



76-1

化工单元设备资料

攪拌

上海化学工业设计院医药农药工业设计建设组

頁 0 6
頁 3	1-1
頁 9	1-1
頁 10	1-1
頁 11	1-1
頁 12	1-1
頁 13	1-1
頁 14	1-1
頁 15	1-1
頁 16	1-1
頁 17	1-1
頁 18	1-1
頁 19	1-1
頁 20	1-1
頁 21	1-1
頁 22	1-1
頁 23	1-1
頁 24	1-1
頁 25	1-1
頁 26	1-1
頁 27	1-1
頁 28	1-1
頁 29	1-1
頁 30	1-1
頁 31	1-1
頁 32	1-1
頁 33	1-1
頁 34	1-1
頁 35	1-1
頁 36	1-1
頁 37	1-1
頁 38	1-1
頁 39	1-1
頁 40	1-1
頁 41	1-1
頁 42	1-1
頁 43	1-1
頁 44	1-1
頁 45	1-1
頁 46	1-1
頁 47	1-1
頁 48	1-1
頁 49	1-1
頁 50	1-1
頁 51	1-1
頁 52	1-1
頁 53	1-1
頁 54	1-1
頁 55	1-1
頁 56	1-1
頁 57	1-1
頁 58	1-1
頁 59	1-1
頁 60	1-1
頁 61	1-1
頁 62	1-1
頁 63	1-1
頁 64	1-1
頁 65	1-1
頁 66	1-1
頁 67	1-1
頁 68	1-1
頁 69	1-1
頁 70	1-1
頁 71	1-1
頁 72	1-1
頁 73	1-1
頁 74	1-1
頁 75	1-1
頁 76	1-1
頁 77	1-1
頁 78	1-1
頁 79	1-1
頁 80	1-1
頁 81	1-1
頁 82	1-1
頁 83	1-1
頁 84	1-1
頁 85	1-1
頁 86	1-1
頁 87	1-1
頁 88	1-1
頁 89	1-1
頁 90	1-1
頁 91	1-1
頁 92	1-1
頁 93	1-1
頁 94	1-1
頁 95	1-1
頁 96	1-1
頁 97	1-1
頁 98	1-1
頁 99	1-1
頁 100	1-1

说 明

1. 本文译自“化学工学便览”改订三版，化学工学协会编，1069~1103页 1968年（昭和43年）。

2. 本文承蒙天津大学王绍亭同志翻译，致以衷心谢意。

搅 拌

目 录

1. 搅拌操作的基础事项.....	2~30页
1—1 槽内液体的流动状态与流速分布.....	2页
1—2 搅拌机的构造与排液性能.....	9页
1—3 液相系统的搅拌.....	13页
1—4 搅拌所需的功率.....	19页
1—5 共线图.....	30页
1—6 搅拌槽的传热.....	30页
2. 非均相系统的搅拌.....	36~62页
2—1 气~液相系统的搅拌.....	36页
2—2 气流搅拌.....	40页
2—3 液~液相系统的搅拌.....	42页
2—4 固~液相系统的搅拌.....	48页
2—5 搅拌机举例.....	55页
2—6 管路搅拌.....	59页
3. 搅拌槽的放大.....	62页

搅 拌

符 号 表

- a : 被研究组分投入量的比例、加工浓度、配比〔—〕；
 B : 挡板(折流板)的宽度〔米〕；
 b : 浆叶的宽度〔米〕；
 C : 浆叶的安装高度、回转臂与容器之间的间隙〔米〕；
 d : 浆叶的长度〔米〕；
 Du : 扩散系数〔米²/秒〕；
 $Fr = an^2/g$: 搅拌系统的 Froude 数；
 g : 重力加速度〔米/秒²〕；
 g_c : 重力换算系数〔公斤·米/公斤秒²〕；
 h : 由浆叶开始测得的高度〔米〕；
 K : 溶解速度系数〔米/秒〕；
 L : 容器的内壁间距〔米〕；
 I : 涡轮搅拌器叶片的横向宽度(图 1-1(6))〔米〕；
 M : 混合度〔—〕；
 N : 搅拌速度〔1/分〕；
 样品数群〔—〕；
 $N_p = P \cdot g_c / \rho n^3 d^5$: 功率数群〔—〕；
 $N_{qd} = q_d / n d^3$: 排液流量数群〔—〕；
 n : 搅拌速度〔1/秒〕；
 n_B : 挡板(折流板)的个数〔—〕；
 n_g : 样品群中所含有的粒子数〔—〕；
 P : 搅拌所需功率〔公斤·米/秒〕；
 P_g : 有气体吹入时搅拌所需功率〔公斤·米/秒〕；
 P_{max} : 搅拌所需的最大功率〔公斤·米/秒〕；
 q_d : 排液流量〔米³/秒〕；
 R : 容器半径〔米〕；

