

升流式厌氧污泥层反应器 水力混合特性研究

周 琪

(同济大学环境工程学院, 上海 200092)

胡纪苹 顾夏声

(清华大学环境工程系, 北京 100084)

摘 要

对升流式厌氧污泥层反应器在常温下处理生活污水启动, 培养颗粒污泥及运行的水力混合问题进行了系统研究, 试验结果表明, 当 HRT 在 4.28—11.70 h 时, 死区容积只占反应器总容积的 2.1%—6.7%。反应器在实际运行中可忽略不良水力混合的影响, 水力负荷(L)和沼气容积产量(G)共同影响水流流速在升流方向上的均匀性, 它们与离散数 D (无因次)之间存在着如下关系: $D=0.0033L+0.045G+0.073$ 。提出了用 D 定量地表示升流筛分强度, 在本试验条件下, 当 D 在 0.088—0.095 时, 形成了颗粒污泥。

关键词: 升流式厌氧污泥层反应器; 厌氧颗粒污泥; 水力混合特性; 离散数。

1 引言

由荷兰 Wageningen 农业大学的 Lettinga 等人研究开发的升流式厌氧污泥层(UASB)反应器, 由于具有能培养出活性高和沉降性能好的厌氧颗粒污泥, 保持较多的生物量等特点, 应用日趋广泛。从主要在中温下处理高浓度有机废水发展到在常温下处理中、低浓度工业有机废水和生活污水^[1, 2]。

用 UASB 反应器处理有机废水的一个技术关键在于反应器的成功启动, 培养出具有良好活性和沉降性能的颗粒污泥, 这对系统运行的稳定性和对温度、浓度变化的适应性都很重要。但对培养颗粒污泥的理论方面, 大多着重于微生物学的研究, 而对水力学方面较少研究^[3]。水力条件是颗粒污泥形成的重要因素之一。合适的水力条件和产气条件能对污泥进行筛选, 淘汰沉降性能差的分散或絮体污泥, 促进污泥的成球。尚未有在间歇式反应器中形成颗粒污泥的报道^[4]。另一方面, 水力条件对反应器的运行也有很大的影响, 由于 UASB 反应器是在低 HRT 和高 SRT 下运行, 污泥与进水的水力混合程度将影响反应器的运行和污水处理效果。不良混合会导致有毒有害物质积累, 污泥产甲烷活

第一作者简介: 男, 39 岁, 副教授

性降低, 甚至导致反应器失效。

UASB 反应器采用的是升流式运行, 由于颗粒污泥的存在和沼气的产生, 反应器内存在一个非常复杂的三相流动问题, 目前要对其流场分布状况进行精确分析是困难的。

本文借助于化工反应器理论, 将 UASB 反应器中的水流视为一离散流动, 从而对反应器流动状态进行试验研究和理论分析, 定量地求得培养颗粒污泥的水力条件和运行过程中的水力混合特性, 从而对反应器的设计, 启动和运行具有理论指导作用。

2 试验装置和反应器启动、运行

2.1 试验装置和流程

图 1 是 UASB 试验装置及工艺流程图。UASB 反应器用有机玻璃管制成、上部为沉淀区、内设三相分离器, 内径 10 cm, 高 40 cm, 容积为 1.5 L; 下部为污泥悬浮层和污泥床, 内径 7 cm, 高 91 cm, 容积为 3.5 L。沿反应高度设有 10 个取样口。整个装置设在试验室内, 不采用任何加热设备。

试验用生活污水取自清华大学污水站, 经沉淀后生活污水的主要水质指标: COD 平均为 295 mg/L, BOD 平均为 165 mg/L, pH 在 7.1 左右, SS 平均为 61 mg/L, 温度为 9—25℃。

