

内循环空气提升式发酵罐的研制

方凤山 李祥鹏 胡立侃 陈文英 王大琛

(中国科学院上海有机化学研究所, 上海)

我们研制了55 l规模的内循环空气提升式发酵罐。

本文从氧传递速率及正烷烃发酵两方面考察了发酵罐各主要结构, 如内循环通气管直径的大小, 各种空气分布器、内循环通气管内加装筛板等与发酵罐性能之间的关系。此外, 还归纳出氧传递速率 Na 与风液比 Q/V 及料液高度 H 之间的关系为: $Na = 0.51 \cdot Q/V \cdot (H)^{0.75}$ 。本罐在所试验的条件下, 氧传递速率可达 $210 \text{ m mole O}_2/\text{l} \cdot \text{h}$, 以 C_{14} — C_{18} 正烷烃为碳源, 培养Y-17酵母, 发酵液中油、水混合良好, 生产能力可达 $2.7 \text{ g}/\text{l} \cdot \text{h}$, 能适应连续培养工艺的要求。

该罐已成功地放大到1000 l、6000 l及 12 m^3 规模。

关键词: 内循环, 空气提升式发酵罐

在微生物发酵工业中, 特别是在单细胞蛋白工业中, 发酵罐是最基本的设备。微生物的好气培养, 不仅要求发酵罐能供给足够的溶解氧, 而且要求发酵罐有良好的混合效果, 以利于营养物质、代谢产物及发酵热的传递, 即具有良好的传热传质效果; 同时还要求发酵罐结构简单, 操作方便, 易于防止杂菌的污染, 容易放大, 有较高的生产能力, 动力消耗低, 并能适应连续发酵工艺要求等。近年来, 国际上单细胞蛋白工业已广泛应用空气提升式发酵罐, 单罐容积大到 $500\text{—}1200 \text{ m}^3$ ^[1-6], 设计和运转都相当成熟。空气提升式发酵罐不仅大量应用于酵母、细菌的培养, 而且也应用于丝状真菌^[6-10]及放线菌的培养^[11]。在污水处理工业中也有所应用^[12]。实践证明, 空气提升式发酵罐是适合微生物好气发酵需要的性能优越的新罐型。

我们研制了55 l规模内循环空气提升

式发酵罐, 并在我所实验工厂放大至1000 l及6000 l规模, 最近又放大至 12 m^3 , 在酵母生产中使用。

本文重点报道55 l内循环空气提升式发酵罐研制结果, 同时介绍该罐放大的情况。

材料和方法

(一) 试验设备

本实验室研制的55 l规模内循环空气提升式发酵罐系有机玻璃及不锈钢结构(图1), 备有八种不同类型规格的空气分布器(表1), 三种不同直径($\phi 58$ 、 $\phi 68$ 、 $\phi 88$)和三种不同长度(120cm、175cm、215cm)的内循环通气管, 以及两种不同开孔直径($\phi 5 \times 62$ 、 $\phi 3 \times 62$)的内循环通气管筛板。罐顶部有一自动消泡桨, 中下部热交换夹套采用冷热水自动调节温度。应用一台21A工业酸度计指示pH值, 用本

所实验工厂制的银铅电极溶氧测定仪测定发酵过程中溶解氧水平。

试验从氧传递速率及正烷烃发酵两方面考察发酵罐各主要结构和性能之间的关系。

(二) 氧传递速率测定

应用 Cooper 等^[13] 亚硫酸钠法的原理, 以 1 N Na_2SO_3 代替发酵液, 置于发

酵罐中通风搅拌, 每隔一定的时间取样, 以碘量法测定 Na_2SO_3 消耗情况, 从而计算发酵罐氧传递速率 (单位为 $\text{mmole O}_2/\text{l}\cdot\text{h}$), 测定时投料液位低于通气管上缘 10cm。

(三) 空压机功率需要量的测量

气体对发酵器的等熵压缩功率按下式计算^[14] 并按 1 加仑 = 4.546 l 及 1 马力 = 0.746KW 换算成 KW/m^3

$$H_p = C \frac{Q}{MV} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1.0 \right] \quad (1)$$

压缩机功率需要量按通过分布器和空气提升式发酵罐的压力降之和求出, P_2 为进口到分布器的压力, P_1 为在标准大气条件下的出口压力, 式中:

C: 压缩常数, 28.35 马力·min/1000 加仑

K : 空气热容比率, 1.395

Q: 空气流速, (标准 l/min)

MV: 基质体积 (l)

(四) 发酵基质

正烷烃是锦西石油五厂生产的大庆原油 230~320°C 馏份, 经尿素脱腊得到的正构重油, 正烷烃含量约 95%。

发酵培养基组成为(g): $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 1, KCl 2, NaCl 0.1, MgSO_4 0.4, CaCl_2 0.02, $\text{MnSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ 0.02, $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 0.06, $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 0.05, 酵母抽提物 0.2, 浓磷酸 (85%) 1.5, 加自来水成 1 l。

