

化学工程手册

第5篇

搅拌与混合

《化学工程手册》编辑委员会

化学工业出版社

本书是《化学工程手册》第5篇，主要对各种流体的搅拌如气-液、液-液、固-液等搅拌的理论、计算方法、各种类型搅拌设备加以介绍论述。另外，对非牛顿流体的搅拌作了适当地阐述。

全书共分10章，第1章论述搅拌的理论基础，第2~3章介绍均相搅拌及机械分散气液搅拌器，第4~6章主要讲述液-液、固-液相系搅拌及其它搅拌器，第7章为非牛顿流体的搅拌，第8~10章为捏合、固体混合及搅拌器构件。

本书可供化学、轻工、食品等工业及有关工业部门的设计、研究人员、工厂技术人员及有关院校师生参考。

化 学 工 程 手 册

第 5 篇

搅拌与混合

编写人 傅炳街 成都科技大学
陈朝瑜 成都科技大学
马继舜 上海医药工业设计院
朱守一 上海医药工业设计院
周 理 天津大学
审校人 区灿棋 石油化学工业总公司

责任编辑：苗延秀

封面设计：任 辉

化学工业出版社出版

(北京和平门七区十六号楼)

化学工业出版社印刷厂印刷

新华书店北京发行所发行

开本787×1092¹/₁₆ 印张9 字数221千字印数1—9,174

1985年12月北京第1版1985年12月北京第1次印刷

统一书号15063·3768定价1.90元

《化学工程手册》总篇目

1. 化工基础数据
2. 化工应用数学
3. 化工热力学
4. 流体流动
5. 搅拌及混合
6. 流体输送机械及驱动装置
7. 传热
8. 传热设备及工业炉
9. 蒸发及结晶
10. 传质
11. 蒸馏
12. 气体吸收
13. 气液传质设备
14. 萃取及浸取
15. 增湿与减湿
16. 干燥
17. 吸附及离子交换
18. 薄膜过程
19. 颗粒及颗粒系统
20. 流态化
21. 气态非均一系分离
22. 液固分离
23. 粉碎、分级及团聚
24. 化学反应工程
25. 化工自动控制
26. 化工系统工程

《化学工程手册》编辑委员会成员

主任

冯伯华 化学工业部

副主任

陈自新 化学工业部橡胶司

苏元复 华东化工学院

汪家鼎 清华大学

李步年 陕西省化工设计院

蔡剑秋 化学工业出版社

委员

卢焕章 化学工业部化工设计公司

区灿棋 中国石油化工总公司

邓颂九 华南工学院

朱亚杰 华东石油学院

朱自强 浙江大学

余国琮 天津大学

时 钧 南京化工学院

沈 复 南京石油学院

吴锡军 江苏省科学技术委员会

林纪方 大连工学院

杨友麒 化学工业部计算中心筹备处

张洪沅 成都科技大学

张建秋 北京燕山石化总公司研究院

郑 炯 上海医药设计院

郭慕孙 中国科学院化工冶金研究所

傅举孚 北京化工学院

萧成基 化学工业部第六设计院

第5篇《搅拌与混合》编审人员

编写人

傅焞街 成都科技大学

陈朝瑜 成都科技大学

马继舜 上海医药工业设计院

朱守一 上海医药工业设计院

周 理 天津大学

审校人

区灿棋 石油化学工业总公司

前 言

化学工程是研究化工类型生产过程共性规律的一门技术科学，是化工类型生产重要的技术和理论基础。化学工程学科的内容主要包括：传递过程原理及化工单元操作；化学反应工程；化工热力学及化工基础数据；化工系统工程学等。研究和掌握化学工程，对于提高化工生产效率和经济效益，加速新技术的开发，提高科研、设计和生产技术水平，有着十分重要的作用。因此，对化学工业来说，化学工程是涉及提高技术水平的主要环节之一。

