

第5篇 搅拌与混合

编写人 傅焯街 陈朝瑜 马继舜

朱守一

审校人 区灿棋

zk455/0202

5.1 搅拌的基础理论

5.1.1 导 言

搅拌混合操作在化学工业中应用极其广泛，从操作目的来看，有下列各过程：

(a) 制备均匀混合物：如调和、乳化、分散、固体悬浮、捏合和团粒混合等。

(b) 促进传质：如萃取、浸取、溶解、结晶，气体吸收等。

(c) 促进传热：搅拌槽内加热或冷却。

(d) 在某些有化学反应情况，如硝化、聚合反应，利用搅拌，使参加反应物质接触良好，提高反应产率，控制反应混度或副反应。

这些过程的结果和经济性都与搅拌操作效果有密切关系。由于对搅拌操作的理论研究还很不够，对搅拌装置的选用和设计，至今仍带很大的经验性。

本章内容主要介绍液体搅拌和混合操作的基础理论，而在以后各章分别介绍除有关化学反应外，各种搅拌混合操作常用的装置型式，操作性能和设计等问题。有关搅拌装置在机械方面的问题将在5.10章讨论。

5.1.2 搅拌槽内液体的流动特性

(1) 槽内流体的流型

在搅拌操作中，利用叶轮旋转或其他方式，推动槽内液体在整个搅拌槽内按一定流型循环流动。槽内流体的流型与下列各因素是紧密关联的：

(1.1) 搅拌方式 (图1-1(a), (b), (c), (d))

(1.2) 搅拌槽、叶轮和槽内部构件 (如挡板、导流筒) 的几何型式，相对尺寸，安装位置 [图1-1(e)、(f)、(g)]

(1.3) 操作条件，如叶轮转数

(1.4) 处理物料性质

搅拌叶轮型式有适用于低粘度液体的 (图1-2(a)~(f)) 和高粘度液体的 (图1-2(g)~(i)) 两类。前一类叶轮，依在槽内旋转所产生的基本流体流型 (图1-3)，可区分为轴流式叶轮 (图1-2(d), (f)) 和径向流式叶轮 (图1-2(a)、(b)、(e)) 等两种。桨式叶轮 (图1-2(a)) 与涡轮式叶轮的区别主要为前者之叶轮速度 $V_t = 1.5 \sim 3(\text{m/s})$ ，而后者之 $V_t = 3 \sim 8(\text{m/s})$ 。折叶涡轮 [图1-2(c)] 是介于推进式和涡轮式中间形式的一种叶轮。依叶片倾角 α 的变化，而有不同流型。如 $\alpha < 30^\circ$ ，径向流不显著，主要为轴向流，而 $\alpha = 45^\circ$ ，径向流显著但轴向流比涡轮式的要大些^[25]。在槽内安装导流筒亦增大槽内流体的轴向流，而搅拌功率却增加得不多 [图1-1(g)]。

在无挡板槽内，不论安装哪种叶轮都产生打漩现象。这是因叶轮旋转所产生的切向流较强 (图1-4)，离心力作用于液体所产生的。在中心处旋涡深度随叶轮转数加快而愈加深，直到叶轮入口为止。此时吸入大量空气，引起搅拌轴的脉动。在搅拌槽内一旦有打漩现象产生，搅拌效果就降低，故一般除特殊过程外 (如比重较轻的固粒悬浮，自吸式气-液相搅

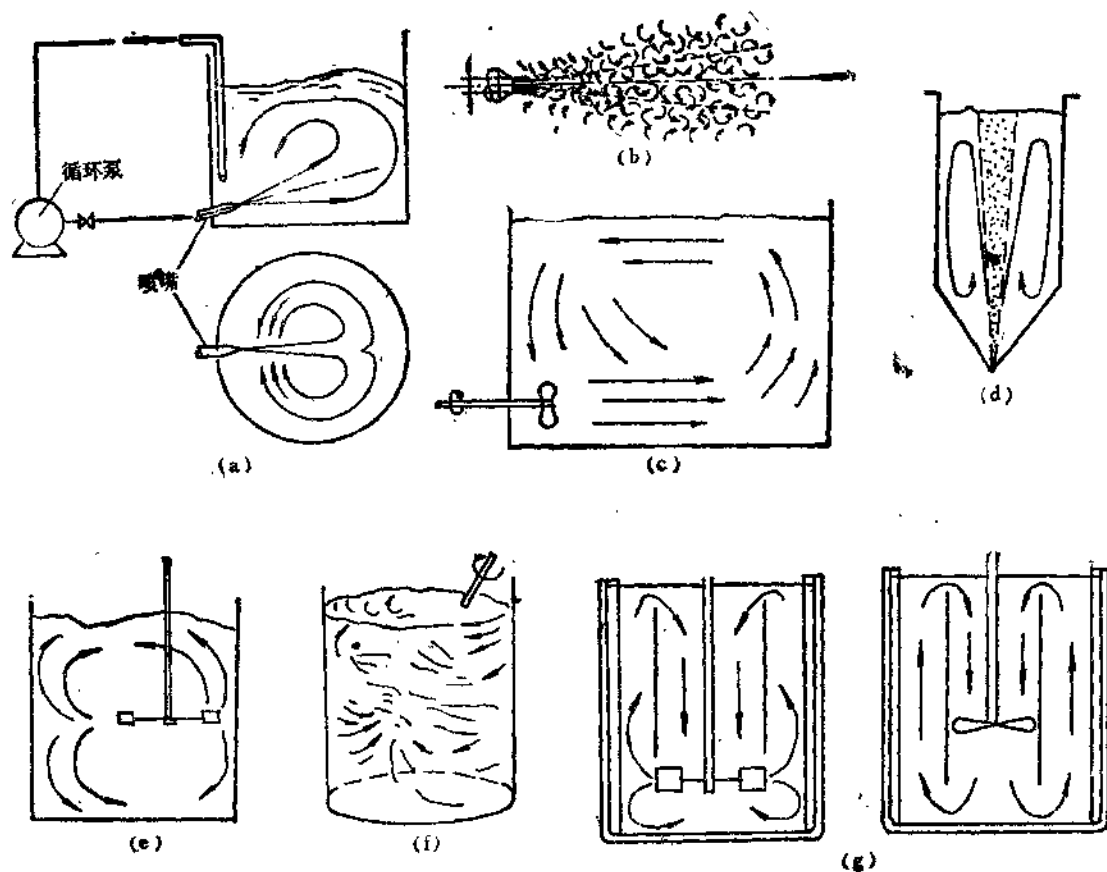


图 1-1 各种搅拌方式及槽内液体的平均流型
 (a)大型槽用射流搅拌; (b)射流和伴随流; (c)大型槽用侧进式搅拌; (d)气流搅拌;
 (e)偏心搅拌; (f)斜入式搅拌; (g)导流筒

