

文章编号: 1006-3080(2003)02-0144-04

内置蜂窝陶瓷的气升式内循环生物反应器

I 水力学特征及其影响因素

张永明^{1*}, 尹永华², 全向春³, 施汉昌³, 钱易³, 俞俊棠⁴

(1 上海师范大学城市与旅游学院环境工程系, 上海 200234;

2 南昌航空工业学院环境与化学工程系, 南昌 330034;

3 清华大学环境模拟与污染控制国家重点联合实验室, 北京 100084;

4 华东理工大学生物反应器工程国家重点实验室, 上海 200237)

摘要: 在鼓泡塔式(BC)和气升式内循环(IAL)生物反应器的基础上, 于内循环导流管中间安装了蜂窝陶瓷载体, 构成了带有蜂窝陶瓷载体的气升式内循环(IAL-CHS)生物反应器。用示踪技术测定了流体在BC、IAL和IAL-CHS反应器内的停留时间分布, 并用组合模型建立了描述反应器中流体停留时间分布的数学模型。比较研究了这3种形式的生物反应器的水力学特性, 探讨了曝气量对停留时间分布的影响。结果表明, 相同条件下, 相比BC和IAL, IAL-CHS生物反应器提高了反应器内完全混合区的比例, 减少了流体走旁路的比例。曝气量越大, 完全混合区越大, 而流体走旁路的比例越小。

关键词: 生物反应器; 水力学; 示踪技术; 停留时间分布; 曝气; 气升式内循环**中图分类号:** TQ 050.1; TQ 018**文献标识码:** A

An Internal Airlift Loop Bioreactor Installed

with a Ceramic Honeycomb Support

I Its Hydraulics and Influencing Factors

ZHANG Yong-ming^{1*}, YIN Yong-hua², QUAN Xiang-chun³,SHI Han-chang³, QIAN Yi³, YU Jun-tang⁴

(1 Department of Environmental Engineering, College of Urban Science and Tourism, Shanghai Teachers University, Shanghai 200234, China; 2 Department of Environmental and Chemical Engineering, Nanchang Institute of Aeronautical Technology, Nanchang 330034, China; 3 State Key Joint Laboratory of Environmental Simulation and Pollution Control, Tsinghua University, Beijing 100084, China; 4 State Key Laboratory of Bioreactor Engineering ECUST, Shanghai 200237, China)

Abstract: An internal airlift loop bioreactor with ceramic honeycomb support (IAL-CHS) was modified based on the bubble columns (BC) and internal airlift loop (IAL) bioreactor by installing a ceramic honeycomb support in the draught tube. Tracer technique was used to study the retention time distribution (RTD).

基金项目: 教育部高等学校重点实验室访问学者基金; 华东理工大学
生物反应器工程国家重点实验室开放基金项目; 江西省自然
科学基金项目(9920015)

E-mail: zhangym@niet.jx.cn**收稿日期:** 2002-04-08

作者简介: 张永明(1958-), 男, 教授, 博士, 主要从事废水的生物处理
及生物反应器的研究。

in these bioreactors and a combinational mathematical model was also established for describing the retention time distribution in the bioreactors. The hydraulic feature of IAL-CHS was compared with that of BC and IAL, and the influence of aeration rate on RTD was also discussed in this paper. The results indicated that there were more ratios of full mixing zones and less bypass ratios when fluid flowed through IAL-CHS compared with both BC and IAL under the same level of aeration rate. The more the aeration rate was, the more the ratio of full mixture zones and the less the bypass ratio happened.

Key words: bioreactor; hydrodynamics; tracer technique; retention time distribution; aeration; internal airlift loop

