

# 液体搅拌与气液混合

## 本章的学习目的与要求

通过本章内容学习，学生可以掌握非牛顿流体间和气液混合体间的各种混合原理，为改善混合均匀度奠定基础。要求学生掌握评价物料混合度的各种方法，熟悉影响液体搅拌功率的因素，并且能够计算搅拌功率和混合速率等参数；掌握乳化操作原理；了解气液混合方法。

食品生产的各种工艺过程，涉及到各种不同特性的物料，各种不同的搅拌目的，所碰到的搅拌器不同。操作种类繁多，常见的搅拌操作按共性基本上可分为下列5类：

(1) 互溶液体的搅拌 指均相（互溶）液体混合物的混合调配。没有化学反应时，搅拌可加快互溶液体的扩散，通常称为互溶液体的“调匀”。对存在化学反应的情形，为了加速反应或使反应完全，也应进行搅拌。

(2) 互不相溶液体的接触混合 目的是使互不相溶的液体相互接触，使一种液体在另一种液体中充分分散，增加相接触表面，并提高传质系数，以有利于传质或化学反应，常见的是食品料液的乳化。

(3) 气液接触 与互不相溶液体的接触类似，通过搅拌加强气液两相的接触，提高传质系数。如碳酸饮料制造业使用的碳酸化器，以及用搅拌釜作为化学吸收设备即为此例。

(4) 利用搅拌加强传热 通过搅拌提高容器内液体的传热系数，或是使釜内液体温度均匀。

(5) 有悬浮颗粒状固体的液体搅拌 利用搅拌使颗粒状固体不致沉至釜底，成为各处固体含量比较均匀的混合物，或是利用搅拌加速固体的溶解。

液体搅拌可以是连续操作，也可以是间歇操作，所用搅拌设备结构大体相同。间歇操作时，物料间歇地进入釜内，待搅拌过程结束再出料，然后开始下一周期的操作。连续操作时物料连续加入到釜内，从搅拌釜连续出料。对于气液接触搅拌釜，不论液体是否连续进出料，气体一般总是连续进出的。

## 1 液体搅拌混合的基本原理

搅拌过程，就是使物料进行混合的操作。混合实际上可理解为物料的分散。

多数的搅拌过程，其所达到的搅拌效果与混合效果有密切的关系。不同的搅拌过程，或是要求达到不同的搅拌效果的过程，对混合程度都有不同的要求。这里介绍混合程度的衡量，以及各类搅拌操作对混合程度的不同要求。



## 1.1 混合物的混合程度

### 1.1.1 调匀度

调匀度是指一种或几种组分的浓度或其他物理量和温度等在搅拌体系内的均匀性。设 A 和 B 两种样品，体积分别为  $V_A$  和  $V_B$ ，置于容器中，则容器中样品 A 的平均体积分数为

$$c_{VA0} = \frac{V_A}{V_A + V_B} \quad (5-1)$$

式中  $c_{VA0}$  为 A 的平均体积分数， $m^3/m^3$ 。

经过一段时间搅拌后，如果搅拌已达完全均匀，则在容器中任意位置取样分析，样品中物料 A 的体积分数  $c_{VA}$  都等于  $c_{VA0}$ ，表明搅拌已达完全均匀。但是由于搅拌的均匀程度不可能是那么理想，各处取样分析，或是物料 A 的含量高于  $c_{VA0}$  或是低于  $c_{VA0}$ ，多少会有一些偏差。样品 A 的体积分数  $c_{VA}$  与容器中样品 A 的平均体积分数  $c_{VA0}$  偏差越大，说明混合的均匀性越差。因此，引入调匀度 ( $s$ ) 的概念来表示样品与均匀状态之间的偏离程度。

$$s = \frac{c_{VA}}{c_{VA0}} \quad (c_{VA} < c_{VA0}) \quad (5-2)$$

$$s = \frac{1 - c_{VA}}{1 - c_{VA0}} \quad (c_{VA} > c_{VA0}) \quad (5-2a)$$

可见调匀度  $s$  的值是不可能大于 1 的，即  $s \leq 1$ 。

在搅拌釜有代表性的各处取样分析，所得样品调匀度的算术平均值，即得搅拌釜内样品的平均调匀度

$$s = \frac{s_1 + s_2 + \cdots + s_n}{n} \quad (5-3)$$

对传热过程，同样也可以用釜内各点温度与平均温度的偏差来表示调匀度。

随着人们认识的不断深化，把上述调匀度的概念看作是判别混合程度的惟一标准，那显然是很不全面的，因为它随着取样范围大小可能显示出很大的差别。举例说明。设 A、B 两种液体进行搅拌，其体积  $V_A = V_B$ 。如搅拌后调匀度  $s = 1$ ，则在搅拌釜内任一点取样都应  $c_{VA} = c_{VA0} = 0.5$ 。如图 5-1 为从搅拌釜内某处



取得的混合液样品（简化样品图）。可以看出该样品有四个等体积部分，两部分全为 A（图中以黑点表示），两部分全为 B（图中以白色表示），按图  $c_{VA} = c_{VA0} = 0.5$ ，即调匀度为  $s = 1$ 。但是如果我们把取样样品量缩小，那么结果就完全不同了。上部那个圆圈范围取样分析，样品所含全是 B，下部圆圈范围取样，样品全是 A，两者均表示调匀度  $s = 0$ ，即完全未调匀。从这个例子可以看出，仅仅用调匀度来表示混合程度是不够的，从这个例子也可看出，调匀度仅能“宏观”地表示混合程度。

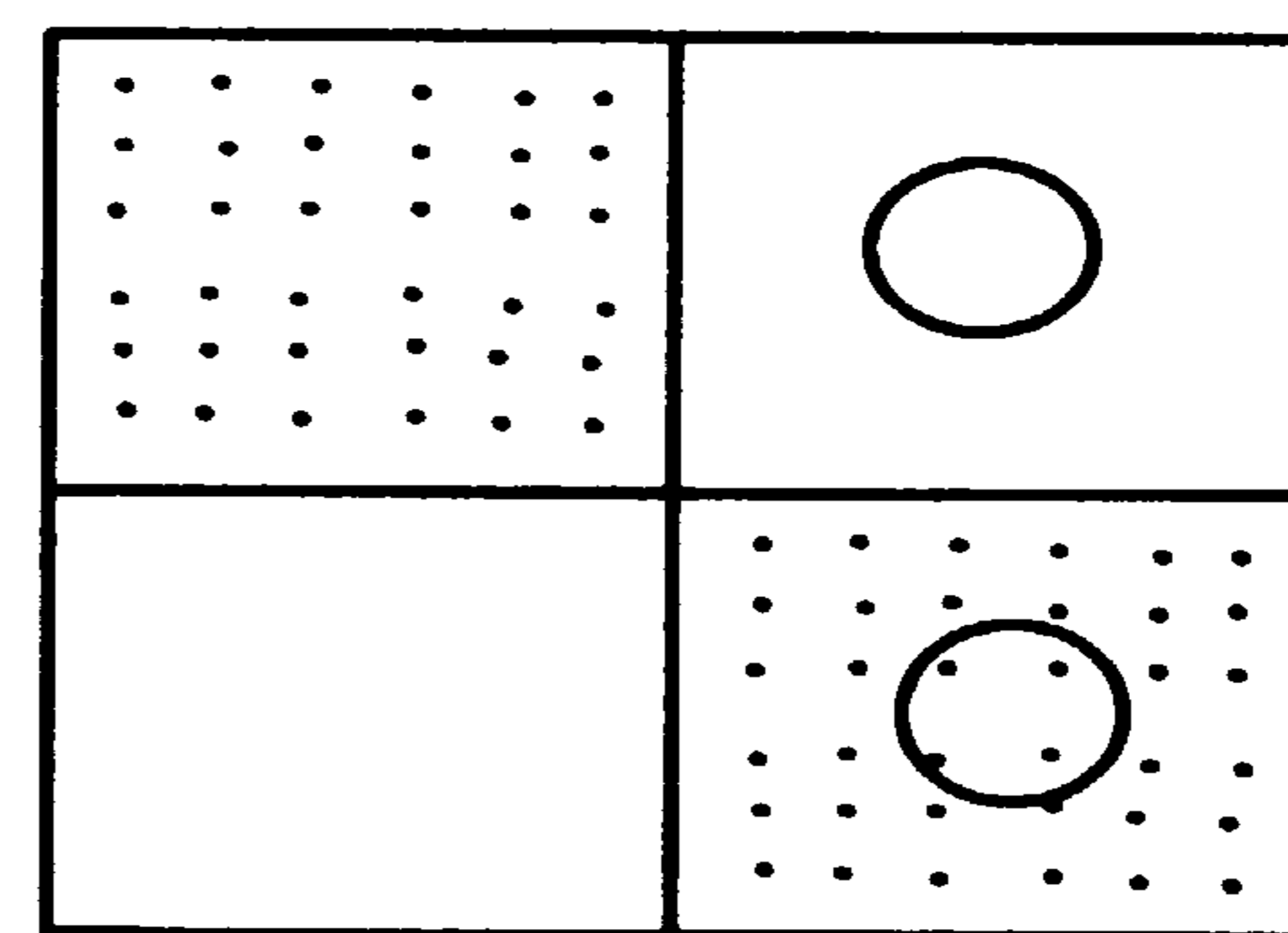


图 5-1 混合液样品

### 1.1.2 混合物的分隔尺度和分隔强度

除调匀度外，还可用分隔尺度和分隔强度来比较全面地反映出混合物的混合程度。

图 5-2 系说明这两个概念的示意图。图 5-2 与图 5-1 类似，也表示从搅拌釜某处取得的一个样品。在图 5-2 中，每一块样品都表明具有同样的组成，即  $c_{VA} = c_{VA0} = 0.5$ ，其调匀度  $s$  均为 1。图 5-2 中 (a)、(b)、(c) 三种样品，表示物料不同的分散度。图 5-2 (a) 这一样品，表示由两块纯物料 A 和两块纯物料 B 组成，与图 5-2 中 (b)、(c) 的样品相比较，就物料分散度来说，无疑图 5-2 (a) 更为集中，而图 5-2 (b)、(c) 则比较分散。这种分散物的集中尺度，就是分隔尺度。分隔尺度愈大，表示物料分散情况愈差。如果 A 和 B 两种物料可以互溶，或可部分互溶，则图 5-2 中 (a)、(b)、(c) 所示的样品，在被分散的物料 A 和 B 之间，就会产生扩散。图 5-2 中 (d) ~ (l) 分别表示被分散物料之间经过扩散的情况。这时，被分散物料均已不再是纯 A 和纯 B，而是 A 和 B 的混合物。这些混合物与平均组成的差别就是分隔强度。分隔强度愈大，则表示物料混合愈不充分。图 5-2 中 (j)、(k)、(l) 三个样品表示同样的混合程度，即分隔强度为零，说明 A 和 B 两种物料经过扩散已达到理想的混合状态，即所谓“微观”的均匀，或分子尺度的均匀。这时，分隔尺度的大小已没有意义，因为通过扩散最后都已达到分隔强度为零的程度。

应该注意到关于分隔强度为零，即达到分子尺度的均匀，是混合程度的极限。并非所有液体的搅拌都可能达到这种混合均匀程度，而仅是限于互溶的液体搅拌。至于气液接触、互不相溶的或不能完全互溶的两种液体的搅拌和有悬浮状固体的搅拌，都不可能达到分子尺度的均匀。对这些不可能达到分子尺度均匀的液体搅拌，混合程度愈高，则意味着调匀度愈高、分隔尺度愈小。然而这种分隔



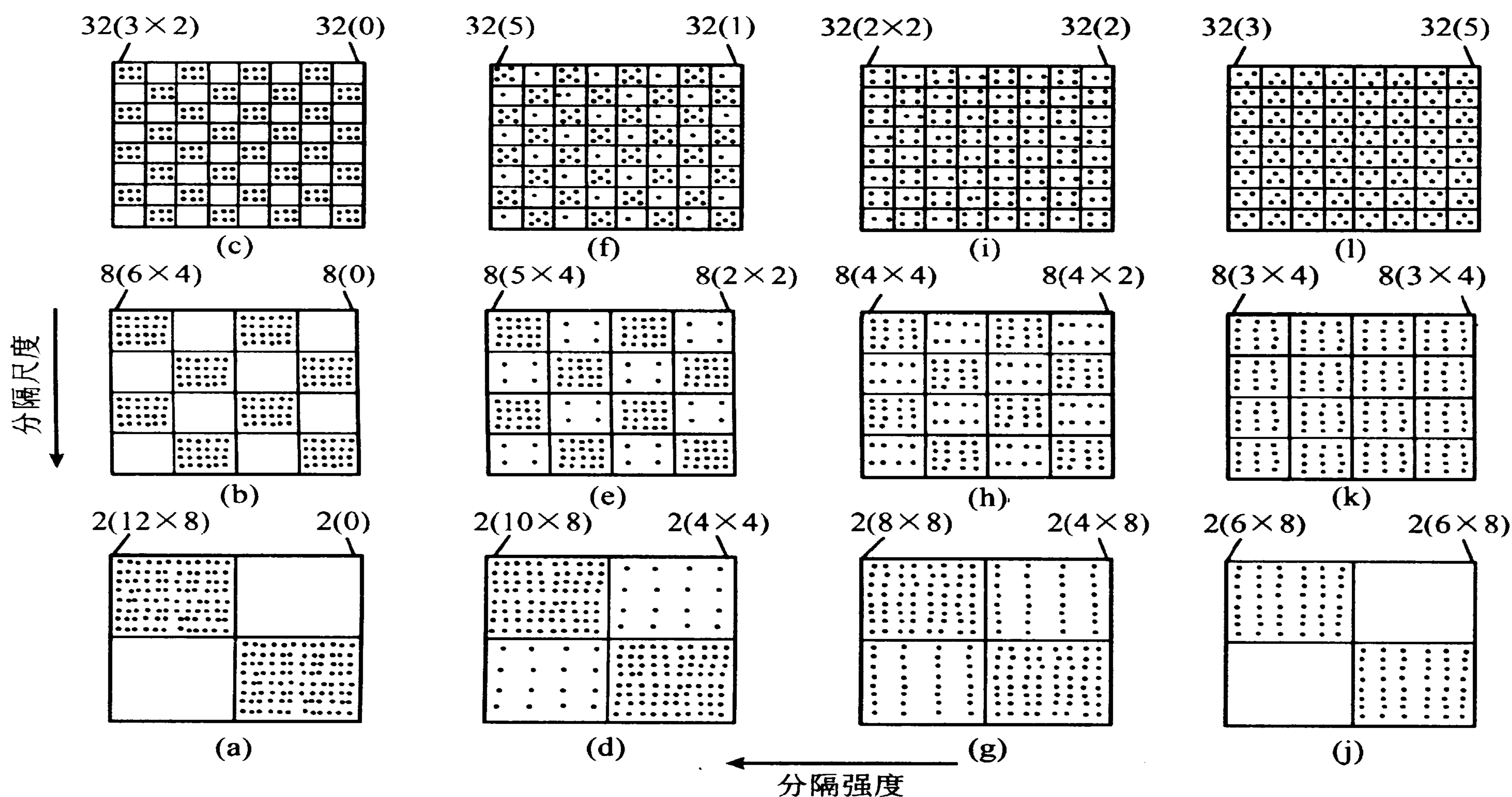


图 5-2 分隔尺度和分隔强度示意图

尺度的减小不是无限的，即不可能减小到零。

综上所述，可以理解为：分隔尺度是指混合物各个局部小区域体积的平均值；而分隔强度是指混合物各个局部小区域的浓度与整个混合物的平均浓度的偏差的平均值，一般用均方差或均方根差、标准差表示。

$$\sigma^2 = \frac{1}{n} \sum (c_i - c_m)^2 \quad (5-4)$$

$$S^2 = \frac{1}{n-1} \sum (c_i - c_0)^2 \quad (5-5)$$

式中： $\sigma^2$ 、 $S^2$  为均方差； $c_i$ 、 $c_m$ 、 $c_0$  分别为混合物的取样浓度、平均浓度真实值、取样的平均浓度。

**[例 5-1]** 某一混合器对 990 kg 食盐和 10 kg 碳酸镁进行混合操作。经一定时间后，取 10 个样品进行分析，每个样品 200 g。分析结果，各试样碳酸镁含量为：

2.30, 1.72, 1.63, 1.73, 2.10, 1.82, 2.32, 2.20, 2.10, 2.13

试求混合物的均方差、标准差。



解：(1) 计算各试样的百分组成  $c_i$  ( $i=1, 2, \dots, 10$ ) 分别为  
 0.011 5   0.008 6   0.008 15   0.008 65   0.010 5   0.009 1   0.011 6  
 0.010 5   0.010 7

(2) 计算各试样的平均组成  $\frac{10}{1\ 000} = 0.01$

(3) 计算均方差

$$\sigma^2 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^{10} (c_i - c_m)^2 = \frac{1}{10} [(0.011\ 5 - 0.01)^2 + (0.008\ 6 - 0.01)^2 + \dots] = 1.48 \times 10^{-6}$$

(4) 计算标准差

$$\sigma = \sqrt{1.48 \times 10^{-6}} = 1.22 \times 10^{-3}$$

## 1.2 过程对混合程度的要求

上面介绍了用调匀度、分隔尺度和分隔强度这 3 个概念共同反映出混合物的混合程度。调匀度愈高，分隔尺度和分隔强度愈低，则表示混合愈充分。

并不是任何一个搅拌任务，都要做到混合越充分越好。不同过程对混合程度有不同的要求，有些搅拌操作，只要求做到一定的调匀度即可，而分隔尺度大一些没有关系，有些则不但要求高的调匀度，还要有小的分隔尺度。这就要求我们具体分析每一过程，看看控制过程的因素是什么。下面是几个例子：

(1) 互溶液体的调和问题——液体内所含各组分的调和问题 生产上只要求调和的结果得到一定程度“宏观”的均匀，避免生产过程中原料组成的波动。所以只要求一定的调匀度，对分隔尺度大小等则完全没有要求。

(2) 两种互溶液体的快速反应 均相反应，初看起来，这类搅拌问题也属于互溶液体的混合，然而从对搅拌的要求来看，与上述互溶液体的调和有着很大的差别。

在搅拌釜中，将互溶的液体 A 及 B 进行搅拌，分散达到一定的调匀度和分隔尺度，如图 5-3 所示。由于 A 和 B 是互溶的，所以不存在相界面，但是存在着浓度的差异，这个浓度差异的界面不能用肉眼观察到。然而化学反应只能在液体被分散到如图 5-3 所示的那样一定程度以后，由 A 和 B 分子相互向着对方的方向（界面方向）扩散，进行接触，才能完成反应。由于是快速的化学反应，所



