

喷射自吸管式生化反应器研究

吴元欣

(武汉化工学院, 武汉)

高孔荣

(华南理工大学, 广州)

本文研究了喷射自吸管式生化反应器的吸气及气液传质特性, 提出了吸气量 (Q_g) 和容积氧传递系数 ($k_L a$) 的数学表达式:

$$Q_g = 5.2 \times 10^{-2} W_c^{0.144} R_c^{0.099} \left(\frac{L}{D}\right)^{0.328} D_s^{2.7} \sqrt{\frac{P_0 \pi}{\rho_s^0 T_0} \left[\left(\frac{D}{D_s}\right)^2 - 1\right] \left(\frac{P_s}{P_s} - 1\right)}$$

$$(k_L a)_1 = 0.999 \left(\frac{W}{V}\right)^{0.38} v_s^{0.90} \left(\frac{L}{D}\right)^{-0.16}$$

$$(k_L a)_2 = 1.003 \left(\frac{W}{V}\right)^{0.71} v_s^{0.28} \left(\frac{L}{D}\right)^{-0.32} \quad (\text{加C圈})$$

反应器的最优工况为: $L/D = 320-400$, $D/D_s = 2.7-3.8$, $P_s = 5-13 \times 10^4 \text{N/m}^2$. $k_L a$ 最高达 4280h^{-1} , 比能耗为 $0.72-2.16 \times 10^3 \text{kJ/kgO}_2$

用于培养饲料酵母, 酵母浓度达 40.04kg/m^3 . 最大生长速率为 $6.24 \text{kg/m}^3 \cdot \text{h}$, 比能耗为 $1.66-2.52 \times 10^3 \text{kJ/kg DBM}$. 空气利用率为 $10-20\%$. 是一般生化反应器的 $2-4$ 倍。

关键词 生化反应器; 发酵器; 管式反应器; 酵母培养

喷射自吸式生化反应器有较长的研究历史, 管式生化反应器是近十几年发展起来的新型反应器, 两者均有优良的传质、传热性能, 能耗低, 易于放大等优点。由于自吸气, 喷射式反应器还省去了空压机及其附属设备, 国外工业规模已达 $2000 \text{m}^3 \text{d}^{-1}$, 国内还处于试验阶段, 管式反应器用于工业化发酵生产尚未见报道。研究和开发这类新型生化反应器, 对我国生物工程领域尤其是发酵工业具有重要的社会及经济意义。为此, 本研究设计了一种喷射自吸式与管式相结合的新型反应器——喷射自吸管式生化反应器, 并对其传递性能进行了试验研究。

反应器和分离器均由有机玻璃制成, 喷射器由黄铜制成。试验流程见图 1。先将工作流体置于分离器 (3) 中, 启动循环水泵 (4) 并用调压器 (16) 控制液流量, 液体经流量计 (6) 压力表 (8) 测得流量和喷射压力后进入喷射器 (9) 吸入空气。气液混合物进入反应器 (2) 完成气液反应, 然后进入分离器 (3) 分出气体, 液体复入循环泵 (4) 构成系统循环操作。系统由控温仪 (14) (20) 控制并通过换热系统 (5) (7) (18) (22) 进行自动调节。