(五) 菌种及发酵条件

热带假丝酵母 (*Candida tropicalis*) Y-17 (系上海酵母厂提供)。

培养条件是: 温度均为 33°C, 间歇与连续培养条件下的 pH 分别为 4.5 和 3.5, 风量为 150 和 200 l/min, 投油量为 3 和 3~4.36%。发酵投料量 22 l。间歇培养时

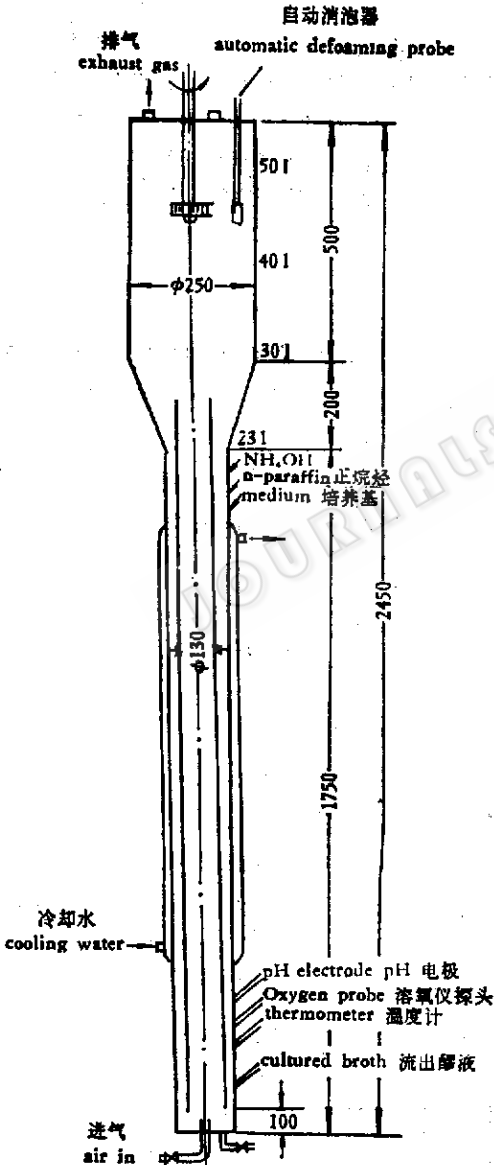


图 1 55 升内循环空气提升式发酵罐

Fig. 1 55 l Intracirculated air-lift fermentor

表1 各种空气分布器

Table 1 Air spargers

分布器序号 Sparger No.	1	2	3	4	5	6	7	8
结构 Structure	单喷嘴 $\phi 3.5$ 麻花形 Single spray nozzle $\phi 3.5$ fried dough twist form	单喷嘴 $\phi 2.5$ 直形 Single spray nozzle $\phi 2.5$ straight form	单喷嘴 $\phi 5$ 麻花形 Single spray nozzle $\phi 5$ fried dough twist form	单喷嘴 $\phi 2.5$ 麻花 形 Single spray nozzle $\phi 2.5$ fried dough twist form	单孔分布器 $\phi 3.5$ Single sprayer $\phi 3.5$	多喷嘴 $\phi 1.5 \times 3$ + 文丘里管 Spray nozzle $\phi 1.5 \times 3$ + Venturi tube	莲蓬头分布 器 Shower nozzle	多喷嘴 $\phi 1 \times 12$ + 孔板 Spray nozzle $\phi 1 \times 12$ + orifice plate

应用的种子事先在罐内间歇培养后，离心分离，离心沉淀的湿菌置于冰箱内保存，需要时按一定量称取。接种量一般为2.5g干酵母/1培养液。通风系统、正烷烃及培养基均未作灭菌处理。

(六) 发酵液处理及菌浓度测定

间歇发酵停止耗氧后1h出料，出料前加入10% N,N-二乙氧基酯肪酸酰胺表面活性剂溶液150~200ml，搅拌均匀，放料称重，在搅拌均匀的情况下取两只约1l样分别称重、离心，离心湿菌先在红外灯下烘干，然后在105~110℃烘箱内烘至恒重，从而计算干酵母对油的收率；连续发酵时，每流出22kg发酵液，取样一次，具体做法同间歇发酵。

结果和讨论

(一) 氧传递速率测定

1. 内循环通风管直径对氧传递速率的影响：选用内径 $\phi 58$ 、 $\phi 68$ 、 $\phi 88$ 三种不同直径的通气管，与相应的环隙面积之比分别为0.25、0.38、0.85，通气管长175cm，投

