

改进型气升式反应器能耗的研究

Study on Energy Dissipation in Modified Airlift Bioreactor

金仁村, 郑平*

JIN Ren-Cun and ZHENG Ping*

浙江大学环境工程系, 杭州 310029

Department of Environmental Engineering, Zhejiang University, Hangzhou 310029, China

摘要 首次研究了操作条件和反应器结构(导流筒直径和静态混合元件数)对改进型气升式反应器功耗的影响。结果表明,优化导流筒结构可以实现节能降耗。曝气量相同时,在导流筒直径为 4.0cm,静态混合元件数为 39 的条件下,改进型反应器的功耗最小,比普通反应器平均降低 23.6%。达到相同供氧能力时,在导流筒直径为 5.5cm,静态混合元件数为 13 的条件下,改进型反应器的功耗最小,比普通反应器平均降低 43.9%。在改进型反应器中,升流区功耗最大,占 70%~80%;底隙区次之,占 20%左右;气液分离区最小,小于 10%。降流区功耗可以忽略不计。最大体积功耗出现在底隙区。升流区是解决反应器能耗问题的重点。

关键词 气升式反应器, 能量耗散, 静态混合器

中图分类号 TQ92 文献标识码 A 文章编号 1000-3061(2005)05-0820-06

Abstract The effects of operational variables and reactor configurations (e.g. diameter of draft tube and the number of static mixers) on energy loss in modified airlift bioreactor were investigated at the first time. The results showed that improving the structure of draft tube could reduce energy loss in the bioreactor. When the diameter of draft tube and the number of static mixers were 4.0cm and 39, respectively, the total energy loss in the modified bioreactor was the least among all the configurations and 23.6% less than that of the conventional counterpart at the same air flowrate. The energy consumption for aeration was the smallest (43.9% less than that of the conventional counterpart) when the diameter of draft tube and the number of static mixers were 5.5cm and 13, respectively. The highest energy dissipation (70%~80%) occurred in the riser, the bottom zone (about 20%) took the second place and the separator (less than 10%) took the third place. The energy dissipation in the downcomer was neglectable under the conditions in the research. When the energy loss per unit volume was considered, bottom zone stood the first place. It was implied that the riser was the most important zone to cut down the energy loss of the bioreactor and some attention should also be paid to the bottom zone.

Key words airlift bioreactor, energy dissipation, static mixer

气升式内环流生物反应器是一种以气源为动力、使液体混合与循环流动的新型高效生物反应器,具有优良的传热、传质和混合特性,广泛应用于发酵

工程、细胞工程等领域^[1,2,3]。在环境工程上,这种反应器已成功应用于有机废水处理^[4],并逐渐拓展应用于硝化过程^[5]。但它也存在一些问题,能耗偏高

Received: April 14, 2005; Accepted: June 28, 2005.

This work was supported by Grants from the National Natural Science Foundation of China (No.30070017) and the Science and Technology Foundation for Key Project of Zhejiang (No. 2003C13005).

* Corresponding author. Tel: 86-571-86971709; E-mail: pzhen@zju.edu.cn

国家自然科学基金资助项目(No.30070017)和浙江省重大攻关项目(2003C13005) 中国科学院微生物研究所期刊联合编辑部 <http://journals.im.ac.cn>

就是其中比较突出的问题^[6]。

研究表明,能耗与反应器的内部结构和操作条件密切相关。作者通过在气升式内环流生物反应器的升流区引入静态混合器,大幅度地提高了氧传递能力,为降低供氧能耗提供了一条可能的途径^[7]。本文拟研究这种改进型反应器的功耗(单位时间能耗)分配,探明能耗与反应器构型之间的关系,进而为气升式反应器的节能提供依据。

1 试验部分

1.1 试验装置

1.1.1 静态混合器 静态混合器是一种强化混合与传质的装置。本课题选用 Kenics 型静态混合元件,它由矩形不锈钢薄片左旋或右旋 180°制成。将多个左旋和右旋的元件交替相连,在元件刃口处交叉成 90°,置于同一内径的圆管中,即构成本课题试验的静态混合器。在静态混合器的强制作用下,穿过静态混合器的气液混合流体被多次分割和混合,可阻止气泡聚并,从而改善气液传质性能。