(二) 试验工艺条件及结构参数

试验中变化的结构参数及操作变量见表 1。

试验过程及方法

(一) 试验装置

本文于 1987 年 3 月 11 日收到。

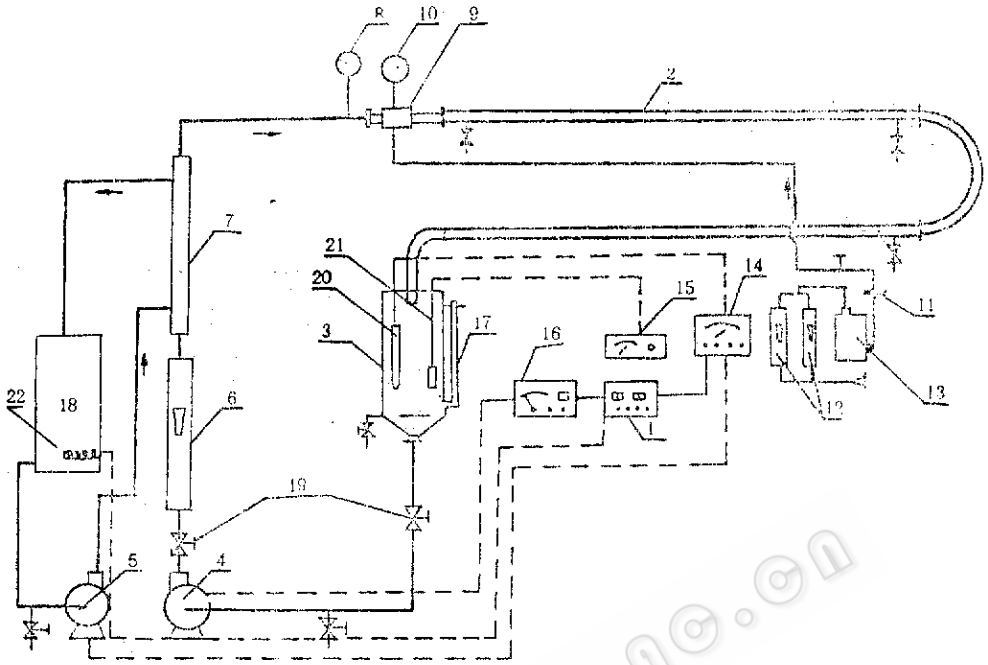


图 1 试验流程图

Fig. 1 Schematic diagram of the test

1. 稳压电源 Steady voltageelectric current 2. 反应器 Reactor 3. 分离器 Separator 4. 循环水泵 Centrifugal pump 5. 控温水泵 Pump for controlling temp. 6. 液体流量计 Liquid rotameter 7. 换热器 Heat exchanger 8. 压力表 Pressure manometer 9. 喷射器 Jetor 10. 真空计 Vacuum meter 11. 过滤器 Air filter 12. 气体流量计 Gas rotameter 13. 缓冲瓶 Steady pressure tank 14. 控温仪 Controlling temp. meter 15. 测氧仪 Measuring oxyger meter 16. 调压器 Voltage regulate swatch 17. 液位计 Liquid level meter 18. 储水箱 Water storage 19. 阀门 Values 20. 测温探头 Temp. probe 21. 测氧探头 Oxygen probe 22. 电加热器 Electric heater

表1 试验中的结构参数及操作变量

Table 1 Structure parameter and operating variable in test

| | | | |
|---|---|--|-----------|
| 喷嘴型式 Nozzle type | A B C | 试验温度 Test temp. | 30 ± 1 °C |
| 喷嘴直径 (mm) Nozzle diameter | 6 6.5 6.7 7 7.5 8 | 反应管长(m) React tube length | 8 16 |
| 管径D (mm) React tube diameter | 18 19 20 22.5 24 25 27.5 | | |
| 内部结构 Inside structure | 加筛板 Sieve plate | φ22 开孔率70% Cutting hole ration | |
| | 加螺旋圈 Spiral coil | A | B C |
| 安装方式 Install method | 水平喷射 Horizontal eject | 竖直喷射 Vertical eject | |
| 喷射压力 (kg/m ²) Ejecting pressure | 0.2—2.4 | 液体流量m ³ /h Liquid discharge | 0.5—2.5 |
| 溶液性质 Property of solution | 清水 Water H ₂ O+3%糖蜜 Molasses | H ₂ O+0.5mol/L Na ₂ SO ₃ +0.001 mol/L CuSO ₄ | |

结果与讨论

(一) 吸气速率方程

1. 吸气原理及气液混合现象的观

察：当高速射流穿越气室时，与周围气体存在动量交换。高速射流的抽吸作用使气室产生负压将气体吸入气室。因气体卷入射流主体。气体被加速，液体被减速。按

连续性方程，射流流束截面必然增大。当射流截面与反应管径相等时，在喷射器扩压管口形成稳定液封，使吸气持续稳定进行。实验发现：要实现稳定吸气，存在一个“临界喷射速度” v_{nc} ，低于 v_{nc} ，吸气极不稳定。 v_{nc} 随 D_n 及 D 的变化如图2， D 相同， D_n 越大， v_{nc} 越小； D_n 相同， D 越小， v_{nc} 越小。

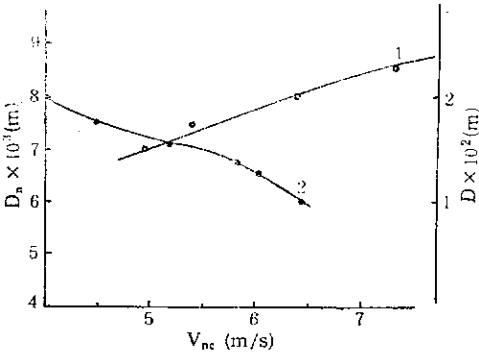


图2 稳定吸气时临界喷射速度
Fig.2 Critical jet velocity for steady gas suction 1. $D_n = 6\text{mm}$ 2. $D = 20\text{mm}$

流型观察可将本系统的流动状态分为两段，第一段为“射流混合段”。流动状态随 P_n 的提高(D_n 一定)或 D_n 的增大(P_n 一定)逐步由分离流变为气液泡沫流，如图

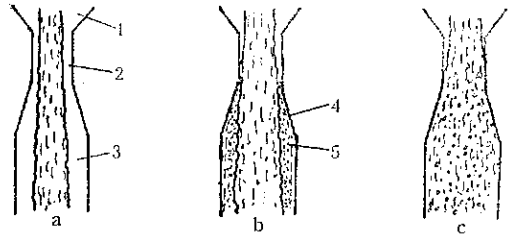


图3 气液两相穿越喉管、尾管的流动状态
Fig.3 Flowing states of gas liquid acrossing throat tube and tail tube

1. 气室 Gas room 2. 喉管 Throat tube 3. 尾管 Tail tube 4. 水膜 Water membrane 5. 水雾 Water fog a. 分离流 Separating flow b. 过渡流 Interim flow c. 泡沫流 Foam flow

3。在该段，气体被射流吸入气室后并被卷入液相射流主体。由于气体的卷入，液体被剪切成为液滴，气体被压缩、加速并被分散成微小气泡与液体充分混合。这一段长度，视 D_n 、 D 及操作条件不同而异，约占总管长30—50%。

第二段为“气泡流混合段”。由于随着管长动能的损失和气液相的密度差及表面张力效应，分散的“泡沫流”产生分离现象，小气泡逐渐聚并为大气泡，但随着 R 的增高，剧烈的湍动又使气泡被剪切分散而形成气液分散流，见图4。图中亚

