

外环流生化反应器循环速率和流动模型的研究

刘 科

(北京营养源研究所, 北京)

姜信真 李宝璋

(西北大学, 西安)

在较宽的操作气速范围内 ($U_G = 0 - 24.9 \text{ cm/s}$) 研究了内径250mm, 高4500mm的外环流生化反应器内循环速率随操作气速的变化规律, 建立了外环流反应器的流动模型和测定循环速率的新方法——电导脉冲示踪法, 解决了环流总阻力系数 $\Sigma \xi$ 的测定问题, 从理论上推出了循环速率的表达式:

$$U_m = [2gH_r \cdot \frac{A_r}{A_d} \cdot (\frac{H_r \cdot A_r / A_d + L_d}{H_r + L_d})^2 \cdot \frac{U_G}{1 + \Sigma \xi}]^{1/3}$$

可供该类生化反应器放大时参考。

关键词 外环流生化反应器; 循环速率

环流反应器, 按结构可分为内环流和外环流两种形式。从流动和混合原理上讲, 它们是一致的, 它们的停留时间分布特性也相近, 但在阻力降上有所不同。作者认为, 外环流反应器的优势是传热性能较内环流反应器好, 可获得较高的循环速率。国内近年来主要是对内环流反应器进行了研究^[1-7], 而对外环流反应器的系统研究报道颇少。因此, 作者结合工厂开发项目, 对内径250mm、高4500mm的外环流反应器的流体力学特性及传递特性进行研究, 并建立了较新的测定循环速率的方法, 进而间接测得环流总阻力系数。

循 环 速 率

环流反应器的主要特征是器内产生了环形流动。循环流量的大小是其混合及传递性能好坏的重要标志。在 Joshi 的循环池模型中, 就把返混系数直接和循环速率相关联^[8]。因而, 对于这类反应器的设计, 如何预计这类反应器的循环量及如何

设计其结构, 使该环流系统达到最佳的循环至关重要^[1, 11]。

罗怀庆等^[8]最近用小球示踪法测定了气升式内环流反应器的循环速率, 并给出了一系列不同液体进料流量下, 小球每小时循环次数的关联式。由于小球运动有一定的随机性, 其密度也不一定能保证与循环液体完全相同, 加之有进出口的影响, 须进行大量反复测试才有可能获得有效数据, 而且这种方法对钢制不透明的工业反应器不适用。

游文泉等^[7]曾用两种方法测定了环隙气升式反应器的循环速率。其一是将塔内液体从内环流管下部引出, 用转子流量计测定其流量; 其二是用一种带色液体从塔顶滴入, 用秒表测定它从内循环管底部小孔流出的时间。这两种方法用于测定不

本文于1988年1月21日收到。
中国科学院基金资助课题。

本文实验工作得到锦西化工总厂刘慕总工程师的指导; 西北大学许晓增, 刘伟、李慧扬, 锦西化工总厂王怀钰、陆芷芬等同志参加了实验工作, 特此致谢。

透明的接近工业规模的反应器的循环速率亦不可行。鉴此,我们研究了比较简单可信的测定方法,即电解质脉冲示踪法。当器内物料达到稳定流动后,脉冲加入KCl电解示踪剂。这样,示踪剂加入后便与器内流体一起流动。在反应器外循环管上下两端用两个电导电极联结电导仪和函数记录仪进行检测。在本实验条件下,流体返混对示踪流动影响不大。示踪剂在器内的循环速率可视为流体在器内的循环速率。

设两检测点相距为 L , 测得两点讯号的出峰时间差 Δt , 则:

$$\text{循环速率 } U_m = \frac{L}{\Delta t} \quad (\text{以下降管截面积为基准}) \quad (1)$$

$$\text{液体循环量 } V_m = U_m \cdot \frac{1}{4} \pi d^2 \quad (2)$$

$$\text{循环倍率 } N_v = \frac{V_m}{V_l} \quad (3)$$

$$\text{循环雷诺数 } R_{em} = \frac{d U_m \rho_l}{\mu_l} \quad (4)$$

$$\text{循环时间 } t_m = t_{mr} + t_{md} \quad (5)$$

t_{mr} : 流体循环流动通过上升管 r 的时间, s;

t_{md} : 流体循环流动通过下降管 d 的时间, s;