以，过程速率的控制因素不是化学反应本身，而是取决于 A 和 B 分子扩散的快慢。图 5-3 所示为 A 和 B 两种不同的混合程度——不同的分隔尺度。图 5-3 中 (b) 表示更高的分散度——更小的分隔尺度，这时界面显然要比分隔尺度较大的 (a) 大得多，A、B 分子扩散速率也要比 (a) 高，因而表现出来的反应速度也较高。



图 5-3 均相反应示意图

由此可见，对于一些总速率与分隔尺度大小有关的过程，为了提高过程的速率，可以设法减低混合物的分隔尺度。互溶液体的快速反应属此类。由于分隔尺度与过程速率密切有关，在搅拌时就应充分注意到这一点，这正好与互溶液体的调匀不同。

## 1.3 搅拌釜内液体的流动

### 1.3.1 总体流动和湍动

根据第一章中讨论的流体流动时，可以知道流体在管内做湍流流动时，流体质点在沿管轴方向向前运动的同时还在作着随机的脉动。前者形成流体的总体流动，后者形成湍动。湍动是很不规则的，它是由很多流体团在作总体流动的流体内各处进行上下、左右、前后各方向杂乱的、而又是瞬间即改变其速度的运动。但是湍动是总体流动的组成部分。总体流动具有一定的方向，但是组成这股主体流动的流体却是大量杂乱运动着的流体团，这些流体团的运动方向可以与主体流动的方向一致，但也可不一致，甚至相反，总之，是完全不规则的。

归纳起来，总体流动的特点是流体以较大的尺度（相当于或略小于设备尺寸）运动，流动具有一定流向，流动范围较大。湍流运动的特点是流体以很小的流体团（远小于总体流动）尺度运动，运动不规则，运动距离很短。

多数搅拌设备内的液体流动都处于湍流状态。随着搅拌器的旋转，液体产生



一定方向的总体流动，但在其中存在着许许多多多个作湍动的流体质点。

旋桨式、桨式、涡轮式等几种搅拌器，它们的直径一般都比搅拌釜内径小很多。观察插入搅拌器中心的情形，如图 5-4 所示。搅拌器尚未旋转时是水平液面。当搅拌器开始旋转，液体也随之运动，这时，不论何种搅拌器型式，产生的总体流动流型基本上是相同的，即主要是圆周方向的旋转流。旋转过程中，在离心力作用下，液体的表面不再是一个平面，而呈中心凹陷的碗形液面，如图 5-4 中曲线所示。提高搅拌器转速，液面更加深凹，以至于搅拌器的一部分接触到液面上部的液体，并部分地搅拌气体。这种搅拌由于难以在总体流动下实现湍动，混合效果不太好，应加以改进。

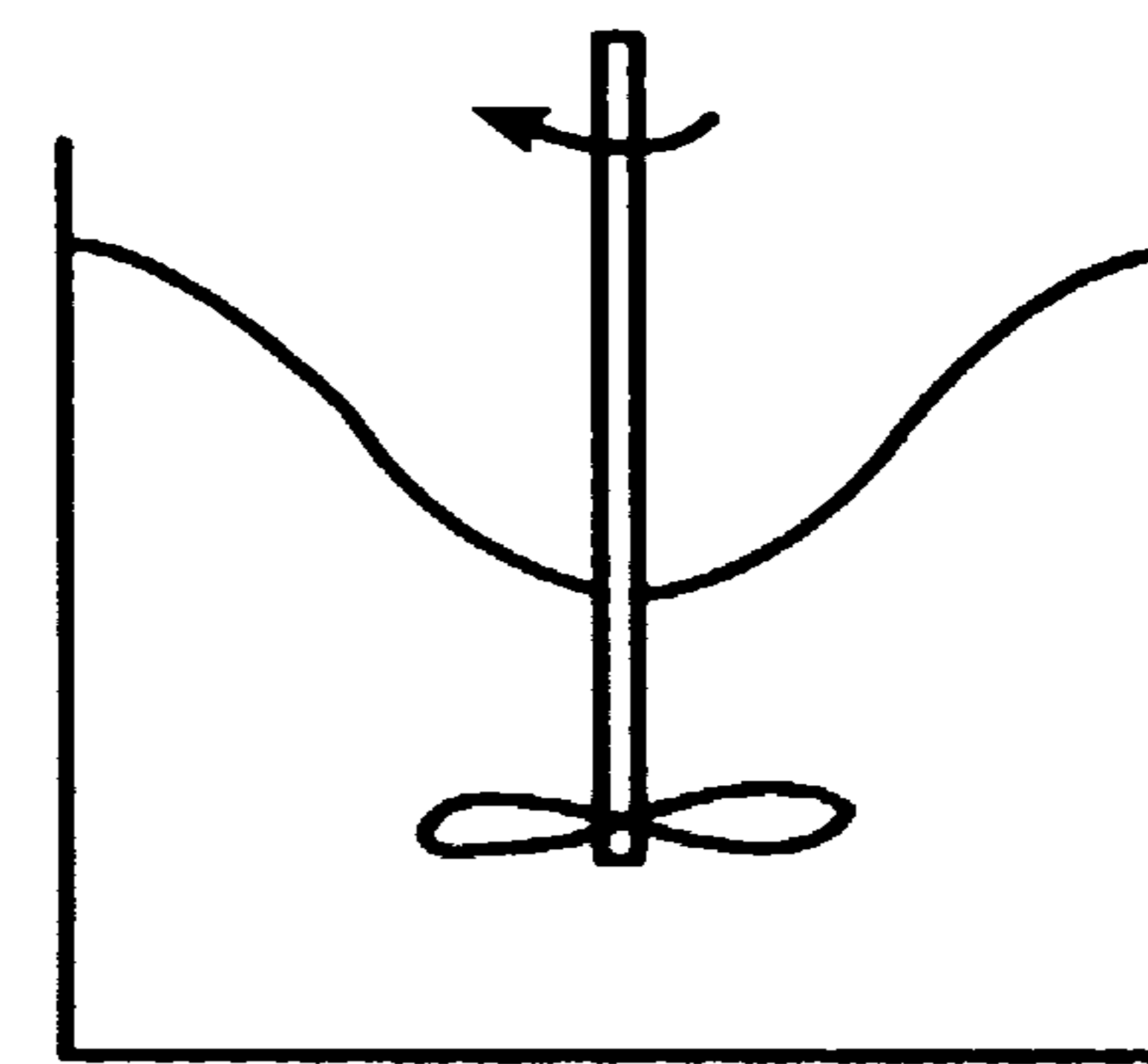


图 5-4 搅拌流型

搅拌釜内液体的流动条件决定流型、层流或湍流。与管内流动相类似，搅拌釜内液体的流型也是根据雷诺数的值来确定的，称做搅拌雷诺数，以  $Re_m$  表示

$$Re_m = \frac{d^2 n \rho}{\mu} \quad (5-6)$$

式中： $d$  为搅拌器直径，m； $n$  为搅拌器转速，r/s； $\rho$  为液体密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ ； $\mu$  为液体粘度， $\text{Pa}\cdot\text{s}$ 。

### 1.3.2 总体流动和湍动的混合机理

不论液体产生怎样的总体流动，只要是在湍流范围内，流动就包含着大量湍动的流体团。由于是大股物料的运动，总体流动造成的混合只可能是宏观的，混合只可能达到一定的调匀度，而分隔尺度必然是较大的。

如果总体流动中存在着湍动，由于湍动是微小的流体团进行着不规则的湍动，就把总体流动带来的这股流体冲击得支离破碎，因而把总体流动造成的已有一定调匀度的混合物进一步分散，减低了分隔尺度。湍动强度越高（流体含有的能量越高），则作湍流运动的单位——流体团就越小，分隔尺度也越小。所以，总体流动主要是形成一定的调匀度，而湍流则主要是降低分隔尺度。但并不是说这两者是一前一后发生的，相反，这两种作用必然是同时发生。这里只说明混合过程中两者所起的作用不同而已。

如果 A 和 B 是互溶液体，那么在混合过程中还有分子扩散在起作用。总体流动和湍动已使 A 和 B 两种液体达到一定程度的混合，分子扩散则进一步使 A 和 B 两种液体进行分子尺度的交换和接触，使混合物的分隔强度降低，最后达



到微观的混合，即分子尺度的均匀。从图 5-2 可以看出，分隔尺度越小，则扩散面积越大，扩散距离愈短，有利于达到分子尺度的均匀。对于液固搅拌、气液搅拌和不互溶液体的搅拌，不可能达到分子尺度的均匀。

综上所述，总体流动主要造成一定的调匀度，湍流运动主要造成一定的分隔尺度，如果为互溶物料，则分隔强度的降低主要通过分子扩散达到。这三者是同时交叉发生的，共同达到混合的目的。

## 1.4 混合的原理

参照上述混合机理，多种物质的混合过程可以认为有 3 种原理，即对流混合机理、扩散混合机理和剪力混合机理。对互不相溶组分的混合，由于混合器运动部件表面对物料的相对运动，混合的分隔尺度逐渐降低，但因物料内部不存在分子扩散现象，故分隔强度不可能降低，这种混合称对流混合。对互溶组分的混合，除对流混合机理外，一般尚存在扩散混合机理。随着混合过程的进行，当混合物分隔尺度小至某值之后，由于两组分之间的接触面积的增加以及扩散平均自由程的缩短，大大增加了溶解扩散的速率，从而混合物的分隔强度不断下降，混合过程变为以扩散为主的过程，称为扩散混合。然而，在实际中，完全不互溶是不存在的，因此在混合过程中总是有一个由对流混合到扩散混合的逐渐过渡，这主要是取决于以对流产生的混合为主还是以扩散产生的混合为主。前者多于后者为对流混合；反之，为扩散混合。

对高粘度液体的混合，由于粘度大造成流动性差，同时又无明显的分子扩散现象，故难以形成良好的湍流以分割组分元素。在这种情况下，混合的主要机理是剪切。剪力的作用使组分被拉成愈来愈薄的料层，其结果使一种组分所独占的区域尺寸减小。

## 1.5 混合物的稳定性

所谓混合物的稳定性是指混合物各组分分散后重新聚集的程度而言。混合物各组分分散后不发生重新聚集，表示该混合物很稳定；混合物各组分分散后经过很长时间才发生重新聚集，表示该混合物稳定；混合各组分分散后经较长的时间发生重新聚集，表示该混合物较稳定；混合物各组分分散后短时间或随即发生重



新聚集，表示该混合物稳定性很差。

通常，相溶的液体与液体的混合物最稳定；固体与固体的混合物次之；不溶固体与液体，及互不相溶的液体之间的混合物稳定性较差。

## 1.6 混合速率

混合速率是指混合过程中物料实际状态与其中组分达到完全随机分配状态之间的差异消失的速率。因此，混合过程的速率，可以用前述几种混合质量指标（如  $\sigma^2$ 、 $S^2$ 、 $\sigma$  等）中的一种对时间的变化率来表示。

若以  $d\sigma^2/dt$  表示混合速率，而混合过程的推动力可表示为  $(\sigma^2 - \sigma_\infty^2)$ ，混合速率正比于此推动力，即有：

$$\frac{d\sigma^2}{dt} = -k (\sigma^2 - \sigma_\infty^2) \quad (5-7)$$

式中  $k$  为混合速率系数，其值与物料的性质及混合器的性能有关。

将上式从混合开始时的  $\sigma_0^2$  值积分至某时刻的  $\sigma^2$  值，可得：

$$\sigma^2 - \sigma_\infty^2 = (\sigma_0^2 - \sigma_\infty^2) e^{-kt} \quad (5-8)$$

此式特别适用于粉体的混合，它与实验结果非常一致。

**[例 5-2]** 用混合法对饲料强化维生素 A，要求维生素 A 的分布要十分均匀，达到  $2 \mu\text{g}/\text{kg}$ ，饲料与维生素 A 混合 2 min 后，取 10 个样分析维生素 A 含量如下表，混合 10 min 后，均方差值为 0.03，假定混合最终的均方差很小可以忽略，问达到均方差 0.01，需多长的混合时间？

| 样品序号                                | 1    | 2    | 3    | 4    | 5    | 6    | 7    | 8    | 9    | 10   |
|-------------------------------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| 维生素 A 含量/ $(\mu\text{g}/\text{kg})$ | 2.30 | 1.72 | 1.63 | 1.73 | 2.10 | 1.82 | 2.32 | 2.20 | 2.10 | 2.13 |

解：已知  $\sigma_\infty = 0$ ， $c_m = 2.00$  由表中数据计  $t = 2 \text{ min}$  时的  $\sigma^2$ ：

$$\sigma^2 = \frac{1}{n} \sum (c - c_m)^2 = \frac{1}{10} \sum (c_i - 2.00)^2 = 0.059$$

根据式 5-8 计算  $\sigma^2$  和  $k$  值，代入  $t = 2 \text{ min}$ ， $\sigma^2 = 0.059$  即  $0.059 = \sigma_0^2 \cdot e^{-2k}$

代入  $t = 10 \text{ min}$  时， $\sigma^2 = 0.03$  同样可得  $0.03 = \sigma_0^2 \cdot e^{-10k}$



两式联立可得  $\sigma_0^2 = 0.0699$ ,  $k = 0.0848$

同理  $\sigma^2 = 0.01$  时, 根据求出的  $\sigma_0^2$  和  $k$  可得

$$\sigma^2 = 0.01 = 0.0699 e^{-0.0848 t}$$

计算后得 22.9 min。

## 2 搅拌器的性能

液体搅拌, 必须有容器和搅拌器才能实现。食品工业上常用的搅拌釜是一个圆筒容器, 其底部可以是平底, 可以是锥底, 也可以是碟形底。在搅拌釜中有一个搅拌器, 由电动机 (或通过变速器) 带动搅拌器旋转, 在旋转过程中不断地搅拌釜内的液体。多数的搅拌釜有密闭的顶盖, 顶盖也有不同的结构型式。

除了以上的机械搅拌方式外, 生产中偶尔还用另一些搅拌方式, 如气流搅拌, 是利用气体鼓泡通过液体层, 对液体产生搅拌作用。在食品生产中大多数的搅拌操作均系机械搅拌, 因此本章只介绍机械搅拌。

### 2.1 搅拌器的分类

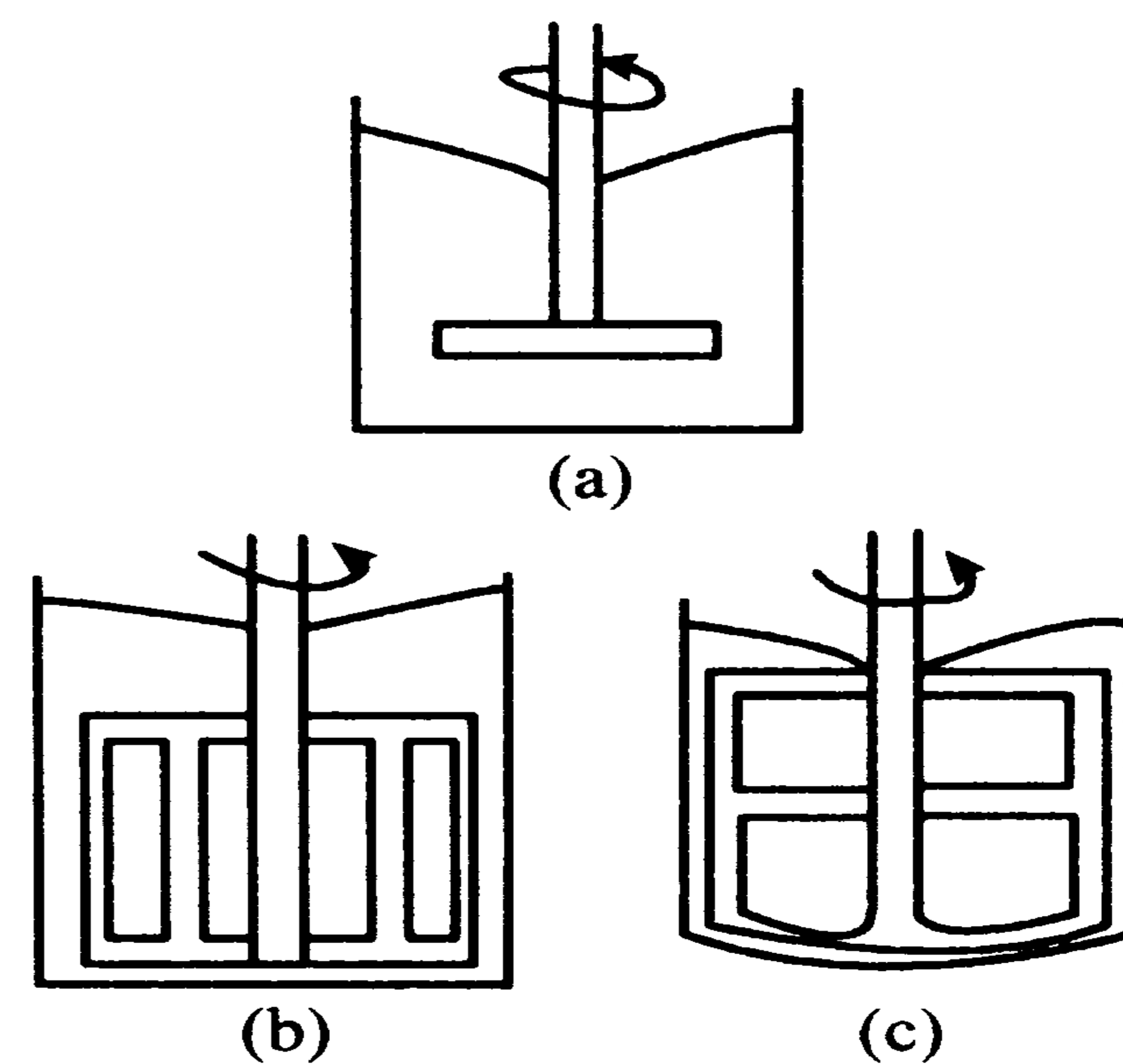
比较常见的搅拌器大体有下列类型。

#### 2.1.1 桨叶式 (平直叶和折叶)

见图 5-5(a)。这是一种结构和加工都非常简单的搅拌器, 桨叶片数较少, 最常见的加工方法为用扁钢锻造成型。折叶桨式搅拌器为平直叶式的一个改形, 系将平直叶的桨叶折一定的角度, 常见的为  $45^\circ$ 。

