

# 大型高效厌氧悬浮床反应器 流态模型研究

王凯军 方皓

(北京市环境保护科学研究院, 北京 100037)

**摘要** 结合大型高效厌氧悬浮床反应器 ( $275\text{ m}^3$ ) 的运行, 在容积负荷  $10\sim 40\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$  的较宽范围, 有计划进行了系列流态实验。通过示踪数学模型模拟研究表明, 采用组合流态模型描述生产性规模厌氧反应器的流态是适合的, 结果优于级串和扩散模型。结合反应器的运行探讨了负荷、上升流速和气体负荷等因素对短流率、死区比例和膨胀率等悬浮床反应器的特性参数的影响, 获得了确定的结论, 可以指导厌氧悬浮床反应器的设计、结构优化和设备开发。

**关键词** 悬浮床反应器 流态 模型研究 水力停留时间分布 (RTD) 示踪试验

中图分类号 X703 文献标识码 A 文章编号 1673-9108(2008)06-0721-06

## Model study on flow pattern of industrial suspended anaerobic reactor

Wang Kaijun Fang Hao

(Beijing Municipal Research Institute of Environmental Protection, Beijing 100037)

**Abstract** A series of flow pattern experiments were conducted with combination of the operation of high efficiency industrial anaerobic suspension bed reactor ( $275\text{ m}^3$ ). During the experiments, the volumetric loading was at the wide scope of  $10\sim 40\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ . The study with mathematical simulation tracer model shows that using the combinational model to describe flow patterns of industrial anaerobic reactor is suitable, the result is superior to the cascade model and the diffusion model. Through studying the operation and the flow pattern of the industrial anaerobic reactor, the suspended anaerobic reactor parameters such as the reactor loading, superficial velocity, gas loading were discussed with the impact of short circuit, dead zone, expansion rate. Some definitive conclusions were made through the study and can give guide to the suspended anaerobic reactor design, structural optimization and device development.

**Key words** suspended bed reactor; flow pattern; model study; RTD; trace experiment

### 1 大型厌氧悬浮床反应器运行和流态研究

#### 1.1 生产性悬浮床反应器运行

实验采用山东省沂水县大地玉米开发有限公司建设 EGSB 反应器, 直径为  $5\text{ m}$ , 高  $15\text{ m}$ , 有效容积  $275\text{ m}^3$  (图 1)。经改造后形成的悬浮床反应器, 于 2004 年 6 月 25 日开始启动, 至 2005 年 2 月 6 日春节停产检修。分启动、提负荷 (A)、高负荷 (B) 和超高负荷 (C); 停产检修后 2005 年 3 月 11 日二次启动至 2005 年 6 月 24 日, 包括二次启动 (D) 和高负荷运行 (E) 阶段。悬浮床反应器均保持在  $28\sim 34\text{ }^\circ\text{C}$  条件下运行, 1 年期间运行参数和处理效果如表 1 所示。

从表 1 可以看出, 反应器以  $8.0\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$  启动, 反应器温度保持在  $30\text{ }^\circ\text{C}$  左右, 经过 1 周时间, 去除率到 80% 以上。在其后 26 d 分别经历了  $9, 12, 18$  和  $25\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$  4 个负荷阶段, 完成了反应器的启动过程。随后进一步提高负荷至  $32\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ , 经过 138 d 持续运行, 反应器中积累了大量的颗粒污泥, 经测算总污泥量在  $19\text{ t}$  左右, 最大产甲烷速率增加达到  $1.5\text{ g COD-CH}_4/(\text{g VSS}\cdot\text{d})$ 。在超高负荷阶段持续 28 d, COD 负荷平

基金项目: 国家高技术研究发展计划 (863) 项目 (2002AA601990)

收稿日期: 2007-06-06 修订日期: 2007-11-23

作者简介: 王凯军 (1960~), 男, 博士, 研究员, 主要研究方向: 水污染控制。E-mail: wkj-iej@vip.163.com

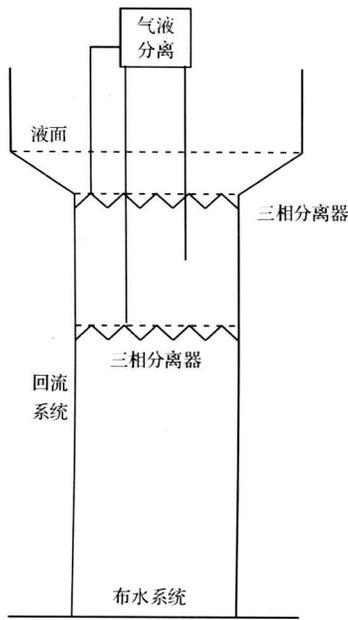


图1 大型厌氧悬浮床反应器结构示意图 (275 m<sup>3</sup>)