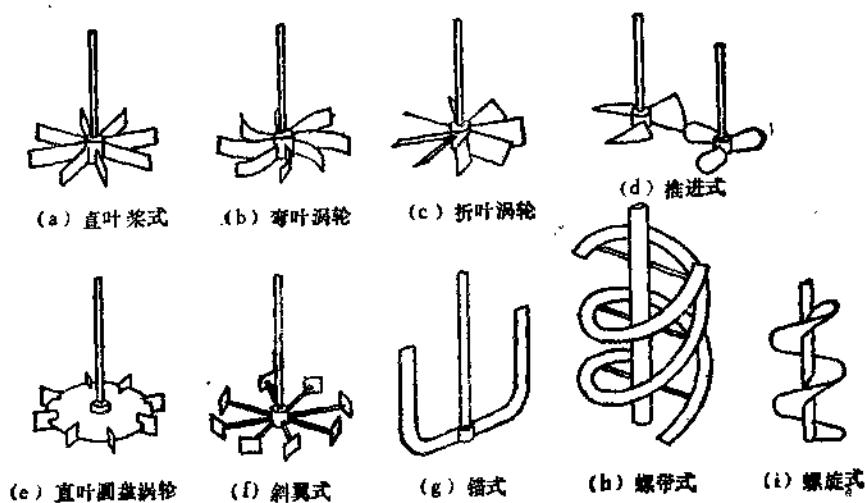
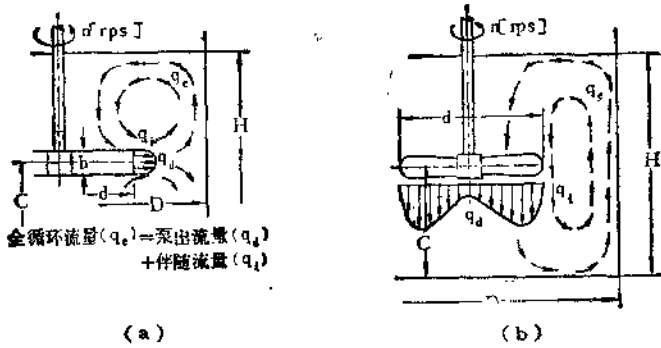


图 1-2 各种搅拌叶轮



(a) (b)

图 1-3 槽内液体循环流

(a) 径向流型 (b) 轴向流型

拌^(26,27,28)等) 都不希望有打漩现象。在槽内设置挡板或偏心安装叶轮〔图1-1(e)(f)〕都可克服这一缺点。

在有挡板槽内, 因挡板作用, 切向流被转换为轴向流 (如图 1-5 所示), 因而增大了槽内液体循环流, 有利于搅拌。涡轮式叶轮在中心位置时, 所产生的上下循环流随叶轮位置降低至槽底, 叶轮下部循环流会逐渐缩小, 最终完全转变为轴向流型 (图1-6)。

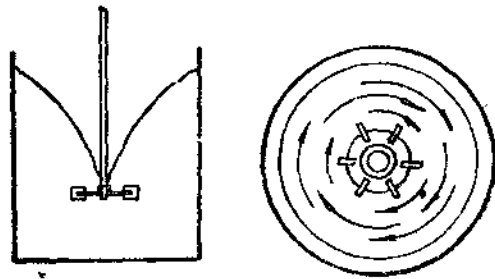
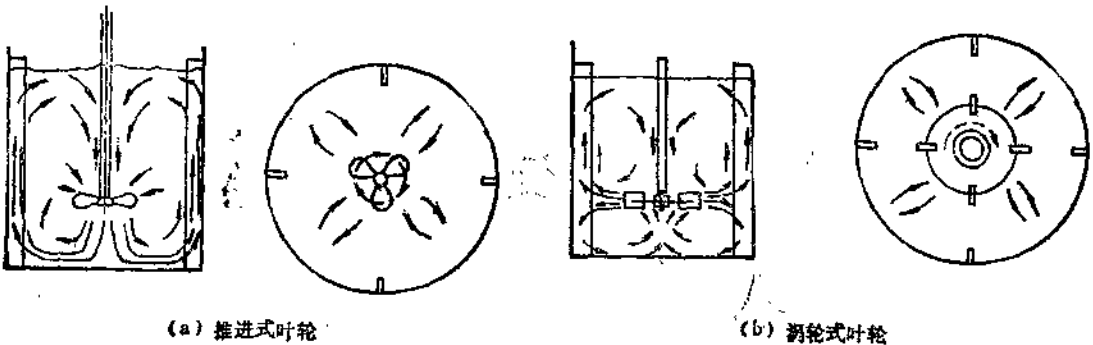


图 1-4 无挡板槽内流体流型



(a) 推进式叶轮

(b) 涡轮式叶轮

图 1-5 在有挡板槽内, 叶轮在中心位置时液体典型流型

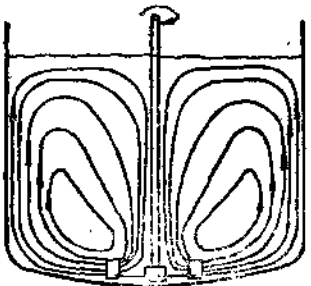


图 1-6 涡轮式叶轮在槽底时的流体流型

高粘度物料, 塑性或假塑性的细淤浆, 絮凝沉淀等的搅拌操作所用叶轮型式如图 1-2 (h~i), 其流型则如图1-7所示。为减少搅拌功率消耗, 或避免温度升高而使物料变质, 这类物料多在 Re 很低的条件下操作, 液体只在叶片周围流动〔图1-8(A)〕。因此, 设计时要十分注意槽内液体循环良好, 尽可能避免死角出现。

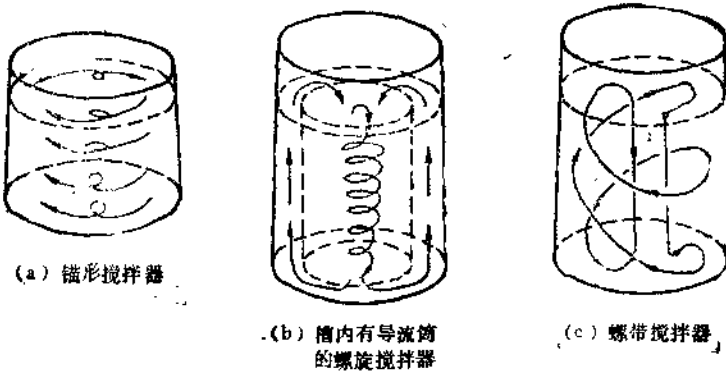


图 1-7 锚式、螺旋式、螺带式搅拌器内流型

依雷诺数 $Re = \frac{d^2 n \rho}{\mu}$ 的不同，槽内液体流动有不同的流态 (Re 是以叶轮直径表示的雷诺数。式中， d 、 n 分别为叶轮直径和转数； ρ 、 μ 为液体的密度和粘度)，从非常粘稠液到低粘度液体， Re 在 $1 \sim 10^5$ 以上范围内，在八直叶涡轮有挡板槽内的流态如图 1-8 所示。在

