

化学工程手册

20

流态化

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

TA02-62
1-20

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张庆治、李仲岩。秦霁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 张庆治 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

(北京和平里七区十六号楼)

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787×1092 $\frac{1}{16}$ 印张21 $\frac{7}{8}$ 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

《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 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

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 炽 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

绪 言

当一种新工艺、技术、方法问世时，人们往往喜欢追溯至其创始人及其贡献。五十年代初期，当流态化技术逐渐被工业界采用时，一般认为这一技术始于德国的Winkler 褐煤气化炉，后来又将流态化技术的来源推至更老的淘金法，在西方记载于 Agricola 所著的“De Re Metallica”，在中国有宋应星的“天工开物”。实际上，中国的淘米、扬簸都属流态化技术，其创始者更无从稽考。

但不管上述哪一种可确认为流态化技术的渊源，这些技术出现时都未带上“流态化”这一名词。将类同技术从其共性归纳为流态化时，才是这门技术的真正开始。这种归纳才推动了这一技术内在规律的研讨，将技术引向工程。技术往往始于特例，比较多数特例，抽提其共性特征，才为其机理的理解奠定基础。

按以上的历史规律，本篇从科学原理出发，首先用三章篇幅对流态化这一流动现象以及在流动中的传热、传质问题的特征加以叙述。其次，对流态化的工程问题，用四章篇幅叙述了装置的设计、装置的构件、非常用的流态化系统以及所有流态化系统都要采用的颗粒气力输送和循环。最后一章按分类叙述了主要的流态化工艺，以资从比较中取得启发。

作为化工中一门后兴分支，流态化的工程和科学原理远非完臻，现象的分析和数据的关联也富于经验性，且常出现矛盾，许多定量叙述和模型，除了适用于某些给定条件，往往经不起深究。但是为了应用，不得不从这些素材中为本手册遴选资料。

承担本篇撰写者都为从事流态化工程实践和科技研究多年的专门家，但手册的编写不同于评述和教材，既要便于引导读者又要避免表格式的事实罗列。本篇虽就以上原则作了努力，但缺点在所难免。另外，作者们为了对前沿的工作和本国的科技成就多加关注，可能引进了不够成熟的科研结果，也望读者鉴别指正。

郭基孙

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) 秦舜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_{*s} 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_{*t} 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_{lmf}	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流动	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) 重碱流态化煅烧	332
(4) 甲醇氧化制甲醛	321	(8) 石灰石煅烧	333
(5) 乙烯氧氯化制二氯乙烷	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		

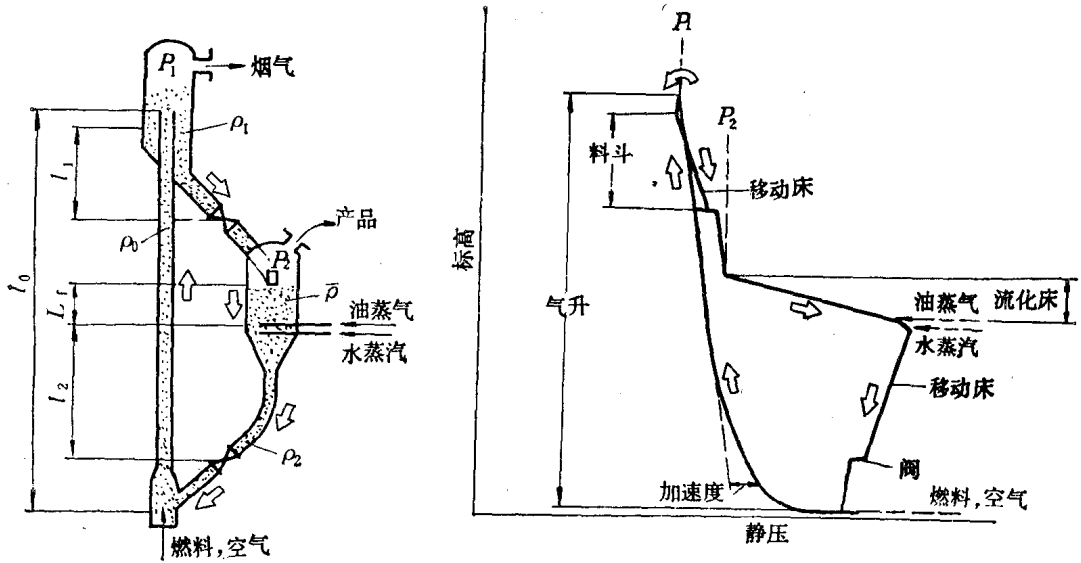


图 7-54 具有一个流态化床的反应器-再生器循环系统之一^[30]