在好氧生物处理废水及有氧发酵过程中, 溶解氧量及其传递速率和反应器内流体混合程度是反应器设计中需要考虑的重要因素。在反应器内增加搅拌装置是解决这一问题的手段之一, 常用于有氧发酵和好氧生物处理废水等许多工业领域^[1]。但使用搅拌并非是好氧生物过程的最佳设计^[2~3], 这是因为搅拌桨所涉及的范围有限, 因而在反应器内容易存在死区。鉴于搅拌式生物反应器存在的一系列缺点, 人们开发了各种形式的鼓泡塔式(BC)生物反应器^[4], 以及在此基础上改进的气升式内循环(IAL)生物反应器^[5~6]。在一些具体应用实例中, 气升式生物反应器的气液混合和传质系数优于鼓泡塔式生物反应器^[7~8]。总体积为 1.5 L 的气升式生物反应器已表现出良好的水力学特性^[9~10]。装有蜂窝陶瓷的气升式内循环(IAL-CHS)生物反应器是在 IAL 反应器的基础上于反应器的内循环管中增加了一个蜂窝状陶瓷载体。载体的作用是: (1) 用于固定化细胞, 增加生物相浓度以提高生物反应的速率; (2) 起到静态混合器的作用以提高气液传递速率, 强化流体流动, 减少反应器内的流动死区。反应器结构的改变对反应器内流体流动的影响, 以及操作参数对反应器水力参数的影响是该反应器的一个重要指标。

本文从反应器的结构, 曝气量的大小, 通过建立数学模型来比较和评价生物反应器的水力学特性。

1 停留时间分布的数学描述

停留时间由流体的摩擦产生的流速分布不均匀, 以及分子扩散及湍流扩散而引起。搅拌或鼓泡产生的强制对流, 沟流和反应器内的死区也是停留时间分布的原因。所有这些都使反应器内的一部分流体流得快, 另一部分流体流得慢, 从而形成停留时间分布。

通常使用分布密度函数 $[E(t)]$ 或分布函数 $[F(t)]$ 来表示停留时间分布。 $E(t)$ 的定义为: 从反

应器流出的物料中, 寿命在 t 和 $t+dt$ 之间的物料所占的分率为 $E(t)dt$, 而 $F(t)$ 与 $E(t)$ 的关系为:

$$F(t) = \int_0^t E(t) dt \quad (1)$$

或

$$E(t) = \frac{dF(t)}{dt} \quad (2)$$

2 实验部分

2.1 生物反应器

实验所用的生物反应器如图 1。它主要由一个直径为 150mm, 高 1 200mm 的有机玻璃管构成反应器壳体, 中间有一个直径 100mm, 高 1 000mm 的可拆卸有机玻璃管作为内循环导流管, 在导流管内装蜂窝陶瓷载体。取出导流管和蜂窝陶瓷载体, 就成为 BC 生物反应器, 若只安装导流管则成为 IAL 生物反应器。所用的蜂窝陶瓷载体如图 2, 直径约 95mm, 高 100mm ~ 120mm。横截面上均匀分布 8mm × 8mm 的方形小孔。

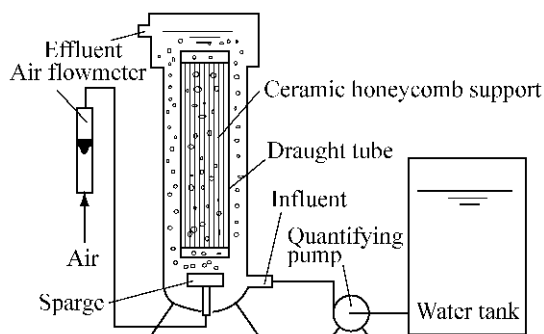


图 1 内置蜂窝陶瓷载体的气升式内循环生物反应器

Fig 1 Internal airlift loop reactor with ceramic honeycomb support (IAL-CHS)

2.2 实验方法

采用高锰酸钾为示踪剂, 用脉冲法测定流体在 IAL-CHS (有效体积 16 252mL)、IAL (有效体积 17 468mL) 和 BC (有效体积 18 885mL) 反应器内的



图2 蜂窝陶瓷载体

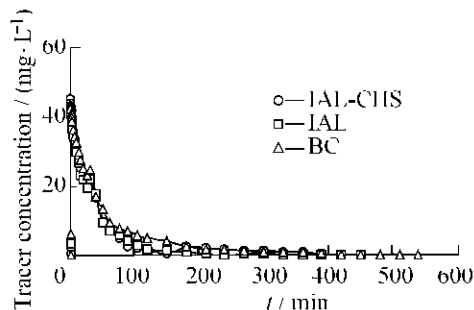
Fig. 2 Ceramic honeycomb support

停留时间分布。

实验时曝气量分别是 $0.5 \text{ m}^3/\text{h}$ 、 $1.0 \text{ m}^3/\text{h}$ 和 $1.5 \text{ m}^3/\text{h}$ ，以考察曝气量对停留时间分布的影响。先用自来水以一定的流速通入反应器内，当达到定常流动时，在某一瞬间突然加入 5 mL 一定浓度的高锰酸钾溶液，随后每隔一定时间取样，用型号为 VIS-7220 的分光光度计测定样品的吸光度，再根据标准曲线换算成高锰酸钾浓度。