Fig. 1 Schematic diagram of industrial anaerobic suspension bed reactor (275 m<sup>3</sup>)

均为 40.7 kg COD/(m<sup>3</sup>·d), 由于进水 COD 波动, 最高达 50 kg COD/(m<sup>3</sup>·d)。示范工程和运行结果详细情况可参见文献 [1]。

## 1.2 实验条件和模型选择

示踪实验采用 LC1 作为示踪剂, 进样选择在进水泵的出水管处, 出水样取自反应器出水口处, 水样采用原子吸收分光光度计测定分析。按照 Levenspiel<sup>[2]</sup> 的建议, 取 2 倍的理论水力停留时间的数据进行计算分析。在实验室模型的基础上, 根据生产性悬浮床反应器的结构特点, 提出水力流态组合模型 (如图 2 所示)<sup>[3~6]</sup>。

在模型中各个单元进行质量衡算可以得到如下各式:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = F_0 C_0 + F_{21} C_2 - F_{12} C_1$$

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = F_k C_0 + F_{12} C_1 - F_{21} C_2 - (F + F_R) C_2$$

$$F_0 = F - F_k + F_R$$

$$F_{12} = F_{21} + F_0$$

$$V = V_1 + V_2 + V_{pf} + V_d$$

$$C_e |_{t+\tau_p} = C_2 |_{t\tau}$$

$$p = V_{pf} / (F \cdot \tau)$$

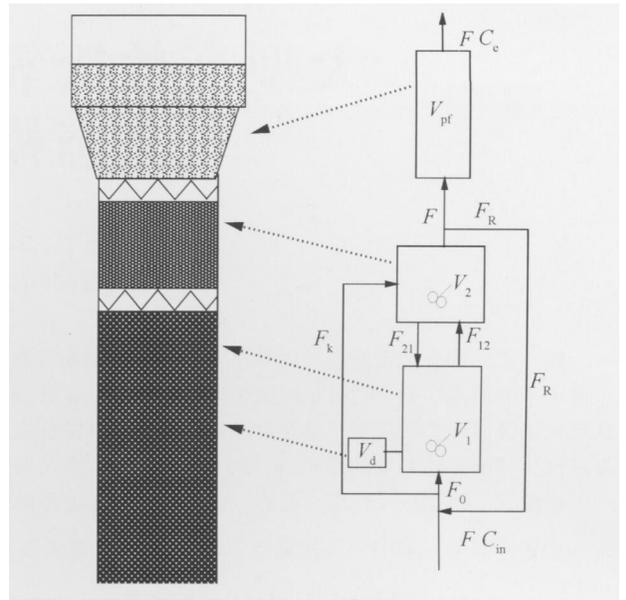


图2 悬浮床反应器流态组合模型

Fig. 2 Combinational model of industrial anaerobic suspension bed reactor

参数说明如下:

$V_1$ ——完全混合单元 1 体积;

$V_2$ ——完全混合单元 2 体积;

$V_d$ ——死区单元体积;

$V_{pf}$ ——推流单元体积;

$F$ ——进水流量;

$F_0$ —— $V_1$  进水流量;

$F_k$ ——短流流量;

$F_{12}$ ——由  $V_1$  流向  $V_2$  的流量;

$F_{21}$ ——由  $V_2$  流向  $V_1$  的流量;

$F_R$ ——回流流量;

$C_{in}$ ——进水浓度;

$C_e$ ——出水浓度;

$\tau$ ——反应器平均水力停留时间。

模型说明如下:

1) 在生产性装置中有两级三相分离器, 在三级分离器下的 2 个区域具有物理分隔的特点, 定为 2 个不同体积的完全混合单元, 第二级分离器至沉淀区出水口为推流单元;

2) 生产性装置生物量主要集中在第一反应单元, 高浓度的颗粒污泥体积占反应器总体积 10% 左右, 生物量死区不可忽视, 因此死区分配在  $V_1$  中;