$Re = \rho n d^2 / \mu$: 搅拌系统的雷诺准数〔—〕;

r_c : 固体回转部分的半径〔米〕;

V_s : 空塔气速〔米/秒〕;

X : 样品中被研究组分的浓度〔—〕;

Z : 液体的深度〔米〕;

θ : 浆叶板的倾斜角〔—〕;

θ_M : 混合时间〔秒〕;

μ : 粘度系数〔公斤/米·秒〕;

μ_c, μ_d : 连续相、分散相的粘度系数〔公斤/米·秒〕;

$\nu = \mu / \rho$: 运动粘度系数〔米²/秒〕;

ρ : 液体的密度〔公斤/米³〕;

ρ_s, ρ_d : 固体、分散相的密度〔公斤/米³〕;

ϕ : 分散相的容积分散〔—〕;

ψ : 回转臂在接近容器处的回转范围〔弧度〕;

σ^2 : 方差〔—〕;

σ_{00}^2 : 未混合状态时 σ^2 〔—〕;

σ_{0r}^2 : 完全混合状态时 σ^2 〔—〕;

σ_{rg}^2 : 粒子块完全混合时的方差〔—〕。

1. 搅拌操作的基础事项:

1-1 槽内液体的流动状态与流速分布:

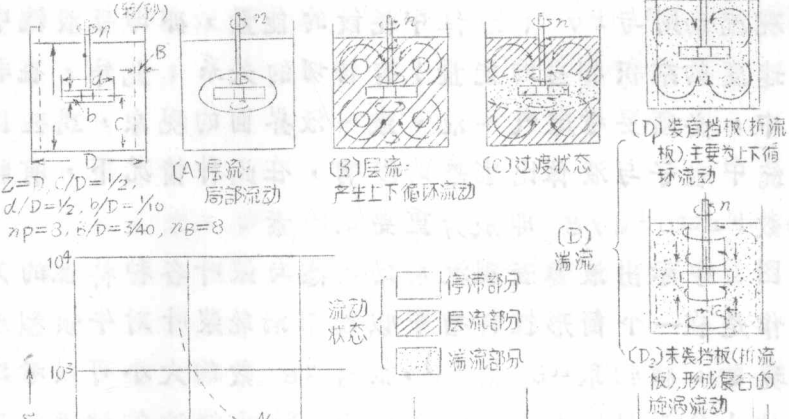
搅拌效果和槽内液体的流动状态有很大关系。所谓液体的流动状态大体可分为两种:一种是着眼于研究槽内全体对流状态(循环流及湍流时的湍流扩散亦包括在内)的所谓宏观流动,另外一种则是着眼于研究在分子粘度的强力作用下局部可能形成剪切流等状况的所谓微观流动。前者主要对于研究搅拌作用涉及槽内全部液体的问题时是有效的,而后者可以完成如下的重要任务,即促进由于局部混合作用,异相间界面更新等所引起的传质和传热作用,气泡和液滴的分裂微细化以及其它分散作用等。上述的液体的流动状态是随如下条件而变的:液体的特性是牛顿型的还是非牛顿型的之类的特性条件、搅拌装置的

形式和尺寸以及搅拌速度等等，就某一定型式的搅拌机而言，主要的控制因素为搅拌的雷诺数 $Re \equiv \rho n d^2 / \mu$ 及与液体单位容积相当的搅拌所需功率 $P_v \equiv P/V$ ，特别应予以指出的是：宏观流动与 Re 数密切相关，而微观流动则与 P_v （液体中耗散的能量，亦即与液流中的应变力及应变速度的乘积相当的能量）有密切的关系。此外，在非均相系统的搅拌中，必须要考虑气~液、液~液界面的现象，或在固体粒子~液体系统中粒子与液体比重差的影响，在此种情况下，有时搅拌的 Fr 数 $Fr \equiv n^2 d/g$ 即成为重要的因素。