#### 2.1.2 旋桨式 (或称螺旋推进式)

见图 5-6。这种搅拌器的结构类似于飞机和轮船



(a)平桨式 (b)框桨式 (c)锚桨式  
图 5-5 桨叶式搅拌器的形式



的螺旋桨推进器的桨叶，通常由三片桨叶构成，一般采用铸造法制造，也可用模锻法制造。

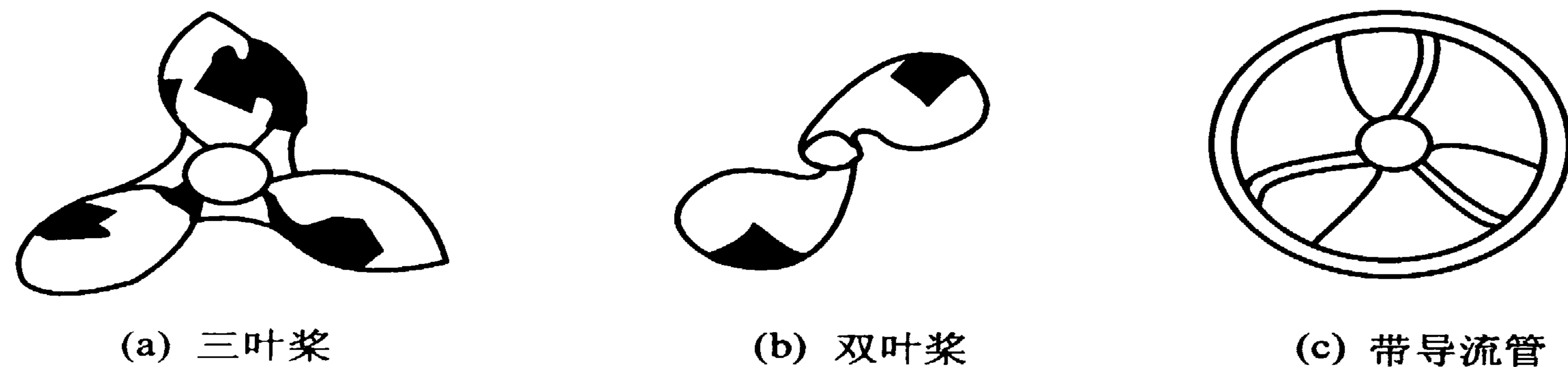
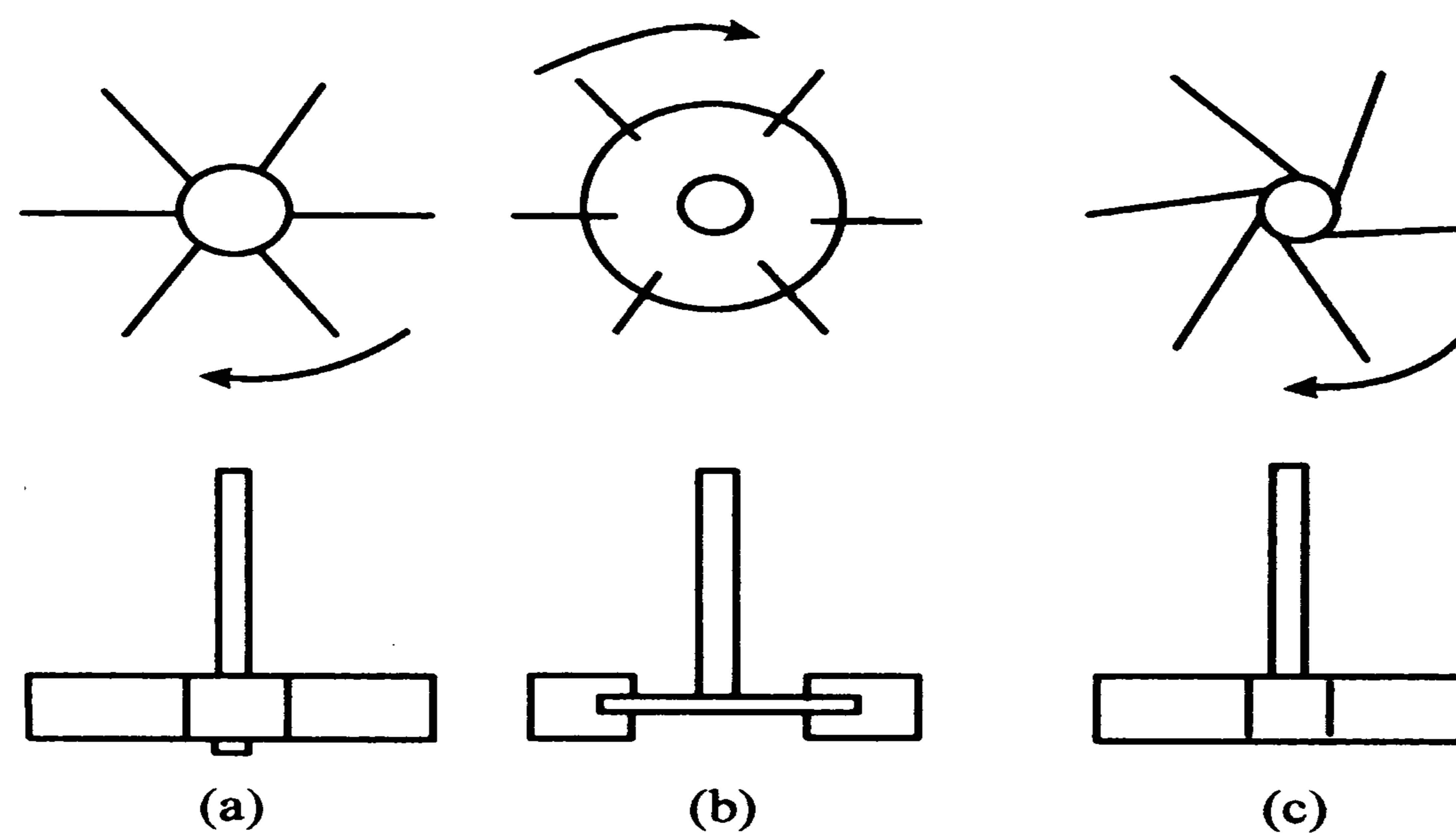


图 5-6 旋桨式搅拌器的形式

### 2.1.3 涡轮式

见图 5-7。通常涡轮式搅拌器由六片桨叶构成。涡轮式搅拌器包括几种不同的型式。开启式平直叶涡轮搅拌器的结构类似于平直叶桨式搅拌器，但桨叶数较多，一般都是用扁钢制造，焊接在轴套上，然后再与搅拌器轴固定。开启弯叶搅拌器则是桨叶向后弯曲，其固定方式与平直叶涡轮搅拌器相同。其实，平直叶涡轮搅拌器与平直叶桨式搅拌器并没有什么原则差别，主要是习惯上把四桨以下称作桨式，四桨以上称作涡轮式。



(a) 开式平叶片段 (b) 带叶片圆盘 (c) 弯曲叶片

图 5-7 涡轮式搅拌器的形式

圆盘涡轮式搅拌器，直桨叶与圆盘相联，而搅拌器轴则与圆盘联接。桨叶的型式也有平直叶和弯叶两种，桨叶通常用螺钉或焊接固定在圆盘上。我国已有圆



盘平直叶涡轮式搅拌器的部颁标准。

#### 2.1.4 锚式和框式

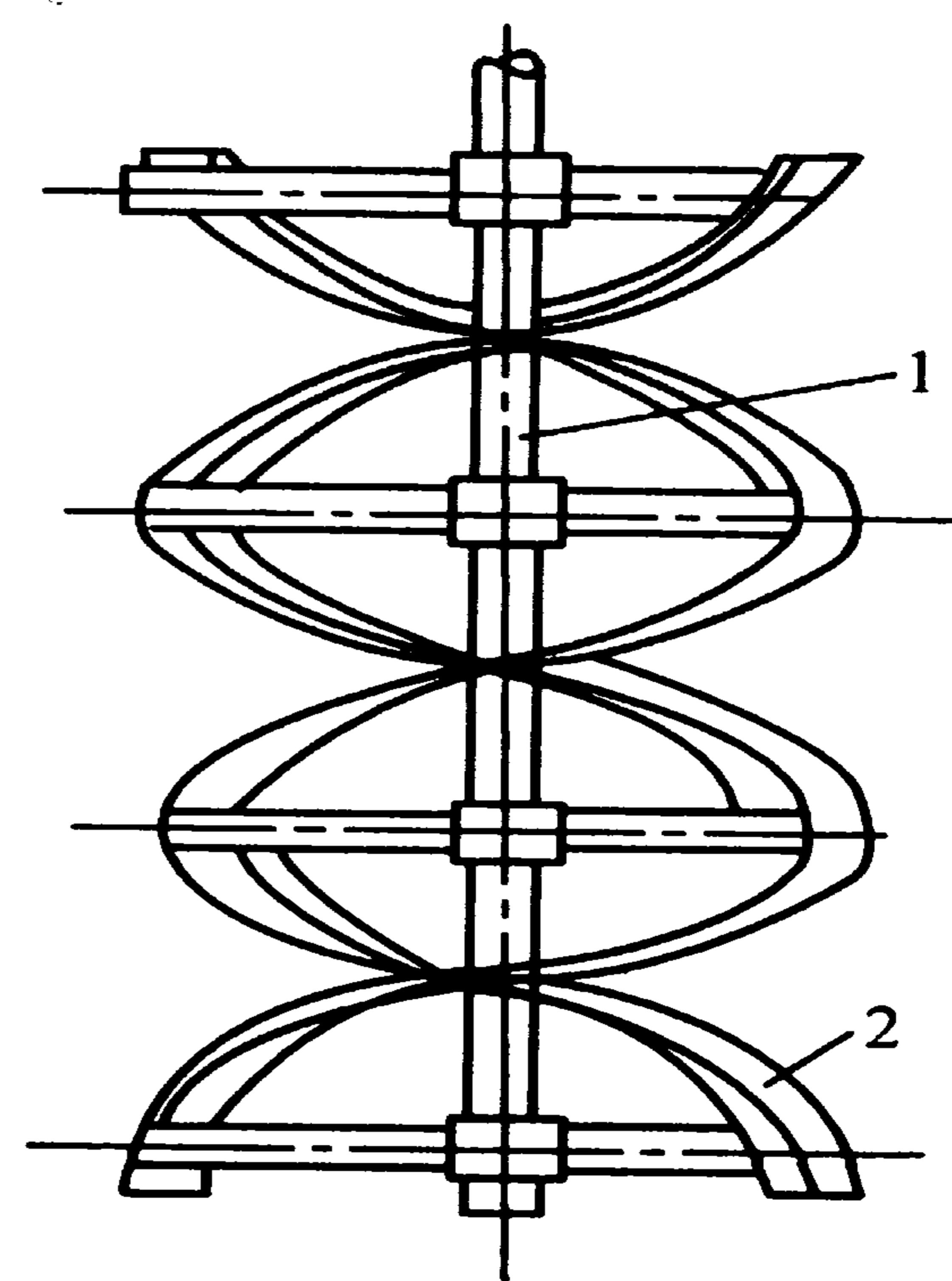
在图 5-5 中 (b), (c), 与上面 3 种类型的搅拌器有明显差别。上述 3 类搅拌器的直径一般都较釜直径小得多, 如旋桨式搅拌器的直径通常为釜直径的 0.25~0.40, 涡轮式搅拌器的直径可为釜内径的 1:2~6 等。锚式和框式搅拌器的直径很接近釜的内径, 其外缘形状则根据釜内壁形状而定。通常搅拌釜内壁与搅拌器外缘之间的间隙距离在 25~50 mm 上下, 以安装、运转时桨叶与搅拌釜内壁不致相碰为原则。形状有锚式和框式等。实际上, 它们可被看做是平直叶桨式搅拌器的组合。有人也将其归入桨叶式类别中。

这类搅拌器主要用于要求搅拌范围比较大的场合, 以及液体容易黏附在釜壁上 (俗称“挂料”) 的场合, 转速一般较低。

#### 2.1.5 螺带式

见图 5-8。这种搅拌器专用于高粘度液体的搅拌。搅拌器是由一定螺距的螺旋形钢带制成, 钢带的外缘很接近搅拌釜的内壁。螺旋形钢带固定在搅拌器轴上。在搅拌器旋转时, 强制液体沿釜内壁上升, 然后沿轴向下运动, 液体在轴向运动过程中进行搅拌。

除此以外, 还有一些搅拌器, 如螺杆式、封闭涡轮式等。



1. 轴 2. 螺带

图 5-8 螺带式搅拌器

## 2.2 搅拌设备的其他结构问题

根据需要, 除了考虑不同的搅拌器型式以外, 还可以在结构上作些不同的安排。如:

(1) 挡板 有时为了有利于搅拌操作, 需要在釜壁处装置四块垂直挡板, 参照图 5-9。作用是阻挡液体因搅拌器的转动而随之旋转。液体旋转运动是搅拌中力求避免的。挡板的宽度通常为釜直径的 1/12~1/10。当液体粘度较大时, 挡板可离壁放置或斜放, 以减少阻力。



(2) 夹套和蛇管 对伴有传热的搅拌过程，常在搅拌釜外装有夹套，为了增加传热面积，也可以在釜内装置蛇管，或蛇管和夹套并用。蛇管一般安装在搅拌器外围或靠近釜壁处，它可以部分地起到挡板的作用。

(3) 搅拌器插入方式 常见的是在釜中心轴处垂直插入，轴线与釜轴重合，如图 5-4。但在很多场合也有其他插入方式，如水平插入、水平插入并偏转一定角度以及倾斜插入。

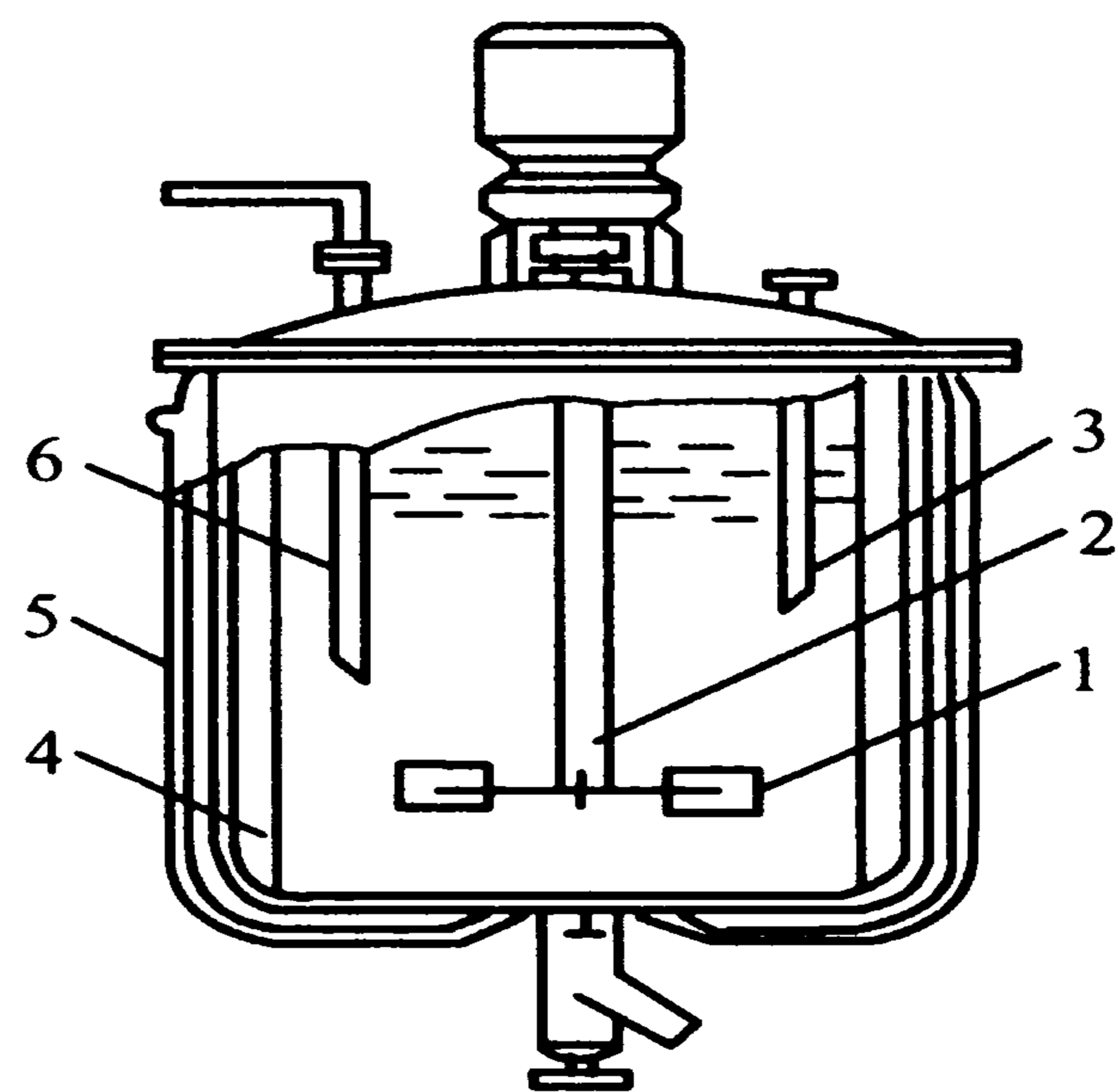
(4) 搅拌器层数 对于直径比较大的搅拌釜，或是液体粘度比较大的搅拌操作，为了避免搅拌的“死角”，可以考虑在搅拌器轴上装置多层搅拌器，如图 5-5 所示。每层搅拌器可以是相同结构的，也可以是不同结构的。

## 2.3 常用的机械搅拌装置

由下列部分组成：

- ①装盛被搅拌液体的容器，即搅拌槽。
- ②一根旋转中心轴及装在轴上的推动器（或称叶轮）。
- ③辅助部件，如密封装置、支架、槽壁上的挡板等。

图 5-9 为生产中用的一个典型的搅拌器装置。搅拌系统的主件是叶轮（或称推动器），它随轴旋转而将机械能施加于液体，推动液体运动。但应指出，搅拌装置的性能如何，它消耗的功率多少，不仅取决于叶轮的形状、大小和转速，也取决于所搅拌液体的物性以及搅拌槽的形状和大小、槽壁上有无挡板等因素。



1. 桨叶 2. 搅拌轴 3. 温度计插套  
4. 挡板 5. 夹套 6. 料管

图 5-9 典型搅拌容器

## 2.4 搅拌器的液体循环量与压头

叶轮旋转时，作用与离心泵类似，即使液体产生压头而消耗功率，体积流量、压头、功率间的关系为：

$$N = QH\rho g$$



式中： $N$  为功率，W； $Q$  为体积流量， $\text{m}^3/\text{s}$ ； $H$  为压头，m； $\rho$  为液体密度， $\text{kg}/\text{m}^3$ ； $g$  为重力加速度， $\text{m}/\text{s}^2$ 。

压头  $H$  通常可以写成速度头  $\frac{u^2}{2g}$  的倍数 ( $u$  为液体的线速度， $\text{m}/\text{s}$ )，速度大小是剪切力大小也是湍动大小的量度。叶轮末梢速度  $u_t$  也是线速度，而  $u_t \propto nd$  ( $d$  为叶轮直径，m； $n$  为转速， $\text{r}/\text{s}$ )，这样，叶轮所产生的液体速度头就与  $n^2 d^2$  成正比。体积流量则与  $(nd) \times (d^2) = nd^3$  成正比。将此二关系代入上式，得：

$$N \propto n^3 d^5$$

这实际上和后面所讨论的功率准数的定义是一致的。

既然  $Q \propto nd^3$ ， $H \propto n^2 d^2$ ， $N \propto n^3 d^5$ ，则  $\frac{Q}{H} \propto \frac{d}{n} \propto \frac{d^{\frac{8}{3}}}{N^{\frac{1}{3}}}$ ；

