPS 是生物絮凝的两大基石。紊流扩散自不待说，细菌 EPS 的分泌又与水力剪切力成正相关。看来生物絮凝与流体力学条件密切关联，为加快颗粒污泥的形成，必须对流体力学条件予以重点关注。

1) 由于曝气，反应池中的流体运动涉及到空气和水两相流体。在两相流体中，鼓入的空气被连续的污水所包围，构成分散相，而污水则为连续相，在空气鼓入污水的过程中，随着气流速度的不同，气体的分散程度也不相同，在气流速度较低时，会形成离散的单个气泡进入污水，成鼓泡状态。当气流速度较高时，则会形成连续的气体射流，之后射流断裂成一连串大大小小的气泡。一般污水处理实践中，多以鼓泡状态出现。鼓泡运动的力学条件较为复杂，不仅有重力、惯性力、粘滞力，还有表面张力。鼓泡运动增强了水的扰动，也增加了两相流体运动分析的难度，但由于微孔曝气器的改善，反应池中的气泡比较细小，因而可以按照赖博钦斯基——哈马德公式 (PYbczynski——Hadamard 方式，简称 R-H 公式)，较为简捷地计算出气泡在重力场中的上升流速：

$$U = \frac{1}{3} \frac{gR^2}{\nu} \quad (3-1)$$

式中 R——气泡半径

$\nu$ ——水的运动粘滞系数

g——重力加速度

根据理论推导和试验观测，小气泡在水中运动时，可用  $R \approx 2.10-2\text{cm}$  代入 (3-1) 求出 U 值，并以此作为绕流速度对 SBR 反应池中的水力状况进行校核计算。

在由水、气和微生物固体颗粒组成的三相床层中，气泡大小沿池高的分布各不相同，当两个独立的气泡上升时，大气泡因速度快会追上小气泡，并在大气泡底部低气压的推动下被吸入大气泡的尾迹之

中，与大气泡碰撞合并长成更大的气泡。即使两个尺寸大致相当的气泡并行浮升靠近时，也会以同样的方式发生碰撞聚并。这样就造成气泡从下到上由小变大的分布格局。气泡的大小直接影响着气-液界面的面积和传质速度，伴随气泡在反应池中的不断升浮长大，溶解氧的传质通量越来越低。而网板的加设改变了气泡升浮长大的进程，网板不仅防止了气泡的聚并，还干扰着气泡上浮的通道，促成气泡不断破碎，使溶解氧速率得以抬升，降低了能量的消耗。

2) 前面谈到，反应器中的污水处在紊流的运动状态中，紊流是一种随机的涡旋运动。大大小小的涡旋充塞着整个水体，大涡旋包含着小涡旋，小涡旋又派出更小的涡旋，各种大小不同的涡旋共同组成了一个涡旋谱系，大涡旋所产生的紊流脉动周期长、频率低，小涡旋产生的脉动周期短，频率高，大小涡旋也构成了水流连续的频率谱。

3) 紊流无规则的涡旋运动，增加了水流质点的混掺和碰撞，也增加了水流的剪切力。在紊流中，除因粘性而引起的粘滞切应力  $\tau_1$  外，还有因质点混掺碰撞而致的附加切应力  $\tau_2$ ，因此紊流中的全部剪切力  $\tau$  为

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 \quad (3-2)$$

其中

$$\tau_1 = \mu \frac{\partial u}{\partial y} \quad (3-3)$$

$$\tau_2 = \mu \rho l^2 \left( \frac{\partial u}{\partial y} \right)^2 \quad (3-4)$$

式中  $\mu$ ——水的动力粘滞系数

U——流速

$\rho$ ——水的密度

l——混掺径长，也称混合长度，l 随着离边壁的距离线性变化，即  $l = ky$ ， $k = 0.4$ ，称卡门常数，上式表明，附加切应力和粘滞切力都与流速梯度  $\frac{\partial u}{\partial y}$  成正比。