建国以来，我国的化学工程技术工作逐步发展，已经初步具有一定的基础，并取得了一定的成果。但是，目前国内还缺少一套较为完整实用的化学工程参考资料。编辑出版一套适合国内需要的，具有一定水平的《化学工程手册》，是化工技术工作者多年来的宿愿。早在五十和六十年代，国内的化学工程专家就曾酝酿和筹备组织编写《化学工程手册》，一九七五年化学工程设计技术中心站又曾组织讨论过编写计划。今天，在党中央提出加快实现四个现代化宏伟目标的鼓舞下，在化学工业部和中国化工学会的领导下，于一九七八年正式组成《化学工程手册》编委会，经过化工界许多同志的共同努力，《化学工程手册》终于与广大读者见面了。

希望这部手册的出版，将有助于国内的化工技术人员在工作中掌握和运用化学工程的科学技术原理，更好地处理和解决设计、科研和生产中遇到的化工技术问题。

本手册是一本通用性的工作手册。内容以实用为主，兼顾理论；读者对象为具有一定化工专业基础知识的工程技术人员和教学人员；内容取材注意了结合国内的情况和需要，并反映国内工作已取得的成果；对于国外有关的技术及数据，也尽量予以吸收。

根据当前国内的实际情况，计量单位一律采用“米-公斤(力)-秒”工程制(MKfS制)。但是考虑到我国将逐步过渡到采用国际单位制(SI)，除了在第一篇中列出详细的单位换算表外，并在每篇之末加列简明的MKfS制-SI换算表。

参加本手册编写工作的，有全国各有关的设计、科研和高等院校等共二十多个单位，近二百人。此外，还有其它许多单位和人员提供资料或间接参与手册的有关工作。《化学工程手册》编辑委员会负责指导手册工作的开展，研究和确定编审工作中一些原则问题，并负责书稿的最后审定工作。手册编写的日常组织工作，由化工部化学工程设计技术中心站负责。

本手册系按篇分册陆续出版，今后还将定期修订再版并出版合订本。希望广大读者对本手册提出宝贵意见，以便再版时改进。

《化学工程手册》编辑委员会

1979年7月

目 录

5.1 搅拌的基础理论	1	(2) 自吸式搅拌器	40
5.1.1 导言	1	(3) 表面曝气式搅拌器	40
5.1.2 搅拌槽内液体的流动特性	1	5.3.4 气液分散特性	41
(1) 槽内流体的流型	1	(1) 气泡直径	41
(2) 槽内流体的流速分布	5	(2) 气液界面面积	42
(3) 混合过程的机理	9	(3) 持气量	42
5.1.3 搅拌效果	11	5.3.5 搅拌功率	43
(1) 搅拌效果的表示法	11	(1) 通气式气液搅拌器的 搅拌功率	43
(2) 影响搅拌效果的各种因素	13	(2) 自吸式气液搅拌器的 搅拌功率	44
5.1.4 搅拌装置的选择	13	(3) 表面曝气式搅拌器的 搅拌功率	45
(1) 搅拌器的选择	13	5.3.6 传质系数	45
(2) 试验用小型搅拌器	14	(1) 液膜传质系数 K_L	45
参考文献	15	(2) 容积传质系数	46
5.2 均相搅拌	16	(3) 影响传质系数的因素及校正	48
5.2.1 均相搅拌器型式	16	5.3.7 传热	49
(1) 低粘度液搅拌器	16	(1) 具夹层搅拌槽	49
(2) 高粘度液搅拌器	20	(2) 具蛇管搅拌槽	49
(3) 搅拌槽内部构件	21	参考文献	51
5.2.2 搅拌功率	22	5.4 液-液相系搅拌	53
(1) 低粘度液搅拌功率	22	5.4.1 概述	53
(2) 影响搅拌功率的几何因素	25	(1) 操作目的	53
(3) 高粘度叶轮的搅拌功率	27	(2) 搅拌槽内液-液相分散操作	53
5.2.3 搅拌槽传热	29	(3) 逆分散操作	55
(1) 低粘度液搅拌槽传热	29	5.4.2 液-液相搅拌器型式	56
(2) 高粘度液搅拌槽传热	31	(1) 液-液相搅拌器	56
(3) 连续和间歇传热	31	(2) 多级液-液相搅拌器	56
5.2.4 放大	32	(3) 往复式分散混合器	57
(1) 根据相似理论的放大	32	5.4.3 混合均匀性	57
(2) 放大时对传热问题的考虑	34	5.4.4 平均液滴直径和界面面积	57
参考文献	35	(1) Vermeulen 公式	57
5.3 机械分散气液搅拌器	36	(2) Calderbank 公式	58
5.3.1 概述	36	(3) Rodger 公式	59
5.3.2 搅拌器型式结构	36	(4) Shinnar和Church公式	59
(1) 通气式气液搅拌器	37	(5) Gmanasandaram公式	60
(2) 自吸式气液搅拌器	37	(6) Thornton-Bouyatiotis公式	60
(3) 表面曝气式搅拌器	38		
5.3.3 气体速度	39		
(1) 通气式搅拌器	39		

