2010年 5月

环境科学学报

A cta Scientiae Circum stantiae

陈小光,郑平. 2010 超高效螺旋式厌氧生物反应器流态研究 [J].环境科学学报,30(5):941-946 Chen X G, Zheng P. 2010. Flow patterns of a superhigh-rate spiral anaerobic bioreactor [J]. A cta Scientiae Circum stantiae, 30(5):941-946

超高效螺旋式厌氧生物反应器流态研究

陈小光,郑平*

浙江大学环境与资源学院,杭州 310029 收稿日期: 2009-09-08 修回日期: 2009-12-11 录用日期: 2010-02-23

摘要: 在冷态模拟条件下, 采用脉冲刺激响应技术, 运用轴向扩散模型和多釜全混流反应器串联模型研究了超高效螺旋式厌氧反 应器的流态. 结果表明: 低负荷下超高效螺旋式厌氧反应器的流态趋于平推流 (分散数 *D* /*uL* < 0. 2, 串联级数 *N* → ∞); 超高负荷下流态趋于全 混流 (*D* /*uL* ≥ 0. 2 *N* → 1). 反应器内总死区平均值为 27.99%, 其中, 生物死区平均值为 6.98%, 水力死区平均值为 21.01%. 水力死区 (*V*_h)与容积水力负荷 (*L*)和容积产气速率 (*G*)之间满足关系式: *V*_h = 0.7603*L* + 0.1627*G* – 4.0620, 容积产气速率对水力死区的影响大于容积水力负荷. 超高效螺旋 式厌氧反应器流态的适宜范围相当于等容多釜串联级数 *N* ≤ 3.01 最后提出了兼顾反应器传质效果和容积效能的控制措施. 关键词: 超高效: 螺旋式厌氧生物反应器: 流态: 死区

文章编号: 0253-2468 (2010) 05-941-06 中图分类号: X703 文献标识码: A

Flow patterns of a super-high-rate spiral anaerobic bioreactor

CHEN X iaoguang ZHENG Ping

Department of EnvironmentalEngineering Zhejiang University, Hangzhou 310029 **Received** 8 September 2009 **received** in revised form 11 December 2009

A bstract The super-high-rate spiral anaerobic bioreactor has shown great potential for treating high concentration wastewater. To make clear the reactor flow pattern, tracer tests were performed using a pulse stimulus response technique under the conditions of cold-model tests. Based on the experimental data, the flow patterns were analyzed by the axial dispersion model and the tank-in-series model. The results showed that flow patterns approached a plug flow reactor (PFR) (dispersion number D/dL < 0.2, series number $\vec{N} \propto \infty$) under bw loading rate and a continuous flow stirred tank reactor (CSTR) ($D/dL \ge 0.2 N^{-1}$ 1) under super high loading rate. The mean dead space in the reactor was 27.99%, divided into mean dead space caused by biomass (6.98%) and hydraulics (21.01%). The relationship among the hydraulic dead space (V_h), the volumetric hydraulic loading rate (L) and the volumetric bigas production rate (G) was found to be $V_h = 0.7603L + 0.1627G - 4.0620$ and the hydraulic dead space was influenced by the volumetric bigas production rate more than the volumetric hydraulic rate. The suitable flow pattern of the super-high-rate spiral anaerobic bioreactor was equivalent to the number of same volume tanks-in-series $N \le 3$.01, and some control measures are suggested to optimize the mass transfer and volumetric efficiency of the reactor

Keywords super-high-rate, spiral anaerobic bioreactor, flow patterns, dead space

1 引言 (Introduction)

edu. cn

以膨胀颗粒污泥床反应器 (EGSB) (郭婉茜等, 2008)和内循环反应器 (C) (Pereborn *et al*, 1994) 为代表的第三代厌氧流化床反应器因具有高效性、 稳定性和经济性的特点而备受青睐,从而引领了新 一代超高效厌氧生物反应器 (以工程上已达到的最 高容积负荷为标准,将容积 COD 负荷超过 40 $kg m^{-3} d^{-1}$ 的反应器称为超高效厌氧生物反应器)的纵深发展.本课题组自主研发的螺旋式厌氧生物 (SPAC)反应器 (郑平等,2008)的重要特征之一在于反应区设置螺旋板内构件,优化流场,提高了反应器容积效率 (陈小光等,2008).经运试,其容积 COD 负荷高达 306 $kg m^{-3} d^{-1}$,容积水力负荷高达

accepted 23 Feb ruary 2010

© 1994-2012 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net

基金项目:国家高科技研究发展计划(863)项目(2006AA06Z332);浙江省大学生创新科技推广项目(Na 200931892911742)