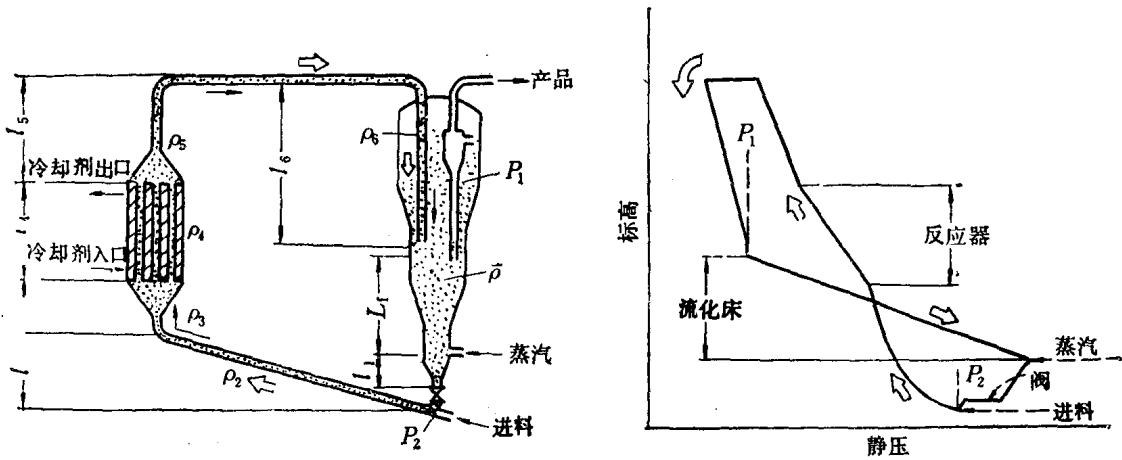
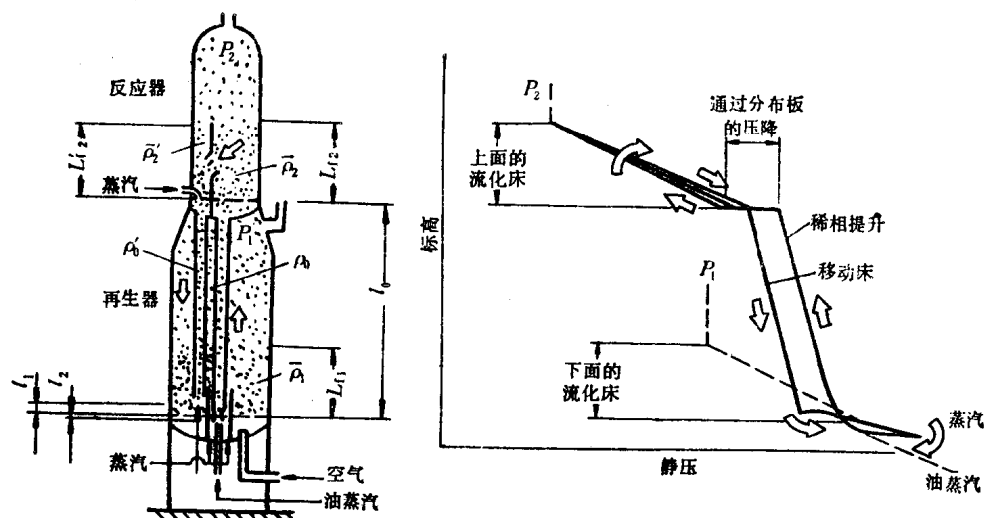


图 7-55 具有一个流化床的反应器-再生器循环系统之二^[30]

载热体) 的再生在流态化床中进行。流态化床底部喷入的水蒸汽将固体催化剂颗粒流态化, 并把产品从催化剂中汽提出来, 恢复催化剂的活性; 水蒸汽还能阻止原料气从流态化床短路, 迫使原料气通过稀相气力输送管。

图 7-56 表示由两个重叠的流态化床所组成的反应器-再生器循环系统。它把二个密相区包含在一个壳体之内, 从而装置变得紧凑。在这里, 二个流态化床由不同的固体输送系统连接起来。上部流态化床的固体颗粒呈密相充气混合物形式, 依靠重力沿立管流入下部流态化床, 下部流态化床的颗粒则借助于稀相气力输送被提升到上部流态化床, 如此造成固体颗粒在二个流态化床之间的循环。在这种型式的循环中, 须控制气力输送管底部的压力, 使它

