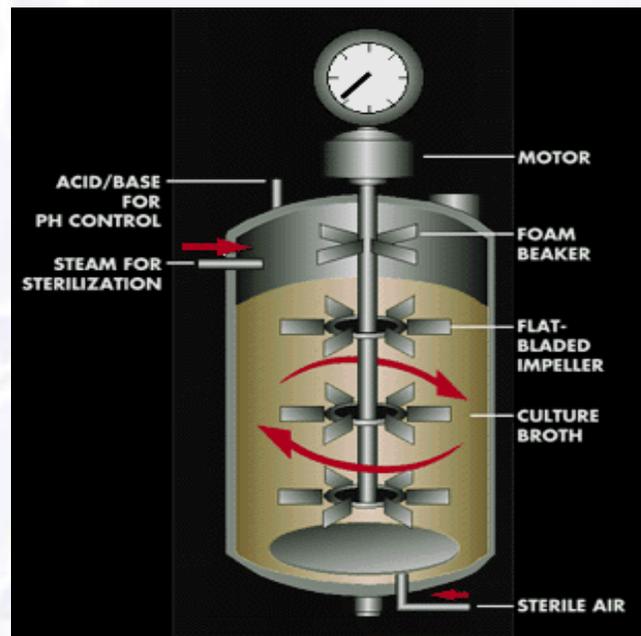
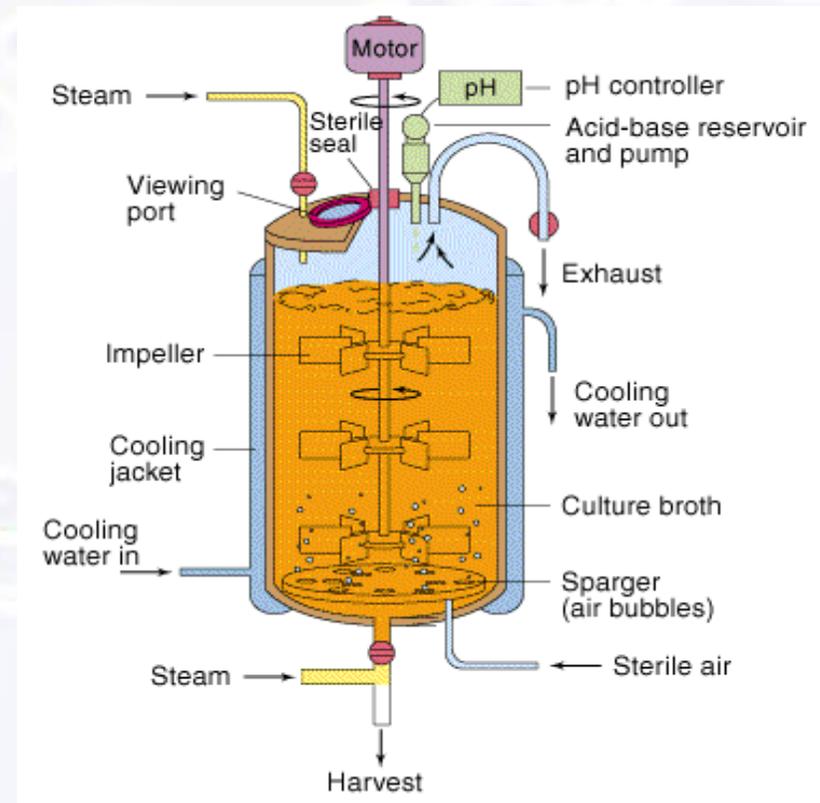


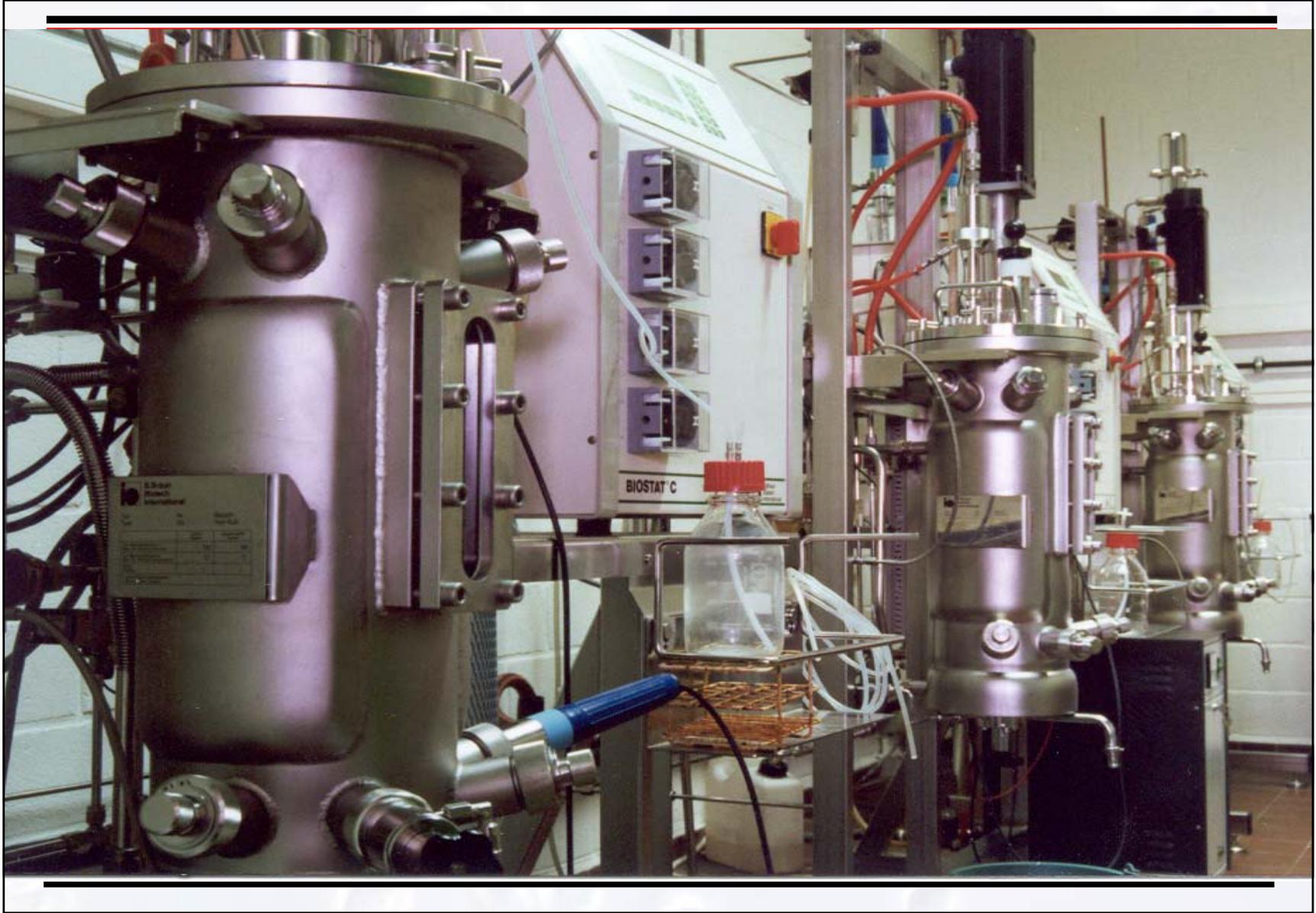
第十章

通风发酵设备



- 四十年代中期，青霉素的工业化生产，或深层通风培养技术的出现，标志近代通风发酵工业的开始。
- 在深层通风培养技术中，发酵罐是关键设备。在发酵罐中，微生物在适当的环境中进行生长、新陈代谢和形成发酵产物。







本章讲述的内容

- 第一节 通风发酵罐及结构
- 第二节 通气与搅拌
- 第三节 氧的传递
- 第四节 机械搅拌通风发酵罐的设计

第一节 通风发酵罐及结构

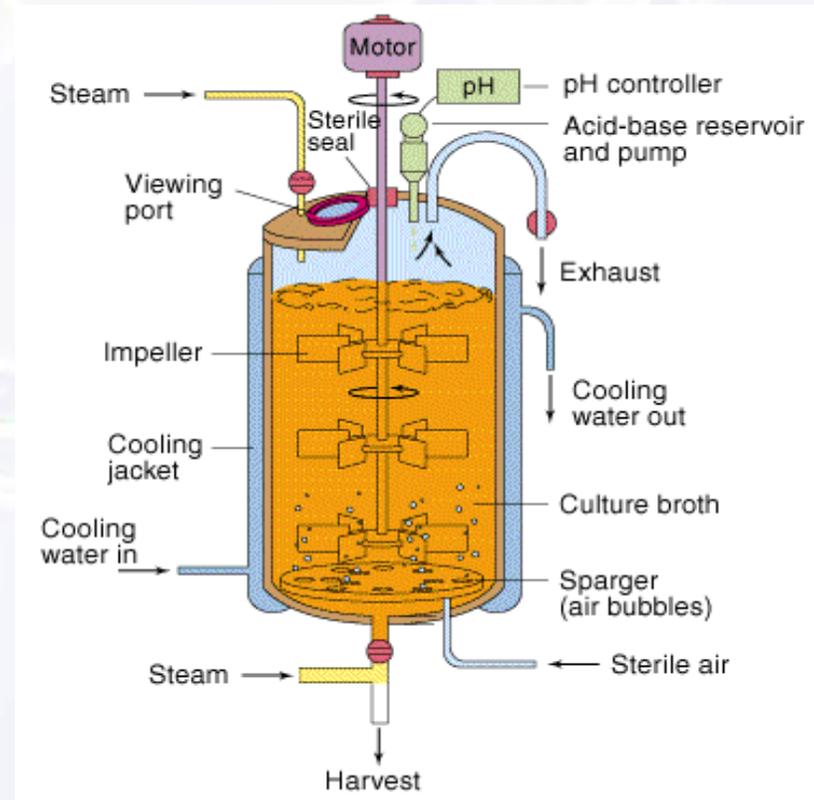
- 通风发酵罐又称好气性发酵罐，如谷氨酸、柠檬酸、酶制剂、抗生素、酵母等发酵用的发酵罐。
- 好气性发酵需要将空气不断通入发酵液中，以供微生物所消耗的氧。

通风发酵罐的类型

- 机械通风搅拌发酵罐
- 气升式发酵罐
- 自吸式发酵罐
- 伍式发酵罐
- 文氏管发酵罐

一、机械通风搅拌发酵罐

- 机械搅拌发酵罐是发酵工厂常用类型之一。它是利用机械搅拌器的作用，使空气和发酵液充分混合，促使氧在发酵液中溶解，以保证供给微生物生长繁殖、发酵所需要的氧气。



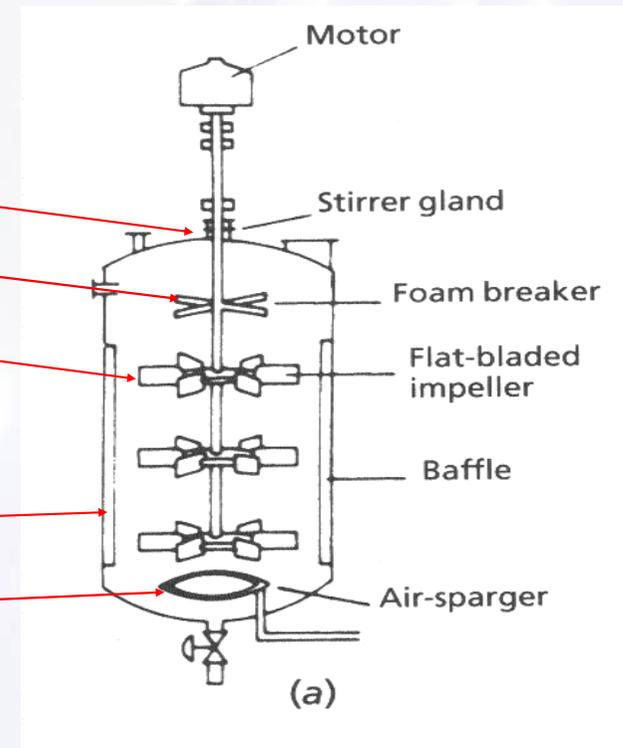
1, 机械通风搅拌发酵罐的基本要求

- 发酵罐应具有适宜的径高比。
- 发酵罐能承受一定压力。
- 发酵罐的搅拌通风装置能使气液充分混合，保证发酵液必须的溶解氧。
- 发酵罐应具有足够的冷却面积。
- 发酵罐内应尽量减少死角，避免藏垢积污，灭菌能彻底，避免染菌。
- 搅拌器的轴封应严密，尽量减少泄漏。