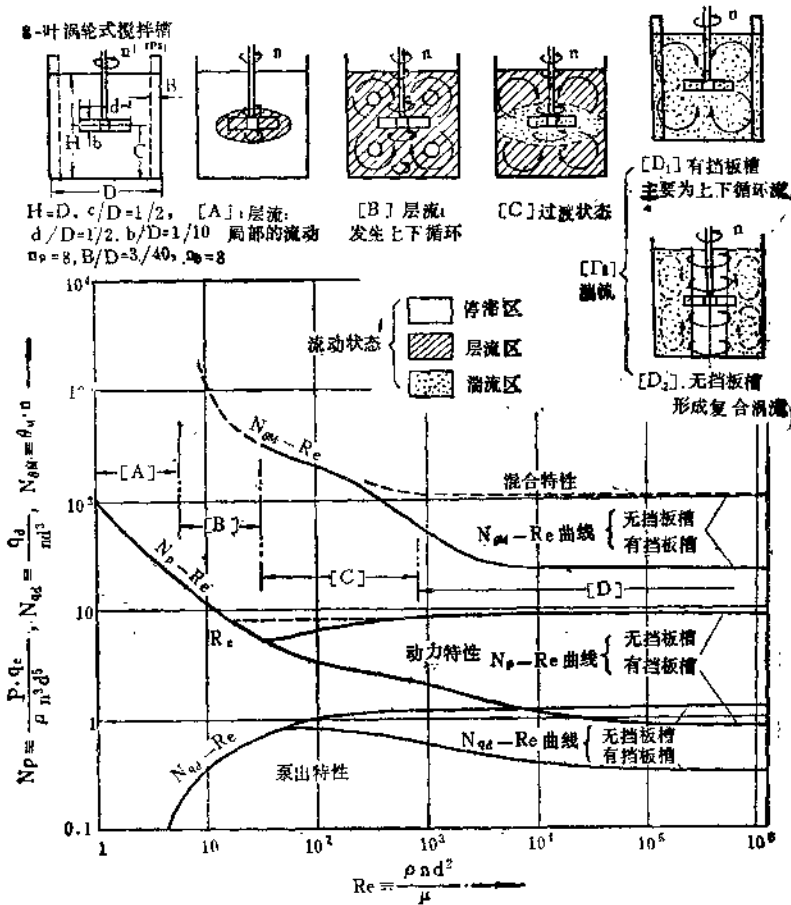


图 1-8 搅拌槽内液流的流态，动力循环和混合特性曲线^[30,34]

此图上, (a) 区间 ($Re=1\sim 10$), 液体仅在叶轮附近呈滞流旋转流动, 槽的其余部分为液体停滞区 (即死角); (b) 区间 ($Re\sim 10$) 自叶端有泵出流产生, 并引起整个槽内上下循环流; (c) 区间 ($Re=100\sim 1000$) 为过渡流态, 即在叶轮周围液体为湍流状态, 而上下循环流仍为滞流, 随 Re 增大, 其湍动程度增大。(d) 区间 ($Re>10^3$), 整个槽内的上下循环流都是湍流状态。当 $d/D<0.1$ 时, 槽内流体虽然仍为湍流状态, 但上下循环流不会遍及整个槽内, 易出现死角。图 1-8 上还列举了搅拌叶轮的泵出流量(q_d), 槽内循环流量(q_c), 搅拌功率消耗 (P), 和混合时间 (θ_m) 等操作性能与 Re 的关系曲线 (在此图上, 这些操作性能分别以无因次准数表示: 泵出流量准数, $N_{q_d} = \frac{q_d}{nd^3}$; 循环流量准数 $N_{q_c} = \frac{q_c}{nd^3}$; 功率准数 $N_p = \frac{P}{\rho n^3 d^5}$; 混合时间准数 $N_{\theta_m} = n \cdot \theta_m$)。由于搅拌性能与槽内液体流态的密切关系, 在设计叶轮、槽型及槽内部构件时, 首先应使槽内没有死角, 在槽内任何地方都有流体流动。其次依操作目的, 使槽内液体形成有效的流型和适当的流态。槽内流体流动的测定方法有: 示踪离子法^[30]、放射同位素法^[31, 32]、毕氏管测速计^[36]或热敏电阻测速计^[33]。

(2) 槽内流体的流速分布

图 1-9 和图 1-10 分别对应于八直叶涡轮有挡板槽及无挡板槽在湍流搅拌情况下 (相当于图 1-8 的 (d₁) 及 (d₂) 情况), 槽内液流在轴向、径向及切向上的流速分布。

(2.1) 在无挡板槽内的打漩现象实质为复合涡流 [图 1-9 (a)], 其切向流速分布可表示为:

强迫涡区 ($r_c < r < 0$)

$$u_t = r\omega \quad (1-1)$$

自由涡区 ($\frac{D}{2} < r < r_c$)

$$u_t = r_c^2 \frac{\omega}{r} \quad (1-1a)$$

式中 ω ——叶轮旋转角速度, $\omega = 2\pi n$;

r_c ——强迫涡区半径, 此值随 Re 改变, 在滞流及过渡流状态 $r_c \approx 0$, 在 Re 很大时⁽²⁾

$$\frac{r_c}{(d/2)} = \frac{Re}{1000 + 1.43Re} \quad (1-2)$$

上式说明在叶轮周围的 r_c 范围内之切向流具有固体旋转规律。

(2.2) 槽内液体的上下循环流是由叶轮的泵出流所引起的。图 1-9 (d) 和图 5-10 (d) 即为这种循环流的流线图。此图更正确地反映了槽内液体流型。根据流线特性, 流线密度大小表示该处流体速度的大小。在叶轮尖端附近和正对叶轮槽壁间, 流线密度很大, 表明在叶轮附近液流速度很高。在此区域附近, 流线密度变化很大, 又表明叶轮附近液流内的湍流混合或剪切力都很大, 形成搅拌槽内的强搅拌区域。有槽板槽的这个区域比无板槽的要大。随循环流远离叶轮, 流线密度逐渐变小, 液流速度也逐渐降低, 混合作用也相应地变小。故有人把整个搅拌槽划分为强搅拌区域和对流循环区域。前一区域主要有强烈搅拌流体的作用, 而后一区域则主要是将整个槽内流体逐次送因到叶轮附近的强搅拌区域, 使之一次次地受到

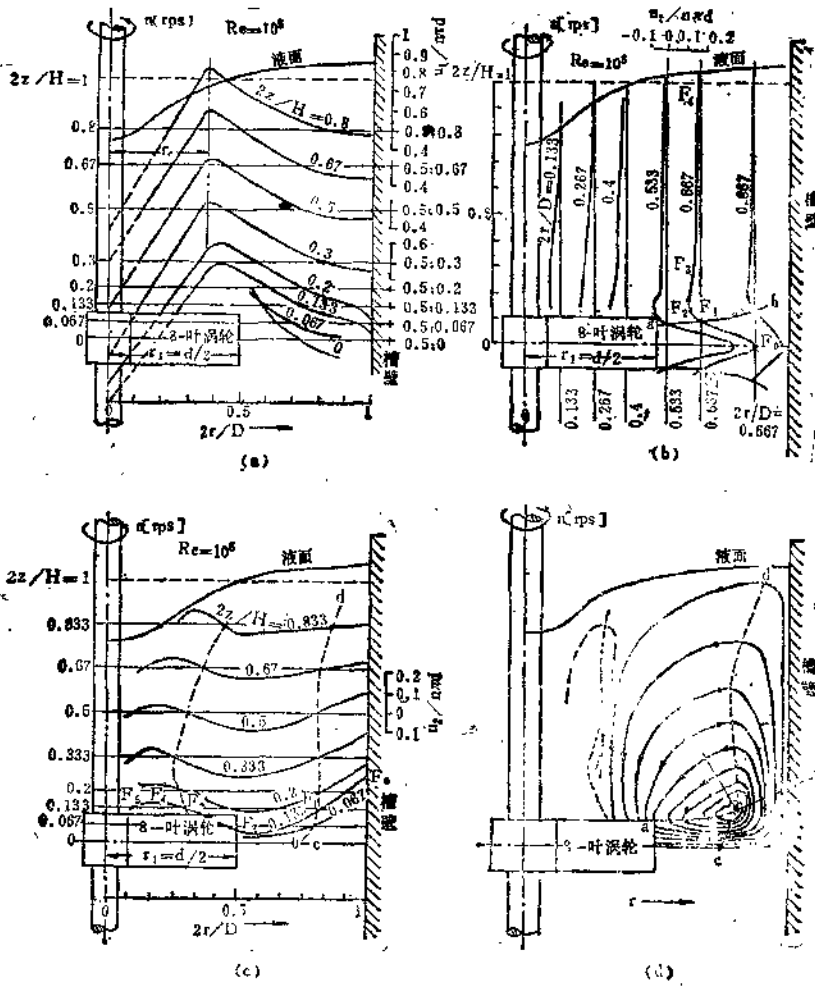


图 1-9 无挡板槽内流体的流动状况^[9, 10]