5.4.5 搅拌功率	61	(2) 临界搅拌条件	91
5.4.6 液-液相传质系数和级效率	62	(3) 混合时间	92
参考文献	64	5.7.3 非牛顿流体搅拌功率的 一般计算法	92
5.5 固-液相系搅拌	66	(1) 非牛顿流体与牛顿流体 功率特性对比	92
5.5.1 概述	66	(2) Metzner-Otto法	93
(1) 操作目的	66	(3) Rieger-Novák法	95
(2) 固体悬浮操作	66	5.7.4 搅拌功率的直接计算法	97
(3) 影响固体悬浮操作的因素	67	(1) 通用的大直径叶轮功率 计算法	98
5.5.2 设备型式	67	(2) 螺旋带叶轮搅拌功率关联式	99
(1) 搅拌器型式	67	5.7.5 流体弹性对搅拌的影响	101
(2) 槽径和叶轮直径比($\frac{D}{d}$)	68	5.7.6 触变性流体的搅拌功率	102
(3) 叶轮与槽底间距和 液层深度比($\frac{C}{H}$)	69	参考文献	104
(4) 挡板	70	5.8 捏合	106
5.5.3 临界转速(n_c)	71	5.8.1 捏合操作	106
(1) Zwietering 计算式	71	5.8.2 间歇式捏合机	106
(2) Pavlushenko 计算式	71	(1) 小型混合器	106
(3) Oyama 和 Endoh 计算式	71	(2) 双臂捏合机	107
(4) 永田进治计算式	72	(3) 密炼机	108
5.5.4 固-液相系搅拌功率	73	(4) 辊式捏合机(又名开炼机)	108
(1) Weisman 和 Efferding 计算式	73	(5) 研磨机	109
(2) Weisman 和 Efferding 计算式 (完全悬浮时)	74	(6) 螺带-螺旋式混合机	111
(3) 其它计算式	74	5.8.3 连续式捏合机	111
5.5.5 固体溶解	75	(1) KO型捏合机	111
5.5.6 非均相搅拌器的放大	77	(2) M-P型捏合机	112
参考文献	78	(3) ZSK双螺旋捏合机	112
5.6 其它搅拌器	80	5.8.4 捏合机的选择	113
5.6.1 高剪力混合器	80	参考文献	114
5.6.2 往复运动式搅拌器	82	5.9 固体混合	115
5.6.3 管路搅拌器	83	5.9.1 固体混合操作	115
(1) 混合孔板或混合喷嘴	83	(1) 固体混合操作目的和机理	115
(2) 管路机械搅拌器	84	(2) 混合度和混合曲线	115
5.6.4 静态混合器	85	(3) 离析问题	117
(1) 型式	85	5.9.2 混合机型式	118
(2) 操作性能	86	(1) 转鼓式混合机	118
参考文献	89	(2) 螺带式混合机	118
5.7 非牛顿流体的搅拌	90	(3) 研磨机	119
5.7.1 概述	90	(4) 双转子混合机	119
5.7.2 非牛顿流体的搅拌流型	90	5.9.3 固体混合机性能	119
(1) 流型特点	90	(1) 转鼓式混合机性能	120
		(2) 容器固定型混合机的特性	120