料25l，应用1号单喷嘴($\phi 3.5$)作空气分布器，分别测定其氧传递速率，结果见表2、图2、图3。从图2可以看出在相

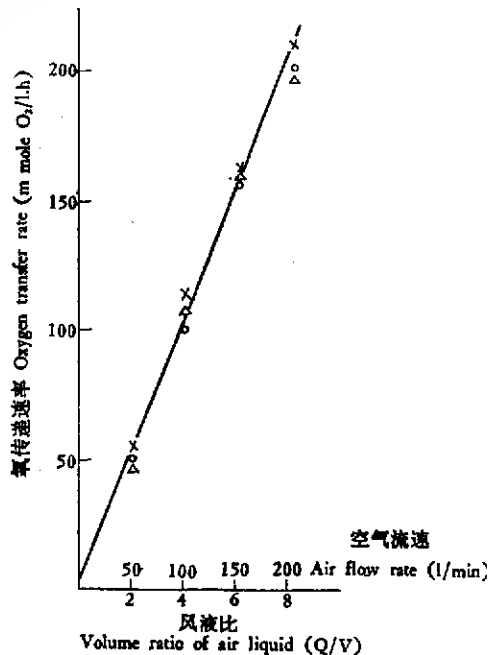


图2 不同直径通风管中风液比与氧传递速率的关系

Fig.2 Correlation of volume ratio of air to liquid on oxygen transfer rate with different diameter draft tubes

x, $\phi 88$; o, $\phi 68$; Δ , $\phi 58$

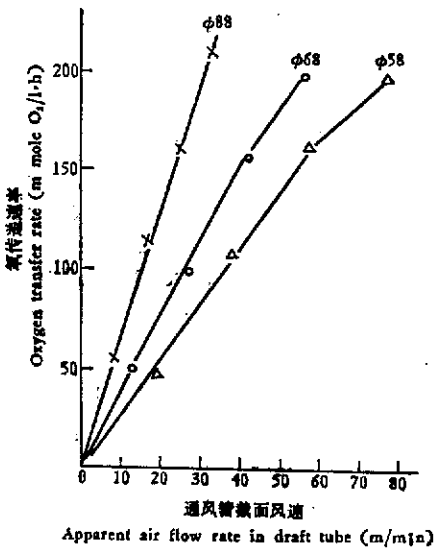


图3 不同直径通风管中截面风速与氧传递速率的关系
Fig.3 Correlation of apparent air flow rate in draft tube on oxygen transfer rate with different diameter draft tubes

表2 不同直径通风管的通风量与氧传递速率的关系
Table 2 Relation between air flow rate and oxygen transfer rate at different diameter draft tubes

通风管直径 Diameter of draft tube (mm)	通风量 Air flow rate stand- ard(1/min)	通风管截面 风速 Apparent air flow rate in draft tube (m/min)	氧传递速率 Oxygen transfer rate (mmole O ₂ /l·h)
φ58	50	18.94	48.5
	100	37.90	108.1
	150	56.80	161.5
	200	75.8	197.8
φ68	50	13.77	49.93
	100	27.55	99.9
	150	41.3	157.6
	200	55.1	199.7
φ88	50	8.22	55.31
	100	16.45	113.6
	150	24.67	161.5
	200	32.9	209.5

同的通风量下, φ58 通风管的氧传递速率

稍差些,但差别不大。然而,图3改以通风管空截面风速为横坐标,则在所试验的范围内,随着通风管空截面风速的增大,φ58 通风管的氧传递速率的增大出现了下降趋势,因此,采用直径小的通风管可能是不利的。Wang 报道了^[14]在同类结构

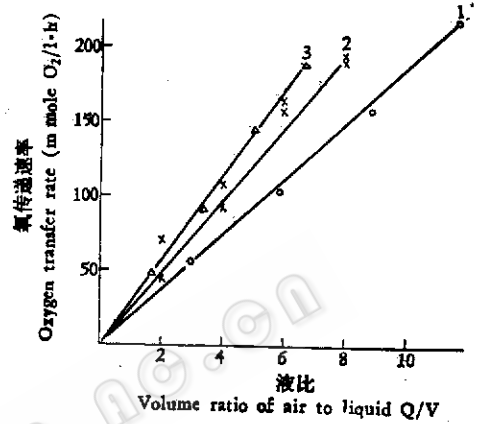


图4 不同长度通风管(液高)中风液比与氧传递速率的关系

Fig.4 Correlation of volume ratio of air to liquid on oxygen transfer rate with different length draft tubes (medium height)

- 120cm通风管 Draft tube (17 l)
- 175cm通风管 Draft tube (25 l)
- 215cm通风管 Draft tube (30 l)

的发酵罐取得的截面比从0.59到1.57的4种通风管试验结果,认为截面比以0.83较佳,但通风管与最适尺寸通风管的氧传递系数的差异不超过20%,因而认为在此范围内,不同截面比对氧传递系数影响不大,加上我们的结果,此范围可扩大到0.25到1.57之间。

2. 通风管长度(投料量)对氧传递速率的影响:选择φ88内通风管,以5号单孔分布器作为空气分布器,对三种不同长度通风管(及投料量)分别测定其氧传递速率。三种不同通风管长度分别为120cm, 175cm, 215cm, 相应的投料量分别为17 l,