2, 机械搅拌发酵罐的结构

好气性机械搅拌发酵罐是密封式受压设备，主要部件包括：

- 罐身
- 轴封
- 消泡器
- 搅拌器
- 联轴器
- 中间轴承
- 挡板
- 空气分布管
- 换热装置
- 人孔以及管路等



(1) 罐体

- 罐体由圆柱体及椭圆形或碟形封头焊接而成，小型发酵罐罐顶和罐身采用法兰连接，材料一般为不锈钢。
- 为了便于清洗，小型发酵罐顶设有清洗用的手孔。中大型发酵罐则装没有快开人孔及清洗用的快开手孔。
- 罐顶还装有视镜及灯镜。
- 在罐顶上的接管有：进料管、补料管、排气管、接种管和压力表接管。
- 在罐身上的接管有冷却水进出管、进空气管、取样管、温度计管和测控仪表接口。

(2) 罐体的尺寸比例

- ✓ 罐体各部分的尺寸有一定的比例，罐的高度与直径之比一般为1.7~4左右。
- ✓ 发酵罐通常装有两组搅拌器，两组搅拌器的间距 S 约为搅拌器直径的三倍。对于大型发酵罐以及液体深度 H_L 较高的，可安装三组或三组以上的搅拌器。最下面一组搅拌器通常与风管出口较接近为好，与罐底的距离 C 一般等于搅拌器直径 D_i ，但也不宜小于 $0.8D_i$ ，否则会影响液体的循环。
- ✓ 最常用的发酵罐各部分的比例尺寸如图。

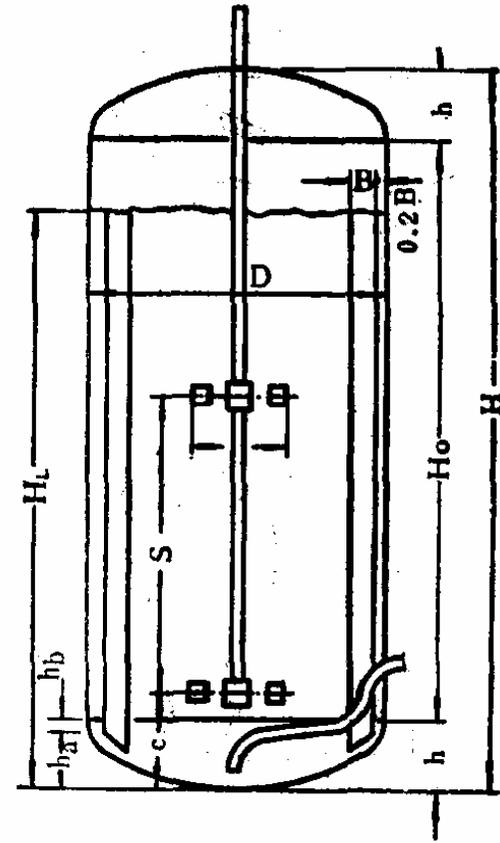


图 6-1 通用式发酵罐的比例尺寸

$$\begin{aligned} D_i &= 1/3 D & H_0 &= 2 D_i \\ B &= 0.1 D & h_a &= 0.25 D \\ S &= 3 D_i & C &= D. \end{aligned}$$

(3) 搅拌器

- 搅拌器的作用是打碎气泡，使空气与溶液均匀接触，使氧溶解于发酵液中。
- 搅拌器有轴向式（桨叶式、螺旋桨式）和径向式（涡轮式）两种。

轴向式搅拌器

桨叶式
螺旋桨式



径向式（涡轮式）搅拌器 (Disc turbine)

平直叶
弯叶
箭叶

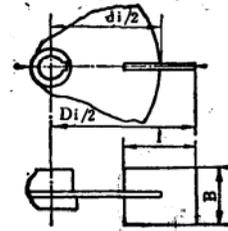
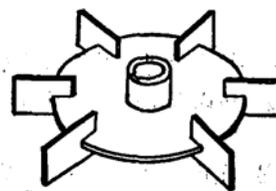


图 6-33 圆盘平直叶涡轮
比例尺寸 $D_1:d_1:l:B=20:15:5:4$

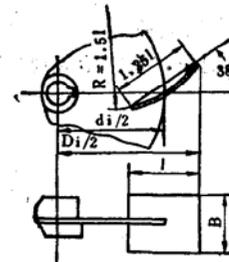
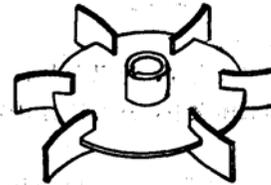


图 6-34 圆盘弯叶涡轮
比例尺寸 $D_1:d_1:l:B=20:15:5:4$

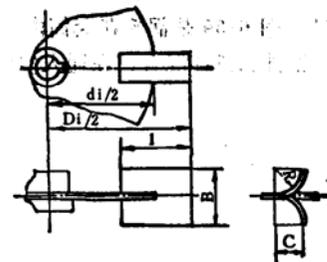


图 6-35 圆盘箭叶涡轮
比例尺寸 $D_1:d_1:l:B:C=20:15:5:4:2$ $R=0.5B$

(4) 挡板

- 挡板的作用是改变液流的方向，由径向流改为轴向流，促使液体剧烈翻动，增加溶解氧。
- 通常，挡板宽度取 $(0.1\sim 0.2)D$ ，装设6~4块即可满足全挡板条件
- 全挡板条件：是指在一定转数下再增加罐内附件而轴功率仍保持不变。要达到全挡板条件必须满足下式要求：

$$\left(\frac{W}{D}\right)Z = \frac{(0.1\sim 0.12)D}{D} Z = 0.5$$

式中 D ——罐的直径(毫米)

Z ——挡板数

W ——挡板宽度(毫米)

(5) 消泡器

- 消泡器的作用是将泡沫打破。
- 消泡器常用的形式有锯齿式、梳状式及孔板式。孔板式的孔径约10~20毫米。
- 消泡器的长度约为罐径的0.65倍。

(6) 联轴器

- 大型发酵罐搅拌轴较长，常分为二至三段，用联轴器使上下搅拌轴成牢固的刚性联接。
- 常用的联轴器有鼓形及夹壳形两种。小型的发酵罐可采用法兰将搅拌轴连接，轴的连接应垂直，中心线对正。

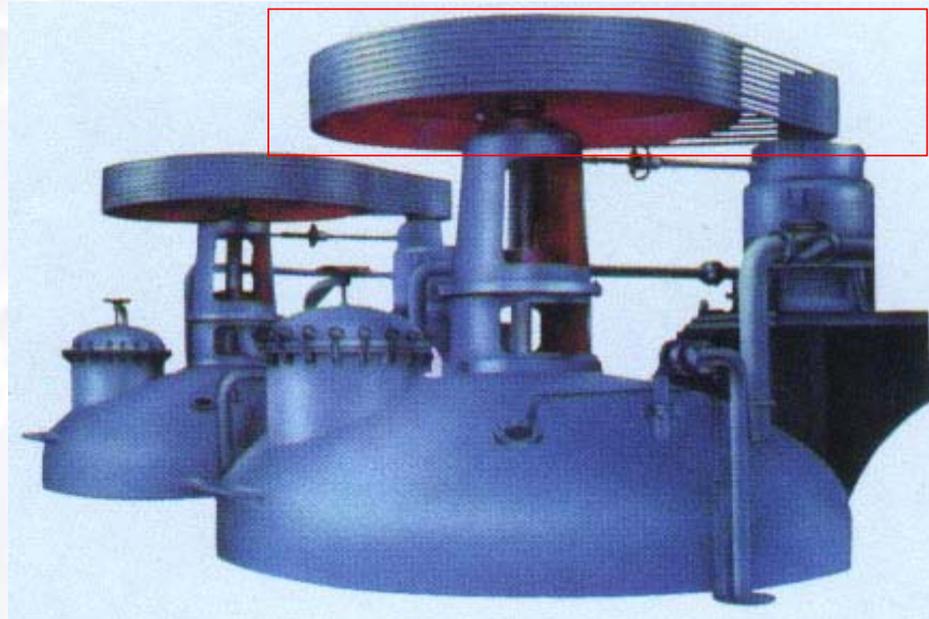


(7) 轴承

- 为了减少震动，中型发酵罐一般在罐内装有底轴承，而大型发酵罐装有中间轴承，底轴承和中间轴承的水平位置应能适当调节。罐内轴承不能加润滑油，应采用液体润滑的塑料轴瓦(如聚四氟乙烯等)，轴瓦与轴之间的间隙常取轴径的0.4~0.7%。为了防止轴颈磨损，可以在与轴承接触处的轴上增加一个轴套。

(8) 变速装置

- 试验罐采用无级变速装置。发酵罐常用的变速装置有三角皮带传动，圆柱或螺旋圆锥齿轮减速装置，其中以三角皮带变速传动较为简便。



(9) 轴封

- 轴封的作用是使罐顶或罐底与轴之间的缝隙加以密封，防止泄漏和污染杂菌。
- 常用的轴封有填料函和端面轴封两种。
 - 填料函式轴封是由填料箱体，填料底衬套，填料压盖和压紧螺栓等零件构成，使旋转轴达到密封的效果。
 - 端面式轴封又称机械轴封。密封作用是靠弹性元件（弹簧、波纹管等）的压力使垂直于轴线的动环和静环光滑表面紧密地相互贴合，并作相对转动而达到密封。

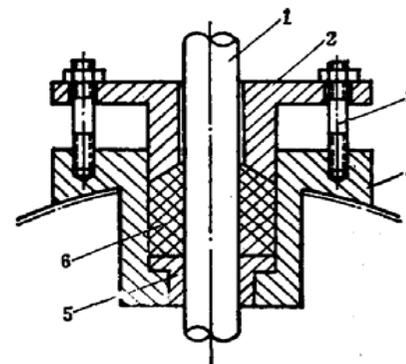


图 6-4 填料函
1—转轴 2—填料压盖 3—压紧螺栓 4—填料箱体 5—铜环 6—填料

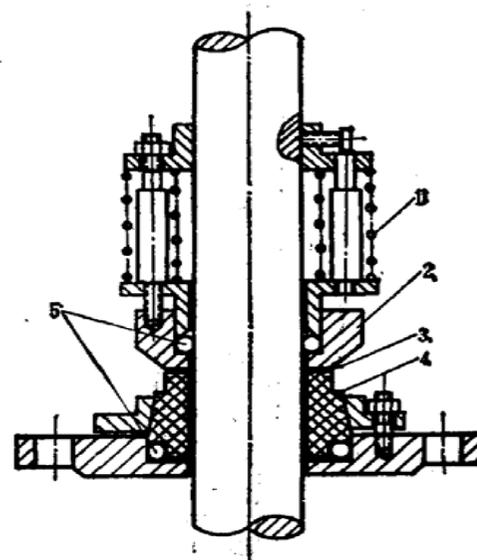


图 6-5 端面轴封
1—弹簧 2—动环 3—堆焊硬质合金 4—静环 5—O形圈

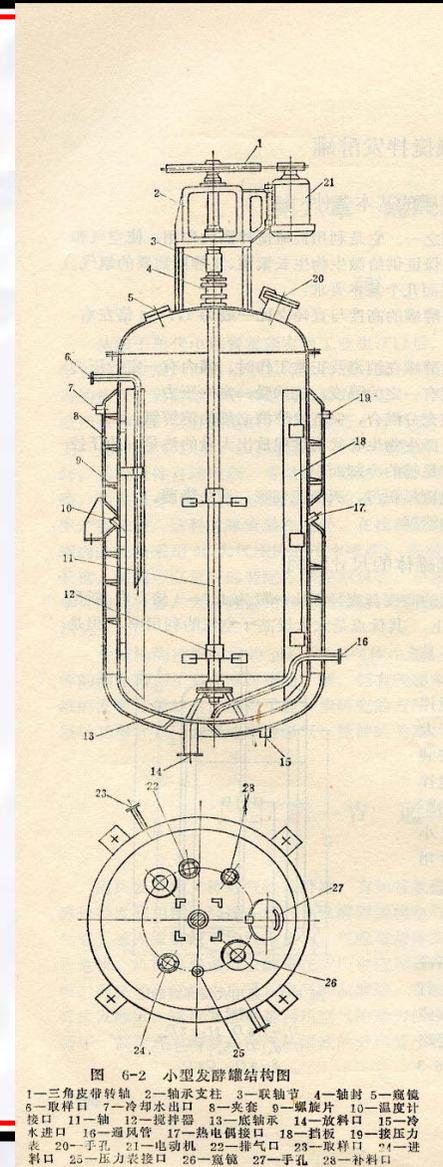
- 填料函式轴封的优点是结构简单。
- 主要缺点是：
 - 死角多，很难彻底灭菌，容易渗漏及染菌；
 - 轴的磨损情况较严重；
 - 填料压紧后摩擦功率消耗大；
 - 寿命短，经常维修，耗工时多。

- 端面式轴封的优点：
 - 清洁；
 - 密封可靠；
 - 无死角，可以防止杂菌污染；
 - 使用寿命长；
 - 摩擦功率耗损小；
 - 轴或轴套不受磨损；
 - 它对轴的精度和光洁度没有填料密封要求那么严格，对轴的震动敏感性小。
- 端面式轴封的缺点：
 - 结构比填料密封复杂，装拆不便；
 - 对动环及静环的表面光洁度及平直度要求高。