设上升管高度 H_r , 下降管总长 L_d , 则:

$$t_m = \frac{H_r}{U_{mr}} + \frac{L_d}{U_{md}} \quad (6)$$

U_{mr} , U_{md} 分别为流体通过 r , d 管的循环速率, 而

$$V_m = U_{mr} \cdot A_r = U_{md} \cdot A_d,$$

代入 (6),

$$\begin{aligned} t_m &= \frac{H_r}{V_m/A_r} + \frac{L_d}{V_m/A_d} \\ &= \frac{H_r \cdot A_r + L_d \cdot A_d}{V_m} \\ &= \frac{V_r + V_d}{V_m} = \frac{V_R}{V_m} \end{aligned} \quad (7)$$

式中, V_R 是反应器的有效体积, (7) 的物理意义是流体在反应器内的循环时间即以循环流率进料时, 物料在反应器内的停留时间, 这样把环流反应器的循环时间和“空时”的概念联系起来使其物理意义更加明确。

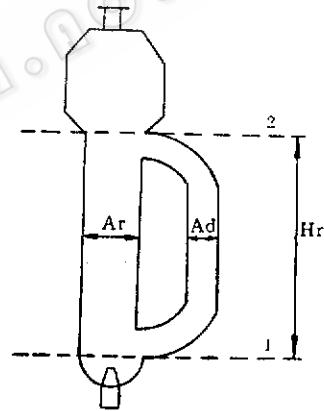


图 1 外环流反应器示意图

Fig.1 Scheme of outer loop bioreactor

下面, 对图 1 所示的环流反应器推导其循环速率 U_m 与操作条件空塔气速的关系。

目前工业发酵过程, 培养液一般都间歇加入, 因此对图 1 中 1, 2 面间的控制体, 液体既不能输入能量, 也不带走能量; 而气体输入的能量一部分转化为流体在器内循环流动的动能, 一部分用于克服循环流动过程的阻力损失。

气体输入的能量;

$$E_G = V_G \rho_i \cdot gH_r + \frac{\eta_G}{2} \cdot \rho_G V_G \cdot U_G^2 \quad (8)$$

式中, 第一项为气体的膨胀功, 第二项为气体输入的动能, η_G 为效率因子, 对于空气-发酵液体系, 一般而言第二项比第一项小得多, 故可略, 而消耗于器内流体的能量:

$$W_i = \frac{1}{2} \rho_i V_m \cdot \bar{U}_m^2 + \Sigma \xi \cdot \frac{1}{2} \rho_i V_m \cdot \bar{U}_m^2 \quad (9)$$

式中, 第一项为流体在器内循环流动的动能, 第二项为流体循环流动的阻力损失。其中, \bar{U}_m 为器内平均循环速率。由 (7)

$$\bar{U}_m = \frac{H_r + L_d}{t_m} = \frac{V_m}{V_R} (H_r + L_d)$$

代入 (9), 得:

$$W_i = \frac{1}{2} \rho_i V_m \cdot (1 + \Sigma \xi) \cdot \frac{V_m^2}{V_R^2} (H_r + L_d)^2 \quad (10)$$

由 (8)、(10), 得:

$$\text{气体输入的能量} = \text{环流动能} + \text{阻力损失}$$

即:

$$V_G \rho_i \cdot gH_r = \frac{1}{2} \rho_i V_m^3 (1 + \Sigma \xi) \cdot \frac{(H_r + L_d)^2}{V_R^2} \quad (11)$$

而 $V_G = U_G \cdot A_r$, $V_m = U_m \cdot A_d$, 代入 (11), 整理得:

$$U_m = \left[2 g H_r \cdot \frac{A_r}{A_d^3} \cdot \left(\frac{V_R}{H_r + L_d} \right)^2 \cdot \frac{U_G}{1 + \Sigma \xi} \right]^{1/3} \quad (12)$$