3) 由于第一级三相分离器强烈的气提作用, 在 2 个反应区存在可以观察到的明显水流,  $V_1$  和  $V_2$  之间的短流用  $F_k$  表示。循环流用  $F_{12}$  和  $F_{21}$  表示。

表 1 悬浮床反应器运行总体状况

Table 1 Operation process of industrial anaerobic suspension bed reactor

	反应器运行阶段				
	启动提负荷 A	高负荷 B	超高负荷 C	二次启动 D	高负荷 E
运行天数 ( d )	1~ 44	45~ 197	198~ 226	259~ 272	273~ 364
平均进水 COD(mg/L)	4 055	4 300	5 143	4 270	5 530
进水量 ( m <sup>3</sup> /h )	15~ 82	80	80~ 96	33~ 86	85
OLR( kg COD /(m <sup>3</sup> · d))	8~ 25	30 1(平均)	40. 2(平均)	10~ 34	38 3(平均)
COD平均去除率( % )	84 1	88 3	89. 6	89 7	90. 1
反应器污泥量 ( t )	2 1~ 6 7	6 7~ 19	19	13. 2~ 15 3	15. 3

模型方程利用 Matlab6.5 中的微分方程组工具箱, 采取四级五阶的 Runge-Kutta 法求解微分方程组。

## 2 生产性悬浮床反应器流态实验

对稳态运行的悬浮床反应器, 在不同容积负荷条件下, 进行了 6 次示踪试验, 结果见表 2 和图 3。从图 3 可见, 该模型可以很好地模拟生产性悬浮床

反应器的 RTD 曲线, 虽然, 不同运行状态下反应器里的离散数  $D/ul$  较大, 从 0.19~ 0.267, 级串数从 2.5~ 3.3 可能在第一反应区调整增加一个模型完全混合区可以获得更好的模拟结果。但是, 从模拟结果和模型的简单性, 以及模型对反应器物理结构解释吻合较明确, 所以, 在生产性悬浮床反应器中的水力流态目前模型结构是合理的。

表 2 不同条件下生产性悬浮床反应器组合流态模型模拟结果

Table 2 Simulation results of industrial anaerobic suspension bed reactor under different conditions

反应器	编号	$V_1$ (m <sup>3</sup> )	$V_2$ (m <sup>3</sup> )	$V_p$ (m <sup>3</sup> )	$V_d$ (m <sup>3</sup> )	$F$ (m <sup>3</sup> /h)	$F_k$ (m <sup>3</sup> /h)	$F_{21}$ (m <sup>3</sup> /h)	$F_R$ (m <sup>3</sup> /h)
生产性 悬浮床 反应器	1	125. 1	82. 5	21. 5	45. 9	33	12. 6	0. 90	20
	2	134. 4	82. 5	21. 5	36. 7	61	15. 4	0. 90	31
	3	151. 5	82. 5	21. 5	19. 5	80	22. 0	0. 5	32
	4	117. 4	82. 5	21. 5	53. 6	84	35. 0	0. 7	49
	5	122. 4	82. 5	21. 5	48. 6	96	48. 5	1. 2	68
	6	118. 2	82. 5	21. 5	52. 8	87	43. 2	0. 9	55

在曲线的拖尾部分拟合略有出入, 这部分模拟值均低于实测值, 这可能是高浓度颗粒污泥对示踪剂的解吸作用造成的。示踪剂在实验后期, 反应器内示踪剂浓度较低时发生解吸, 会造成了实测浓度高于模拟值。从表 2 可见, 从模型机构和参数配置上也是适合的, 第一、二反应区间的循环可以忽略,  $V_1$  和  $V_2$  之间的短流明显。

表 3 是结合运行数据和实验模拟统计数据汇总表。通过表 3 和实验现象可以对反应器的死区、短流、扩散和反混等现象进行综合分析。

### 2.1 运行负荷的影响分析

COD 容积负荷对反应器混合特性的影响是双重的: 反应器的 COD 负荷与进水量及进水浓度密切相关, 对于同一反应器而言较高的 COD 容积负荷必然是较大的进液上流速率和较高的进液浓度共同作用的结果。另外, 较高的 COD 负荷必然产生大量的沼气, 导致气体上升流速增加。因此, 可以说反应器 COD 负荷是综合液体上升流速和气体上升流速这两方面共同的因素对混合特性产生的影响。