(a) 切向速度 u_t 分布; (b) 径向速度 u_r 分布;
(c) 轴向速度 u_z 分布; (d) 上下循环流流型

$$H/D=1, \text{ 8叶涡轮}; \quad d/D=\frac{1}{2}, \quad \frac{b}{D}=10, \quad n_p=8$$

$$\frac{C}{D}=\frac{1}{2} \quad (\text{对应于图1-8}(D_2))$$

强烈地搅拌作用。若循环流速增大，则循环所需的时间缩短。或者说，在单位时间内，槽内液体循环次数增多，受到强烈搅拌的次数也增多。在搅拌槽内，这两个区域所具有作用的相对大小，对均相液的混合速度、液滴或气泡的分裂和聚集程度 (coalescence)、固粒悬浮状态或悬浮固粒分布以及非均相传质等操作都有非常重要的意义。

在无挡板槽内，液体的循环流较弱 [图1-9(a)(d)]，表1-1列出八叶涡轮搅拌槽内，安装标准挡板和无挡板时性能比较。但在无挡板槽内，液体的切向泡较强，掠过传热面的速度很大，这对传热非常有利。在搅拌传热时常利用这一特征。

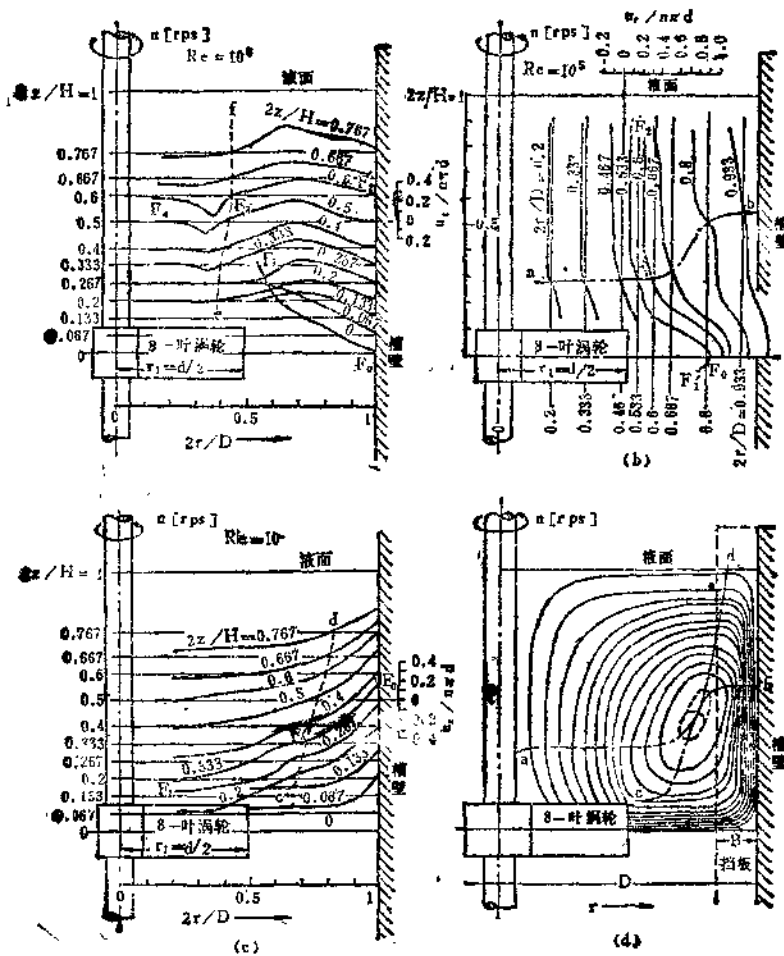


图 1-10 有挡板槽内流体的流动状况⁽²⁸⁾
 (a) 切向速度 v_{θ} 分布; (b) 径向速度 v_r 分布;
 (c) 轴向速度 v_z 分布; (d) 上下循环流流型

$H/D=1$, 8叶涡轮: $\frac{d}{D} = \frac{1}{2}$, $\frac{b}{D} = \frac{1}{10}$, $n_p = 8$

$\frac{c}{D} = \frac{1}{2}$ (对应于图1-8(D))

表 1-1 无挡板槽及有挡板槽性能比较⁽²⁸⁾

	同一搅拌速度		同一搅拌功率	
	搅拌动力比	循环流量比	循环流量比	剪切强度比
无挡板槽 有挡板槽 比	$\frac{1}{10}$	$\frac{1}{4}$	$\frac{5}{9}$	$\frac{4}{3}$

(2.3) 搅拌叶轮的泵出流量和压头是重要的操作性能参数。槽内液体的循环量等于叶

轮的泵出流量和伴随流量 (q_i) 之和 (图1-3(a)、图1-3(b))。

在湍流区域 ($Re > 10^3$), 二者间关系如下式表示:

$$Nq_c = Nq_d \left\{ 1 + 0.16 \left[\left(\frac{d}{D} \right)^2 - 1 \right] \right\} \quad (1-3)$$

对于桨式, 涡轮式叶轮在湍流时^[36,34]

$$Nq_d \propto \left(\frac{d}{D} \right)^{-2.5} \left(\frac{b}{D} \right) (n_p)^{0.7} \quad (1-4)$$

对于推进式叶轮(三叶, $s = d$, $c = d$, $0.2 < \frac{d}{D} < 0.33$)^[35]

$$Nq_d = 0.654 \left(\frac{d}{D} \right)^{0.16} \quad (1-5)$$

式中 Nq_c, Nq_d ——分别为循环流量准数和泵出流量准数;

b, n_p ——叶轮的叶片宽度 (m) 和片数;

d ——叶轮直径, m;

s ——叶片螺距;

c ——叶轮距槽底的高度, m;

D ——槽直径, m。

以上诸式不适于槽内安装有导流筒的情况。叶轮的泵出流量依叶轮型式和几何尺寸不同有很大的差别, 在完全湍流的有挡板槽内 $Nq_d = 0.2 \sim 2.9$, 而循环流量约为泵出流量的 1.5~2 倍。

槽内液体循环一次所需时间, 即翻转时间 (Q_c), 也是槽内液体循环性能的代表法之一。如上所述, 在槽内液流质点沿流线流动的液流速度和翻转时间都是随在槽内部位不同而改变的, 实际上, 为方便设计, 常采用平均流速或平均翻转时间来表征的。即

$$V_b = \frac{q_c}{0.785D^2} \quad (1-6)$$

$$Q_c = V/q_c \quad (1-7)$$

式中 Q_c ——平均翻转时间, s;

V_b ——平均流速, m/s;

D ——槽直径, m;

V ——槽内流体体积, $V = \frac{\pi}{4} D^2 H$, m³;