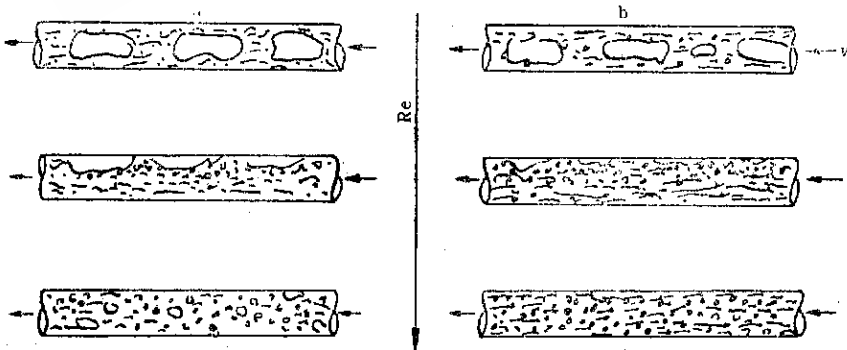


图4 不同介质的流型图
Fig.4 Flow type diagram of different acting medium

a. 空气-水系统 Air-water system b. Na_2SO_3 -水-空气系统 Water- Na_2SO_3 -air system

硫酸钠溶液较易随 R 增高而使气液分散，是因为系统所产生的泡沫能破坏大气泡的稳定性，并由于表面电荷及吸附分子层的作用，阻止了气泡的聚并。

2. 结构参数对吸气的影响：虽然前人对喷射器进行过较多的研究^[2,3]，但因系统的变化使得在特殊情况下得出的公式不能随意套用。为此，试验了喷嘴结构及

大小，反应管径等对吸气的影

(1) 喷嘴结构对吸气的影

本文试验了三种直径相同，锥度分别为 19°、26°、50°喷嘴对吸气的影

实验发现：相同的 v_L ，锥度为 26°喷嘴吸气较其余两种高 20—50%。同时考虑到吸气多，并不一定传质效果最佳，通过 $k_L a$ 的测定也证实锥度为 26°喷嘴结构较好。由水力学知：结构不同的喷嘴流速系数不同，而单位出口动能与流速系数有关，由此可认为锥度为 26°喷嘴结构合理，流速系数大，动能损失小，有利于吸气及传质。故此种喷嘴为本试验选取。其结构规格见图 5。

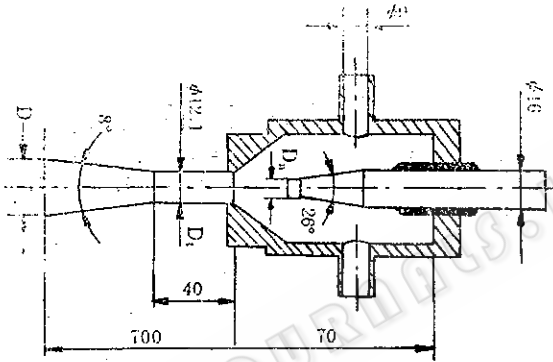


图 5 喷射吸气装置

Fig. 5 The set for gas suction by ejecting

(2) D_n, D 及 L 对吸气的影

当 D 一定时， Q_L 相同，由于小喷嘴射流速度快，在喷嘴出口处动能较大，动量交换的结果必是小喷嘴比大喷嘴吸气多，见图 6。由图还可看出 $L=16m$ 比 $L=8m$ 吸气少，因为管长阻力大，加快了动能损失；同理，管径越小，阻力越大，故 Q_L 相同时，同一喷嘴，小管比大管吸气少。但另一方面从图 7 看，当 P_v 一定时， $D=20mm$ 时吸气最大，说明在相同的喷射速度下（即 P_v 一定）系统存在一“最佳管径”。

3. 喷射压力对吸气的影

相同的 D_n 随着 P_v 的提高，吸气量增大，见图 8。当 P_v 一定时， $D_n=7.5mm$ 喷嘴吸气最多，

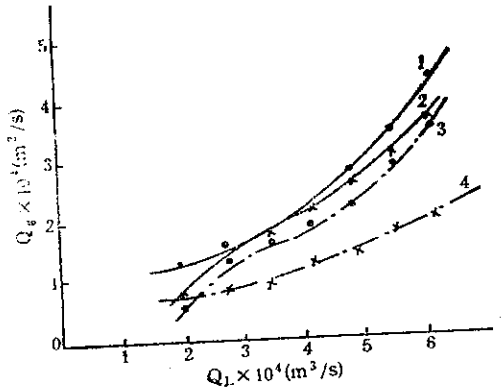


图 6 D_n 及 L 对吸气的影

Fig. 6 Effect of D_n and L on gas suction

- 1. $D_n=6mm$ $L=8m$ 2. $D_n=6.5mm$ $L=8m$
- 3. $D_n=6mm$ $L=16m$ 4. $D_n=6.5mm$ $L=16m$

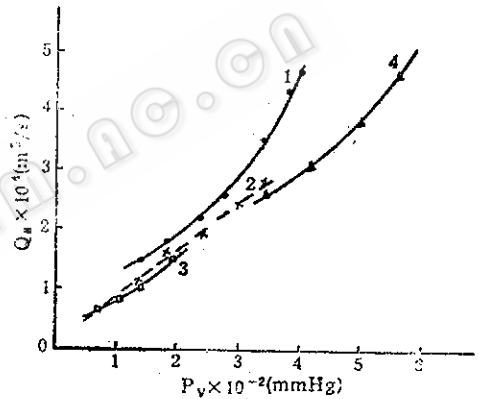


图 7 气室真空度对吸气的影

Fig. 7 Effect of the vacuum in gas room on gas suction

- $D=6mm$ $L=8m$ 1. $D=20mm$
- 2. $D=19mm$ 3. $D=18mm$ 4. $D=25mm$

与动量衡算的结果一致。同样由图 8， D_n 也存在“最佳”直径。

由上讨论并综合本试验其他对比结果，所确定的适宜结构参数为： $D/D_n=2.4-4$ ， $L/D=320-400$ 。

4. 其他因素对吸气的影

a) 试验了性质不同的流体对吸气的影，发现糖蜜或亚硫酸钠溶液使吸气减少 5—20%；b) 吸气状态下，气室真空度 $< 300mmH_2O$ 柱不影响吸气，这个真空度可以克服各种高效过滤器产生的阻力^[4]；c) 水平喷射与竖直喷射对吸气量无显著影。