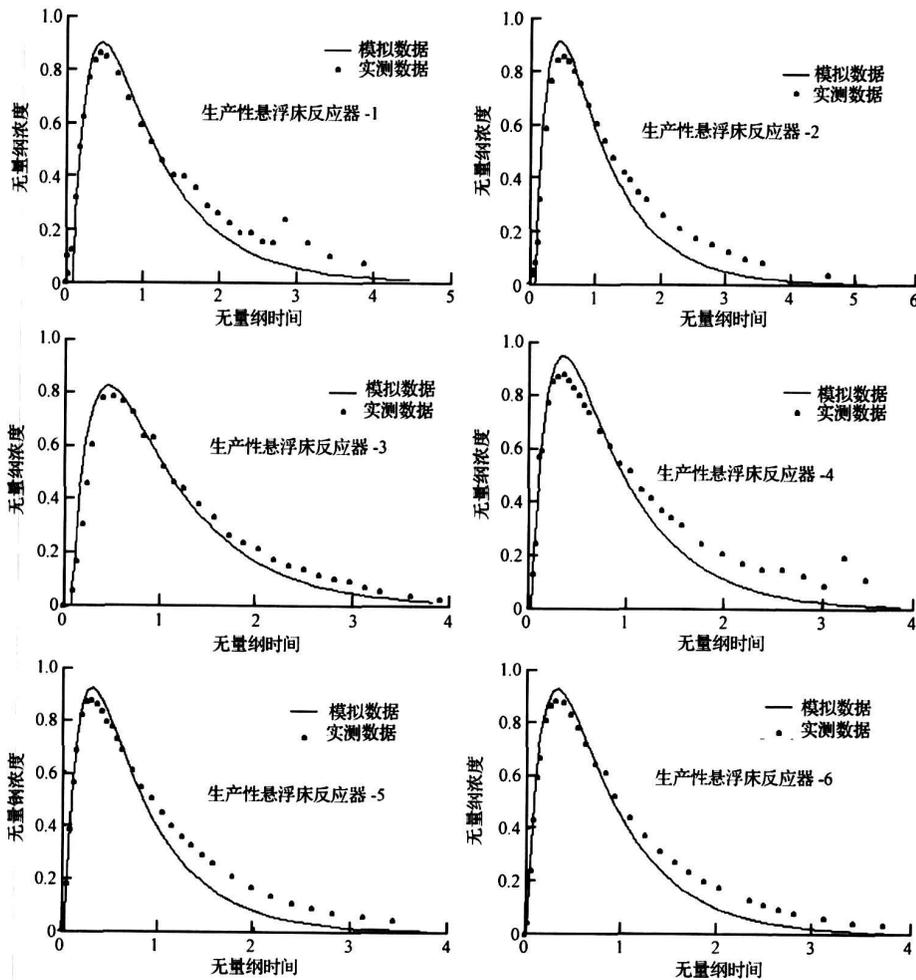


图 3 生产性悬浮床反应器水力流态模型对 RTD 曲线的模拟

Fig 3 RTD simulation results of industrial anaerobic suspension bed reactor

厌氧颗粒污泥床反应器水力负荷 ( $V_1$ ) 和气体负荷 ( $V_g$ ) 之间有确定的关系。  $Q$  为原水流量, 设反应器体积为  $V$ , 横截面积为  $A$ , 高度为  $H$ , 则有:

$$V_1 = (1+R) \frac{Q}{\sqrt{V}} \cdot \frac{\sqrt{H}}{\sqrt{A}} \quad (1)$$

$$V_g = \frac{Q \cdot S_0 \cdot E \cdot \xi}{\sqrt{V}} \cdot \frac{\sqrt{H}}{\sqrt{A}} \quad (2)$$

式中:  $S_0$ —原水浓度;  $E$ —去除率;  $\xi$ —产气系数;  $R$ —回流比。

根据式 (1)、式 (2), 二者之间的关系有:

$$\frac{V_g}{V_1} = \frac{S_0 \cdot E \cdot \xi}{1+R} \quad (3)$$

在反应器的结构形式确定的情况下, 水力负荷与有机负荷无关, 而气体负荷通过进水流量、进水浓度直接与有机负荷相关。实际实验也证实了这一

点, 实验中在  $30 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  和  $40 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  时, 水力负荷基本上是一样的。