式中, 反应器有效体积 $V_R = H_r \cdot A_r + L_d \cdot A_d$, 代入 (12), 得:

$$U_m = \left[2 g H_r \cdot \frac{A_r}{A_d} \cdot \left(\frac{H_r \cdot A_r / A_d + L_d}{H_r + L_d} \right)^2 \cdot \frac{U_G}{1 + \Sigma \xi} \right]^{1/3} \quad (13)$$

(13) 即 U_m 与反应器结构尺寸 H_r 、 L_d 、 A_r/A_d , 总阻力系数 $\Sigma \xi$ 及空塔气速 U_G 的关系式。其中, $\Sigma \xi$ 为包括各个局部项的总阻力系数。

$$\Sigma \xi = \xi_1 + \xi_2 + \xi_3 + \xi_4 \quad (14)$$

其中, ξ_1 、 ξ_2 分别为上升管及下降管中流体流动的阻力系数; ξ_3 、 ξ_4 分别为由上升管进入下降管和由下降管进入上升管的局部阻力系数。

流体流动的阻力系数 ξ 与反应器的几何尺寸、内壁粗糙度及流体流动的雷诺数等参数有关。可见, 只要测得循环速率 U_m 和 U_G 的关系: $U_m = f(U_G)$ 代入 (13) 即可确定不同结构 (H_r 、 L_d 、 A_r/A_d) 及操作条件 U_G 下的总阻力系数 $\Sigma \xi$ 。由前面可知, 用电导脉冲示踪法较易测得循环速率, 这在某种意义上又提供了一种间接测定环流反应器内总阻力系数的方法。

对较高的环流反应器, $H_r \approx L_d$, 则

(13) 即为:

$$U_m = \left[-\frac{1}{2} g H_r \cdot \frac{A_r}{A_d} \cdot \left(-\frac{A_r}{A_d} + 1 \right) \cdot \frac{U_G}{1 + \Sigma \xi} \right]^{1/3} \quad (15)$$

令 $\frac{A_r}{A_d} = \beta$, 则

$$U_m = \left[\frac{1}{2} g H_r \cdot \beta (\beta + 1)^2 \cdot \frac{U_G}{1 + \Sigma \xi} \right]^{1/3} \quad (16)$$

可见, $U_m \propto H_r^{1/3} \cdot U_G^{1/3}$, 说明反应器越高, 空塔车速越大, 循环速率越大。我们和Blenke^[11]的实验结果都证明这一点。

对本实验所用的反应器,

$A_r/A_d = 2.77$, $H_r = 3.15\text{m}$, $L_d = 3.83\text{m}$, 代入 (13), 得:

$$U_m = 8.234 \cdot \left(\frac{U_G}{1 + \Sigma \xi} \right)^{1/3} \quad (17)$$

则,

$$\Sigma \xi = 5.583 \cdot \frac{U_G}{U_m^3} - 1 \quad (U_G: \text{cm/s}) \quad (18)$$

图 2 给出了该外环流反应器循环速率及循环雷诺数与空塔车速的关系曲线。实验测得空塔车速在 2.26—27.17 cm/s 之间, 对应的循环速率在 0.43—2.66 cm/s 之间, 对空塔车速在这一范围之外且与该范围相差不远的操作情况, 其循环速率可据图 2 外推求得。

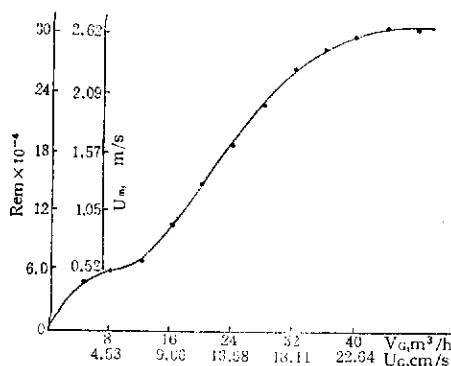


图 2 循环速率及循环雷诺数与空塔车速的关系曲线
Fig.2 Relation between the gas velocity through-out the tower and both circulation rate and Reynol Number