图 7-56 两个流态化床重叠的反应器-再生器循环系统^[30]

与下部再生器流态化床底部压力相同, 这样才能防止再生器内的气体窜入油蒸汽中去, 或油蒸汽窜入再生器流态化床。在密相向下输送立管的底部也通入少量水蒸汽, 它起汽封和松动作用。必须控制此处的水蒸汽量满足移动床流动的条件, 以保证密相立管中不致发生短路向上窜气的现象。

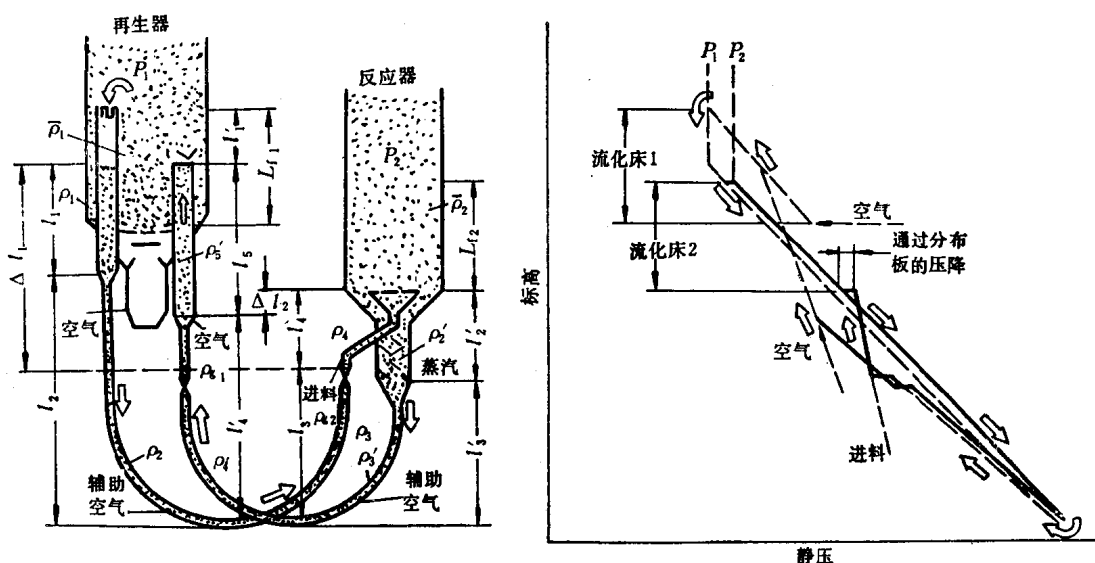
图 7-57 两个流化床并列的反应器-再生器循环系统^[30]

图 7-57 给出了美孚 IV 型流化催化裂化装置, 这是一种典型的由二个并列流态化床组成的反应器-再生器循环系统。它也是由二个密相区组成的循环系统, 固体颗粒在该循环系统的不同部位分别处于流态化状态、充气流动状态或悬浮状态。二个流态化床之间由呈充气流动的 U 型输送管所连接。气体喷入输送管的速率控制了固体的循环量。为了稳定操作, 二个流态化床的压力应保持在相近的数值。

事实上, 在所有气-固循环系统中, 立管、流态化床或相应的容器中, 固体颗粒都是依

靠重力克服某一相当大的压差而向下降落。因此, 这些区段必须有足够的高度才能维持一个满意的循环。

(5.3) 实用气-固循环系统的压力平衡及简化算法

如同图7-54至7-57所表示的那样, 每个循环系统都有它的特定的压差($P_2 - P_1$)。如果工艺条件规定某一方的压力 P_2 固定不变, 为了保证固体循环能稳定地进行, 就必须根据循环系统的基本方程式来确定另一方的压力 P_1 。可是式(7-93)~(7-95)虽然严格, 但相当繁琐, 而且其中有些项目至今尚无满意的计算公式可供应用。为此, 在粗略计算中可作如下简化:

① 取固体流动的方向为正

$\Delta h = h_{\text{固体流动的下部}} - h_{\text{固体流动的上部}}$

② 在流化床或密相充气流动区段, 忽略摩擦阻力, 只考虑静压头, 即用

$\gamma \Delta h$ 代替 $\gamma \Delta h + \Delta P_f$

③ 在气力输送区段, 把固体颗粒加速引起的压降包括到摩擦阻力损失中去, 即

$\Delta P_f = \Delta P_{\text{加速}} + \Delta P_{\text{摩擦}}$

④ 在移动床区段, 忽略静压头, 即近似取 $\gamma \Delta h = 0$ 。但要把移动床顶部和底部之间的摩擦压降 ΔP_f 考虑进去。

根据上述的简化方法②至④, 取向上的方向为正, 则在系统的最低点的压力平衡为

$$P_1 + \sum_{\text{容器1}} (\gamma \Delta h + \Delta P_f) = P_2 + \sum_{\text{容器2}} (\gamma \Delta h + \Delta P_f) \quad (7-96)$$

下面用实例来说明循环系统的具体计算方法。

例 7-10 两个流态化床并列的循环系统

在一个与图7-57相似的循环系统中, 若需要的固体循环量是 $G_s = 600 \text{ kg/s}$, 空气加入量是 $G_1 = 24 \text{ kg/s}$, 原料油进料量 $G_2 = 26 \text{ kg/s}$ 。试确定两个流态化床的直径和两根输送管的直径, 并计算为了提供此循环量的推动力所需要的高度($\Delta l_1 + \Delta l_2$)。

数据 (符号参见图7-57)

再生器内气体密度 $\rho_{g1} = 0.4 \text{ kg/m}^3$

反应器内气体密度 $\rho_{g2} = 1 \text{ kg/m}^3$

气-固混合物的堆积密度

$\rho_1 = \rho_2 = \rho_3 = \rho_2' = \rho_3' = \rho_4' = 600 \text{ kg/m}^3 = \rho$

$\bar{\rho}_1 = 440 \text{ kg/m}^3$

$\rho_4 = 140 \text{ kg/m}^3$

$\rho_5' = 280 \text{ kg/m}^3$

床层和管子高度

$l_1' = 5 \text{ m}$

$l_4 = 7 \text{ m}$

$l_5' = 14 \text{ m}$

固体颗粒的平均粒径 $d_p = 60 \mu\text{m}$

再生器内气体表观速度 $U_1 = 0.75 \text{ m/s}$

反应器内气体表观速度 $U_2 = 0.65 \text{ m/s}$

气体通过反应器分布板的压降

$$\Delta P_{d2} = 700 \text{ kg/m}^2$$

通过两根U型输送管的总摩擦损失

$$\Delta P_f = 2810 \text{ kg/m}^2$$

固体颗粒在每根U型输送管内被加速, 所消耗的压降

$$\Delta P_{a1} = \Delta P_{a2} = 246 \text{ kg/m}^2$$

解 ①再生器流化床直径计算

$$G_1 = U_1 \rho_{g1} A_1 = 0.75 \times 0.4 \times \pi D_1^2 / 4 = 24$$

解得再生器流态化床直径 D_1 为

$$D_1 = (24 \times 4 / 0.75 \times 0.4 \times \pi)^{0.5} = 10.1 \text{ m}$$

② 反应器流态化床直径计算

$$G_2 = U_2 \rho_{g2} A_2 = 0.65 \times 1 \times \pi D_2^2 / 4 = 26$$

解得反应器流态化床直径 D_2 为

$$D_2 = (26 \times 4 / 0.65 \times \pi)^{0.5} = 7.14 \text{ m}$$

③ U型输送管直径计算

本题所用固体颗粒的平均粒径为 $60 \mu\text{m}$, 它属于细颗粒范围。欲确保细颗粒在输送管中处于充气流动状态, 颗粒的表观速度 U , 应大于 $60 \sim 75 \text{ cm/s}$ 。为保险起见, 取 $U_s = 1.5 \text{ m/s}$ 。于是

$$G_s = U_s \rho A_t = 1.5 \times 600 \times \pi D_t^2 / 4 = 600$$

解得输送管直径 D_t 为

$$D_t = (600 \times 4 / 1.5 \times 600 \times \pi)^{0.5} = 0.92 \text{ m}$$

④ $(\Delta l_1 + \Delta l_2)$ 之计算

对于图7-56所示的循环系统, 顺着固体流动方向, 由式 (7-95) 得 (其中 $\gamma = \rho_g / g_c$)

$$\begin{aligned} \gamma_1(-l_1) + \gamma_2(-l_2) + \gamma_3 l_3 + \gamma_4 l_4 + \gamma_2'(-l_2') \\ + \gamma_3'(-l_3') + \gamma_4' l_4' + \gamma_5' l_5' + \bar{\gamma}_1 l_1' = - \sum_i \Delta P_{t,i} \end{aligned} \quad (\text{i})$$