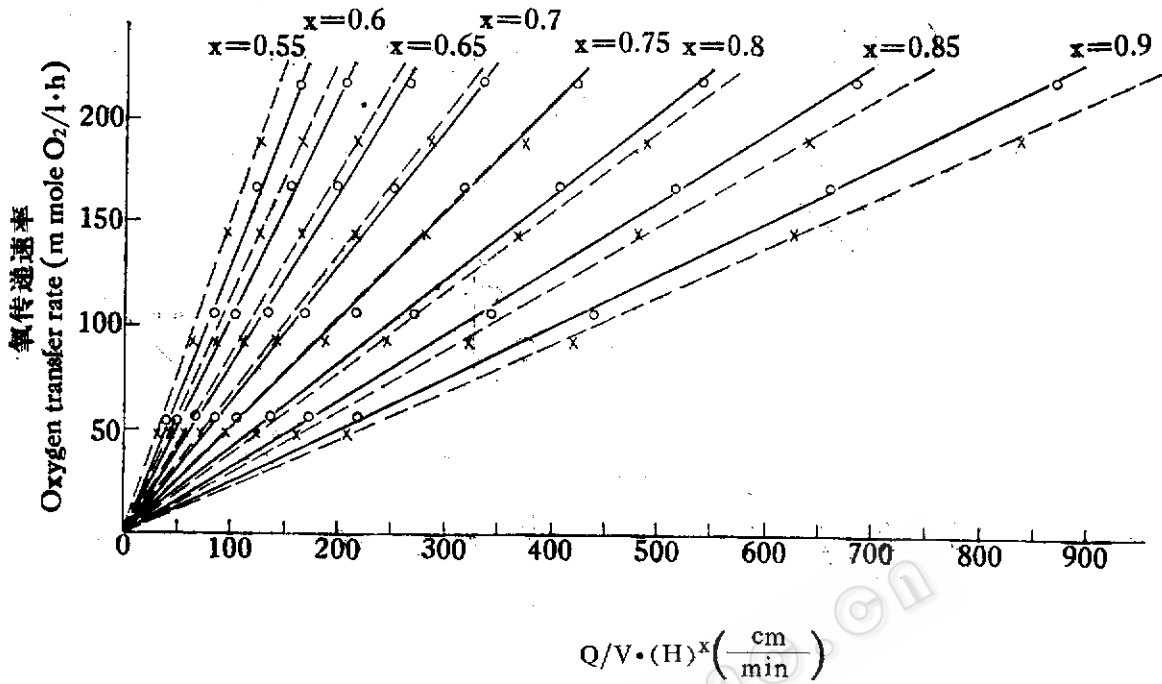


图5 风液比 $\frac{Q}{V}$ 和培养液高度对氧传递速率的关系

Fig. 5 Correlation of volume ratio of air to liquid $\frac{Q}{V}$ and medium height on oxygen transfer rate

○— 120cm通风管 Draft tube, 培养基 Medium 17 l
 ×— 215cm通风管 Draft tube, 培养基 Medium 30 l

25 l, 30 l, 结果见图4与5, 可以看出, 在试验范围内, 氧传递速率 N_a (mmole O_2 /l·h) 与风液比 Q/V (min^{-1}) 及料液高度 H (cm) 之间存在着如下关系:

$$N_a = 0.51 \cdot \frac{Q}{V} \cdot (H)^{0.75} \quad (2)$$

平均误差为 $\pm 4.35\%$ 。式中 Q/V 与 $H^{0.75}$ 互为反比关系。由此, 在保持氧传递速率一定值的情况下, 随着料液高度的增长, 风液比将逐步降低, 即随着发酵罐规模的扩大, 功率消耗将逐步降低。图6的结果也反映出这样的趋势。从绪田原蓉二等^[15]最近发表的多孔板式气体搅拌发酵槽(空气提升式)规模放大推算结果也看出这一规律。

Wang 在液体高度 33~70cm 的范围

内, 以不同的风速测定了氧传递系数, 并绘出了氧传递系数 $K_{L,a}$ 对液高 H 的关系图^[14]。经归纳得到氧传递系数为

$$K_{L,a} = 579.18 \left(\frac{Q}{V} \right) \cdot H^{0.923} \quad (3)$$

平均误差为 $\pm 5.02\%$ 。式中所用单位为: 液高 H (m), 风液比 ($\text{m}^3/\text{m}^3/\text{min}$), 氧传递系数 $K_{L,a}$ ($\text{mmole } O_2/\text{l}\cdot\text{h}\cdot\text{atm}$)。

我所实验工厂将此55 l 内循环空气提升式发酵罐放大至1000 l 及6000 l 规模, 并分别在液高300cm、400cm(1000 l)、500cm 及840cm (6000 l) 的条件下测定了氧传递速率。这些结果归纳后得到如下结果:

* 上海医药工业设计院张启锡、郑焱计算的结果,

$$Na = 8.57 \cdot \left(\frac{Q}{V}\right) \cdot H^{0.3} \quad (4)$$

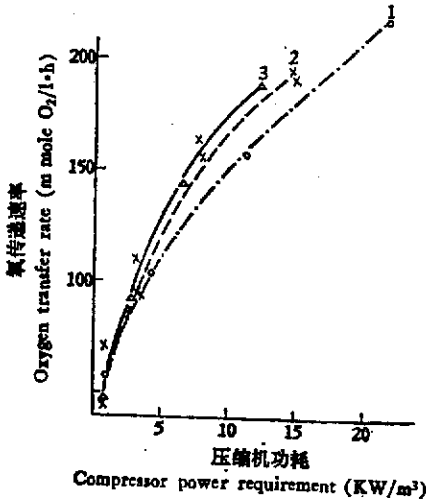


图6 不同高度通风管(液高)中压缩机功耗与氧传递速率的关系

Fig.6 Correlation of compressor power requirement on oxygen transfer rate with different length draft tubes (medium volume)