(9) 发酵罐的换热装置

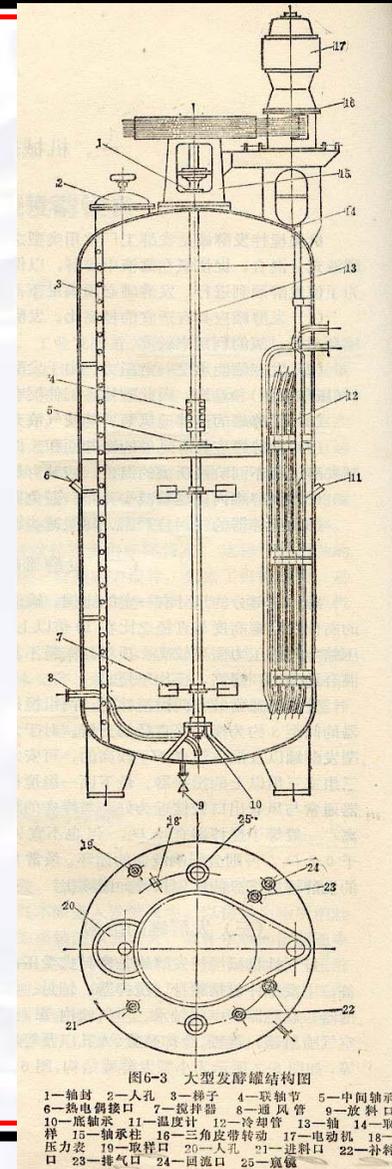
• 夹套式换热装置

- 这种装置多应用于容积较小的发酵罐、种子罐；
- 夹套的高度比静止液面高度稍高即可，无须进行冷却面积的设计。
- 这种装置的**优点**是：结构简单；加工容易，罐内无冷却设备，死角少，容易进行清洁灭菌工作，有利于发酵。
- 其**缺点**是：传热壁较厚，冷却水流速低，发酵时降温效果差，



- 竖式蛇管换热装置

- 这种装置是竖式的蛇管分组安装于发酵罐内，有四组、六组或八组不等，根据管的直径大小而定，容积5米³以上的发酵罐多用这种换热装置。
- 这种装置的优点是：冷却水在管内的流速大；传热系数高。这种冷却装置适用于冷却用水温度较低的地区，水的用量较少。
- 但是气温高的地区，冷却用水温度较高，则发酵时降温困难，发酵温度经常超过40℃，影响发酵产率，因此应采用冷冻盐水或冷冻水冷却，这样就增加了设备投资及生产成本。此外，弯曲位置比较容易蚀穿。



- 竖式列管(排管)换热装置

- 这种装置是以列管形式分组对称装于发酵罐内。
- 其优点是：加工方便，适用于气温较高，水源充足的地区。
- 这种装置的缺点是：传热系数较蛇管低，用水量较大。

二、气升式发酵罐

- 机械搅拌发酵罐其通风原理是罐内通风，靠机械搅拌作用使气泡分割细碎，与培养基充分混合，密切接触，以提高氧的吸收系数；设备构造比较复杂，动能消耗较大。采用气升式发酵罐可以克服上述的缺点。



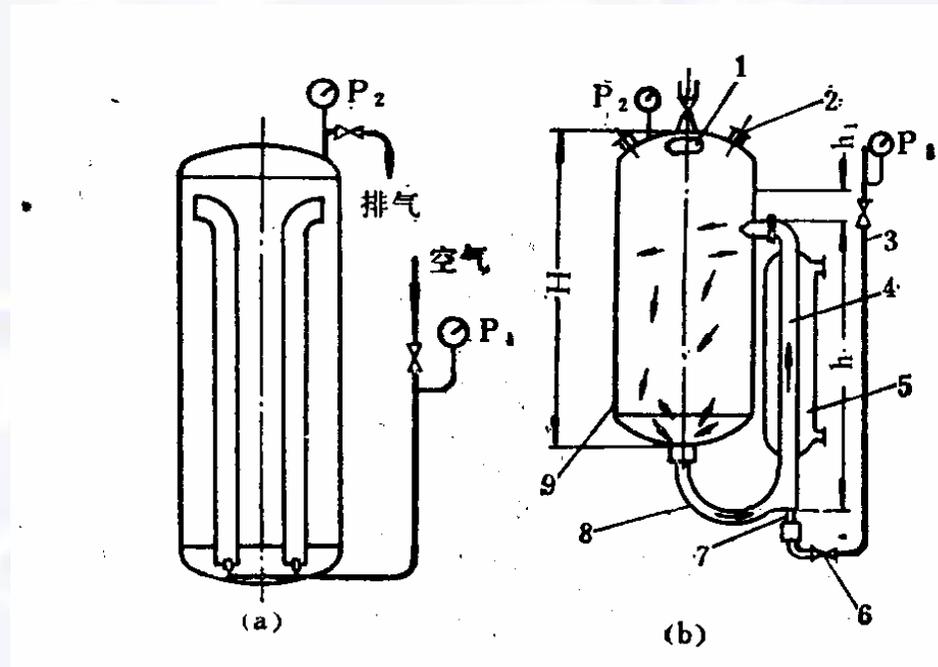
1, 气升式发酵罐的特点

- 结构简单，冷却面积小；
- 无搅拌传动设备，节省动力约50%，节省钢材；
- 操作时无噪音；
- 料液装料系数达80~90%，而不须加消泡剂；
- 维修、操作及清洗简便，减少杂菌感染。
- 但还不能代替好气量较小的发酵罐，对于粘度较大的发酵液溶氧系数较低。

2, 气升式发酵罐的结构及原理

分为内循环和外循环两种。其主要结构包括:

- 罐体
- 上升管
- 空气喷嘴



内循环式

外循环式

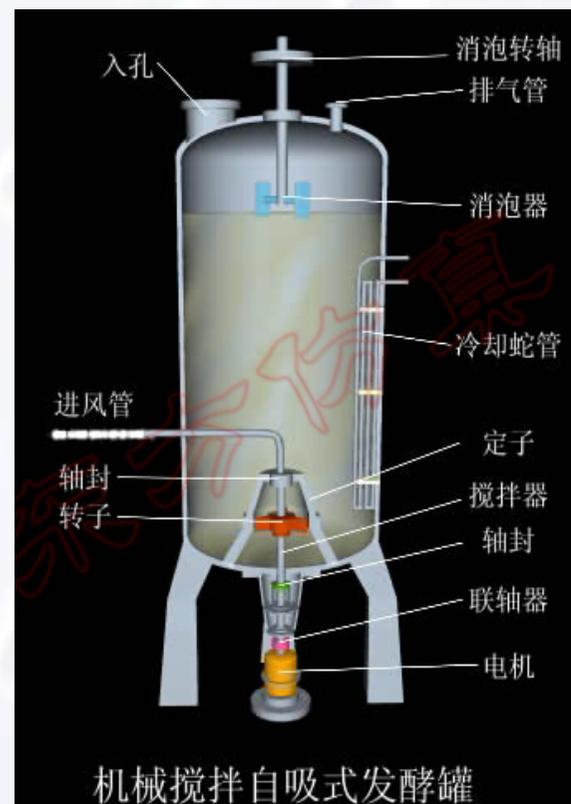
3, 气升式发酵罐的性能指标

气升式发酵罐是否符合工艺要求及经济指标, 应从下面几方面进行考虑。

- 循环周期时间必须符合菌种发酵的需要。
- 选用适当直径的喷嘴。具有适当直径的喷嘴才能保证气泡分割细碎, 与发酵液均匀接触, 增加溶氧系数。

三、自吸式发酵罐

- 自吸式发酵罐是一种不需要空气压缩机，而在搅拌过程中自动吸入空气的发酵罐。这种设备的耗电量小，能保证发酵所需的空气，并能使气液分离细小，均匀地接触，吸入空气中70~80%的氧被利用。采用了不同型式、容积的自吸式发酵罐生产葡萄糖酸钙、力复霉素、维生素C、酵母、蛋白酶等，都取得了良好的成绩。



1, 自吸式发酵罐的结构

- 罐体
- 自吸搅拌器及导轮
- 轴封
- 换热装置
- 消泡器

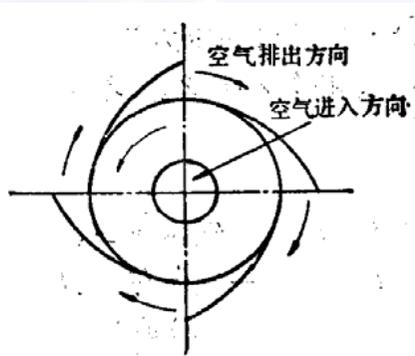


图 6-12 十字形转子

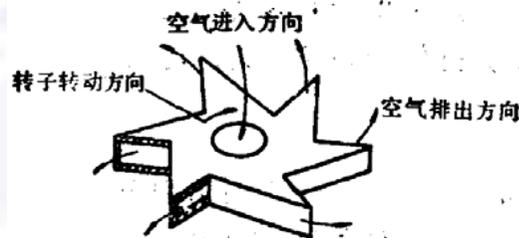


图 6-13 六叶轮转子

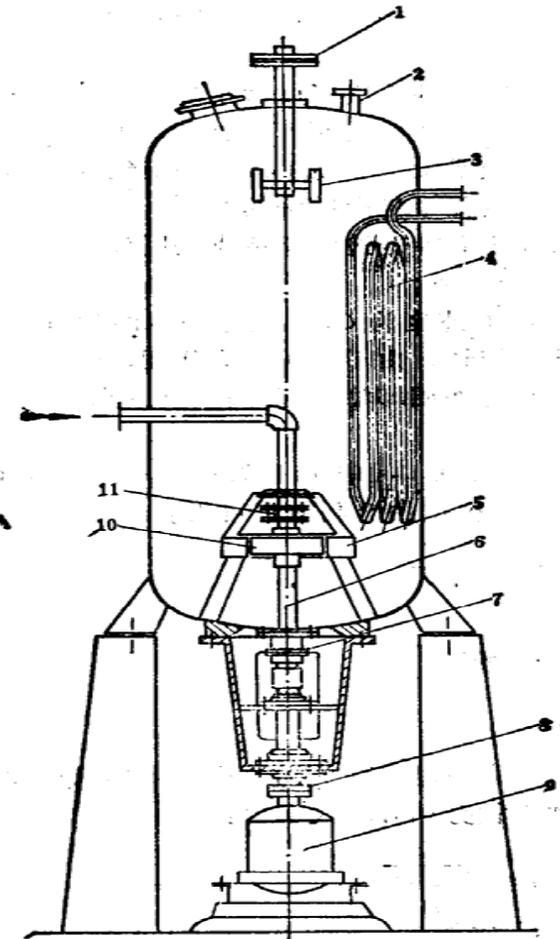


图 6-11 自吸式发酵罐

- 1—皮带轮 2—排气管 3—消泡器 4—冷却排管
5—定子 6—轴 7—双端面轴封 8—联轴节
9—马达 10—自吸式转子 11—端面轴封

2, 自吸式发酵罐的充气原理

- 自吸式发酵罐的主要的构件是自吸搅拌器及导轮，简称为转子及定子。转子由箱底向上升入的主轴带动，当转子转动时空气则由导气管吸入。
- 转子的形式有九叶轮、六叶轮、三叶轮、十字形叶轮等，叶轮均为空心形。

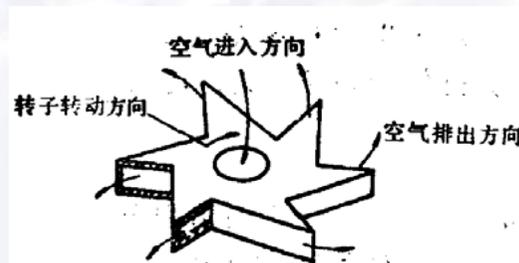


图 6-13 六叶轮转子



图 6-12 十字形转子



六叶轮转子

3, 自吸式发酵罐的类型

- 根据通气的型式不同, 自吸式发酵罐可分为三个类型:
 - 回转翼片式自吸式发酵罐;
 - 具有转子及定子的自吸式发酵罐;
 - 喷射式自吸式发酵罐。
- 前两者自吸式发酵罐结构简单, 制作容易, 比较广泛采用。其传动装置有装在罐底及罐顶两种, 如装在罐底, 则端面密封装置的加工和安装要求特别精密, 否则容易漏液染菌。第三种喷射式自吸式发酵罐, 电耗少, 但是泵的构造复杂。

4, 自吸式发酵罐的优点:

- 节约空气净化系统中的空气压缩机、冷却器、油水分离器、空气贮罐、总过滤器等设备, 减少厂房占地面积。
- 减少工厂发酵设备投资约30%左右, 例如应用自吸式发酵罐生产酵母, 容积酵母的产量可高达30~50克。
- 设备便于自动化、连续化, 降低劳动强度, 减少劳动力。
- 酵母发酵周期短, 发酵液中酵母浓度高, 分离酵母后的废液量少。
- 设备结构简单, 溶氧效果高, 操作方便。

四、伍式发酵罐

1, 结构

- 伍式发酵罐的主要部件是套筒、搅拌器。

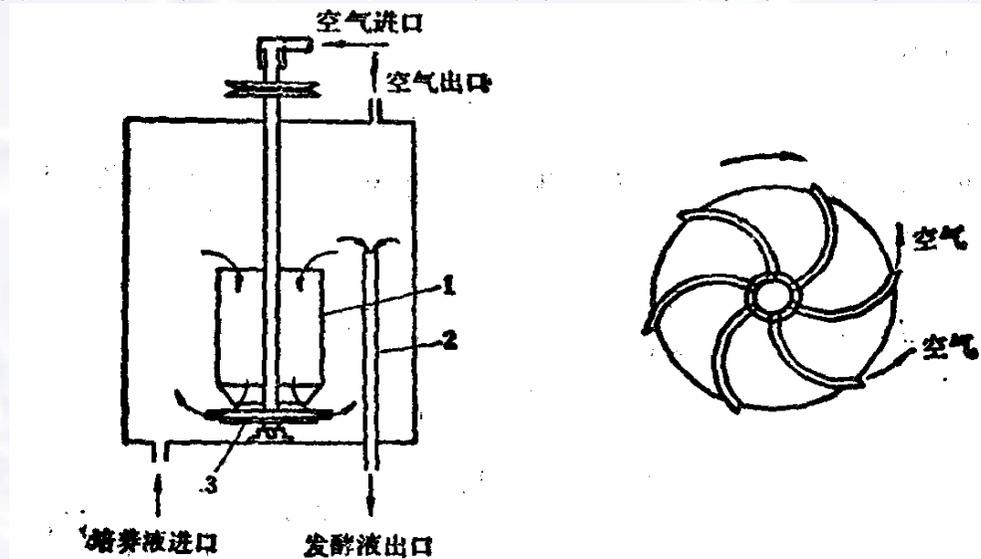
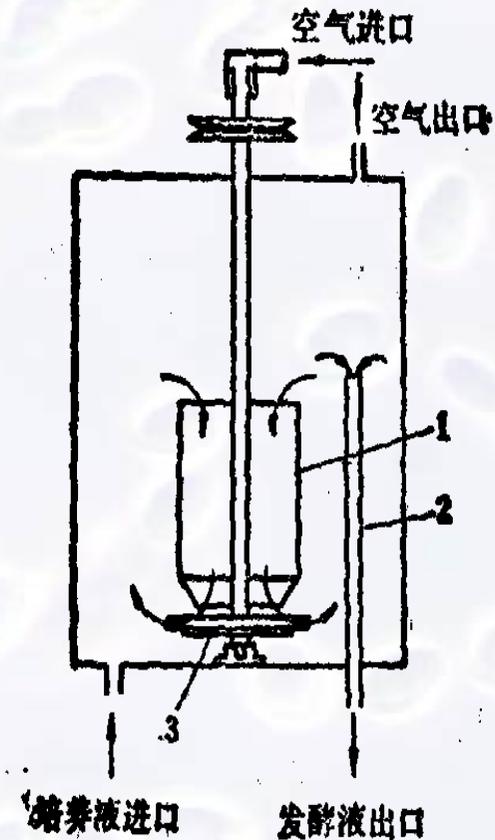


图 6-28 伍式发酵罐简图

1—套筒 2—溢流管 3—搅拌器

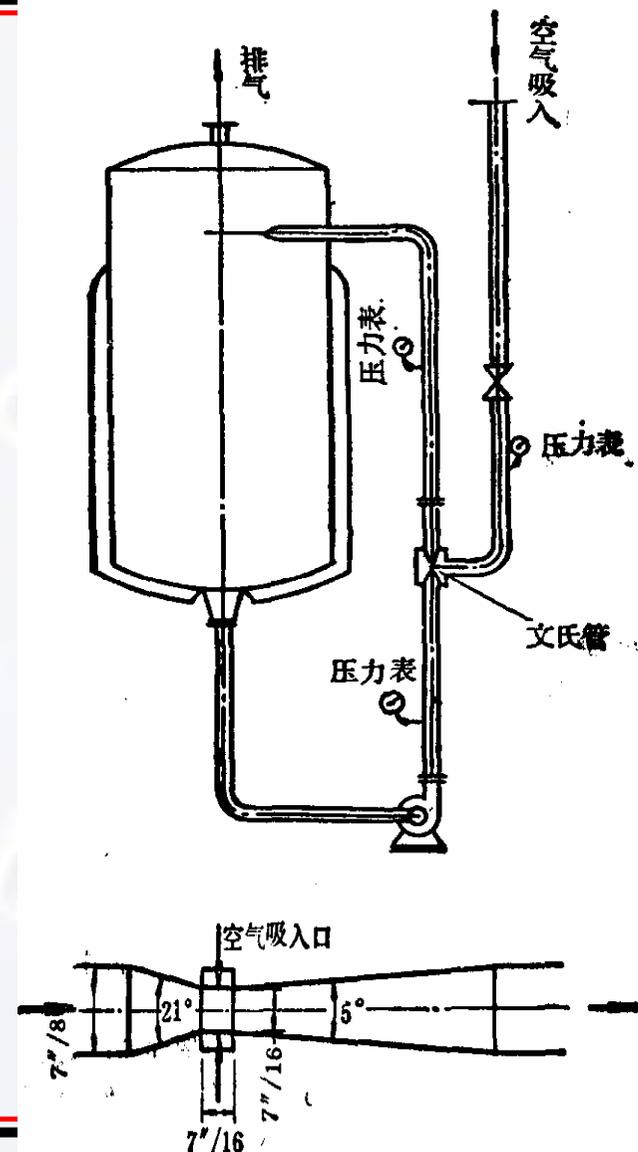
2. 原理

- 搅拌时液体沿着套筒外向上升至液面，然后由套筒内返回罐底，搅拌器是用六根弯曲的空气管子焊于圆盘上，兼作空气分配器。空气由空心轴导入经过搅拌器的空心管吹出，与被搅拌器甩出的液体相混合，发酵液在套筒外侧上升，由套筒内部下降，形成循环。设备的缺点是结构复杂，清洗套筒较困难，消耗功率较高。



五、文氏管发酵罐

- 其原理是用泵将发酵液压入文氏管中，由于文氏管的收缩段中液体的流速增加，形成真空将空气吸入，并使气泡分散与液体混合，增加发酵液中的溶解氧。这种设备的优点是：吸氧的效率高，气、液、固三相均匀混合，设备简单，无须空气压缩机及搅拌器，动力消耗省。
- 这种设备的缺点是气体吸入量与液体循环量之比较低，对于好氧量较大的微生物发酵不适宜。



第二节

通气与搅拌 (aeration and agitation)

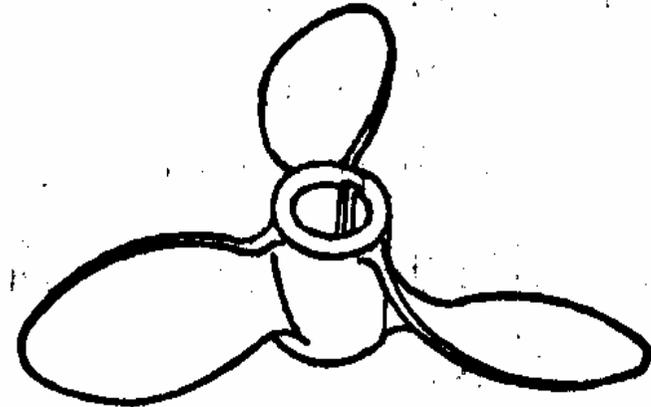
一、搅拌器的型式及流型

1, 型式

- 发酵罐中的机械搅拌器大致可分为轴向和径向推进两种型式。前者如螺旋桨式，后者如涡轮式。

(1) 螺旋桨式搅拌器

- 螺旋桨式搅拌器在罐内将液体向下或向上推进(相应于图中的顺时针或逆时针旋转方向)。形成轴向的螺旋流动，混合效果较好，但造成的剪率较低，对气泡的分散效果不好。一般用在藉压差循环的发酵罐中，以提高其循环速度。
- 常用的螺旋桨叶数 $Z=3$ ，螺距等于搅拌器直径，最大叶端线速度不超过25米 / 秒。



(2) 圆盘平直叶涡轮搅拌器

- 圆盘平直叶涡轮与没有圆盘的平直叶涡轮，其搅拌特性差别甚微。但在发酵罐中无菌空气由单开口管通至搅拌器下方，大的气泡受到圆盘的阻挡，避免从轴部的叶片空隙上升，保证了气泡的更好的分散。
- 圆盘平直叶涡轮搅拌器具有很大的循环输送量和功率输出，适用于各种流体，包括粘性流体、非牛顿流体的搅拌混合。

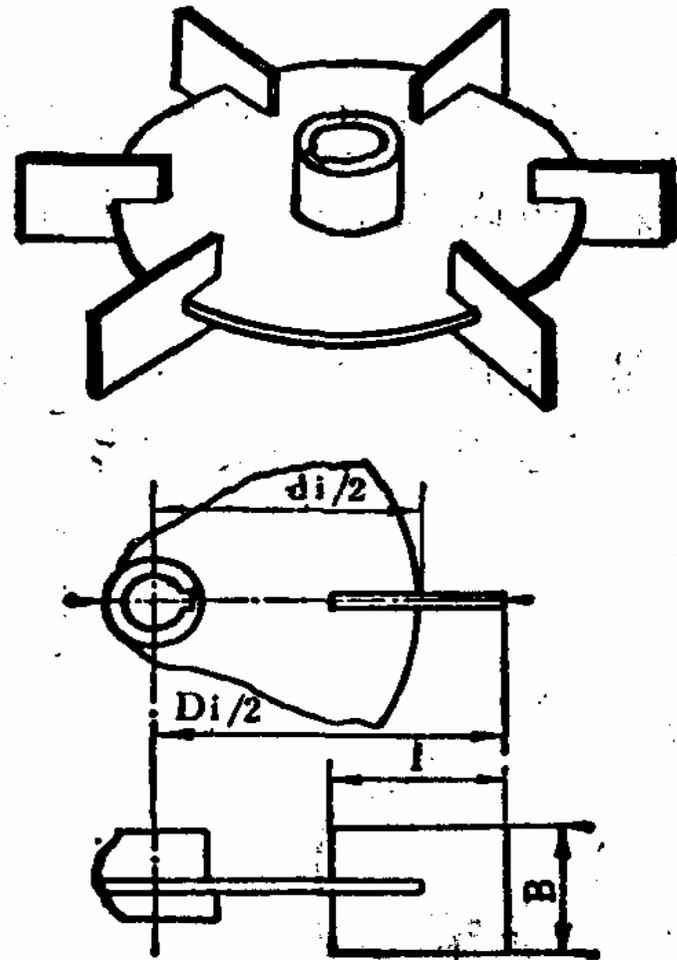


图 6-33 圆盘平直叶涡轮
比例尺寸 $D_i:d_i:l:B=20:15:5:4$

(3) 圆盘弯叶涡轮搅拌器

- 圆盘弯叶涡轮搅拌器的搅拌流型与平直叶涡轮的相似，但前者造成的液体径向流动较为强烈，因此在相同的搅拌转速时，前者的混合效果较好。但由于前者的流线叶型，在相同的搅拌转速时，输出的功率较后者的小。因此，在混合要求特别高，而溶氧速率相对要求略低时，可选用圆盘弯叶涡轮。