## 2.2 运行状态对反应器死区影响分析

反应器死区一般分为生物量死区和水力死区两种<sup>[7]</sup>, 生物量死区是指厌氧颗粒污泥及其表面附着水层所占的体积, 以及由于污泥存在对水力混合而造成的有效容积的减少, 水力死区是由于反应器内部结构所造成的。从试验结果看大型悬浮床反应器的死区占反应器总体积的 7.1% ~ 19.5%。在负荷为  $20 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  的实验, 反应器死区体积最小, 仅占反应器总容积的 7.1%。而在随后的示踪试验中, 测得反应器死区体积在 13.3% ~ 19.5% 之间。因此, 可以认为由于结构造成的死区是较小的, 其他因素造成的死区是主要的。

表 3 示踪试验组合流态模型模拟结果及运行等参数统计表

Table 3 Combinational model simulation results of trace experiment and reactor operation parameters

序号	COD 负荷 ( $\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ )	气体流速 ( $\text{m}/\text{h}$ )	上升流速 ( $\text{m}/\text{h}$ )	HRT ( $\text{h}$ )	膨胀率 (%)	短流率 (%)	$t$ ( $\text{h}$ )	扩散模型 $D/\mu l$	级串模型 串联数 $N$	死区 $V_d$ (%)
1	9	3.0	1.7	8.2	22.2	23.8	6.9	0.228	2.8	16.7
2	15	4.6	3.1	4.5	25.4	16.7	3.9	0.195	3.2	13.3
3	20	5.4	4.0	3.4	28.9	19.6	3.2	0.189	3.3	7.1
4	30	6.3	4.5	3.3	30.2	26.3	2.6	0.235	2.8	19.5
5	35	6.8	5.0	2.9	33.2	29.6	2.4	0.238	2.8	17.7
6	40	8.5	4.5	3.2	36.9	30.4	2.6	0.267	2.5	19.2

由于 EGSB 和悬浮床反应器里的颗粒污泥沉速和强度均优于 UASB 反应器, 在反应器内可以容纳更高浓度的颗粒污泥。生产性反应器期间污泥总量 6~19 t 大量的颗粒污泥占据了反应器较多的空间, 导致反应器生物量死区较大。试验 3 时容积负荷为  $20 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ , 相应的气体流速为  $5.4 \text{ m}/\text{h}$ , 而在试验 4 中负荷为  $30 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ , 气体流速为  $6.3 \text{ m}/\text{h}$ , 就产气量而言相差 16.7%。但是, 反应器里的总污泥量是一个更重要因素, 试验 3 情况下反应器总污泥量为 10 t 而试验 4 污泥量增至 20 t 两种因素共同作用导致反应器的死区激增至 19.5%。另外, 还有一个不可忽视的因素就是在悬浮床反应器中产生的大量气体的顶托作用, 产生的气体在较高的床层里的上升过程中, 不断合并和凝聚, 形成了直径较大的气泡, 这些不断产生的气泡势必占据反应器一定的空间。

### 2.3 运行状态对短流率影响

生产性悬浮床反应器的短流率在  $10 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  负荷时较大, 为 23.8%, 当反应器负荷提高到 15 和  $20 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  时, 短流率分别下降到 16.7% 和 19.6%。很明显, 初期的短流是由水力条件造成的, 这时反应器内污泥浓度高, 上升流速和气体搅动均较低, 在污泥床层容易形成沟流。随着负荷的增大, 反应器内膨胀率会随着水力和气体上升流速的上升而增大。

反应器容积负荷在 30~40  $\text{kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  之间时, 反应器床层膨胀率随负荷的增加而增大, 床层膨胀率在 30% 左右。过高的膨胀率以及较大的产气负荷造成反应器短流的增加。在短流率的影响因素上, 生产性反应器和实验室反应器是一致的, 实验室反应器的短流率在低负荷运行阶段也是较高的,

随着负荷的提高, 短流率逐渐降低, 降低到一定程度后又会随着容积负荷的增加而增大<sup>[4]</sup>。

如前所述, 短流的增加主要是由于第一级三相分离器强烈的气提作用造成, 在反应器顶部气水分离器可以观察到明显的水流。并且这部分短流通过顶部管道到第二反应区(图 1), 值得注意的是, 从第一阶段(A)(见表 1)之后反应器从物理上没有回流, 但是回流组分仍然比较可观, 并与短流水量基本相当(表 2)。