Supported by the National High-Tech Research and Development Program of China(No 2006AA06Z332) and the College Students Science and Technology Innovation and Popularization Project of Zhejiang Province (No 200931892911742)

作者简介: 陈小光 (1979-), 男, 博士研究生, E-mail arcxg 1979@163 com; * 通讯作者 (责任作者), E-mail pzheng@ zju edu cn

Biography. CHEN X isoguang (1979–), male Ph D. candidate E-mail arcsg 1979@ 163 com; * Corresponding author E-mail prheng@ zju

15.3 kg• m⁻³ d⁻¹, 容积 COD 去除率 高达 240 kg m⁻³ d⁻¹,容积产气速率高达 131 kg• m⁻³ d⁻¹(陈 建伟等, 2008).作为超高效厌氧生物反应器, SPAC 反应器具有诱人的应用前景.流态是反应器内部混 合液的流动状态,它关系到反应器中的液体混合与 传质,直接影响反应器的高效性和稳定性.因此,本 文通过测定示踪剂在反应器中的停留时间分布,运 用轴向扩散模型和多釜全混流反应器串联模型,研 究超高效螺旋式厌氧生物反应器的流态特性,以期 揭示其高效机理,便于工程化开发.

- 2 实验材料与方法 (Experimental materials and methods)
- 2 1 试验装置

试验装置如图 1所示.螺旋式厌氧生物反应器 由有机玻璃制成,上部为沉淀区,内置带有集气功 能的三相分离器;中部为反应区,内置螺旋式内构 件和 1.5 L颗粒污泥 (取自某造纸废水处理厂);下 部为布水区.反应器主要结构尺寸:床层直径、高度 和有效体积分别为 100 mm、1000 mm 和 7850 mL; 沉降区直径和高度分别为 280 mm 和 300 mm;反应 器总高、总体积和有效体积分别为 1600 mm、28000 mL和 21500 mL 实际废水处理中的颗粒污泥表观 性状及其物理参数见图 1和表 1.



- 图 1 试验装置示意(1 饱和 NaHCO₃池, 2 0 5% 稀硫酸池, 3. 水泵, 4. 空气泵, 5. 反应器, 6. 螺旋内构件, 7. 三相分离 器, 8. 水封, 9. 气体流量计, 10. 厌氧颗粒污泥)
- Fig 1 Sketch of the experimental apparatus (1. tank for saturated NaHCO₃, 2 tank for H₂SO₄(0.5%), 3. water pump, 4. air pump, 5. reactor, 6 inner spiral, 7. three-phase separator, 8. water seal, 9. wet gas-flow meter, 10.

表 1 颗粒污泥基本物理性能参数

Table 1 The basic physical parameters of granular sludge

初始空隙率	颗粒平均直径	颗粒平均密度	平均终端沉降		
	<i>/</i> mm	/(g mL ⁻¹)	速度 /(mm * s ⁻¹)		
0.38	1 14	1 05	18 1		

2.2 试验过程

冷态试验采用稀硫酸 (体积分数 0 5%)溶液来 模拟进料,利用化学反应生成不同的 CO₂ (饱和 NaHCO₃+稀硫酸)产气量来模拟反应器生物产气. 由于化学反应产气速率有限,当产气量较大时,由 气泵辅助产气,容积产气速率(G)范围为 0~ 192 27 m³ m⁻³ d⁻¹,厌氧颗粒污泥直接取自某造纸废水处 理厂 ℃反应器.

试验控制不同的水力停留时间 (HRT)以模拟 不同的容积水力负荷 *L* (1 85~21 82 m³ m⁻³ d⁻¹), 采用脉冲刺激响应技术,瞬时注入一定量的氟离子 作为示踪剂以形成脉冲信号,定期取样测定出水中 的氟离子浓度,测定方法为氟离子选择电极法.