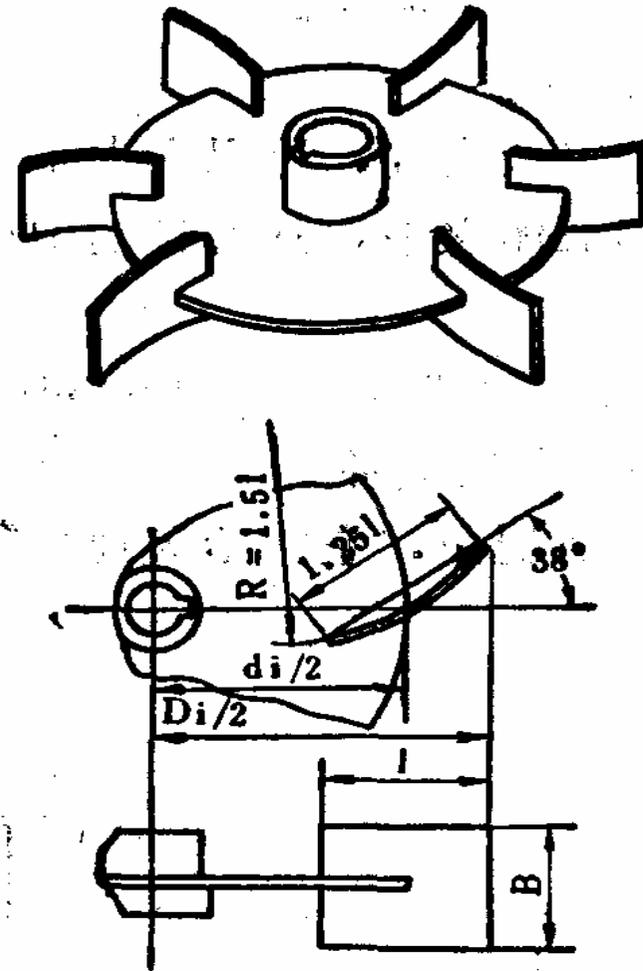


图 6-34 圆盘弯叶涡轮
比例尺寸 $D_1:d_1:l:B=20:15:5:4$

(4) 圆盘箭叶涡轮搅拌器

- 其搅拌流型与上述两种涡轮相近，但它的轴向流动较强烈，但在同样转速下，它造成的剪率低，输出功率也较低。

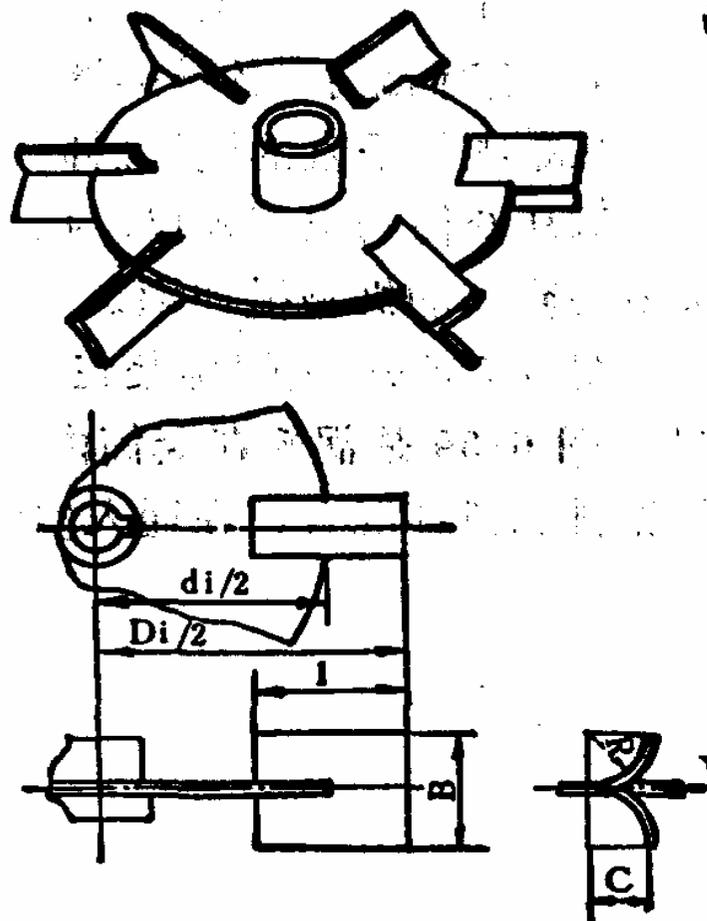


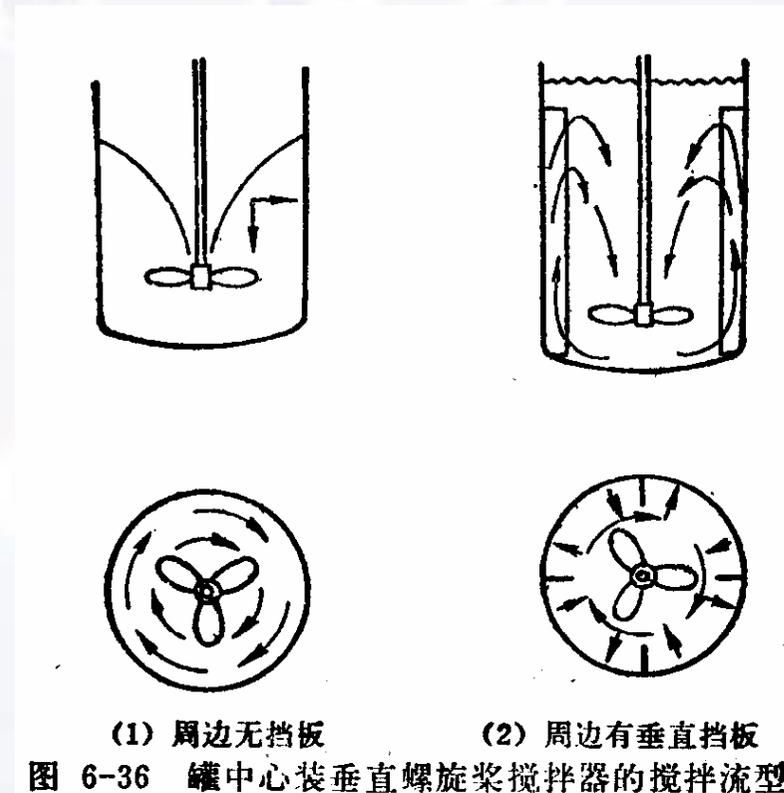
图 6-35 圆盘箭叶涡轮
比例尺寸 $D_i:d_i:l:B:C=20:15:$
 $5:4:2 R=0.5B$

2, 流型

- 搅拌器在发酵罐中造成的流型，对气固液相的混合效果及氧气的溶解、热量的传递具有密切关系。
- 搅拌器造成的流体流动型式不仅决定于搅拌器本身，还受罐内的附件及其安装位置的影响。

(1) 罐中心装垂直螺旋桨搅拌器的搅拌流型

- 罐中心垂直安装的螺旋桨，在无挡板的情况下，在轴中心形成凹陷的旋涡。如在同一罐内安装4~6块挡板，液体的螺旋状流受挡板折流，被迫向轴心方向流动，使旋涡消失，



(2) 涡轮式搅拌器的流型

- 上述三种涡轮搅拌器的搅拌流型基本上相同，各在涡轮平面的上下两侧形成向上和向下的两个翻腾。如不满足全挡板条件，轴中心位置也有凹陷的旋涡。适当的安排冷却排管，也可基本消除轴中心凹陷的旋涡。

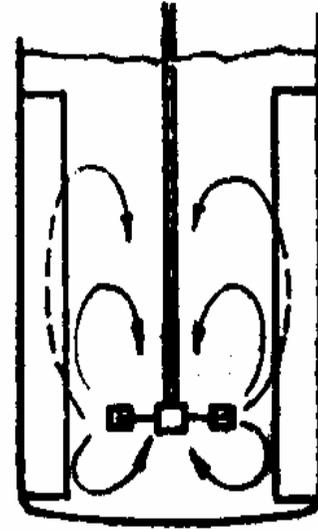


图 6-37 挡板涡轮搅拌桨的流型

(3) 装有套筒时的搅拌器搅拌流型

- 在罐内与垂直的搅拌器同中心安装套筒，一可以大大加强循环输送效果，并能将液面的泡沫从套筒的上部入口，抽吸到液体之中，具有自消泡能力。伍氏发酵罐就是具有这种中心套筒的机械搅拌罐。

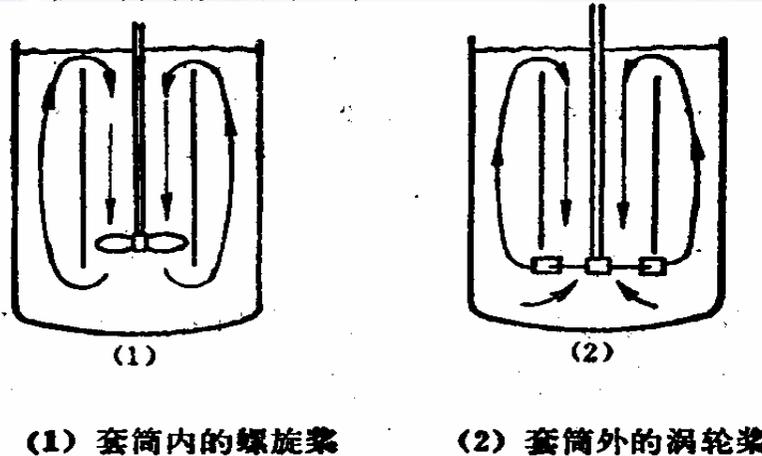


图 6-38 装有中心套筒的搅拌器流型

二、搅拌器轴功率的计算

- 搅拌器输入搅拌液体的功率：是指搅拌器以既定的速度旋转时，用以克服介质的阻力所需的功率，简称轴功率。它不包括机械传动的摩擦所消耗的功率，因此它不是电动机的轴功率或耗用功率。
- 发酵罐液体中的溶氧速率以及气液固相的混合强度与单位体积液体中输入的搅拌功率有很大关系。

1, 单只涡轮在不通气条件下输入搅拌液体的功率的计算

- 一个具体的搅拌器所输入搅拌液体的功率取决于下列因素：
 - 叶轮和罐的相对尺寸
 - 搅拌器的转速
 - 流体的性质
 - 挡板的尺寸和数目

通过因次分析，得：

$$\frac{P_0}{\rho N^3 D^5} = K \left(\frac{D^2 N \rho}{\mu} \right)^m$$

式中 P_0 ：不通气时搅拌器输入液体的功率（瓦）

ρ ：液体的密度（公斤/米³）

μ ：液体的粘度（牛·秒/米²）

D ：涡轮直径（米）

N ：涡轮转数（转/秒）

K, m ：决定于搅拌器的型式，挡板的尺寸及流体的流态

$\frac{P_0}{\rho N^3 D^5}$ 是一个无因次数，可定义为功率

准数 N_P 。该准数表征着机械搅拌所施与单位体积被搅拌液体的外力与单位体积被搅拌液体的惯性之比。

$$N_P = \frac{\text{单位体积液体所受外力}}{\text{单位体积液体的惯性力}} = \frac{P_0 / \omega V}{ma / V}$$

式中 ω : 涡轮线速度

a : 加速度

V : 液体体积

m : 液体质量

$$\therefore \omega \propto ND, \quad V \propto D^3$$

$$\therefore \frac{P_0}{\omega V} \propto \frac{P_0}{ND^4}$$

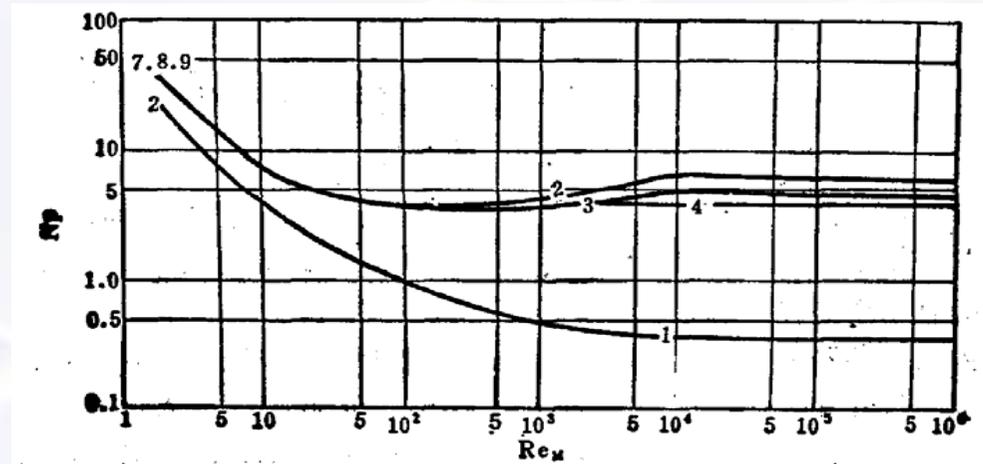
$$\therefore \frac{m}{V} = \rho, \quad a = \frac{\omega^2}{r}, \quad a \propto \frac{N^2 D^2}{D}$$

$$\therefore \frac{ma}{V} \propto \rho N^2 D$$

$$\therefore N_P = \frac{P_0 / ND^4}{\rho N^2 D} = \frac{P_0}{\rho N^3 D^5}$$

搅拌功率准数 N_p 的求解

- 搅拌功率准数 N_p 是搅拌雷诺数 Re_M 的函数。



曲线号	搅拌桨型式	比例尺寸			挡 板	
		T/D	H_L/D	C/D	只 数	W/T
1	螺旋桨*	2.5~6	2~4	1	4	0.1
2	圆盘平直叶涡轮	2~7	2~4	0.7~1.6	4	0.1
3	圆盘弯叶涡轮	2~7	2~4	0.7~1.6	4	0.1
4	圆盘箭叶涡轮	2~7	2~4	0.7~1.6	4	0.1