2.2 反应器启动、运行

反应器采用消化污泥接种启动, 对温度在 9—25℃ 的不同条件下分别进行启动试验, 当污泥负荷在 0.26—0.30 kg(COD)/(kg(VSS)·d) 条件下, 通过 57 天(17—25℃)和 68 天(9—14℃)的运行, 完成了反应器的启动, 并成功地培养出了颗粒污泥。出现颗粒污泥时水力负荷在 2.96—5.58 m³/(m³·d) 之间, 沼气容积产量在 0.07—0.12 m³/(m³·d) 之间。

启动后反应器分别在不同的 HRT(4—12 h) 下运行, 当温度在 15—25℃ 时, COD 去除率可达 70% 以上, 出水 COD 在 100 mg/L 以下; 当温度在 9—14℃ 时, COD 去除率为 53%—65%, 出水 COD 略高于 100 mg/L。

3 反应器水力混合特性及试验方法

3.1 反应器的水力学特性

当进水通过污泥层时, 由于颗粒污泥的湿密度小(1.04×10^3 — 1.06×10^3 kg/m³), 在一定的升流速度下, 会产生膨胀现象, 水流是在膨胀的污泥层中流动, 由于污泥层中空隙通道弯弯曲曲并随时在变化、颗粒与絮体杂质几何形状不规则, 造成了水流在升流

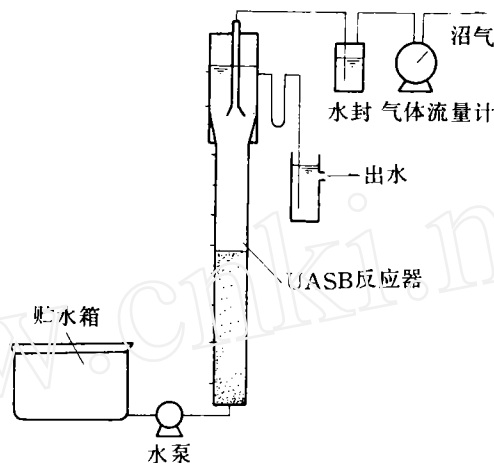


图 1 试验装置与工艺流程

Fig. 1 Equipments and experimental system

方向上的不均匀性。另一方面由于厌氧微生物对有机污染物的生物降解产生沼气、气泡及其尾涡向上运动,它们的速度总大于水流上升的速度,因而也造成了断面流速的不均匀。这些因素使得反应器的升流方向存在一定混合现象,如将这种混合作用叠加在理想的推流式反应器的每一截面上,就可以描述实际反应器的流动状态^[4]。通过数学推导,可得到这种离散流动的无因次偏微分方程形式:

$$D \frac{\partial^2 C}{\partial Z^2} - \frac{\partial C}{\partial Z} - \frac{\partial C}{\partial \theta} = 0 \quad (1)$$

式中, C 为无因次浓度, θ 为无因次时间, Z 为无因次高度, D 为离散数(无因次),该数值越大,则水流在升流方向上的返混程度也越大。

对 D 的求解可采用试验方法,即利用脉冲法向反应器中投加示踪剂,同时测定不同时间 t 时刻出口水流中示踪剂的浓度 C_t ,求得 2 个重要特征值——平均停留时间 $\bar{t}$ 和方差 σ_t^2 。根据 UASB 反应器的闭式边界条件可得到的偏微分方程(1)的数值解,求得当离散数 $D > 0.01$ 时, D 和 $\bar{t}$, σ_t^2 , σ_θ^2 (自变量为 θ 的方差)的关系式:

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma_t^2}{\bar{t}^2} = 2D - 2D^2(1 - e^{1/D}) \quad (2)$$

3.2 试验方法

本试验所用 UASB 反应器是正在启动或稳定运行试验的反应器(见图 1),示踪剂的进样部位在紧接反应器底部的进水管处,出水样取自反应器上部出水管口。

试验选用锂盐($\text{Li}_2\text{SO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$)作示踪剂。据研究者报道^[5],锂盐在废水中背景值极小,锂本身不被颗粒污泥吸附,微生物也不利用锂作营养物质。 Li^+ 离子的浓度用日立 180-80 型原子吸收分光光度计火焰法测定。