3 理论分析 (Theoretical analysis)

根据测定结果,可用式(1)计算出示踪剂的停 留时间分布密度函数E(t)、平均停留时间t和停留 时间分布的散度 σ_t^2 .

$$\begin{cases} E(t) = \frac{C(t)}{\sqrt[6]{0}} \\ t = \frac{\sqrt[6]{0} \frac{f}{2} E(t) dt}{\sqrt[6]{0} \frac{f}{2} E(t) dt} \\ \sigma_t^2 = \sqrt[6]{0} \frac{f^2 E(t) dt - (t)^2}{\sqrt{6}} \end{cases}$$
(1)

式中, C(t)为示踪剂即氟离子 t时刻的浓度 $(mg^{t}L^{-1})$.

当返混较小时,可用轴向扩散模型对流态进行 判断,轴向扩散模型中,反应器某微元体积中的示 踪剂浓度变化速率可表示为:

$$\frac{\partial C(t)}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C(t)}{\partial l^2} - u \frac{\partial C(t)}{\partial l}$$
(2)

式中, *D* 为轴向扩散系数 (mm²• m in⁻¹), *l* 为反应器 轴向距离 (mm), *u* 为流动速率 (mm• m in⁻¹). 引入无 因次变量 $C^* = C/C_0$, $\theta = t/t$, Z = l/L, 分别代表无 因次的浓度、时间和长度, 其中, C_0 为初始浓度 (mg L⁻¹), *L* 为反应器轴向总长度 (mm). 将上述无 因次变量代入式 (2) 中得到该模型的无因次表达式

© 1994-2012 China Academic Journal Electronic Publishing Fouse. Arthorist.

(3).

$$\frac{\partial \underline{C}^{*}(\theta)}{\partial \theta} = (D \ huL) \frac{\partial^{2} \underline{C}^{*}(\theta)}{\partial Z^{2}} - u \frac{\partial \underline{C}^{*}(\theta)}{\partial Z} \quad (3)$$

式中, D/uL 为分散数, 该数值越大, 则水流方向上的 返混程度也越大. 对 D/uL 的求解可利用脉冲法示 踪试验, 通过测定 t时刻出口水流中示踪剂浓度 C(t), 求得两个重要特征值: t和 σ_t^2 . 根据反应器的 闭式边界条件可得到偏微分方程式 (3)的数值解, 求得当分散数 D/uL > 0 01时, D/uL、 $t \sigma_t^2$ 和 σ_θ^2 的 关系式 (4).

$$\sigma_{\theta}^{2} = 2 \left(\frac{D}{uL} \right) - 2 \left(\frac{D}{uL} \right)^{2} (1 - e^{-uLD})$$
 (4)

式中, $\sigma_{\theta}^2 = \sigma_t^2 / t^2$. 当 D / uL = 0时, 反应器为平推流反应器 (PFR); 当 $D / uL = \infty$ 时, 反应器为全混流反应器 (CSTR).

当返混较大时, 流态研究选用多釜串联模型. 在多釜串联模型中, 反应器某微元体积的示踪剂浓 度变化速率可表示为:

$$C(t) = \frac{C_0}{(N-1)!} \left(\frac{t}{\tau} \right)^{(N-1)} e^{-t/\tau}$$
(5)

式中, C_0 为第一釜中的示踪剂浓度 (mg L⁻¹), T为 每个反应器的停留时间 (m in), N 为反应器串联级 数. 该模型的无因次方差 σ_0^2 可以表示为:

$$\sigma_{\theta}^{2} = \int_{0}^{\infty} \frac{N^{N} \, \theta^{N+1} \, e^{-N\theta}}{(N-1)!} \, \mathrm{d}\theta - 1 = \frac{1}{N} \tag{6}$$

多釜串联模型是把实际反应器模拟为 N 个等 容全混流反应器的串联组合,以反应器串联级数 N 作为模型参数.可由式(7)直接求得 N.

$$N = \frac{1}{\sigma_{\theta}^2} \tag{7}$$

对于非理想流动, $0 < \sigma_{\theta}^{2} < 1$, 通过停留时间分 布的测定即可求得 σ_{θ}^{2} , 从而确定模型参数 *N*. *N* 值 与流态的关系是: *N* = 1 时为全混流, *N* = ∞时为平 推流.

