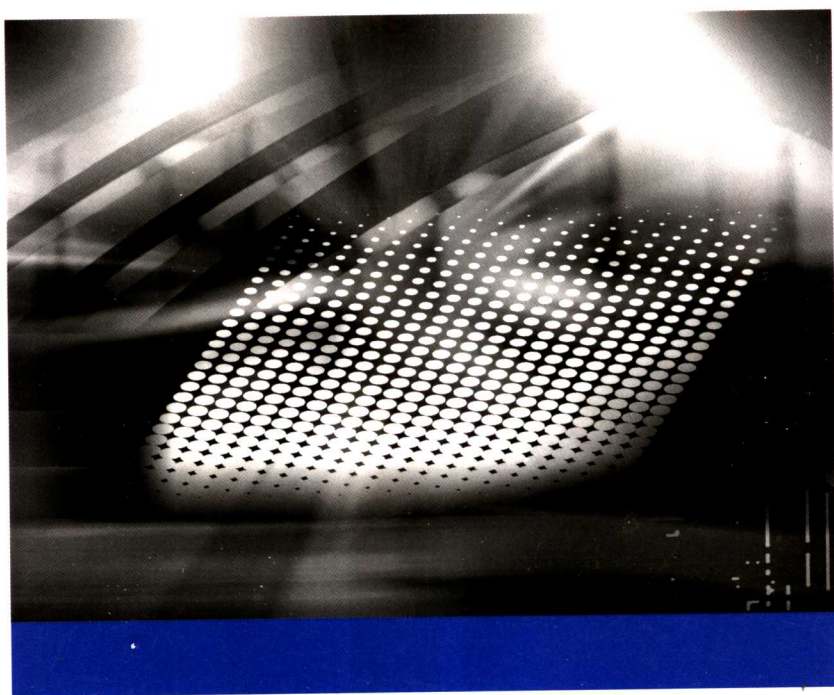


王正平 陈兴娟 编著

精细化学反应设备 分析与设计



Chemical Industry Press

 **化学工业出版社**
化学与应用化学出版中心

精细化学反应设备分析与设计

王正平 陈兴娟 编著



化学工业出版社
化学与应用化学出版中心

· 北 京 ·

(京) 新登字 039 号

图书在版编目 (CIP) 数据

精细化学反应设备分析与设计/王正平, 陈兴娟编著.
北京: 化学工业出版社, 2004. 6
ISBN 7-5025-5693-1

I. 精… II. ①王… ②陈… III. 精细化工-化工
设备 IV. TQ052

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2004) 第 070750 号

精细化学反应设备分析与设计

王正平 陈兴娟 编著

责任编辑: 路金辉

文字编辑: 于 岚

责任校对: 顾淑云 边 涛

封面设计: 郑小红

*

化 学 工 业 出 版 社 出版发行
化学与应用化学出版中心

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

发行电话: (010) 64982530

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

化学工业出版社印刷厂印刷

化学工业出版社印刷厂装订

开本 787mm×1092mm 1/16 印张 17½ 字数 432 千字

2004 年 11 月第 1 版 2004 年 11 月北京第 1 次印刷

ISBN 7-5025-5693-1/TQ·2022

定 价: 38.00 元

版权所有 违者必究

该书如有缺页、倒页、脱页者, 本社发行部负责退换

前 言

精细化工产品的应用遍及几乎所有的工业领域和人们日常生活，其具有应用面广、使用效果明显、批量小、品种多、附加值高等特点。相对于大型化工生产过程，精细化工过程具有较大的普遍性和通用性，精细化工过程所用设备也具有较强的通用性。近些年来，我国精细化工以前所未有的速度向前发展，已达到一定的水平，在满足国内需求的同时，精细化工产品出口量逐年上升。但与发达国家相比尚有较大的差距，在工业发达的国家，出现了由精细化工生产装置群构成的大型精细化工企业，并正在迅速扩展。

化学反应器技术水平往往从某一角度代表一个国家的工业水平，化工技术过程开发的成功与否，在很大程度上取决于化学反应器工业技术开发能力，取决于反应器内流体的温度、浓度、停留时间及温度分布、浓度分布、停留时间分布的控制水平和控制能力，取决于反应器内流体的流动状况是否可以在工业化学反应器中得以重现。本书理论与实际经验相结合，从理论的角度对精细化工装置的每个单元设备进行分析的同时，结合实际经验使精细化工设备进一步适用化和具体化，以满足我国精细化工发展的需要。全书共分11章，对流体流动特性、流体流动对不同类型反应器的反应过程影响、反应器的工业开发放大技术、反应器的热稳定性等方面进行了详细的分析，并对精细化学反应器配套使用的主要辅助设备进行了详细的介绍。