(3) 混合机所需功率.....	121	5.10.2 轴套.....	127
5.9.4 混合机型式的选择	121	5.10.3 轴.....	128
(1) 一般原则.....	121	(1) 轴径估算.....	128
(2) 各种混合机的适用范围.....	123	(2) 轴的临界转速估算.....	129
(3) 小型试验和中试.....	123	5.10.4 联轴节.....	130
参考文献.....	124	(1) 套筒联轴器.....	130
5.10 搅拌器构件	125	(2) 夹壳联轴节.....	130
5.10.1 搅拌叶.....	125	(3) 刚性凸缘联轴节.....	130
(1) 推进式.....	125	(4) 弹性块式联轴节.....	131
(2) 桨式.....	125	5.10.5 轴封.....	131
(3) 涡轮式.....	126	5.10.6 减速机.....	132
(4) 锚式和框式.....	126	参考文献.....	133
(5) 螺杆式.....	126	符号表.....	134
(6) 螺带式.....	126		

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,控制反应温度或副反应。

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,如叶轮的转速

(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的转速加快而愈加深,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

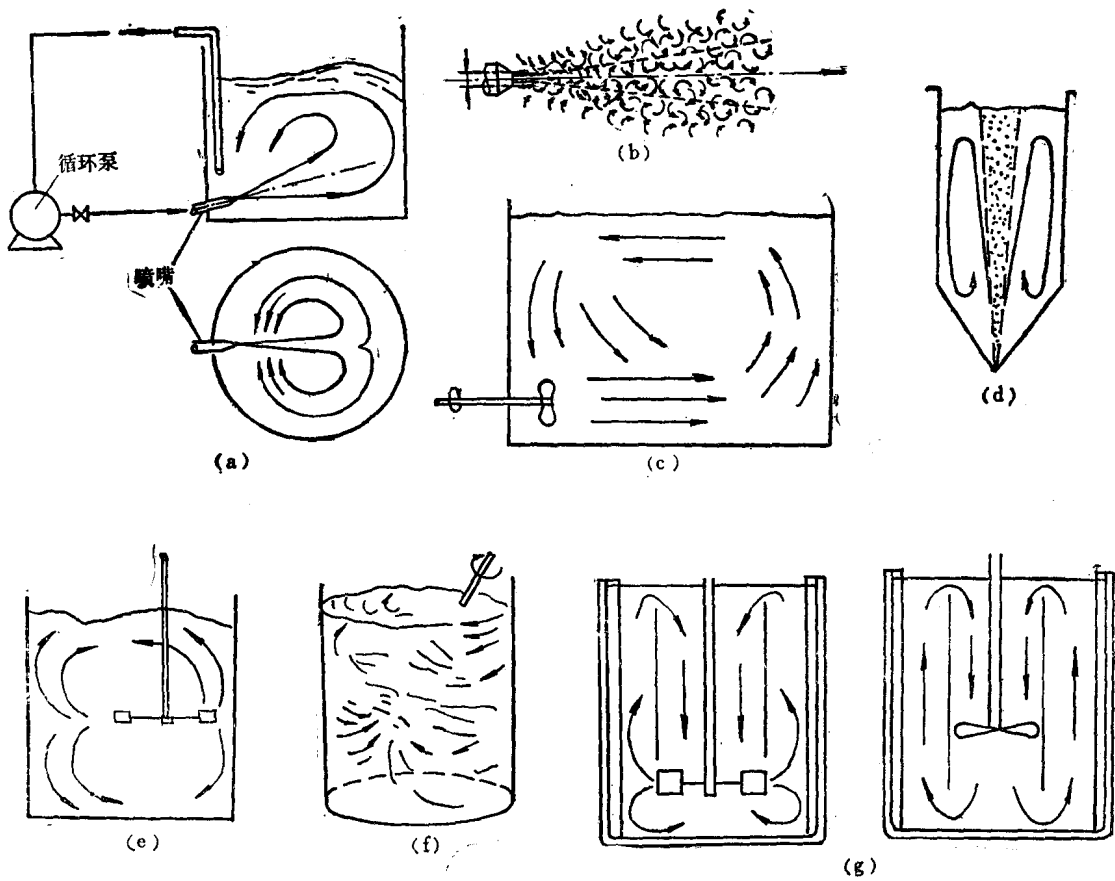


图 1-1 各种搅拌方式及槽内液体的平均流型

(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)射入式搅拌; (g)导流筒

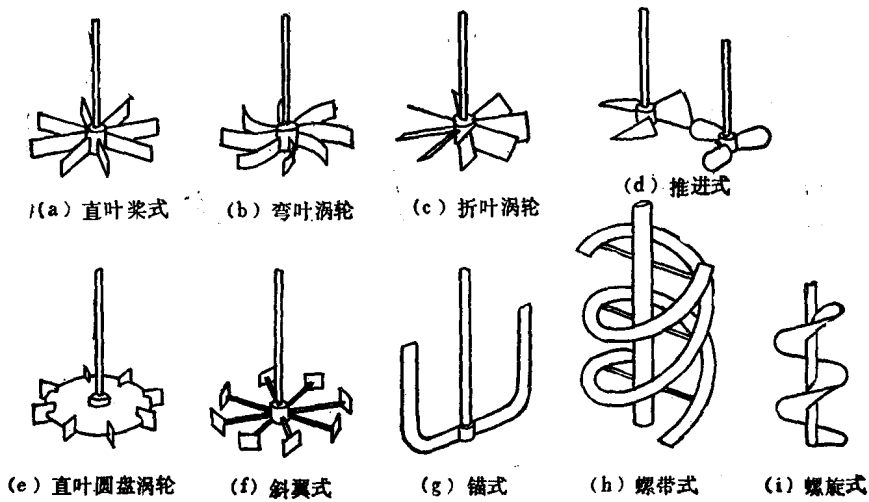
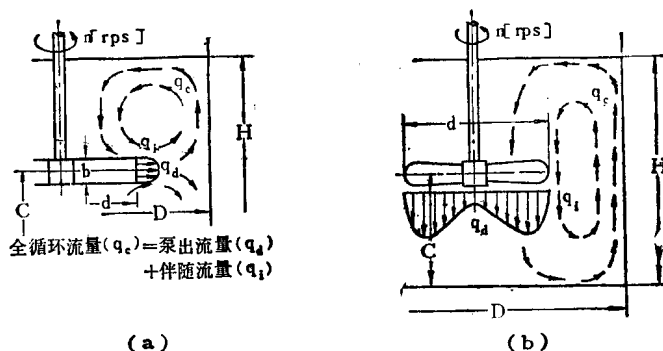


图 1-2 各种搅拌叶轮



(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)。

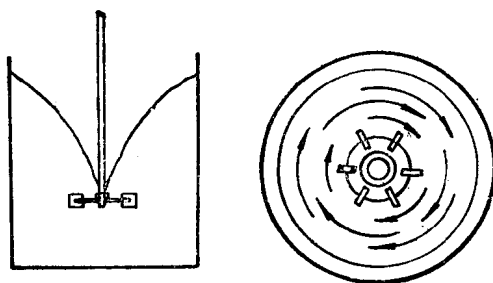
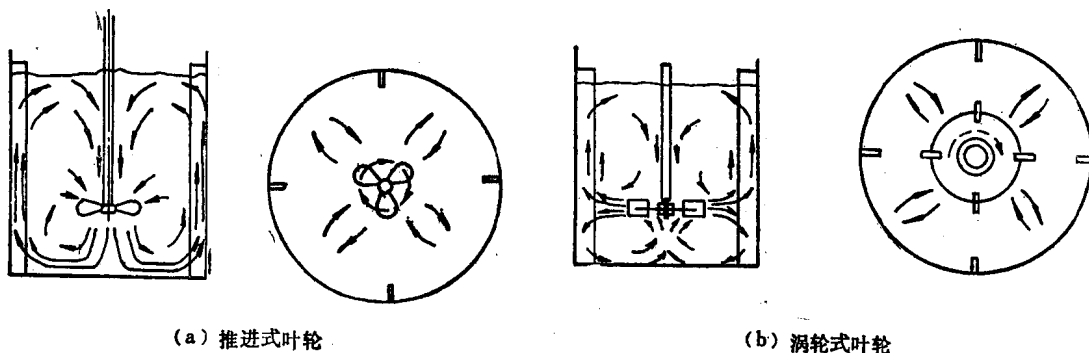