3 实验结果和数学模型的建立

图3是曝气量为 $1.5 \text{ m}^3/\text{h}$ 时示踪剂的变化图。由图可见，3种反应器内流体的停留时间分布曲线均接近完全混和流型。即在示踪剂加入的瞬间，其出口示踪剂的浓度很快就达到了最大浓度，随后呈指数下降。在不同曝气量下，反应器出口处高锰酸钾浓度随时间的变化都与之类似。总体上该反应器混合良好，可以按照理想混合模型进行处理。据此可用组合模型来描述该反应器内流体的停留时间分布^[11-13]。它由两个区域组成，即一个完全混合区和一个死区，另外还有部分流体通过旁路流过反应器。

图3 曝气量 $1.5 \text{ m}^3/\text{h}$ 时示踪物的变化趋势Fig. 3 Tracer trend at $1.5 \text{ m}^3/\text{h}$ of aeration rate

由于有旁路，并假定其并不占体积，所以脉冲输入的旁路部分马上出现在输出物流中。其余部分呈简单指数递减，如图3所示。实验中，假设总体积 (V) 的一部分 (分率为 η) 属于完全混合区，其余为

“死区”。此外总加料流量 (q) 的一部分 (分率为 λ) 从完全混合区的旁路流过。只有脉冲的一部分 ($1 - \lambda$) 进入完全混合区 (体积为 ηV) 内。

对完全混合区进行物料衡算。设在与旁路充分混合之前，离开完全混合区时示踪剂的浓度为 c_m ，则有：

$$\text{流入} - \text{流出} - \text{反应} = \text{累积}$$

即：

$$0 - \frac{q(1-\lambda)c}{\eta V} - 0 = \frac{dc}{dt} \quad (3)$$

边界条件： $t=0; c=c_0$ 和 $t=t; c=c_m$

对式(3)积分求解，得：

$$\frac{c_m}{c_0} = \exp\left[-\frac{q(1-\lambda)}{\eta V} t\right] \quad (4)$$

从完全混合区流出的物流与旁路混合后的示踪剂 (出口处) 浓度为 c_e ，则有

$$q(1-\lambda)c_m + q\lambda c_0 = qc_e \quad (5)$$

所以

$$\frac{c_e}{c_0} = \lambda + (1-\lambda) \frac{c_m}{c_0} \quad (6)$$

将式(4)代入式(6)

$$\frac{c_e}{c_0} = \lambda + (1-\lambda) \exp\left[-\frac{q(1-\lambda)}{\eta V} t\right] \quad (7)$$

设无因次时间

$$\theta = \frac{q}{V} t \quad (8)$$

将式(8)代入式(7)，得

$$\frac{c_e}{c_0} = \lambda + (1-\lambda) \exp\left[-\frac{(1-\lambda)}{\eta} \theta\right] \quad (9)$$

因为

$$F(\theta) = \frac{c_0 - c_e}{c_0} = 1 - \frac{c_e}{c_0} \quad (10)$$

所以

$$F(\theta) = 1 - \lambda - (1-\lambda) \exp\left[-\frac{(1-\lambda)}{\eta} \theta\right] \quad (11)$$

根据式(2)

$$E(\theta) = \frac{(1-\lambda)^2}{\eta} \exp\left[-\frac{(1-\lambda)}{\eta} \theta\right] \quad (12)$$

变换实验数据，以 $E(\theta)$ 对 θ 作图，结果如图4，由图可知，理论值与计算值相吻合，说明组合模型可以较好地描述实验现象。对实验结果进行数学回归，回归方程见表1。