本书是作者在多年研究生教学和精细化学工业技术开发实践基础上完成的，在撰写过程中得到了哈尔滨商业大学刘莹，哈尔滨工程大学矫彩山、董国君、朱荣凯、董红星、王坚等的全力帮助，并得到浙江大学、大连理工大学、天津大学等高校同仁的大力支持，在此一并表示感谢。

作 者

2004年6月于哈尔滨

内 容 提 要

本书共分 11 章,对流体流动特性及流体流动对不同类型反应器的反应过程影响、反应器的工业开发放大技术、反应器的热稳定性等方面进行详尽的分析,并对精细化学反应器配套使用的主要辅助设备进行了详细、系统的介绍。将理论与实际经验相结合,从理论的角度对精细化工装置的每个单元设备进行分析的同时,结合实际经验使精细化工设备进一步适用化和具体化。每章针对不同的反应过程及设备,列举了相应的实例,将精细化学反应设备的分析与设计实用化。本书理论性与实用性并重,内容翔实。

本书可供精细化工领域生产人员、科研技术人员及高等院校相关专业的师生参考。

目 录

第1章 绪论	1
第2章 流体的流动和传热	4
2.1 流体概述	4
2.2 牛顿流体的流动	5
2.2.1 流量和流速	5
2.2.2 流体黏度	5
2.2.3 流体流动类型	7
2.3 非牛顿流体的流动和传热	7
2.3.1 非牛顿流体的分类与特征	7
2.3.2 非牛顿流体流动特性应用实例	12
2.3.3 非牛顿流体的剪切流动曲线与各种因素的关系	13
2.4 流变性的测量及有关数据处理	15
2.4.1 落球黏度计	15
2.4.2 旋转锥板黏度计	16
2.4.3 旋转圆筒黏度计	17
2.4.4 毛细管挤出流变仪及其他	19
2.5 高黏度流体输送机械——高黏度泵	20
2.6 非牛顿流体的传热	22
2.6.1 层流传热	23
2.6.2 湍流传热	25
第3章 精细化学反应器设计原理	27
3.1 反应动力学基础	27
3.1.1 化学反应速率及速率方程	27
3.1.2 温度对反应速率的影响	29
3.1.3 反应体系的转化速率和选择性	30
3.2 流动模型	33
3.2.1 停留时间分布的表示方法	33
3.2.2 停留时间分布的实验测定	34
3.2.3 停留时间分布函数的数字特征	36
3.2.4 理想反应器的停留时间分布	37
3.2.5 非理想反应器的流动模型	39
3.3 反应器模型	45
3.3.1 化学反应器的守恒方程	45
3.3.2 化学反应器的基本类型	46
3.3.3 多级串联理想混合釜式反应器	52

3.4 流动状态对反应过程的影响	56
3.4.1 实际反应器的转化率	56
3.4.2 微观混合对反应过程的影响	57
3.4.3 流动状况对选择性的影响	58
3.5 反应器热量衡算	62
3.5.1 反应器的热量平衡及计算	62
3.5.2 化学反应热的计算	64
3.5.3 浓度变化热的计算	67
第4章 搅拌釜式反应器	70
4.1 搅拌釜式反应器在精细化工中的作用	70
4.2 搅拌釜式反应器的结构及搅拌器的作用	70
4.3 搅拌釜式反应器内流体的流况	72
4.3.1 两种典型的流况	72
4.3.2 搅拌作用下的湍流及剪切流动	72
4.3.3 搅拌的几种过程效果及宏观流动和微观流动对过程效果所起的作用	73
4.3.4 搅拌可能产生的漩涡及漩涡的消除	73
4.3.5 搅拌雷诺准数与搅拌器特性和行为的关系	74
4.4 描述流体运动的奈维尔-斯托克斯方程及搅拌过程的量纲分析	75
4.4.1 奈维尔-斯托克斯方程的推导	75
4.4.2 搅拌过程的量纲分析	76
4.5 搅拌过程的压力分布、搅拌器的功率及转速	77
4.5.1 压力分布和搅拌器的功率	77
4.5.2 搅拌器的泵送能力和转速	81
4.6 搅拌过程的混合时间	86
4.7 搅拌器设计的步骤及设计优化	87
4.8 “混合和搅动”类型釜式反应器的搅拌器设计	88
4.8.1 搅拌任务的“尺度”和“难度”及搅拌强烈程度的级别	89
4.8.2 搅拌器的设计计算步骤	89
4.8.3 用于高黏度流体的搅拌器的设计	92
4.9 “悬浮”类型釜式反应器的搅拌器设计	94
4.9.1 悬浮过程中分散相的形成及稳定	94
4.9.2 搅拌任务的“尺度”和“难度”，搅拌强烈程度的级别	96
4.9.3 搅拌器设计计算的步骤	96
4.10 搅拌釜式反应器的放大	98
4.10.1 搅拌釜放大的理论基础	98
4.10.2 不同情况下搅拌器转速的放大	100
4.11 搅拌釜式反应器的传热	101
4.11.1 搅拌釜夹套传热的工程分析	102
4.11.2 釜式反应器的几种传热方式	103
4.11.3 釜式反应器的传热计算	106