1.1.2 气升式内环流反应器 气升式内环流反应器如图 1 所示。反应器采用 PVC 材料制作,主体截面呈正方形,高度 H_T :250.0cm,边长 b :20.0cm,有效体积 94L。反应器内设有升流区(导流筒)、降流区、气液分离区、底隙区和沉淀区。导流筒高度 H_r :220.0cm,导流筒底与反应器底的距离(底隙区高度) H_B :8.0cm。试验中,保持反应器主体不变,通过改变导流筒直径及其内置的静态混合元件数,考察反应器结构对反应器功耗影响。导流筒内径 d 与静态混合元件数 n 的 6 种组合为: $d=5.5\text{cm}, n=0$ (不安装静态混合器的普通导流筒); $d=5.5\text{cm}, n=10$; $d=5.5\text{cm}, n=13$; $d=4.0\text{cm}, n=0$; $d=4.0\text{cm}, n=10$; $d=4.0\text{cm}, n=39$ 。

1.2 测定项目和方法

1)空气流量:采用湿式气体流量计测定。

2)氧转移系数:采用膜电极法。由氧转移系数 $K_L a$ 计算充氧能力 R_o ,充氧能力 R_o 是指最大氧转移质量流量。 $R_o = K_L a V C_o$ 。

3)气含率:采用 U 型压力计测定曝气前后反应器特定区域不同高度的压力差,通过计算得到该区域的气含率。本课题测得的降流区气含率接近于零,可能与反应器升流区的截面积偏小有关。

4)液体循环流量:保持反应器内液位不变,将导流筒空气提升的液体引至反应器外,测量单位时

间内液体体积即得液体循环流量。

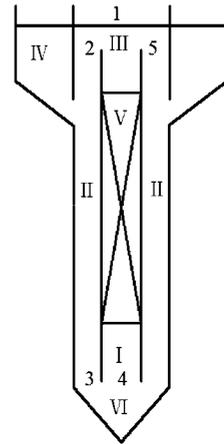


图 1 气升式内环流反应器

Fig. 1 Diagram of internal-loop airlift bioreactor

I: riser; II: downcomer; III: separator; IV: settling section
V: static mixer; VI: bottom; 1~5: pressure calculation points.

2 计算过程

2.1 功耗

气升式反应器功耗的计算采用 Merchuk 模型^[8]。该模型以热力学第一定律为理论基础,具有通用性。根据图 1 中的反应器分区,可得下列功耗公式。

升流区:

$$(E_D)_\lambda = Q_L(P_4 - P_5) - Q_L \rho_L g h - Q_m P_4 \ln\left(\frac{P_5}{P_4}\right) \quad (1)$$

气液分离区:

$$(E_D)_\lambda = -Q_m P_4 \ln\left(\frac{P_1}{P_5}\right) \quad (2)$$

降流区:

$$(E_D)_\lambda = Q_L(P_2 - P_3) + Q_L \rho_L g h = 0 \quad (3)$$

底隙区:

$$(E_D)_\lambda = Q_L(P_3 - P_4) \quad (4)$$

一般情况下, $P_2 = P_5$ 。对整个反应器有:

$$E_D = Q_g P_4 \ln\left(\frac{P_4}{P_1}\right) = (E_D)_\lambda + (E_D)_\lambda + (E_D)_\lambda + (E_D)_\lambda \quad (5)$$

2.2 升流区摩擦功耗

反应器中功耗由两部分组成,其一为壁摩擦功耗,无气体输入时该功耗照样存在;其二为液相主体功耗,与气泡行为有关。

$$E_D = (E_D)_{\text{wall}} + (E_D)_{\text{bulk}} \quad (6)$$

其中,升流区壁摩擦功耗为:

$$(E_D)_{\text{wall}} = 0.5 \rho_L K_A (1 - \epsilon_r) V_L^2 \quad (7)$$

K 指阻力系数。在普通气升式反应器中, K 为

导流筒壁阻力系数;在改进型气升式反应器中, K 为导流筒壁阻力系数和静态混合器阻力系数之和。 V_L 为液体循环实际线速度,即:

$$V_L = \frac{U_{Lr}}{1 - \epsilon_r} \quad (8)$$

K 值可由液体循环速度公式(9)计算^[9],

$$U_{Lr} = \left[\frac{2gh(\epsilon_r - \epsilon_d)}{\left(\frac{K}{(1 - \epsilon_r)^2} + K_B \left(\frac{A_r}{A_d}\right) \frac{1}{(1 - \epsilon_d)^2}\right)} \right]^{0.5} \quad (9)$$