根据本节的 (5.1) 所述, 上式中

$$\sum_i \Delta P_{t,i} = \Delta P_f + \Delta P_{a1} + \Delta P_{a2} + \Delta P_{d2} \quad (\text{ii})$$

又由题意可知

$$\gamma_1 = \gamma_2 = \gamma_3 = \gamma_2' = \gamma_3' = \gamma_4' = \gamma = 600 \text{ kg/m}^3$$

于是式(i)可化成

$$\gamma(-l_1 - l_2 + l_3 - l_2' - l_3' + l_4') + \gamma_4 l_4 + \gamma_5' l_5 + \bar{\gamma}_1 l_1' = - \sum_i \Delta P_{t,i} \quad (\text{iii})$$

由图7-56可知

$$\left. \begin{aligned} l_1 + l_2 &= \Delta l_1 + l_4' \\ l_4' + \Delta l_2 &= l_2' + l_3' \end{aligned} \right\} \quad (\text{iv})$$

将式 (ii)、(iv) 代入式 (iii) 得

$$\gamma(\Delta l_1 + \Delta l_2) = \gamma_4 l_4 + \gamma_5' l_5 + \bar{\gamma}_1 l_1' + \Delta P_f + \Delta P_{a1} + \Delta P_{a2} + \Delta P_{d2} \quad (\text{v})$$

将各已知数据代入式 (v) 得

$$600(\Delta l_1 + \Delta l_2) = 140 \times 7 + 280 \times 14 + 440 \times 5 + 2810 + 246 + 246 + 700$$

解得 $(\Delta l_1 + \Delta l_2) = 18.5\text{m}$

如果取 $\Delta l_2 = 3\text{m}$, 则 $\Delta l_1 = 15.5\text{m}$

(6) 气-固循环系统的若干实际问题

(6.1) 控制阀的结构及要求

在气-固循环系统中, 可用阀对气-固混合物的流量实行控制和调节。这类阀可安装在输送管线的向下流动部分, 也可安装在移动床或流态化床的下部。

由于存在固体颗粒, 使得普通的阀件不能应用于气-固混合物系统, 而必须采用一些特殊型式的阀。图7-58至7-61示出了用于气-固循环系统的几种常见的阀件型式。

蝶阀(图7-58)结构简单, 通常用在固体颗粒处于充气状态的场合。滑阀(图7-58)则用在细颗粒的移动床流动或充气流动管线上。滑阀一般用作截止阀, 并不用它调节颗粒的流量。粒子阀亦称为砂阀(图7-59), 用于粗颗粒移动床流动管线上, 它的独特之处在于具有二条矩齿形的导轨, 带孔的闸板式阀芯沿矩齿形导轨滑动, 将不会被固体颗粒卡死。粒子阀本身的密封性能并不好, 实际上它主要依靠阀孔以上的移动床料柱起密封作用, 它可借助于调节阀

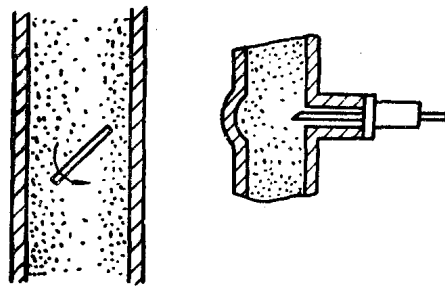


图 7-58 蝶阀与滑阀^[30]

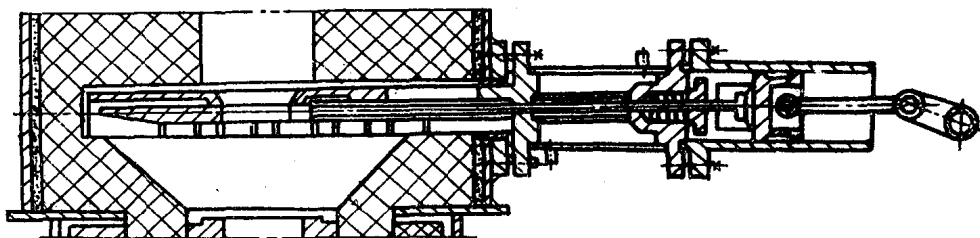


图 7-59 粒子阀^[47]