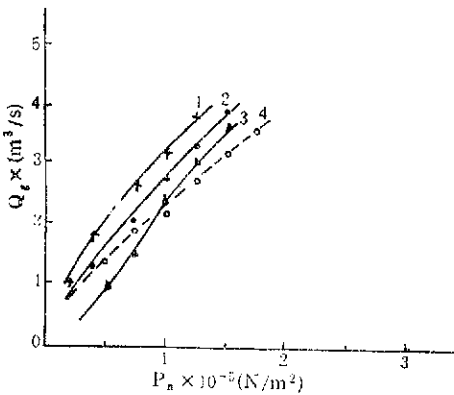


图 8 喷射压力对吸气的影晌

Fig. 8 Effect of ejecting pressure on gas suction

$D = 22.5\text{mm}$ $L = 8\text{m}$ 1. $D_n = 7.5\text{mm}$ 2. $D_n = 8\text{mm}$ 3. $D_n = 6.0\text{mm}$ 4. $D_n = 6.5\text{mm}$

5. 吸气速率方程：由动量衡算可推出吸气量的数学式为^[5]：

$$Q_g = \varphi_k D_n^2 \sqrt{\frac{P_0 \pi}{\rho_g^0 T_0} \left[\left(\frac{D}{D_n} \right)^2 - 1 \right] \left(\frac{P_n}{P_g} - 1 \right)}$$

(1)

而 φ_k 可表示为下述函数关系^[6]：

$$\varphi_k = f(W_{eL}, R_{eD}, D/L) = CW_{eL}^a R_{eD}^b (L/D)^c$$

(2)

用回归分析法在计算机上求出 φ_k 中各待定系数分别为0.052, 0.144, 0.079, 0.328, 于是吸气方程为^[5]：

$$Q_g = 5.2 \times 10^{-2} W_{eL}^{0.144} R_{eD}^{0.079} (L/D)^{0.328} D_n^2 \sqrt{\frac{P_0 \pi}{\rho_g^0 T_0} \left[\left(\frac{D}{D_n} \right)^2 - 1 \right] \left(\frac{P_n}{P_g} - 1 \right)}$$

(3)

式(3)关联了各因素对吸气的影晌,且计算结果与实验值除个别点外误差一般不大于20%,且有较高的相关系数及置信度^[5],可用于该类反应器放大时参考。

(二) 容积氧传递系数 $k_L a$ 关联式

氧传递效率是好气生化反应器的关键性能,本试验用亚硫酸盐氧化法^[7,8]测定了系统的容积氧传递系数。结果如下：

1. 结构参数对溶氧传质系数的影晌

(1) 喷嘴直径及管长对 $k_L a$ 的影晌：当 Q_L 一定时, D_n 越小,射流速度越

快,吸气越多,因此 $k_L a$ 高,见图9。由图9还可看出：过长的管不仅影晌了吸气,且由于阻力降,增加了动能损失,使 $k_L a$ 降低。

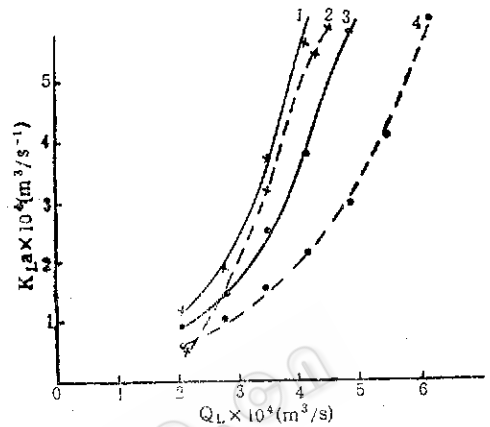


图 9 D_n 及 L 对 $k_L a$ 的影晌

Fig. 9 Effect of D_n and L on $k_L a$

$D = 20\text{mm}$ 1. $D_n = 6\text{mm}$ $L = 8\text{m}$ 2. $D_n = 6.5\text{mm}$ $L = 8\text{m}$ 3. $D_n = 6\text{mm}$ $L = 16\text{m}$ 4. $D_n = 6.5\text{mm}$ $L = 16\text{m}$

(2) D 对 $k_L a$ 的影晌：应用直径不同的反应管进行气液传质试验,结果见图10,在 v_n 相同时(即 Q_L 同)过大或过小的管都于传质不利。因为 Q_L 一定, D_n 太小,虽湍动剧烈,但吸气少; D 太大,虽吸气多,但湍动不激烈,故 $k_L a$ 低。由图知：能使 $k_L a$ 提高的适宜尺寸为 $19 < D < 25$ (mm)。