由于 ϵ_r 远大于 ϵ_d ,且升流区与降流区的过流面积之比 $(A_r/A_d)^2$ 不大于0.0043, K_B 一般不大于0.56^[10],因此 $K_B(A_r/A_d)^2(1 - \epsilon_d)^2$ 项可以忽略。据此,式(9)简化并变形为式(10)。

$$K = \frac{2gh\epsilon_r(1 - \epsilon_r)^2}{U_{Lr}^2} \quad (10)$$

3 结果与讨论

3.1 总功耗

由图2可以看出,当进气流量为432~2700(L·h⁻¹)时,反应器功耗为2.61~14.9W;总功耗与进气流量呈线性相关。试验结果可以从式(5)得到解释,在反应器液面压力(P_1)和进气管口压力(P_4)保持相对稳定时,总功耗与进气流量成正比。随着导流筒直径缩小和静态混合元件数增多,总功耗降低。这些结构上的改变会增强流体的径向混合或减小气泡的聚并概率,有利于气泡在升流区滞留,从而导致升流区气含率变大,混合液密度下降, P_4 也相应变小。因此,当需气量一定时,适当缩小导流筒尺寸,增加静态混合元件数,有助于降低反应器功耗。此时,较优的导流筒结构尺寸为: d 为4.0cm, n 为39。经过优化的反应器总功耗可比普通反应器降低23.6%。

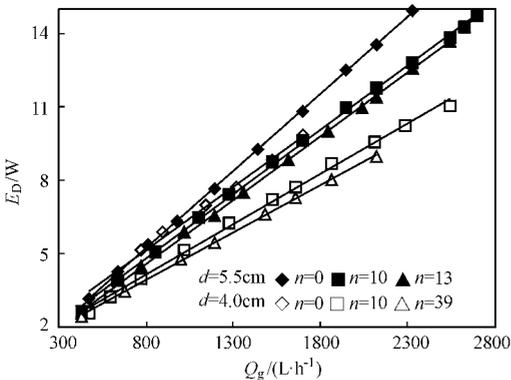


图2 反应器总能耗与进气流量的关系

Fig.2 Relation between total energy dissipation and inflow air rate in the bioreactors with different configuration

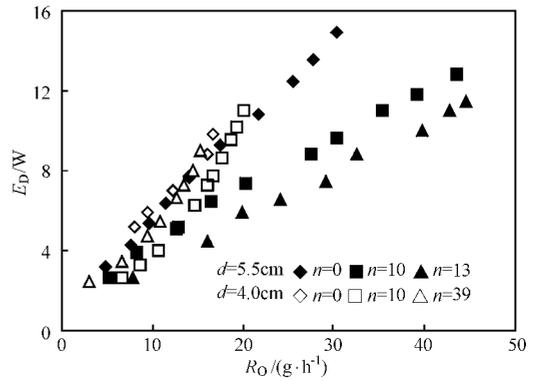


图3 不同结构条件下充氧能力与总能耗的关系

Fig.3 The relation between total energy dissipation (E_D) and oxygen transfer capacity (R_O) in bioreactors with different configuration

在气升式反应器中,曝气具有双重作用。其一是启动并维持混合液循环流动(循环需气);其二是为微生物提供生长和代谢所需的氧气(反应需气)。在实际操作中,为了同时满足这两种需求,曝气量通常取循环需气量和反应需气量中的较大值。若循环需气量较大,则按循环需气量曝气,反之亦然。前一情况大多出现于临界流化速度较高的气-液-固三相反应器中,后一情况则大多出现于气-液两相反应器中^[11]。

3.2 供氧功耗

好氧生物反应耗氧量往往较大,但氧在水中的溶解度较小,并在生物反应器中需要经过气-液及液-固传递才能被菌体利用,因此氧传递极易成为好氧生物反应的瓶颈。为了保证反应顺利进行,必须增大曝气量或提高氧利用率,满足反应对氧的需求。在这种情况下,反应需气量很可能超过循环需气量而成为曝气的控制参数。

由图3可以看出,反应器的总功耗与充氧能力成正相关。当充氧能力设定时,采用的导流筒尺寸越大,内置的混合元件数越多,消耗的能量越少。若以充氧能力作为优化目标,较优的导流筒结构尺寸为: d 为5.5cm, n 为13。当充氧能力为4.56~30.3 g·h⁻¹,经优化后反应器总功耗降低43.9%。由于在同等充氧能力下的功耗反映了反应器的能量效率,因此改进反应器的内部结构具有显著的节能作用。