在反应器中，由于流速分布的原因不同位置的流

速梯度  $\frac{\partial u}{\partial y}$  各不相同，以圆管反应器为例，在贴近池壁的粘滞底层，其流速分布近似直线分布。

事实上，在同一过水断面内，紊流各点的混掺强度各不相同，靠近池壁混掺很小，池壁附近有一很薄

的粘滞底层，其厚度  $\delta$  一般仅十分之几毫米，并可近似认为该层流速呈直线分布。

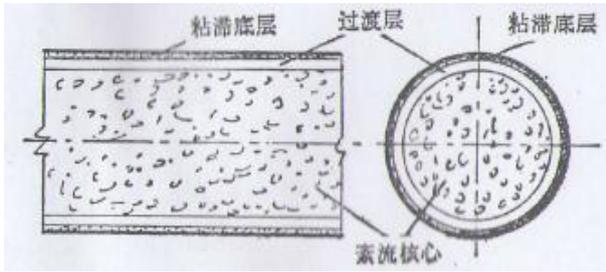


图 3.1

对于圆管， $\delta$  随雷诺数增加而减小：

$$\delta = \frac{32.8d}{\sqrt{\lambda R_e}}$$

式中  $\lambda$  为沿程阻力系数，对圆管  $\lambda = \frac{64}{R_e}$ ，在粘

滞底层内，剪切  $\tau$  力服从牛顿内摩擦定律，即  $\tau = \mu \frac{\partial u}{\partial y}$ ，附加切应力  $\tau_2 \approx 0$ 。

而在紊流核心的广大区域，流速分布呈对数分布，即

$$U = \frac{u_*}{k} \ln y + c \quad (3-5)$$

式中，
$$u_* = \sqrt{\frac{\tau_0}{\rho}}$$

$u_*$ ——阻力流速，具有流速的因次

$\tau_0$ ——边界处的切应力

K——卡门常数，经尼古拉兹试验为 0.4。

将 (3-4) 对  $y$  微分，可得  $\frac{\partial u}{\partial y} \propto \frac{u_*}{y}$  (3-6)

这说明，流速梯度在整个过水断面上的分布，与

距壁面的距离  $y$  成负相关，在壁面附近的液层内， $\frac{\partial u}{\partial y}$  达到最大值。

不难理解，在流体流经管壁时，在管壁上形成水膜，水膜不随流体运动，其速度为零。而主流又必须维持一定速度。因此在近壁的粘滞底层内，流速梯度和切应力便迅速上升至最大值。而在靠近主流处，速度梯度和切应力便迅速下降，直到管中心（或反应器中心）流速达到最大而速度梯度下降到零，紊流速度分布有两大特点，一是流速分布相对均匀，除粘滞底

层外，断面流速相差不大，中心处的最大流速  $\mu^{\max}$  仅为平均速度  $\nu$  的 1.05~1.3 倍，（而层流  $\mu^{\max} = 2\nu$ ），这是因为水流质点强烈的混掺和碰撞动量交换加强，均化了断面流速的结果，二是流速变化主要发生在壁面附近。

同理，当水流绕过固定物体时，也会产生流速梯度和剪切力在绕流边界层中大幅上升的情况。试观察下图（3-3）的绕圆柱体运动可以看到受水体粘性影响，在绕流圆柱体时，柱体表面产生了附面层，当水流流近柱体前驻点 A 时，水流速度逐步减小，到达 A 点流速为零，随着水流进一步向两侧绕流，压力逐渐减小，流速逐渐增高。在水流绕经柱体前半圆周时，是降压增速流动。

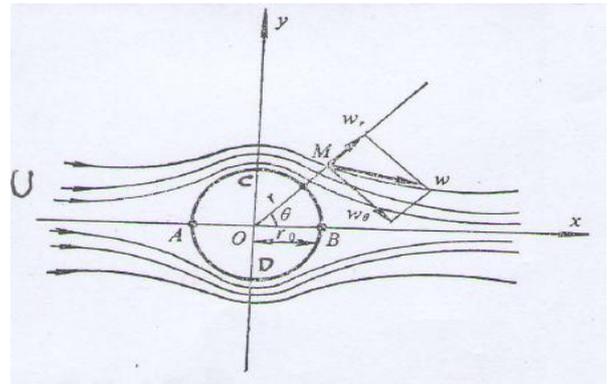


图 3.3

至 C 点流速增至最大，如不计及粘性力影响，靠近柱体的水流速度可用下式计算。

$$U' = 2U |\sin \theta| \quad (3-7)$$

式中  $U$  为断面平均的来流速度。 $\theta$  为极角。

公式表明，紧贴柱体各点的速度，等于二倍的来流速度乘以极角正弦的绝对值，在  $\theta = \pm \frac{\pi}{2}$  的 C、D

两点， $\sin \theta = 1$ ， $U' = 2U$ ，流速达到最大值。

由 A 至 C 流速的快速升高，必然伴随着速度梯度和水力剪切力的大幅升高，这充分说明了水流绕过固定物体时，会使速度梯度和水力剪切力大幅度抬升的情况。

为充分利用流速梯度和剪切力大幅抬升的作用，实验组在反应池的过水断面上加了设网板。网板可用 pp 等绳索材料编制而成。在过水断面上加装网板后，编织网板的网绳就成为一个个被污水绕流的柱状体

