

化学工程手册

《化学工程手册》编辑委员会

第 20 篇

流 态 化

化学工业出版社

化学工程手册

第20篇

流态化

《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20篇——流态化

全书共分8章，首先用三章的篇幅对流态化的流动现象以及在流动中的传热、传质问题的特征加以叙述。用四章的篇幅阐述了流态化的工程问题，如装置的设计、装置构件及流态化系统的颗粒气力输送和循环。最后一章分类叙述了主要的流态化工艺。

本篇在取材和写法上力求可靠和实用，对有争议的数据皆给予说明，以提请读者注意，每章都列有示例计算。

本篇的编写者为：20.1余华瑞、叶永华；20.2石炎福；20.3屠之龙；20.4王尊孝；20.5叶永华；20.6.1石炎福、叶永华；20.6.2和20.6.3张先润；20.6.4杨益中；20.7.1王志洁；20.7.2崔世纯；20.8张庆洽、李仲岩。秦曙光和胡宗定对某些章节的编写曾给予协助，全书由王尊孝主编，郭慕孙审校。

本书可供从事流态化工艺和工程设计人员，科研工作者和有关院校师生参考。

化学工程手册

第20篇

流态化

编写人 王尊孝 叶永华 张庆洽 石炎福 余华瑞
屠之龙 张先润 杨益中 王志洁 崔世纯
主编人 王尊孝
审校人 郭慕孙

责任编辑：苗延秀

封面设计：许立

化学工业出版社出版发行

(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经销

开本787×1092¹/₁₆ 印张21⁷/₈ 字数548千字 印数1—9,970

1987年12月北京第1版 1987年12月北京第1次印刷

统一书号 15063·4029 定价4.50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

3659/14

《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

委员

卢焕章 中国环球化学工程公司

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 华东石油学院

吴锡军 江苏省科委

李步年 陕西省化工设计院

蔡剑秋 化学工业出版社

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

张剑秋 北京燕山石油化学总公司研究院

郑 焜 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 化学工业部北京化工研究院

第 20 篇 《流态化》

编写人

王尊孝 叶永华 张庆洽

石炎福 余华瑞

屠之龙 张先润 杨益中

王志洁 崔世纯

沈阳化工研究院

成都科技大学

兰州化工机械研究院

主编人

王尊孝

沈阳化工研究院

审校人

郭慕孙

中国科学院化工冶金研究所

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。早在五十年和六十年代，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

绪言

20.1 流态化床的流体力学特性

20.1.1 流态化现象	1
20.1.2 流体通过固定床的压降	3
(1) 压降关联式	4
(2) 关联式中诸参数的确定	5
20.1.3 临界流态化速度	7
20.1.4 颗粒的终端速度	10
20.1.5 颗粒终端速度与临界流态化速度的综合关系	12
20.1.6 流态化类型	14
(1) 散式流态化	14
(2) 聚式流态化	17
20.1.7 聚式流态化床中的气泡特性及其行为	19
20.1.8 国井-Levenspiel鼓泡床模型	23
(1) 气泡相	23
(2) 乳化相	25
(3) 气泡相与乳化相间的气体交换	27
(4) 用鼓泡床模型解释气体的混合	29
符号表	32
参考文献	33

20.2 颗粒与流体间的传热和传质

20.2.1 颗粒与流体间的传热	34
(1) 单个圆球的传热	34
(2) 固定床中的传热	35
(3) 流态化床中的传热	36
20.2.2 颗粒与流体间的传质	41
(1) 单个圆球的传质	41
(2) 固定床中的传质	42
(3) 流态化床中的传质	42
20.2.3 颗粒与流体间传热与传质间的联系	45
符号表	46
参考文献	46

20.3 流态化系统与壁面的传热

20.3.1 概述	49
(1) 总传热系数 K	49
(2) 平均温差 $(\Delta t)_m$	50

(3) 传热面积 A	52
(4) 流态化床换热器的结构分类	52
(4.1) 夹套式换热器	52
(4.2) 管式换热器	52
20.3.2 传热机理	54
20.3.3 流态化床与器壁换热面间的传热	56
(1) 影响传热的诸因素	56
(1.1) 气体速度与床层空隙率的影响	56
(1.2) 颗粒直径的影响	56
(1.3) 固体颗粒和流体的热物理性质的影响	56
(1.4) 传热面高度或床层高度的影响	56
(1.5) 挡板的影响	57
(2) 给热系数通用关联式	58
(2.1) Wen和Leva关联式	58
(2.2) Wender和Cooper关联式	59
(2.3) 秦弄光和屠之龙的关联式	60
(2.4) 关联式的比较	60

20.3.4 流态化床与内部换热壁面的传热	61
(1) 垂直管	61
(1.1) 垂直管位置的影响	61
(1.2) 传热管直径及管子排列密集程度的影响	61
(1.3) 通用关联式	62
(1.4) 关联式比较	63
(2) 水平管给热系数的通用关联式	64
20.3.5 稀相气流输送与壁面传热	64
20.3.6 液-固流态化床与壁面的传热	65
20.3.7 计算示例	67
符号表	71
参考文献	72