1. 120cm, 17 l 2. 175cm, 25 l
3. 215cm, 30 l

平均误差为 $\pm 9.3\%$ ，单位同式(2)。实验值与计算值的比较见图7。

式(3)的液高范围为33~70cm，式(2)的液高范围为120~215cm，式(4)的液高范围为300~840cm。液高不同，H的指数也不同，且随液高的增加而减少，从以上(2)、(3)、(4)式可以粗略地估计，当液高增加到12~15m时，再增加罐身高度，已没有实用意义。国外生产规模的大型罐及中试工厂的试验罐高度一般均在20~30m之间^[6,10]，亦即投料液高10~15m可能与此规律有关。从中试罐至生产罐的放大，主要考虑直径的放大^[10]。在这样的条件下，风液比一般是较低的。

3. 空气分布器的选择：空气分布器是发酵罐供给空气的关键部分，其结构与

性能将直接影响发酵效率、功率消耗以及设备的维修。我们选择了八种不同类型的规格的空气分布器，应用 $\phi 88$ 通气管，长175cm，投料25 l，分别测定其氧传递速率，结果见表3。由于不同的空气分布器在相同的风量下，操作压力不同，功率需

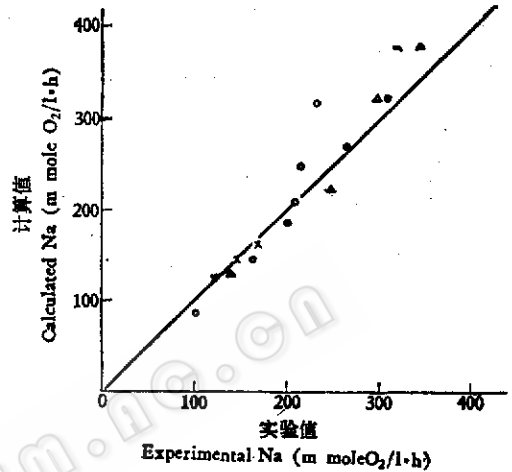


图7 在1000 l与6000 l发酵罐中氧传递速率实验值与计算值的比较

Fig.7 Comparison of experimental and calculated oxygen transfer rates at 1000 l and 6000 l fermentors

$$Na = 8.57 \left(\frac{Q}{V}\right) \cdot H^{0.3}$$

- Δ : H=300cm; \circ : H=400cm;
 \square : H=500cm; \times : H=840cm

要量也不同。可以看出，所试验的8种分布器在功率消耗较低的情况下，相差不大；而在较高功率消耗的情况下，差别比较明显，其中序号1、2、4的三种效果特别明显。从结构形式上看，这三种分布器都是单喷嘴，结构简单，喷嘴口径都比较大($\phi 2.5 \sim 3.5$)。这样的喷嘴，风速较低时，可能因气泡分裂比较差，效果不显著；而在较高风速下，气泡分裂效果较好，压力损失并不很大。无论从氧传递速率与功率需要量之间的关系看，还是从结构、加工、操作压力等方面看，序号1的单喷嘴($\phi 3.5$)是比较理想的。序号2与

表 3 不同空气分布器的通风功耗与氧传递速率的关系

Table 3 Correlation of power requirement on oxygen transfer rate with different air spargers

通风量 Air flow rate standard(l/min)	分布器序号 Sparger No.	1	2	3	4	5	6	7	8
200	进风压 Operation pressure (Kg/cm ²)	1.6	2.29	1.15	2.28	2.16			1.43
	氧传递速率 Oxygen transfer rate (mmole O ₂ /l · h)	209.5	209.2	183.1	209	193.4			191.9
	功耗 Power requirement (KW/ m ³)	11.5	12.86	8.89	12.32	14.14			10.50
150	进风压 Operation pressure (Kg/cm ²)	1.0	1.7	0.73	1.68	1.33	1.97	0.93	1.63
	氧传递速率 Oxygen transfer rate (mmole O ₂ /l · h)	161.5	186.5	162.0	196.3	164	165.9	156.6	184.5
	功耗 Power requirement (KW/ m ³)	5.97	8.92	4.62	8.87	7.45	8.28	5.64	8.64
100	进风压 Operation pressure (Kg/cm ²)	0.54	0.89	0.44	0.87	0.7	1.36	0.58	0.93
	氧传递速率 Oxygen transfer rate (mmole O ₂ /l · h)	113.6	119.9	109.7	123.8	108.7	143.4	107.7	138.5
	功耗 Power requirement (KW/ m ³)	2.38	3.62	2.02	3.59	2.98	5.07	2.36	3.7
50	进风压 Operation pressure (Kg/cm ²)	0.26	0.33	0.23	0.32	0.28	0.49	0.26	0.35
	氧传递速率 Oxygen transfer rate (mmole O ₂ /l · h)	55.3	58.74	53.36	57.3	44.5	69.02	72.5	68.53
	功耗 Power requirement (KW/ m ³)	0.62	0.77	0.56	0.75	0.67	1.10	0.62	0.82

