

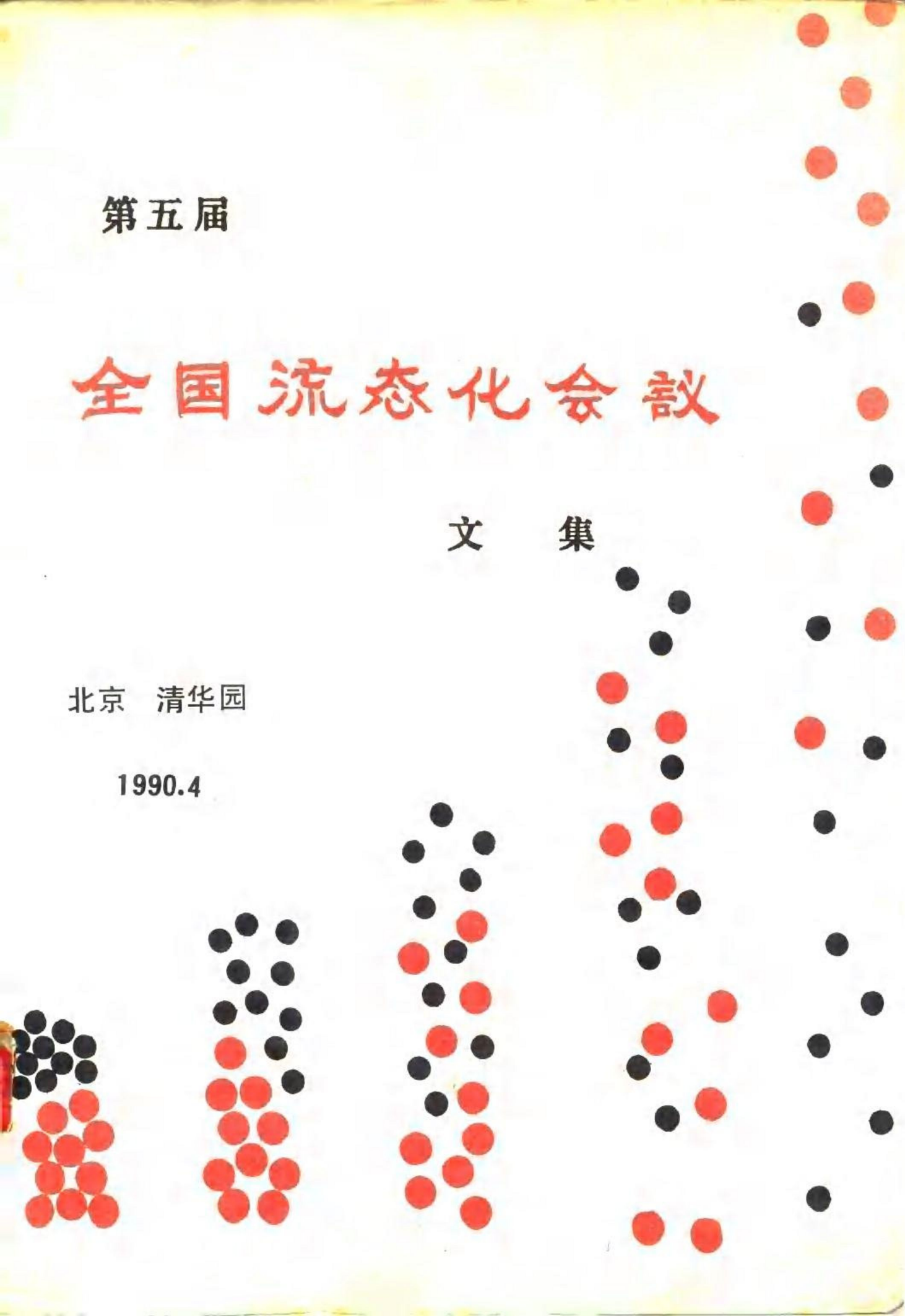
第五届

全国流态化会议

文集

北京 清华园

1990.4



前 言

根据流态化专业委员会学术组关于每三年召开一次全国流态化会议的决定,第五届全国流态化会议于1990年4月9日-13日在北京清华大学召开。会议由中国颗粒学会委托清华大学化学工程系(中国石油化工总公司联合应化工程研究所一部)与中国科学院化工冶金研究所组织筹备,并得到中国石油化工总公司、国家自然科学基金委员会的资助,谨致衷心谢意。