(3) 加螺旋圈对 $k_L a$ 的影晌：在前节曾叙及管后半部会产生气泡聚并现象试验了不同的强化传质措施、结果认为加C型圈既使流型大为改善,又使吸气降低最少(约30%)。吸气虽降低了,但圈加强了气液两相的湍动, $k_L a$ 反而提高10—40%,且随着 D 的增大,加螺旋圈提高 $k_L a$ 的幅度就越大。可以预期,在放大的设备中用这种型式的换热器能一举两得。

2. 单位体积功耗对 $k_L a$ 的影晌：单位体积功耗是操作变量及结构参数的综

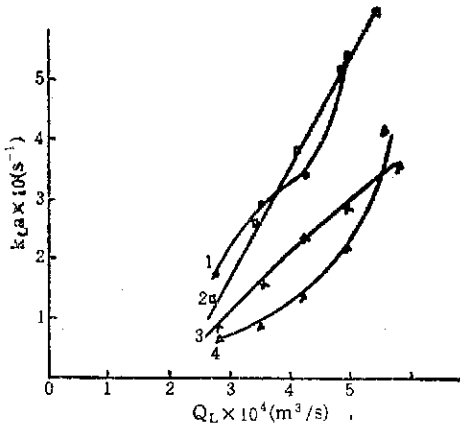


图10 D对kLa的影响
Fig.10 Effect of D on kLa

$D_n = 7.5\text{mm}$ $L = 8\text{m}$ 1. $D = 20\text{mm}$ 2. $D = 22.5\text{mm}$
3. $D = 19\text{mm}$ 4. $D = 25\text{mm}$

合,对 $k_L a$ 的影响见图11,随着 W/V 的增加, $k_L a$ 提高。在相同的 W/V 时, $D_n = 7.5\text{mm}$ 喷嘴 $k_L a$ 最高。说明 D_n 在这个尺寸范围有较好的吸气混合条件。

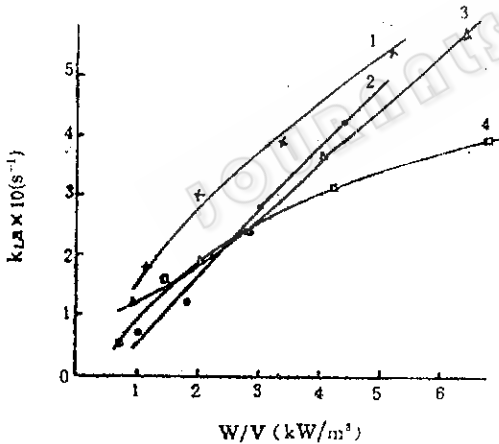


图11 单位体积功耗与kLa的关系

Fig.11 Relation between power consumption and kLa

$D = 20\text{mm}$ $L = 8\text{m}$ 1. $D_n = 7.5\text{mm}$ 2. $D_n = 8\text{mm}$
3. $D_n = 6\text{mm}$ 4. $D_n = 6.7\text{mm}$

3. 反应器的比能耗:由Bernolli方程可推出能耗的计算式为^[5]:

$$W = \left[\frac{P_n}{\rho_L g} + \Delta H + (1 + \lambda \frac{L + L_e}{D_0}) \frac{v_L^2}{2g} \right] \frac{Q_L \rho_L}{102\eta} \text{ (kW)}$$

$$\text{比能耗 } \omega = \frac{W/V}{OTR} = \frac{(W/V) \times 1000 \times 3600}{k_L a \times 32 \times 0.21} \text{ (kJ/kgO}_2\text{)}$$

式中 $D_0 = 25\text{mm}$ η 根据经验取0.6

(1)管径与比能耗的关系:由图12知,要使比能低,有一个适宜的尺寸范围。结合溶氧一节的讨论,这个结果是显然的。当 $D = 20$ 及 22.5mm 时,在较大操作条件变化范围,比能耗不超过 $2.16 \times 10^3 \text{kJ/kgO}_2$ 。

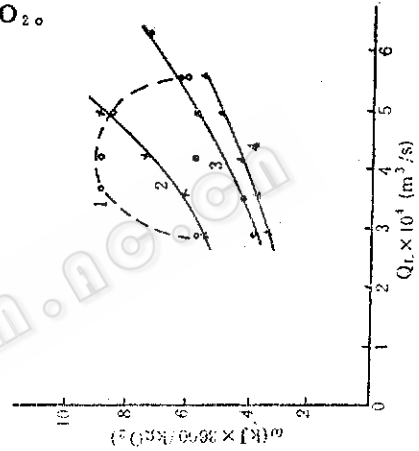


图12 管径与比能耗的关系

Fig.12 Depending of specil energy consumption on D

$D_n = 7.5\text{mm}$ $L = 8\text{m}$ 1. $D = 25\text{mm}$ 2. $D = 19\text{mm}$
3. $D = 20\text{mm}$ 4. $D = 22.5\text{mm}$

(2)喷嘴大小与比能耗的关系:图13表示了 D 相同,不同的 D_n 与比能耗的关系。图中数据表明 P_n 一定, $D_n = 7\text{mm}$ 喷嘴比能耗一般是最低的,在 Q_L 为 $2 - 5.5 \times 10^{-4} \text{m}^3/\text{s}$ 时,三种喷嘴的比能耗均低于 $2.16 \times 10^3 \text{kJ/kgO}_2$ 。

(3)喷射压力与比能耗的关系:喷射压力与比能耗的关系见图14,由图可知,欲使比能耗不超过 $2.16 \times 10^3 \text{kJ/kgO}_2$, P_n 宜 $< 13 \times 10^4 \text{N/m}^2$ 。