20.4 流态化装置设计

20.4.1 流态化装置的选型	74
(1) 影响床型选择的主要因素	74
(2) 各类床型的特点	75
20.4.2 影响流态化质量的因素	77

(1) 固体颗粒的性质.....77	20.5.1 气体的分布和预分布装置..... 138
(1.1) 颗粒粒度及其分布.....77	(1) 分布板的压降计算..... 143
(1.2) 颗粒密度 ρ_p81	(2) 分布板的临界压降..... 143
(1.3) 颗粒形状系数 Φ_p81	(3) 分布板的孔间距或帽间距..... 145
(1.4) 颗粒的流动性.....82	(4) 气体出分布板的速度..... 148
(1.5) 颗粒的特殊性质.....82	(5) 多管式气流分布器的设计..... 152
(2) 流体的性质.....83	(6) 气体预分布器..... 154
(3) 床高一直径比 L_0/D_T84	20.5.2 流态化床的内部构件..... 160
(4) 内部构件.....87	(1) 水平构件..... 160
(5) 分布板与预分布构件.....87	(2) 垂直构件..... 164
20.4.3 流态化操作速度.....87	(3) 固定填料..... 166
20.4.4 床膨胀.....88	(4) 水平构件和垂直构件的比较..... 166
(1) 床膨胀的平均值.....88	20.5.3 扬析颗粒的捕集..... 167
(2) 床膨胀的经验关联.....88	(1) 内过滤器及反吹装置..... 168
(3) Geldart 的床膨胀的估算法.....90	(2) 内旋风分离器..... 168
20.4.5 颗粒的夹带和扬析.....98	(2.1) 旋风分离器的压降..... 171
(1) 细颗粒的扬析.....99	(2.2) 旋风分离器的分离效率..... 173
(1.1) 迄今的研究工作.....99	(2.3) 内旋风分离器的并联和串联
(1.2) 计算步骤和示例..... 105	操作..... 174
(1.3) 计算结果的比较..... 108	(2.4) 内旋风分离器附件的结构..... 174
(2) 颗粒的夹带..... 110	20.5.4 固体的加料和卸料问题..... 175
(2.1) 颗粒夹带的机理..... 110	参考文献..... 177
(2.2) 影响夹带的因素..... 111	20.6 其它流态化系统
(2.3) 夹带速率关联式..... 113	20.6.1 喷动床..... 178
(2.4) 示例和比较..... 117	(1) 喷动床的设计..... 178
(2.5) 讨论和建议..... 120	(1.1) 最小喷动速度 U_m 178
(3) 输送分离高度TDH..... 122	(1.2) 最大压降 ΔP_m 179
20.4.6 装置直径和高度的确定..... 124	(1.3) 喷动压降 ΔP_s 180
(1) 催化反应过程..... 124	(1.4) 最大喷动床高 L_m 180
(1.1) 直径的确定..... 124	(1.5) 喷泉直径 D_s 180
(1.2) 高度的确定..... 127	(1.6) 气体在喷动床中的流动..... 181
(2) 非催化反应过程..... 128	(1.7) 颗粒在床层中的运动规律..... 181
(2.1) 直径的确定..... 128	(1.8) 床层空隙率 ϵ 182
(2.2) 高度的确定..... 129	(1.9) 传热与传质..... 182
(3) 旋风分离器的安放位置..... 129	(2) 导向喷动床的设计..... 183
(4) 旋风分离器系统的压力平衡..... 130	(2.1) 基本结构..... 183
20.4.7 操作控制..... 133	(2.2) 最小导向喷动速度 U_{gs} 183
(1) 颗粒粒度和组成的控制..... 133	(2.3) 导向喷动压降..... 184
(2) 压力测量..... 133	(2.4) 床层中气体和颗粒的运动规
(3) 温度测量..... 134	律..... 184
(4) 流量测量..... 134	(2.5) 床层中颗粒的停留时间分布... 184
(5) 其他..... 134	(3) 喷动流态化床的设计..... 185
参考文献..... 135	(3.1) 最小喷动流态化速度..... 185
20.5 流态化装置的构件	(3.2) 喷动流态化床压降 ΔP_s 186

(4) 喷动床的应用	186
(4.1) 颗粒物料的干燥	186
(4.2) 悬浮液和溶液在喷动床中的干燥造粒过程	186
(4.3) 反应造粒	187
(4.4) 颗粒的涂敷	188
(4.5) 煤的低温焦化	188
(4.6) 石油烃类的热裂解	188
(4.7) 其他	189
符号表	189
参考文献	190
20.6.2 多层流态化床	190
(1) 概述	190
(2) 多层流态化床的分类及特点	190
(3) 溢流管型多层流态化床的设计	195
(4) 无溢流管多层流态化床的设计	198
(5) 固相停留时间分布	201
(5.1) 溢流管型多层流态化床中固相停留时间分布	201
(5.2) 无溢流管型多层流态化床中固相停留时间分布	202
(6) 多层流态化床中的传热计算	203
(7) 液固多层流态化床	203
参考文献	206
20.6.3 快速流态化	206
(1) 概述	206
(2) 快速流态化流动模型	207
(3) 快速流态化速度、最小循环量和载流点速度的计算	209
(4) 快速流态化床压降和气体扩散	210
(5) 快速流态化在工业上的应用	211
参考文献	216
20.6.4 三相流态化	217
(1) 概述	217
(2) 气-液流态化床	218
(2.1) 三相流态化床气泡特性	220
(2.2) 流态化所要求的最小气速 U_{mf} 和最小液速 U_{1mf}	223
(2.3) 三相流态化系统中各相持量	223
(2.4) 气相、液相和固相的轴向分散	224
(2.5) 气-液界面传质	225
(2.6) 液-固传质	226