4.12 搅拌釜式反应器的稳定性	110
4.12.1 釜式反应器的热稳定性	110
4.12.2 连续搅拌釜式反应器的浓度稳定性	111
第5章 气液相反应器	112
5.1 概述	112
5.1.1 气液相反应器的特点和应用范围	112
5.1.2 气液相反应器的结构	112
5.2 气液反应过程动力学	114
5.2.1 双膜理论	114
5.2.2 宏观动力学方程式的建立	116
5.2.3 测定气液相反应速度的方法	122
5.2.4 反应速度和反应器型式的选择	123
5.3 填料塔式反应器的计算与设计	124
5.3.1 物理吸收	124
5.3.2 化学吸收	126
5.4 鼓泡塔式反应器的计算与设计	129
5.4.1 鼓泡塔流体力学	129
5.4.2 鼓泡塔式反应器的传质和传热	135
5.4.3 鼓泡塔的设计计算	137
第6章 气固相固定床反应器	144
6.1 固定床反应器的结构及特点	144
6.1.1 绝热式固定床反应器	144
6.1.2 换热式固定床催化剂	145
6.2 固定床反应器内的流体流动	146
6.2.1 催化剂颗粒的直径和形状系数	146
6.2.2 床层空隙率	147
6.2.3 流体在固定床中流动的特性	148
6.2.4 流体流过固定床层的压力降	148
6.3 固定床反应器的传热	150
6.3.1 床层对壁总传热系数	150
6.3.2 床层有效热导率和表观壁膜传热系数	151
6.3.3 流体与催化剂颗粒间传热系数	157
6.4 固定床反应器内的传质	158
6.4.1 流体与催化剂颗粒外表面间的传质	159
6.4.2 催化剂颗粒内部的传质	161
6.4.3 床层内的混合扩散	163
6.5 固定床反应器的反应速率方程	164
6.6 固定床式反应器的设计与优化	166
6.6.1 经验设计方法	166
6.6.2 数学模型法	169

第7章 多组分精馏和特殊精馏	185
7.1 多组分精馏	185
7.1.1 多组分体系的汽-液平衡	185
7.1.2 多组分精馏的物料衡算	191
7.1.3 最小回流比	196
7.1.4 简捷法计算理论板数	198
7.1.5 逐板计算法	200
7.2 特殊精馏	201
7.2.1 恒沸精馏	202
7.2.2 萃取精馏	203
7.2.3 溶盐萃取精馏	204
第8章 气升式反应器	206
8.1 气升式反应器结构与特点	206
8.2 流动与传递特性参数	207
8.3 气升式反应器的分析与设计	212
第9章 过滤	217
9.1 过滤理论	217
9.2 恒压过滤	222
9.3 恒速过滤与恒速恒压过滤	223
9.4 过滤常数的测定	227
9.5 工业常用过滤设备的选择与计算	230
9.5.1 板框式过滤设备	231
9.5.2 离心式过滤设备	234
第10章 干燥	240
10.1 干燥的基本理论	240
10.1.1 物料中所含水分的性质	240
10.1.2 干燥特性曲线	241
10.1.3 干燥时间的计算	243
10.2 箱式干燥器	244
10.2.1 箱式干燥器特点	244
10.2.2 箱式干燥器的设计与计算	244
10.3 气流干燥器	248
10.3.1 气流干燥器特点	248
10.3.2 气流干燥器的设计与计算	249
10.3.3 气流干燥器计算实例	252
第11章 固体粉碎	255
11.1 粉碎的基本理论	255
11.1.1 固体颗粒的粒度和粒度分布	255
11.1.2 粉碎方法与粉碎力	259

