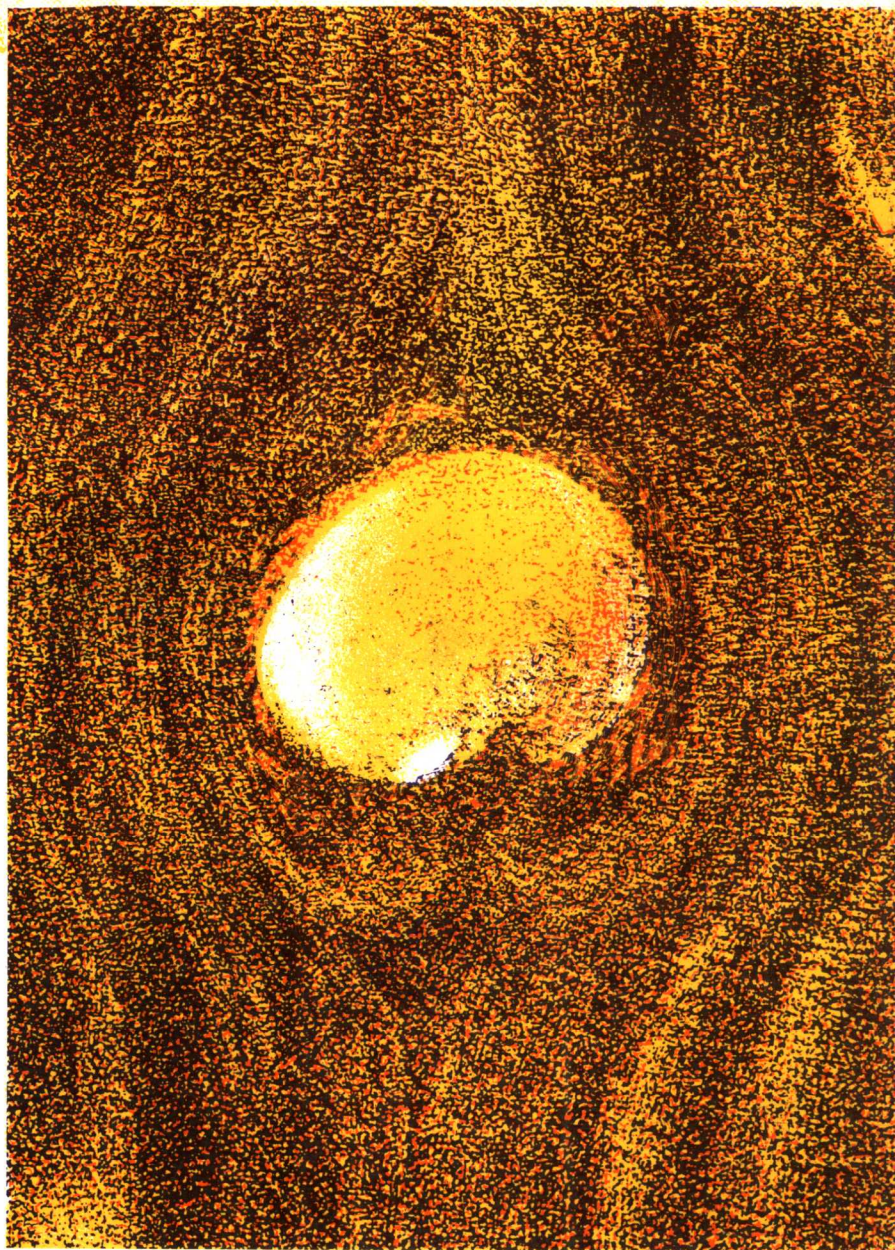


# 多相流反应工程

陈甘棠  
王樟茂  
编著



浙江大学出版社

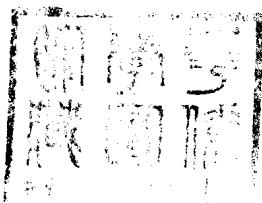


0254  
C466

# 多相流反应工程



A1089262



陈甘棠  
王樟茂  
编著

## 内容提要

本书系统地介绍了气(液)-固流态化反应工程和气液相反应工程的近代理论和许多研究成果,其中包括气(液)-固流动的基本特性,从低速到高速流态化的多种现象、理论和计算;气-液两相流的流体动力学基础,反应的宏观动力学,以及各类气液反应器的特性参数和设计方程等。