本届会议由筹备组于1989年4月开始征稿,并于1989年8月召开了审稿会议。本文集所收入的93篇论文,是经审稿修订后编辑出版的。为了保证文集质量和出版时间,采用照相制版方式出版。由于各地条件不同,时间紧迫,各篇文章难以达到格式、字体完全统一,谨向读者致以歉意。

本文集按气-固流态化、气-液-固三相流态化及液-固流态化、燃烧与气化、测试技术及应用等分类。其中气-固流态化又分为有气泡接触及无气泡接触两类。从中可见,流态化技术在我国近年来仍保持着持续发展的势头。不仅所收集论文数目显著增加;传统流态化研究领域不断扩展和深化;快速流态化及三相流态化的研究发展迅速,而且在科研成果的推广和应用方面也取得了可喜的进展。

本文集的编审工作是在中国颗粒学会理事长郭慕孙研究员、付理事长杨贵林研究员的关怀下,由清华大学化学工程系(联合应化研究所一部)负责编辑和出版工作。参加编辑工作的有蔡平、金涌、俞芷青、刘淑娟、徐国飞、崔新立、白丁荣等同志。由于时间紧迫和限于工作能力,文集中难免仍有疏漏,敬请读者指正。

第五届全国流态化会议

名誉主席：郭慕孙 研究员
执行主席：金 涌 教 授
 刘淑娟 副研究员

学术组成员

组 长： 郭慕孙 研究员
副组长： 杨贵林 研究员

(以下按姓氏笔划顺序排列)

王尊孝	石炎福	刘淑娟	朱寿康
李佑楚	杨励丹	张碧江	金 涌
陈甘棠	陈宏勋	陈清如	胡宗定
秦霁光	夏诚意	彭成中	董元吉

审稿组成员

(按姓氏笔划顺序排列)

马万荣	石炎福	刘淑娟	朱寿康
李佑楚	杨贵林	杨励丹	金 涌
陈甘棠	陈宏勋	陈清如	胡宗定
赵连仲	俞芷青	秦霁光	彭成中
董元吉	蔡 平		

第五届全国流态化会议文集

目 录

(一) 气—固流态化——有气泡接触

- 1-1 细颗粒群流态化性能的研究 郭法磊 夏金法 (1)
- 1-2 细粉流化床床膨胀特性研究 赵 君 刘辉 许贺卿 (5)
- 1-3 异戊二烯细颗粒流化床流动特性研究 董虎范 (9)
- 1-4 湍动流化床的理论及实验的研究
——I. 密相的循环流动和传质过程的分析 阳永荣 戊顺熙 陈甘棠 (14)
- 1-5 湍动流化床的理论及实验的研究
——II. 床内的相分布与松驰现象 阳永荣 戊顺熙 陈甘棠 (18)
- 1-6 湍动流化床的理论及实验的研究
——III. 流型与流型过渡 阳永荣 戊顺熙 陈甘棠 陈伯川 (22)
- 1-7 气—固密相流化床流型转变的机理模型 蔡 平 金涌 俞芷青 L.-S. Fan (28)
- 1-8 多孔挡板流化床级间固体返混速率模型研究 赵 君 钟 兴 许贺卿 (32)
- 1-9 流化床宽分布粒子体系中大粒子的离析 阮 慧 王樟茂 戊顺熙 陈甘棠 (36)
- 1-10 V型流化床内颗粒速度分布及混合动量 栾 涛 陈祖杰 许丙松 (40)
- 1-11 卧式多室流化床中颗粒横向混合的随机模型 邱小平 余华瑞 石炎福 (44)
- 1-12 FCC 催化剂 TDH 的研究 卢春喜 王祝安 (48)
- 1-13 细颗粒双层流化床催化反应器的研究
——不同颗粒物料的夹带 湛记先 王尊孝 (52)
- 1-14 流化床可带出细粉的停留时间及循环返回口位置的影响 张志钢 王 洋 (57)
- 1-15 两段燃烧流化床传质特性研究 刘 皓 陶汝敏 刘德昌 林志杰 刘焕彩 (61)
- 1-16 流化床床面粒子抛撒对床内不等温区间传热传质的影响及其数学模型 苍大强 (65)
- 1-17 B类粒子流化床气泡特性研究与工业反应器的模拟和优化
..... 郭 奋 周 游 周绪美 张鹏远 郑 冲 (69)
- 1-18 复杂反应系统的流化床数学模型
——丁烯氧化脱氢制丁二烯 赵玉龙 杨贵林 (73)
- 1-19 烯(醛)醛一步法合成异戊二烯挡板流化床反应器数模的建立及模拟放大 于庚涛 (78)
- 1-20 关于射流流化床床层压力的研究 李 强 崔海骏 张海生 王 洋 (82)