11.1.3 粉碎的能耗理论和粉碎速率.....	260
11.2 粉碎设备.....	263
11.3 研磨与辊压.....	266
主要参考文献	269

第 1 章 绪 论

精细化学品的生产和发展是与人们生活和生产活动紧密联系在一起的。19 世纪前,伴随人们生活与生产活动的发展,尽管生产精细化学品的原料完全取之于天然,所采用的生产设备全部是从人们日常生活的器具中派生出来的,然而在品种上却已有了很大的发展。如药物、涂料、肥皂、酿造、农药等。20 世纪初,由于石油化学工业的兴起,精细化学品的发展产生了第一次大的飞跃。这次飞跃的特征是:以合成化学品为原料的精细化学工业,在数量上、品种上、效果上和应用范围上等逐渐居于主导地位(特别是有机精细化学品)。20 世纪中叶,高分子化学的发展、高分子材料的出现,对工业、农业和人们日常生活产生了极其深刻的影响,同时也为精细化学品的发展带来了第二次的飞跃。这次飞跃的特点是:部分老企业生产的产品更新换代,在品种、数量和应用范围方面均有了较大的发展,如肥皂扩展为合成洗涤剂、油漆扩展为涂料等;新生行业的兴起,如胶黏剂、信息化学品、功能材料等。

精细化学品的发展是化学工业发展到一定程度的必然产物,是伴随国民经济各行业的发展而发展起来的。当人们尚处于直接利用自然资源或只能对自然资源进行简单加工的时代时,不可能出现精细化工。只有当化学工业发展到一定程度,才能对自然资源进行精细加工。同时,随着各行业的发展,为精细化学品提供了应用场所,并对精细化学品不断提出新的要求,推动精细化学品的不断发展。应该说,人们采用合成或复配的方法制得的可代替甚至超过天然物质功能的产品时,精细化工才真正出现。例如,在人们只会利用除虫菊粉和烟叶水来防止农业病虫害的时代,不能说有机农药工业已经开始,到了 20 世纪 40 年代,人们合成了滴滴涕,并证明能有效地杀灭卫生害虫和农业害虫,有机农药工业的时代才算真正开始。19 世纪中叶,人们合成了品红和苯胺紫以后,才结束了只能直接利用茜兰、蓼蓝叶和黄土染布的历史,才可以说合成染料工业的开始。又如,自古以来,在很长的时期内,人们主要是利用压榨、萃取、水蒸气蒸馏等手段,从动植物中直接提取化妆香料和食品香料,直到 19 世纪,人们才从天然香料中分离出一些香料的单组分,随着分析手段、分析技术和合成技术以及调香技术的发展,人们开始模仿天然香料的结构,进行香料的人工合成,合成出一些天然香料的主体成分,并利用调香技术配制出与天然香料相同的香精,这时的香料工业才成为精细化工的一个分支。在精细化工各分支形成的同时,与其相配套的精细化学品生产装置也随之诞生,在不断完善生产工艺的同时,其生产装置不断得到完善,并上升到理论,所形成的理论又可以指导实践工作,并使理论得到升华。

西欧化学工业在 20 世纪 70 年代石油危机引发的衰退中,依靠高技术、精细化转移的结构调整走出了困境,取得了发展。20 世纪 80 年代中期以后,主要工业国家化学工业结构重整,产品结构升级,产品精细化、功能化,加速精细化工发展成为世界化学工业发展的一个基本趋势。西方发达国家一方面控制以进口石油为原料的石油化工规模,另一方面以自己的雄厚财力和技术,在发达的石油化工基础上,向发展中国家难于竞争的精细化工作战略转移。以乙烯为例,1985 年,日本已削减 36%,美国削减 27%,原联邦德国削减了 24%。这样形成了一个由大规模的传统产品向精细化工产品的转移。而这时产油产气的国家,如沙特阿拉伯、加拿大、墨西哥和澳大利亚,正在大规模地发展石油化工,使 1987~1992 年世界

乙烯产量再度回升。据美国化学制造商协会报告,由于美国化学工业在1985年采取艰苦的结构重整决策后,于1986年迅速复苏,净利润比1985年剧增54%,而一般化学品的交易额仅仅增加了1%。原联邦德国巴斯夫公司调整并改革了塑料生产,关闭了年产330kt的聚氯乙烯装置,从大吨位的普通塑料转向生产高附加值精细高分子化工产品——工程塑料,并研制高强度、耐高温的聚合物合金,用于汽车制造、通讯业和电子技术,代替金属专用品,取得了巨大的经济效益。