将实验数据用计算机回归, 得:

$$U_m = \begin{cases} 0.3084 U_G^{0.1217} & 0.5 < U_G < 11.32 \text{ cm/s} \\ 0.3559 U_G - 0.0071 U_G^2 - 1.8187 & U_G \geq 11.32 \text{ cm/s} \end{cases} \quad (19)$$

两式相关系数分别为 0.985 和 0.994, 标准差值分别为 0.088 和 0.064。将上面两式分别代入 (13), 得循环总阻力系数 $\Sigma \xi$ 与反应器结构尺寸 H_r , L_d , A_r/A_d 及操作参数 U_G 的关系式如下:

$$\Sigma \xi = 68.18 g H_r \cdot \frac{A_r}{A_d} \cdot \left(\frac{H_r \cdot A_r/A_d + L_d}{H_r + L_d} \right)^2 \cdot U_G^{0.635} \quad (20)$$

$0.5 < U_G < 11.32 \text{ cm/s}$

$$\Sigma \xi = 2 g H_r \cdot \frac{A_r}{A_d} \cdot \left(\frac{H_r \cdot A_r/A_d + L_d}{H_r + L_d} \right)^2 \cdot \frac{U_G}{(0.3559 U_G - 0.0071 U_G^2 - 1.8187)^3} \quad (21)$$

$U_G \geq 11.32 \text{ cm/s}$

循环雷诺数 $R_{em} \gg 3000$, 可见, 反应器内的循环流动属强烈湍流流动, 正是这种强烈的湍动循环强化了反应器内物料的扩散、传质以及传热。

循环速率及循环雷诺数的测定结果是放大的重要依据, 因为放大效应是由于传递因素 (包括混合及传质) 造成的, 而传递因素又取决于反应器内物料的流动混合情况, 因此, 要保证放大后的反应器传递性能达到中试反应器水平, 首先要使放大后反应器内物料循环流型与中试反应器内物料循环流型相近。而循环速率与循环雷诺数正是衡量反应器内物料流型的标志。

流 动 模 型

流动模型是反应物料在器内流动状况的数学描述。在外环流反应器内,绝大部分气体都以较高的线速通过反应管,极少参与循环,故在设计放大时,将气相按活塞流处理不致产生较大偏差;而液相的流动模型与器内流体循环倍率有关。据报道,当循环倍率 $N_s > 20$ 时,环流反应器内液相物料接近理想混合^[9]。本实验测得的循环倍率 N_s 远大于 20,可认为该反应器内物料接近理想混合。故可用全混搅拌釜的流动模型来描述其流动行为。即

$$E(\tau) = \frac{1}{\tau} \cdot \exp(-\tau/\bar{\tau}) \quad (22)$$

这对反应器数学模型的建立和用计算机进行反应器的动态计算,以达到自动调节反应器各操作参数都有重要意义。

本实验采用气-液逆流操作方式,测定了反应器内的停留时间分布(因实验条件所限,未能测气-液并流的 RTD。尽管采用逆流操作不甚合理,但亦可反映一些问题)。在塔顶液相进口处,脉冲注入示踪剂,在塔底液相出口处用仪器检测示踪

剂浓度,所得 $E(\tau) = \frac{V_l}{M_o} \cdot C(\tau)$ 函数示于图3。

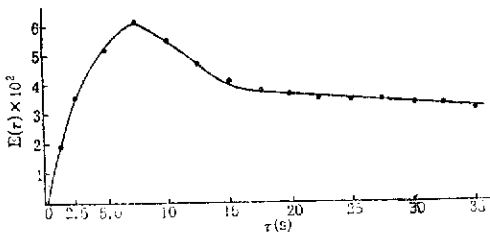


图 3 实测的外环流反应器停留时间分布曲线
Fig.3 RTD curve of outer loop bioreactor
measured by this experiment