在功率消耗为一定值的条件下，下列关系成立： $\frac{Q}{H} \propto d^{\frac{8}{3}}$ ；

从上述可得出一条关于叶轮操作的基本原则：在同等功率消耗下，一个旋转速度慢的大叶轮产生的体积流量大但剪切力小，而一个旋转速度快的小叶轮产生的体积流量小但剪切力大。换言之，对产生高剪切力的搅拌器，希望其压头  $H$  大而体积流量  $Q$  小，否则要消耗大部分功率以推动液体循环而无助于提供剪切力。因此这类搅拌器的叶片面积要小，速度要高， $\frac{Q}{H}$  比值要小；反之，若希望有充分的混合但液体的剪切力不需要很高，则可增加搅拌器的直径并减低其速度，以便获得的  $\frac{Q}{H}$  比值大。液体的混合，固体在液体中的悬浮或溶解，和“液—液”萃取等操作要求高体积流量甚于高度湍动；“气—液”反应和某些“液—液”接触的搅拌则要求高度湍动甚于高体积流量。

绝大多数普通液体搅拌操作都可以用前述几种型式的搅拌器完成。问题在于了解有关的工艺过程对于搅拌器中液体流型、液体循环流量和剪切力大小这几方面的要求以及这 3 种搅拌器可采用的具体构形，从而定出叶轮尺寸和转速大小的合理配合，以产生所要求的流量和剪切力，并估算出其功率消耗。

## 2.5 搅拌器的选型

针对不同的搅拌目的、不同的物料，应该选择适当的搅拌装置形式。搅拌器的选



型,除了搅拌目的以外,还应保证所需功率较小。如果撇开功率大小的问题不加考虑,选型本身也就失去了意义。所以选型总是和功率消耗问题联系在一起考虑。

### 2.5.1 选型原则

我们应该大体掌握具体过程对流动的要求或过程的控制因素。诸如某些过程主要是依靠总体流动来完成的,而对湍流运动则要求不高,这种过程由总体流动控制;另一些过程则正好相反,是由湍流运动控制。当然这种说法也不是绝对的,一个通常由湍流运动控制的过程,如果总体流动量太小,这时矛盾可能转化,成为总体流动控制。应按过程的控制因素,选用适宜的搅拌器型式和大小、转速。下面分析几个过程来说明过程对流动的要求。

(1) 互溶液体的调和 互溶液体的调和过程主要是通过搅拌获得一定调匀度的混合物,而一定的调匀度主要通过总体流动达到。该过程的控制因素通常为总体流动。

(2) 两种互溶液体的快速反应 前已述及,两种互溶液体的快速反应要求尽可能小的分隔尺度。必须通过分子扩散使 A、B 两种分子接触,这是反应的条件。由于反应可在瞬间完成,所以总速率不决定于反应,而决定于混合。分隔尺度越小,越有利于分子接触。因此,除了要求一定的总体流动外,对湍流强度有很高的要求。通常湍流强度是过程的控制因素。

(3) 传热过程 提高传热系数主要依靠提高流过传热面的总体流动速度,而对湍流强度没有特殊要求。同样,使液体温度均匀,主要也是依靠总体流动。因此,对于加强传热过程的搅拌操作,过程的控制因素是液体的总体流动。对湍流运动,应加以限制,以免消耗过多的能量。至于流动方向的选择,应根据传热面的几何位置来决定。

选型时应考虑到过程对流动条件的要求,按过程的控制因素选择。由于每种具体任务的特点不同,所以必须具体分析。即使对同一类过程,有时也会有不同的要求。

在搅拌控制因素中,总体流动和湍流流动两者必具其一。但是也不能忽略另一种因素,因为它可能也占有相当地位。

### 2.5.2 搅拌器的选型

参照选型原则,在具体选型时,常还考虑到:

(1) 液体的粘度 液体粘度大小对选型具有重大影响。一般认为旋桨式搅拌器适用于较低的粘度,桨式搅拌器一般可取较大的直径和较低的转速,可用于较



高的粘度，涡轮式搅拌器适用于高强度搅拌（如要求气体高度分散在液体中等），它的转速常比桨式高，适应性较强。

一般认为在  $20 \text{ Pa}\cdot\text{s}$  以上就不宜使用涡轮搅拌器，而锚式或框式搅拌器可适用于  $10 \text{ Pa}\cdot\text{s}$  以上。一般认为螺带式搅拌器适用于较高粘度液体的搅拌，其范围在  $2\sim 500 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。

上面列出的一些液体粘度范围和可适用的搅拌器型式并不是绝对的，各设计手册上推荐的数据也各不相同，因此，只能说是提供了大致的范围，供选型时参考(图 5-10)。

(2) 搅拌器的特性 不同型式的搅拌器，在不同转速和不同直径时，给液体提供了不同的流动特性。一般说来，旋桨式、桨式和涡轮式 3 种搅拌器在装有挡板时，可使湍流强度大大增加。这三者中通常认为涡轮式有利于获得较高的湍流强度。因此，比较适用于高功率的情况。

关于各种型式搅拌器产生的总体流动和湍流强度，大多还停留在定性的估计上，这主要是由于流动状况受搅拌器型式、大小等多种因素的影响。

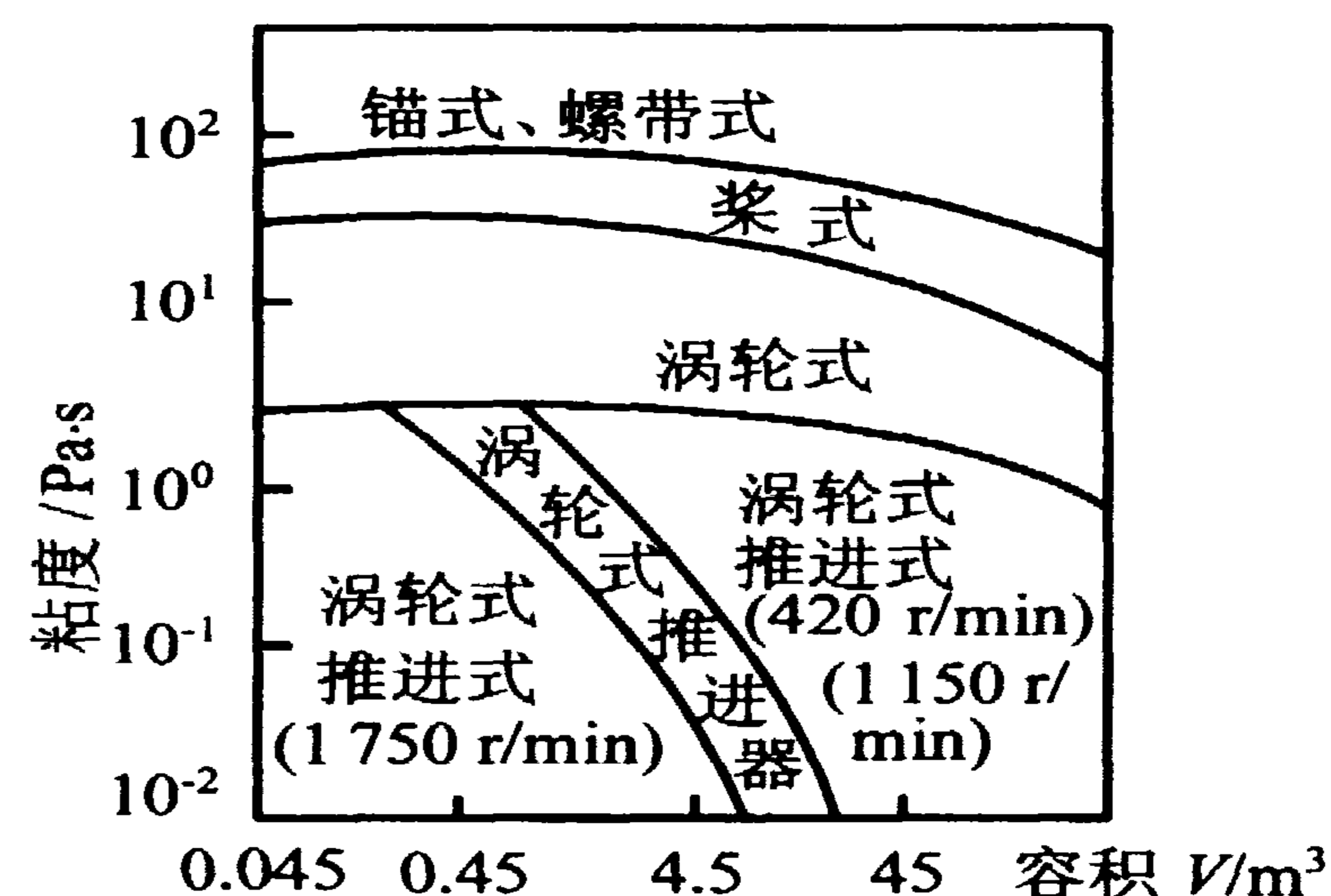


图 5-10 按粘度选型图

## 2.6 搅拌器的放大

食品生产所用设备有些是大型的。对于小型搅拌设备，可以通过试验，确定比较适宜的结构和操作条件以及所需功率。对于大型设备，试验就受到很多限制。因此，存在一个如何在搅拌器型式选定以后，进一步选定设备的其他结构、转速、直径，确定所需功率，概括说来，存在一个设计大型设备的问题。根据已经知道的一些规律，或是通过一些小型试验摸索条件，设计大型设备，称为搅拌器的放大。

### 2.6.1 几何相似原理

搅拌釜内液体的流动是相当复杂的。流动不但受到搅拌器型式的影响，而且也受到搅拌器直径、转速、位置、浸入液层深度以及釜的形状、挡板情况等因素的影响。由于影响因素多而复杂，如果要通过试验摸索所有这些因素的影响程度，找出其中的规律，进行放大，会有许多具体困难。所以在搅拌器放大过程



中，常常固定某些影响因素，或者把这些因素限制在一定范围内，从而使试验过程大为简化。

在放大过程中，几何相似是应用得很普遍的一个概念。几何相似是指两个大小不同的系统，搅拌釜的形状和搅拌桨的型式是完全相同的，并且相应各部分几何尺寸之比等于常数。

$$\frac{d}{d'} = \frac{D}{D'} = \frac{H}{H'} = \frac{y}{y'} = \frac{h}{h'} = \dots\dots\text{常数} \quad (5-9)$$

$$\text{也可写成} \frac{d}{d'} = \frac{D}{D'} \text{ 或 } \frac{d}{H} = \frac{d'}{H'} \quad (5-10)$$

式中： $d$  为搅拌器直径； $D$  为容器直径； $H$  为液层深度； $y$  为搅拌器距容器底的距离； $h$  为桨叶宽度。

### 2.6.2 搅拌器的放大

放大工作要可靠，有两个重要的条件：其一，所遇到的范畴必须相当单纯。即使是流体动力学范畴内，抗拒力应主要是由粘度、重力、表面张力三者中之一引起，而不是由这3方面联合引起的。其二，当设备尺寸由小放大后，这个范畴不应改变。

搅拌器放大问题可分两大类，一是按功率数据的放大，一是按工艺过程结果的放大。

(1) 按功率数据的放大 若液体搅拌系统的构形相同，则可以使用同一功率曲线计算。如果两个搅拌系统的构形相同，又没有打漩现象，又都只有一个液相，则只有由粘性力引起的抗拒力需要考虑。于是两个大小几何相似的搅拌设备，若雷诺准数相等便达到流体动力相似，两设备的功率准数亦相等。通过测量小设备的功率，便可推算出大设备的功率。

例如，有某种新结构的搅拌器要估算其功率，可根据几何相似的原则建立一小搅拌器作模型试验。由于直径  $d$  变小，要使模型上的雷诺准数等于大设备上的雷诺准数，可适当调节小搅拌器的转速  $n$ ，以至于改变试验用的液体的性质  $\mu$  与  $\rho$ （通过改变溶液的浓度或换用别的液体等方法）。如此测出的功率准数值，也就是大型设备在相同  $Re_m$  数值下操作时的功率准数值。大型设备的功率即可根据此功率准数值与实际操作时的  $\rho$ 、 $n$ 、 $d$  值算出。

(2) 按工艺过程结果的放大 在中间试验规模上（中试）完成了工艺过程的任务后，剩下的问题是对几何相似系统在生产规模上获得同样结果所需的



搅拌器转速进行正确的推算。同时也需知道转速才好计算生产规模的搅拌功率。

在几何相似系统中，要取得相似的工艺过程结果，有下列放大判据可供考虑（对同样液体， $\mu$ ， $\rho$ ， $\sigma$ 不变；设 $n$ 与 $d$ 代表原型上之量， $n'$ 与 $d'$ 代表模型上之量。 $\sigma$ 为液体的表面张力， $V$ 为搅拌槽中液体体积，准数的含义请参阅第3节搅拌功率）：

(1) 雷诺准数  $\frac{nd^2\rho}{\mu}$  不变，要求  $nd^2 = n'd'^2$

(2) 佛鲁德准数  $\frac{n^2d}{g}$  不变，要求  $n^2d = n'^2d'$

(3) 韦伯准数  $\frac{\rho n^2 d^3}{\sigma}$  不变，要求  $n^2 d^3 = n'^2 d'^3$

(4) 叶轮末梢速度  $\pi nd$  不变，要求  $nd = n'd'$

(5) 单位体积流体的功率  $\frac{N}{V}$  不变，因  $\frac{N}{V} \propto \frac{n^3 d^5}{d^3}$ ，要求  $n^3 d^2 = n'^3 d'^2$

上述放大判据没有一对能彼此协调一致，放大时顾此失彼是势所必然，只能于其中找出对获致某一规定工艺过程结果是最重要的一个。

若用3个构形相同而大小不一（ $d$ 不等）的小型设备进行试验，可在取得所要求的工艺过程结果时，测定其转速 $n$ 。由这些试验中的 $d$ 与 $n$ 的数据可以找出那一种判据的值在3个设备中最接近于保持恒定，而定出在放大中应取其保持不变的判据。现举例说明如下。

某种液体已在中间工厂规模上取得满意的搅拌结果，它的密度是 $1400 \text{ kg/m}^3$ ，粘度是 $1 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ 。试验表明，用“标准”构形的搅拌器，（有挡板）所消耗的功率最小。生产规模的搅拌槽拟采用 $2.7 \text{ m}$ 。要通过放大试验，确定达到期望的工艺过程结果及应采用多大的转速。

为此，对这种洗涤剂用3只体积不同的标准构形搅拌器进行试验，槽的直径分别为 $22.5 \text{ cm}$ ， $45 \text{ cm}$ 与 $90 \text{ cm}$ ，测定达到所期望的搅拌结果时搅拌器的转速。取得的数据如下表。

| 槽号 | 槽径 $D/\text{m}$ | 推动器直径 $d/\text{m}$ | 槽中液体体积 $V/\text{m}^3$ | 转速 $n/(\text{r}/\text{min})$ |
|----|-----------------|--------------------|-----------------------|------------------------------|
| 1  | 0.225           | 0.075              | 0.008 93              | 1 275                        |
| 2  | 0.45            | 0.15               | 0.071 5               | 637                          |
| 3  | 0.90            | 0.30               | 0.572                 | 319                          |

计算各号槽的放大判据结果如下表：



| 槽号 | $Re_m = nd^2\rho/\mu$ | $Fr = dn^2/g$ | $u_t = \pi nd/(m/s)$ | $N = \phi \rho n^3 d^5/W$ | $N/V = 4N/\pi D^3/(W/m^3)$ |
|----|-----------------------|---------------|----------------------|---------------------------|----------------------------|
| 1  | 167                   | 3.45          | 5                    | 124                       | 13 860                     |
| 2  | 324                   | 1.725         | 5                    | 496                       | 6 930                      |
| 3  | 668                   | 0.89          | 5                    | 2 050                     | 3 570                      |

先按  $Re_m$  值从功率曲线中读出功率因数，然后根据功率因数公式计算出功率。

从上表可以看出，获得所期望的工艺结果，当搅拌器大小改变时，各放大判据中惟独叶轮末梢速度  $u_t$  保持不变，故本情况下应以叶轮末梢速度作放大判据。

叶轮末梢速度在生产设备中亦应保持各模型中之值（或平均值），即  $\frac{5 \text{ m}}{\text{s}}$ ，故  $\pi nd = 5$ 。现  $d = \frac{D}{3} = \frac{2.7}{3} = 0.9$  (m)，故得生产设备的转速为：

$$n = \frac{5}{\pi d} = 106 \text{ (r/min)}$$

所需功率可计算如下： $Re_m = \frac{n^2 d \rho}{\mu} = 1.77^2 \times 0.9 \times \frac{1\ 400}{1\ 000 \times 10^{-3}} = 3\ 950$

$$N = \phi \rho n^3 d^5 = 5.6 \times 1\ 400 \times 1.77^3 \times 0.9^5 = 25\ 800 \text{ (W)} = 25.8 \text{ (kW)}$$

### 3 搅拌器的功率

搅拌操作要达到的目的虽然是多种多样的，如增加气液接触、增强传热、加速化学反应过程等，都要使液体产生必要的运动，都需要加入机械能量。搅拌器的作用，按其本质而言，只是一种输入机械能的装置。至于各种不同的搅拌器型式、大小、转速等等，都只是使输入的机械能尽可能用于实现最必要的液体流动，而不作无谓的消耗。因此，搅拌器是否能够给液体输入必要的机械能以导致某种流动，就显得非常重要。

#### 3.1 搅拌时机械能的输入

要加入必要的机械能，有时也并不是十分轻而易举的。如果在搅拌器旋转



时，液体主要产生圆周方向的旋转流动，液体随着搅拌器旋转，给搅拌器较小的反作用力，用于搅拌液体的功率消耗较小，即意味着输入的机械能较小。如果因液面凹陷，而使部分搅拌器搅拌气体，那输入机械能将更小。液体出现圆周向旋转流动是难以保证输入足够的功率以达到搅拌要求。因此，工业上应尽量设法防止旋转流动。

工业上常用的方法大致有两种：

(1) 装置挡板 在搅拌釜内壁安装挡板，可以大大增加液体作旋转流动的阻力，消除圆周向的旋转运动，是最常用的方法。装置挡板后，可使输入机械能明显增加。

液体粘度越大，挡板的作用就越小。因为高粘度液体与釜壁所产生的阻力，就相当于挡板所起的作用。因此当液体粘度高于  $50 \text{ Pa}\cdot\text{s}$  时就没有必要再用挡板。另外，挡板只适用于搅拌器直径比釜径小很多的场合，即旋桨式、桨式和涡轮式。锚式、框式、螺带式等搅拌器的外缘直径接近釜内径，不能安装挡板，这几种搅拌器常用于高粘度液体的搅拌。