表中 T, D ——分别为罐和涡轮(或桨)的直径(厘米)

H_L ——罐内液体的深度(厘米)

C ——底部涡轮至罐底的距离(厘米)

W ——挡板的宽(厘米)

* 螺旋桨的螺距= D

- $Re_M > 10^4$, 达到充分湍流之后, Re_M 增加, 搅拌功率 P_0 虽然将随之增大, 但 N_p 保持不变, 即施加于单位体积液体的外力与其惯性力之比为常数, 此时

对圆盘六平直叶涡轮

$$N_p \approx 6$$

圆盘六弯叶涡轮

$$N_p \approx 4.7$$

圆盘六剪叶涡轮

$$N_p \approx 3.7$$

$$P_0 = N_p D^5 N^3 \rho$$

2, 多只涡轮在不通气条件下输入搅拌液体的功率计算

- 使用多个涡轮时, 两者间的距离 S ,
 - 对非牛顿型流体可取为 $2D$,
 - 对牛顿型流体可取 $2.5\sim 3.0D$;
 - 静液面至上涡轮的距离可取 $0.5\sim 2D$,
 - 下涡轮至罐底的距离 C 可取 $0.5\sim 1.0D$ 。
- 符合上述条件的发酵罐, 用经验公式计算或实测结果都表明, 多个涡轮输出的功率近似等于单个涡轮的功率乘以涡轮的个数。

3, 通气液体机械搅拌功率的计算

- 同一搅拌器在相等的转速下输入于通气液体的搅拌功率比不通气液体的低。这可以解释为：通气使液体的重度降低。
- 功率的降低，不仅与液体平均重度的降低有关，而且主要取决于涡轮周围气液接触的状况。

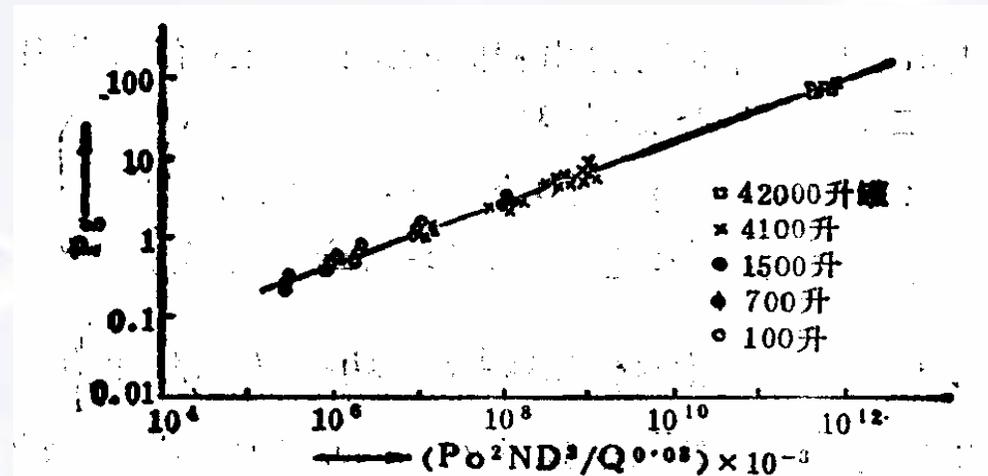
- 迈凯尔用六平叶涡轮将空气分散于液体中，测量其输出功率，在双对数坐标上将 P_g 标绘成涡轮直径 D ，转速，空气流量 Q 和 P_0 的函数，得出以下关系式：

$$P_g = C \left(\frac{P_0^2 ND^3}{Q^{0.56}} \right)^{0.45}$$

- 福田秀雄在100升至42000升的系列设备里，对迈凯尔关系式进行了校正，得

$$P_g = f\left(\frac{P_0^2 ND^3}{Q^{0.08}}\right)$$

- 将多组实验数据分别标出 $(\frac{P_0^2 ND^3}{Q^{0.08}})$ ，与实测的对应的 P_g 在双对数坐标上标绘。



图中的直线斜率为0.39，截距为 2.4×10^{-3}

- 由此得出迈凯尔的修正关系式

$$P_g = 2.25 \left(\frac{P_0^2 ND^3}{Q^{0.08}} \right)^{0.39} \times 10^{-3}$$

式中 P_g, P_0 ——分别为通气、不通气时的搅拌轴功率(千瓦)

N ——搅拌器转速(转/分)

D ——搅拌器直径(厘米)

Q ——通气量(毫升/分)

计算举例

- 某细菌醪发酵罐
 - 罐直径 $T=1.8$ (米)
 - 圆盘六弯叶涡轮直径 $D=0.60$ 米，一只涡轮
 - 罐内装四块标准挡板
 - 搅拌器转速 $N=168$ 转 / 分
 - 通气量 $Q=1.42$ 米³ / 分(已换算为罐内状态的流量)
 - 罐压 $P=1.5$ 绝对大气压
 - 醪液粘度 $\mu = 1.96 \times 10^{-3}$ 牛·秒 / 米²
 - 醪液密度 $\rho = 1020$ 公斤 / 米³
- 要求计算 P_g

(1) 计算 Re_M

$$Re_M = 5.25 \times 10^4$$

(2) 由 $N_p \sim Re_M$ 查 N_p , $N_p = 4.7$

(3) 计算 P_0

$$P_0 = N_p D^5 N^3 \rho = 8.07 \text{ (千瓦)}$$

(4) 计算 P_g

$$\begin{aligned} P_g &= 2.25 \left(\frac{P_0^2 ND^3}{Q^{0.08}} \right)^{0.39} \times 10^{-3} \\ &= 6.55 \text{ (千瓦)} \end{aligned}$$

3, 非牛顿流体特性对搅拌功率计算的影响

- 常见的某些发酵液具有明显的非牛顿流体特性。这一特性对发酵过程的影响极大，对搅拌功率的计算也带来麻烦。
 - 牛顿型流体：用水解糖液、糖蜜等原料做培养液的细菌醪、酵母醪；直接用淀粉、豆饼粉配料的低浓度细菌醪或酵母醪接近于牛顿型流体。
 - 非牛顿型流体：霉菌醪、放线菌醪。

- 非牛顿型流体搅拌轴功率的计算与牛顿型流体搅拌轴功率的计算方法一样，但这类液体的粘度是随搅拌速度而变化的，因而必须先知道粘度与搅拌速度的关系，然后才能计算不同搅拌速度下的 Re_M ，再后才能根据实验绘出其 $N_p \sim Re_M$ 曲线。

- 根据米兹纳大量实验数据的证明，牛顿型流体与非牛顿型液体的 $N_p \sim Re_M$ 曲线的差别仅存在于 $Re_M = 10 \sim 300$ 区间之内。如果为了近似的计算，不要求较高的准确度，那么的非牛顿型液体的 $N_p \sim Re_M$ 曲线也可以不要实际标绘。可以用牛顿型流体的 $N_p \sim Re_M$ 曲线代替非牛顿型液体的 $N_p \sim Re_M$ 曲线。

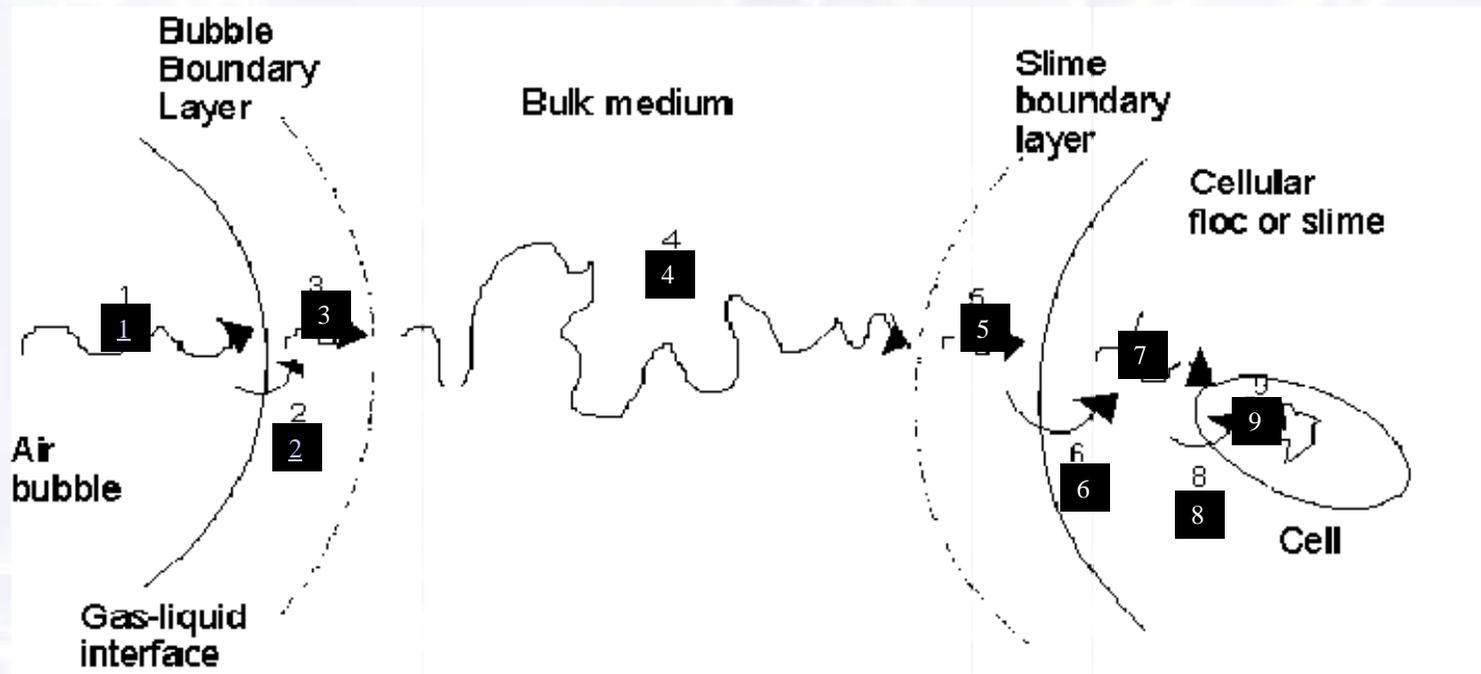
第三节 氧的传递 (**Oxygen Transfer**)

一、Introduction

- Supplying oxygen to aerobic cells has always represented a significant challenge to fermentation technologists. The problem derives from the fact that oxygen is poorly soluble in water.
 - The solubility of Sucrose is 600 g.l^{-1} .
 - oxygen at 4° C in pure water is only 8 mg.l^{-1} .
- Satisfying oxygen demands can often constitute a large proportion of the operating and capital of a industrial scale fermentation system.

二、 The oxygen transfer process

1, The oxygen transfer process



If only suspended cells are involved and if the level of mixing in the bulk liquid is sufficiently high, then the rate limiting step in the oxygen transfer process is the movement of the oxygen molecules through the bubble boundary layer.

2, 双膜理论

双膜理论的基本前提:

- (1) 气泡和液体之间存在界面，两边分别有气膜和液膜，均处于层流状态，氧分子只能借浓度差以扩散方式透过双膜，气体和液体主流空间中任一点的氧分子浓度相同。
- (2) 在双膜之间的界面上，氧气的分压强与溶于液体中的氧的浓度处于平衡关系。
- (3) 传质过程处于稳定状态，传质途径上各点的氧浓度不随时间而变。

3, The oxygen transfer model

- When bulk mixing levels are high and suspended cell cultures are involved, the rate limiting step in above process will generally be the diffusion of oxygen through the bubble boundary layer (Step 3).
- Therefore, it is possible to use the interphase oxygen transfer equation to describe the oxygen transfer rate (OTR):

$$OTR = \frac{dC}{dt} = k_L a (C^* - C_L)$$

C_L is the concentration of oxygen dissolved in the bulk liquid

k_L is the mass transfer coefficient for the bubble boundary layer

a is the interfacial area per unit volume

C^* is the concentration of oxygen in the bubble boundary layer.

3, Oxygen transfer coefficient (k_L) and interfacial area (a)

- Because it not possible to accurately measure the total interfacial area of the gas bubbles (a), k_L and a are combined into *single term*, referred to $K_L a$.
- The $K_L a$ represents the oxygen transfer rate per unit volume.