H ——槽内液层高度, m。

叶轮的泵出流也具有一定的压头, 以克服循环流中液流改变流速或方向等惯性损失。整

理 $P = \rho q_d H$, $Np = \frac{P}{\rho n^3 d^5}$ 和 $Nq_d = \frac{q_d}{nd^3}$ 三式得到

$$H = \frac{Np}{Nq_d} \cdot \frac{(n^2 d^2)}{q_c} \quad \text{m 液柱} \quad (1-8)$$

式中 H ——叶轮的压头, m 液柱;

ρ ——液体密度, kg·s²/m⁴。

由上式可知, 叶轮压头比例于叶端速度, 它是泵出流中剪切力大小或湍动程度的量度表

示法之一。

(3) 混合过程的机理

从扩散模型来看，混合过程的机理有三：

(a) 分子扩散 由分子的相对运动引起的物质传递。这种混合过程是在分子尺度的空间内进行的。

(b) 湍流扩散 由湍流场中，涡旋分裂运动所引起的物质传递，这种混合过程是在涡旋尺度的空间内进行的。

(c) 主体对流扩散 包括一切不属于分子运动或涡旋运动所引起的扩散过程，如在搅拌槽内对流循环流所引起的物质传递。这种混合过程是在搅拌槽这样大的大尺度空间内进行的。

显然，均匀混合的最终阶段是分子扩散。浓度较高、尺寸较大的液体微团，由液体的对流运动和湍流分裂运动分散成为浓度较低、尺寸较小的液体微团，不可能达到均质混合，但由于较小液体微团间的接触面积增大，从而加速了分子扩散混合。

大多数混合过程，这三种机理同时存在。对于高粘度液体多在滞流状态下搅拌，混合过程主要为分子扩散和主体对流扩散的综合作用。而对更高粘度的物料，如高分子聚合物，其分子扩散系数更小，在捏合操作的有限时间内主要靠主体对流扩散。

一般流体的分子扩散系数值约为 $10^{-5} \sim 10^{-6} \text{cm}^2/\text{s}^{(11)}$ ，而湍流扩散系数 \mathcal{D} 则约从几到几十 (cm^2/s)，故在湍流搅拌操作中，湍流混合占有重要位置。

现用Kolmogoroff理论说明湍动混合^[5,8,11]。

已知湍流场是由各种大小不同的涡旋构成的。液体具有的能量都分布在这些涡旋中，比例于涡旋尺寸，尺寸大的涡旋含有的能量也大，当无外界能量加入时；由于大尺寸涡旋外缘上二点间流体的速度差（图1-11）所产生的剪切力，能够不断把较大尺寸涡旋逐级分裂成较

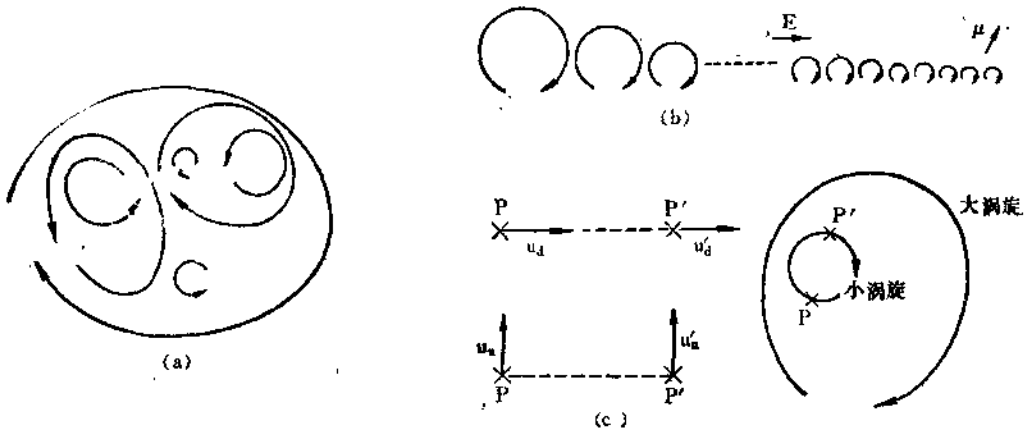


图 1-11 复杂涡旋模型

(a) 复杂涡旋模型；(b) 涡旋大小的分布顺序；(c) 小涡旋的分裂

小尺寸涡旋。与此同时，也把大尺寸涡旋内的能量传递给较小尺寸涡旋。一般假定涡旋在分裂中几乎没有能量耗散，而为理想流动。故这样的涡旋分裂过程将继续下去，直到最小涡旋尺寸 (λ_v) 为止。凡是尺寸小于 λ_v 的涡旋，就不再继续分裂，而由液体的粘滞力作用，使涡

旋消失，并把最小涡旋具有的能量，全部转化为热能即能量耗散。

最小涡旋尺寸 λ_w 相当于涡旋雷诺数 $Re_r = \frac{rv_r \rho}{\mu} \approx 1$ 时的涡旋尺寸。式中 r 为涡旋尺寸，

v_r 代表间距为 r 的两点间流体的相对速度。

当有外界能量不断加入搅拌槽内时，如果其加入能量恰等于液体的能量耗散，则在液体湍流场中，在任何时刻，从最大尺寸（ $r \propto D$ ），直到最小尺寸（ λ_w ）范围内的各种尺寸涡旋都同时存在；并且不断产生同时又不断消失，形成平衡状态下的连续涡旋分布，此即稳定的湍流状态。此时，最小涡旋尺寸 λ_w ，间距为 λ_w 二点间流体的相对速度 v_r ，分别可由下式表示：

$$\lambda_w \propto (v^3 / p_v)^{1/4}; \quad v_r \propto (p_v \cdot v)^{1/4} \quad (1-9)$$

式中 v ——液体的动力粘度， cm^2/s ；

p_v ——局部单位体积的能量耗散， $\text{g}/\text{cm}^2 \cdot \text{s}$ 。

在湍流场内，间隔为任意距离 r 的两点间流体的相对速度为 v_r 。当 $r < \lambda_w$ 时，

$$v_r = v_r \left(\frac{r}{\lambda_w} \right) \propto \left(\frac{p_v}{v} \right)^{1/2} \cdot r \quad (1-10a)$$

此时， $Re_r < 1$ ，粘滞性影响很大，液体内粘滞剪切力为：

$$\tau \propto \rho (p_v / v)^{1/2} \quad (1-10b)$$

当 $r \gg \lambda_w$ 时，

$$v_r \propto (p_v r)^{1/3} \quad (1-11a)$$

此时 Re 很大，粘滞性影响很小，湍流动压头 Δp_k 重要，

$$\Delta p_k = \frac{1}{2} \rho v_r^2 \propto \rho (p_v r)^{2/3} \quad (1-11b)$$

以搅拌水为例，在单位体积功率消耗 $\bar{p}_v = 1 \text{Hp}/\text{m}^3$ 时，最小涡旋尺寸 λ_w 约为 $40 \mu\text{m}$ ，而气-液或液-液搅拌操作，在同样条件下，气泡或液滴的大小一般约为 1mm ，也有小到 $100 \mu\text{m}$ 的。即分散气泡或液滴的空间尺寸远比最小尺度涡旋为大（ $r > \lambda_w$ ）。这时，气泡或液滴的分散过程由湍流动压头控制（式1-11）。如果加入了活性物质，此时气泡或液滴直径可小到几 μm ，即 $r < \lambda_w$ ，这时，泡滴的分散过程由粘滞剪切力控制。