图1中示出液体宏观流动的状态与桨叶各种特性的对比结果，搅拌操作是在一个筒形搅拌槽中以扇形涡轮桨叶对牛顿型液体进行搅拌来实现的。横轴取 Re 数¹⁾，根据 Re 数的大小可以考虑将流体的流型大体上分为层流〔A〕、〔B〕，由层流向湍流的过渡状态〔C〕以及湍流〔D〕几个范围。在层流范围内，特别是在低 $Reynolds$ 数范围的地方，如〔A〕所示，液体系紧贴着在搅拌桨叶上面回转，所以液体的流动范围仅限于紧贴桨叶之处，此时，如图5(a)所示，表示微观流动强度的剪切应变速度 γ 以及 P_v 的强度分布也必然集中在与桨叶紧贴之处。当 Re 数变高时，如图1中的〔B〕→〔C〕→〔D〕所示，在液体的水平回转流动之外，还会从桨叶的两端开始产生排液流动，因此在槽内产生上下方向的循环流动，于是槽内全部液体的对流搅拌即行变佳。图2中示出了由桨叶端部产生的排液流量 q_d 与在周围产生的伴同流量 q_i 两者合流在一起而产生上下方向上的循环流量 q_c 这一情况。表达上述流动强度的排液流量数群 $N_{qd} = q_d / n d^3$ 、1—4节中搅拌所需功率数群 $N_p = P_g / \rho n^3 d^5$ 以及1—3节中混合时间数群 $N_{\theta M} = \theta_M \cdot n$ 三者对 Re 数关系的三条特性曲线示于图1中。由图可见，不管是哪一个数群都与液体的流动状态有密切的关系。在 Re 数非常高的地方在桨叶和挡板（折流板）附近所产生的湍动会逐渐地波

1) 永田进治，山本一夫，桥本健治，成瀬雄二：化学工学，24 99(1960)，永田进治，山本一夫：化学工学，26，500，510(1962) 山本一夫：“最近の化学工学”，P.21，丸善(1964)。

筒形搅拌槽
8架叶筒形涡轮搅拌器



$Z=D, C/D=1/2,$
 $d/D=1/2, b/D=1/10$
 $\pi p=3, c/D=3/40, \pi B=8$

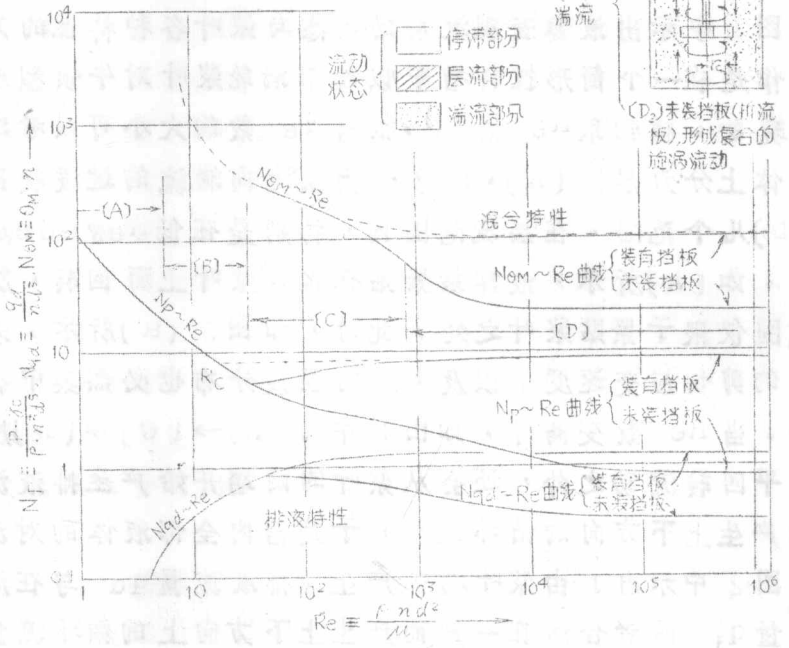


图1 搅拌槽中液体的流动状态与
搅拌功率、循环状态及混
合特性(永田、山本)