本书可供大专院校研究生和本科生,以及科技工作人员学习参考之用。



A1089262

## 多相流反应工程

陈甘棠 王樟茂 编著

责任编辑 李玲如

---

浙江大学出版社出版

(杭州玉古路 20 号 邮政编码 310027)

浙江大学出版社电脑排版中心排版

德清第二印刷厂印刷

浙江省新华书店发行

---

开本:787×1092 1/16 印张:20.5 字数:531千字

1996年8月第1版 1996年8月第1次印刷

印数:0001—1000

---

ISBN 7-308-01669-2/TQ·014 定价:25.00元

浙江大學出版社

# 序 言

大凡生产愈发展,对基础研究的需要愈迫切,研究愈深入,其概括性亦愈广.这是因为要知其所以然,以便驾驭自如,又能以一概百而触类旁通.所以有识之士,不限于一事一物之知,不惑于一技一艺之秘,有睿思慧眼,故游刃有余.

纵观各类生产,化工最为繁复,视而难见,变化无穷.欲逐个推敲以格物致知,则旷日废时,耗费不貲.化学工程的学问就在于能以最少的代价,甚至用模拟实验和计算的方法,获得规律性的关系,从而成片地解决问题.化学反应工程是化学工程学科的一个分支,情况亦如此,而多相流反应工程作为化学反应工程中较为复杂的一支,自亦没有例外.

在多相流反应工程中,以气-固两相流及气-液两相流最为重要,所以研究得较多,学问较成体系.液-液两相流及气-液-固三相流,甚至气-液-液-固四相流的情况亦已在工业中日益增多,但理论的系统化和成熟程度似尚不足,再加本书的目的在于提供理论基础,对于众多的实用情况,难于一一包罗.因此仅先就气-固及气-液两相流的反应工程原理加以叙述,以奉献于读者.

其实,江山易改,事理难穷.虽小小一个气泡,一颗颗粒,其形之演变却多彩多姿,引申出大量的理论和方程.真如一粒粟中见世界,渐行渐远渐无穷,令人感叹!书中除理论部分外,还有大量经验关联式.读者抑或不耐,以为关联式局限性大,既乏理论兴趣,而形式互异,精度不一,难于遵循.其实关联式的发展,正是化工界的一大突破,否则对于如此复杂众多的多变量的流动系统,岂能一一加以定量描述?关联式的建立也需要相当的理论背景,只是要借助一些实验来确定参数值而已.但它却解决了大量的问题,成为不可或缺的手段,因此也是需要加以重视和掌握的.

全书由上下两篇组成,共分十二章.上篇的七章为气(液)-固系统,由王樟茂执笔;下篇的五章为气-液系统,由陈甘棠执笔.上篇第一章是对气固流化床总体行为的介绍.构成流化床的两要素——颗粒及气体的详细行为则分别在第二及第三章中介绍,它们是流态化技术的主要理论基础.第四章介绍气体分布板及各种内部构件的情况,这些是工程中常遇到的问题.第五章叙述热质传递的各种设计计算式,目的在于应用.第六章专门介绍流化床反应器的数学模型,它们实际上是人们对这一复杂过程的认识概括.第七章则

对液固流态化的特性作了较仔细的叙述. 下篇第八章扼要介绍了气液两相流体动力学的重要基础知识. 第九章则较全面地陈述了对气液两相系统同时进行传质和化学反应时的各种典型的理论. 对于动力学及传质特征参数的测定及其工业过程举例则在第十章中论述. 第十一章及第十二章则分别对最重要的两类反应器——鼓泡塔及搅拌槽作了详细的工程分析, 并提供了设计方程. 在第十二章中还附带地把填充反应塔及其它型式的反应器作了简要的介绍.