所求得的 λ 和 η 分别是这3种反应器在不同曝气量下流体通过反应器时走旁路流体的分率和完全混合区的体积分率。

表 1 反应器的分布密度函数

Table 1 Functions of density distribution for bioreactors

Aeration rate/(m ³ · h ⁻¹)	IAL-CHS	IAL	BC
0.5	$E(\theta) = 1.2785e^{-1.3001\theta}$	$E(\theta) = 1.2836e^{-1.3349\theta}$	$E(\theta) = 1.2471e^{-1.4430\theta}$
1.0	$E(\theta) = 1.2501e^{-1.2647\theta}$	$E(\theta) = 1.2755e^{-1.3113\theta}$	$E(\theta) = 1.3437e^{-1.4571\theta}$
1.5	$E(\theta) = 1.2231e^{-1.2348\theta}$	$E(\theta) = 1.2382e^{-1.2601\theta}$	$E(\theta) = 1.3301e^{-1.3970\theta}$

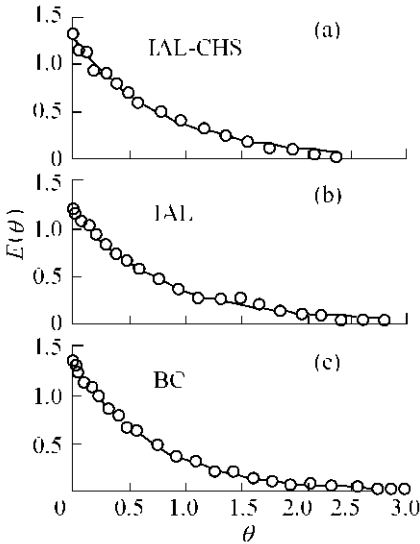


图 4 曝气量为 1.5m³/h 时 E(θ) 的实验值和计算值

Fig 4 Relation of E(θ) between experimental and calculated value under 1.5m³/h of aeration rate

○—Experimental value; ———Calculated value

4 分析与讨论

4.1 反应器结构对流体停留时间分布的影响

反应器结构不同, 流体在反应器内的停留时间分布也必然不同, 主要表现在相同曝气量下, 反应器内的完全混合区和流体走旁路的比例会发生变化。根据回归方程, 可求解出有关参数, 结果列于表 2。从表中可以看出, 在同一曝气量下, BC 反应器的完全混合区最小, 流体走旁路的比例最大; IAL-CHS 反应器的完全混合区比例最大, 流体走旁路比例最小。这主要是 IAL-CHS 反应器的蜂窝陶瓷具有静态混合器的作用, 强化了流体在反应器内的混合程度, 同时也提高了气液传递速率, 所以反应器内完全混合区的比例最大。同时由于混合良好, 流体走旁路的比例也就相应较小, 这有利于生物反应的充分进行, 从而提高生化反应的效率。

4.2 曝气量对停留时间分布的影响

对于相同的反应器, 由于曝气量不同, 其停留时

表 2 反应器的旁路流率(λ)和完全混合区体积积分率(η)

Table 2 Rate of bypass(λ) and full mixture zones(η)

Aeration rate/ (m ³ · h ⁻¹)	λ(%)			η(%)		
	IAL-CHS	IAL	BC	IAL-CHS	IAL	BC
0.5	1.67	3.84	13.58	75.63	72.03	59.89
1.0	1.15	2.73	7.78	78.16	74.18	63.29
1.5	0.95	1.74	4.79	80.22	77.98	68.15

间分布也会有所不同。一般来说, 曝气量越大, 流体混合程度越剧烈, 完全混合区的 η 就越大, 从而使 λ 相应地减小。以 IAL-CHS 为例, 从表 2 可见, 当曝气量为 1.5m³/h 时, 其 η 达到 80.22%, λ 只有 0.95%。而当曝气量减少到 0.5m³/h 时, η 降低到 75.63%, 而 λ 却升高到 1.67%。

由表 2 可知, 不同结构的反应器, 随着曝气量的增加 η 均有不同程度的增加, 而 λ 均有不同程度的减少, 其中 BC 反应器对曝气量的变化更为敏感, 尤其是 λ 变化较大。对于 IAL 反应器, 一般希望 λ 值越小越好, 这样可以提高生物反应的效率。相对而言, IAL-CHS 反应器对于曝气量的变化较为稳定, 这对实际工程应用可能更有意义。

5 结 论

用示踪实验方法, 通过分布密度函数, 建立数学模型, 探讨了曝气量和反应器结构对反应器内流体分布密度函数的影响。实验结果表明, 在 BC 反应器的基础上增加内循环, 可以强化流体的混合程度。在此基础上增加蜂窝陶瓷可进一步强化反应器内的气液混合程度, 提高反应器内完全混合区的比例, 减小流体走旁路的比例。增加曝气量也可得到相同的效果, 但会增加能量的消耗。因此, 增加蜂窝陶瓷是一种经济可行的办法。