试验时按 Levenspiel 等人^[6]的建议,取 2 倍理论停留时间的数据进行分析计算。为对不同水力停留时间的各混合情况进行比较,将试验数据先进行归一化,即引进无因次浓度 C ($C = C_t/C_0$, C_0 是以反应器容积为基础的初始示踪浓度)和无因次时间 θ ($\theta = t/\bar{t}$),并作图。试验数据都经过一致性检验,再利用式(3)、(4)计算出 $\bar{t}$ 和 σ_t^2 。

$$\bar{t} = \frac{\sum_{i=1}^{n-1} (t_{i+1} + t_i)(C_{i+1} + C_i)(t_{i+1} - t_i)}{2 \sum_{i=1}^{n-1} (C_{i+1} + C_i)(t_{i+1} - t_i)} \quad (3)$$

$$\sigma_t^2 = \frac{\sum_{i=1}^{n-1} (t_i + t_{i+1})^2 (C_i + C_{i+1})(t_{i+1} - t_i)}{4 \sum_{i=1}^{n-1} (C_i + C_{i+1})(t_{i+1} - t_i)} - \bar{t}^2 \quad (4)$$

对于死区容积 $V_d(\%)$,用下式直接计算:

$$V_d = (1 - \bar{t}/\text{HRT}) \times 100\% \quad (5)$$

4 试验结果

对在不同的温度、水力停留时间及有机容积负荷条件下正常运行的 UASB 反应器进

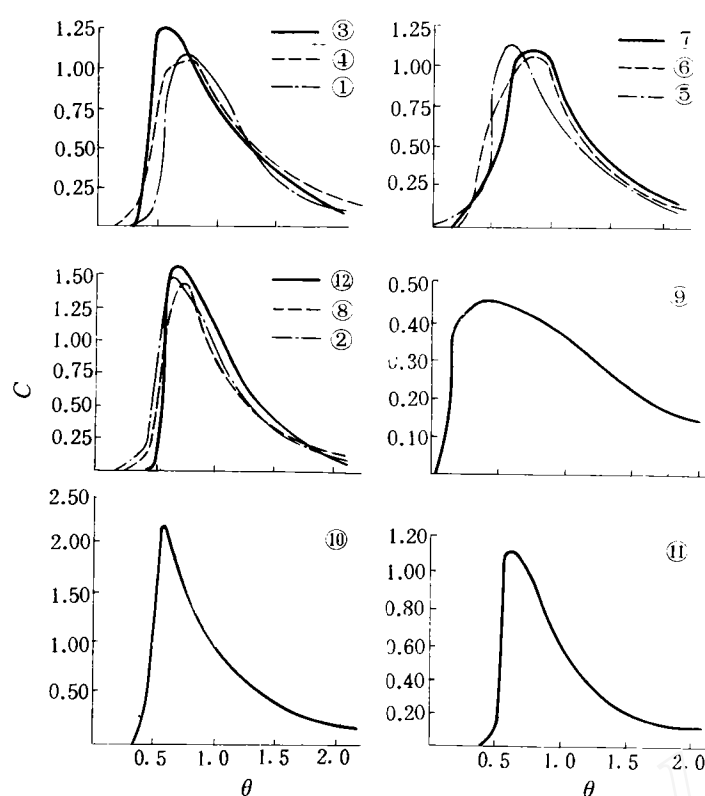
图 2 不同条件下的 $C-\theta$ 曲线Fig. 2 $C-\theta$ curve under different conditions