(2.7) 三相流态化传热	227
参考文献	228
20.7 颗粒的气体输送与循环系统	
20.7.1 颗粒的气力输送	230
(1) 概述	230
(1.1) 气力输送装置分类及特性	230
(1.2) 气力输送装置型式的选择	231
(2) 稀相气力输送	240
(2.1) 直管段压降的计算	243
(2.2) 弯管压降的计算	247
(3) 密相动压气力输送	249
(3.1) 密相动压气力输送压降的计算	250
(3.2) 空气槽气力输送	253
(4) 密相静压气力输送	254
(5) 筒式气力输送	257
(6) 气力输送系统的主要部件	258
(6.1) 供料装置	258
(6.2) 输送管	259
(6.3) 气-固分离器	263
(7) 气力输送装置设计	264
(8) 功率计算	264
(9) 设计计算示例	264
20.7.2 颗粒的循环系统	283
(1) 循环系统的组成及基本概念	283
(2) 固体循环量	284
(3) 固体颗粒的向下流动	284
(3.1) 移动床流动	286
(3.2) 充气流动	299
(4) 固体颗粒通过流态化床器壁的运动	301
(5) 气-固循环系统的计算	302
(5.1) 循环系统的基本方程	303
(5.2) 典型气-固循环系统举例	304
(5.3) 实用气-固循环系统的压力平衡及简化计算法	307
(6) 气-固循环系统的若干实际问题	309
(6.1) 控制阀的结构及要求	309
(6.2) 反吹装置、流态化床料面测量及固体藏量的控制	310
(6.3) 旋风分离器下料管结构及安放部位	310
符号表	312

参考文献	313	(2) 砂子炉热裂解	326
20.8 流态化技术的应用		(3) 分子筛催化剂提升管催化裂化	326
20.8.1 物理操作	315	(4) 粉煤的干馏和气化	327
(1) 苯酐的流态化冷凝	315	(5) 流态化床锅炉	327
(2) 吸附	315	20.8.4 焙烧	328
(3) 干燥	316	(1) 硫铁矿焙烧	328
(4) 冷却	317	(2) 磁化焙烧	329
(5) 脉冲气流输送	318	(3) 锌精矿的流态化焙烧	330
20.8.2 合成反应	319	(4) 贫铁矿磁化焙烧	330
(1) 邻苯二甲酸酐 (简称苯酐)	319	(5) 明矾石焙烧	331
(2) 顺丁烯二酸酐	320	(6) 氧化铁矿石还原	332
(3) 硝基苯还原制苯胺	321	(7) 重碱流态化煨烧	332
(4) 甲醇氧化制甲醛	321	(8) 石灰石煨烧	333
(5) 乙烯氯化制二氯乙烷	322	20.8.5 其他	334
(6) 中压熔铁催化剂合成烃类	322	(1) 浸取和洗涤	334
(7) 丁烯氧化脱氢制丁二烯	322	(2) 流态化床浸渍法制催化剂	335
(8) 醋酸乙烯	323	(3) 微细氢氧化钙	336
(9) 丙烯腈	324	(4) 二氧化锰氧化还原法制氧气	336
(10) 氯硅烷	325	(5) 微细碳酸钙	336
20.8.3 烃类加工	325	参考文献	338
(1) 流态化催化裂化	325		