随着科学技术的发展及人们生活水平的不断提高,要求精细化学品不断提高产品质量及应用性能,增加产品规格和品种,以适应各方面的不同需求。精细化工产品化学工业中的比例(产值比),在很大程度上反映了一个国家的发达水平和综合技术水平。据统计,美国20世纪70年代,精细化工占化学工业的比例为40%,80年代为45%,90年代已超过53%,2000年已超过了60%。德国现已达到63%。日本近年最高值为62%。近年来中国在发展精细化工方面取得了较大的进展,其精细化工产品占化学工业的比例为:1990年为25%,1995年为32%,2000年已超过40%。这应归功于第九个5年计划我国把精细化工作为化学工业发展战略重点之一的结果。中国的精细化学工业有着良好的发展潜力,又有着广阔的国内市场。展望21世纪,在世界产业格局的调整中,中国将以巨大的潜在市场、迅速稳定的经济发展速度和较强的科学研究实力推动精细化工的发展,并在国际精细化工市场上占据一定的位置。

精细化工是以高新技术为基础,以市场为导向,以产品具有特定功能、附加值高、小批量、多品种、系列化为特点的化学工业。精细化学品的多样化、小批量反映在生产上即为经常更新品种。精细化学品的制备多为液相反应过程,主要采用间歇的生产方式。为适应精细化工生产的特点,企业必须具有依据市场需求调节生产能力和品种的灵活性。发达国家在20世纪50年代末开始摒弃单一产品、单一流程、装置单一功能的落后的生产方式,广泛采用多品种的综合生产流程和多用途、多功能的生产装置,取得了很好的经济效益。到了20世纪80年代从单一产品、单一流程、单元操作的生产装置向“柔性”系统(FMS)发展。如英国的帝国化学工业公司(ICI)的一个子公司,20世纪80年代用一套生产装置、三台计算机可以生产当时的74个偶氮染料中的50个品种,年产量达到3500t。美国的赖克霍德化学工业公司(Reichhold Chemical Inc.)的一套“万能”生产装置,可以生产邻苯二甲酸酯、富马酸酯、环氧化合物、聚酯等塑料增塑剂近40个品种,相当于美国常用增塑剂品种的95%。1986年日本化药(株)提出了“无管路化工厂”的新思想,开始了“多用途生产装备系统”的研制与开发。如日本旭工程(株)已开发制造出“AIBOS8000型移动式多用途间歇生产系统”十余套,该系统的反应釜可移动,可自动清洗,计算机控制,遥控操作,可以无菌生产。一台设备具有过滤、洗涤滤饼、干燥等多种功能。

化学工业是高技术密集工业,精细化工又是化学工业中的高技术密集工业。日本曾做过这方面的分析,以机械制造工业的技术密集指数为100,则化学工业为248,精细化工中的医药和涂料的指数分别为340和279。精细化工技术密集的原因在于技术开发的成功率较低,时间长,费用高。据报道,美国 and 德国医药和农药新品种的开发成功率仅为万分之一。随着人们对化学品安全性的要求愈来愈高,新品种开发的时间愈来愈长,费用也愈来愈高。美国20世纪60年代开发出一种有价值的精细化工产品的平均时间为5年,耗资300万~500万美元。而现在开发出一种有价值的精细化工产品的平均时间则需10~12年的时间,耗资为6000万~8000万美元。尽管如此,为了满足特殊性能的需求和市场竞争的需求,新

品种的开发、研制工作仍是当今世界各国，尤其是工业发达国家发展精细化工的主题。

精细化学品的制备是在化学反应器中进行和完成的，必须考虑流体流动、传质、传热等化学过程和物理过程对精细化工过程的影响。与化学反应动力学直接相关的 3 个重要的物理量为温度、浓度和时间。反应器内的温度分布、浓度分布和停留时间分布，对化学反应过程的实现起着决定性的作用。新产品研发过程在很大程度上是反应器的研究过程，通过对温度、浓度和停留时间的控制，使生产工艺得以实现，使产品的质量得以保证，使产物的产率得以提高。化学反应器的传热方式一定时，过程的温度、浓度、停留时间的控制主要是通过“混合过程”的控制来实现的，物料的混合状况对化学反应过程产生直接的影响。所以按“混合程度”来分析和区分反应器，可以触及到反应器的本质。因此，从本质上对化学过程和化学反应器进行分析和设计，必须把混合、传质、传热等物理过程和化学反应过程统一起来进行研究，才能把精细化学品的研究成果放大到工业生产所需要的规模，这是从事工程科学研究需要解决的重要任务。化学反应器的分类通常有两种方法。从型式上，反应器可以分为釜式反应器、塔式反应器、管式反应器、流化（固定）床反应器等。从反应物料形态上，反应器可以分为液-液、气-液、气-气、气-液-固、液-固反应器等。