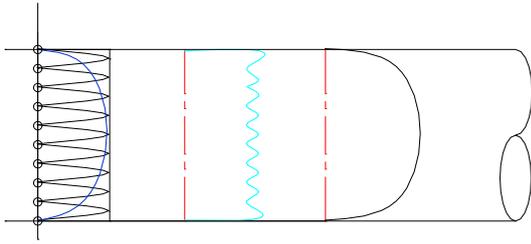


图 3.4 网板后流速分布图

原来在反应池中呈现为对数分布的流速分布曲线也会因网绳的分割出现锯齿状的变化,使速度梯度大大增加,水力剪切力也相应增大,而速度梯度的分布也从集中在边壁转移到网绳周边,在整个断面上的分布变得更加均匀,进而改善了生物絮凝的断面分布状态。

加网板后,不同断面的速度分布有如图 3-4 所示,可见在一个相当长的距离内 ( $X/M > 100$ ),速度梯度和相应的剪切力都将保持一个相对较大的水平之上。

4) 当水 flowing 网绳时,会在网绳后侧形成一个包含大量涡旋的尾流,尾流的流动图像取决于绕流雷诺数 ( $Re = \frac{Ud}{\nu}$ ,  $U$  为平均流速,  $d$  为网绳直径), 当  $Re$  大于 90 以后,尾流中两个旋转方向相反的涡旋不断交替出现并流向下流,形成两列尾流涡列,像街道那样排列在绕流物体的下游两侧,即卡门涡街。当每个涡旋离开网绳时,根据汤姆逊 (Thomson) 环量不变定理,必然在环绕网绳剖截平面上产生一个与涡旋环量大小相等,方向相反的环量,

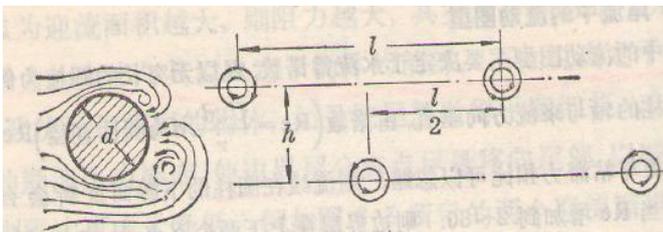


图 3.5

由于这个环量、在网绳上就产生了一个横向推动力  $F_k$ , 由于涡旋是交替产生的,推力的方向也以交替的变化,迫使网绳产生一定频率的振动。网绳产生涡旋的频率  $f_k$  可用下式计算:

$$f_k = St \frac{U}{d} \quad (3-8)$$

式中:

- $f_k$  —— 卡门涡旋释放频率 (次/秒)
- $St$  —— 斯特罗哈尔 (Strouhal) 数

当  $300 < Re < 2.105$  区间  $St = 0.2$

$U$  —— 紊流平均速度

$D$  —— 网绳直径

横向推力

$$F_k = \frac{\rho}{2} U^2 \sin \omega t \quad (3-9)$$

式中:  $A$  —— 网绳截面积

$\omega$  —— 圆频率,  $\omega = 2\pi f_k$

交变的横向推力  $F_k$  以每秒数百次的频率引发网绳振动,因而  $F_k$  亦称横向激动力。

网绳高频率的振动,既有利维持生物膜的活性,又有利于活性较强的生物膜从网绳剥落,促成初始颗粒的形成。

根据紊流条件下絮凝的基本公式 (3-10)

$$N = 12\pi \beta \sqrt{\frac{\epsilon_0}{\nu}} R^3 n_0^2 \quad (3-10)$$

其中  $\sqrt{\frac{\epsilon_0}{\nu}} = \frac{\partial u}{\partial y}$  即流速梯度

可见,反应池中流速梯度分配的不均匀,将导致絮凝状况分布的不均。正是出于以上三个方面的考虑,我们在污水反应池的过水断面上加设了网板。网板既能为微生物的选择性培育提供增殖场地,有孕育了初始颗粒,更重要的是为活性污泥的颗粒化提供了诸多有利的流体力学条件,网板的加设,不仅可使断面流速梯度均匀分布,使生物絮凝在断面各处都能达到较好效果,而且可以大大提高剪切力满足了颗粒污泥对剪切力的需求,降低了曝气能耗,使颗粒污泥工业化应用成为可能。

#### 参考文献:

- 【1】陈进和、陈建华、王士芬编注 《微生物生理学原理》 同济大学出版社
- 【2】窦国仁著 《紊流力学》 人民教育出版社
- 【3】B. r 列维奇著 《物理化学流体动力学》 上海科学技术出版社
- 【4】戴干策 陈敏恒 编著 《化工流体力学》 化学工业出版社
- 【5】甘肃给水排水 2011 年第 2 期, 《活性污泥颗粒化的探求》