4 的单喷嘴, 结果基本相同, 2 号是直形的, 4 号是麻花形的, 直形结构简单, 加工方便, 是可取的。这也与 Yoshida 等^[17] 报道使用 $\phi 2.25 \sim 40$ 的喷嘴并不影响氧传递系数的结果相符。

4. 内通气管加装筛板的效果: 许多报道都提到在循环通道内增设各种类型的筛板, 可以促进气泡的再分散, 增加气泡停留时间。我们选择两种不同开孔比率的弓形筛板 (如图 8 示) 进行试验, 筛板的开孔率分别为 30% 及 10% (筛板面积为通气管内截面积的 82%) 上开 $\phi 5$ 或 $\phi 3$ 孔 62 只。测定时应用 $\phi 88$ 通气管, 长 175cm, 投料 25l, 5 号单孔分布器, 结果见表 4。可

以看出在内通气管内加装筛板对提高氧传递速率有显著效果, 特别是在低风速情况下, 可增长 40%。

(二) 正烷烃间歇发酵试验

1. 不同直径内通气管发酵结果: 分别以 $\phi 58$ 、 $\phi 68$ 、 $\phi 88$ 三种内通气管进行间歇发酵试验, 用 1 号单喷嘴, 175cm 通气管, 结果见图 9, 可以看出, 三种不同直径的通气管中, 无论是酵母的生产速率还是产率, 均以 $\phi 88$ 的最好, $\phi 68$ 的居中, $\phi 58$ 的稍差。

2. 不同空气分布器的发酵结果: 选择序号为 1、5 的空气分布器进行发酵试验, 采用 $\phi 88$ 、长 175cm 通气管, 结果 1

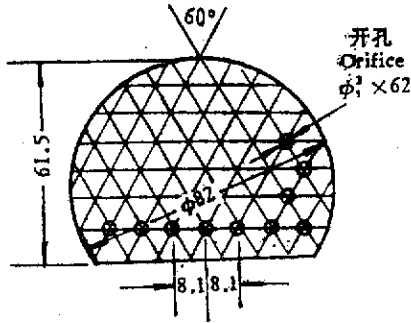


图8 筛板示意图

Fig.8 Schematic diagram of screen plate

号单喷嘴优于5号单孔分布器。这一结果与氧传递速率测定的结果是一致的。

3. 内通气管加装筛板的发酵结果：选用孔 $\phi 5 \times 62$ 筛板8块及4块分别进行发酵试验，采用 $\phi 88$ 、长175cm通气管，1号单喷嘴。试验结果是应用4块筛板与不加筛板未见明显差别，而加8块筛板的则较差。应用8块筛板的，阻力大，影响了发酵液的循环速度，这就可能影响发酵液

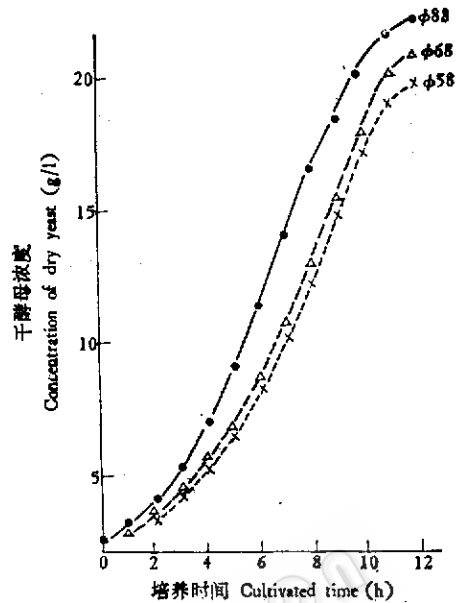


图9 用不同直径通风管培养酵母情况

Fig.9 Yeast cultivation with draft tubes of different diameter

空气流量 Air flow rate (l/min)

正烷烃 n-paraffin 3%

1号单喷嘴 No. 1 single spray nozzle

表4 通风管内安装筛板对氧传递速率的影响

Table 4 Effect of screen plates fixed inside draft tube on oxygen transfer rate

筛板 Screen plates	氧传递速率 Oxygen transfer rate (mmole $O_2/l \cdot h$)	通风量 Air flow rate (l/min)				
			50	100	150	200
无筛板 Without screen plates			70.98	93.49	157.13	191.39
			44.54	108.67	163.98	193.35
	平均值		57.76	101.08	160.55	192.37
开孔4块筛板 Orifice $\phi 5 \times 62$ 4 screen plates			82.73	131.7	176.2	223.7
	增高%		43.23	30.29	9.74	16.28
开孔8块筛板 Orifice $\phi 5 \times 62$ 8 screen plates			83.22	134.12	194.82	236.9
	增高%		44.07	32.71	21.34	23.14
开孔12块筛板 Orifice $\phi 5 \times 62$ 12 screen plates			100.35	149.30	194.33	234.96
	增高%		73.73	47.7	20.04	22.13
开孔8块筛板 Orifice $\phi 3 \times 62$ 8 screen plates			78.81	142.4	187.5	223.7
	增高%		36.44	40.87	16.78	16.28