20.1 流态化床的流体力学特性

20.1.1 流态化现象⁽¹⁾

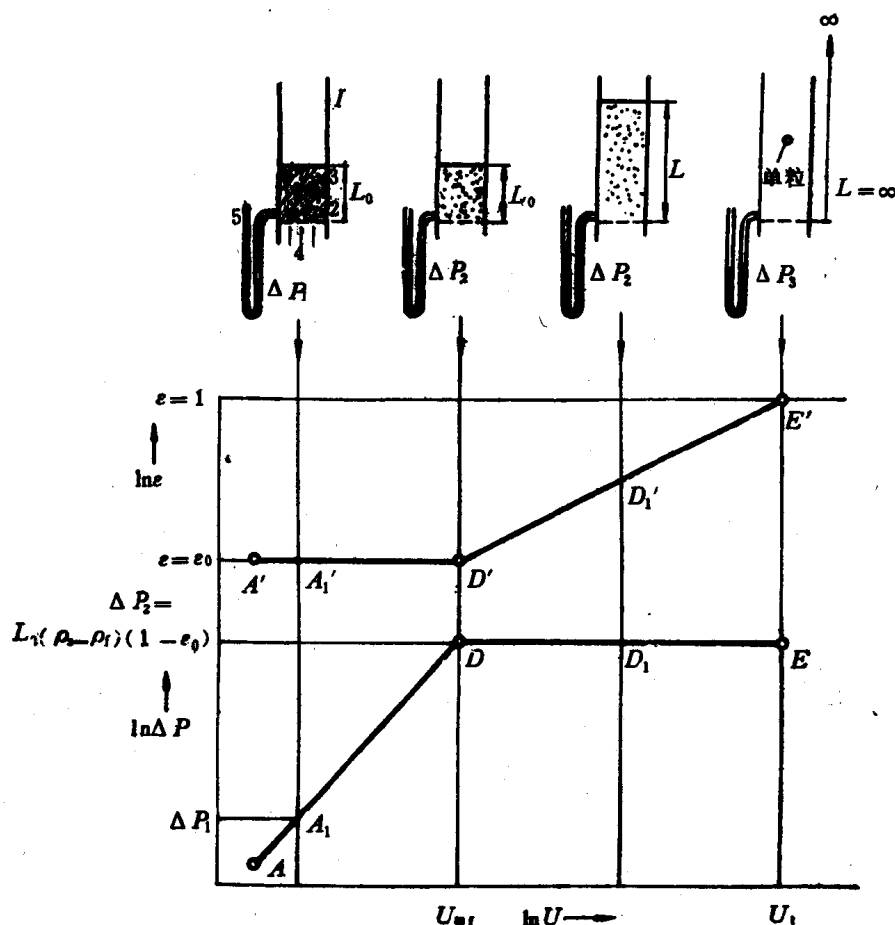


图 1-1 理想流态化床的压降、空隙率与流速的关系⁽¹⁾

当流体向上流过颗粒床层时，其床层压降、空隙率与流速的关系如图 1-1 所示。流速较低时，颗粒静止不动，流体只在颗粒之间的缝隙通过。固定床的压降与流速具有一个幂函数的关系，如 AD 所示。由于床层中颗粒没有移动，空隙率将为一个常数 ϵ_0 ，如 $A'D'$ 所示。流速增加至 D 点，床层的压降 ΔP_2 达到了床层中颗粒的重量 $L_0(\rho_s - \rho_t)(1 - \epsilon_0)$ ，因此颗粒不再由分布板所支持，而全部由流体的摩擦力所承托。对单个颗粒来讲，它不再依靠与其它邻近颗粒的接触而维持它的空间位置；相反，在失去了以前的机械支承后，每个颗粒可在床层中自由运动。此时整个床层具有了流体的状态，可以在容器内倾倒流动，床层上部亦具有一个水平的界面。因此这种状态被称之为流态化。在 D 点的流速为达到流态化的最低线速，称之为临界流态化速度 U_{mf} 。流速超过临界流态化速度后，继续增加流速，床层的压降 ΔP_2 将依

旧不变, 如 D_1 所示; 但整个床层向上膨胀, 由原来固定床的床高 L_0 增至 L 。当然床层中颗粒总量并无改变, 因此床高上升则床层空隙率 ε 亦必随之增加, 如 D_1' 所示。空隙率 ε 与流速 U 亦具有近似幂函数的关系如 $D'E'$ 所示。流速继续增加, 床高将超过容器的高度, 使颗粒从容器的上部溢出。但是, 若容器高度为无穷大, 继续上升了的床层压降将依旧不变, 此时每个颗粒悬浮于无穷大的空间中; 换言之, 空隙率为1.0。由于容器不可能具有无限高度, 实际床层的压降将下降至零, 此时的流速基本上达到了单颗粒在所用流体中的自由沉降速度 U_f 。

上述流态化是一个理想状态, 这个理想状态可归结有以下几个特征:

1. 有一个明显的临界流态化点和临界流态化速度 U_{mf} , 当流速达到 U_{mf} 时, 整个颗粒床层开始流态化;
2. 流态化床层的压降为一常数;
3. 具有一个平稳的流态化上界面;
4. 流态化床层的空隙率, 在任何流速下, 都具有一个代表性的均匀值, 并不因床层内的位置而变化。

上述第4个特征意味着颗粒均匀地分散于床层中, 因此这种流态化被称之为“散式”流态化。在实践中, 一般的液-固流态化基本上符合上述理想状态; 可是一般的气-固流态化, 气体并不均匀地流过颗粒床层, 一部分气体形成气泡经床层短路逸出, 颗粒被分成群体作湍流运动, 床层中的空隙率随着位置和时间不同而变化, 因此这种流态化被称之为“聚式”流态化。聚式流态化床中, 由于颗粒床层结构不匀, 颗粒表面特性所引起的内聚现象以及气泡的聚并等原因, 常会造成沟流、腾涌等不正常流态化。

气-固聚式流态化床中, 粗颗粒和细颗粒的流态化特性有明显的差异。粗颗粒和细颗粒的区分如图1-2所示^[2]。

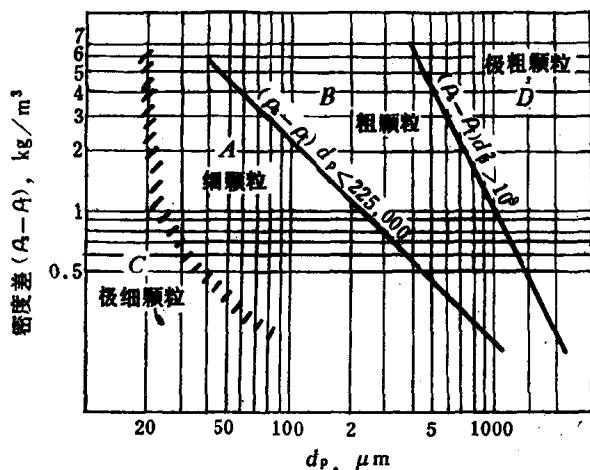


图 1-2 流态化颗粒的粒径范围^[2]