(二) 气—固流态化——无气泡接触

- 2-1 循环流化床不同操作区域研究 孙俊科 杨贵林 (86)
- 2-2 循环流化床底部加速段特性的研究 王勤获 王樟茂 陈甘棠 (90)
- 2-3 快速流化床入口结构对床层流动特性的影响
..... 白丁荣 金涌 俞芷青 甘宁俊 杨启业 (94)
- 2-4 快速流化床压降之研究 张瑞英 罗国华 刘健生 杨贵林 (98)
- 2-5 复合循环流化床中粗粒子的最小流化速度 卫有存 丁继成 杨贵林 (102)
- 2-6 在循环细粒子作用下粗粒子固定床压降的研究 卫有存 丁继成 杨贵林 (106)
- 2-7 不同流态化区域中多方面行为的交叉比较 李静海 L.Reh 董元吉 郭慕孙 (110)
- 2-8 快速流化床轴向空隙度分布的数学模型与计算 张恒 谢裕生 (114)
- 2-9 微球硅胶在顺流多层浅床中的流动及干燥 姚建中 赵文龙 李桂兰 刘淑娟 (118)
- 2-10 工业装置高温快速流化床的试验研究 卢春喜 王祝安 (122)
- 2-11 载流床中双组分颗粒的运动 付振奇 姚建中 郭慕孙 (126)
- 2-12 气—固并流上行和下行循环流化床颗粒运动规律的研究
..... 杨勇林 俞芷青 金涌 汪展文 白丁荣 (130)
- 2-13 并流下行快速流态化气固两相流动模型的研究
..... 金涌 俞芷青 白丁荣 祁春鸣 钟孝湘 (134)
- 2-14 二维气—固快速流化床中絮状物的观测 白丁荣 金涌 俞芷青 (139)
- 2-15 快速流化床中两相结构的微观显示 李洪钟 夏亚沈 董元吉 郭慕孙 (143)
- 2-16 气凝胶粉在 V 型阀循环床中的流动行为 李洪钟 J.R.Grace (147)
- 2-17 循环流化床料腿的气动控制
..... 崔海骏 朱星明 李强 徐亦丰 邹国雄 张海生 王洋 (151)
- 2-18 快速流化床中轴向气体分散 罗国华 杨贵林 (155)
- 2-19 快速流化床中气体轴向混合特性 李佑楚 吴培 (159)
- 2-20 循环流化床垂直管沿床层径向的传热 陆慧林 杨励丹 约亦令 陈力哲 (164)
- 2-21 快速流化床内探头设置方向对传热系数测量结果的影响 ... 毕小涛 俞芷青 金涌 (168)
- 2-22 循环流化床中对受热面的传热研究 郑洽余 王雪元 (172)
- 2-23 宽筛分循环流化床换热的试验研究 杨和平 刘德昌 王永亮 刘焕彩 林志杰 (176)
- 2-24 活化浅层流化床管式换热器研究 蔡建平 刘大陆 (180)
- 2-25 循环流化床催化反应器的线流流动模型 董元吉 刘伟 (184)