综合上述,本系统最佳结构及操作条件为: $D/D_n = 2.7 - 3.8$, $L/D = 320 - 400$, $P_n = 5 - 13 \times 10^4 \text{N/m}^2$,此时,最高 $k_L a$ 达 4280h^{-1} ,溶氧比能耗为 $0.79 - 2.16 \times 10^3$

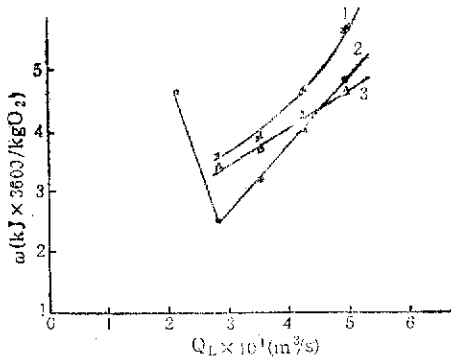


图13 喷嘴大小与比能耗的关系
Fig.13 Relation between specif energy consumption and nozzle diameter

D=24mm L=8m 1. D=6.5mm 2. D=7mm
3. D=7.5mm

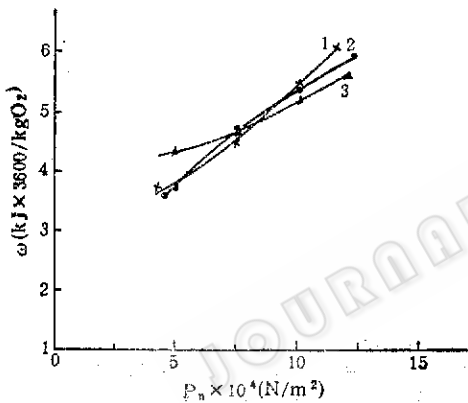


图14 喷射压力与比能耗的关系
Fig.14 Depending of specif energy consumption on ejecting pressure

D=24mm L=8mm 1. D=6.5mm 2. D=7mm
3. D=7.5mm

kJ/kgO₂

4. $k_L a$ 关联式的推导: 根据多数研究者意见^[3,4,9,10], 结合本试验所总结的规律, 可将 $k_L a$ 表示如下:

$$(k_L a)_i = f \left(\frac{W}{V}, v_{1,2}, \frac{L}{D} \right) = a_1 \left(\frac{W}{V} \right)^{a_2} v_{1,2}^{b_1} \left(\frac{L}{D} \right)^{c_1} \quad (4) \quad i = \begin{cases} 1 \text{ 不加圈} \\ 2 \text{ 加圈} \end{cases}$$

用最小二乘法在计算上整理实验数据可得: $a_1 = 0.999, a_2 = 0.38, b_1 = 0.90,$

$c_1 = -0.16, a_2 = 1.003, a_2 = 0.71, b_2 = 0.28, c_2 = -0.32$ 因此:

$$(k_L a)_1 = 0.999 \left(\frac{W}{V} \right)^{0.38} v_{1,2}^{0.90} \left(\frac{L}{D} \right)^{-0.16} \quad (5)$$

$$(k_L a)_2 = 1.003 \left(\frac{W}{V} \right)^{0.71} v_{1,2}^{0.28} \left(\frac{L}{D} \right)^{-0.32} \quad (6)$$

上两式复相关系数均在0.97以上, 计算值与实验值误差一般不超过20%^[6]。从方程指数看出, 本系统有较高的功率效能。该关联式可作为以 $k_L a$ 为相似准则放大的依据。

(三) 饲料酵母培养试验

1. 试验内容和方法: 本试验用2367热带假丝酵母菌种, 用糖蜜为碳源, K_2HPO_4 为磷源、 $(NH)_2CO_2$ 为氮源的复合培养基, 在温度 $30 \pm 1^\circ C$, pH为4、氧饱和度30—60%的条件下用流加法进行了饲料酵母培养试验, 同时测定了发酵过程的空气利用率、粘度变化, 考查了酵母浓度与溶氧的关系。

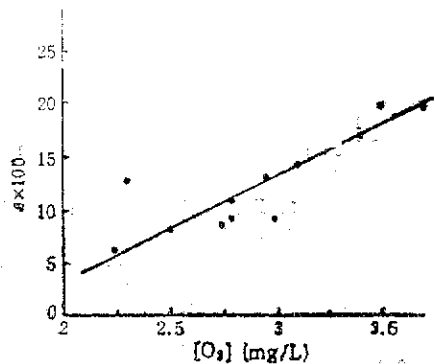


图15 发酵过程的空气利用率与溶氧
fig.15 Relation between dissolved oxygen and air utilization effience in fermentation process

2. 空气利用率的测定: 用奥氏气体分析法^[11]测定了发酵过程的空气利用率, 见图15。由实验可知, 空气利用率只与溶解氧浓度有关, 在氧饱和度30—60% (2.5—3.5mg/L) 的情况下, 空气利用率为10—20%, 是一般鼓泡反应器的2—4倍^[12]。

用旋转粘度计在室温15°C下测定了发酵液的增比粘度^[13], 发现酵母浓度低于25kJDBM/m³ (kJ Dry biomass/m³, kg干菌体/m³), 其增比粘度变化不大。

3. 发酵过程的消泡: 针对发酵过程中的泡沫问题, 本试验对分离器的结构进行了改进, 发现改进后的分离器有明显的消泡作用。原因有两点: 1) 新分离器避免了气液混合物直接冲入分离器底部被水泵吸入产生“气缚”现象; 2) 流体改变方向对泡沫有冲击、抑制作用。故改进后的分离器能较好地维持发酵正常进行, 提高了生产能力, 节约了消泡剂的用量。