图 1-4 无挡板槽内流体流型



(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

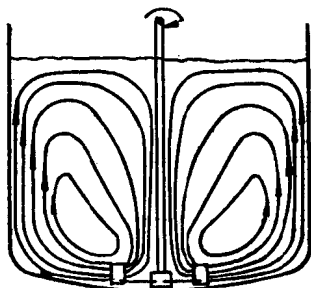


图 1-6 涡轮式叶轮在槽底时的流体流型

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流体循环良好, 尽可能避免死角出现。

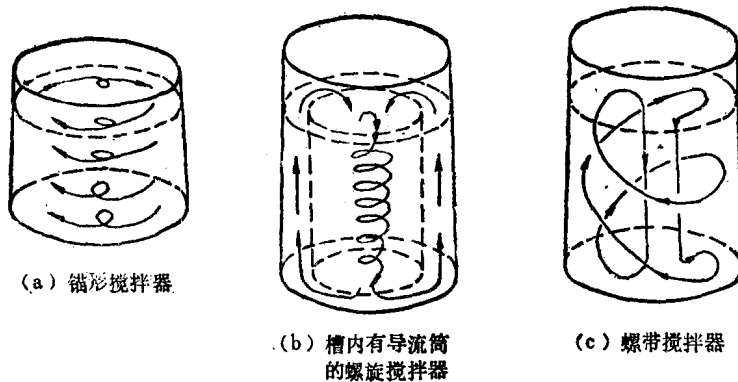
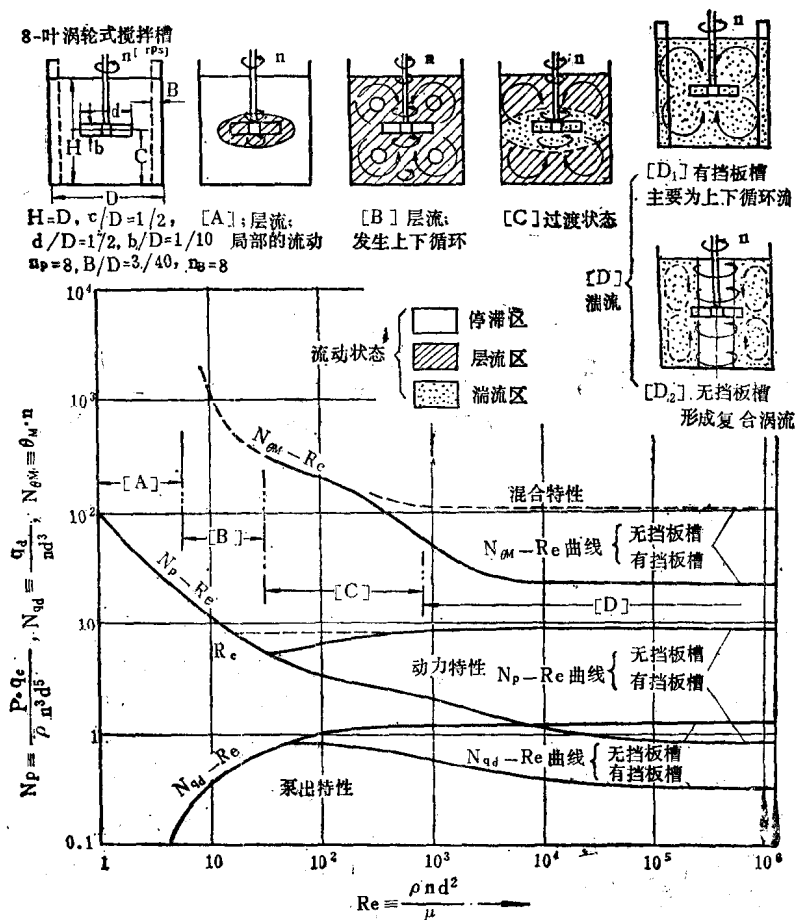


