

旋转流厌氧附着膜膨胀床运行及水力流态研究*

郭素红^{1,2} 王凯军¹ 邹安华² 方皓¹

(1. 北京市环境保护科学研究院, 北京 100037; 2. 北京科技大学土木与环境工程学院, 北京 100083)

摘要 试验以树脂为载体, 用自行设计的旋转流厌氧附着膜膨胀床处理高浓度有机废水。经过启动、中等负荷稳定运行及高负荷稳定运行等阶段, 成功地培养出高效生物膜颗粒, 最高有机负荷达 46.4 kg/(m³·d), 相应的 COD 去除率大于 80%。在反应器运行过程中采用脉冲示踪法, 以 LiCl 作示踪剂, 对反应器的水力流态规律进行了系统的试验研究。研究表明, 水力上升流速及气体负荷是影响反应器容积利用率及反应器内固液两相混合程度的重要因素。

关键词 树脂 旋转流 厌氧附着膜膨胀床 水力流态

Hydraulic flow pattern and performance of swirling flow anaerobic attached growth film expanded bed bioreactor Guo Suhong^{1,2}, Wang Kaijun¹, Zou Anhua², Fang Hao¹. (1. Beijing Municipal Research Institute of Environmental Protection, Beijing 100037; 2. School of Civil & Environmental Engineering, University of Science and Technology of Beijing, Beijing 100083)

Abstract: An innovative swirling flow anaerobic attached growth film expanded bed bioreactor (AAFEB), using resin particles (20~60 mesh) as the biofilm carrier, was employed for treating a concentrate organic wastewater. The experimental program consisted of three phases: start-up, normal loading operation, and high loading operation. The successful start-up resulted in the development of highly effective anaerobic biofilm particles capable of achieving a COD removal efficiency of up to 80% at a high volumetric loading rate (OLR) of up to 46.4 kg/(m³·d). The hydraulic flow pattern in the bioreactor was defined by the pulse input method using LiCl as the tracer. The hydraulic loading and the gaseous loading both affect the utilization of the reactor volume and the degree of solid-fluid mixing in the reactor.

Keywords: Resin Flow AAFEB Hydraulic flow pattern

20 世纪 70 年代, JEWELL 等开发了厌氧附着膜膨胀床(AAFEB)反应器^[1,2]。它是通过向反应器内添加细粒载体的方式为分散污泥提供大量的附着表面, 形成高浓度、高活性的生物膜颗粒污泥, 有效地把微生物保留在反应器内, 从而实现反应器的高效运行, 是现代高效厌氧反应器之一。目前, 我国颗粒污泥供应不足的现状制约着膨胀颗粒污泥床(EGSB)等用颗粒污泥作接种污泥的高效厌氧反应器的推广应用, 因而对 AAFEB 反应器的开发研究重新得到了重视^[3]。

传统的 AAFEB 反应器一般采用底部进水的上向流方式, 同时由于载体的添加, 容易发生设备堵塞、短流、沟流和布水不均等问题, 为克服上述缺点, 本试验对反应器的布水系统进行了改进, 并对反应器启动及运行过程中的水力流态进行了研究。

1 试验

1.1 试验装置

试验装置如图 1 所示。反应器由有机玻璃制

成, 反应区规格 $\Phi 60 \text{ mm} \times 1\,700 \text{ mm}$, 沉淀区规格 $\Phi 140 \text{ mm} \times 350 \text{ mm}$, 底部为平面, 布水方式采用底部中央给水、侧面切线回流的旋转流结构形式, 反应区有效容积 4.41 L, 总容积 8.00 L。