(三) 气—液—固三相流态化与液—固流态化

- 3-1 三相流化床内流动区域分布和相含率分布 陈祖茂 冯元鼎 郑 冲 (188)
- 3-2 气液固三相变径鼓泡塔的气含率特性 赵玉龙 宋同贵 张碧江 (192)
- 3-3 构件三相流化床相含率的研究 王晓东 金 涌 俞芷青 张俊平 (196)
- 3-4 热态下鼓泡浆液反应器的气含率研究 周 立 赵玉龙 曹翼卫 张碧江 (201)
- √ 3-5 提升管气液固三相流化床流体力学特性研究—II
..... 毕志远 谌记先 李仲岩 马万荣 (206)
- 3-6 复合生物流化床流动特性研究 栾金义 彭成中 (211)
- 3-7 气—液—固三相流化床中气泡大小分布的随机模型 张立国 胡宗定 王一平 (215)
- 3-8 用摄影—图象分析法对三相流化床中气泡行为的研究
..... 束忠明 张立国 王一平 胡宗定 (220)
- 3-9 气液固三相磁场流态化床气泡特性及液相返混 翁达聪 欧阳藩 (224)
- 3-10 喷射环流三相流化床反应器轴向液速分布的研究 王一平 胡宗定 (228)
- 3-11 液固流态化流况的研究 王樟茂 黄仲九 楼裕苗 杨 骏 (232)
- 3-12 生物膜颗粒下流液固流化床流化特性 严义忠 彭成中 (236)
- 3-13 液—固脉动床基本流体力学特性的研究 王 峰 刘淑娟 姚建中 (240)
- 3-14 磁场作用下的液—固流态化 郑传根 马兴华 董元吉 郭慕孙 (244)
- 3-15 外溢流型多层流化床的流动及操作特性研究 李 杰 陈立宇 张蕴璧 (248)
- 3-16 混合颗粒半流化床流体力学性质的研究 李尚柱 余华瑞 石炎福 (252)
- 3-17 三相流化床管式分布器的研究 王一平 焦庆军 胡宗定 (256)
- 3-18 三相流化床液相径向和轴向扩散的研究 赵学明 王一平 胡宗定 (259)
- 3-19 广义流态化床中的颗粒分级 王永安 王 东 (263)
- 3-20 广义液、固流态化反应器液相返混研究 郭邦和 王永安 (268)
- 3-21 模拟三相流化床中单气泡传质系数的测定 张俊平 金 涌 俞芷青 王 宇 (272)
- 3-22 搅拌环流三相流化反应器特性的研究 熊小京 胡宗定 (276)
- 3-23 固定化酵母酒精发酵三相流化床反应器的研制与优化 王大中 张 瑛 胡宗定 (280)
- 3-24 固定化酵母酒精发酵多段流化床的模型与模拟 甘一如 乌 兰 胡宗定 (284)
- 3-25 植物细胞的固定化及多段三相流化床反应器的研究 元英进 胡宗定 (288)

(四) 燃烧与气化

- 4-1 $0.8 \times 0.8\text{M}^2$ 循环流化床冷模实验 燕桂章 宋渝吉 张 云 谢洪勇 (292)
- 4-2 旋涡流化床自由空间冷态气—固流场研究 赵长遂 (296)
- 4-3 用于循环流化床的迷宫分离器的冷态试验研究 富震宗 刘柏谦 李 勇 (301)

- 4-4 流化床燃烧过程中煤中挥发份析出特性的研究 严建华 倪明江 岑可法 (305)
- 4-5 流化床燃烧与颗粒分布特性的研究分析
..... 汪保春 郝福民 李学恒 高继德 沈洪福 (309)
- 4-6 鼓泡床循环燃烧方法及颗粒分离和回输的研究 ... 汪保春 郝福民 刘 刚 史 峰 (312)
- 4-7 灰熔聚流化床粉煤直接气化 张建民 邹国雄 王 洋 (316)