一般平均粒度在 $20\mu\text{m}$ 以下属于过细颗粒, 通常不考虑将这种粒度的颗粒用于流态化操作; 平均粒度在 0.5mm 以上的颗粒属于过粗颗粒, 它只能进行喷动床操作。所谓“粗颗粒”, 它属于图1-2中的B区, 粒径主要在 $40\sim 500\mu\text{m}$ 范围内, 气-固密度差为 $1400\sim 4000\text{kg}/\text{m}^3$ 。此类颗粒的流态化床也称鼓泡床。气速一旦超过临界流态化速度时, 床层内即出现两相, 即气泡相和乳化相。颗粒绝大部分存在于乳化相, 乳化相内气体以临界流态化速度通过, 剩余部分的气体以气泡形式通过床层, 构成气泡相。气泡相内的气体不断地和乳化相内的气体进行交换。所谓细颗粒, 它属于图1-2中的A区, 一般粒径在 $20\sim 100\mu\text{m}$ 之间, 气-固密度差小于 $1400\text{kg}/\text{m}^3$ 。此类颗粒的流态化状态如图1-3所示^[3]。图中A为临界流态化点, 床层开始流态化。气速由A逐渐增大至B点, 床层沿散式流态化线膨胀。B点为最小鼓泡点, AB为散式流态化区。自B点起开始产生气泡, 随着气速的增大, 气

一般平均粒度在 $20\mu\text{m}$ 以下属于过细颗粒, 通常不考虑将这种粒度的颗粒用于流态化操作; 平均粒度在 0.5mm 以上的颗粒属于过粗颗粒, 它只能进行喷动床操作。所谓“粗颗粒”, 它属于图1-2中的B区, 粒径主要在 $40\sim 500\mu\text{m}$ 范围内, 气-固密度差为 $1400\sim 4000\text{kg}/\text{m}^3$ 。此类颗粒的流态化床也称鼓泡床。气速一旦超过临界流态化速度时, 床层内即出现两相, 即气泡相和乳化相。颗粒绝大部分存在于乳化相, 乳化相内气体以临界流态化速度通过, 剩余部分的气体以气泡形式通过床层, 构成气泡相。气泡相内的

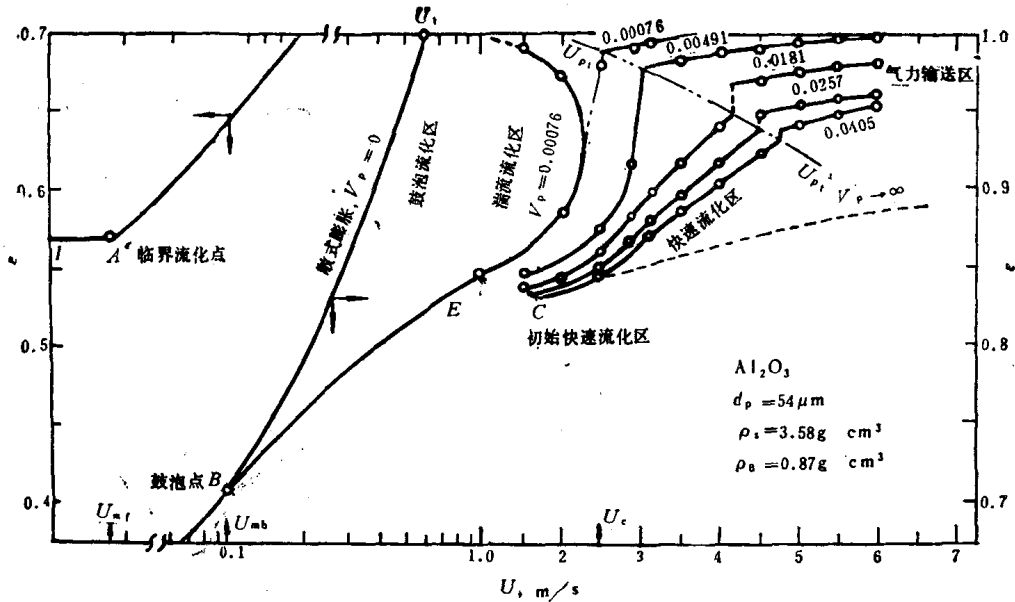


图 1-3 细颗粒物料的流态化状态图^[3]

泡数量增多，尺寸也变大。床层膨胀开始偏离散式膨胀线向右突起，BE为鼓泡流态化区。E点的气速使鼓泡床开始崩溃成湍流流态化。床界面开始变得模糊不清，从床顶夹带的固体量增加。当气速增大至C点，床层的颗粒带出速率大增，若要使床层保持一定的空隙率，必须不断地向床层底部补充与带出速率相同的料率，从而形成快速流态化。适当调节固体循环量可以保持快速流态化床内有足够高的颗粒浓度。当气速再加大至载流速度 U_c 后，快速流态化被破坏，进入载流状态。