本书的作者希望把理论与应用作适当的结合. 没有一定的理论基础, 往往会影响到对问题的认识和把握, 但理论上的深入又是没有止境的, 因此还得以结合实际应用为出发点. 在本书中, 作者期望把国内外学者的研究加以反映, 其中包括作者及同仁们多年来的科研成果和从事实际工作的经验. 由于作者的条件所限, 书中难免会有不少欠缺之处, 敬请读者批评指正.

陈甘棠 王樟茂

1995年于求是村

# 主要符号表

- A* 面积;气相反应组分  
*a* 相界面积;分子计量数  
*a<sub>m</sub>* 单位气液混合物体积所具有的相界面积  
*B* 液相反应组分  
*b* 分子计量数  
*Bo* Bond 数( $\equiv gD^2\rho_c/\sigma$ )  
*C* 浓度  
*C<sub>b</sub>* 曳力系数  
*C<sub>p</sub>* 定压热容  
*D* 分子扩散系数;直径  
*d* 直径  
*E* 化学反应的增强比数;活化能  
*E<sub>∞</sub>* 瞬时反应的增强比数  
*f* 摩擦系数  
*Fr* Froude 数[ $\equiv u^2/(gD)$ ]  
*G* 质量速度  
*g* 重力加速度  
*h* 高度  
*H* 高度  
*Ha* Hatta 数  
*H<sub>A</sub>* *A* 组分的亨利系数  
*J<sub>D</sub>* 传质 *J* 因子{ $\equiv (k_c\rho/G)[\mu/(\rho D)^{2/3}]$ }  
*J<sub>H</sub>* 传热 *J* 因子{ $\equiv [h/(C_p u\rho)](C_p\mu/\lambda)^{2/3}$ }  
*K* 化学平衡常数;相间交换系数  
*k* 反应速率常数  
*k<sub>g</sub>, k<sub>l</sub>* 分别为气膜及液膜传质系数  
*L* 长度;液相流率  
*M* 分子量  
*N* 吸收速率  
*n* 搅拌转速

- $N_p$**  功率准数  
 **$Nu$**  Nusselt 数 ( $\equiv hd/\lambda$ )  
 **$P, p$**  总压及分压  
 **$P$**  搅拌功率  
 **$Pe$**  Peclet 数 ( $\equiv ud_i/E_z$ )  
 **$Pr$**  Prandtl 数 ( $\equiv c_p\mu/\lambda$ )  
 **$Q$**  体积流率  
 **$q$**  传热速率  
 **$R$**  宏观反应速度  
 **$r$**  本征反应速率; 半径  
 **$Re$**  Reynolds 数 ( $\equiv du\rho/\mu$ )  
 **$Sc$**  Schmidt 数 ( $\equiv \mu/(\rho D)$ )  
 **$Sh$**  Sherwood 数 ( $\equiv k_i d/D$ )  
 **$T$**  温度  
 **$U$**  表观流速; 总括传热系数  
 **$u$**  实际流速  
 **$U_{mf}$**  临界流化速度  
 **$u_t$**  终端速度(带出速度)  
 **$v$**  体积流量  
 **$We$**  Weber 数 ( $\equiv \rho_e du^2/\sigma$ )  
 **$X$**  转化率  
 **$\epsilon$**  空隙率  
 **$\epsilon_g, \epsilon_l$**  分别为气含率及液含率  
 **$\eta$**  效率系数  
 **$\lambda$**  导热系数  
 **$\mu$**  粘度  
 **$\nu$**  运动粘度 ( $\mu/\rho$ )  
 **$\rho$**  密度  
 **$\sigma$**  表面张力  
 下标符号:  
 **$B, b$**  气泡  
 **$e$**  出口  
 **$g$**  气相  
 **$i$**  进口; 初始  
 **$l$**  液相  
 **$p$**  颗粒  
 **$s$**  固体  
 **$T$**  管; 塔; 槽; 总体的  
 **$Z$**  轴向