及槽内的全部液体而使其呈湍流状态的流动，特别是在完全湍流状态的情况下插入挡板（折流板）时（如〔D₁〕所示），液体的水平回转流动（即〔D₂〕所示的复合旋涡流动）即为挡板所阻挡，于是即可防止液体表面的中心部位下降和由该处吸入空气。除此之外，由于回转浆叶与液体之间的相对速度变大的结果，由浆叶端部产生的排液流动非常强烈，上下方向的循环流动也变得十分强烈，与此同时，又有可能向液体中提供充分的搅拌能量，所以不论是宏观流动，还是微观流动两者都能获得充分的强化。但是由于不插入挡板（折流板）时，液体水平回转流动的速度非常之大，所以单单有必要令液体的流动速度十分快时，不使用挡板（折流板）有时反而有利。上述的这些流动状况亦于图3及图4中，根据图亦的槽内液体流速分布的和上下循环的流动模型图是不难理解上述的流动状态的¹⁾。

图5中的b图示出湍流状态下槽内湍动强度 $\sqrt{\overline{u}^2}/\overline{u}$ 、湍流扩散系数 D_{turb} 、湍流运动粘度 ν_{turb} 以及 Pv 等的分布情况²⁾。由图明显可见，愈临近搅拌浆叶的地方，搅拌作用的强度也愈大，但其倾向没有前述层流状态的例图5(a)那样显著，而且槽内各部分的液体在上下方向的循环流量 q_c 的作用下依次被吸引至浆叶附近，并反复循环而接受强烈的搅拌作用，所以可使槽中的全部液体的搅拌状

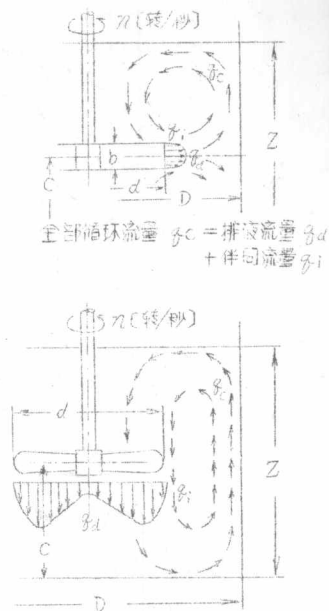
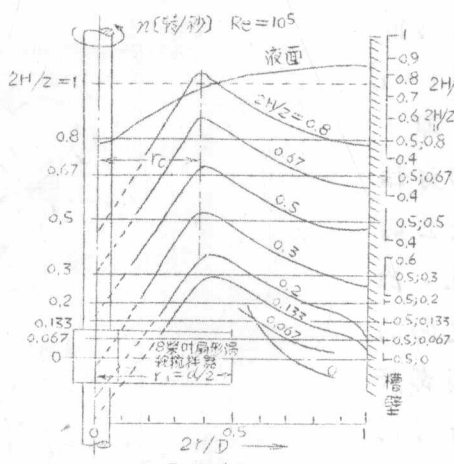


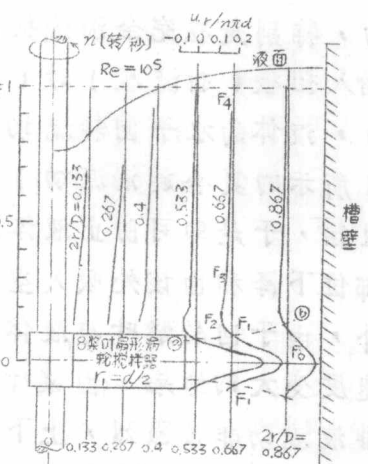
图2 搅拌槽中的液体循环流动

1) 永田进治, 山本一夫, 氏原源弘, 桥本健治, 成赖雄二: 化学工学, 23, 130, 595 (1959)。

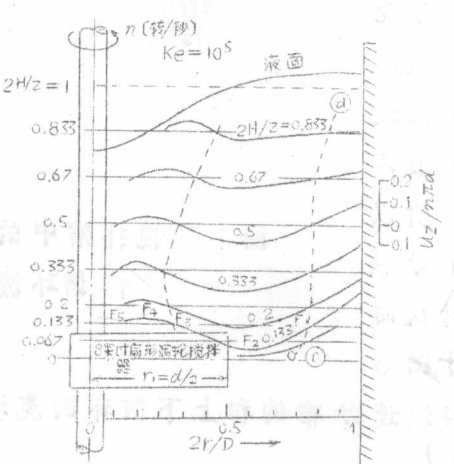
2) 山本一夫, 伊藤正雄, 永田进治: 化学工学, 27, 662 (1969)。