本章只讨论鼓泡流态化床的流体力学特性。

20.1.2 流体通过固定床的压降

流体通过固定床的压降 ΔP 与下列参数有关：

流体方面：①流体重量流率 G ；②流体密度 ρ_t ；③流体粘度 μ ；

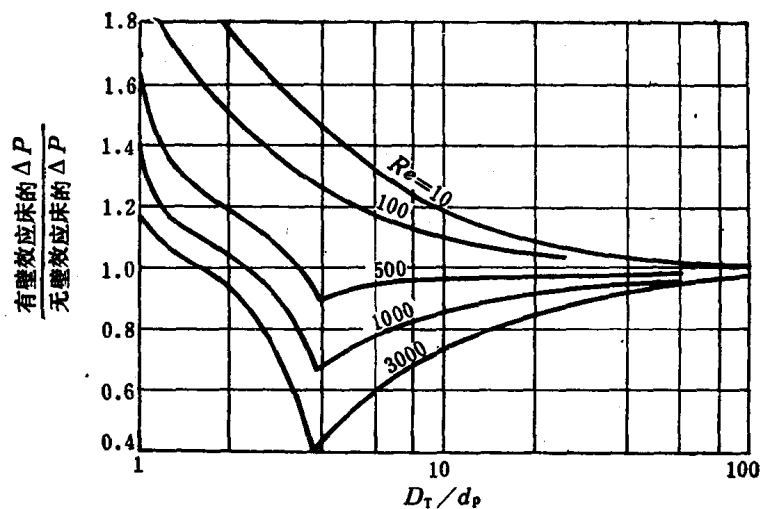
床层方面：①床直径 D_t ；②颗粒直径 d_p ；③床层有效空隙率 ε ；④颗粒形状系数 ϕ_s ；⑤颗粒表面粗糙度 e ；⑥床层高度 L 。根据因次分析，可把上述九个参数组成六个无因次群：

$$f_m = \frac{\Delta P d_p g \rho_t}{G^2 L} = f \left(\text{Re}, \phi_s, \varepsilon, \frac{e}{D_t} \cdot \frac{D_t}{d_p} \right) \quad (1-1)$$

式中 f_m ——摩擦因数

Re ——雷诺准数 $= \frac{d_p G}{\mu}$

(D_t/d_p) 可表示边界效应的影响。由于颗粒形状与器壁形状的不一致，靠近器壁处的床层空隙率大于床中心的空隙率。床直径 D_t 愈小，颗粒直径 d_p 愈大，这种影响愈严重。当 (D_t/d_p) 大于某临界值时，边界效应的影响几乎消除。有人报道此临界值为8或10，但Schwartz和Smith^[4]的测定表明，即使 $(D_t/d_p) > 16$ 时，边界效应亦未完全消除。Rose和Rizk报道了壁效应的影响关系如图1-4所示^[5]。看来要确保壁效应的完全消除， (D_t/d_p) 应大于100。

图1-4 壁效应的校正因数⁽⁵⁾

ε 为固定床的有效空隙率(它不包括颗粒本身不能为气流所通过的孔隙)。滞流区($Re < 10$), $\Delta P \propto \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}$; 完全湍流区($Re > 10000$), $\Delta P \propto \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}$; 过渡区($10 < Re < 10,000$), $\Delta P \propto \frac{(1-\varepsilon)^{3-n}}{\varepsilon^3}$, n 和雷诺数有关, 在1~2间变化。

(e/d_p) 表示颗粒表面的粗糙程度。在滞流区, 粗糙度对压降几乎不起影响, 但在湍流区影响却很大。颗粒的粗糙度很难确定, 因此往往把它归并到颗粒的形状系数中一起考虑。

ϕ_s 是颗粒的形状系数。由于颗粒形状的不同, 引起压降变化的原因为: 1 由于颗粒形状的不同, 堆积时构成孔道的形状和大小也不同, 使气体流动时产生不同程度的收缩和扩大; 2 不同形状的颗粒有不同的比表面积, 因而使流体通过时的摩擦阻力不同。通常第一个因素的影响较大。现在习惯把形状系数定义为体积与任意形状颗粒相同的球体表面积 A_s 与颗粒表面积 A 之比

$$\phi_s = \frac{A_p}{A} = \frac{V^{2/3}}{0.207A} \quad (1-2)$$

式中 V ——颗粒的体积

但是这样定义的形状系数实际上只考虑了上述第二个因素的影响。

(1) 压降关联式

计算流体通过固定床压降的综合关联式很多, 下面介绍的是流态化领域中常用的两个关联式。

Leva⁽⁶⁾对流体流经空管的基本方程式加以适当修正, 得到了可供实用的计算固定床压降的综合关联式

$$f_m = \frac{\Delta P \cdot d_p \phi_s^{3-n} g_c \varepsilon^3}{2LU^2 \rho_f (1-\varepsilon)^{3-n}} = f \left(\frac{d_p U \rho_f}{\mu} \right) \quad (1-3)$$

在滞流状态下 ($Re < 10$)。

$$f_m = \frac{\Delta P \cdot d_p \phi_s^2 g_c \varepsilon^3}{2LU^2 \rho_f (1-\varepsilon)^2} = 100 \left(\frac{d_p U \rho_f}{\mu} \right)^{-1.0} \quad (1-4)$$