**陈甘棠** 浙江大学化工系教授、博士生导师。长期从事化学反应工程(包括催化、多相流、聚合及物理-化学流体力学等)方面的研究和开发。曾任联合化学反应工程研究所第一任所长;现任中国石化总公司技术顾问委员会委员及一些专业学会的理事、《化学反应工程与工艺》主编、《化工学报》编委和加拿大《化学工程》国际顾问。著有《化学反应技术》、《化学反应工程》、《聚合反应工程基础》及《流态化技术的理论和应用》等专著,发表论文百数十篇,其中部分成果荣获国家级和省级奖,部分成果获国家专利。



**王樟茂** 浙江大学化工系副教授。长期从事多相流化学反应工程学科的教学、科研和工程开发工作。承担和参与完成了国家重点攻关项目 5 项,中国石化总公司和省、部级科研项目数项;获国家科技进步二等奖和国家发明三等奖各 1 项,省部级各种奖 5 项;在国内杂志和国内国际学术会议上共发表论文 50 余篇;与陈甘棠教授合著《流态化技术理论和应用》一书;培养和参与培养博士、硕士研究生 15 名。

11/11/86/13

# 目 录

序言 .....	1
主要符号表 .....	1

## 上篇 流态化技术基础

第一章 气固流化床的总体行为 .....	3
1.1 流化状态图 .....	3
1.2 流化状态的识别 .....	6
1.3 床层的膨胀 .....	16
1.4 气固流化床的两相模型 .....	21
参考文献 .....	23

第二章 流化床中的颗粒行为 .....	25
2.1 颗粒的基本物理性质 .....	25
2.2 颗粒的分类及判别 .....	30
2.3 粒度分布对流化特性的影响 .....	34
2.4 两元颗粒混合物的流化特性 .....	39
2.5 颗粒在自由空间的行为 .....	46
参考文献 .....	57

第三章 流化床中的气体行为 .....	60
3.1 床层中的气泡行为 .....	60
3.2 乳化相中的气体行为 .....	76
参考文献 .....	79

第四章 流化床的内部装置 .....	82
4.1 气体分布器 .....	82

1025/13

4.2 内部构件	95
参考文献	103
<b>第五章 流化床中的热质传递</b>	<b>105</b>
5.1 流化床中的传热	105
5.2 流化床中的传质	120
参考文献	127
<b>第六章 流化床反应器的数学模型</b>	<b>130</b>
6.1 均相模型	131
6.2 一般两相模型	133
6.3 气泡类数学模型	136
6.4 其它模型	146
参考文献	149
<b>第七章 液固流态化</b>	<b>150</b>
7.1 流体力学特性	150
7.2 液固的运动特性	154
7.3 热质传递特性	161
参考文献	167
<b>下篇 气液相反应工程</b>	
<b>第八章 两相流体动力学基础</b>	<b>173</b>
8.1 两相流与化工	173
8.2 流型的区分	174
8.3 流型状态图	176
8.4 流型转变的判据	178
8.5 相含率	181
8.6 摩擦阻力的一般化关联	184
8.7 与流型相关的理论及关联式	188
8.8 气液两相流的基本方程	191
参考文献	196
<b>第九章 气液相传质-反应过程的理论基础</b>	<b>198</b>
9.1 概论	198
9.2 气液传质理论简述	198
9.3 伴有不可逆与可逆反应的传质	210
9.4 伴有复杂反应的传质	212