(五) 测试技术

- 5-1 运动颗粒图象分析系统的研究 秦绍宗 李国征 (319)
- 5-2 两相流中固体散料对器壁压力的测量 李洪钟 郭慕孙 (323)
- 5-3 采用床层塌落技术研究三相流化床统一尾涡模型参数 张俊平 金 涌 俞芷青 (327)

(六) 应 用

- 6-1 硼镁矿沸腾焙烧炉的设计改进 孙人和 (332)
- 6-2 钾光卤石流化脱水过程的研究 贾金声 沈贤春 (336)
- 6-3 流化床干燥成色剂黄—116 张秀兰 李 彬 李仲岩 赵国卿 胡桂荣 (341)
- 6-4 5~10t/h 空气重介流化床干法选煤系统和设备研究
..... 陈清如 杨 毅 余智敏 刘奂胜 李建明 (345)
- 6-5 双层搅拌流化床焙烧锡精矿 王永安 朱寿康 白孟田 (349)
- 6-6 丁烯氧化脱氢制丁二烯流化床反应器研究进展 陈大保 (353)
- 6-7 流态化预热分解炉的开发和应用 邓小剑 孔健民 潘 华 (357)
- 6-8 气体悬浮焙烧炉在氧化铝生产中的应用 包月天 厉衡隆 王文光 (362)
- 6-9 氢氧化铝流态化焙烧技术的发展 王文光 (366)
- 6-10 硼酸快速流态化热分解制硼酸酐的新工艺 李佑楚 王凤鸣 曾庆祥 (371)
- 6-11 新型快速流化床清洁燃烧中间试验研究 王凤鸣 李佑楚 曾庆祥 (375)
- 6-12 循环流态化在我国炼油工业中应用及发展 张俊德 王福祥 (379)
- 6-13 复合生物流化床处理淀粉废水 栾金义 彭成中 (384)

细颗粒群流态化性能的研究

郭法磊 夏金法*

(洛阳石化工程公司设备研究所)

(摘要)本文导出了描述细颗粒流态化性能的基本参数——流化性能系数 ϕ 的定义。采用床层膨胀法和塌落法测定颗粒的悬浮能力,用旋转粘度计测定床层粘度,并在中型输送装置中进行立管输送实验,从而建立了一整套工业FCC颗粒流态化性能评价准则。

催化剂颗粒的物性对流化催化裂化操作过程有重要影响。对FCC颗粒流态化性能的预测是避免发生流动故障及推广应用新一代高堆密度FCC催化剂的需要。早在五十年代初,Diekman和Forsythe[1]就进行过颗粒流态化性能定性的研究。海湾石油公司的Rateman[2]报导了该公司在催化剂流态化性能方面的工作。但其流化因子计算式与文中给出的数据相矛盾,不能直接拿来使用。

颗粒群流态化性能包括两个方面:一是颗粒的悬浮性能,包括充气性能和脱气性能。其实质是流体——颗粒之间互相作用的特性;二是气—固系统的流变学性质,它与床层内摩擦力的大小相联系并直接决定着气—固系统的流动能力。颗粒流态化性能的分类测定方法及描述参数见图1。

本文首先导出描述流态化性能的基本参数——流化性能系数的定义,在进行床层塌落实验、床层膨胀实验、床层粘度测定实验和催化剂输送立管中的架桥实验四个实验项目中使用了共 $\gamma-15$ 新鲜剂、平衡剂、 $\gamma-15$ 平衡剂、CRC-1新鲜剂、平衡剂、热载体六种催化剂47种窄筛分试料,共取得三万余个实验数据。从中求出流态化性能数据的实测值,将此值与颗粒物性相关联,从而建立一套FCC颗粒流态化性能评价准则。