化学反应器的工业应用水平从某个角度也代表一个国家的工业水平。以悬浮法 PVC 生产为例，德国采用的是 200m^3 的 1Cr18Ni9Ti 材质的釜式反应器，美国为 150m^3 的釜式反应器，我国目前普遍采用的是 30m^3 的 1Cr18Ni9Ti(0Cr19Ni9) 材质的釜式反应器，其差别较大。大型反应器可以有效地降低生产成本，使产品质量更稳定。但大型反应器的实现，除反应器的制造工艺难度以外，主要取决于化工工艺控制水平——温度、浓度、时间的控制水平和控制能力，也就是说温度和温度分布、浓度和浓度分布、停留时间及停留时间分布方面的控制水平。化工工艺过程决定了反应器的形式、结构。反应器的结构、形式对工艺过程又有一个促进和完善的作用，同时反应器的结构和形式在某种程度上也决定着产品的质量和产品的性能。化工产品的工业开发成功与否，在很大程度上取决于化学反应器的开发水平。

第 2 章 流体的流动和传热

2.1 流体概述

流体可以分为理想流体和实际流体。理想流体又称为非黏性流体，从微观角度来说，理想流体中的分子之间不存在相互吸引、相互摩擦等的相互作用。所以理想流体无黏度，流动时无阻力。实际流体流动时有阻力的存在，即流体在流动时存在着内摩擦（或称剪切力），表现出黏度的存在，由于分子之间作用的结果，这类流体称为黏性流体。只有在一定真空条件下的气体可视为理想流体。在实际中遇到的流体均是实际流体。依据作用于流体上的剪切应力及产生的剪切速率之间的关系，实际流体又可以分为牛顿流体和非牛顿流体。剪切应力与剪切速率之间的关系服从牛顿黏性定律的流体，称为牛顿流体。牛顿黏性定律表示如下：

$$\frac{F}{A} = \mu \frac{du}{dy} \quad (2-1)$$

即作用于面积 A 上的剪切力 F 与所产生的速度梯度 du/dy 之间成正比关系。如图 2-1 所示。

式 (2-1) 亦可写成：

$$\tau = \mu \gamma \quad (2-2)$$

式中， $\gamma = du/dy$ ，表示在剪切应力 τ 作用下，沿 y 轴方向单位长度上的速度变化率，也称为剪切速率； μ 在一定温度下为常数，称为黏度系数，或称为剪切黏度，习惯简称黏度。黏度的单位：在 SI 制中为 $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ；在 cgs 制中为 P， $1\text{P} = 100\text{cP}$ ， $1\text{cP} = 10^{-3}\text{Pa} \cdot \text{s}$ 。

按照式 (2-2)，以剪切应力 τ 对剪切速率 γ 作图，所得图线称为剪切流动图线，简称流动图线。如图 2-2 所示。

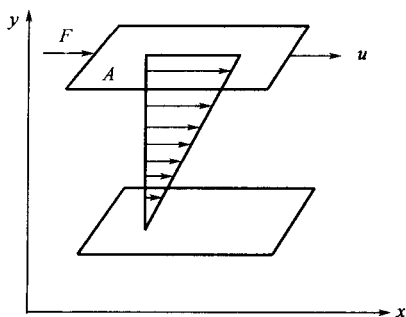


图 2-1 牛顿黏性定律示意图

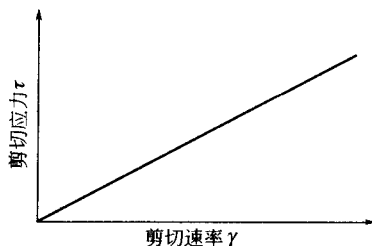


图 2-2 牛顿流体的流动图线

对牛顿流体，在一定温度下，流体的流动线图是一条经过原点的直线，直线的斜率为黏度 μ ，此类流体的黏度仅仅是温度的函数，即 $\mu = f(t)$ ，不同种类的流体具有不同的斜率。常见的如水、乙醇、酯类、油类等低相对分子质量液体均属于牛顿流体。

另一类流体，剪切应力 τ 与剪切速率 γ 的比值在一定温度下不是常数，即黏度随剪切速率、剪切应力或时间而变化。在流动曲线图上，不呈直线，或呈直线但不经过原点。换句话说，这类流体的黏度不仅是温度的函数，而且还与剪切速率、剪切应力或剪切时间有关。这类流体称为非牛顿流体。黏度较大的流体均属于非牛顿流体，例如原油、高聚物溶液、高聚物熔融体和分散体系等大多属于非牛顿流体。非牛顿流体在流动、混合、搅拌、传热等方面的特性与牛顿流体有较大的区别。非牛顿流体在精细化工中占有一定的比重。其特性、特点在以后的章节将重点介绍。