3.3 反应器功耗分布

3.3.1 功耗分配率:一般而论,降流区的能量大部分耗散于液相主体^[8],主要受气含率左右。供试反应器降流区的截面积较大,降流区液体循环速率较小,带入降流区的气泡较少,测定发现降流区的气含

率接近于零。因此,降流区的功耗可忽略不计。反应器其他各区的功耗分配见图4。升流区的功耗最大,占70%~80%;底隙区次之,占20%左右;气液分离区最小,小于10%。

升流区的功耗明显大于其他各区,升流区是实施反应器节能的关键区域。气体的等温膨胀主要发生在升流区,除了液体进出水的高程差,气体的等温膨胀是反应器的主要耗能因子。一般认为,升流区的能量耗散于气泡尾涡、管壁摩擦、静态混合元件摩擦等^[8]。在普通气升式反应器中,气泡尾涡功耗是升流区功耗的主体^[9]。本研究证明:在改进型反应器中,静态混合元件的摩擦功耗也占有较大的比重。

供试反应器的底隙区功耗分配率较小,与相关文献报道^[8]有较大的出入。经比较发现,作者所用的反应器的底隙区比文献[8]高,因此功耗较低。

气液分离区功耗分配率最小。尽管流体流动方向发生180°转变,但该区域面积较大,流体流线较长,流体扰动并不剧烈;此外,该区内静水压较小,气泡等温膨胀做功也不大。

3.3.2 功耗分配率的影响因素:由图4可以看出,气液分离区的功耗分配率相对稳定,受进气流量的影响不大;升流区和底隙区的功耗分配率受进气流量、导流筒结构的影响较大。

无混合元件时,升流区和底隙区的功耗分配率变化函数均在 $Q_g = 800(\text{L}\cdot\text{h}^{-1})$ 附近出现拐点(函数由递增变为递减), d 为4.0cm时,出现两个拐点;内置元件后,升流区的功耗分配率随进气流量增大而略有上升,此后趋于稳定;底隙区功耗分配率变化规律与之相反。由此可见,静态混合元件可影响功耗分配率与进气流量的关系。

引入该元件后,反应器流体力学行为较有规律,混合元件的数量对各区域功耗分配率的影响相对较小,且随着 d 增大,升流区的功耗分配率下降。这是由于筒壁和混合元件摩擦阻力减小之故。