(2) 改变搅拌器插入的位置 搅拌器轴与釜轴线相重合的插入位置，是工业中常见的，但是会存在液体圆周向流动的问题。为此，除采用挡板外，还可改变搅拌器的安装位置。例如倾斜插入，由于搅拌器的轴线与釜轴偏离一定的位置，可以避免圆周向流动，也不存在液面凹陷问题。水平安装的搅拌器多见于大型搅拌釜的设计。倾斜安装的搅拌器要求插入相当的深度，需要较长的搅拌轴。对大型设备来说，水平轴可以缩减轴的长度，从而使结构简化。

## 3.2 功率关联式

影响搅拌功率的因素可分为几何因素和物理因素。其中几何因素包括：

- ① 叶轮直径  $d$ ；
- ② 叶片数目、形状及叶片长度和宽度；
- ③ 容器直径  $D$ ；
- ④ 容器中液体高度  $H$ ；
- ⑤ 叶轮距容器底部距离  $y$ ；
- ⑥ 挡板数目及宽度  $h$ 。

对于特定的搅拌装置，通常以叶轮直径为特征尺寸。假定其他尺寸与叶轮直径成一定比例，则可将这些比值定为形状系数  $L_1, L_2, L_3, \dots$ ，即



$$L_1 = \frac{D}{d} \quad L_2 = \frac{H}{d} \quad L_3 = \frac{y}{d} \dots\dots$$

物理因素主要有液体的密度  $\rho$ 、粘度  $\mu$ 、叶轮转速  $n$  等。此外当液体表面有下凹现象时，必有部分液体被举到平均液面以上，这部分液体必须克服重力做功，因此重力加速度也是影响搅拌功率的物理因素之一。

由于所涉及的变量多，实验时可借助于因次分析，将功率消耗和其他参数联系起来。

暂不考虑形状因数，则功率  $N$  可用上述变量的函数式表述如下：

$$N = f(n, d, \rho, \mu, g)$$

用因次分析法，可得

$$\frac{N}{\rho n^3 d^5} = K \left( \frac{d^2 n \rho}{\mu} \right)^a \left( \frac{dn^2}{g} \right)^b \quad (5-11)$$

或  $Eu = K Re_m^a Fr^b \quad (5-12)$

式中： $Eu = \frac{N}{\rho n^3 d^5}$  为功率准数或欧拉准数； $Re_m = \frac{d^2 n \rho}{\mu}$  为搅拌的雷诺准数； $Fr = \frac{dn^2}{g}$  为搅拌的佛鲁德准数。

常数  $K$  是代表系统几何形状的总形状系数，若把各种形状因数  $L_1, L_2, L_3, \dots, L_n$  也考虑进去，上式也可写成

$$Eu = K Re_m^a Fr^b L_1^f L_2^g L_3^h \dots L_n^2 \quad (5-13)$$

如果这些形状因数保持不变（即各部分尺寸比例固定），此式便简化为上一个公式 5-12。

我们已经知道，食品工程中广泛地使用无因次数群来关联实验数据。某些最重要而用途最广的无因次数群代表一个系统中施加力与反抗力之比。在液体搅拌系统中，上述主要无因次数群的意义是：

功率准数  $Eu$ ——也称欧拉准数，含有功率  $N$ ，输入的功率代表施加于受搅拌液体的力；

雷诺准数  $Re_m$ ——含有粘度  $\mu$ ，代表施加力与粘性曳力之比；

佛鲁德准数  $Fr$ ——含有重力加速度  $g$ ，代表施加力与重力之比。

前面的式 5-11 又可写成：



$$\phi = \frac{Eu}{Fr^b} = KRe_m^a \quad (5-14)$$

式中  $\phi$  为功率因数。

对于安装挡板的搅拌系统，液面无下凹现象，重力的影响很小，可以不考虑，则佛鲁德准数的指数可以取为  $b=0$ ，于是式 5-14 又简化为

$$Eu = KRe_m^a \quad (5-15)$$

### 3.3 功率曲线

式 5-15 中  $K$  和  $a$  均为由实验求得之常数，其值取决于搅拌器的形式和各部分的尺寸比例以及容器直径、液层深度对搅拌器尺寸的比例；同时还取决于搅拌液体的流型。 $Eu$  与  $Re_m$  之间的关系一般也用实验方法可以确定。对若干特定搅拌器的关系曲线示于图 5-11。图中每条曲线代表表 5-1 所示的某一搅拌器形式及指定的尺寸比例下的函数关系。

表 5-1 中， $H$  为液层深度、 $D$  为容器直径， $y$  为搅拌器到容器底的距离、 $h$  为桨叶宽度， $K$ 、 $a$  为对应准数方程式中的常数值。

由图 5-11 可见，曲线形状与管内摩擦系数的关系曲线相似，在低雷诺数下，所有曲线汇合在一起，为层流区域。

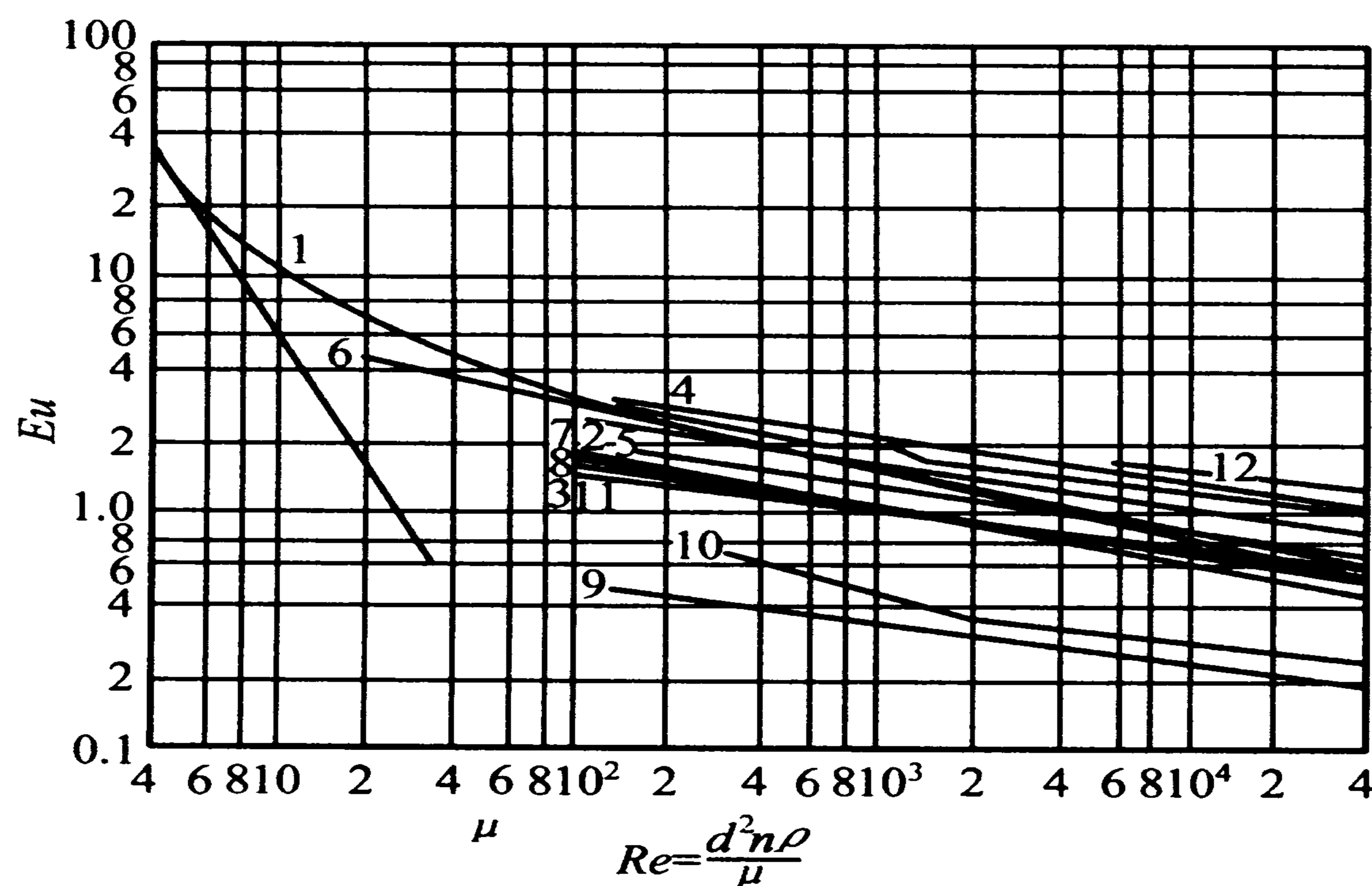


图 5-11 搅拌功率准数与雷诺准数的关系



在应用上述图表作具体计算时，因受外界因素影响，实际尺寸比例与曲线所代表的不符合，须采用系数  $f$  来校正。其校正系数  $f$  可按如下法计算：

当  $\frac{D}{d} = 2.5 \sim 4$ ； $\frac{H}{d} = 0.6 \sim 1.1$ ； $\frac{h}{d} = \frac{1}{5} \sim \frac{1}{3}$  时，则

$$\text{桨式 } f = \left(\frac{D}{3d}\right)^{1.1} \left(\frac{H}{d}\right)^{0.6} \left(\frac{4h}{d}\right)^{0.3} \quad (5-15a)$$

$$\text{锚式 } f = \left(\frac{D}{1.11d}\right)^{1.1} \left(\frac{H}{d}\right)^{0.6} \left(\frac{15h}{d}\right)^{0.3} \quad (5-15b)$$

$$\text{旋桨式和涡轮式 } f = \left(\frac{D}{3d}\right)^{0.93} \left(\frac{H}{d}\right)^{0.6} \quad (5-15c)$$

表 5-1 图 5-11 中各曲线所代表的搅拌器的说明

| 标号 | 搅拌器型式        | 搅拌器几何特性 |       |       |       | 常数值   |       |
|----|--------------|---------|-------|-------|-------|-------|-------|
|    |              | $H/d$   | $D/d$ | $y/d$ | $h/d$ | $K$   | $a$   |
| 1  | 垂直双桨         | 2       | 2     | 0.36  | 0.885 | 14.35 | -0.31 |
| 2  | 平直双桨         | 3       | 3     | 0.33  | 0.25  | 4.0   | -0.2  |
| 3  | 斜双桨 (45°)    | 3       | 3     | 0.33  | 0.25  | 4.05  | -0.2  |
| 4  | 垂直四桨         | 3       | 3     | 0.33  | 0.25  | 8.52  | -0.2  |
| 5  | 上(下)斜四桨 45°  | 3       | 3     | 0.33  | 0.25  | 5.05  | -0.2  |
| 6  | 上斜四桨 60°     | 3       | 3     | 0.5   | 0.25  | 12.0  | -0.30 |
| 7  | 锚式双桨         | 1.11    | 1.11  | 0.11  | 0.066 | 6.2   | -0.25 |
| 8  | 锚式四桨         | 1.11    | 1.11  | 0.11  | 0.066 | 6.0   | -0.25 |
| 9  | 斜双旋桨 22.5°   | 3       | 3     | 0.33  |       | 0.985 | -0.15 |
| 10 | 斜三旋桨         | 3.5     | 3.8   | 1     |       | 4.63  | -0.35 |
| 11 | 三桨涡轮进孔 37 mm |         |       |       |       |       |       |
| 12 | 六桨涡轮带导轮      |         |       |       |       |       |       |

当混合器内有附加装置时，功率大为增加，如桨式设备装有温度计插套，其功耗约增加 10%；装有挡板时，甚至可增加 2~3 倍：一对桨叶变为二对时，功



耗为原来的 1.5 倍等；容器及搅拌材料粗糙时，由于器壁形成众多的小旋涡，也要使功耗增加 10%~20%。此外，桨叶形状不同，功耗也不同，其校正系数对平桨为 1，椭圆形为 0.5，圆形为 0.45，凹形或凸形为 0.85。

搅拌器的传动机械效率粗略估计可取 0.8~0.85，其启动时的功耗相当于正常运转的 2~3 倍。

**[例 5-3]** 用三叶旋桨式搅拌器将维生素浓缩液混入糖蜜中。搅拌器的直径为 0.9 m，转速为 50 r/min，容器直径为 1.8 m。已知糖蜜的粘度为 6.6 Pa·s，密度 1 520 kg/m<sup>3</sup>。容器内液层深度为 2.25 m。试近似估算搅拌所需的功率。

**解：**已知： $d=0.9\text{ m}$   $\mu=6.6\text{ Pa}\cdot\text{s}$   $\rho=1\,520\text{ kg/m}^3$   $H=2.25\text{ m}$   $n=50\text{ r/min}=5/6\text{ (r/s)}$

①搅拌雷诺数  $Re_m$

$$Re_m = \frac{d^2 n \rho}{\mu} = \frac{0.9^2 \times \left(\frac{5}{6}\right) \times 1\,520}{6.6} = 155$$

②查搅拌欧拉准数  $Eu$ ，从图 5-11 得  $Eu=0.8$

$$\text{则 } N = Eu \times d^5 n^3 \rho = 0.8 \times 0.9^5 \left(\frac{5}{6}\right)^3 \times 1\,520 = 416\text{ (W)} = 0.416\text{ (kW)}$$

③功率的修正

$$f = \left(\frac{D}{3d}\right)^{0.93} \left(\frac{H_1}{d}\right)^{0.6} = \left(\frac{1.8}{3 \times 0.9}\right)^{0.93} \left(\frac{2.25}{1.8}\right)^{0.6} = 0.686 \times 1.145 = 0.785$$

校正后功率

$$N' = f \times N = 0.785 \times 0.416 = 0.327\text{ (kW)}$$

### 3.4 非牛顿液体的搅拌功率

文献中所载的研究非牛顿液体搅拌功率的方法，多数利用因次分析方法和相似方法。采用这种方法，动力准数的定义与牛顿液体相同，但是雷诺准数不易定义，主要是因为液体的表观粘度要随速度梯度而变化，而容器内液体的速度梯度在不同位置上又是不相同的。

(1) 宾哈姆液体的搅拌功率 宾哈姆液体的搅拌动力准数可表示为如下形式：



$$Eu = \frac{N}{d^5 n^3 \rho} = K Re'_m \quad (5-16)$$

$$\text{而 } Re'_m = \frac{Re_m}{1 + \frac{\mu_p \times i}{\mu_a \times i}} \quad (5-17)$$

式中： $Re_m$  是以平均表观粘度  $\mu_a$  算的搅拌雷诺数； $Re'_m$  为校正后的雷诺数，其表达式中  $\mu_p$  为宾哈姆流体的塑性粘度， $i$  为近似等于 0.1 的常数。

计算时，首先用粘度计推定塑性粘度  $\mu_p$  表观粘度  $\mu_a$ ，计算  $Re'_m$ 。根据牛顿流体的  $Eu$  与  $Re_m$  关系的曲线图表，以  $Re'_m$  代替  $Re_m$  求取搅拌动力准数  $Eu$ ，算功率消耗  $N$ 。

(2) 指数律流体的搅拌功率 对于假塑性和胀塑性液体，计算雷诺数时应使用平均表观粘度  $\mu_a$ 。平均表观粘度由平均速度梯度计算而得。即：

$$Re_m = \frac{d^2 n \rho}{\mu_a} \quad \mu_a = k' \left( \frac{du}{dy} \right)^{n'-1}$$

非牛顿液体在搅拌容器内，其平均速度梯度有如下简单的近似正比关系

$$\frac{du}{dy} = C' \cdot n$$

$$\text{从而 } \mu_a = k' (C' \cdot n)^{n'-1} \quad (5-18)$$

这里  $C'$  是和搅拌容器的几何尺寸及非牛顿液体的种类有关的常数。

计算的步骤如下：

(1) 首先求表观粘度 非牛顿液体搅拌时，一一改变搅拌器的转速，测定每次的功率消耗，计算动力准数  $Eu$ 。其次，将已知的高粘度牛顿液体用同一搅拌器搅拌，测定其功率。从这些实测值确定  $Eu$  与  $Re_m$  之关系。然后，就所得的实测关系来确定非牛顿液体在相同的动力准数下的雷诺数，由此雷诺数即可计算表观粘度值。

(2) 求  $C'$  值 就第一步中对每一转速下所得的表观粘度值根据式 5-18，求常数  $C'$  值。

(3) 最后求功率  $N$  对于已知的搅拌器转速  $n$ ，由式 5-18 计算平均表观粘度  $\mu_a$ ，并计算搅拌雷诺数，由此雷诺数按图表查出  $Eu$  值，以后计算功率  $N$ 。



## 4 乳化

乳化是将两种通常不互溶的液体进行密切混合的一种特殊的液体混合操作，它包含着混合和均质化。它是一种液体（或含微细固型粒子）以微小球滴或固型微粒子（称分散相）均匀分散在另一种液体（称连续相）之中，这种现象称为乳化，产品为乳化液。

食品工业上，大多数乳化液均为水与油的混合物。但也不是绝对的纯水和纯油的混合物。其水相可为含水溶性的盐、糖或其他蛋白质有机物和胶体的水溶液；油相也可为含油溶性的烃类、蜡、树脂和其他物质的油溶液。为了获得稳定的乳化液，必须添加第三种物质，这种能使分散相分散并能使乳化液稳定的物质称为乳化剂。

当油相和水相混合时，有可能得到两种不同的乳化液。其中油为分散相的，称为油/水（O/W）乳化液，例如牛奶。水为分散相的，称为水/油（W/O）乳化液，例如乳酪。乳化操作在食品加工中应用甚为广泛，如人造奶油是由油脂、水及其他添加剂（如奶、调味料食盐、香料、防腐剂等）在特殊设备中混合而制成的W/O型乳化液。

### 4.1 乳化机理

将油和水搅拌时，由于剪切等作用界面不断分裂，界面面积急剧增大，界面能形成极大的力，聚结的速度也急剧加快。由于乳化剂具有表面活性（亲水、亲油性），它向油—水界面吸附，使界面能降低，防止油或水回复原状。此外，因乳化剂分子膜将液滴包住，可防止碰撞的液滴彼此又合并。同时由于形成表面双电层，当两个液滴相互接近时，因电的相斥作用防止凝聚。乳化剂的这种作用使原热力学不稳定体系的乳液可以保持为稳定体系。

也就是说，支配乳液性能（稳定性、粒径）的因素——乳化方法，乳化剂的种类、相容积、温度等，其中乳化剂的结构和种类的影响最大。所以正确选择使之得到乳化体系适宜的乳化剂是很重要的。

乳化时作为乳化剂使用的活性剂的亲水亲油平衡值（HLB）是制取稳定的



乳液的重要因素。

$$HLB = \frac{\text{亲水基质量}}{\text{疏水基质量} + \text{亲水基质量}} \times \frac{100}{5} \quad (5-19)$$