从式（1-9）~（1-11）来看，湍流混合作用都与 p_v 相关，故常用 p_v 来表征湍流搅拌强度因子。

在湍流搅拌槽中，除 p_v 外，其他的湍流特性如湍流扩散系数（ $\mathcal{D}_t = v_r \cdot L \text{cm}^2/\text{s}$ ），或湍流强度（ $\sqrt{\overline{v'^2}} / \bar{u}$ ）的分布如图1-12（b）所示。对高粘度液体的搅拌是在滞流状态下进行的，因此，上述湍流状态的模型是不适用的。由 $p_v \propto \mu (\dot{\gamma})^2$ （式中 $\dot{\gamma}$ 为液体中剪切速度梯度。）在滞流搅拌槽内仍可测量出某些滞流特性的分布，如图1-12（a）所示。

从这些图上，可以更加清楚地看出：在搅拌槽内湍流特性的分布不是处处相同的，它与槽内液体流型及流动状态紧密相关^[5d]。如在叶轮附近（其范围约占总液体体积的百分之几）之 p_v 值约为平均值 \bar{p}_v （ $\bar{p}_v = \frac{P}{V}$ ）的15~20倍。同样，叶轮附近之湍流强度，或湍流扩散系数也要分别比其平均值大几倍。对于滞流状态，这些差值还会更大些。如在叶轮附近之 p_v 比 \bar{p}_v 要大几十，甚至百倍以上。而剪切力则比平均剪切力大十倍以上^[6]。由此说明，高粘度液体搅拌时，单位容积功率消耗及剪切力分布，更集中在叶轮附近。

Keey 在全挡板槽内，搅拌牛顿流体，对加入能量消耗的分配情况大致为：消耗于叶轮

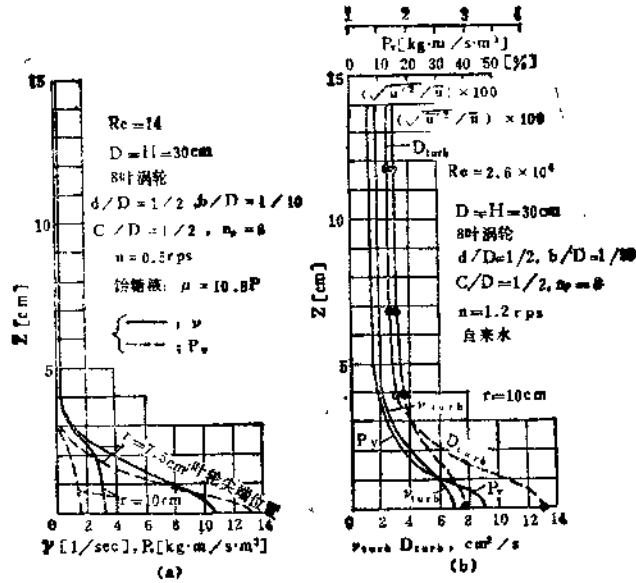


图 1-12 搅拌槽内剪切形变速率 γ 和湍流特性分析⁽⁴⁾

(a) 剪切速度 γ 和搅拌消耗功率, P_v 分布 (层流状态) (对应于图1-8(A)); (b) 湍流速度 $\sqrt{u'}/\bar{u}$, 湍流扩散系数 D_{turb} , 湍流粘度 γ_{turb} 和搅拌消耗功率 P_v 分布 (湍流状态) (对应于图1-8(D))

内的能量约为加入总能量的20%，消耗于叶轮附近区域的约为50%，而占总液体体积的90%的循环流区域，才消耗其余的30%。 $\frac{D_v}{P_v}$ 比值，在叶轮附近为70，近槽壁处约为3.5，而在

循环流区域仅约0.76。由此，再次说明了把搅拌槽划分为强搅拌区和对流循环区的合理性，以及叶轮附近强搅拌区流体的流动特性对搅拌效果的密切关系。这在设计时不可不注意。

在 $Re > 10^3$ 的湍流场内，涡旋的尺寸很小，具有各向同性的性质，其流动特性与几何尺寸无关⁽³⁵⁾。

由于对搅拌槽内湍动混合规律还研究得不够，以致若干定量的研究结果，还不能直接用于设计。但对以上资料仅是定性的了解，也有助于搅拌器的选择和改进。

5.1.3 搅拌效果

(1) 搅拌效果的表示法

依操作目的不同，搅拌效果有不同的表示法。常用的表示法列于表1-2内。

在实际中，通过实验研究，中试或工业实例分析，整理出搅拌效果与操作参数间的关系式。但根据搅拌效果的不同表示法或不同的操作条件，可以得到很多而彼此结果差异很大的关系式。因此，对于给定混合过程，搅拌效果的表示法和主要操作因素的确定，应该特别审慎。选出的关系式的实验条件要尽可能符合给定条件，才能使设计的搅拌装置满足操作目的和经济性。否则，所得结果不一定满足过程要求，至少是使过程的经济性很差。

以最简单的均相调合为例，在选用混合时间来表征搅拌效果时，就会发现下列两点值得考虑。

(a) 对于给定混合过程，究竟选择多大的空间尺度作为最终均匀混合的判定基准？

表 1-2 操作目的和搅拌效果表示法⁽¹⁾

操作目的	搅拌物系	搅拌效果表示法
均匀混合	调和均相互溶液系	混合时间 θ_m 或 $N_{\theta_m} = n \cdot \theta_m$; 混合指数
非均相分散	液-液相系	均匀分散(乳化)时间 θ_m ; 分散相液滴的比表面积 a , 或滴径分布, 或平均滴径 \bar{d}_v
	气-液相系	均匀分散时间 θ_m ; 气泡的比表面积 a , 或气泡平均直径 \bar{d}_v 和气泡直径分布
	固-液相系	悬浮状态, 悬浮临界转速 n_c (rps); 悬浮固粒浓度或比表面积 a
非均相传质	溶解(固-液相系)	溶解速度或平均溶解速度 以固粒表面积为基准的液膜传质系数 k_c , 总容积传质系数 K_v
	萃取(液-液相系)	萃取速度, 萃取效率, 液滴比表面积 a ; 总容积传质系数 K_v 或液滴内(外)表面为基准的液膜传质系数 k_c
	吸收(气-液相系)	吸收速度, 气泡比表面积 a ; 总容积吸收系数 K_v , 膜传质系数 k_g, k_l
传热	固-液间	传热速率 Q kcal/h, 单位容积传热速率 Q_v kcal/m ³ ·h, 液膜传热系数 b_t , 总传热系数 K

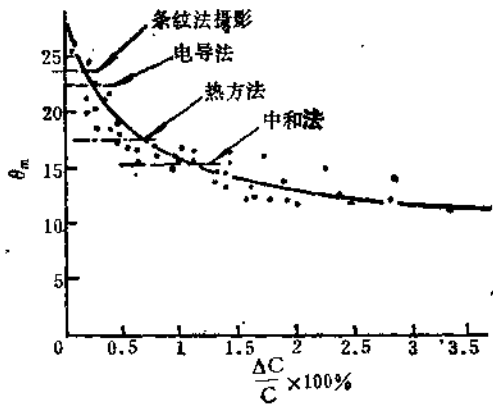


图 1-13 混合时间各测定方法比较⁽²⁷⁾

搅拌条件: 八块挡板, 八叶桨式, 60rpm
 $Re = 2.2 \times 10^4$, 自来水
 电导法: KCl (2N), 0.6ml/l水
 条纹法摄影: 6ml蔗糖液 (56%)/l水
 热方法: 15ml热水 (95%)/l水 (30°C)
 中和法: 2ml KOH(3N)/1HCl(6×10^{-2} N)
 酚酞指示剂