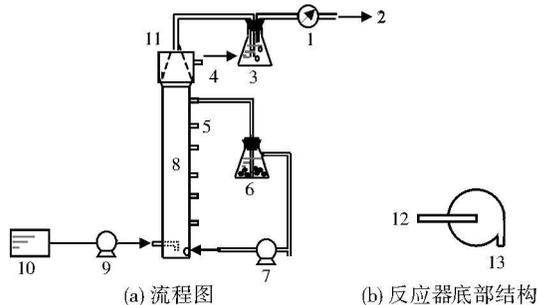


图 1 试验装置示意图

Fig. 1 The schematic diagram of the AAFEB system
1—湿式气体流量计; 2—沼气; 3—水封; 4—出水; 5—取样的口;
6—沉淀池; 7—回流泵; 8—反应器; 9—进水泵; 10—进水箱;
11—三相分离器; 12—进水口; 13—回流口

1.2 试验条件

1.2.1 载体性质

载体为钠型阳离子交换树脂, 外观为黄色球形,

第一作者: 郭素红, 女, 1973 年生, 博士, 主要从事污水处理方面的研究。

* 国家“863”高新技术研究发展资助项目(No. 2002AA601190)。

表面较光滑,堆积密度 0.89 g/cm^3 ,真密度 1.17 g/cm^3 ;载体粒径为 20~60 目(0.45~0.60 mm)。

1.2.2 接种污泥性质

接种污泥取自山东滨州淀粉厂生产性 UASB 反应器。经破碎、筛分后制成分散污泥接种。各阶段反应器内接种污泥性质如表 1 所示。

表 1 不同阶段接种污泥性质
Table 1 Characteristics of the phase and seeding sludge samples

阶段	形态	粒度 /mm	VSS ¹⁾ /($\text{mg} \cdot \text{mL}^{-1}$)	接种量 /L	反应器内污泥量 ²⁾ /($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)
分散	< 0.098	38.00	1.7	8.08	
分散	< 0.098	43.07	1.5	8.08	

注: ¹⁾为挥发性悬浮固体, ²⁾以 VSS 计。

1.2.3 基质

基质为试验室自配水,分别以葡萄糖、脲素、磷酸二氢钾及少许微量元素为营养源,按 COD:N:P = 200:5:1(质量比)配制。同时还加入适量 NaHCO_3 调节反应器内 pH。

1.2.4 温度及 pH

试验为中温厌氧试验,所有试验反应器均置于一个(30±2) °C 的恒温室内,反应器内 pH 控制在 6.5~7.2。

1.3 分析方法及数据处理

COD 采用重铬酸钾标准测定法;总悬浮固体(TSS)和 VSS 采用重量法^[4];pH 采用 pHS-2 型酸度计和精密 pH 试纸进行测量;水力流态采用脉冲示踪法,以 LiCl 作示踪剂,水样采用原子吸收分光光度计测定。

试验数据处理方法:为了对不同水力停留时间下的混合情况进行比较,将实验数据无量纲化。

$$C = C_i / C_0 \quad (1)$$

$$\theta = t / \tau \quad (2)$$

式中: C 为无量纲浓度; C_i 为 t 时刻示踪剂质量浓度, mg/L ; t 为示踪剂流出反应器的时刻, h ; C_0 为初始示踪剂质量浓度, mg/L ; θ 为无量纲时间; τ 为平均水力停留时间, h 。

在不损失精度的条件下,采用不等时段的取样方法,在曲线变化大的区间采样密集,在曲线变化平缓的区间采样减少,水力停留时间颁布函数 $E(t)$ 、 τ 水力停留时间差 σ^2 计算式如下:

$$E(t) = \frac{C_i}{\int_0^\infty C_i dt} \quad (3)$$

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

$$\sigma^2 = \frac{\sum_{i=1}^{n-1} (t_i + t_{i+1})^2 (C_i + C_{i+1}) (t_{i+1} - t_i)}{4 \sum_{i=1}^{n-1} (C_i + C_{i+1}) (t_{i+1} - t_i)} - \tau^2 \quad (5)$$