反应器死区体积可用公式 (8)计算.
$$V_d = (1 - t/HRT) \times 100\%$$
 (8)

4 结果(Results)

在 ABR 反应器中进行 9种不同水力负荷和不 同容积产气速率工况的脉冲法示踪试验,并参照试 验方法 (许保玖等, 2008),分别对 9种工况出口处 的历时浓度进行了归一化数学分析,其示踪剂投加 量与流出量基本相等 (示踪剂回收率均在 98 0% 以 上).为了便于比较和应用,将运行时间 *t*按式(9) 做无量纲处理,并作图,所得 9种 *C-*[®]曲线如图 2 所示.

$$\Theta = \frac{t}{\text{HBT}} \tag{9}$$

式中, Θ 为无量纲时间. 图 2中数据根据 Levenspiel 等 (1974)的建议, 取 2倍 HRT数据并按式(1~8) 进行计算, 结果见表 2 试验水力负荷和产气速率的 模拟值已超出目前运试的 SPAC 反应器的范围 (水 力负荷和产气速率最高值分别为 15 3 m³ m⁻³ d⁻¹、 131 m³ m⁻³ d⁻¹), 因此, 可根据容积水力负荷和容 积产气速率的大小, 将表 1中 9种工况进行分类, 分 别把工况(1,2,6)、(3,7)、(4,8)和(5,9)视为低、 中、高和超高负荷下的反应器运行工况.

表 2 示踪试验结果

Table 2 The results of the tracer tests											
工况	HRT/ min	Θ	$L / (m^{3} m^{-3} d^{-1})$	<i>G</i> / (m ³ m ⁻³ d ⁻¹)	t/ min	σ_{θ}^{2}	D /uL	Ν	$V_{\rm d}$	$\boldsymbol{V}_{\rm h}$	$V_{\rm b}$
1	780	0. 77	1. 85	49 69	629.7	0 312	0. 193	3 21	14 88%	7.90%	6 98%
2	98	0. 61	14. 69	0	89.3	0 214	0. 122	4 67	8 79%	1 81%	6 98%
3	98	0.66	14. 69	49 69	80 4	0 469	0.350	2 13	17. 92%	10 94%	6 98%
4	98	0.46	14. 69	99 84	69 8	0 524	0. 427	1 91	28 79%	21 81%	6 98%
5	98	0.31	14. 69	192 27	53 9	0. 67	0. 745	1 49	44 95%	37. 97%	6 98%
6	66	0.45	21. 82	0	51.0	0 223	0. 128	4 48	20 66%	13 68%	6 98%
7	66	0.38	21. 82	49 69	46 2	0 369	0. 242	2 71	30 04%	23 06%	6 98%
8	66	0.30	21. 82	99 84	38 7	0 549	0. 467	1 82	37. 83%	30 85%	6 98%
9	66	0. 03	21. 82	192 27	34 3	0 799	1. 400	1 25	48 03%	41 05%	6 98%



Fig 2 The curve of $C - \Theta$

5 讨论 (D iscussion)

51 反应器返混程度

返混对厌氧生物反应器影响重大,它使进料基 质浓度相对降低而产物浓度相对提高,故反应速率 减慢,去除效率下降.适当返混能使基质与颗粒污 泥充分混合,强化泥水传质,促进基质生物降解,笔 者认为这对没有外源搅拌而仅靠水力和产气搅拌 的厌氧生物反应器尤为重要.在反应器中,水力负 荷 L和产气速率 G共同决定了反应器的返混程度. 当返混较小时,可用分散数 D /uL 表征流体轴向返 混程度. Tom linson 等 (1979)证明,当 D / $uL \ge 0.2$ 时,表示返混程度较大 (理想全混合反应器 D /uL =∞,而理想平推流反应器 D /uL = 0). 当返混较大 时,可用虚拟级数 N 表征反应器内物料的返混程度 (N = 1时,返混最大,流态为全混流; $N = \infty$ 时,返混 最小,流态为平推流).

由轴向扩散模型分析可知 (表 1),低负荷工况 (1,2,6)和超高负荷工况 (5,9)下的分散数 *D /uL* 分别为 (0,193,0,122,0,128)和 (0,745,1,400),按 照 Ton linson等 (1979)的观点,可认为低负荷下超 高效螺旋式厌氧反应器的返混程度较小(其值均 < 0 2), 流态趋于平推流; 超高负荷下的返混程度较大(其值均 ≥ 0 2), 流态趋于全混流, 中、高负荷下分散数 D /uL 为 0 350~0 467, 返混程度介于平推流和全混流之间.