综上所述可知,导流筒结构的变化不仅会引起功耗分配率的变化,还会形成不同的功耗分配规律,值得深入研究。

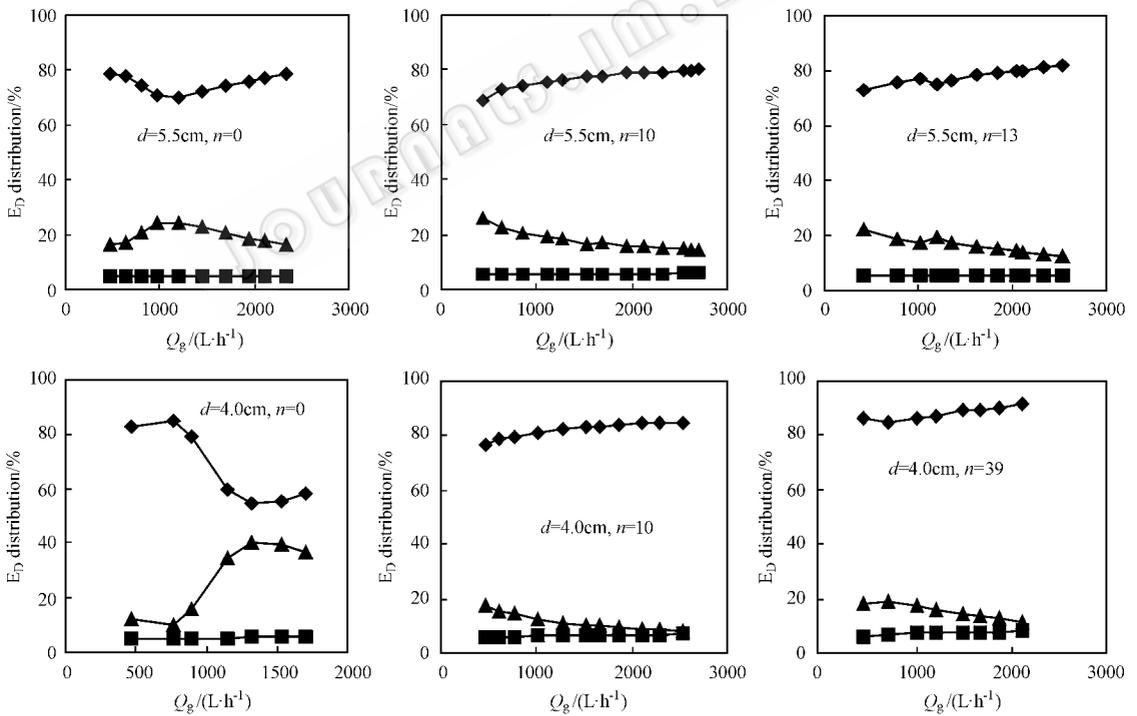


图4 反应器各区功耗分配与进气流量的关系

Fig.4 Relation between energy dissipation and inflow air rate in different sections of the bioreactor

◆ riser; ■ separator; ▲ bottom.

3.4 升流区功耗分布

升流区功耗分配率最高,节能降耗潜力最大,有必要进一步搞清升流区的功耗分布。有些研究者认为,升流区内绝大多数能量耗散于液相主体,管壁摩

擦功耗可忽略不计^[10]。本研究结果(图5)与此不符,尽管壁摩擦功耗相对较小,但所占的份额不可忽略。

3.5 体积功耗

尽管反应器的总功耗是一个重要的技术参数

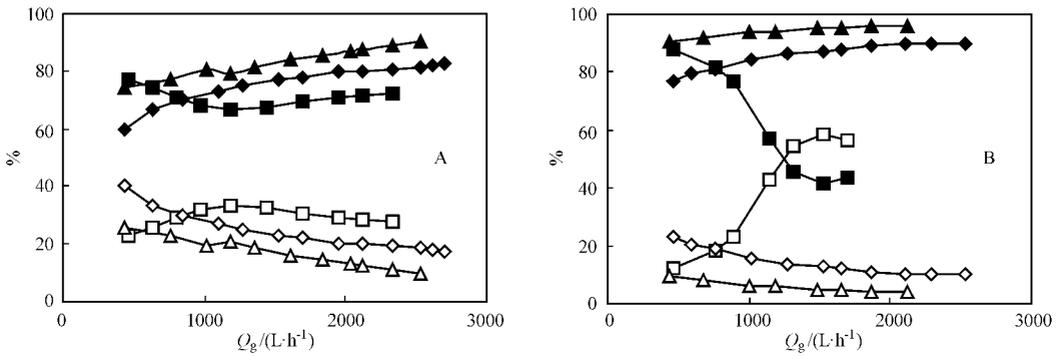


图5 升流区中管壁摩擦功耗和液相主体功耗的比较

Fig. 5 Comparison between energy dissipation in the bulk and that on the riser wall

A : $d = 5.5\text{cm}$; $\square (E_D)_{\text{wall}}, n = 0$; $\blacksquare (E_D)_{\text{bulk}}, n = 0$; $\diamond (E_D)_{\text{wall}}, n = 10$; $\blacklozenge (E_D)_{\text{bulk}}, n = 10$; $\triangle (E_D)_{\text{wall}}, n = 13$; $\blacktriangle (E_D)_{\text{bulk}}, n = 13$.
 B : $d = 4.0\text{cm}$; $\square (E_D)_{\text{wall}}, n = 0$; $\blacksquare (E_D)_{\text{bulk}}, n = 0$; $\diamond (E_D)_{\text{wall}}, n = 10$; $\blacklozenge (E_D)_{\text{bulk}}, n = 10$; $\triangle (E_D)_{\text{wall}}, n = 39$; $\blacktriangle (E_D)_{\text{bulk}}, n = 39$.