2.2 牛顿流体的流动

2.2.1 流量和流速

(1) 流量 流体在单位时间内流经某一截面的体积或质量分别称为体积流量和质量流量，其单位分别为 m^3/s 和 kg/s 。分别以 V 、 G 表示，二者的关系如下：

$$G = \rho V \tag{2-3}$$

式中 ρ ——流体密度， kg/m^3 。

(2) 流速 流体质点在单位时间内流经的距离，其单位为 m/s 。

实际流体在流动时，在流动截面各点流体质点的流速是不一致的。靠近器壁一层流体附在器壁表面，它的流速接近于零，在远离器壁的方向上，流体质点各流速逐渐增加，对于管内流动的流体，管中心的流速最大。为了计算方便，一般采用平均流速 $\bar{v}$ 。

$$\bar{v} = V/A$$

式中 V ——体积流量， m^3/s ；

A ——流动截面， m^2 。

工业上常用流体在管道中的常用流速范围见表 2-1。

表 2-1 工业上常用流体在管道中的常用流速范围

流体种类及状况	流体常用流速范围/(m/s)	流体种类及状况	流体常用流速范围/(m/s)
水及一般液体	1~3	压力较高的气体	15~25
黏度较大的液体	0.5~1	饱和水蒸气 0.8MPa 以下	40~60
低压气体	8~15	饱和水蒸气 0.3MPa 以下	20~40
易燃、易爆的低压气体(如乙炔等)	<8	过热蒸汽	30~50

一般来说，对于密度小的流体，流速应大一些，气体流速比液体流速大得多。对于黏度较小的流体，可采用较大的流速，而对于黏度大的流体，如原油、浓碱及浓酸等，其流速比水及稀溶液低得多。对于含有固体杂质的流体，流速不易太低，否则固体杂质在输送时容易沉积在管道内或设备的底部。

当流体以较大流量在长距离的管道中输送时，应根据具体情况，并通过经济核算来确定

性。衡量流体黏性大小的物理量称为黏度。黏度可以形象地认为是相邻的两层流体发生相对运动时显示出来的内部摩擦力。由式（2-1）可知，对于牛顿流体，黏度可表示为：

$$\mu = \frac{F}{A} \times \frac{dy}{du} \tag{2-4}$$

此外，流体黏性的大小还可以用绝对黏度 μ 与密度的比值来表示，称之为运动黏度，以 ν 表示：

$$\nu = \mu / \rho \tag{2-5}$$

运动黏度 ν 的物理单位为 m^2/s 。表 2-2 是根据实验测得的某些流体在不同温度下的黏度值。

表 2-2 某些流体在不同温度下的黏度值

流 体(液)	$t/^{\circ}C$	μ/P	流 体(气)	$t/^{\circ}C$	μ/P
水	0	1.8×10^{-2}	氢	-1	8.3×10^{-5}
	100	0.3×10^{-2}		250	13×10^{-5}
水银	0	1.7×10^{-2}	二氧化碳	0	14×10^{-5}
	100	1.0×10^{-2}		302	27×10^{-5}
蓖麻油	17.5	2300×10^{-2}	空气	0	18×10^{-5}
	50	1225×10^{-2}		671	42×10^{-5}

注：1P=10⁻¹Pa·s。

表 2-2 列出了某些流体的黏度与温度的关系，由该表可知，气体的黏度是随温度的升高而增大，液体的黏度则随温度的升高而降低。气体与液体的黏度随温度变化的规律之所以不同，是因为流体的黏度一方面是由分子间的吸引力所引起的，另一方面也是分子因不同规律的热运动而变换动量的结果。对于气体，其分子吸引力本来是很小的，温度升高，气体体积膨胀，对分子的吸引力影响不大，但温度的升高，增大了气体分子的运动速度，从而增加了气体流层间做相对运动时产生的内摩擦力，即黏度增大。而液体则不同，温度升高，分子间的距离增大，导致分子间的吸引力下降，从而增大了液体的流动性，表现上体现出液体黏度的降低。通常情况下可以认为液体是不可压缩的流体，因此，压力对液体黏度的影响可以忽略；气体的黏度只有在极高或极低的压力下才会随压力的改变发生变化，一般情况下，压力对气体的影响也可以不考虑。