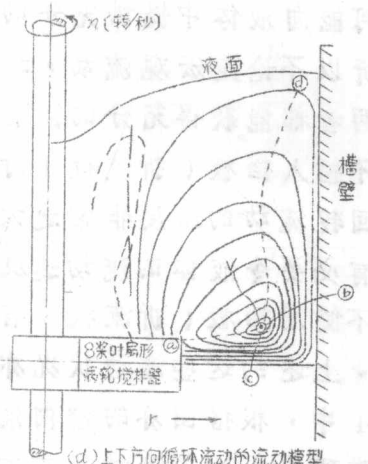
(a) 圆周速度 u_t 的分布



(b) 径向速度 u_r 的分布



(c) 垂直方面速度 u_z 的分布

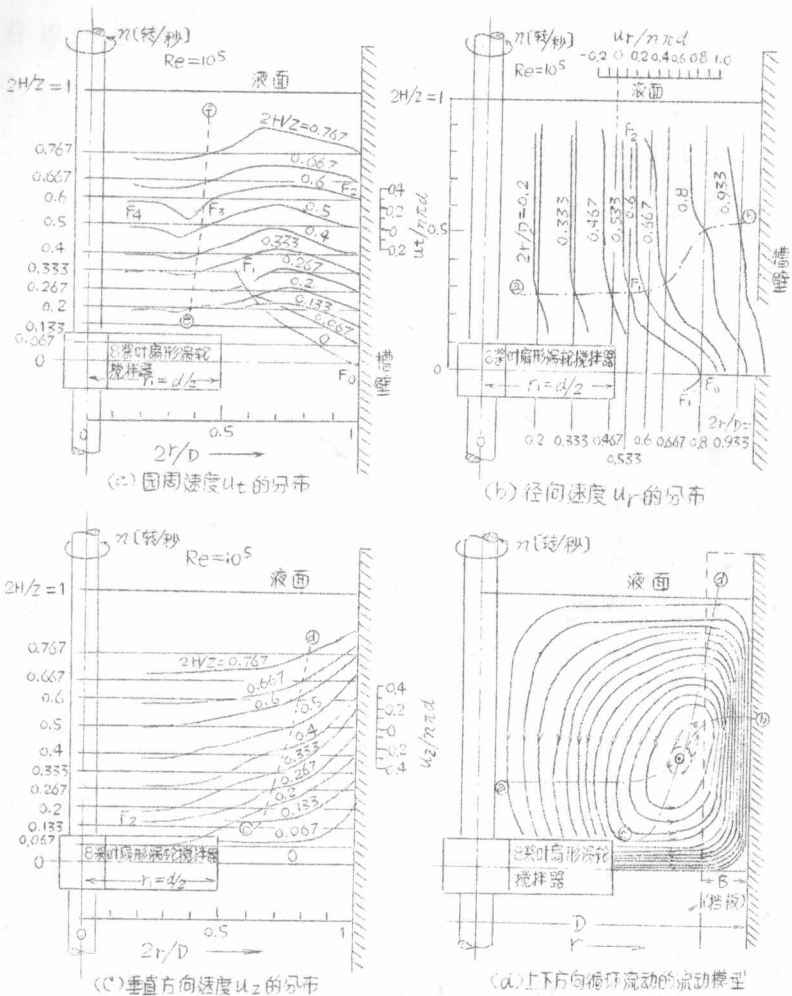


(d) 上下方向循环流动的流动模型

$Z/D=1$, 8 桨叶扇形涡轮搅拌器, $d/D=1/2$, $b/D=1/10$,
 $n_p=8$, $C/D=1/2$.