修正摩擦因数 f_m 和 Re 间的关系如图 1-5 所示。

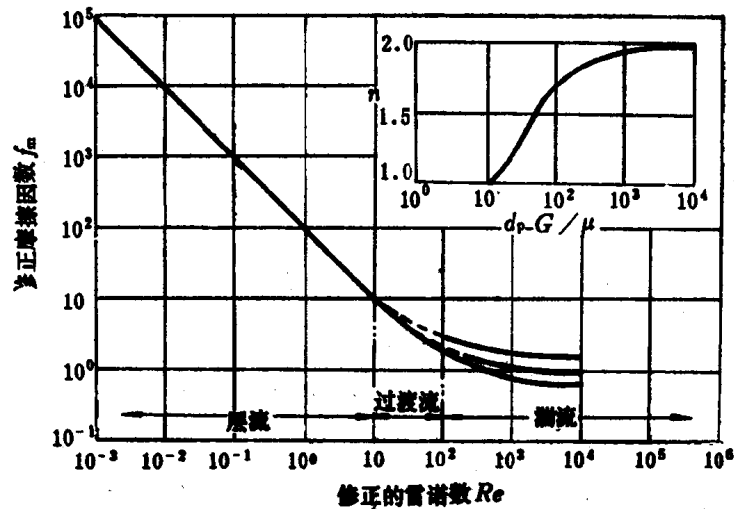


图 1-5 修正摩擦因数与雷诺数的关系^[6]

Ergun 根据固定床压降的理论分析, 提出了适用于全部流型的通用综合关联式^[6]。式中第一项主要计及粘滞能量损失, 而另一项则主要与动能损失有关。

$$\frac{\Delta P}{L} g_c = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu U}{(\Phi_p d_p)^2} + 1.75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_t U^2}{\Phi_p d_p} \quad (1-5)$$

上述诸式中颗粒直径。对于非球形粒子, 定义为具有相同体积的球粒子的直径, m

$d_p/g_c = 9.8 \text{ kg} \cdot \text{m} / (\text{kg} \cdot \text{重}) \cdot \text{s}^2$, 换算因子

L —— 床高, m

ΔP —— 床层压降, $\text{kg}(\text{重})/\text{m}^2 = \text{mm H}_2\text{O}$

U —— 表观速度, m/s

ε —— 床层空隙率

ρ_t —— 气体密度, kg/m^3

Φ_p —— 颗粒形状系数

μ —— 气体粘度, $\text{kg/m} \cdot \text{s}$

(2) 关联式中诸参数的确定

(2.1) 空隙率

空隙率的大小主要决定于固定床的填充方式和颗粒的表面情况。它与颗粒的表观密度 ρ_a 、堆积密度 ρ_b 之间存在下列关系

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_a} \quad (1-6)$$

图 1-6 给出了各种颗粒床层的空隙率数据^[6]。

(2.2) 颗粒直径

颗粒粒径除球形粒子外, 可有各种不同的定义。如果有一不规则形状的粒子, 它的体积为 V , 外表面积为 A , 比表面积为 S , 那么它的体积当量直径 d_v 可定义为具有相同体积的球粒子的直径

$$d_v = \left(\frac{6V}{\pi} \right)^{1/3} \quad (1-7)$$

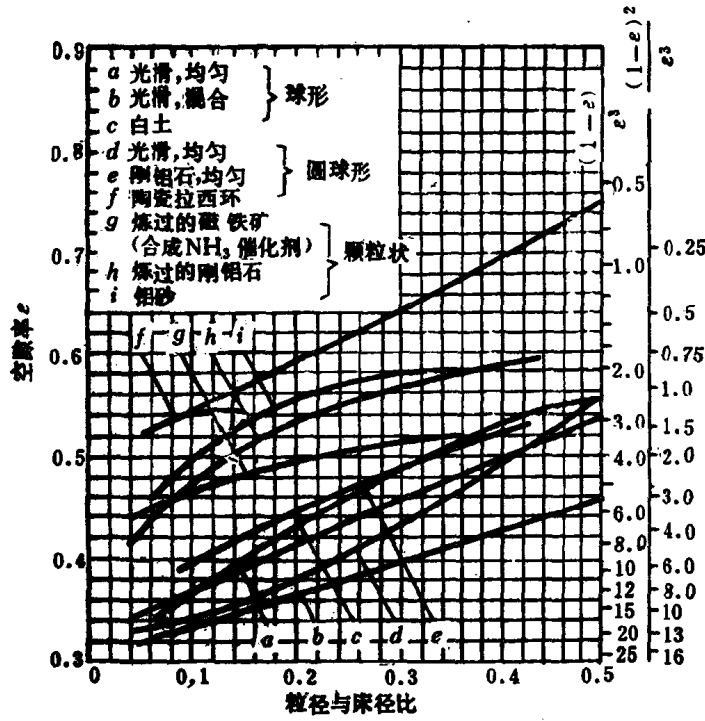


图 1-6 固定床空隙率与 D_p/D_t 的关系⁽⁸⁾

面积当量直径 d_a 可定义为具有相同外表面的球粒子的直径

$$d_a = \sqrt{A/\pi} \tag{1-8}$$

比表面当量直径 d_s 可定义为具有相同比表面的球粒子的直径

$$d_s = \frac{6}{S} = \frac{6V}{A} \tag{1-9}$$

这三种当量粒径之间存在如下关系

$$\Phi_p d_v = d_s \tag{1-10}$$

$$\Phi_p = (d_v/d_s)^2 \tag{1-11}$$

式中 Φ_s ——颗粒形状系数，其定义见式 (1-2) 对于混合粒径的颗粒，其平均粒径可用筛分析数据按下式求出

$$\bar{d}_p = 1 / \left(\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{d_i} \right) \tag{1-12}$$