(下转第 151 页)

- York: Marcel Dekker, 1984 253-317.
- [3] Rochkind-Dubinsky M L, Sayler G G, Blackburn J W. Microbiological Decomposition of Chlorinated Aromatic Compounds[M]. New York: Marcel Dekker, 1987.
- [4] Geman Buuitron, Ariel Gonzalez, Luz M. Biodegradation of phenolic compounds by an acclimated activated sludge and isolated bacteria[J]. Wat Sci Tech, 1998, 37(4-5), 371-378
- [5] Melin E S, Puhakka J A, Ferguson J F. Enrichment and operation strategies for polychlorophenol degrading microbial cultures in an aerobic fluidized-bed reactor [J]. Water Environment Research, 1998, 70(2): 171-180
- [6] Lu C J, Lee C M, Huang C Z. Biodegradation of chlorophenols by immobilized pure-culture microorganisms [J]. Wat Sci Tech, 1996, 34(10): 67-72
- [7] Torres L G, Sanchez-de-la-Vega A, Beltran N A, et al. Production and characterization of a Ca-alginate biocatalyst for removal of phenol and chlorophenols from wastewaters [J]. Process Biochemistry, 1998, 33(6): 625-634
- [8] Yum K J, Peirce J J. Biodegradation kinetics of chlorophenols in immobilized-cell reactors using a white-rot fungus on wood chips [J]. Water Environment Research, 1998, 70(2): 205-213

(上接第 147 页)

符号说明

c ——示踪剂浓度, mg/L
 c_0 ——示踪剂初始浓度, mg/L
 c_e ——反应器出口处示踪剂浓度, mg/L
 c_m ——离开完全混合区处示踪剂浓度, mg/L
 $E(t)$ ——分布密度函数, $1/h$
 $F(t)$ ——分布函数
 q ——流体流量, L/h
 t ——时间, h
 V ——反应器体积, L
 η ——完全混合区比例
 λ ——流体走旁路比例
 θ ——无因次时间

参考文献:

- [1] Bailey J E. Biochemical reaction engineering and biochemical reactors[J]. Chem Eng Sci, 1980, 35: 1 854-1 886
- [2] Chisti M Y, Fujimoto K, Moo-Young M. Hydrodynamic and oxygen mass transfer studies in bubble columns and airlift bioreactors[A]. AICHE Annual Meeting[C]. Miami Beach: [s n], 1986 2-7
- [3] Royse S. Scaling up for mammalian cell culture [J]. The Chemical Engineer, 1987, (12): 12-13
- [4] Schügerl K, Lütke J, Oels U. Bubble column bioreactors [J]. Adv Biochem Eng, 1977, 7: 1-84
- [5] Blenke H. Loop reactors [J]. Adv Biochem Eng, 1979, 13: 121-214
- [6] Chisti M Y, Moo-Young M. Airlift reactors: Characteristics, applications and design considerations [J]. Chem Eng Commun, 1987, 60: 195-242
- [7] Verschoor H. Developments in bioreactors [J]. The Chemical Engineer, 1985, (6): 39
- [8] Westlake R. Large-scale continuous production of single cell protein [J]. Chem Ing Teche, 1986, 58: S934-937
- [9] 张永明, 俞俊棠, 王建龙, 等. 蜂窝陶瓷固定化细胞气升式内循环生物反应器的水力学特性 [J]. 环境科学, 2001, 22(1): 53-56
- [10] Zhang Y M, Han L P, Wang J L, et al. An internal airlift loop bioreactor with *Burkholderia pickettii* immobilized onto ceramic honeycomb support for degradation of quinoline [J]. Biochemical Engineering Journal, 2002, 11(2-3): 149-457.
- [11] Levenspiel O. Chemical Reaction Engineering 2nd ed [M]. New York: Wiley, 1972
- [12] Kunii D, Levenspiel O. Fluidization Engineering [M]. New York: Wiley, 1969
- [13] Levenspiel O, Bischoff K G. Patterns of Flow in Chemical Process Vessels, Advances in Chemical Engineering Vol 4 [M]. New York: Academic Press, 1963