4, The balance between OXYGEN DEMAND and SUPPLY

- Uptake rate: $\gamma = Qo_2X$
- supply rate: $OTR = \frac{dC}{dt} = k_L a (C^* - C_L)$
- *When* $OTR = \gamma$, $K_L a = Qo_2X / (c^* - c_L)$
- *When* $OTR > \gamma$, $c_L \uparrow$
- *When* $OTR < \gamma$, $c_L \downarrow$
- If γ is a constant, $K_L a \uparrow$, $c_L \uparrow$

三、影响氧传递速率的因素

- 供氧: $OTR = \frac{dC}{dt} = k_L a (C^* - C_L)$
 - $K_L a$
 - $(c^* - c_L)$
- 耗氧: $\gamma = Q_{O_2} X$

1, 影响体积氧传递系数 K_La 的因素

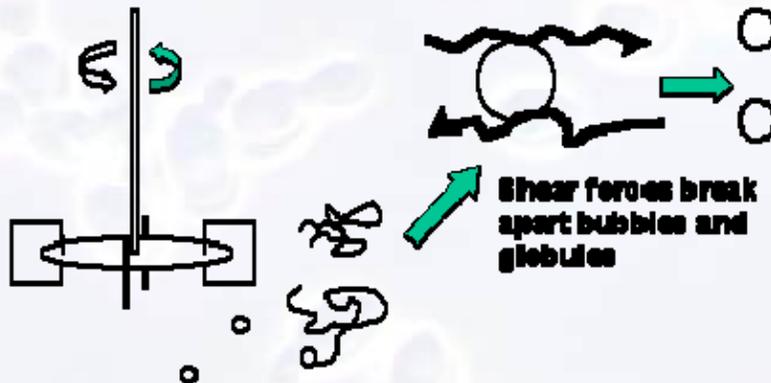
根据经验公式

$$K_La = k[(P/V)^\alpha (v_s)^\beta (\eta_{app})^\omega]$$

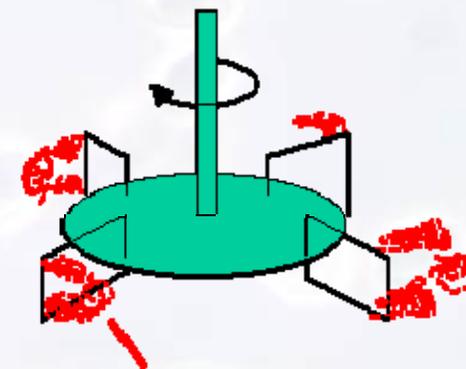
- ✓ 搅拌
- ✓ 空气流速
- ✓ 空气分布管
- ✓ 发酵罐内液柱的高度
- ✓ 发酵液的性质
- ✓ 泡沫和消泡剂

(1) 搅拌

- 作用
 - ✓ 形成小气泡，增大比表面积
 - ✓ 液体涡流运动，增加气液接触时间
 - ✓ 料液湍流运动，促进传质
 - ✓ 使菌体分散，避免结团



Impellers create high shear conditions

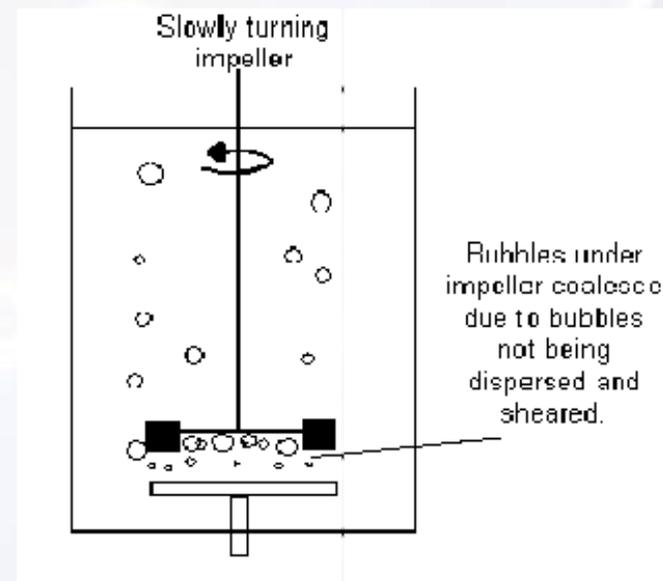


Eddies form in the wake of the impeller blades and generate a high shear environment

76

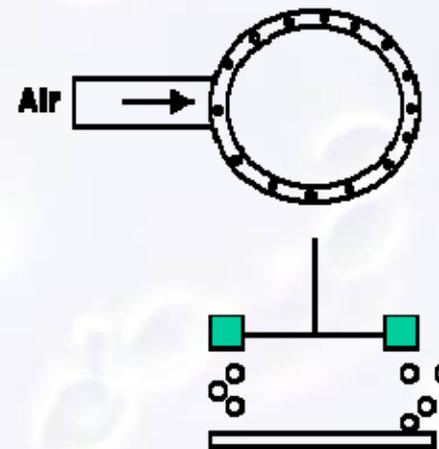
(2) 空气线速度

- 空气线速度较小时， K_{La} 随线速度的增加而增加；
- 空气线速度增加至一定程度后，如不改变搅拌速度，则会降低搅拌功率，使 K_{La} 降低，甚至发生“过载”现象。



(3) 空气分布管

- 改变气泡的大小，从而改变气泡的比表面积。



Sparger ring holes are aligned directly below the impeller blades to maximize the shearing of the bubbles

(4) 发酵罐内液柱高度

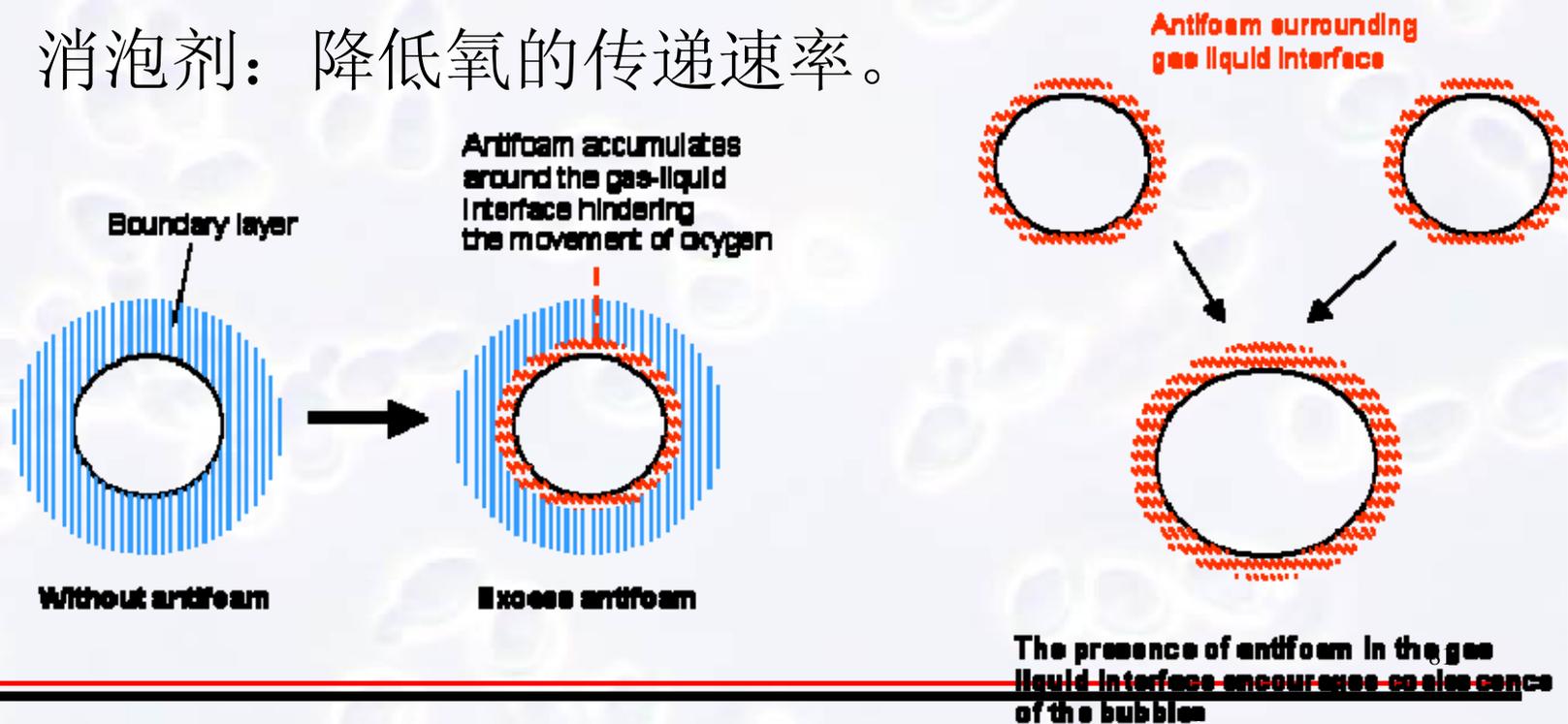
- 根据经验数据：
 - H/D从1增加到2, $K_L a$ 增加40%
 - H/D从2增加到3, $K_L a$ 增加20%

(5) 发酵液性质

- 粘度：影响液体湍动性及液膜的阻力。

(6) 泡沫和消泡剂

- 泡沫：泡沫的存在使气泡滞留时间延长且导致气泡中的充分交换；由于泡沫存在于搅拌桨区域而使不能充分地混合发酵液。
- 消泡剂：降低氧的传递速率。



2, 影响传质推动力(c^*-c_L)的因素

- ✓ 温度
- ✓ 溶液的性质
- ✓ 氧分压
- ✓ 发酵罐内液柱的高度

(1) 温度

- 根据亨利定律:

$$C^* = \frac{P_{O_2}}{H_{O_2}}$$

- 亨利常数取决于: 溶质浓度、温度

Temperature(°C)	Henry's constant (atm.mg ⁻¹ .l)
25	0.0258
35	0.0299

(2) 溶液的性质

- 盐和糖的存在降低了氧的溶解度。

[NaCl] (M)	C^* using pure oxygen at 25°C
0	40.32
0.5	34.24
1.0	28.48
2.0	22.72

(3) 氧分压

$$C^* = \frac{P_{O_2}}{H_{O_2}}$$

(4) 发酵罐内液柱的高度

- 提高氧分压的一个方法就是提高气泡总压力。如：将气泡的压力提高到10atm，则氧的分压可达2.1atm。
- 直接提高罐压，会存在工程上的问题。因此可通过提高液柱高度来解决。

$$P_{\text{base}} = \rho g h + 1 \text{ atmosphere}$$

P_{base} : 罐底部压力 (pa)

g : 重力加速度 (9.8 m.s⁻²)

h : 液柱高度 (m)

四、体积氧传递系数 $K_L a$ 的测定

- ✓ 亚硫酸盐氧化法
- ✓ 排气法
- ✓ 取样极谱法
- ✓ 复膜电极和氧分析仪法(动态法)

五、溶氧浓度的测量和控制

1, 测量: 用耐高温的复膜电极在线测量

2, 溶氧的控制

- 培养液中氧浓度的任何变化都是供需平衡的结果。调节发酵液中溶氧含量不外从供、需两个方面去考虑。

(1) 供氧方程

$$OTR = \frac{dC}{dt} = k_L a (C^* - C_L)$$

- 提高 $K_L a$
- $(c^* - c_L)$

(2) 需氧方程

- $\gamma = Q_{O_2}X$
- 影响此方程的因素：
 - ❖ 养料的丰富程度
 - ❖ 温度的影响

(3) 溶氧控制方法的比较

方 法	作用于	投资	运转成本	效果	对生产作用	备 注
气体成分	C^*	中到低	高	高	好	气相中高氧可能会爆炸, 适于小规模
搅拌速度	$K_L \cdot a$	高	低	高	好	在一定限度内, 要避免过分剪切
挡板	$K_L \cdot a$	中	低	高	好	设备上需改装
通气速率	$C^* \cdot a$	低	低	低		可能引起泡沫
罐压	C^*	中到高	低	中	好	罐强度要求高, 对轴封、探头有影响
基质浓度	需求	中	低	高	不一定	反应较慢需及早行动
温度	需求, C^*	低	低	变化	不一定	不是常有用
表面活性剂	K_L	低	低	变化	不一定	需试验确定

第三节 机械搅拌发酵罐的设计

- 机械搅拌发酵罐主要由搅拌装置、轴封和罐体三部分组成。三个组成部分各起如下的作用：
 - 搅拌装置：由传动装置、搅拌轴、搅拌器组成，由电动机和皮带传动驱动搅拌轴使搅拌器按照一定的转速旋转，以实现搅拌的目的。
 - 轴封：为搅拌罐和搅拌轴之间的动密封，以封住罐内的流体不致泄漏。
 - 罐体：罐体、加热装置及附件。它是盛放反应物料和提供传热量的部件。

一、设计内容和步骤:

✓ 设备本体的设计:

- 罐体的设计

- 筒体的设计、计算

- 封头的设计、计算

- 罐体压力试验时应力校核及容积验算

- 附件的设计选取

- 接管尺寸的选择

- 法兰的选取

- 开孔及开孔补强

- 人孔及其它

- 传热部件的计算

- 挡板、中间支承、扶梯的选取

✓ 搅拌装置的设计：

- 传动装置的设计、
- 搅拌轴的设计、
- 联轴器的选取、
- 轴承的选取及其轴承寿命的核算、
- 密封装置的选取、
- 搅拌器的设计、
- 搅拌轴的临界转速。