一般  $HLB$  值在 1~20 之间,  $HLB$  值以 10 为亲水、亲油的分界线。即  $HLB > 10$  的乳化剂为亲水性的,  $HLB < 10$  的乳化剂为亲油性的。完全疏水的石蜡  $HLB = 0$ , 完全亲水的聚乙二醇  $HLB = 20$ , 所以非离子型表面活性剂的  $HLB$  值在 0~20 之间。

例如: 当  $HLB = 3.5 \sim 6$  的乳化剂为油溶性多用于油包水型 (W/O) 乳状液;  $HLB = 8 \sim 18$  的乳化剂为水溶性多用于水包油型 (O/W) 乳状液。

## 4.2 乳化液的稳定性及影响其稳定性的主要因素

乳化液在重力场或其他力场中, 均多少具有不稳定的特性, 即系统迟早会产生两相分层现象, 亦即轻相 (油滴) 上浮, 重相 (水滴) 沉降。对于单纯的乳化液, 如果忽略布朗运动, 分散液滴的沉降或上浮速度, 可参照有关沉降的部分, 可用斯托克斯定律表示, 即

$$u_t = \frac{g (\rho_p - \rho) d_p^2}{\mu} \quad (5-20)$$

式中:  $u_t$  为沉降速度 (负值为上浮速度);  $\rho_p$  为液滴的密度;  $\rho$  为连续相的密度;  $\mu$  为连续相的粘度;  $d_p$  为液滴直径。

由此看来, 沉降速度是乳化液产生分层现象的直接原因。

对于一定的系统, 虽然静置时两相密度差和外相粘度不发生变化, 而液滴的大小却因界面张力的作用而发生变化。因此, 界面张力成为影响乳化液稳定性的间接因素, 所以, 乳化液是一种热力学上不稳定的系统。

根据对上式的分析, 可得出影响乳化液稳定性的主要因素为;

(1) 液滴的大小 液滴的沉降速度与滴径的平方成正比。乳化液如果微粒化达  $1 \sim 2 \mu\text{m}$  即可望有较好的稳定性。乳化液在微粒化后, 即使平均滴径很小, 也不可避免有极大的液滴, 这种大液滴不仅本身易沉降分离, 且有强烈吸附和并合小液滴的倾向。因此进行微粒化的同时, 有必要进行均质化。牛奶的均质、奶油的再热乳化都是属于滴径均质化之列。

(2) 两相密度差 沉降速度与两相密度差成正比。将溴导入植物油中形成溴



化油，清凉饮料中使用乳化白浊剂都是调整两相密度使其接近，促进乳化液稳定性的措施。

(3) 粘度 粘度高时，可减慢液滴的并合，分散介质的粘度高时起着防止液滴并合保持乳化液稳定的作用。可向乳化液中加入增粘剂（增加粘度的物质），如甘油、黄原胶、阿拉伯树胶、海藻浸出胶质等。

(4) 粒子的电荷 当使用离子性表面活性剂作乳化剂时，因增加了分散液滴的电荷，加强了液滴的相互排斥，所以也有阻止合并的作用。有时为了增加液滴的带电性，使用如食盐之类的电解质，产生显著的稳定性效果。

### 4.3 乳化剂及其作用

乳化剂可分为天然和人工合成两种。天然的有磷脂、固醇等，合成的有脂肪酸类、单甘脂硬脂酸酯、聚甘油硬脂酸酯、山梨醇硬脂酸酯、蔗糖脂肪酸酯等。许多乳化剂是一种由分子中含极性基团和非极性基团（即具有亲水基和亲油基）的物质所组成的。

应当指出，乳化剂与稳定剂有别。稳定剂是以增强乳化液稳定性为目的，加到乳化液中的除乳化剂以外的物质。例如两相密度调整剂、增粘剂、电荷增强剂、丙二醇、藻朊酸酯等。

乳化剂的作用主要有以下 3 个方面：

①降低两相的界面张力，使两相接触面积可能大幅度增加，促进乳化液微粒化的效用；

②利用离子性乳化剂在两相界面上配位，提高分散液滴的电荷，加强其相互排斥力，阻止液滴的并合；

③在分散相的外围形成亲水性（O/W）或亲油性（W/O）型的吸附层，防止液滴的并合。

### 4.4 乳化液形成的方法

基本上可分为两种：凝聚法是将成分子状态分散的液体凝聚成适当大小的液滴的方法。分散法是将一种液体加到另一种液体中同时进行强烈搅拌而生成乳化分散物的方法。工业上主要应用分散法，这种方法是使大液滴群不断地分裂为微



粒群。因本身所形成的分散液滴能很快并合，所以也不可能分散为大量的极细微粒，为此，除使用强烈的机械微粒化外，一般还要添加乳化剂和稳定剂。

制造乳化液所采用的分散法，主要有如下几种：

(1) 机械强制分散法 用于使用乳化剂量较少，靠乳化剂难以充分微粒化的情况。如使用均质机、胶体磨等进行乳化。此法应用广泛，但所得的微滴不稳定，易并合，需进行冷却和加稳定剂处理。

(2) 同时乳化法 先将构成乳化剂的两部分分别溶解于油相和水相，然后将其混合并搅拌，从而在界面上形成乳化剂而进行乳化。采用此法所形成的乳化液比较均匀且稳定。

(3) 转相法 如要制取 O/W 型乳化液时，应先将乳化剂溶解油相。每次加入少量水，成为均匀的 W/O 型乳化液。当加水到接近转相点时，进行充分搅拌，直至完全变成转相物之后，加余下的水稀释到所要求的乳化液。如果制取 W/O 型。则过程相反。人造奶油的生产有采用此法的。

(4) 浆体法 与转相法相似。例如制造 O/W 型乳化物时，是先少量的水中加全部乳化剂，然后每次加少量油，制成非常粘稠的浆体。经充分搅拌，使油相成微滴分散后，将其加入全部的水相中进行稀释便制成所需的 O/W 型乳化物。

(5) 自然乳化法 将乳化剂全部溶于油相，将其加入水中，不经搅拌而发生乳化作用。此法必须在乳化剂极易溶于油相，而水相和油相之间的界面张力非常小时才有效。

根据不同要求，上述几种方法在实际应用上可将几种方法加以组合或作一定的改变。

制取乳化液时应考虑以下几点：

①使用乳化剂应有利于制取所要求的乳化液型式，即 O/W 型或 W/O 型。

②相体积百分比对形成乳化液的型式有影响。体积大的相易形成外相，体积百分率超出 50% 的相很难产生以此相为内相的乳化液。

③必须规定乳化温度。温度升高，界面张力和粘度都将下降。温度上限要根据原料的热敏性而定。通常乳制品的乳化温度可达 70 ℃，许多含蛋黄制品则在较低的温度下乳化。

## 4.5 乳化设备简介

食品工业现在使用的乳化设备按照操作时的环境压力，可以分为真空型和普



通型两种。

真空型是指在真空状况下，对混合液进行剧烈搅拌。机械分散时，空气混入对乳化液有严重的影响，而且使用乳化剂会使液面张力降低，客观上也使气泡容易混入乳化液中，因此采用真空乳化设备避免空气混入对乳化液产生影响，对保持食品乳化液的品质很有利。

普通型是指操作压力为常压或加压的乳化设备。大多数的乳化操作采用普通型乳化设备。

常见的乳化设备如下：

在乳化操作中，剪切力是使液滴破碎的机理，根据所施加的力不同，乳化设备可分为：①搅拌乳化器；②胶体磨和均质机；③超声波乳化器等。对于第一类设备，主要就是前面讨论过的搅拌混合器。

#### 4.5.1 胶体磨

由一固定的表面和一高速旋转的表面（转速范围为3 000~15 000 r/min）所组成。两表面间有可调节的微小间隙（通常为50~150 μm），物料就在此间隙中通过。当物料通过此间隙时，由于转动表面高速旋转，附着于旋转面上的物料速度最大，而附着于固定表面上的物料速度为零。其间产生急剧的速度梯度，从而使物料受到了强烈的剪切力和湍动骚扰，产生乳化分散作用。胶体磨有卧式和立式两种，后者可适用于粘度相对较高的物料。

#### 4.5.2 高压均质机

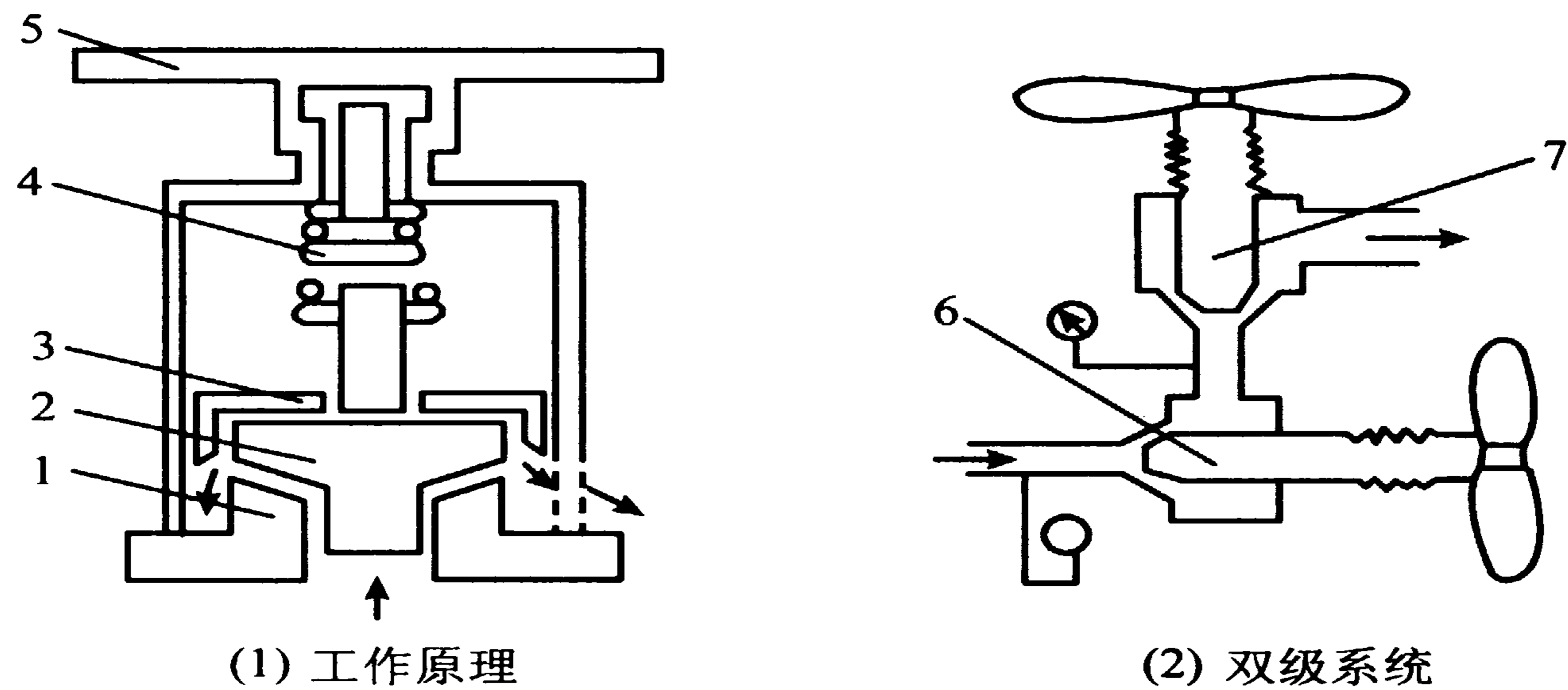
主要由高压泵和均质阀所组成。高压泵可提供高达70 MPa的压力，均质阀安装在高压泵的排出管路上，在此进行均质乳化作用。均质阀的结构如图5-12所示。当高压物料在阀盘与阀座间（此间隙通常为几千分之一厘米）流过时，附着于阀座、阀盘上的物料流速为零，而缝隙间中心的速度最大，同样产生了急剧的速度梯度，从而达到乳化的目的。

#### 4.5.3 超声波乳化器

是利用某种装置发生超声波并作用于物料而产生乳化分散的设备，通常超声波的发生有3种方法：即机械系统、磁控振荡器和压电晶体振荡器。后两种一般不用于乳化操作，而机械式超声波发生器在乳化操作上的应用则愈来愈广泛。最普通的机械式超声波乳化装置如图5-13所示。这种装置有一边缘成楔形的簧片置于喷嘴的前方。液体被泵送经喷嘴成为射流，冲击簧片前缘，使其振动。通常

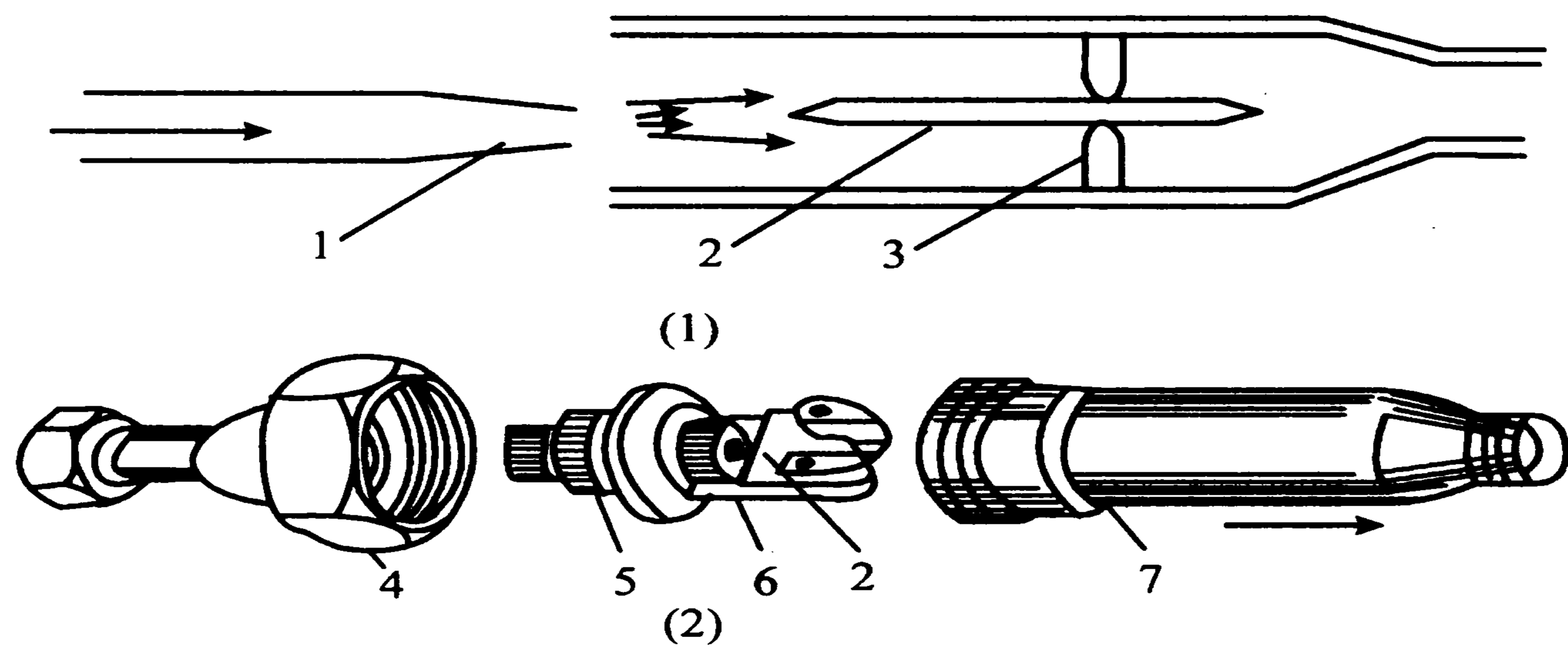


簧片有一个节点或几个节点被夹住。簧片以其自然频率引起共振，并将超声波传给物料，从而达到乳化的目的。



1. 阀座 2. 阀盘 3. 挡板环 4. 弹簧  
5. 调节阀柄 6. 第一级阀 7. 第二级阀

图 5-12 均质阀



- (1) 乳化原理 (2) 乳化器部件  
1. 矩形缝隙 2. 簧片 3. 夹持装置 4. 底座  
5. 可调喷嘴体 6. 喷嘴 7. 共鸣钟

图 5-13 超声乳化器



## 5 气液混合原理

气液混合可以认为是吸收的一种形式,在食品生产上主要用来达到以下目的:①分离混合气体以获得一定的组分。②除去有害成分以净化气体。③制备某种气体的溶液,如碳酸饮料生产中水与  $\text{CO}_2$  气的混合。④向液体通入空气,保证微生物等生长发育和繁殖所需的溶解氧。

气液混合的效果与气体的溶解度和气液相平衡关系有关,这部分内容将在第7章吸收与蒸馏中详细介绍,这里着重介绍气液混合搅拌器的通气速度、搅拌器的转速、搅拌功率等方面的内容。

### 5.1 气液混合搅拌器的通气速度和搅拌器转速

(1) 涡轮式搅拌器 通气速度  $v_g$  是指气液混合搅拌器单位截面积  $A_t$  上的气体体积流量  $Q_g$ , 即  $v_g = \frac{Q_g}{A_t}$ 。对于涡轮搅拌器应在  $0.025 \sim 0.04 \text{ m/s}$  范围内,最大为  $0.10 \sim 0.12 \text{ m/s}$ , 通常提高搅拌转速可以增加通气速度。最大通气速度与转速之间等的关系由下式关联:

$$N_A = \frac{Q_g}{(nd^3)} = 0.194 Fr^{0.75} \quad (5-21)$$

式中:  $Q_g$  为通气量,  $\text{m}^3/\text{s}$ ;  $n$ ,  $d$  为叶轮转速和直径;  $N_A$  为通气准数, 无因次;  $Fr$  为佛鲁德准数。式中  $Fr$  的范围为  $0.1 \sim 2$ , 就具体叶型而言, 当圆盘涡轮搅拌器的  $N_A$  值超过  $0.018$ , 开启涡轮搅拌器的  $N_A$  值超过  $0.016$  时, 搅拌叶轮都将不能正常地进行气液分散混合操作。同样, 为了有效地分散气体, 搅拌器应有一个最低的搅拌转速, 有时又称临界转速, 搅拌桨叶末端速度  $n_0 d$  至少应超过  $v_g$  的  $8 \sim 30$  倍, 才能达到良好的分散效果。搅拌器最低转速  $n_0$  可由下式计算:

$$\frac{n_0 d}{\left(\frac{\sigma_g}{\rho_c}\right)^{0.25}} = \alpha + \beta (D + d) \quad (5-22)$$



式中： $n_0$  为最低转速； $d$  为叶轮直径； $D$  为混合容器直径； $\sigma_g$ 、 $\rho_c$  分别为连续相表面张力和密度； $\alpha$ 、 $\beta$  为常数，对于六直叶圆盘涡轮搅拌器， $\alpha = 1.22$ ， $\beta = 1.25$ ；对于四直叶开启涡轮搅拌器  $\alpha = 2.25$ ， $\beta = 0.68$ 。