表 1 示踪试验结果表

Table 1 Results of residence time distribution study

编号 ^①	HRT, h	容积负荷, kg(COD)/(m ³ ·d)	产气量, L/d	温度, ℃	$\bar{t}$, h	σ^2	D	死区容积 V_d , %
1	4.28	2.34	1.430	25	4.19	0.1818	0.101	2.1
2	6.02	1.44	0.250	9	5.80	0.1621	0.089	3.7
3	6.20	1.93	0.820	17	6.06	0.1666	0.092	2.3
4	6.48	1.70	0.665	23	6.32	0.1770	0.098	2.5
5	7.05	1.97	0.625	23	6.87	0.1633	0.090	2.6
6	8.40	1.19	0.480	18	8.10	0.1602	0.088	3.6
7	8.59	1.64	0.570	23	8.31	0.1593	0.087	3.3
8	11.70	1.02	0.100	17	10.92	0.1405	0.076	6.7
9 ^②	7.81	7.00	13.200	35	7.05	0.3237	0.203	9.7
10 ^③	7.84	—	—	9	7.76	0.1287	0.069	1.0
11 ^③	7.86	—	—	18	7.79	0.1290	0.069	0.9
12 ^③	8.96	—	—	23	8.90	0.1096	0.055	0.7

① 编号与图 2 中编号相对应；② 同样的反应器在 35℃ 下处理 COD 为 5000 mg/L 左右的高浓度有机废水；③ 反应器内无厌氧污泥

行脉冲法示踪试验,其结果见图 2. 将图中数据按上节所述的方法进行分析计算,并列如表 1 中.

5 讨论与分析

5.1 反应器的死区

反应器的死区一般分为生物量死区和水力死区 2 类. 生物量死区量指厌氧污泥和污泥表面附着水层所占据的容积,以及由于污泥存在影响水流混合而造成的有效容积的损失,水力死区则是由于反应器内部结构所产生的.

在没有污泥的反应器中进行示踪试验表明,当 HRT 在 7.84 和 8.96 h 时,死区容积仅占整个反应器容积的 0.7%—1.0%. (见表 1 中 10、11、12 号试验结果),这个数值可近似地认为是反应器的水力死区. 水力死区一般发生在反应器内布水,三相分离器的折角等处,这些部位极易形成滞留旋涡,象一个小蓄水池,示踪剂在里面缓慢扩散表现在 $C-\theta$ 曲线的拖尾现象. 本试验用 UASB 反应器的水力死区是较小的.

生物量死区中污泥所占容积可以计算得到,本试验中污泥浓度按整个反应器容积计算,平均在 15 g/L 左右,污泥湿密度按平均 1.05×10^3 g/L 计算,污泥只占整个反应器容积的 1.4% 左右,在与无污泥的反应器运行时的示踪试验相比,当 HRT 在 7.05—8.40 h 之间时,死区容积为 2.6%—3.6%,这说明污泥的存在对水力混合产生了影响. 从表 1 中可看出, HRT 越长,一般死区容积越大,例如当 HRT 为 11.70 h 时、 V_d 为 6.7%,这是因为上升水流流速低,污泥膨胀小,扰动也小,水流在污泥床容易产生沟流现象,造成死区容积增大. 同样在低温下,产气量小,污泥床扰动小,也会使死区容积增大. 从表 1 中可看出,在 9℃ 下,当 HRT 为 6.02 h 时, V_d 为 3.7%,而在 17℃ 下,当 HRT 为 6.20 h 时, V_d 为 2.3%.

Bolle 等人^[7]对 30 m³ 生产性 UASB 反应器示踪试验结果得出,当 HRT 在 4.51—5.00 h 之间运行时, V_d 在 0—3% 之间,陈坚^[6]的试验结果是当水力表面负荷为 0.11—0.13 m³/(m²·h)时, V_d 在 1.2%—3.3% 之间. 本试验与这些研究者的结果较吻合,同时也表明,当 UASB 反应器在处理低浓度生活污水时, HRT 在 4.28—11.70 h 下运行没有不良混合的水力学问题.