式中: i 为取样次数; t_i 为第 i 次取样的时间, h ; C_i 为第 i 次取得样品的示踪剂质量浓度, mg/L 。

若以 σ_0 为自变量 θ 的方差,则:

$$\sigma_0^2 = \frac{\sigma^2}{\tau^2} \quad (6)$$

对于分散数(D/uL)的求解,可以根据扩散模型方程:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \frac{1}{P_e} \frac{\partial^2 C}{\partial \eta^2} - \frac{\partial C}{\partial \eta} \quad (7)$$

$$P_e = uL/D \quad (8)$$

式中: P_e 为表征流体分散程度的 Peclet 数; η 为轴向无量纲长度; u 为液体上升流速, m/s ; L 为反应器长度, m ; D 为轴向混合分散系数, m^2/s 。

本次试验中反应器属于闭时边界条件,则 $\theta = 1$,由式(7)可推导为:

$$\sigma_0^2 = \frac{2}{P_e} \left\{ 1 - \frac{1}{P_e} [1 - \exp(-P_e)] \right\} \quad (9)$$

根据式(6)可求得 σ_0 ,代入式(9),可求出 P_e ,再根据式(8),可求出 D/uL 。

2 试验结果和分析

在反应器的启动和运行过程中,水流携带污泥由下向上穿过载体床层到达反应器顶部从出水口排出,流经载体的污泥在物理化学作用下,经过吸附、局部挂膜和完全挂膜等阶段形成富含高活性微生物的生物膜颗粒污泥。在这一过程中,水力流态是生物膜形成的重要影响因素。因而,对反应器运行期间水力流态进行了系统的研究。

反应器运行分两个阶段进行,第阶段 168 d,主要任务是培养高活性的生物膜颗粒污泥,成功启动反应器,并达到中等负荷稳定运行,试验最高有机负荷达 $18.2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,相应 COD 去除率为 85.00%;第阶段 144 d,主要目标是实现反应器的高效稳定运行,试验最高有机负荷达 $46.4 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,相应 COD 去除率为 82.71%。

试验对稳态运行的旋转流 AAFEB 反应器分别在不同的水力停留时间和有机负荷下,进行脉冲示踪试验。进样部位选在靠近进水口处的进水管,出水水样取自反应器出水口。数据分析按照 LEVEN-SPIEL^[5] 的建议,取两倍的理论水力停留时间的数据进行计算分析。试验条件及结果如表 2 所示,试验的水力停留时间分布曲线如图 2 所示。

表 2 反应器脉冲示踪试验结果统计¹⁾
Table 2 Results of the pulse input tracer study

试验编号	平均进水量 $/(mL \cdot min^{-1})$	回流流量 $/(mL \cdot min^{-1})$	水力上升流速 $/(m \cdot h^{-1})$	有机负荷 $/(kg \cdot m^{-3} \cdot d^{-1})$	COD 去除率 /%	气体负荷 $/(m^3 \cdot h^{-1})$	水力停留时间 /h	膨胀率	污泥床高 /cm	v/h	q	D/uL	P_e	串联数	死区 /%
1	9.3	179	4.00	5.6	97.40	0.265	14.414	0.050	69	13.950	0.325	0.203	4.920	3.082	3.2
2	19.8	179	4.20	14.3	90.40	0.579	6.734	0.347	98	6.073	0.355	0.230	4.353	2.815	9.8
3	25.5	220	5.20	23.0	87.00	1.320	5.229	0.401	126	4.285	0.421	0.294	3.407	2.378	18.1
4	25.5	220	5.20	32.1	78.00	1.596	5.229	0.324	168	3.795	0.536	0.446	2.243	1.865	27.4
5	25.0	220	5.20	45.0	83.00	2.335	5.333	0.432	125	4.302	0.437	0.312	3.206	2.288	19.3
6*	25.0	230	5.20	0	0	0	5.333	0	0	4.332	0.390	0.263	3.809	2.562	18.8
7*	26.5	-	0.54	0	0	0	-	0	0	-	-	-	-	-	10.4