4. 培养过程及结果分析: 典型的培养过程见图16及表2、表3。

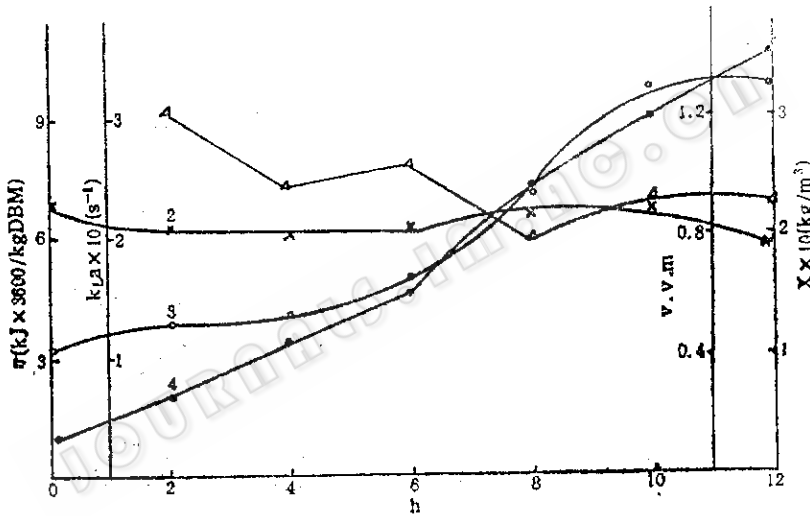


图16 发酵过程 $k_L a$, 通风比、酵母浓度及比能耗

Fig.16 Depending of dissolved oxygen, yeast concentration specific energy consumption and ventilating intensity on time

1. 比能耗 Specific energy consumption 2. 通风比 Ventilating intensity 3. $k_L a$ Oxygen transfer coefficient 4. 酵母浓度 Yeast concentration

表2 酵母培养方案示例

Table 2 An example for yeast culture

| 时间 Time (h) | $P_r \times 10^{-4}$ (N/m ²) | $Q_r \times 10^4$ (m ³ /s) | $V \times 10^3$ (m ³) | 流加率 Feed rate (%) | 通风比 Ventilating intensity (vvm) | X (kgDBM/m ³) | $\eta \times 10^{-3}$ (kJ/kgDBM) |
|-------------------|---|--|--------------------------------------|-------------------------|---------------------------------------|------------------------------|-------------------------------------|
| 0 | 3.5 | 1.27 | 8 + 0.94 | 15.9 | 0.90 | 2.04 | 0 |
| 2 | 3.8 | 1.36 | 9.86 | 16.2 | 0.83 | 4.94 | 3.38 |
| 4 | 4.5 | 1.47 | 10.88 | 17.1 | 0.81 | 10.14 | 2.63 |
| 6 | 4.7 | 1.65 | 11.94 | 17.7 | 0.83 | 15.29 | 2.84 |
| 8 | 5.5 | 1.90 | 13.28 | 22.4 | 0.86 | 22.24 | 2.12 |
| 10 | 6.5 | 2.04 | 13.73 | 7.5 | 0.89 | 30.48 | 2.59 |
| 12 | 5 | 1.76 | 13.93 | 3.3 | 0.76 | 35.98 | 2.38 |

表3 酵母培养试验结果
Table 3 The test results of yeasts culture

| 序号 Number | 时间 Time (h) | 酵母浓度 Yeast concentration (kg DBM/m ³) | 比 能 耗 Specil energy cousumption (kJ/kg DBM) × 10 ⁻³ | 产 率 Yield rate (kg DBM /kg糖)% | 生长速率Growth rate(kgDBM/ h·m ³) | |
|--------------|-------------------|---|--|--|--|--------------------------|
| | | | | | 平均 Average | 对数期 Logarithmic phase |
| 1 | 12 | 19.46 | 2.76 | 42 | 1.5 | 2.71 |
| 2 | 12 | 27.98 | 2.51 | 33.8 | 2.33 | 3.98 |
| 3 | 12 | 26.94 | 2.75 | 38.7 | 2.24 | 4.73 |
| 4 | 12 | 40.04 | 1.77 | 46.7 | 3.34 | 4.46 |
| 5 | 12 | 37.8 | 1.58 | 41.1 | 3.15 | 4.56 |
| 6 | 9 | 28.48 | 2.56 | 39.7 | 3.25 | 6.24 |
| 7 | 12 | 35.9 | 2.18 | 44.1 | 2.99 | 5.79 |
| 8 | 12 | 29.2 | 2.58 | 32.7 | 2.43 | 4.84 |
| 9 | 12 | 24.86 | 2.67 | 33 | 2.07 | 2.94 |
| 10 | 11 | 35.1 | 2.0 | 39.5 | 3.19 | 4.69 |

发酵过程结构尺寸为 $D/D_n = 2.7-3.8$, $L/D = 320-400$, 所配制的糖液含糖30.5%, 营养盐按酵母浓度每10kg DBM/m³加尿素0.6%, K₂HPO₄ 0.15%, 分离器体积为11.5L。

由图16及表2, 表3说明: 喷射自吸管式反应器用于培养酵母, 菌浓度随 $k_L a$ 增加而提高, 最高浓度40.04kgDBM/m³, 比能耗为 $1.58-2.77 \times 10^3$ kJ/kgDBM, 最大生长速率为6.24kgDBM/m³·h。镜检表明: 喷嘴及循环泵对菌体无伤害, 也未发现因循环泵产生杂菌污染。