但体积功耗更能反映反应器的能量效率^[12]。在各种条件下,体积功耗与进气流量的关系见图6。从图中可知,底隙区的体积功耗较大,这与底隙区内流体流动方向发生180°改变,流体扰动剧烈有关。该结果与文献[8,13]一致。因此,底隙区结构是反应器构型优化和放大设计的重要内容。这一点常被研究者忽略,值得一提。

较小且内置静态混合元件的反应器中,升流区的体积功耗最大,主要原因是在该条件下升流区体积过小且元件排列紧凑,摩擦阻力较大。

进气流量对体积功耗也有较大的影响。其中,对升流区和底隙区的影响最大。这可能是因为随着进气流量增大,升流区气含率增大,气泡尾涡功耗也相应增大,液体循环速度增大,升流区管壁和混合元件摩擦功耗变大,底隙区流体流动方向改变和扰动

导流筒结构对体积功耗有较大的影响。在 d

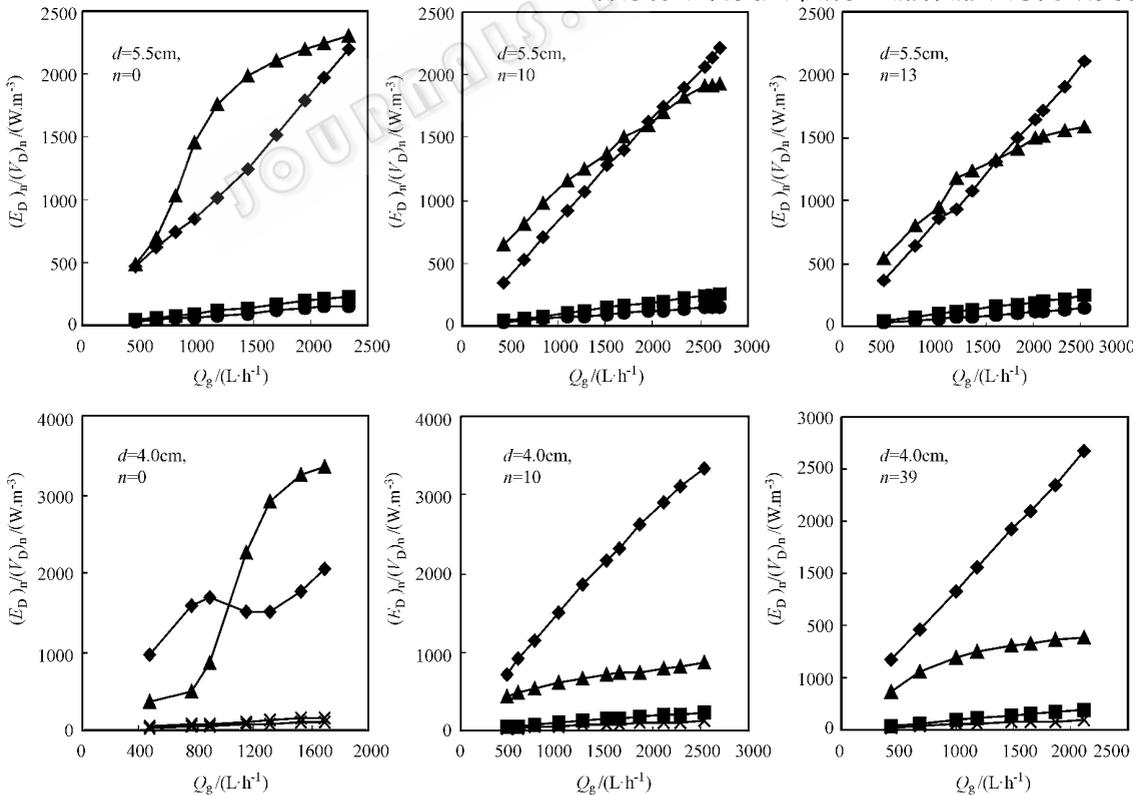


图6 反应器中各区体积功耗随进气流量的变化

Fig. 6 Distribution of energy dissipation per unit volume in different parts of the bioreactor

◆ riser ; ■ separator ; ▲ bottom ; × overall

导致的功耗也增大。

4 结论

研究了操作条件和反应器结构对气升式内环流反应器功耗的影响 结论如下。

(1) 反应器总功耗与进气流量呈线性相关。当需气量一定时,适当缩小导流筒的尺寸,增加导流筒内静态混合元件数,有助于降低反应器的功耗。较优的导流筒结构尺寸为: d 为 4.0cm, n 为 39。经过优化的反应器总功耗可比普通气升式反应器降低 23.6%。

(2) 反应器的总功耗与充氧能力成正相关。当充氧能力设定时,采用的导流筒尺寸越大,内置的混合元件数越多,消耗的能量越少。若以充氧能力作为优化目标,较优的导流筒结构尺寸为: d 为 5.5cm, n 为 13。经过优化的反应器总功耗降低 43.9%。