✓ 设备的强度及稳定性检验

➤ 设备承受各种载荷的计算

- 设备重量载荷的计算
- 设备地震弯矩的计算
- 偏心载荷的计算

➤ 塔体强度及稳定性检验

➤ 裙座的强度计算及校核

- 裙座计算
- 基础环的计算
- 地脚螺栓计算

➤ 裙座与筒体对接焊缝验算

二、发酵罐的结构计算

1, 罐容积的计算

- 根据生产规模和发酵水平计算每日所需发酵液量，再根据这一数据确定发酵罐的容积。

- 例如，一年产5万柠檬酸的发酵厂，发酵产酸水平平均为14%，提取总收率90%，年生产日期为300天，发酵周期为96小时。
- 每日的产量= $50000/300=166.7$ 吨
- 每日所需发酵液的量= $166.7/(0.14 \times 0.9)$
- $=1322.8$ 米³
- 假定发酵罐的装液系数为85%
- 则每日所需发酵罐容积= $1322.8/0.85=1556$ 米³

- 取发酵罐的公称容积为250米³
- 则每日需要6个发酵罐
- 发酵周期为4天，考虑放罐洗罐等辅助时间，整个周期为5天。
- 则所需发酵罐的总数= $5 \times 6 + 1 = 31$ 个

2, 结构尺寸的计算

- 根据已确定的发酵罐公称容积，可由下式计算发酵罐圆柱体的直径。

$$V_1 = \frac{1}{4} \pi H_0 D^2$$

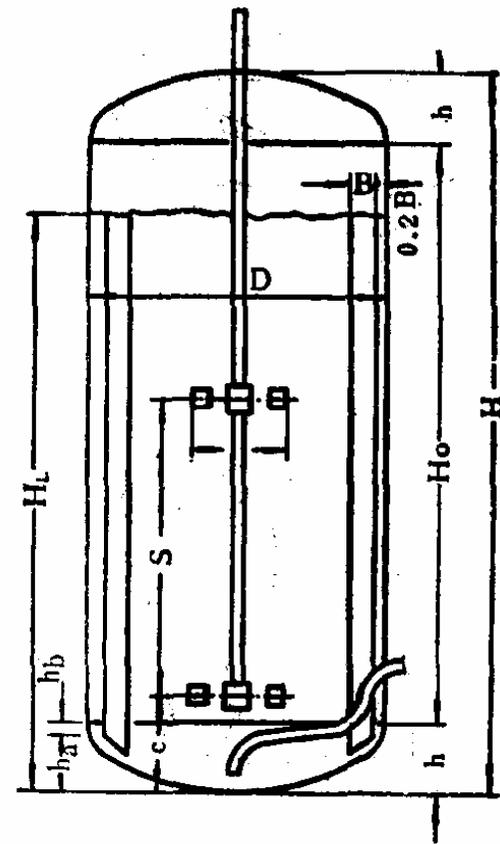


图 6-1 通用式发酵罐的比例尺寸

$$\begin{aligned} D_1 &= 1/3 D & H_0 &= 2 D_1 \\ B &= 0.1 D & h_0 &= 0.25 D \\ S &= 3 D_1 & C &= D. \end{aligned}$$

- 封头的容积的计算

椭圆形封头的容积可查手册或按下式计算：

$$V_2 = \frac{\pi}{4} D^2 h_b + \frac{\pi}{6} D^2 h_a = \frac{\pi}{4} D^2 (h_b + \frac{1}{6} D)$$

式中 h_a : 椭圆短半轴长度, 对标准椭圆型封头 $h_a = \frac{1}{4} D$

h_b : 椭圆封头的直边高度

D : 罐的内径

- 罐的全容积

$$V_0 = V_1 + 2V_2 = \frac{\pi}{4} D^2 \left[H_0 + 2 \left(h_b + \frac{1}{6} D \right) \right]$$

- 发酵罐总高度

$$H = H_0 + 2(h_a + h_b)$$

- 液柱高度:

$$H_L = H_0 \eta' + h_a + h_b$$

式中 η' : 装料高度与圆柱部分高度的比例

- 装料容积

$$V = V_1\eta' + V_2 = \frac{\pi}{4} D_2 (H_0\eta' + h_b + \frac{1}{6} D)$$

- 发酵罐的容积装料系数

$$\eta = \frac{V}{V_0}$$

三、附属结构的计算

- 挡板数量和尺寸计算

$$\left(\frac{W}{D}\right)Z = \frac{(0.1 \sim 0.12)D}{D} Z = 0.5$$

式中 D ——罐的直径(毫米)

Z ——挡板数

W ——挡板宽度(毫米)

- 搅拌器的设计计算
首先根据生产菌种和发酵类型选定搅拌器的类型，再从已计算出的发酵罐的直径计算搅拌器相应的结构尺寸。

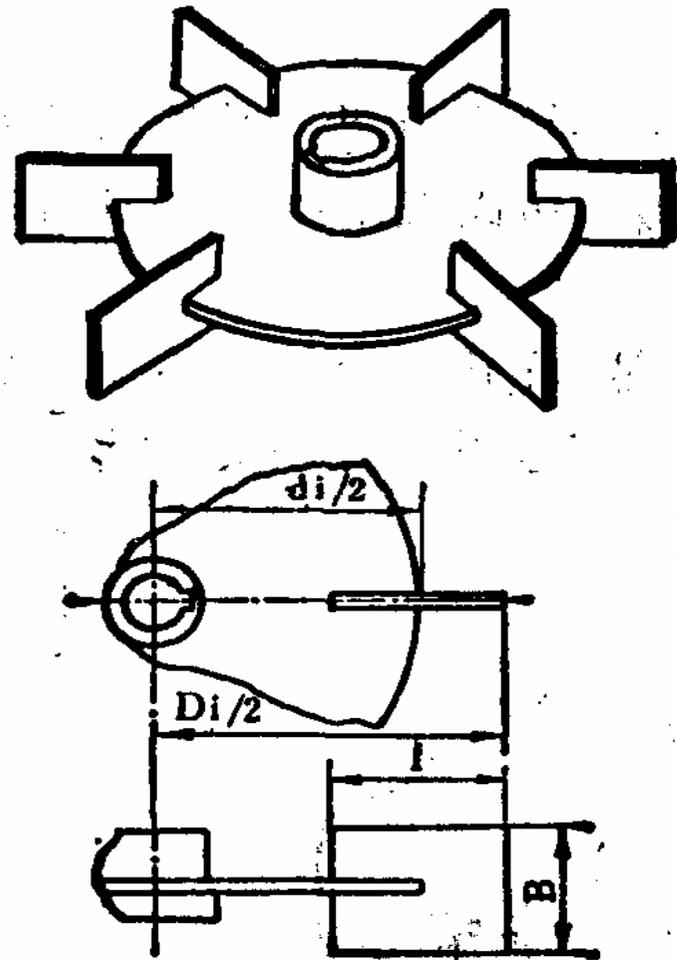


图 6-33 圆盘平直叶涡轮
比例尺寸 $D_i:d_i:l:B=20:15:5:4$

四、冷却面积的计算

1, 发酵过程的热量计算

通常以一年中最热的半个月中每小时放出的热量作为设计冷却面积的根据。发酵过程中放出热量的计算方法有：

- 通过冷却水带走的热量进行计算；
- 通过发酵液的温度升高进行计算；
- 通过生物合成热进行计算；
- 通过燃烧热进行计算

(1)通过冷却水带走的热量进行计算 根据工艺设计的要求, 选定同类型的发酵罐, 于气温最热的季节, 选择主发酵期产生热量最快最大的时刻, 测定冷却水进口的水温及冷却水出口的水温, 并测定此时每小时冷却水的用量, 按下式计算单位体积发酵液每小时传给冷却器的最大热量。

$$Q_{\text{最大}} = \frac{4.186 W c (t_2 - t_1)}{V}$$

式中 $Q_{\text{最大}}$ ——每米³发酵液每小时传给冷却器的最大热量(千焦/米³·小时)

W ——冷却水流量(公斤/小时)

t_1 ——冷却水进口温度(°C)

t_2 ——冷却水出口温度(°C)

c ——冷却水的比热(千焦/公斤·°C)

V ——发酵罐内发酵液的总体积(米³)

- 根据不同类型的发酵液测得每米³发酵液每小时传给冷却器最大的热量为：
 - 对青霉素的发酵约为 4.186×6000 千焦 / 米³·小时，
 - 对链霉素的发酵约为 4.186×4500 千焦 / 米³·小时，
对四环素发酵约为 4.186×5000 千焦 / 米·小时，
 - 对肌苷发酵约为 4.186×4200 千焦 / 米³·小时，
 - 对谷氨酸发酵约为 4.186×7500 千焦 / 米³·小时。

(2)通过发酵液的温度升高进行计算 于气温最热的季节选择主发酵期产生热量最快最大的时刻，通过罐温的自动控制，先使罐温达到恒定，关闭冷却水，观察罐内发酵液在半小时内上升的温度，再换算为一小时内上升的温度，则可按下式计算出单位体积发酵液每小时放出最大热量的近似值。

$$Q_{\text{最大}} = \frac{4.186(Gct + G_1c_1t)}{V} \text{ (千焦/米}^3\cdot\text{小时)}$$

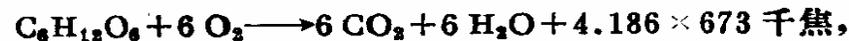
式中 G ——发酵罐内发酵液的重量(公斤)
 c ——发酵液的比热(千焦/公斤·°C)
 t ——1小时内发酵液的温度升高度数(°C)
 G_1 ——发酵罐筒体的重量(公斤)
 c_1 ——发酵罐筒体材料的比热(千焦/公斤·°C)
 V ——发酵罐内发酵液的体积(米³)。

(3)通过生物合成进行计算 发酵过程中的热量包括发酵过程散发热和搅拌热。总发酵热可按下式计算：

$$Q_{总} = \text{发酵过程散发热} + \text{搅拌热} - \text{汽化热。}$$

发酵过程散发热包括生物呼吸燃烧热和发酵热两部分。

呼吸燃烧热可由下列反应式表示：



发酵热由下式表示：



1 公斤糖发酵时所放出的呼吸热为：

$$1000 \times \frac{673 \times 4.186}{180} = 15659 \text{ (千焦/公斤糖)}$$

1 公斤糖发酵时所放出的发酵热为：

$$1000 \times \frac{213 \times 4.186}{180} = 4857 \text{ (千焦/公斤糖)}$$

- 搅拌器所产生的热量可用下列近似公式计算:

$$Q_2 = P \times 860 \times 4.186 = 4.5 \times 860 \times 4.186 \\ = 16203 \text{ (千焦/小时)}$$

式中 P ——搅拌功率(千瓦)

- 汽化热 Q_3 的计算:

$$Q_3 = 4.186G(I_{\text{出}} - I_{\text{进}}) \text{ (千焦/小时)}$$

式中 G ——空气的重量流量(公斤/小时)

$I_{\text{进}}$ ——进口空气的热焓(千焦/公斤)

$I_{\text{出}}$ ——出口空气的热焓(千焦/公斤)

进入空气的热焓量可用下式计算:

$$I_{\text{进}} = 4.186 \times 0.24t + 4.186 \times (595 + 0.46t)X_{\text{进}}$$

- (4)通过燃烧热进行计算
- 根据赫斯定律：热效应决定于系统的初态和终态，而与变化的途径无关。反应的热效应，等于产物的生成热的总和减去作用物的生成热的总和。

$$Q_{\text{总}} = \sum Q_{\text{产物生成}} - \sum Q_{\text{作用物生成}}$$

- 2, 冷却面积的计算

$$F = \frac{Q_{\text{总}}}{K \Delta t_m} (\text{米}^2)$$

$$\Delta t_m = \frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{\ln \frac{T - t_1}{T - t_2}} (^\circ\text{C})$$

根据经验：蛇管的K值为 $4.186 \times (300 \sim 450)$ 千焦 / 米³·小时·°C，如管壁较薄，对冷却水进行强制循环时，根据查定，及值约为 $4.186 \times (800 \sim 1000)$ 千焦 / 米³·小时·°C。

- 冷却排管的传热系数可按下式计算：

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{\text{壁}} + \left(\frac{\delta}{\lambda_{\text{垢}}} + \frac{1}{\alpha_2}\right)} \text{ (千焦/米}^2 \cdot \text{时} \cdot \text{°C)}$$

式中 α_1 ——冷却水在管内的给热系数，根据经验取 4.186×2500 (千焦/米²·小时·°C)

α_2 ——发酵液向排管的给热系数，根据经验取 4.186×1200 (千焦/米²·小时·°C)

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{\text{壁}}$ ——排管管壁的热阻(米²·小时·°C/千焦)

$\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{\text{垢}}$ ——冷却水积垢的热阻(米²·小时·°C/千焦)，一般可取 $\frac{0.0006}{4.186}$ (米²·小时·°C/千焦)