由多釜串联模型分析可知 (表 1), 低负荷工况 (1,2,6)和超高负荷工况 (5,9)下的多釜串联级数 N分别为 (3,21,4,67,4,48)和 (1,49,1,25), 同样 可以认为超高效螺旋式厌氧反应器低负荷下的返 混程度较小, 流态趋于平推流 ($N^{\rightarrow} \infty$); 超高负荷下 的返混程度较大, 流态趋于全混流 (N^{\rightarrow} 1), 中、高负 荷下 N为 1,82~2,71, 返混程度介于平推流和全混 流之间.

综上分析表明,低负荷下超高效螺旋式厌氧反 应器的返混程度较小 (*D /uL* < 0 2*N*[→]∞),流态趋 于平推流;超高负荷下的返混程度较大 (*D /uL* ≥ 0 2*N*[→]1),流态趋于全混流;中、高负荷下返混程 度介于平推流和全混流之间 (0 35≤*D /uL* ≤ 0 467, 1.82≤*N* ≤ 2 71).

5.2 反应器死区

30卷

踪剂浓度均有早出峰现象 ($\Theta < 1$ 0), 说明 SPAC 反 应器内存在不同程度的死区,反应器内的死区一般 由两部分组成:水力死区(V_b)和生物死区(V_b).水 力死区主要由反应器内部结构所致,生物死区则主 要由微生物自身体积所致,在本试验中,加入厌氧 氨氧化颗粒污泥的湿体积为 1.5 L 反应器总容积 为 21.5 L 可算出反应器内生物死区所占的体积百 分比为 6.98%.根据试验数据,通过式(8)算出反应 器内的总死区所占的体积百分比为 8 79% ~ 48.03%, 平均为 27.99%, 扣除生物死区, 水力死区 所占百分比为 1.81%~41.05%,平均为 21.01%. 由表 3可知,超高效螺旋式厌氧反应器的水力负荷 低于连续搅拌釜式反应器 (Continuous flow Stirred-Tank Reactor, CSTR) (Torres, et al, 2000), 接近 于活性污泥处理厂 (activated sludge plants) (Burrows, et al, 2000), 高于折流式厌氧反应器 (A naerobic Baffled Reactor, ABR) (Grobick et al, 1979). 但值得注意的是, 选作比较的 ABR 的 HRT 远大于超高效螺旋式厌氧反应器.

表 3 不同类型反应器水力死区比较

Table 3 Comparison of the hydraulic dead space in different reactors

反应器类型	HRT/m in	V _h (平均值)	参考文献
SPAC反应器	66~ 780	21. 01%	本研究
CSTR	36400	52 5 %	T orres $et a l$, 2000
活性污泥处理厂	229~315	25 1%	Burrows et al., 1999
A BR	60~ 4800	9. 80%	G robick et al., 1979

本文将表 1中水力负荷 (*L*)和产气速率 (*G*)作 为自变量,水力死区 *V*_h作为因变量建立二元一次函 数,并进行了二元线性回归分析,得到回归方程式 (10).

$$V_{\rm h} = 0\ 760\,\mathcal{L} + 0\ 1627G - 4\ 0620 \qquad (10)$$

上式的 $R^2 = 0.968$ 利用概率统计原理对上式 进行回归显著性检验 (F 检验):

$$F = \frac{n - m - 1}{m} \times \frac{R^2}{1 - R^2}$$
(11)

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- α = 0 95下, 得到 *F*_{1-n} α (*m*, *n*-*m* - 1) = *F*_{0.95}(2, 6) = 19.3 本试验 *F* = 89.35, 其 *F* > *F*_{0.95}(2, 6) = 19.3 故回归效果显著.

分别对式 (10)中 L 和 G 的回归系数进行 t检 验,得到 t = 5 17, t = 11 59,而 t₁₋₉ (n-m-1) = © 1994-2012 China Academic Journal Electronic P $t_{0.975}(6) = 2$ 45,因为 $|t_{L}| = 5$. 17 $\geq t_{0.975}(6) = 2$ 45, $|t_{C}| = 11$ 59 $\geq t_{0.975}(6) = 2$ 45,可知容积水力负荷 *L* 和容积产气速率 *G* 对 *V*_h的影响均显著.参照类似分 析 (周琪等, 1995)可判知:由于 $|t_{C}| > |t_{L}|$,说明产 气速率 *G* 对 *V*_h的影响大于水力负荷 *L*,这与 Tom linson等 (1979)研究结果相一致.