(四) 本试验系统与通用机械搅拌生化反应器性能比较^[14, 15]

| 项目 | 机械搅拌罐 (Waldhof式) | 本系统 |
|----------------------------|--------------------------|---------|
| 能耗 (kW/m ³) | 7.5—14.5 ^[14] | 0.54—15 |
| $k_L a$ (h ⁻¹) | 220 | 4280 |

| | | |
|----------------------------|---------------------------|------------------------|
| 比能耗 (kJ/kgO ₂) | 1.8—3.5 × 10 ⁴ | 1.88 × 10 ³ |
| 干酵母浓度(kg/m ³) | 8—9 ^[15] | 19 × 40.04 |
| 电耗 (度/吨干酵母) | 1200 | 440—770 |
| 单产 (kg/m ³) | 1以下 | 2—8 |

符号说明

- a 比表面积, m²/m³
 D 、 D_n 、 D_0 反应管径、喷嘴直径、输送管径, m
 $k_L a$ 容积氧传递系数, h⁻¹或s⁻¹
 L 、 L_c 反应管长、当量管长, m
 P_n 、 P_g 、 P_0 喷射压力、气室压力、标准大气压, N/m²
 P_v 气室真空度, mmHg柱
 Q_g 、 Q_L 气体流量、液体流量, m³/s
 v_{rg} 、 v_{rL} 、 v_{nc} 、 v_{nc} 空截面气速、空截面液速、喷气速度、临界喷射速度, m/s
 R_c 、 $R_c D$ 雷诺数 dvp/μ 、 $\rho_g v_n D/\mu_g$
 ρ_L 、 ρ_g 气体及液体密度, kg/m³
 X 酵母浓度, kgDBM/m³ (公斤干菌体/米³)
 ω 比能耗, kJ/kgO₂
 η 比能耗, kJ/kgDBM
 $W_e L$ 阻力准数, $v_n^2 D_n \rho_g / \sigma$
 T_0 、 T_L 室温、溶液温度, °K或°C

参 考 文 献

- [1] 江西食品发酵工业科学研究所: 食品与发酵工业, (5): 67, 1978.
- [2] E. R. 索科洛夫, H. M. 津格尔著, 黄秋云译: 喷射器, 科学出版社, 1977.
- [3] 梁世中, 华南工学院硕士论文, 1983.
- [4] 华南工学院等合编: 发酵工程与设备, 轻工业出版社, 1981.
- [5] 吴元欣: 喷射自吸管式生化反应器的研究 (硕士论文), 1986.
- [6] Van, De Sand, E. et al.: Chem. Eng. Sci., 31:219, 1976.
- [7] Zlokarnik, M.: Adv. Biochem. Eng. 8:133, 1978.
- [8] Gussa, G., et al.: Chem. Eng. J., 25 (2): 151, 1982.
- [9] Burgess, M. et al. Chem. Eng. Sci., 27:442, 1972.
- [10] Ziegler, H. et al.: Biotechnol. Bioeng., 19:507, 1977.

- [11] 杭州大学化学系编：分析化学手册（第二分册），化学工业出版社，p.69，1982。
 [12] 高孔荣著：生化处理技术，（未公开出版），1982。
 [13] 王同亿编审：现代科学技术词典（下册），上海科学技术出版社，p.2555，1983。
 [14] 姜信真主编：化学反应工程学概要，西北大学出版社，p.80，1985。
 [15] 华南工学院翻印：商业部单细胞蛋白技术考察团赴东德、捷克考查技术资料，p.3，1985。

RESEARCH OF THE SELF-ASPIRATION JET TUBULAR LOOP BIOREACTOR

Wu Yuanxin

(Wuhan Institute of Chemical Technology, Wuhan)

Gao Kongrong

(South China University of Technology, Guangzhou)

The suction and gas-liquid mass transfer characteristic of the self-aspiration jet tubular loop bioreactor (SAJTLB) was studied in this paper. The mathematical models of gas-suction by ejecting and oxygen transfer rate were established respectively asfollowing:

$$Q_s = 5.2 \times 10^{-2} W_i^{0.144} R_i^{0.079} (L/D)^{0.328}$$

$$D_s^2 = \sqrt{\frac{P_0 \pi}{\rho_i^2 T_0} \left[\left(\frac{D}{D_n} \right)^2 - 1 \right] \left(\frac{P_n}{P_s} - 1 \right)}$$

$$(k_L a)_1 = 0.999 (W/V)^{0.38} \nu_i^{0.90} (L/D)^{-0.16}$$

(no spiral coil)

$$(k_L a)_2 = 1.003 (W/V)^{0.71} \nu_i^{0.28} (L/D)^{-0.32}$$

(adding spiral coil)

The optimum working state of SAJTLB are $L/D = 320-400$, $D/D_n = 2.7-3.8$, $P_n = 5-13 \times 10^4 \text{ N/m}^2$. The highest $k_L a$ is 4280 h^{-1} , special energy consumption is $0.72-2.16 \times 10^8 \text{ kJ/kgO}_2$.

Yeasts culture test was carried out by a method of the bed batch culture. The cell yield was as high as 40.04 kgDBM/m^3 , and special energy consumption was $1.85-2.77 \times 10^8 \text{ kJ/kgDBM}$. The maximum rate of growth for cell was $6.24 \text{ kgDBM/m}^3 \cdot \text{h}$. The efficiency of air utilization was $10-20\%$ which was 2-4 time higher than general air blast fermental facilities.

Key words

Bioreactor; fermenter; jet-tubular reactor; yeast culture