(与图1中的 $[D_2]$ 相对应)

图3 无挡板(折流板)的筒形搅拌槽中的流动(永田, 山本)



$Z/D=1$, 8 浆叶扇形涡轮搅拌器; $a/D=1/2$, $b/D=1/10$,
 $n_p=8$, $C/D=1/2$,
 挡板 (折流板) 8 块; $B/D=3/40$, $n_B=8$
 (与图 1 中的 $\{D_1\}$ 相对应)

图 4 装有挡板 (折流板) 的筒形搅拌槽中的流动 (永田、山本)

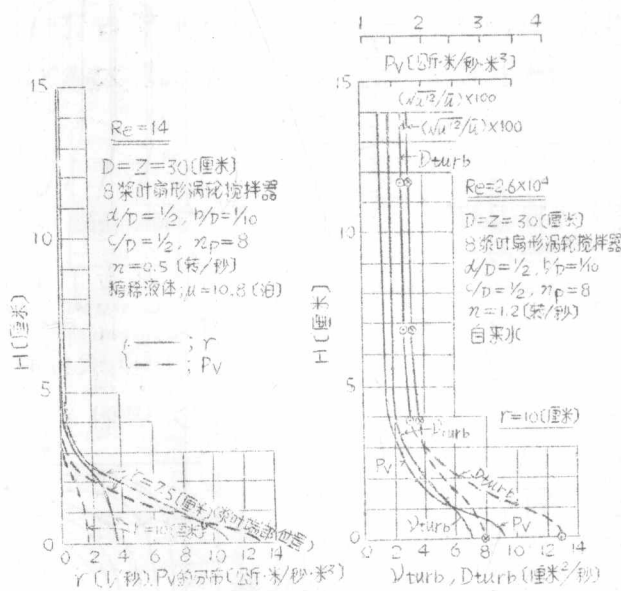


图5 搅拌槽中剪切应变速度及湍动情况等的分布 (永田, 山本)

态实质上达到非常均匀化的程度。

如图3(a)所示, 对于无挡板(折流板)的筒形搅拌槽中的复合旋涡流动的速度分布而言, 有如下的近似式¹⁾。即当桨叶的回转角速度为 $\omega = 2\pi n$ 时, 液体的水平回转速度 u_t 为:

1) 永田进治, 吉冈直哉, 横山藤乎: 京都大学工学部纪要, 17, No 3, 175 (1955)。

$$\left. \begin{array}{l} \text{固体的回转部分之内 } (\gamma_c \geq \gamma \geq 0) \quad u_t = r\omega \\ \text{准自由旋涡流部分之内 } (D/2 \geq \gamma \geq \gamma_c) \quad u_t = \gamma_c \cdot \omega / \gamma \end{array} \right\} (1)$$

固体回转部分的半径 γ_c 随 Re 数而异，在由层流向湍流过渡开始附近的临界 Re 值下（参照图 1 和 1—4 节的说明）， γ_c 的值几乎为 0。在 Re 数十分大的地方， γ_c 可取最大值，此值与浆叶的半径 $\gamma_1 = d/2$ 之间存在着如下关系¹⁾：

$$\gamma_c / \gamma_1 = Re / (10^3 + 1.43 Re) \quad (2)$$

对非牛顿型液体而言，在湍流范围内，它与牛顿型液体的差别不大，但在层流范围，它的流动状态则随着无屈优点，拟塑性乃至胀塑性等液体的这些性质，发生很大的变化。对于拟塑性液体而言，当有屈服点时，槽内液体的流动状态较牛顿型液体的不均匀性更甚，浆叶的贴近处以外区域的液体，其流动发生困难，此外，在多数情况下，由层流向湍流的变化推迟，而使搅拌操作变为困难¹⁾。

1—2 搅拌机的构造与排液性能

已如前述，在对高粘度（低 Re 数）的液体进行搅拌时，液体的流动主要是由于液体粘性的原因而附着在浆叶上的流动，所以为了使槽内的全部液体被充分搅拌，有必要采用如 1—3 节所述的具有特殊形状和尺寸的搅拌浆叶。

一方面，在高 Re 数的湍流范围内，由浆叶两端产生的排液流动

1) Lee, R. E., C. R. Finch, J. D. Woledge: Ind. Eng. Chem, 49, 1849 (1957); Metzner, A. B., J. S. Iraylor: A. I. Ch. E. J., 6, 109 (1960); Norwood, K. W., A. B. Metzner: *ibid*, 6, 432 (1960); Metzner, A. B., R. H. Feens, H. L. Ramos, R. E. Otto, J. D. Truthill: *ibid*, 7, 3 (1961); Godleski, E. S., J. C. Smith: *ibid*, 8, 617 (1962)。