关系式 (10)总结了厌氧生物反应器容积水力 负荷为 1 85~21 82 m³ m⁻³ d⁻¹、容积产气速率为 0 ~ 192 27 m³ m⁻³ d⁻¹范围的水力死区状况,具有较 好代表性和适用性.

53 反应器多釜串联级数

超高效螺旋式厌氧反应器的容积水力负荷和 容积产气速率较高,一定程度的返混可使反应器进 口端的高浓度基质得到稀释,有助于缓解高浓度基 质(特别是抑制性基质)带来的负面效应,抵抗操作 不慎以及水质波动所致的冲击负荷,并促进反应器 的碱度和养分自平衡.然而,根据化学反应工程学 原理,在底物无抑制情况下,平推流反应器有助于 提高反应速率和减少反应器体积(陈甘棠,1990).

如前所述, N = 1时反应器呈全混流, $N = \infty$ 时 反应器呈平推流. 假定反应器内进行一级反应, 由 于各釜体积和操作条件相同, 则底物转化率 η 与多 釜串联级数N 有如下关系:

$$\eta = 1 - \left(\frac{1}{1+k}\right)^{N} \tag{12}$$

式中, k表示反应速率常数 (h^{-1}) ; T表示物料在每 釜中的停留时间 (h). 结合式 (12), 根据式 (13) 可 得反应系统总体积 V_N .

$$V_{N} = NQ \tau = \frac{NQ}{k} \left[\frac{1}{(1 - \tau)^{1/N}} - 1 \right]$$
(13)

式中, Q 表示进料流量 (m^{3} • h^{-1}). 根据式 (13) 可算 出的全混合反应器 (N = 1)和多釜串联反应器 (N > 1) 所需的容积百分比为:

$$\frac{V_N}{V_1} = N \times \frac{1 - (1 - \eta)^{1N}}{(1 - \eta)^{1N}} \times \frac{1 - \eta}{\eta} \times 100\% \quad (14)$$

假定去除效率 1为 80%,则可将式 (14)绘成图 3中 的曲线 1 由曲线 1可见,随着串联级数 N 的增加, $V_N N_1$ 由 100% (N = 1)逐渐降低至 40% (N = ∞), 说明达到相同转化率时理想 平推流态所需反应器 体积为理想全混流态的 40%,即理想全混流态的单 位容积效能仅为理想平推流态的 40%.将式 (14)对 串联级数 N 求导并绘成图 3中的曲线 2 由曲线 2 可知,随着 N 的增加, d(V_N / V_1) /dN (有效容积缩减 变化率)由 93 7% (N_{res} 1)逐渐降低至 0 (N_{res} 0), 表明当 N 增加到一定值时,反应系统有效容积缩减 幅度越来越小.若将超高效螺旋式厌氧生物反应器 的 $d(V_N / V_1)$ /dV 控制在 5% 以内,由曲线 2可知 N \leq 3 01 根据 5 2节研究结果,反应器在中、高负荷 时的串联级数 N 值范围为 1 82 \leq $N \leq$ 2 71,超高负 荷下的 N 值更小 (N^{\rightarrow} 1),它们均未超出 $N \leq$ 3 01 的范围,表明螺旋式厌氧生物反应器在中、高或超 高负荷运行时的容积效能仍有提升空间.为兼顾反 应器传质效果和容积效能,工程设计或操作中,可 根据实际情况调控 N 值,如改变反应区的高径比, 增设分段集气内构件以改变气体流速,调节回流比 改变液体流速等.





- Fig. 3 The relationship between the number of tanks-in-series N and effective volume $V_{\!N}$
- 6 结论 (Conclusions)

1)低负荷下超高效螺旋式厌氧反应器的返混 程度较小 (*D*/*uL* < 0 2*N*[→]∞), 流态趋于平推流; 超高负荷下的返混程度较大 (*D*/*uL* ≥ 0 2*N*[→] 1), 流态趋于全混流, 中、高负荷下的返混程度介于平 推流和全混流之间 (0 35≤*D*/*uL* ≤ 0 467, 1 82≤*N* ≤ 2 71).