注: 1)* 表示清水空载试验。

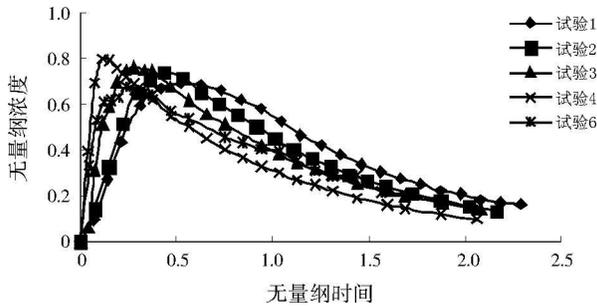


图 2 不同条件下水力停留时间分布曲线

Fig. 2 Distribution of hydraulic retention time under different test conditions

从表 2 和图 2 可看出, 试验结果存在如下规律:

(1) 随着水力停留时间的降低, 水力停留时间分布曲线波峰逐渐向左移。

(2) 水力停留时间越大, 其水力停留时间分布曲线的波峰越趋于平坦。

(3) 反应器的 D/uL 在 0.203~0.446, 均大于 0.2, 表明反应器在整个运行过程中, 混合程度较高。

(4) 反应器的串联数在 1.865~3.082, 说明反应器的运行状态和运行参数对反应器的串联数影响很大。

2.1 反应器的死区研究

反应器死区一般分为生物量死区和水力死区两种^[6], 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。生物量死区可以根据污泥所占的体积计算得到, 污泥湿密度按 $1.05 \times 10^3 \text{ g/L}$ 计, 那么由于生物量造成的死区在 2% 以下。然而实际反应器中, 死区均较大, 因而反应器的运行状况和操作参数对反应器死区有着重要的影响。下面从水力负荷和气体负荷两方面因素讨论反应器死区的变化。

(1) 水力上升流速对反应器死区的影响

由表 2 可知, 试验 7 和试验 6 的水力上升流速分别为 0.54、5.20 m/h, 可以看出随着水力上升流

速的增加, 反应器死区从 10.4% 增加至 18.8%。此种类型的死区属于典型的水力死区, 可能是较高的水力上升流速下股流造成的结果, 股流会直接造成液体短流和沟流, 因而在反应器中产生水力死区。随着水力上升流速的增大, 股流强度增加, 反应器死区也随之增加。根据张玉魁^[7] 在好氧流化床中所做的示踪试验数据分析, 也可以得到死区随水力上升流速增大而上升的结论。

(2) 气体负荷对反应器死区的影响

由试验 6 和试验 7 结果可知, 在无产气作用时, 反应器死区为 10.4%~18.8%。低有机负荷下试验 1 与试验 6、试验 7 具有可比性, 其反应器死区为 3.2%。说明存在产气作用时, 反应器死区会减小。这是由于清水空载试验中没有产气的作用, 三相分离器的罩内部分体积形成结构水力死区, 经计算该部分死区只占 12.7%, 多出部分的死区则是由进水产生的股流所造成的, 没有了气体的搅拌混合作用, 扩散所波及的区域就可能很小, 造成的死区也就较大。

试验 3 和试验 4 具有相同的平均进水量和水力上升流速, 气体负荷分别为 1.320、1.596 m³/h, 相应的反应器死区为 18.1% 和 27.4%, 显然死区是随着反应器气体负荷的增加而上升的。这是因为随着产气量的增大, 大量的气泡不能及时排出而驻留在反应器中所致。

因此, 当气体负荷在较低范围内变化时, 微小气泡合并的机会少, 气泡占据反应器体积而形成的死区就很小, 且小气泡在上升过程中对流体有扰动扩散作用, 因而反应器死区随气体负荷的增大而减小。当气体负荷超出一定的界限, 反应器里就会积存大量的气泡, 不但会占据反应器内一定的体积, 而且在上升过程中还会造成液体短路, 结果导致反应器死区在气体负荷较高时, 随气体负荷的增加而上升。