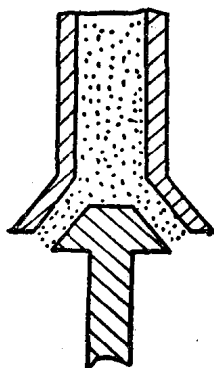


图 7-60 塞阀示意图

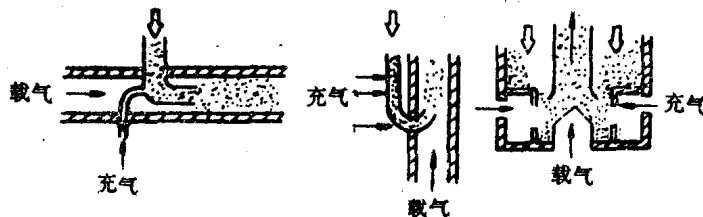


图 7-61 气动阀^[30]

孔开度来调节固体颗粒流量。图7-56中气力输送管底部及移动床流动立管的底部安装的是塞阀(图7-60), 用它来分别调节从流态化床流入气力输送管以及从移动床流动立管流入流态

化床的颗粒流量。塞阀呈锥形，经相当大程度磨损后，它仍能保持有效，然而它不能用于需要严密密封的地方。

除了以上所提到的机械设备外，还可以用控制充气的办法来有效地调节气力输送时的固体颗粒流量，这种调节装置也称为气动阀（见图7-61）。

（6.2）反吹装置、流态化床料面测量及固体藏量的控制

为了实现气-固循环系统的稳定运转，就必须控制流态化床料面高度，以保持床内有足够的固体藏量。通常采用测定流态化床压降的办法来达到以上目的。

在具有二个流化床和二根连接流化床的输送管的气-固循环系统中，为了分别维持二个流化床中的固体藏量，可首先将一根输送管中的固体流量固定不变，以满足工艺要求。然后自动控制另一根输送管中的固体流量，以使其中的一个床层的固体颗粒料面高度保持不变。这样就能维持二个流化床的固体藏量不变。

（6.3）旋风分离器下料管结构及安放部位

（6.3.1）下料管的结构

旋风分离器的设计中，不容忽视的问题之一乃是下料管结构的选择。对于把所捕集的固体颗粒返回流化床的旋风分离器来说，这一问题尤其重要。如果旋风分离器下料管末端不采取适当的止逆措施，那末在开工初期，当旋风分离器下料管中还没有由捕集的固体颗粒形成一料封时，气体就会沿下料管往上短路通过旋风分离器，造成旋风分离器失效。为防止这类事故，可采取多种措施^[41, 42, 43]。一般来说，当流化床具有二级旋风分离器时，第二级旋风分离器的捕集量通常较小。它的下料管往往悬吊在流化床上面的自由空域中，并在其下料管末端安装适当的止逆结构，其中以翼阀（亦称为滴流阀）性能最佳，结构也简单。它的结构示意图可见图7-62。翼阀应用范围甚广，它几乎可以用于除高温腐蚀性气体以外的所有场合；而第一级旋风分离器的捕集量则较大，它的下料管往往伸入流化床内部，并且其下料管末端也必须采用一定的止逆措施。通常可采用图7-63所示的全覆盖型翼阀^[42]，或图7-64所示的气送式双锥堵头^[43]。

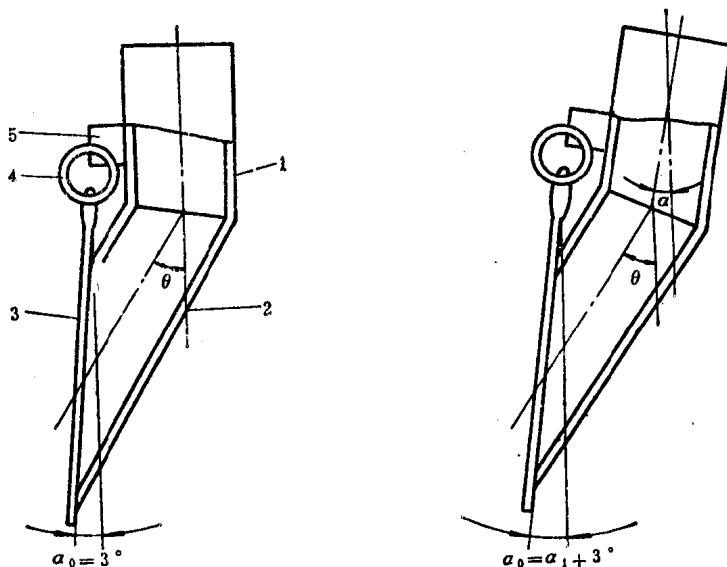


图 7-62 翼阀简图^[44]

1—接管，2—斜管，3—折翼板，4—吊环；5—固定板