2)超高效螺旋式厌氧反应器内的总死区平均 值为 27.9%,其中,生物死区平均值为 6 98%,水 力死区平均值为 21.01%.水力死区 V_h 与水力负荷 L和产气速率 G之间满足关系式 $V_h = 0$ 7603 + 0.1627G - 4 0620($R^2 = 0$ 968),容积水力负荷对水 力死区的影响大于容积产气速率.

3)超高效螺旋式厌氧反应器的适宜流态相当 于等容多釜串联级数 N ≤ 3 01 为兼顾反应器传质 效果和容积效能, 工程设计或操作中, 可通过优化 反应器构型或优化操作参数来调控 N 值. 责任作者简介:郑平(1962—),男,教授,博导,主要从事废物生物处理与资源化以及环境微生物学的教学研究.

参考文献(References):

- Bunows L J Stokes A J West JR, et al. 1999. Evaluation of different analytical methods for tracer studies in aeration lanes of activated sludge plants[J]. Water Research 33(2): 367–374
- 陈甘棠. 1990 化学反应工程(第 2版)[M]. 北京:化学工业出版社. 110-118
- Chen G T. 1990 Chemical Reaction Engineering (2th Editon) [M]. Beijing Chemical Industry Press 110-118 (in Chinese)
- 陈建伟, 唐崇俭, 郑平, 等. 2008 高负荷 SPAC 厌氧反应器运行性能的研究[J]. 生物工程学报, 24(8): 1413-1419
- Chen JW, Tang C J Zheng P, et al 2008 Performance of lab-scale SPAC anaerobic bioreactor with high bading rate [J]. Chinese Journal Biotechno bgy 24(8): 1413-1419 (in Chinese)
- 陈小光, 郑平, 方佩珍. 2008. 废水处理生物流化床内构件研究进展 [J]. 中国沼气, 26(6): 8-12
- Chen X G, Zheng P, Fang P Z 2008 In provement of inner components in biological fluidized bed reactors for wastewater treatment [J]. China Biogaș 26(6): 8-12 (in Chinese)
- GrobickiA, Stuckey D C. 1992 Hydrodynamic characteristics of the anaerobic baffled reactor[J]. Water Research 26(3): 371-378
- 郭婉茜, 任南琪, 王相晶, 等. 2008. 接种污 泥预处理 对生物制 氢反应 器启动的影响 [J]. 化工学报, 59(5): 1283-1287
- GuoW Q, Ren N Q, Wang X J et al. 2008. Comparative study of influence of inoculating sludge with different pre-treatments on startup process in EGSB bio-hydrogen producing reactor[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering (China), 59 (5): 1283-1287 (in Chinese)
- LevenspielO. 1974. Chem icalReaction Engineering (2th Edtion)[M]. New York: John W iley and Sons 368–375
- Pereboom J H F, Vereijken T L F M. 1994. Methanogenic granule development in full scale internal circulation reactors [J]. Water Science and Technology, 30(8): 9-21
- Tom linson E J Chambers B 1979. The effect of long itudinal mixing on the settleability of activated sludge[R]. TechnicalReport TR 122 England Stevenage W ater Research Centre
- Torres J J. Soler A, Saez J. et al. 2000. Hydraulic performance of a deep stabilisation pond fed at 3. 5m depth[J]. Water Research, 34 (3): 1042-1049
- 许保玖,龙腾锐. 2008.当代给水与废水处理原理[M].北京:高等教 育出版社. 83-88
- Xu B J Long T R. Contemporary Principles of Water and Wastewater Treatment [M]. Beijing High Education Press 83—88 (in Chinese)
- 郑平,陈建伟,唐崇俭,等. 2008. 一种新型螺旋式自循环厌氧反应器 [P]. 中国,发明专利. ZL200720106182 6 2008-01-09
- Zheng P, Chen J W, Tang C J et al. 2008. A new type of spiral automatic circulation (SPAC) anaerobic reactor [P]. China ZL200720106182. 6. 2008-01-09 (in Chinese)
- 周琪, 胡纪萃, 顾厦声. 1995. 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, 15(2): 170-177
- Zhou Q, Hu J C, Gu X S. 1995 Study on hydraulic mixing characteristics of an upflow anaerobic sludge blanket reactor [J]. A cta Scientiae C ircum stantiae, 15(2): 170-177 (in Chinese)

反应器构型或优化操作参数来调控 N 值 Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net