2.2 反应器液体混合特性研究

反应器流体的混合特性一般用 D/uL 来表征,

$D/uL = 0$ 时,代表是推流, $D/uL = \infty$ 代表完全混合状态。据文献[6]报道,当 $D/uL < 0.02$ 时,流动状态偏离推流较小; $D/uL > 0.2$ 时,流体在流动方向上具有极大程度上的分散; $0.02 \leq D/uL \leq 0.2$ 为过渡状态。良好的混合条件是反应器高效运行的前提条件,只有这样,大量的微生物才能和进水中的基质产生良好接触并发挥其降解功能。但过高度度的混合,对反应器稳定运行是不利的,会造成反应器里颗粒污泥结构的破坏。因此,有必要将 D/uL 控制在一个合理的范围内。本试验中反应器的 D/uL 均大于 0.2,因此可以判断水流在反应器升流方向上具有极大的分散,微生物与废水混合充分。下面分别讨论不同水力上升流速和气体负荷对 D/uL 的影响。

(1) 水力上升流速对反应器 D/uL 的影响

在表 2 中,试验 6 为清水空载试验结果,试验 1 和试验 2 是实际运行中示踪试验结果,由于试验中有机负荷较低,因此可忽略产气作用带来的影响。可以看出, D/uL 随水力上升流速的增加而增大。这是由于随着水力上升流速的增加,固相颗粒活动程度也在增加,从而增强固相颗粒对周围液体的混合作用。

(2) 气体负荷对反应器 D/uL 的影响

试验 3 和试验 4 同为 5.20 m/h 水力上升流速下的试验结果,可看出 D/uL 随着气体负荷的增加而增加。试验 5 是有机负荷为 45.0 kg/(m³·d) 时的试验结果,可看出在此情况下, D/uL 反而下降到 0.312,同时测得膨胀率达到 0.432,而在试验 4 中膨胀率只有 0.324。这是由于在较高的膨胀率下,床层空隙率增加,气体在通过孔隙时对周围液体的扰动作用减小所致。

形成这种现象可能的原因如图 3 所示。液体和气泡在固体颗粒缝隙间上升的过程中,对固体颗粒起到一定的托举作用,从而增大了固体颗粒间的缝隙^[8,9];同时气泡的上升也会对固体颗粒周围附着的液体产生一定的扰动作用。图 3(a) 中当气体负荷处在较低范围内时,气体负荷的增加几乎不会对固体颗粒间缝隙大小产生影响,但是却会增加气体

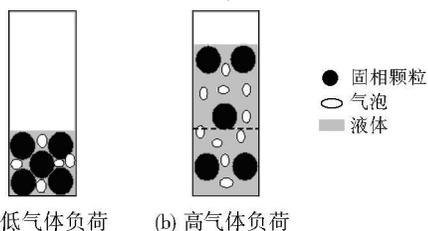


图 3 气体负荷对 D/uL 影响作用示意图

Fig. 3 Schematic drawing showing the effect of the gas bubbles on D/uL

在缝隙间的过流速率,从而对固体颗粒间的液体扰动作用增强,因此反应器 D/uL 随气体负荷增大而上升。图 3(b) 中当气体负荷足够大时,固体颗粒间的缝隙急剧增加,气体在缝隙间的过流速度反而降低,因此对颗粒周围的液体的扰动作用减小,这表现在反应器 D/uL 随气体负荷增大而降低。

综上所述, D/uL 随水力上升流速的增加而增大;同时也会随气体负荷的增加而增大,但超过一定的膨胀率后随气体负荷的增加而降低。

2.3 反应器水力流态对反应器处理效果的影响

反应器里水力混合状态是影响反应器处理效率的主要因素之一。一方面,在生化动力学参数和水力停留时间相同的条件下,偏向于推流式反应器的处理效率总是高于偏向于完全混合反应器;另一方面,反应器里良好的混合作用也是必不可少的,适当的混合作用有利于减轻冲击负荷的影响,减少有害物质的积累,消除反应器底部常见的底部负荷过重的现象,增强传质作用。所以,作为高效厌氧反应器既要保证一定的混合来提高传质作用,同时又要保持一定的传质推动力来提高反应器的处理效率。

表 2 中试验 1 为第 阶段第 111 天示踪试验结果,反应器有机负荷为 5.6 kg/(m³·d), COD 去除率为 97.40%,示踪试验结果通过扩散模型分析表明 D/uL 为 0.203,串联数为 3.082,可以看出在串联数较大时, COD 去除率是非常高的。随着运行时间的增长,在第 149 天的试验 2,反应器有机负荷为 14.3 kg/(m³·d) 时,再次对反应器进行示踪试验,结果表明,串联数减小到 2.815, COD 去除率下降到 90.40%。