(2) 自吸式搅拌器 自吸式搅拌器的吸气速度随着搅拌湍动程度的增大而增加，但必须在最低搅拌转速以上才有吸气作用。最低搅拌转速  $n_0$  可由下式计算（最大误差可达 20%）：

$$\left[ \frac{(n_0 d)^2}{gH} \right] \left( \frac{\mu_c}{\mu_D} \right)^{0.11} = 0.21 \quad (5-23)$$

式中： $H$  为液层深度； $\mu_c$ 、 $\mu_D$  分别为连续相和分散相的粘度；料液的粘度范围  $(0.1 \sim 8) \times 10^{-3} \text{Pa}\cdot\text{s}$ ，在此临界转速以上的吸气量与搅拌器上方液层高度、搅拌转速、结构形式以及料液物性等因素有关，三棱形空心涡轮搅拌器在  $d/D = 1/3$ ， $H/D = 2$ ，搅拌器至罐底的距离  $y = d$ ，混合器有效容积为  $0.02 \sim 30 \text{ m}^3$  的水-空气系统中，当  $1.5 < Fr < 15$ ，其吸气量的经验公式为：

$$Q_g = 0.062 \ 3 n d^3 \quad (5-24)$$

(3) 表面曝气式搅拌器 这类搅拌器的最低搅拌转速  $n_0$  可由下式计算：

$$\frac{n_0 d}{\left( \frac{\sigma_g}{\rho_c} \right)^{0.25}} = 1.55 \left( \frac{D}{d} \right) \left[ \frac{(H-y)}{D} \right]^{0.5} \quad (5-25)$$

此式适用于有关曝气量的计算，六直叶圆盘涡轮搅拌器作为表面曝气使用，在全挡板的大型曝气池中，其最佳浸没深度约为液层深度的 15%，用于水-空气系统的关联式如下：

$$Q_g = 15.31 \left( \frac{n}{500} \right)^{2.5} \left( \frac{d}{4} \right)^{4.5} \quad (5-26)$$

## 5.2 容器通气搅拌功率的计算

### 5.2.1 容器不通气时的搅拌功率 $N_0$

容器内气体的溶解速度及混合强度与单位体积液体中输入的功率有很大的关系。容器不通气时的搅拌功率实验表明，在相同的条件下，容器不通气时的搅拌



功率，在空气鼓泡进入预先维持一定搅拌程度的液体中时，由于气体的密度小，将立即发生功率吸收的减少。这种减少的程度，显著地取决于搅拌器系统的类型及鼓泡的空气量。此时可参照式 5-15

$$Eu = \frac{N_0}{d^5 n^3 \rho} = K \left( \frac{d^2 n \rho}{\mu} \right)^a = K \cdot Re_m^a$$

式中： $N_0$  为不通气时的搅拌功率； $Eu$  为欧拉准数，当  $Re_m \geq 10^4$ ，达到完全湍流状态之后，随  $Re_m$  增加， $Eu$  几乎不变。六直叶圆盘涡轮  $Eu \approx 6$ ；六弯叶圆盘涡轮  $Eu \approx 4.7$ ；六箭叶圆盘涡轮  $Eu \approx 3.7$ 。

### 5.2.2 容器通气时的搅拌功率

迈凯尔 (Micher B.J.) 等人采用六直叶涡轮搅拌器将空气分散于液体中，测得容器通气时的搅拌功率与容器不通气时的搅拌功率之间有一定的关系，其关联式如下：

$$N_g = C' \left( \frac{N_0^2 n d^3}{Q_g^{0.56}} \right)^{0.45} \quad (5-27)$$

福田秀雄等对 100~42 000 L 的通气搅拌容器通过试验，对迈凯尔关联式进行了校正，得到如下关联式，即

$$N_g = 6.35 \left( \frac{N_0^2 n d^3}{Q_g^{0.08}} \right)^{0.39} \quad (5-28)$$

式中： $N_g$  为通气搅拌功率，W； $n$  为搅拌叶轮的转速，r/s； $d$  为直径，m； $Q_g$  为通气体积流量， $m^3/s$ ； $C'$  为与搅拌容器等几何尺寸有关的常数（有单位）。

此式使用于较大的搅拌容器，如  $40 m^3$  且比例尺寸在正常范围内的罐，其计算误差较小。

**[例 5-4]** 发酵罐直径 1.8 m，采用直径 0.6 m，转速 168 r/min 的单个六弯叶圆盘涡轮搅拌器，罐内装有 4 个标准挡板。通气量  $1.42 m^3/min$ ，罐内绝对压强 152 kPa，料液粘度  $1.96 \times 10^{-3} Pa \cdot s$ ，料液密度  $1 020 kg/m^3$ ，试计算通气搅拌功率  $N_g$ 。

解：假定液体为牛顿流体。

(1) 根据  $Re_m$  计算不通气时的搅拌功率  $N_0$



$$Re_m = \frac{d^2 n \rho}{\mu} = 5.25 \times 10^4 \text{ 可知 } Eu = 4.7$$

则  $N_0 = Eu \cdot d^5 \cdot n^3 \cdot \rho = 8\ 183 \text{ (W)}$

(2) 计算通气时的搅拌功率  $N_g$

$$N_g = 6.35 \left( \frac{d^3 N_0^2 n}{Q_g^{0.08}} \right)^{0.39} = 6.35 \left[ \frac{8\ 183^2 \times \frac{168}{60} \times 0.6^3}{\left(\frac{1.42}{60}\right)^{0.08}} \right]^{0.39} = 6\ 610 \text{ (W)}$$

## 6 气液混合方法和设备

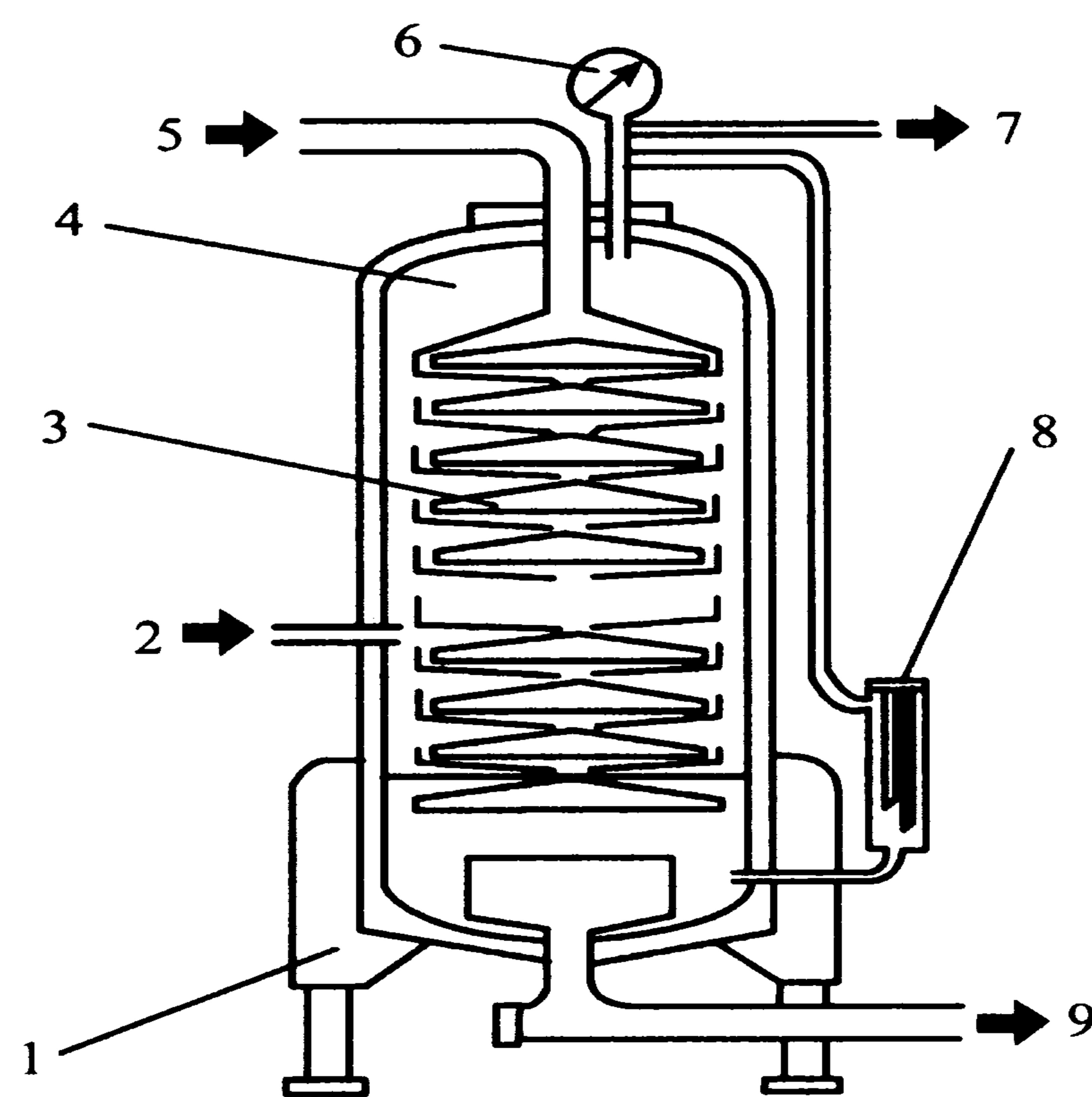
气液混合在食品上常见的是用  $\text{CO}_2$  气和水制备碳酸饮料、向通风式发酵罐等需要气体供应及气体分散的设备供给足够的相应气体，并保证气体实现工艺所要求的分散程度。本节对食品方面经常使用的方法和设备加以介绍。

### 6.1 碳酸化方法和设备

碳酸化器就  $\text{CO}_2$  气体和水的混合接触形式来看，使用较多的有 3 种：薄膜式、喷雾式和喷射式。

#### 6.1.1 薄膜式碳酸化器

在冷水成薄膜状流动过程中与  $\text{CO}_2$  气体接触完成碳酸化。薄膜式碳酸化器基本结构如图 5-14 所示。碳酸化过程是在一个密闭的压力容器中进行。 $\text{CO}_2$  经过阀门恒定地向该密闭容器输送，充满整个容



1. 支架 2.  $\text{CO}_2$  入口 3. 吸收圆盘  
4. 容器 5. 冷水入口 6. 压力表  
7. 排气管 8. 液位计 9. 碳酸水出口

图 5-14 薄膜式碳酸化器



器。内压控制在  $0.4\sim 0.6$  MPa。经过冷却的水用泵压入容器内，由一直立管上口溢出。在直立管上固定有几组一反一正扣在一起的圆盘（成膜圆盘）。溢出的水均匀落在圆盘表面上，形成一层层的较薄的水膜，这些水膜的表面就是  $\text{CO}_2$  和水的接触面积。在水成膜状流过的过程中，完成碳酸化。碳酸水由碳酸化器的底部出口流出，被送往灌装机。

### 6.1.2 喷雾式碳酸化器

结构由活塞泵、碳酸化罐、机座和管路组成，如图 5-15 所示。

碳酸化罐是一个密闭容器，是  $\text{CO}_2$  气体和处理水在一定压力下混合的场所。

碳酸化罐的外罩用钢板焊接而成。内筒为不锈钢胆，要有足够的耐酸耐压强度。内筒和外罩的夹层填有隔热材料。内筒四周装有进  $\text{CO}_2$  气体的止逆阀、液位指示器、放气阀及安装在顶部的压力表并伸出外罩。 $\text{CO}_2$  气体止逆阀由黄铜制成，限制  $\text{CO}_2$  气体逆流。压力表一般小于  $0.2$  MPa。放气阀可放出桶内空气，保证碳酸化效果。液位指示器可以了解罐内的液位，也是一个液位控制器，在指示玻璃管内，装有两根电极，分别控制泵的启动和停止。

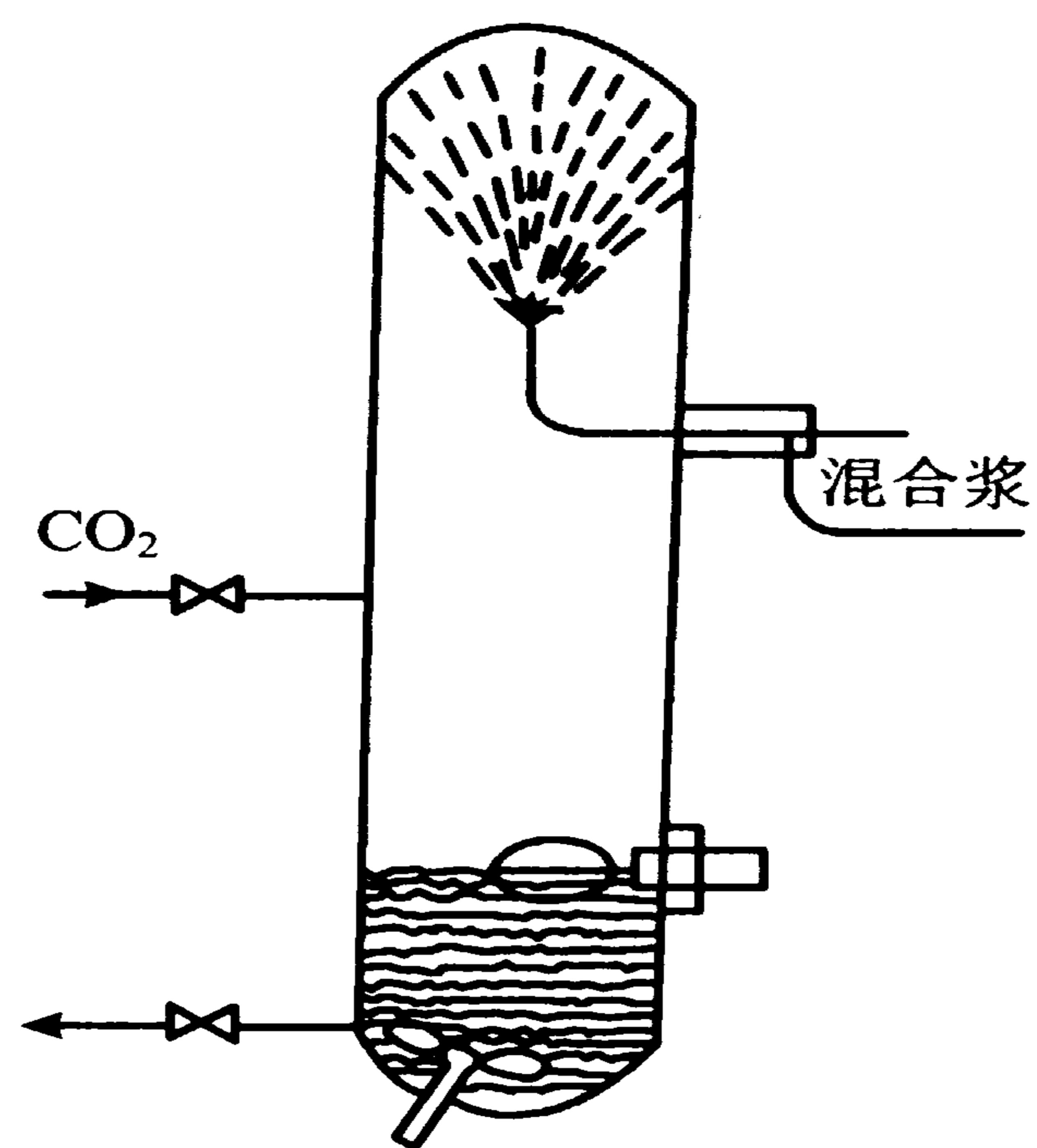


图 5-15 喷雾式碳酸化器

### 6.1.3 喷射式碳酸化器

喷射式碳酸化器是目前使用越来越多的一种碳酸化器。它主要是一只文氏管，如图 5-16 所示。

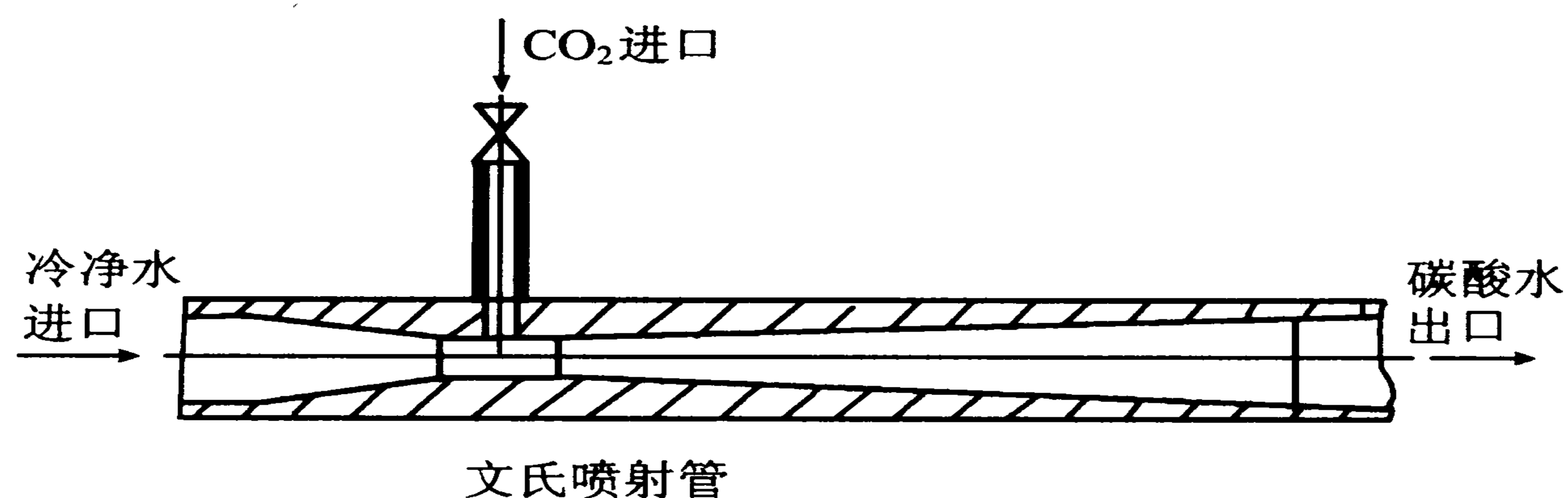


图 5-16 喷射雾化原理



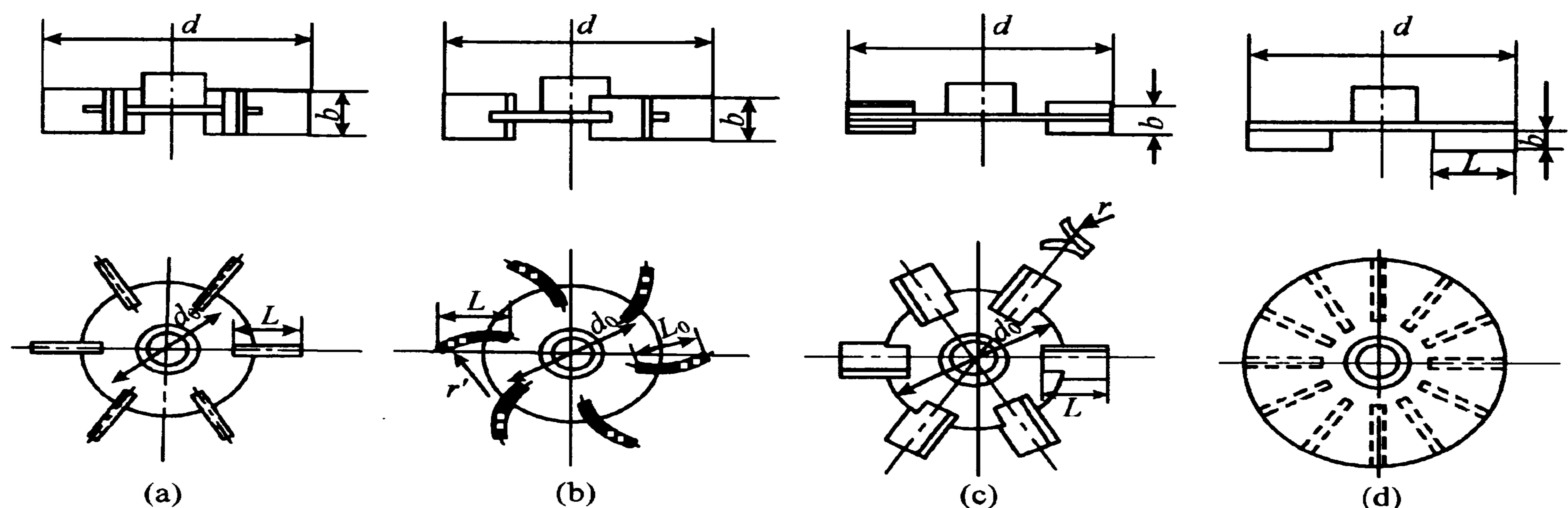
喷射式碳酸化器的原理和结构：处理水由泵加压（1.0 MPa 左右）通过水管进入碳酸化器（其内部的液体通道之中设有一个咽喉）。由于咽喉的截面逐渐收缩，水流的速度剧增。由流体力学可知，随着流速的增加，水的内部压强速降，这样，在咽喉的末端处形成低压区，因此，会不断吸入  $\text{CO}_2$  气体；同时喷嘴出口处的环境压力和水的内压形成较大的压差，为了维持平衡，水爆裂成很细小的水滴，而水与  $\text{CO}_2$  有很大的相对速度使水滴变得更加细微。这样，使得水和二氧化碳具有了很大的两相接触面积，提高了碳酸化效果。