表 5 正烷烃酵母的连续培养

Table 5 Continuous cultivation of yeast on n-paraffin

连续培养时间 Time for continuous cultivation (h)	条 件 condition	正 烷 烃 n-paraffin	酵母产量 product of yeast (g)	绝对酵母对正烷烃的平均产率 Average yield of absolute dry yeast to n-paraffin (%)	平均生产能力 Average productivity (g/l·h)	排出醪液量 Weight of flowout fermented broth (Kg)	醪液中酵母平均浓度 Average yeast concentration of flowout fermented broth (g/Kg)
77—179	$D = \frac{1}{6} \text{ (h)}^{-1}$ n-paraffin 3 %	11265(ml) 3680 (g)	6081	70	2.714	389.73	15.6
179—291	$D = \frac{1}{7} \text{ (h)}^{-1}$ n-paraffin 3.5%	12330(ml) 9500(g)	6620	69.7	2.69	364.01	18.18

的混合乳化效果，因而发酵效果差。应该注意，在氧传递速率测定中，低风量下，筛板具有特别良好的效果，但因为我们的发酵罐规模小，高度低，不能采用很低的风速，这样筛板的良好效果可能未得到充分体现。低风速下筛板的发酵效果有待进一步观察。

4. 高投油比高风速下间歇发酵情况：为了进一步观察高投油比、高风速条件下高酵母浓度的发酵情况，我们选用1号单喷嘴对 $\phi 58$ 、 $\phi 88$ 通气管以及 $\phi 88$ 通气管加装孔 $\phi 5 \times 62$ 筛板4块分别进行发酵试验，投油比5%，通风量 $0^{1601/\text{min}} \rightarrow 5$ 小时 $^{1501/\text{min}} \rightarrow 8$ 小时 $^{2001/\text{min}} \rightarrow$ 最终。试验结果表明，在高投油比、高风速、高酵母浓度下， $\phi 58$ 通气管与 $\phi 88$ 通气管无明显差别，增加4块筛板与不加筛板对酵母生产速率也无明显影响，试验结果还表明，在本试验条件下只要培养液中还有一定量的正烷烃存在，即使酵母浓度高达 $32 \sim 33\text{g/l}$ ，酵母的生长速率并未受到影响。然而，在高浓度的条件下，酵母对正烷烃的收率

稍有降低。

(三) 正烷烃连续发酵试验

为了研究正烷烃连续发酵工艺并进一步考察本发酵罐的性能，选择1号单喷嘴， $\phi 88$ 、长175cm通气管进行了单级连续发酵试验，试验的部分结果见表5。可以看出，应用本发酵罐，Y-17酵母，在 $\text{pH}3.5$ ，温度 33°C ，稀释速率 $0.14 \sim 0.17$ 小时 $^{-1}$ ，投油比 $3 \sim 3.5\%$ ，单级连续发酵条件下，生产能力可达 $2.7\text{g/l}\cdot\text{h}$ ，流出液绝对干酵母浓度可达 $15.6 \sim 18.18\text{g/Kg}$ 发酵液。本罐放大到6000l，在类似的条件下，烃酵母的最大生产能力可达 $3.14\text{Kg}/\text{m}^3\cdot\text{h}$ 。当以糖蜜为碳源培养Y-17酵母的高核酸突变株K-79时，稀释率为 $0.36 \sim 0.44$ 小时 $^{-1}$ ，糖酵母的生产能力达 $6.5 \sim 7.2\text{Kg}/\text{m}^3\cdot\text{h}$ 。

讨 论

根据上述55 l内循环空气提升式发酵罐氧传递速率和实际发酵试验的结果，以

及该罐成功地放大到 6m^3 的情况, 可以初步得出以下几点结论:

1. 在所试验的范围内, 内循环通气管直径大小影响不显著, 但小直径通气管在高速下, 氧传递速率的增长出现下降的趋势, 似以采用较大直径通气管为宜。

2. 所试验的八种空气分布器, 在较低风速时差别不大, 而在较高风速时, 以口径较大 ($\phi 2.5\sim 3.5$) 单喷嘴为宜。这样的分布器结构简单, 加工维修方便, 操作压力低, 压力损失少, 易于规模的放大。

3. 在内循环通气管内加装筛板, 对提高氧传递速率有显著的效果, 在低风速条件下, 更加突出。在高速下, 增加较多的筛板则影响发酵液的循环, 对正烷烃发酵反而不利。在较低风速下对发酵的影响有待在较大规模下进一步观察。