图 3 的 RTD 曲线,是在液体进料速率 $V_l = 70.36 \text{ L/min}$, 空塔气速 $U_G = 11.32 \text{ cm/s}$ 下测得的。在这一操作条件下,液体的平均停留时间 $\tau = V_s/V_l = 3.85 \text{ min}$ 。图 3 的曲线虽然接近理想混合的 RTD 曲线,但仍有一些差距。这是由于外环流反应器在逆流操作时部分原料从外循环管下降后在未进入反应区前短路而直接流出所致。此外,逆流操作测得的 $E(\tau)-\tau$ 曲线有拖尾,说明器内存在死区;同时,对逆流操作的外环流反应器可用带死区和短路的理想混合流动模型来描述。Cholette 和 Cloutier^[10] 所提出的带死区和短路的理想混合模型认为,只有百分率为 h 的流体流过百分率为 m 的理想混合区,而分率为 $(1-h)$ 的液体则短路通过反应器。该模型的停留时间分布函数为:

$$F(\tau) = 1 - h \exp\left(-\frac{h}{m} \cdot \frac{\tau}{\bar{\tau}}\right) \quad (23)$$

上式求导得停留时间分布密度函数:

$$E(\tau) = \frac{h^2}{m} \cdot \frac{1}{\bar{\tau}} \cdot \exp\left(-\frac{h}{m} \cdot \frac{\tau}{\bar{\tau}}\right) \quad (24)$$

通过实验装置结构的分析,可确定 m , 然后由实验结果和 (24) 式可确定 h 。因实际操作多为并流操作,故对逆流操作所测得结果此不再作更多的讨论。

符号说明

- A_r 外环流反应器上升管截面积, m^2
- A_d 外循环管截面积, m^2
- d 循环管内径, m
- D 反应器主体内径, m
- $E(\tau)$: 停留时间分布密度函数, s^{-1}
- E_G 气体输入之能量, kJ
- H , 反应器高度, m
- L_d 外循环管长度, m

M_0 示踪剂加入量, g	V_m 流体循环量, m^3/s
m 理想混合区占反应器体积的分率	V_R 反应器有效体积, m^3
t 时间, s	ξ 阻力系数
U_m 循环速率, m/s	N_m 循环倍率
U_G 空塔气速, cm/s	τ 时间, s
V_G 气体输入体积流量, m^3/s	ρ 密度, kg/m^3
V_l 液体进料体积流量, m^3/s	μ 液体粘度, cp

参 考 文 献

- [1] 姜信真等: 生物工程学报, 3 (2): 153—156, 1987.
- [2] 姜信真等: 化工机械, (4): 25—28, 1984.
- [3] 杨守志: 化工进展, (6): 1—5, 1984.
- [4] 方凤山等: 生物工程学报, 1 (1): 62, 1985.
- [5] 范镇: 浙江大学硕士论文, 20, 1984.
- [6] 罗怀庆等: 化学工程, (1): 54—57, 1987.
- [7] 游文泉等: 化学工程, (6): 72, 1983.
- [8] Joshi, J.B. et al.: *Trans. IChE.*, 57: 244, 1979.
- [9] Stein, W.: *Chem. Ing. Tech.*, 40 (13): 829, 1968.
- [10] Cholette, A. et al.: *J. Chem. Eng.*, 37: 105, 1959.
- [11] Blenk, H.: *Adv. In Biochem. Eng.*, 13: 121, 1979.

STUDIES ON CIRCULATION RATE AND FLOW MODEL
OF OUTER LOOP BIOREACTOR

Liu Ke

(Beijing Research Institute for Nutritional Resources, Beijing)

Jiang Xinzhen Li Baozhang

(Northwestern University, Xian)

The experiments were done in an outer loop bioreactor which is 250 mm in diameter and 4500 mm in height. The variation of its circulation rate U_m had been studied at the wide range of super-ficial gas velocity ($U_G = 0—24.9$ cm/s), and the flow model of the bioreactor was obtained. A new method i. e. "electric conductivity tracing device has been developed" for measuring the circulation rate, and the problem of measuring the general circulation resistance coefficient $\sum \xi$ has been solved, also the theoretical formula of U_m has been derived as follows:

$$U_m = \left[2gH_r \frac{A_r}{A_d} \left(\frac{H_r \cdot A_r / A_d + L_d}{H_r + L_d} \right)^2 \frac{U_G}{1 + \sum \xi} \right]^{1/3}$$

which could be used in the scale-up of this type of bioreactor.

Key words

Outer loop bioreactor; circulation rate