所引起的槽内上下方向的循环流动具有重要的意义。由于产生了这样的循环流动，即使采用比较小型的搅拌浆叶也可以对槽内的液体进行充分的搅拌。如采用 1—1 节中例示的扇形涡轮浆叶，或类似的平叶片型和涡轮型浆叶时，在直径约为浆叶直径数倍的槽中也能进行颇为良好的搅拌操作。此外，如将旋浆型搅拌浆叶按照图 6 (a) 及图 6 (b) 的样式仔细地插入并装置在槽中时，在直径为浆叶直径数倍以上的大直径的槽中，同样能够进行相当良好的搅拌操作。

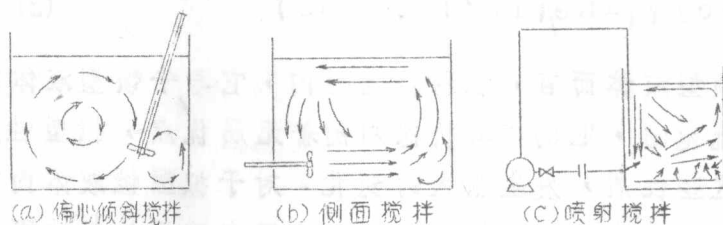


图 6 大型槽中的搅拌

就排液流量 q_d 和上下方向的循环流量 q_c (参照图 2) 而言，例如对于照图 7 所示的方式装置起来的搅拌机而言，可得如表 1 (a) 中所示的实测值，除在槽中装设导流筒之类的特殊隔墙的情况之外，可得如下形式的实验式¹⁾：

$$N_{qd} \equiv q_d / n d^3 = \alpha (d/D)^{-2.5} (b/D) (n_p)^{0.7} \quad (3)$$

$$N_{pc} \equiv q_c / n d^3 = N_{qd} \{ 1 + 0.16 \{ (D/d)^2 - 1 \} \} \quad (4)$$

1) 永田进治，山本一夫，氏原源弘，桥本健治，成 雄二：化学工学，23, 130, 595 (1959); Porcelli, J. V. G. R. Marr: Ind. Eng. Chem. Fundamentals, 1, 172 (1962); 佐藤忠正，谷山岩：化学工学，29, 153 (1965); 山本一夫：“最近の化学工学”，P. 21, 丸善 (1964)。

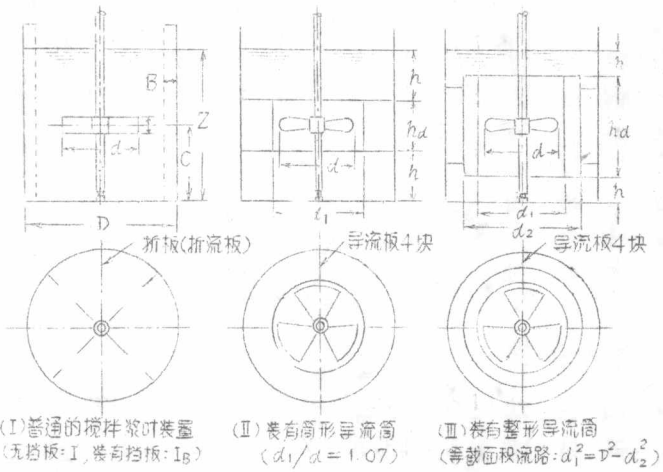
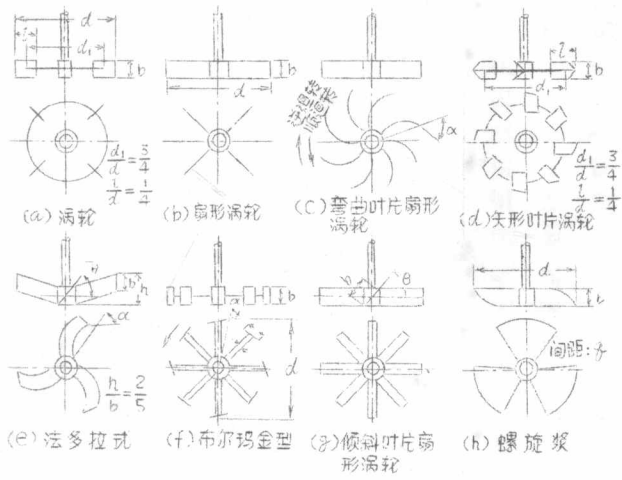


图7 各种搅拌浆叶 (永田, 山本)

... ..
... ..
... ..
... ..
... ..
... ..

... ..
... ..
... ..
... ..
... ..
... ..