4. 在所试验的范围内, 氧传递速率与风液比及料液高度具有如下关系:

$$Na = 0.51 \cdot \frac{Q}{V} (H)^{0.75}$$

由此, 在保持一定的氧传递速率时, 随着料液高度 H 的增大, 风液比 Q/V 将降低, 功率消耗也相应减少。因此, 在通常空压机电压允许的范围内, 发酵罐应设计得高一些较为有利。我所实验工厂将此罐放大到 1000 l 及 6000 l 规模, 液高分别为 5m 及 8.4m, 经测定其液高 H 的指数为 0.3。这就说明, 按此液高设计的罐身高度对提高氧利用效率, 降低能耗仍具有一定的作用。

5. 在此 55 l 内循环空气提升式发酵罐内, 连续培养 Y-17 酵母, 以 $C_{14}\sim C_{18}$ 正烷烃为碳源, 生产能力可达 $2.7\text{g}/\text{l}\cdot\text{h}$ 。然而按照菌体收率为 100% 的情况下, 每生成 100g 菌体约需 210g 氧计算^[18], 本发酵罐可具有 $3.2\text{g}/\text{l}\cdot\text{h}$ 的生产能力。

6. 本发酵罐放大到 6m^3 , 取得羟酵母和糖蜜酵母的生产能力分别达到 3.14 和

$6.5\sim 7.2\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{h}$ 的结果, 说明放大是成功的。

综上所述, 空气提升式发酵罐不仅在混合效果、供氧能力、生产能力和动力消耗等方面都取得较好的结果, 而且它结构简单, 设备加工、安装、维修方便, 罐规模可大可小, 能较好地满足单细胞蛋白工业及其它微生物工业通气培养的需要。

考 考 文 献

- (1) Knecht, R. et al., *Process Biochemistry*, 12(4), 11~14, 1977.
- (2) Birckenstaedt, J.W. et al., *ibid.* 12(9): 7~10, 1977.
- (3) 三菱瓦斯化学公司新潟研究所: 日本三菱瓦斯化学公司的甲醇蛋白技术(译文), 饲料研究, 1979年第3期, pp.40~45.
- (4) 树田淑郎: 石油与石油化学, 24(1):34~48, 1980.
- (5) 铃木驹彦: 发酵与工业, 39(11):1037~1043, 1981.
- (6) Lundgren, D.G., Russell, R.T., *Appl. Microbiol.*, 4, 31~33, 1956.
- (7) Blakebrough, N. et al., *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 56: 127~135, 1978.
- (8) Kristiansen, B., *Chem. Ind.*, 20:787~789, 1978.
- (9) Kristiansen, B. et al., *Biotechnol. Bioeng.*, 22:2579~2590, 1980.
- (10) Barker, T.W. et al., *European J. Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 13:77~83, 1981.
- (11) Snedecor, B., Wang, D.I.C., Paper presented at 127nd National Meeting of the American Chemical Society, 1976.
- (12) ICI deep shaft aeration process, In "Biodegradation techniques for industrial organic wastes", ed by De Renzo, D.J., Park Ridge, Noyes Data, pp.204~234, 1980.
- (13) Cooper, C.M., *Industrial & Engineering Chemistry*, 36:505, 1944.
- (14) Wang, D.I.C., Eighth world petroleum congress proceedings, Vol.5, pp.149~156, 1971.
- (15) 绪田原善二等: 发酵与工业, 39(1):30~39, 1981.
- (16) Gow, J.S. et al., SCP production from methanol bacteria, In single cell protein I (Conference), ed. by Tannebaum, S. R. & Wang, D.I.C., MIT Press, Cambridge, 370~384, 1975.

[17] Yoshida, F and Akita, K.; *A.I.Ch.E.J.*,
11,9, 1965.

[18] (日)石油发酵研究会编：石油发酵(中译本), p.94, 科学出版社, 1973.

STUDY ON INTRACIRCULATED AIR-LIFT FERMENTOR

Fang Fengshan Li Xiangpeng Hu Likan Chen Wenying Wang Dachen
(Shanghai Institute of Organic Chemistry, Academia Sinica, Shanghai)

A 55 l intracirculated air-lift fermentor has been developed, in order to meet the requirement of equipment for yeast industry especially for the hydrocarbon yeast.

In this study, the relationship between the major parts of fermentor, such as the diameter of the draft tubes, different kind of air-spargers, the screen plate fixed inside the draft tube etc., and its properties have been examined by both the oxygen transfer rate and fermentation of n-paraffins.

Furthermore, it has been found that the oxygen transfer rate (N_a) was the function of the volume ratio

of air to liquid ($\frac{Q}{V}$) multiplied by

the height of fermentation media (H), as given by the following equation;

$$N_a = 0.51 \cdot \frac{Q}{V} \cdot (H)^{0.75}$$

Under the experimental conditions, the oxygen transfer rate reached 210 mmole O_2 /l·h. Also by using C_{14} — C_{18} n-paraffins as sole carbon source for continuous cultivation of *Candida tropicalis* Y-17, the emulsification of the oil and water in the fermented broth was satisfactory, and the productivity rise to 2.7g/l·h.

This fermenter has been scaled-up to 1000 l, 6000 l and 12 m³ successfully

Key words

Intracirculated; air-lift fermentor