(b) 测定混合时间各方法的准确度不同 (图1-13)^(26, 37)。

依上述两点选择不同, 可找到很多不同的混合时间计算公式。由各公式计算的混合时间值差异很大, 有的能量消耗偏高。

表 1-3 影响搅拌效果因素

	主要影响因素
流动状态	流型, 对流循环速率, 湍流扩散, 剪切流
物性	粘度或粘度差, 密度或密度差, 分子扩散系数、粒径; 表面张力, 比热、导热系数、非牛顿流体之流变性
操作条件	叶轮型式、转数; 溶质加入量、加入速度、分散状况和加入位置
几何因素	连续式或间歇式; 溶质加入方法; 槽、叶轮及槽内构件(挡板、导流筒)的几何形状, 相对尺寸和安装方式

(2) 影响搅拌效果的各种因素^[9,10]

影响搅拌效果的各种因素如表1-3所示。

表1-3所列的流动状态及流体物性对各搅拌操作的影响程度，如表1-4所示。利用此表，可以初步找出影响给定操作的主要因素，为选择搅拌器型式和操作参数提供了方向。

表 1-4 影响各操作目的的流态及物性因素^[9]

搅拌操作目的		流动状态			物 性								
		连续相		相对速度	粘 度	粘 度 差	密 度	密 度 差	扩 散 系 数	表 面 张 力	导 热 系 数	比 热	粒 径 分 布 及 浓 度
		循 环 速 率	湍 流 扩 散										
均相系混合	低粘度液	◎	◎						○				
	高粘度液	◎		◎	○	◎			◎				
分散	液-液相系	◎	◎	◎	◎	○	○	◎		○			
	气-液相系	◎	◎	◎						○			
固体悬浮 (固-液相系)		◎	◎		◎								◎
溶解 (固-液相系)		◎		○	◎	○		◎					◎
结晶 (固-液相系)		◎	•	◎									
萃取 (液-液相系)		◎	•	◎	○					○	•		
吸收 (气-液相系)		◎	○						○				
传热 (固-液相系)		◎	○	○	◎	•					◎		○

注：1.表中◎○表示该因素的影响程度；◎>○；
2.*对于萃取、晶析等操作，液流湍动程度影响还不清楚。

5.1.4 搅拌装置的选择

(1) 搅拌器的选择

对于给定搅拌过程，搅拌装置型式和操作条件的选择和设计，还没有成熟的方法。目前，大都依靠过去的经验及分析工业实例和对放大技术的掌握程度。对于过程开发或生产规模很大的工程。仍需进行中试，才能为工业装置设计提供最适宜的型式和操作参数。

现介绍常用的选型方法如下：

(1.1) 以液体粘度和槽体积作为选型的判定因素^[5,20]

图1-14为在较合理搅拌功率消耗下，粘度与槽体积关系图。图上示出各种叶轮适用范围。由此图选定的叶轮，往往直径偏大，转速偏小，影响到机械费用较高^[5]。

还应指出：各种叶轮在图上绘出的适用范围是相对的，当其他参数改变，会改变叶轮在图上的应用范围，因二种叶轮相互重叠的范围很大，故此图只能作为初步选型。

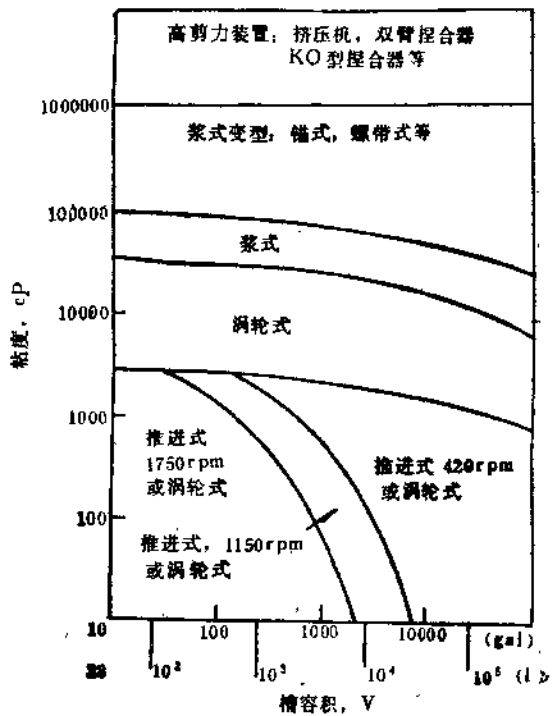


图 1-14 搅拌器选型指南

(1.2) 根据操作目的和主要影响因素来选型^[20]

表 1-5 内根据操作目的和搅拌效果推荐了叶轮型式和几何尺寸。表内还列出了循环流率和循环流内剪切力对某一操作的重要性。以及过度搅拌对过程的影响。

表 1-5 湍流搅拌设备的选择和搅拌效果^[20]

操作目的	其他推荐设备	推荐搅拌器	搅拌效果的度	过度搅拌对过程影响	循环流流量或剪切力的重要性	
加 热	外循环加热或冷却	P, AFT, $1/4 < d/D < 1/2$ $1/8 < b/d < 1/5$ 对液-液, 气-液系统, 叶轮形式同下推荐	传热速率	无, 但返混增加	提高循环量都能增加搅拌效果; 剪切力影响较小	
冷 却			传热速率	移热量减小; 返混增大		
调 和	气流喷射搅拌, 管路搅拌器		均匀度; 翻转时间; 混合时间	无, 但返混增大		
溶 解			速率			
浸 取			粒子在底部运动; 离开槽底上浮; 均匀悬浮	脆性粒子被破碎		提高循环量基本上提高搅拌效果; 剪切力过大而使脆性物料破碎
固粒悬浮			速率; 晶粒大小和均匀度	晶粒被破碎; 生成大量晶核		
结 晶	T, 均化器, 胶体磨	P; AFT; $1/7 < d/D < 1/2$ FBT $1/10 < b/d < 1/5$	原浆结物破碎程度; 粒子润湿度	脆性粒子被破碎		
淤 浆						
液液系统	分 散	P; AFT; $1/4 < d/D < 1/2$ $1/8 < b/d < 1/5$	分散均匀性, 粒度大小及均匀度。	两相再分开困难; 返混增大。	适宜 Q/H 比。 剪切力用作分裂液滴, 两液体速率则为输送粒子于叶轮强搅拌区的作用	
	萃 取		FBT; DT $1/3 < d/D < 1/2$ $1/8 < b/d < 1/5$	萃取速率; 萃取效率; 分散相被分散程度		
	乳 化	胶体磨, 均化器	FBT; SD $1/7 < d/D < 1/3$ $1/8 < b/d < 1/5$	速率; 液滴大小及均匀度		液滴过小。
气液系统	气体分散	T	DT $1/5 < d/D < 1/3$ $1/8 < b/d < 1/5$	气-液接触效率	生成难于破碎的泡沫; 返混增大。	最宜 Q/H 比
	气体吸收			速率; 效率; 泡沫易分散度		