9.5 伴有化学反应的解吸与吸收——解析 .....	230
参考文献 .....	236
<b>第十章 过程实例及参数测定 .....</b>	<b>237</b>
10.1 气液反应的工业实例 .....	237
10.2 气液反应的动力学类别 .....	237
10.3 复杂气液反应的工业实例 .....	242
10.4 气液反应装置的类型和特性 .....	245
10.5 动力学研究装置 .....	249
10.6 动力学区域的判定 .....	254
10.7 传质特征参数的测定 .....	256
参考文献 .....	265
<b>第十一章 鼓泡反应塔 .....</b>	<b>266</b>
11.1 引言 .....	266
11.2 流动模式与模型 .....	267
11.3 气泡及其运动 .....	269
11.4 气含率 .....	269
11.5 比相界面积 .....	275
11.6 传质系数 .....	276
11.7 传热系数 .....	277
11.8 返混 .....	280
11.9 数学模型 .....	281
11.10 连续鼓泡反应塔的基本设计方程 .....	287
11.11 填料鼓泡反应塔的高度计算式 .....	288
11.12 参数的选定 .....	292
11.13 环流反应器 .....	292
参考文献 .....	298
<b>第十二章 搅拌槽及其它气液反应器 .....</b>	<b>301</b>
12.1 机械搅拌槽气液反应器概述 .....	301
12.2 搅拌槽的输入功率 .....	302
12.3 气含率、相界面及传质系数 .....	303
12.4 搅拌槽气液反应器的基本设计方程 .....	304
12.5 填充反应塔 .....	309
12.6 板式塔 .....	311
12.7 喉管(文丘里管)式气液反应器 .....	315
12.8 喷淋塔 .....	317
12.9 气液反应器的选型 .....	317
参考文献 .....	319

上 篇

# 流态化技术基础



流态化技术虽是近 50 年来提出的一门学科,但随着流态化技术的研究步步深入和工程技术问题的解决,其优越性目前已进一步被人们所接受.在化学工业、石油化工、化工冶金、生物化工、燃烧、能源、环保、半导体材料等工业生产上已有广泛的应用<sup>[1]</sup>.

流态化作为一门技术,一般认为是从 1922 年德国 F. Winkler 的 Winkler 褐煤气化炉技术专利开始的.1926 年,第一台高 13m,截面积为 12m<sup>2</sup> 的 Winkler 气化炉正式投产.但若进一步追其根源,各国说法就不一了.我国可追溯到宋应星的《天工开物》中的淘金术.更为甚者,日常生活中的淘米,晒谷场上的扬簸等均可称得上是流态化技术的先驱.

从基础理论研究来看,1938 年, W. K. Lewis 和 E. R. Gilliland 为了催化裂化(FCC)过程的开发,首先进行了基础研究,并获得成功.以后相继有对床层的起始流化条件、床层的粘度和膨胀、颗粒的混合和扩散的研究,对流态化特性有了初步的了解.直到 1952 年, Toomey 和 Johnstone<sup>[2]</sup> 根据催化裂化再生器中氧的浓度低于出口浓度的事实,提出了具有历史意义的流化床两相理论,使流化床的研究有了突破性的进展,它解决了流化床反应器中的转化率为什么比全混式反应器转化率还要低的难题.这一简洁而通俗的理论至今还被人们所公认,还在指导着流态化的研究工作.随着两相理论的提出,人们开始注意到流化床内的气泡现象,试图用气泡来解释流化床中各种现象,以便揭示流态化的本质.1961 年 Davidson<sup>[3]</sup> 在前人研究的基础上,较为完整地提出了“气泡理论”,并预见气泡外存在着气泡云,从而出现了以后 30 多年来关于气泡特性的测定及众多的以气泡理论为基础的流化床反应器数学模型研究的热点.尽管从气泡理论一开始提出到目前为止,对气泡理论的看法有分歧,但气泡理论或多或少为分析流化床内的气泡现象,在揭示流态化本质方面,给出了定性和可供参考的定量关系,在流态化技术的发展道路上,深深地留下了“脚印”.1973 年 Geldart<sup>[4]</sup> 根据颗粒在流化床中的流化特性,将颗粒分成 A、B、C 和 D 四大类,将流态化的研究又引向了对流化床内颗粒的深入研究,这无论在基础理论研究,或是工业实践都具有重要意义,在流态化技术发展的进程中又立了一个里程碑.如果说 Toomey 的两相理论是对流化床的总体而言,那么 Davidson 和 Geldart 的气泡理论和颗粒的流化特性分类则是分别对组成流态化的两主要物料——流体和颗粒而言的,从而组成了一个完整的研究体系.