5.2 流体混合特性

前已述及,对离散数 D 的求解,对了解反应器的混合特性具有十分重要的意义. 从表 1 中可以看出, HRT 为 11.70—4.28 h 条件下运行时(相应的容积负荷为 1.02—2.34 kg/(m³·d)). 离散数 D 在 0.076—0.101 之间,这些数值均大于 0.02,因此可以判断水流在反应器的升流方向上具有中偏大的离散. 如果把表 1 中的结果进行分析,还可以看出离散数 D 随 HRT 的减少和产气量的增大而增大. 从没有厌氧污泥的反应器在不同温度下的示踪试验(10、11 号试验)可以看出温度对 D 的影响不显著,这些结果说明水流条件和产气条件是影响离散数 D 大小的主要因素,如果将 HRT 换成水力负荷 L ,产气量用沼气容积产量 G 来表示,它们之间的关系见表 2.

如果将 L 、 G 作为自变量, D 作为自变量的函数,进行二元线性回归分析,可得到回归方程:

$$D = 0.0033L + 0.045G + 0.073 \quad (6)$$

上式的总相关系数 $R^2 = 0.99$. 利用概率统计原理对式(6)进行回归显著性检验(F 检验):

$$F = \frac{n-m-1}{m} \cdot \frac{R^2}{1-R^2} \quad (7)$$

式中, n 为统计样本数, 本试验 $n=9$; m 为自变量个数, 此处 $m=2$; 在给定置信水平 $1-\alpha=0.95$ 下, 得到 $F_{1-\alpha}(m, n-m-1) = F_{0.95}(2, 5) = 5.79$. 而本试验 $F=297$, 其 $F \gg F_{0.95}(2, 5)$, 故回归效果高度显著.

表 2 水力负荷、沼气容积产量与离散数的关系

Table 2 The relationship among hydraulic loading rate, biogas production volumetric rate and dispersion number

水力负荷 L , $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$	2.05	2.84	2.86	3.40	3.70	3.87	3.99	5.63	3.07*
沼气容积产量 G , $\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$	0.020	0.114	0.096	0.125	0.164	0.133	0.050	0.286	2.640*
离散数 D	0.076	0.087	0.088	0.090	0.098	0.092	0.089	0.101	0.203*

* 见表 1 的说明②

对各回归系数进行 t 检验; 试验 $t_1=2.87$, $t_2=32.82$, 而 $t_{1-\frac{\alpha}{2}}(n-m-1) = t_{0.975}(6) = 2.45$, 因为:

$$|t_1| = 2.87 > t_{0.975}(6) = 2.45$$

$$|t_2| = 32.82 > t_{0.975}(6) = 2.45$$

可知水力负荷 L 和沼气容积产量 G 对 D 的影响都显著. 从中还可看出, $|t_2| > |t_1|$, 这说明沼气容积产量对 D 的影响比水力负荷更大.

该关系式适用于特定形状的反应器. 水力负荷在 $2.05-5.63 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, 沼气容积产量为 $0.020-2.64 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.

5.3 颗粒污泥形成的流体特性

由式(6)看出, 水力负荷和沼气容积产量共同影响着 D 的大小, 由此造成水流上升流速不均匀, 使厌氧污泥发生碰撞、聚集, 对已结团污泥产生一个旋转力矩, 导致颗粒旋转形成球状的趋向. 这种水力条件还对污泥进行筛分, 冲出细小较轻的絮体, 保持沉降性能良好的颗粒污泥, 这就是气体和水流对反应器形成的筛分强度. 但至今还未找到一个意义明确的参数, 将筛分强度定量的用数值表示出来.