(3) 在整个反应器中,升流区的功耗最大,占 70%~80%,它是反应器节能的重点;底隙区次之,占 20%左右,由于该区体积功耗最大,其节能作用也不容小视,气液分离区最小,小于 10%。

符号说明:

A - 截面积, m^2

C_s - 饱和溶解氧浓度, $(mg \cdot L^{-1})$

d - 导流筒直径, cm

E_D - 功耗, W

g - 重力加速度 $(m \cdot s^{-2})$

H - 反应器中液相高度, m

h - 导流筒高度, m

K - 阻力系数, 无因次

$K_L a$ - 氧传递系数, s^{-1}

n - 静态混合元件数, 无因次

P - 绝对压力, Pa

Q - 流量, $(m^3 \cdot s^{-1})$

R_0 - 充氧能力, $(kg \cdot s^{-1})$

U_L - 表观液速, $(m \cdot s^{-1})$

V - 体积, m^3

V_L - 液体线速度, $(m \cdot s^{-1})$

ϵ - 气含率, 无因次

ρ - 密度, $(kg \cdot m^{-3})$

下标:

b - 底隙区

d - 降流区

g - 气体

L - 液体

r - 升流区

s - 气液分离区

1-5 - 见图 1

REFERENCES(参考文献)

- [1] Zeng WL(曾文炉), Cai ZL(蔡昭铃), Ouyang F(欧阳藩). Studies on the growth characteristics of *Spirulina* cells under batch and continuous conditions. *Chinese Journal of Biotechnology*(生物工程学报), 2001, **17**(4): 414-419
- [2] Klein J, Rosenberg M, Markos J *et al.* Biotransformation of glucose to gluconic acid by *Aspergillus niger*—study of mass transfer in an airlift bioreactor. *Biochem Eng J*, 2002, **10**: 197-205
- [3] de Vries YP, Atmadja RD, Homstra LM *et al.* Influence of glutamate on growth, sporulation, and spore properties of *Bacillus cereus* ATCC 14579 in defined medium. *Appl Environ Microbiol*, 2005, **71**(6): 3248-3254
- [4] Del Pozo R, Diez V. Integrated anaerobic-aerobic fixed-film reactor for slaughterhouse wastewater treatment. *Water Res*, 2005, **39**(6): 1114-1122
- [5] Zheng P(郑平), Pieme CA, Du ZJ(杜泽俊) *et al.* Treatment of strong ammonia wastewater with an internal-loop air-lift bioreactor. *Journal of Zhejiang University(Agric & Life Sci)*[浙江大学学报(农业与生命科学版)], 2001, **27**(1): 23-27
- [6] Merchuk JC. Airlift bioreactors: Review of recent advances. *Can J Chem Eng*, 2003, **81**(3-4): 324-337
- [7] Jin RC(金仁村), Zheng P(郑平), Wang XD(王向东) *et al.* Oxygen transfer characteristics of modified internal-loop airlift nitrifying bioreactor. *Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities*(高校化学工程学报), 2005(in press)
- [8] Merchuk JC, Berzin I. Distribution of energy dissipation in airlift reactors. *Chem Eng Sci*, 1995, **50**: 2225-2233
- [9] Chisti Y, Halard B, Moo-Young M. Liquid circulation in airlift reactors. *Chem Eng Sci*, 1988, **43**: 451-457
- [10] Lin WC(林文才), Mao ZS(毛在砂), Chen JY(陈家镛). A fluid dynamics model for air-lift loop reactors (II) analyses on experimental data and calculated results. *Journal of Chemical Industry and Engineering(China)*(化工学报), 1995, **46**(3): 290-297
- [11] Lu G(卢刚), Zheng P(郑平), Xia FY(夏凤毅). Research on critical aerating flux of internal loop granular bed nitrifying reactor. *Chinese Journal of Biotechnology*(生物工程学报), 2004, **20**(5): 795-799
- [12] Contretas A, Garcia F, Molina E. Influence of sparger on energy dissipation, shear rate, and mass transfer to sea water in a concentric tube airlift bioreactor. *Enzyme Microbial Technol*, 1999, **25**: 820-830
- [13] Molina E, Chisti Y, Moo-Young M. Characterization of shear rates in airlift bioreactors for animal cell culture. *J Biotechnol*, 1997, **54**: 195-210