从工业应用来看,自 Winkler 炉之后,1942 年第一套 SOD-1 型催化裂化装置投产后,相继在各个行业中得到了应用,如 1944 年的无水苯二甲酸生产装置,1954 年的重油裂解,1959 年 Sohio 的丙烯腈,1968 年的低密度聚乙烯……等等投产,为流态化技术的发展提供了许多实践经验,并为流态化技术向各个工业部门延伸奠定了基础.

1956 年, D. F. Othmer 出版了第一本关于流态化方面的专著《Fluikization》,1958 年和 1959 年白井隆和 Leva 又相继出版了《流动层》和《Fludization》.在我国,郭慕孙于 1958 年出版了《流态化在冶金中的应用》一书,对我国的流态化技术的应用和研究起了推动和促进作用.至今,流态化方面的书籍有数十本之多.

尽管如此,流态化作为化工中的一个新兴分支,由于其体系本身的复杂性和随机性,流态化技术的理论及工程应用未臻完善,现象的定量描述靠理论还有一定的困难,常要靠在一定条件下测定的经验关联式,因此努力从以往的“技艺”性的和经验性的状况发展到工程科学的水准上去解决实际问题,仍是今后流态化研究的重要任务.

# 第一章 气固流化床的总体行为

## 1.1 流化状态图

由于流态化各应用领域所使用的颗粒、气体物性及操作条件的拓广,流化状态也变得各种各样.众所周知,当流体流过填充有固体颗粒的床层时,床层的流化状况随操作气速增加的变迁如图 1.1 和表 1.1 所示.

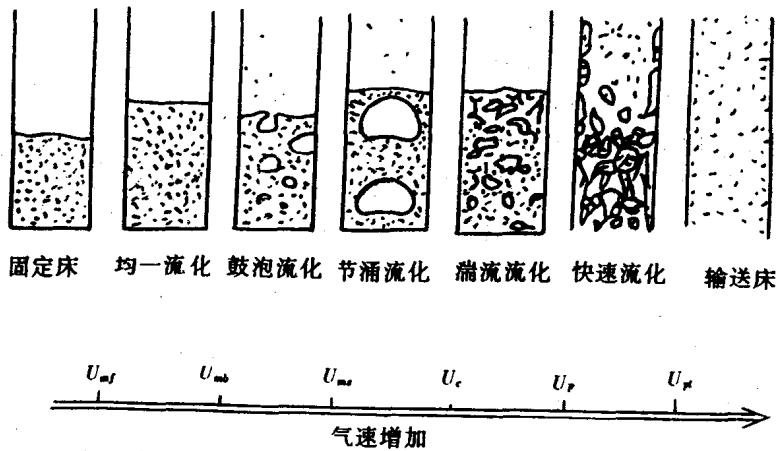


图 1.1 流化状态图

对于在各操作条件下,床层流化状况的描述,随着流态化研究的深入,也不断地改进和完善,但终因气固流化床内气固运动的复杂性和随机性以及气固性能的多多样性,描述各种流化状态的流化状态图也只能各自从某一角度出来反映所研究体系的流化特性,还没有一公认统一的流化状态图.显然这些流化状态图对我们识别给定体系的流化状态或选择、设计新开发过程的流况有一定作用.下面分别对有代表性的流化状态分类图作一介绍.