注: 表中P—推进式; AFT—轴流式涡轮; FBT—直叶涡轮; DT—盘式涡轮; SD—锯齿盘式涡轮; T—空管或有插入物的管。

此外, Parker^[18, 19] 根据操作目的, 判定因素和搅拌槽容积推荐叶轮型式及相对尺寸, 亦可作为选型参考。

对于液体在槽内之停留时间仅需几秒钟的操作, 宜选用管路搅拌器 (参见第5.6.3节)。

(2) 试验用小型搅拌器

对进行模型试验或中试用的小型搅拌器的设计, 一般应具有下列要求, 所测得的数据才能用于放大或合理设计大型设备。

(a) 试验设备最好做成方便观测的透明槽。其容量至少为19升。因槽容量过小, 由实验求得的搅拌效果往往偏高^[19]。

(b) 试验设备型式 (特别是叶轮, 挡板的型式和相对尺寸) 的选择对设计很重要。最

好从预设计大型设备或参考工业实例所用设备按比例缩小,做成模型。由此所得数据更能直接用于放大。

(c) 大、小型设备要保持几何相似。

(d) 能做水动力学模型试验或中间试验,找出消除放大效应的方法,或估计出放大效应的影响程度,以便进行适当的校正。

(e) 小型设备应具有很大的适应性和能精确测量数据。即,在叶轮型式、几何尺寸和转速、槽内附件等条件改变较大的情况下,也能进行试验。能在不同条件下测得搅拌功率消耗、循环性能和搅拌效果;检验操作步骤和操作的限度;最后在满足操作目的条件下,确定最佳操作条件^[22]。

参 考 文 献

- [1] 上和野满雄: 化学工场 V20 2 26(1976).
- [2] 化学工学协会: 化学工学便览, (改订三版) (1963).
- [3] 永田进治等: 化学工学 a) V21, 5 278(1957); b) V25, 130, 595(1959)
c) V24 99(1960); d) V28 500, 510(1962)
- [4] 合叶: 化学工学 V20 289, 593(1956).
- [5] Uhl V. W. 和 Gray J. B. "Mixing Theory and practice" Vol. 1. P160.
- [6] 山本一夫: 化学工学 V27 597, 862(1963).
- [7] Keey R. B.: Brit. Chem. Eng. V12 7 1081(1967).
- [8] 远藤一夫: 化学工学 V22 8 533(1958).
- [9] 上羽英次: 化学工场 V20 2 31(1976).
- [10] 上和野满雄: クシカル、エンジンヤリング 31(1977).
- [11] 别册化学工业 搅拌装置 V23 2(1979).
- [12] Rushton J. H. and Oldshue J. Y.: Chem. Eng. progr. V49, 161, 267(1953).
- [13] Dickey D. S. 等: Chem. Eng. Feb. 2, 93(1976).
- [14] Oldshue J. Y. Chem. Eng. progr. V52, 481(1956).
- [15] Drew. T. B. "Advances in Chem. Eng." Vol 3 119(1962).
- [16] Voncken R. M. Brit. Chem. Eng. V10 1 12(1965); 3 179(1965).
- [17] Perry: "Chemical Engineer's Handbook" 5th ed. (1972).
- [18] 上海医药设计院: 化工工艺设计手册, 第二册 (1974).
- [19] Parker N. M.: Chem. Eng. V71 12 161(1964).
- [20] Renney W. R.: Chem. Eng. June 1 171(1970).
- [21] Gates L. E. 等: Chem. Eng. V27, Dec. 8 110(1975).
- [22] Rantzen R. R. 等: Chem. Eng V23, Oct 25, 119(1976).
- [23] Weber A. P.: Chem. Eng Oct 183(1953).
- [24] Rosenweig R. E.; A. I. Ch. E. J. V10 1 91(1964).
- [25] J MEDEK和IVAN FORT Collect. Czechosloy. Chem. Commun. Vol 44, 3077(1979).
- [26] Boerma, H. Lankester. S. H Chem. Eng. Sci. V23 799(1963).
- [27] Overcashier R. H. 等 A. C. Ch. E. J. Y2 4 529(1956).
- [28] 藤沢刚: 化学装置 V17 11 17(1979).
- [29] Weber A. P Chem. Eng. V71 25 169(1964).
- [30] Sachs J. P and Rushton J. H. Chem. Eng. Prog. V50 597(1954).
- [31] Aiba S. A. I. Ch. E. J. 4 485(1958).
- [32] 合什修一: 化学工学 V21 130, 139.(1957).
- [33] Noorwood K. W and Metzner A. B. A. I. Ch. E. J. 6 432(1960).
- [34] 佐藤忠正: 化学工学 V23 153(1956).
- [35] JIRI THYN等 The Chem. Eng. J. V1 12 211(1976).

5.2 均相搅拌

5.2.1 均相搅拌器型式

(1) 低粘度液搅拌器

低粘度液多在湍流状态下搅拌，控制混合速度的主要因素是槽内液体循环流，以及适当的剪切作用。故常用的叶轮型式为船用推进式和折叶涡轮式。

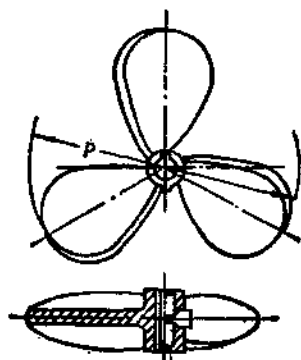


图 2-1 船用推进式叶轮

此种叶轮型式如图 2-1，我国的部颁标准是 HG5-222-65。叶轮的 $\frac{s}{d} = 1 \sim 2$ ，常用 $\frac{s}{d} = 1$ ， $n_p = 3$ ，叶端速度范围为 $5 \sim 15 \text{ m/s}^{(1)}$ 最高可达到 $25 \text{ (m/s)}^{(2)}$ ，常用的是 $7 \sim 10 \text{ (m/s)}$ ； $\frac{d}{D} = \frac{1}{4} \sim \frac{1}{3}$ ， $\frac{H}{D} = 1.0 \sim 1.2$ ， $c = d$ 。（以上各式中 d ， n_p 和 s 分别表示叶轮直径， m 、叶片数和叶片螺距； C ——叶轮距槽底位置， m ； D ——槽直径， m ； H ——槽内液层高度， m 。）

在大型槽内，推进式叶轮常采用斜入式或侧进式安装，如图 2-2 及 2-3 所示。这样的安

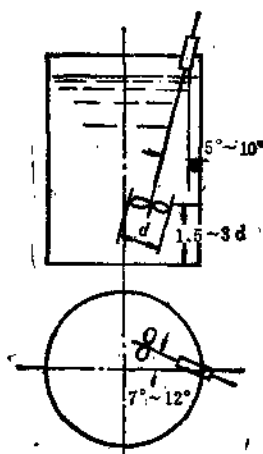


图 2-2 斜入式安装

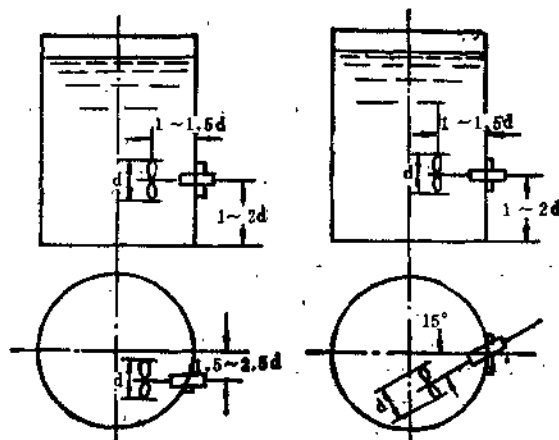


图 2-3 侧进式安装

方式对混合性能的提高程度是与槽内液体循环流的强弱以及分布状况紧密相关的〔参见图 1-1(a)~(c)〕。故叶轮安装位置是很重要的。