作者通过理论分析和试验, 把水流状况(水力负荷)和产气状况(沼气容积产量)与离散数 D (无因次)联系在一起, 提出用离散数 D 来代表筛分强度的大小, 为定量地分析污泥颗粒化的外部条件提供了一个方法. 作者认为, 当用 UASB 反应器处理高浓度有机废水时, 水力停留时间较长(8-24 h 以上), 但因沼气大量产生, 对反应器起着良好的混合作用, 具有一定的离散数, 对颗粒污泥形成创造了外部条件. 但当处理低浓度有机废水时, 沼气产量小, 要达到相似的离散数, 必须采用加大水力负荷的方法, 一方面提高污泥的营养条件(污泥负荷), 一方面弥补产气量不足而造成的筛分强度不足的缺点, 这是

在常温低浓度条件下成功培养颗粒污泥的关键. 本文 2.2 节对出现颗粒污泥的环境条件作过描述, 利用其水力负荷与沼气容积产量, 通过式(6)可计算出 D 在 0.088—0.095 之间. 用同样的 UASB 反应器处理高浓度有机废水时, 通过示踪试验, 当水力负荷为 $3.0 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 、HRT 为 8h, 沼气容积产量为 $2.64 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时, 整个反应器内的厌氧污泥都颗粒化了, 此时 D 为 0.202.

6 结论

通过以上对反应器水动力学的研究, 可以得出以下几点结论:

(1) 通过示踪试验, 得到了反应器的水力混合特性. 在 HRT 为 4.28—11.70 h 时, 死区容积占反应器构造总容积的 2.1%—6.7%, 由于死区很小, 反应器在实际运行中可忽略其不良水力混合的影响, 试验得到离散数 D 在 0.076—0.101 之间, 表明反应器流态介于理想推流式和完全混合式之间, 在升流方向上具有中偏大程度的离散.

(2) 水力负荷 L 和沿气容积产量 G 共同影响水流流速在升流方向上的不均匀性. 它们与表示这种流速不均匀的无因次参数——离散数 D 之间的关系式为:

$$D = 0.0033L + 0.045G + 0.073$$

(3) 颗粒污泥形成的水力条件可以用离散数 D 来定量地表示. 本试验结果指出, 当 D 在 0.088—0.095 时, 用生活污水作基质都可以形成颗粒污泥.

参 考 文 献

- 1 Lettinga G *et al.* Biotech. Bioeng, 1983, 22: 1710
- 2 周琪, 胡纪萃, 顾夏声. 城市环境与城市生态, 1993, 6(1): 39
- 3 Samson R, Andre Pauss, Serge R Cuiot. Wastewater treatment by immobilized cells. CRC Press Inc, 1990
- 4 许保玖. 当代给水与废水处理原理. 北京: 高等教育出版社, 1990
- 5 吴唯民, 胡纪萃, 顾夏声. 中国环境科学, 1988, 8(1): 68
- 6 Levenspiel O. Chemical reaction engineering (2nd ed.) New York, John Wiley, 1974
- 7 Bolle W L, J van Breugel, G C van Eybergen. Biotech Bioeng, 1986, 28: 1615
- 8 陈坚. 厌氧污泥颗粒化和 UASB 反应器放大的研究, [博士论文]. 无锡轻工学院, 1991

1993-10-29 收到

STUDY ON HYDRAULIC MIXING CHARACTERISTICS OF AN UPFLOW ANAEROBIC SLUDGE BLANKET REACTOR

Zhou Qi

(School of Environmental Engineering, Tongji University, Shanghai 200092)

Hu Jicui, Gu Xiasheng

(Department of Environmental Engineering, Tsinghua University)

ABSTRACT

In this paper, hydraulic mixing characteristics of an upflow anaerobic sludge blanket reactor for treating domestic sewage at ambient temperature and the granulation of anaerobic sludge are studied systematically. Experimental results demonstrate when HRT is 4.28—11.70 h, the dead zone of the reactor is about 2.1%—6.7%. The poor hydraulic mixing can be neglected. Both the hydraulic loading rate (L) and the biogas production volumetric rate (G) affect the homogenization in upflow velocity. The relationship among L , G and dispersion number D (non-dimension) is found to be: $\langle D \rangle = 0.003L + 0.045G + 0.073$. D can represent selection pressure quantitatively. The granular sludge is formed in this experiment as D approaches 0.088—0.095.

Keywords: upflow anaerobic sludge blanket reactor; anaerobic granular sludge; hydraulic mixing characteristics; dispersion number.