图 1-7 锚式、螺旋式、螺带式搅拌器内流型

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 (d_1) 及 (d_2) 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1-10(d)即为这种循环流的流线图。此图更正确地反映了槽内流体流型。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的槽壁间, 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。有挡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回到叶轮附近的强搅拌区域, 使之一次次地受到

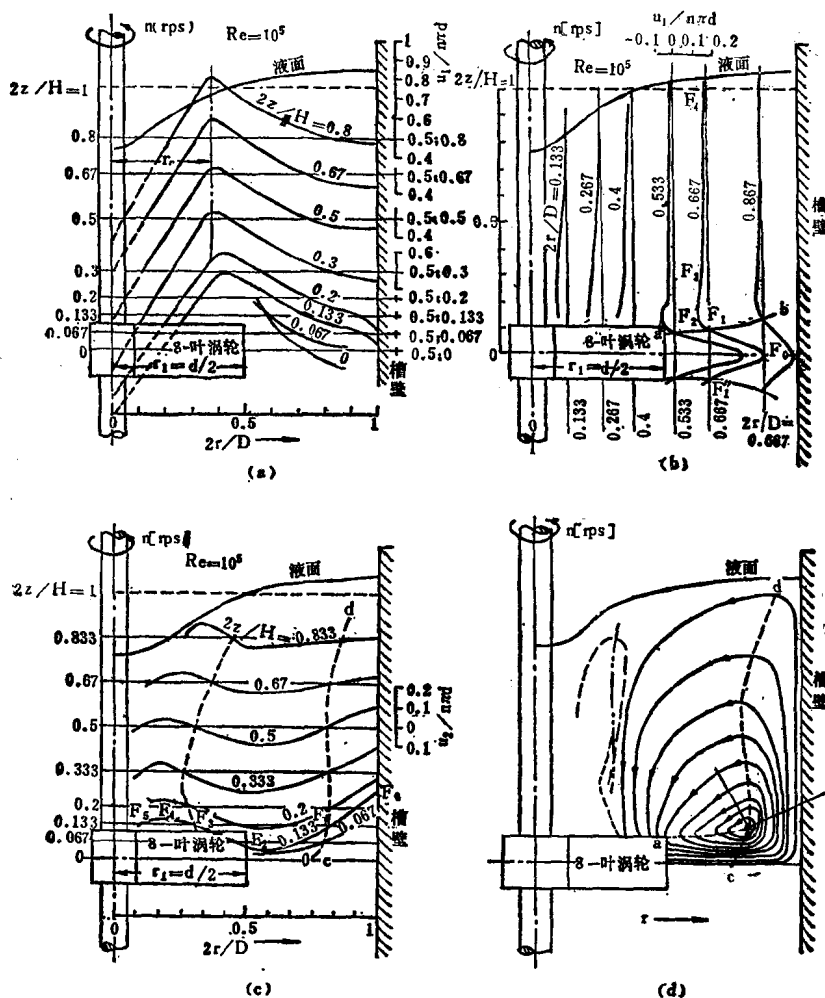


图 1-9 无挡板槽内流体的流动状况^(3b)

(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, 这二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, 液体的切向流较强, 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。