表 1.1 气固流化状态及特点

流化状态	操作气速区域	流化特性
固定床	$U_0 < U_{mf}$	颗粒不动
均一流化	$U_{mf} \leq U_0 < U_{mb}$	无气泡存在
鼓泡流化	$U_0 \geq U_{mb}$	存在气泡
节涌流化	$U_0 \geq U_{ms}$	气泡成气节
湍流流化	$U_0 > U_c$	明显的气泡消失, 床层表面仍存在
快速流化	$U_F = 3.5U_c \sim 4U_c$ $0.75 < \epsilon \leq 0.9$	颗粒呈凝聚体
输送床	$U_{Pt} = f(\epsilon_s, \epsilon^*)$ $0.90 < \epsilon < 1$	颗粒各自独立分散在气流中带出

1.1.1  $\Delta P_B \sim U_0$  流化状态图

图 1.2 为流化床床层压降  $\Delta P_B$  与操作气速  $U_0$  关系图, 这是最早所采用的流化状态图. 由图可知, 在固定床时, 床层压降  $\Delta P_B$  随  $U_0$  的增加直线增加, 而当床层开始流化时,  $\Delta P_B$  随  $U_0$  有所下降, 再增加气速, 当达到颗粒的带出速度  $U_t$  时, 颗粒开始带出,  $\Delta P_B$  又随  $U_0$  迅速下降. 由于该图能明显地反映出床层起始流化速度  $U_{mf}$  和颗粒开始带出时的气速  $U_t$ , 因此它可用于测定床层起始流化速度和确定那些需要颗粒完全流化而又要求所有颗粒不被带出的体系的最大操作速度.

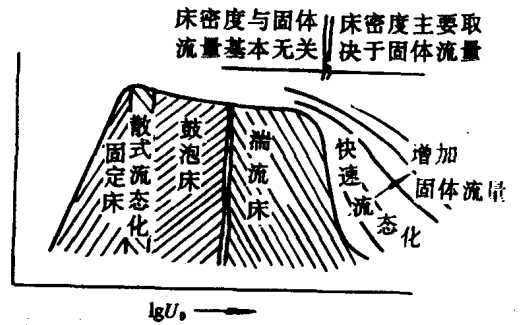


图 1.2  $\Delta P_B \sim U_0$  流化状态图

1.1.2  $\epsilon \sim U_0$  流化状态图

为了能在流化状态图上反映出鼓泡流化、湍流流化、快速流化和气力输送等流化状态, 李佑楚等<sup>[5]</sup>, 给出了图 1.3 所示的流化床床层空隙率  $\epsilon$  与操作气速  $U_0$  关系的流化状态图.

由图可知, OA(曲线 I) 为固定床,  $\epsilon$  与  $U_0$  无关; 当气速增加到 A 点后, 床层开始流化, 并随气速的增加均匀膨胀, AB(曲线 II) 为散式流化区, 达到 B 点后, 如体系为液固流化状态, 则  $\epsilon \sim U_0$  关系再沿散式流化线继续上升直至气速达到  $U_t$ , 颗粒被液体带出. 如体系为气固流态化, 则  $\epsilon \sim U_0$  关系沿 BE(曲线 III) 变化, 并随气速的增加床内出现气泡, B 点称为鼓泡点, 相应的气速称为起始鼓泡速度  $U_{mb}$ , BE 为鼓泡流化区; 当气速增加到 E 点后, 床层明显的气泡消失, 床层表面开始模糊不清, 颗粒的夹带量开始增加, E 点的气速称为临界湍流速度, EC 为湍流流化区; 当气速达到 C 点后, 床层表面开始消失, 颗粒成凝聚体并带出,  $\epsilon$  不仅与  $U_0$  有关, 而且是颗粒循环量的函数, 为保持床层有一定的空隙率, 必须向床内加入与带出量相同的颗粒, 这种流化状态称为快速流化, 曲线 IV 为快速流化区, C 点的气速称为快速流化速度  $U_F$ ; 当气速增大到  $U_m$  (注意