## 6.2 气液混合搅拌器

这种气—液混合搅拌器是将通入的气体分散成气泡在液相中扩散。桨叶对气体产生剪切力使气体破碎成大量气泡，比自由鼓泡通气的气泡显著减小，加速表面更新及湍动，促进了相间扩散。

根据气液接触过程的供气方式，有通气式、自吸式与表面曝气式 3 种型式的气—液搅拌器。

通气式的结构型式参见图 5-17。在混合器中典型的安装尺寸比例为  $d/D = 1/3$ ，及  $H/D = 1$ 。这类搅拌器是将由压缩机等向容器通入的气体搅拌分散并实现气液混合的。



- (a) 六直叶圆盘涡轮式  $d:d_0:L:b=60:40:15:12$   
 (b) 六弯叶圆盘涡轮式  $d:d_0:L:b=60:40:15:12$   $r=0.5d_0$   $L_0=1.25L$   
 (c) 六箭叶圆盘涡轮式  $d:d_0:L:b=60:40:15:12$   $r=0.25d_0$   
 (d) 十二叶翼盘涡轮式  $d:L:b=20:6:2$

图 5-17 通气式气液搅拌器



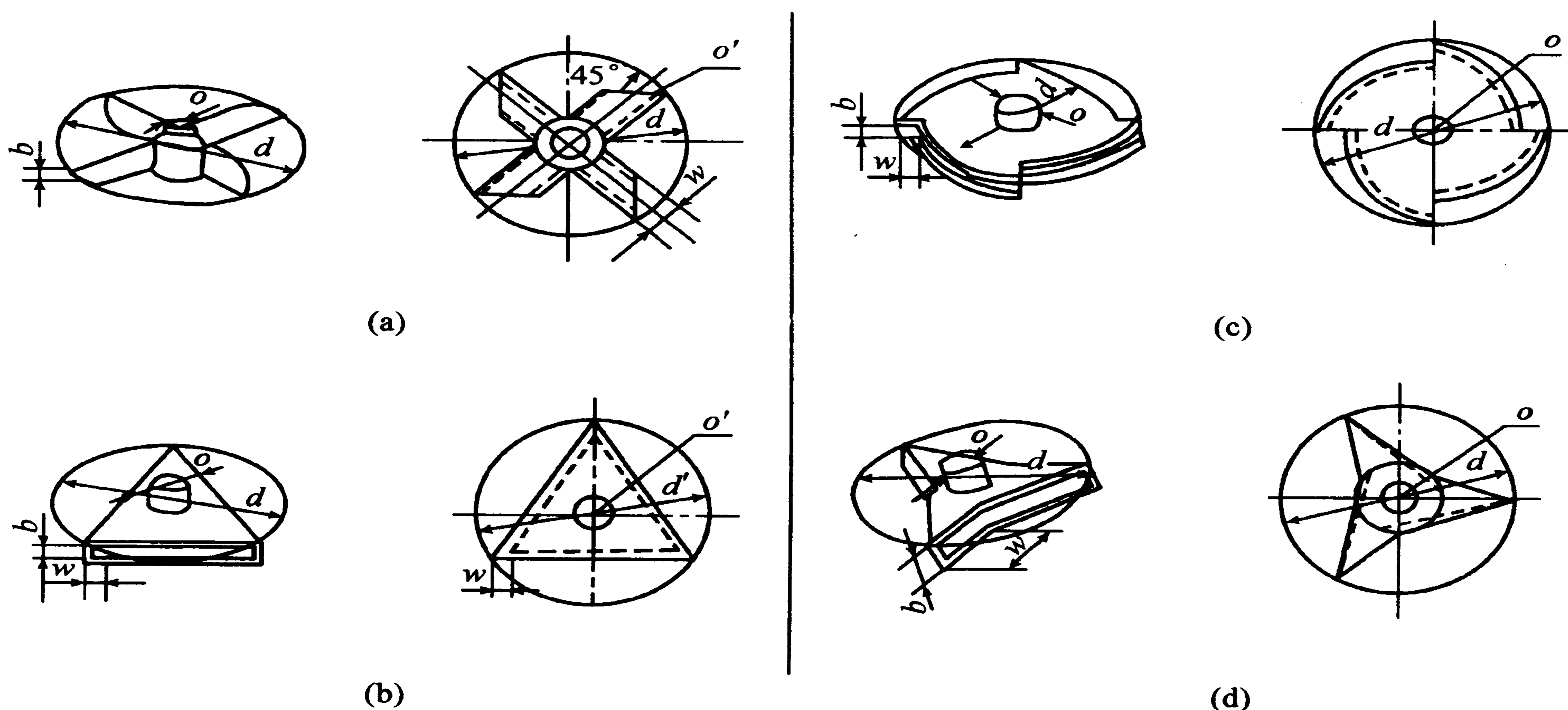
当  $H$  (液层深度)  $/D > 1$  时, 应装设多层同一型式的搅拌器, 其间距  $S_i$  与料液粘度有关。粘度较高时取  $S_i/d = 1.5$ , 反之取 2.5。

直叶圆盘涡轮式使通入罐底的气体受到阻挡在搅拌时可以得到较好的分散效果, 具有很大的循环输送量和功率输出; 弯叶式流型与平直叶类似, 但是能造成强烈的径向流动, 输出功率要小一些; 箭叶式轴向流动较强烈, 剪切差, 输出功率也较低。

自吸式的结构见图 5-18, 型式见表 5-2。典型的安装尺寸比例为  $\frac{H}{D} < 2, \frac{y}{d} = 0.8 \sim 1$ , 浆叶由主轴带动旋转, 直接从吸气管或空心轴引进器外气体, 或以导流筒与器内气体直接相通。这类搅拌器不需要压缩机, 在搅拌过程中自吸入气体。

表 5-2 自吸式搅拌器

| 类型   | 结构   | 主要尺寸比例 |          |          |                            |
|------|------|--------|----------|----------|----------------------------|
|      |      | 槽径/叶径  | 叶高/叶径    | 吸气口/叶径   | 排气口/叶径                     |
| 空心管  | 十字形  | 3      | 1/5      | 1/10     | ( $\phi \times 45^\circ$ ) |
| 空心涡轮 | 三角形  | 3.33   | 1/6      | 1/10     | 1/17                       |
|      | 四弯叶形 | 2      | 1/10~1/5 | 1/8~1/10 | 1/10~1/4                   |
|      | 三棱形  | 3      | 1/4      | 1/8~1/10 | 1/3                        |



(a) 十字形 (b) 三角形 (c) 四弯叶形 (d) 三棱形

图 5-18 自吸式气液搅拌器



转子在液体中高速旋转，气、液被甩向叶轮外缘，流体获得能量，能量与转速呈正相关。动能越大，排风也越大，转子中心形成负压，从而引起吸风越多，通过导向叶轮而使气液均匀分布甩出，在液体中形成微细的气泡，在湍流状态下混合、扩散，所以自吸式搅拌器在搅拌的同时完成了气液的混合任务。

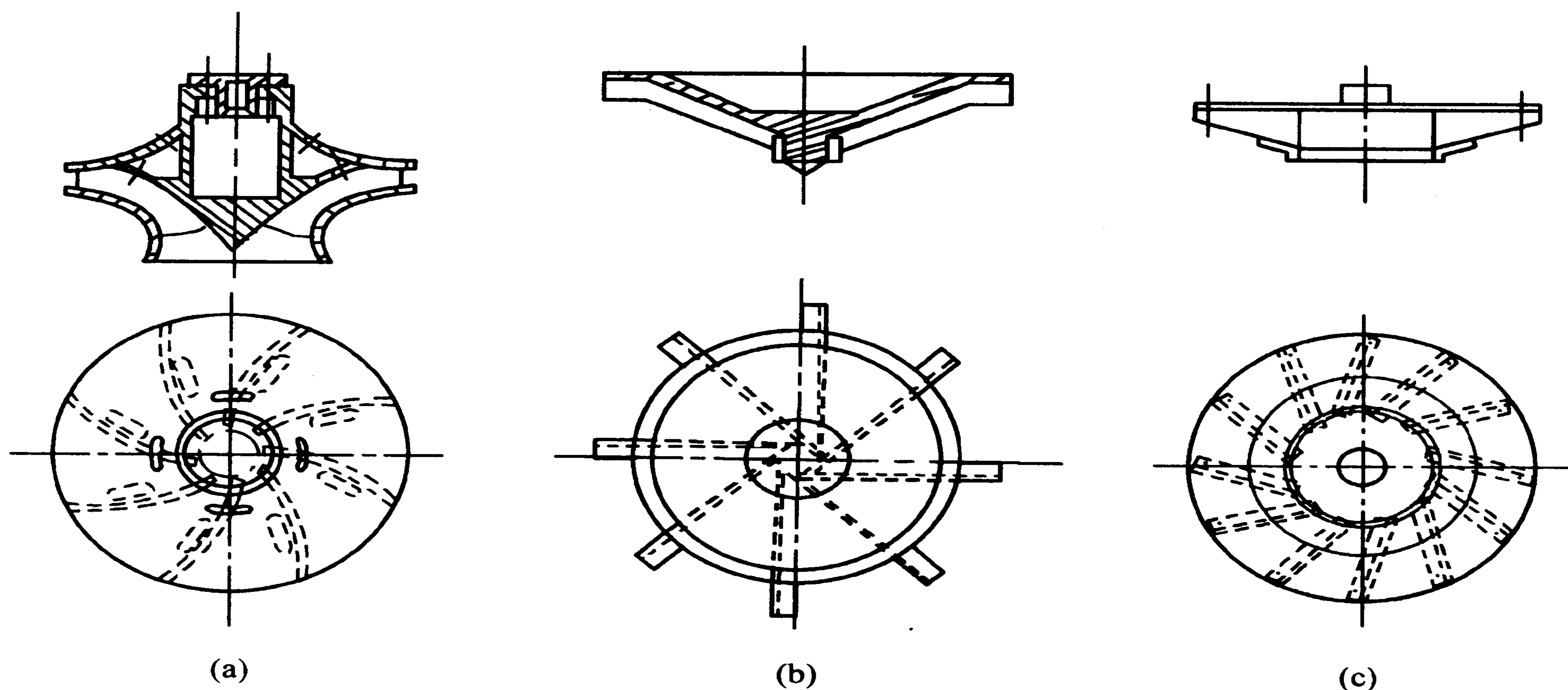
表面曝气式的结构型式见图 5-19，常用于污水的处理。结构有泵型、倒伞型和翼盘型几种。国内主要有泵型叶轮。它基本上为一种低压头大流量的水泵，叶轮直径分为 600 mm，900 mm，1 200 mm，1 500 mm，1 800 mm 等几种规格，常用线速度有 4.25 m/s，4.5 m/s，4.75 m/s，5 m/s 四种。

叶轮直径  $d$  与曝气池直径  $D$  以及水深  $H$  的合理比例关系为：

$$\frac{d}{D} = \frac{1}{(4.5 \sim 7.5)}$$

$$\frac{d}{H} = \frac{1}{(2.5 \sim 4.5)}$$

在圆形曝气池中，一般可在水面处装设 4 块挡板，宽度为  $(1/5 \sim 1/20) D$ ，高度为  $(1/4 \sim 1/5) H$ 。



(a) 泵型 (b) 倒伞型 (c) 翼盘型

图 5-19 表面曝气式气液搅拌器的结构型式



## 习题

1. 某混合器对 990 kg 食盐和 10 kg 碳酸镁进行混合, 对结果取 10 个样品分析碳酸镁含量(质量分数)如下: ①2.30; ②1.72; ③1.63; ④2.10; ⑤1.82; ⑥2.32, ⑦2.20, ⑧2.10, ⑨2.13, ⑩1.73, 试求混合物的均方差、标准差。

2. 将淀粉和干菜粉混合以生产汤料混合物。比例为 40:60。混合 5 min 后, 取样分析结果为, 以淀粉质量分率来表示, 则混合物组成的均方差为 0.082 3, 试问若要求混合物达到等于规定的允许的高限值 0.02, 还需混合多少时间?

3. 用平直双桨式搅拌器在容器内混合某种料液, 搅拌器的直径为 0.6 m, 转速为 40 r/min, 容器直径为 1.8 m, 容器内有 4 个挡板, 挡板宽度 0.15 m。已知料液的粘度为 2 600 cP, 密度为 1 630 kg/m<sup>3</sup>, 容器内液层深度为 1.90 m。试估算搅拌所需的功率。

4. 用带旋桨式搅拌桨的混合器来搅拌工业用甘油。已知容器直径为 1.63 m, 器内液层深度为 1.5 m, 甘油的密度为 1 200 kg/m<sup>3</sup>, 粘度为 16 Pa·s。若搅拌器转速为 500 r/min, 搅拌甚强烈, 测得电机功率为 12 kW, 试求搅拌器的直径。

5. 例 5-5 中如果采用的是六直叶圆盘涡轮搅拌器, 通气搅拌功率是多少?

## 思考题

1. 为什么调匀度不能完全反映混合物的均匀程度?
2. 怎样用分隔尺度、分隔强度来判定互不相溶组分、互溶组分、高粘度液体的混合均匀度?
3. 何为搅拌器的放大?
4. 怎样保证搅拌输入功率并防止“打漩”现象? 影响搅拌功率的因素有哪些?
5. 乳化液产生不稳定性的原因及其影响因素是什么?
6. 气液混合在食品工业中的应用有哪些? 气液混合搅拌器的型式及其特点。



## 本章重点符号说明

| 符号              | 含义                                       | 计量单位                     |
|-----------------|--|--------------------------|
| $c_i, c_m, c_0$ | 混合物的取样浓度、平均浓度真实值、取样的平均浓度                 | $\text{mol}/\text{m}^3$  |
| $c$             | 单位体积溶液中溶质的摩尔数,                           |                          |
| $d$             | 搅拌器直径                                    | m                        |
| $D$             | 搅拌的容器直径                                  |                          |
| $Eu$            | 功率准数或欧拉准数                                |                          |
| $Fr$            | 搅拌的佛鲁德准数                                 |                          |
| $g$             | 重力加速度, $g = 9.81 \text{ m}/\text{s}^2$ 。 | $\text{m}/\text{s}^2$    |
| $H$             | 搅拌器的压头                                   |                          |
| $H$             | 搅拌容器的液层深度                                |                          |
| $h$             | 搅拌器桨叶宽度                                  |                          |
| $L$             | 形状系数                                     |                          |
| $m$             | 相平衡常数, 或称分配系数, 无因次                       |                          |
| $n$             | 搅拌器转速                                    | r/s                      |
| $N$             | 功率                                       | W                        |
| $N_A$           | 通气准数, 无因次                                |                          |
| $Q$             | 体积流量                                     | $\text{m}^3/\text{s}$    |
| $Q_g$           | 体积流量                                     | $\text{m}^3/\text{s}$    |
| $Re_m$          | 搅拌的雷诺准数                                  |                          |
| $s$             | 调匀度                                      |                          |
| $S^2$           | 均方差                                      |                          |
| $y$             | 搅拌器到容器底的距离                               |                          |
| $\eta$          | 溶解度系数                                    |                          |
| $\mu$           | 液体粘度                                     | $\text{Pa}\cdot\text{s}$ |
| $\rho$          | 液体密度                                     | $\text{kg}/\text{m}^3$   |
| $\sigma^2$      | 均方差                                      |                          |



## 参考文献

- [1] 姚玉英等. 化工原理.(新版). 天津: 天津大学出版社, 2000
- [2] 基础化学工程编写组. 基础化学工程. 上海: 上海科学技术出版社, 1982
- [3] 谭天恩等. 化工原理.(第2版). 北京: 化学工业出版社, 1992
- [4] 无锡轻工业学院, 天津轻工业学院合编. 食品工程原理. 北京: 轻工业出版社, 1985
- [5] 孙君社. 现代食品加工学. 北京: 中国农业出版社, 2001
- [6] 金德仁. 化工原理. 北京: 化学工业出版社, 1993
- [7] 张裕中. 食品加工技术装备. 北京: 中国轻工业出版社, 2000
- [8] 高孔荣. 发酵设备. 北京: 中国轻工业出版社, 1991