试验 3 为第 阶段反应器运行第 82 天,有机负荷为 23.0 kg/(m³·d) 时的测量结果。可以看出随着有机负荷的提高, D/uL 上升至 0.294,串联数继续减小到 2.378,此时的 COD 去除率有所下降,为 87.0%。在随后的第 阶段第 110 天的试验 4 的试验结果表明,有机负荷为 32.1 kg/(m³·d) 时, D/uL 达到了最大值为 0.446,串联数减小到 1.865,在这样的状态下测得 COD 去除率为 78.00%,处理效率较低。试验 5 为第 阶段第 143 天,有机负荷为 45.0 kg/(m³·d) 时的试验结果,结果表明 D/uL 回落至 0.312,此时 COD 去除率比试验 4 有所上升,达到了 83.00%。

分析认为 D/uL 和串联数是相互关联的,它们的变化对反应器的处理效果有重要的影响。过高的 D/uL 对反应器的稳定运行是不利的,主要会导

(下转第 651 页)

运行模式为厌氧(含进水) 1.5 h、好氧 1.0 h、缺氧 1.0 h、好氧 20 min、缺氧 1.0 h 和好氧 20 min, 该系统对实际生活污水的 COD、TN、TP 的去除率分别达 85%、78%、99.5%。

(2) 运行阶段的厌氧、缺氧、好氧多级交替 SBR 系统与阶段的传统厌氧好氧 SBR 系统相比, 好氧时间由 180 min 缩短为 100 min, 节省曝气近 44%。

(3) 好氧吸磷过程中 NO_2^--N 和 NO_3^--N 的大量累积可能会对好氧吸磷以及后续的脱氮产生抑制作用, 今后应针对 NO_2^--N 和 NO_3^--N 对好氧吸磷是否产生抑制进行探讨。

参考文献

- [1] PETER J, JESPERSEN K, HENZE M, et al. Biological phosphorus release and uptake under alternation anaerobic and anoxic conditions in a fixed-film reactor[J]. *Wat. Res.*, 1993, 7(4): 617-624.
- [2] KUBA T, VAN LOOSDRECHT M C M. Phosphorus removal from wastewater by anaerobic-anoxic sequencing batch reactor[J]. *Wat. Sci. Tech.*, 1993, 27(5/6): 241-252.
- [3] BORTON G, LIBELLI S M, TILCHE A, et al. Anoxic phosphate uptake in the DEPHANOX process[J]. *Wat. Sci. Tech.*, 1999, 40(4/5): 177-185.
- [4] 李勇智, 彭永臻, 王淑滢, 等. 强化生物除磷体系中的反硝化除磷[J]. *中国环境科学*, 2003, 23(5).
- [5] 李勇智, 彭永臻, 王淑滢. 厌氧/缺氧 SBR 反硝化除磷效能的研究[J]. *环境污染治理技术与设备*, 2003, 4(6).
- [6] TSUNEDA S, OHNO T, SOEJIMA K, et al. Simultaneous nitrogen and phosphorus removal using denitrifying phosphate-accumulating organisms in a sequencing batch reactor[J]. *Biochemical Engineering Journal*, 2006, 27(3): 191-196.
- [7] LEE D E, JEON C O, PARK J M. Biological nitrogen removal with enhanced phosphate uptake in a sequencing batch reactor using single sludge system[J]. *Wat. Res.*, 2001, 35(16): 3968-3976.
- [8] SMOLDERS G J F, VAN DER M J, VAN LOOSDRECHT M C M, et al. Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process: stoichiometry and pH influence[J]. *Biotechnol. Bioeng.*, 1994, 43(6): 461-470.
- [9] MEINHOLD J, PEDERSEN H, AMOLD E, et al. Effect of continuous addition of an organic substrate to the anoxic phase on biological phosphorus removal[J]. *Wat. Sci. Tech.*, 1998, 38(1): 97-105.
- [10] SUDIANA I M, MINO T, SATOH H. Metabolism of enhanced biological phosphorus removal and non-enhanced biological phosphorus removal sludge with acetate and glucose as carbon source[J]. *Wat. Sci. Tech.*, 1999, 39(6): 29-35.
- [11] JEON C O, PARK J M. Enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor supplied with glucose as a sole carbon source[J]. *Wat. Res.*, 2000, 34(7): 2160-2170.
- [12] APHA. Standard methods for the examination of water and wastewater[S]. Washington, D. C.: APHA, 1995.
- [13] COMEAU Y, KENNETH J H, WILLIAM K O. Determination of poly- β -hydroxybutyrate and poly- β -hydroxyvalerate in activated sludge by gas-liquid chromatography[J]. *Appl. Env. Micro.*, 1988, 54(9): 2325-2327.
- [14] JENKINS D, RICHARD M G, DAIGGE G T. Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming

[M]. Chelsea: Lewis Publishers, 1993.

责任编辑: 黄苇 (修改稿收到日期: 2007-05-17)

(上接第 647 页)

致反应器趋向于全混反应器, 从而降低反应器的基质推动力。

3 结论

(1) 以树脂为载体, 接种分散污泥的旋转流 AAFEB 反应器, 可有效克服上向流反应器因载体下沉而产生的堵塞、沟流和短流等现象, 实现反应器的快速启动, 反应器运行的最高有机负荷达到 $46.4 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 且运行稳定, 效果良好。

(2) 水力负荷和气体负荷是影响反应器死区的两个重要因素, 其中反应器死区随水力上升流速的增加而增加; 当水力上升流速不变, 气体负荷在较低范围内变化时, 反应器死区随气体负荷的增加而减小, 当气体负荷超过一定界限后, 反应器死区则随气体负荷的增大而增大。因此, 可通过调整水力上升流速与气体负荷来减少反应器死区, 提高反应器容积利用率。

(3) 表征反应器混合程度的 D/uL 随水力上升流速的增加而增大, 同时也会随气体负荷的增加而增大, 但超过一定的膨胀率后, D/uL 随气体负荷的增加而降低。过高的 D/uL 对反应器的稳定运行不利, 会导致反应器趋向于全混反应器, 从而降低反应器的基质推动力。

参考文献

- [1] JEWELL W J, SWITZENBAUM S, MORRIS J W. Municipal wastewater treatment with the anaerobic attached microbial film expanded bed process[J]. *Water Pollut. Cont. Fed.*, 1981, 53: 482-491.
- [2] JERISE J S. Industrial wastewater treatment using anaerobic fluidized bed reactors[J]. *Water Science and Technology*, 1983, 15: 169-176.
- [3] 王凯军. 厌氧工艺的发展和新型厌氧反应器[J]. *环境科学*, 1998, 19(1): 94-96.
- [4] 国家环境保护局《水和废水监测分析方法》编委会. 水和废水监测分析方法[M]. 第 3 版. 北京: 中国环境科学出版社, 1989.
- [5] LEVENSPIEL O. Chemical reaction engineering[M]. 2nd ed. New York: Wiley, 1972.
- [6] 周琪. 升流式厌氧污泥层反应器水力混合特性研究[J]. *环境科学学报*, 1995, 15(2): 170-177.
- [7] 张玉魁. 高效分离生物流化复合反应器研究[D]. 北京: 清华大学, 2004: 10.
- [8] HEERTJES P M, KUIJVENHOVEN L J. Fluid flow pattern in upflow reactors for anaerobic treatment of beet sugar factory wastewater[J]. *Biotechnology and Bioengineering*, 1982, 24: 443-459.
- [9] 周国忠, 施力田, 王英琛. 搅拌反应器内计算流体力学模拟技术进展[J]. *化学工程*, 2004, 32(3): 28-32.

责任编辑: 黄苇 (修改稿收到日期: 2007-04-25)