### 2.4 对床层膨胀率影响分析

在反应器中, 实际液体流态主要受液体上升流速、气体上升流速和固相颗粒物理性质及其运动状态三方面的影响。以往的研究为简化研究对象的复杂性往往将三相流动, 简化为气、液或液、固两相流动模型进行研究。事实上, 对于膨胀率固相颗粒的物理性质及其运动状态的影响是不可忽视的。

在一个长期稳定运行的厌氧反应器中, 颗粒污泥的性质变化和数量的变化不容忽视。例如, 在  $20 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  到  $30 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  长期运行阶段污泥量从不到 10 t 增加到近 20 t, 如果完全以颗粒污泥计, 体积增加接近  $50 \text{ m}^3$ , 即使一半为颗粒污泥, 对膨胀率的贡献率也要接近 10%。反应器运行过程的实测膨胀率在 22.2%~36.9% 之间, 扣除污泥的机械增长量, 实际膨胀率应该在 20%~30% 之间。

液体流动可以反映污泥床的运动状态, 而床层的膨胀率也可很好地反映床层固相的运动状态。当膨胀率较低时, 床层静止, 当膨胀率较高时, 床层处于流化状态。从表 3 数据分析, 在负荷  $20 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  到  $40 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$  之间, 其 COD 负荷增加 1 倍, 气体负荷变化接近 1 倍, 而膨胀率增加不

到 8%, 增加量不到 25%。如果扣除前面讨论生物量增加引起的膨胀率的变化, 则影响更小, 甚至可以忽略不计。在三相系统中, 气相的作用主要是对颗粒空隙的“堵塞”作用来改变污泥床实际液体流速。这种作用对床层由固定床向悬浮床转变起明显的作用, 但相对于膨胀率较高状态下, 其对膨胀率影响并不明显。也就是说, 气相对污泥床流态的影响关键是“存在”, 而不是“变化”。水力条件的变化, 是污泥床进入膨胀状态后引起膨胀率改变的的决定性因素。

### 3 结 论

通过对工程规模反应器进行的全面系统的运行状态对流态影响的试验研究, 主要获得以下结论:

(1) 通过大型厌氧反应器流态研究表明, 采用组合流态模型描述生产性规模厌氧反应器的流态是适合的, 结果优于级串和扩散模型。流态模型模拟结果为厌氧反应器的设计、结构优化以及数学模拟研究奠定了基础。

(2) 对体积为  $275\text{ m}^3$  的生产性规模的厌氧悬浮床反应器利用组合流态模型进行模拟与分析, 结果表明, 负荷在  $20\sim 30\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$  之间时, 反应

器膨胀率宜控制在  $20\%\sim 30\%$  之间, 可以降低反应器的短流率和死区。确保反应器既具有良好的混合功能, 同时又不破坏反应器颗粒污泥的结构稳定性。

### 参 考 文 献

- [1] 王凯军, 常丽春, 甘海南. 厌氧颗粒污泥悬浮床反应器示范工程研究. 给水排水, **2007**, 43(2): 58~62
- [2] Levenspiel O. Chemical Reaction Engineering. New York: John Wiley and Sons, **1972**: 578
- [3] 方皓. 高效厌氧反应器运行状态及其流态研究 [硕士学位论文]. 北京: 北京市环境保护科学研究院, **2005**
- [4] Heertjes P. M., Van der Meer R. R. Dynamics of liquid flow in an upflow reactor used for anaerobic treatment of wastewater. Biotechnol Bioeng, **1978**, 20: 1577~1594
- [5] Heertjes P. M., Kuijnenhoven L. J. Fluid flow pattern in upflow reactors for anaerobic treatment of beet sugar factory wastewater. Biotechnol Bioeng, **1982**, 24: 443~459
- [6] Nicoletta C., van Loosdrecht M. C. M., Van der Lans R. G. J. M., Heijnen J. J. Hydrodynamic characteristics and gas-liquid mass transfer in a biofilm airlift suspension reactor. Biotechnol Bioeng, **1998a**, 60: 627~635
- [7] 周琪. 升流式厌氧污泥层反应器水力混合特性研究. 环境科学学报, **1995**, 15(2): 170~177