在实际工业生产中，经常遇到的是各种流体的混合物，流体混合物的黏度经常依据相同温度环境下各组分纯态流体的黏度和流体组成，利用下列经验公式进行计算。

分子无缔合的液体混合物：

$$\lg \mu_m = \sum x_i \lg \mu_i \tag{2-6}$$

式中 μ_m ——混合液体的黏度；

x_i ——混合液体中 i 组分的物质的量分数；

μ_i ——与混合液体相同温度下， i 组分纯态时的黏度。

常压气体混合物：

$$\mu_m = \sum y_i \mu_i M_i^{1/2} / \sum y_i M_i^{1/2} \tag{2-7}$$

式中 μ_m ——常压下混合气体的黏度；

y_i ——混合气体中 i 组分的物质的量分数；

M_i —— i 组分的相对分子质量；

μ_i ——与混合气体相同温度下, i 组分纯态时的黏度。

2.2.3 流体流动类型

流体在流动过程中, 若流体在任意截面上的流速、流量、压强、温度等参数都不随时间而变化, 则此种流动称为稳定流动, 稳定流动可以分为层流和湍流两种流动类型。

奥斯本·雷诺 (Osborne Reynolds) 在不同管径的玻璃管内, 在不同流速水流的主体中沿轴线方向注入带颜色的细水流进行试验, 实验结果表明: 流体的流动形态除了与流速 (u) 有关外, 还和下列 3 个因素有关: 管径 (d)、流体黏度 (μ)、流体密度 (ρ)。雷诺将这 4 个因素组成一个复合数群, 以符号 Re 表示, 即

$$Re = du\rho/\mu \quad (2-8)$$

或
$$Re = du\rho/\mu g \quad (2-9)$$

式中 ρ ——流体密度, kg/m^3 ;

g ——重力加速度 $9.81\text{m}/\text{s}^2$ 。

上面的数群称为雷诺准数, 是一个无量纲数群。即无论采用哪种单位制, 只要计算用的单位一致, 雷诺准数的数值都是一样的, 其原因是因为各个物理量的单位全部可以对消。

当采用工程单位制时, 其所得结果相同。大量的研究表明: 由 Re 数值的大小, 可以判别流体的流动类型。对于平直的圆管中流体的流动, 一般认为, $Re < 2000$ 时为层流; $Re > 4000$ 时为湍流 (也称紊流); $2000 < Re < 4000$ 时为过渡流, 此时流动处于不稳定流动状态, 可能是层流, 也可能是湍流。在平直的圆管中, 2000 称 Re 为临界数。在搅拌釜式反应器中的流体, 以搅拌釜搅拌桨叶直径 D 作为影响因素的雷诺准数 ($Re = D^2 N \rho / \mu$)。通常, $Re < 20$ 时为层流; $Re > 10^4$ 时为湍流 (也称紊流); $20 < Re < 10^4$ 时为过渡流。流体在搅拌釜内的流动状况 (湍流、层流), 对反应过程的传质和传热影响较大。

无论层流还是湍流, 流体质点在垂直于流动方向上的横截面的流速是不同的。对于管内流动的流体, 在管壁附近流速最慢, 管中心流速最快, 距管壁的距离不同, 流速也不同。管内流体的流速在直径方向上有一个速度分布。流体的流动类型不同, 其速度分布也不同。层流时, 流体在管径方向上的流速呈抛物线分布, 管内流体的平均流速为管中心流速的 $1/2$ 。管内流体处在湍流状况时, 流体速度分布与抛物线相近, 但顶端稍宽、稍平坦一些, 湍流时流体平均流速约为管中心最大流速的 0.8 。无论层流还是湍流, 靠近器壁都存在着一层滞流 (层流) 的边界层。这层滞流 (层流) 的边界层随流速的增大而减薄。滞流层的存在, 不仅影响流体的流动, 而且对过程的传热和传质有重大的影响。

2.3 非牛顿流体的流动和传热

2.3.1 非牛顿流体的分类与特征

非牛顿流体通常分为三大类: 非依时性 (time-independence) 非牛顿流体; 依时性 (time-dependence) 非牛顿流体; 黏弹性 (viscoelastic) 流体。非依时性非牛顿流体是在实际生产中最常见的一种非牛顿流体。

(1) 非依时性非牛顿流体 该类流体在恒定的温度下, 其黏度仅随剪切速率或剪切应力而变化, 而与剪切作用时间长短无关。也就是说, 该类流体在恒定温度下的黏度仅是剪切速率或剪切应力的函数, 与时间无关, 即 $\mu = f(\tau, \gamma)$, 这种性质称为非依时性 (不随时间变化而变化)。非依时性非牛顿流体又可分为假塑性 (pseudoplastic) 流体、胀塑性 (dilatant)