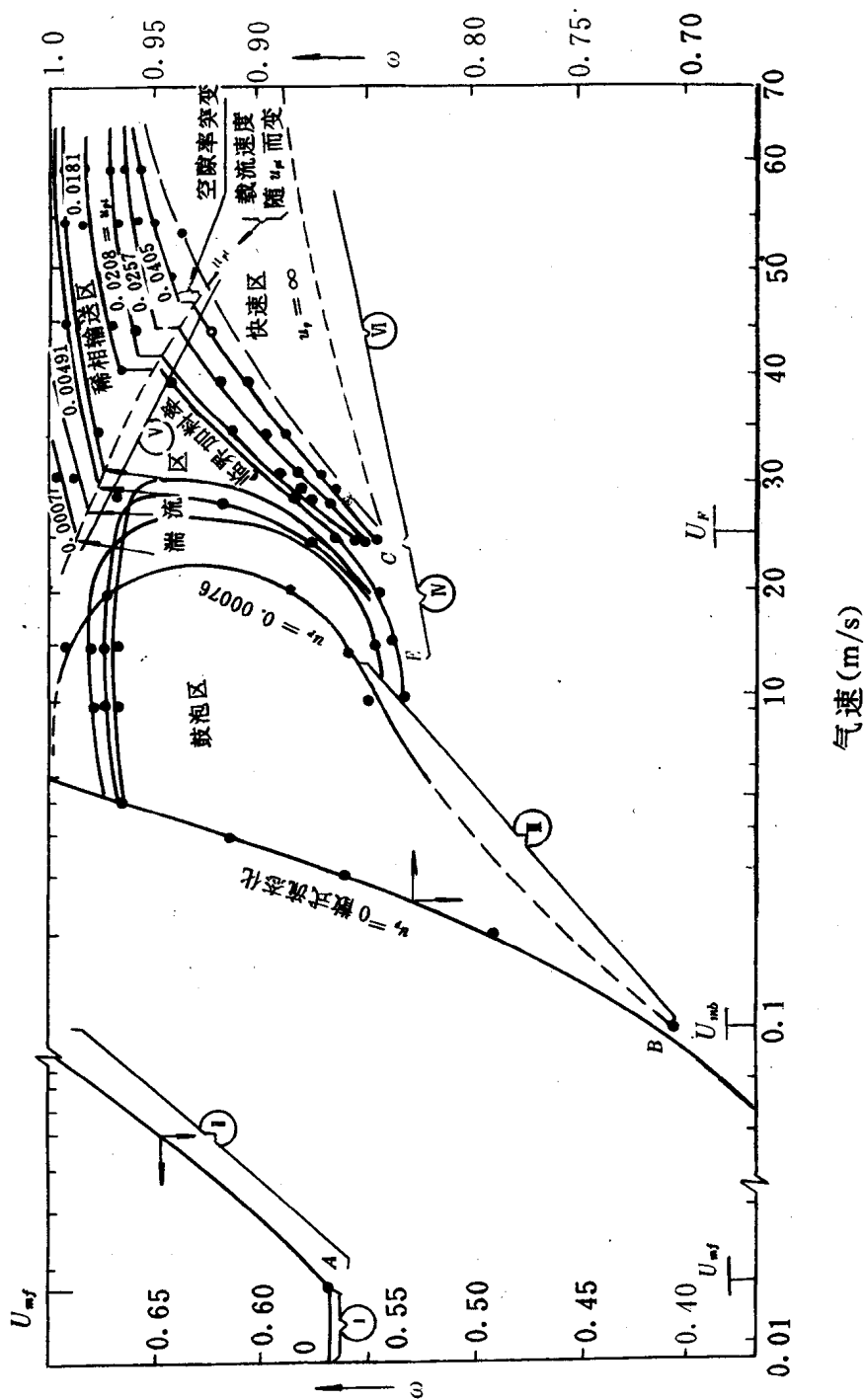


图 1.3  $\epsilon \sim U_0$  流化状态图