(吾國、田尔) 十米格野林香 丁記

液体在槽内循环时所需的平均循环时间 θ_c 可用下式求算：

$$\theta_c \equiv V/q_c \equiv \frac{\pi}{4} D^2 H / N_{qc} \cdot n d^3 \quad (5)$$

〔例题1〕 在一个装有足够挡板(折流板)、且直径为2〔米〕、液体深度为2〔米〕的筒形搅拌槽的中心处插入一个直径为0.75〔米〕的6叶片准型涡轮搅拌器(浆叶宽度为0.15〔米〕),并以每分钟40〔转〕的速度对液体(水)进行搅拌。试求算槽内液体的上下循环环流量及平均循环时间。

〔解〕 $d/D=0.75/2=3/8$, $b/D=0.15/2=3/40$, $n_p=6$, $Re=\rho n d^2/\mu=3.8 \times 10^5$, 为完全湍流状态。在完全湍流的范围内,由图1中特性曲线的趋势可知各特性值几乎为定值,因此可参考表1(a)。现从尺寸比较接近的IB、b, 8叶片扇形涡轮搅拌器的值($d/D=0.5$, $b/D=0.1$, $n_p=8$, $N_{qd}=1.34$)为准,由式(3)及式(4)进行换算,得:

$$N_{qd}=1.34 \times \left(\frac{3/8}{0.5}\right)^{-2.5} \times \left(\frac{3/40}{0.1}\right) \left(\frac{6}{8}\right)^{0.7} = 1.7$$

$$N_{qc}=1.7 \times [1+0.16\{(8/3)^2-1\}] = 3.4$$

故得:

$$q_c = N_{qc} \cdot n d^3 = 3.4 \times 40/60 \times (0.75)^3 = 0.96 \quad [\text{米}^3/\text{秒}]$$

由式(5),得:

$$\theta_c = V/q_c = \frac{\pi/4 \times 2^2 \times 2}{0.96} = 6.5 \quad [\text{秒}]$$

1—3 均相系统的搅拌

——这里的所谓均相系统的搅拌是指对于能够相互溶解并能组成均质混合相的若干类液体进行搅拌混合而言的。

在对粘稠的液体进行搅拌混合时(低 Re 数),由于参与混合的几类液体的对流相对运动而使它们发生变形,与液液间接触界面积扩展的同时,界面间的距离也趋向缩短(宏观混合过程),由于分子扩散的作用,微小部分液体的浓度最终达于一致(微观混合过程)。这两个过程一方面相互密切关连,另一方面又并行进行,所以将它们分开考虑是不行的,大体上是宏观流动对于宏观混合过程有很大帮助,而微观流动则对于微观混合过程有很大帮助。如图1中的(A)、(B)所示,在低 Re 数的范围内容易产生液体的停滞部分,这个停滞部分会对槽内全部液体的混合有极大的妨碍,所以此时大多采用图8(a)所示的特殊形式的大型搅拌浆叶。特别是螺旋带搅拌机和螺旋轴搅拌机([A]、[B]、[C]型)的性能较好,散型、梳型、锚型等形式的浆叶([D]、[E]、[F]型)的混合性能则较前者为差¹⁾。就螺旋型这类性能良好的搅拌浆叶而言,混合完了所需的时间 θ_M 与搅拌浆叶回转速度 n 两者之间的关系可表如下式¹⁾:

$$N_{eM} = \theta_M \cdot n = \text{常数} \quad (6)$$

如图8(b)和表2中所示,上式中的值对于几何相似系统而言,与尺寸的大小无关。因此到混合完了为止,浆叶应该回转的总转数与搅拌速度无关,而大致为一定值。此外,一般而言,对于上述性能良好的浆叶而言,已知 $\theta_M \sqrt{P_V \cdot \rho / \mu}$ 可取为数百左右的通值。由此可以推定,与单位容积相当的进行混合所需的能量 $E = P_V \cdot \theta_M$,仅与混合时间的倒数 $1/\theta_M$ 及粘度 μ 成比例。

但是,到现时为止,还没有能够对高粘度液体,微观混合过程进行充分追踪之类的测定方法。以上所述的各种结果主要是根据肉眼对混合状态进行观察所获得结果,所以有人认为,考虑到判定宏观混合

1) 永田进治,柳本督通,横山藤平:化学工学,21,278 (1957)。