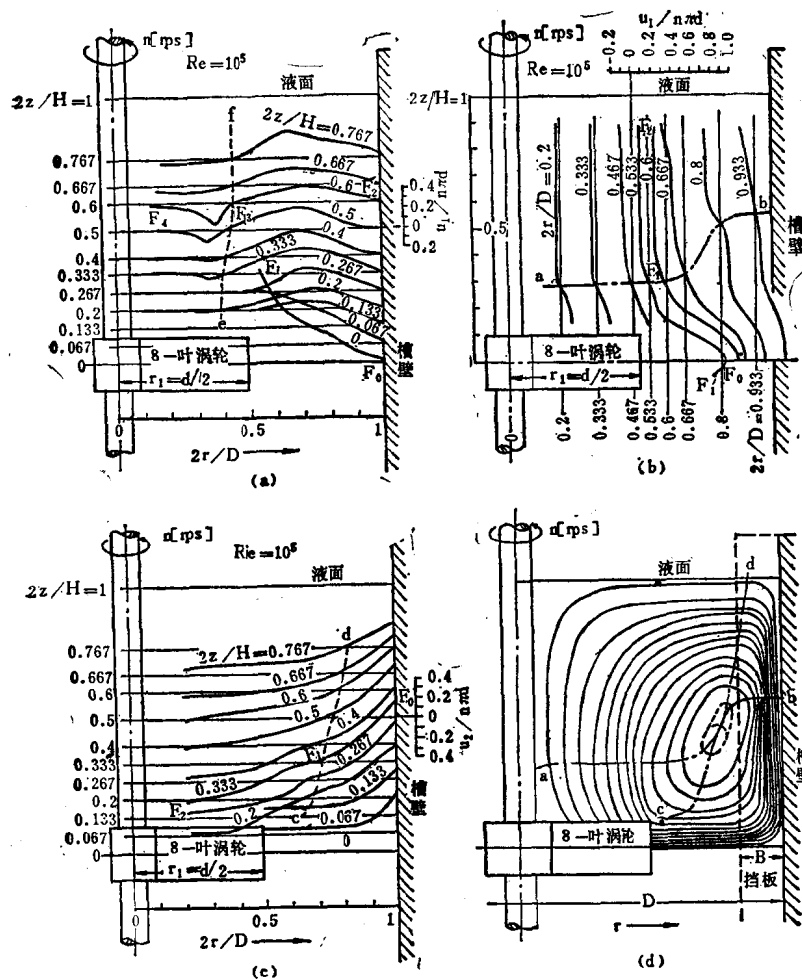


图 1-10 有挡板槽内流体的流动状况⁽²²⁾

(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) 上下循环流型

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

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

表 1-1 无挡板槽及有挡板槽性能比较⁽²²⁾

	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 $Nq_d = \frac{q_d}{n d^3}$ 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涡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 $\mathscr{D}_t$ 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

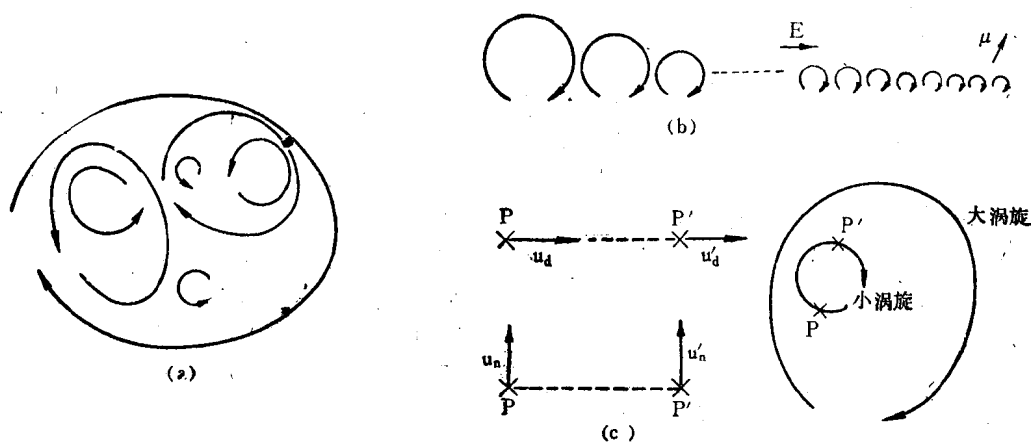


图 1-11 复杂涡旋模型

(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