式中 x_i —— i 粒度间隔内的物料重量分率

d_i —— $\sqrt{d_1 d_2}$ 。 d_1 、 d_2 为相邻筛网筛孔的尺寸 mm

\bar{d}_p ——颗粒层的平均粒径，mm

(2.3) 形状系数

形状系数的定义如式 (1-2) 所示。实际测定的方法有三种：

(2.3-1) 空隙率法

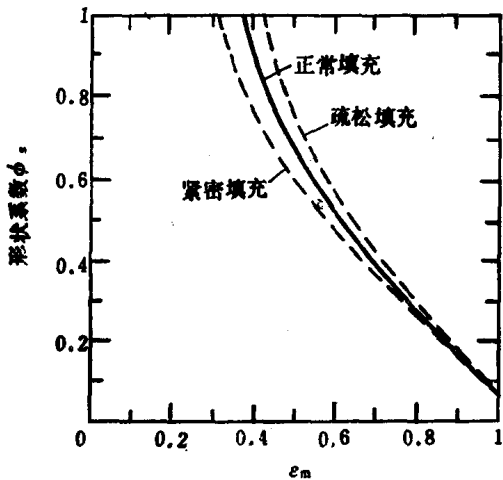


图 1-7 随意充填均匀粒度固定床的空隙率⁽⁸⁾

Brown等^[7]得出的固定床空隙率 ϵ_m 与颗粒形状系数 Φ_s 的关系如图1-7所示。实测固定床的空隙率, 据图1-7得出形状系数。

(2.3-2) 压降法

实测某种颗粒物料的固定床压降, 代入式(1-5), 解得该种颗粒的形状系数。

(2.3-3) 临界流态化速度法

实测某种颗粒物料的临界流态化速度, 代入式(1-15), 解得该种颗粒的形状系数。

三种方法的测定结果稍有差异, 很难说哪种方法更为准确。表1-1列举了若干种颗粒形状系数的参考数据, 对于未列入的其它种类的颗粒, 如不作实测, 也可参照此表估值。

表 1-1 非球形颗粒的形状系数^①

物 料	性 状	Φ_s	物 料	性 状	Φ_s
鞍形填料	—	0.3	砂	平均值	0.75
拉西环	—	0.3	硬砂	尖角状	0.65
天然煤粉	大至10mm	0.65	硬砂	尖片状	0.43
破碎煤粉	—	0.73	渥太华砂	接近球形	0.95
烟道飞尘	熔融球状	0.89	砂	无棱角	0.83
烟道飞尘	熔融聚集状	0.55	砂	有棱角	0.73
碎玻璃屑	尖角状	0.65	钨粉		0.89

①摘自Perry·J·H·Chemical Engineers' Hand book 4th ed, P.5-50

20.1.3 临界流态化速度

临界流态化速度是流态化床操作的最低流速, 也是流态化床数学模型的基本参数之一。确定临界流态化速度的最好办法莫过于实验测定。小型实验流态化床可以用金属或玻璃制造。为了测定数据可靠, 此流态化床的分布板需保证流体均匀分布, 测定时的状态宜尽量模拟实际生产条件。用降低流速法使床层自流态化床缓慢地复原至固定床, 同时记下相应的气体流速和床层压降, 在双对数坐标纸上标绘得到如图1-8内的曲线。如果通过固定床区和流态化床区的点各自划线(撇开中间区数据), 这两条直线的交点即是临界流态化点, 其横座标的值即是临界流态化速度 U_{mf} 。图1-8中的 U_{bf} 为起始流态化速度, 此时床层中有部份颗粒开始进入流态化状态。 U_{tf} 为完全流态化速度, 此时床层中所有粒子全部进入流态化状态。对于粒度分布较窄的床层, U_{mf} , U_{bf} , U_{tf} 三者非常接近, 很难区分。

计算临界流态化速度的经验或半经验关联式很多。现将常用的、较为可靠的综合关联式汇集于表1-2。若假定 $\epsilon_{mf}=0.4$, $\Phi_s=1$, 则表1-2的各关联式可统一标绘如图1-10所示。各个关联式都落在起始流态化线和完全流态化线所包括的阴影区内。

Pata和Hartman^[13]对平均粒径为0.1~0.81mm的生石灰和石灰石颗粒测定了临界流态化速度, 结果表明(1-15)和(1-17)式与实测值最为吻合。Saxena和Vogel^[14]在温度为18~427°C, 压力为1.7~8大气压的状态下, 测定了白云石(平均粒径约0.7mm)的临界流态化速度, 他们的实测值与(1-19)式最为吻合。

表1-2中各关联式的差异还是很大的, 因此在设计计算时, 宜先将某种物料在实验室的流态化床中进行比较, 从中选出较为适合于该种物料的关联式用于设计计算。

例1-1 试计算温度为700°K, 压力为5kg/cm²(绝对压力)的空气-白云石系统的临界