一、流化性能系数 ϕ 的定义

Richardson等[3]、[4]对起始鼓泡速度 u_m 进行过研究。Geldart[5]、Abrahamsen等[6]提出过计算 u_m 的经验式。但 u_m 的定义各不相同。有人建议目测 u_m ,也有人建议用塌落法测 u_m 。而当考虑床层充气能力时就不应着眼于起始鼓泡点,因为气泡出现后床层中充气量仍在继续增大,只有当床面处于最大高度时,床层内充气量才达到最大值,此时对应的气速为 $u_{m\max}$,如图2。因此,本文仍采用Simone[7]等人的观点,取 $u_{m\max}$ 作为充气能力的判定参数。

充气量定义为在一定时间内进入床层的超出最小流化所需要气体量之外的气体体积,即: $V_m - V_0$ 。此处 V_m , V_0 分别为床高最大时和临界流化状态时,某一时间内进入床层的气体体积。脱气能力指当突然截断气源时,在一定时间内从床层中逸出气体的体积 V_g 。充气指颗粒群处于悬浮状况下含有气体的能力。颗粒群可视为静止而气体自下而上穿过。脱气指气体逸出床层的能力,此时颗粒群向下沉降,将气体向上排挤。本文定义床层充气速率与脱气速率之比为流化性能系数 ϕ ,即:

$$\phi = (\text{床层最大充气速率} / \text{同一床层在 } u_c = u_{m\max} \text{ 时的脱气速率})$$

$$= [\partial(V_m - V_0) / \partial t] / (\partial V_g / \partial t) \quad u_c = u_{m\max} \quad (1)$$

对于粗颗粒例如砂子,因为: $\partial(V_m - V_0) / \partial t = 0$, 故有: $\phi = 0$ (2)

在床层塌落过程中,存在下述等式:逸出床层的气体体积 = 密相床层减少的体积,因此脱气速率为: $\partial V_g / \partial t = - \partial V_m / \partial t$, $V_{m\max} \rightarrow 0$ $\Rightarrow \partial V_g / \partial t \big|_{u_c = u_{m\max}, V_{m\max} \rightarrow 0}$ (3)

式中, V_m 为流化床层体积

二、用塌落法测定FCC颗粒的脱气速度

塌落过程与床层颗粒的流化特性密切相关。Abrahamsen and Geldart[6], 郭慕孙等[8]对床层塌落现象进行的研究表明不同流化性能的颗粒群其塌落特性具有较大差异。床层塌落实验是在一个 $\phi 100$

注*: 参加部分实验工作的还有:鲁维民、郭西春、李永辉、袁及弟、毕志予、张 军。

协作单位:石家庄炼油厂许学旺;沧州炼油厂李 敏。

×1500小型流化器中进行的。使用SX-16型快速摄影机以48幅/秒和24幅/秒的速度拍摄床面崩溃的全过程。如图3所示。胶卷经冲洗后在QY-16屏幕验片台上读取床高，并与量片机配合读取时间数据。采用XSB-70B型φ200标准振筛机配备130~500目标准筛进行筛分。对于大批量物料，采用进口日产Hosokawa MSS-1L型超级微粉分级机进行分级。

床层塌落过程分三个阶段：气泡逸出段、阻力沉降段和颗粒凝聚段。其中只有阻力沉降段的塌落曲线描述了床层的脱气性能。对整个塌落过程做一维微元分析，由气—固连续性得下列方程组：

$$\frac{\partial[\rho_p(1-\varepsilon)]}{\partial t} + \frac{\partial[\rho_p(1-\varepsilon)u_c]}{\partial h} = 0 \quad (4)$$

$$\frac{\partial(\rho_p \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_p \varepsilon u_g)}{\partial h} = 0 \quad (5)$$

由于气速较低，无颗粒夹带析。对整个床层进行物料衡算，得：

$$AH(1-\varepsilon_0)\rho_p = AH(1-\varepsilon)\rho_p \quad (6)$$

$$\text{上式变形为：}(1-\varepsilon_0)/(1-\varepsilon) = H/H_0 \quad (7)$$

式中：ε—空隙率；ρ_p—颗粒密度和气体密度；t—时间；h—轴向坐标；H—床高；H₀—静床高度；

u_c—床层中某点沉降速度；u_g—床层中某一点气体逸出速度；ε₀—静床空隙率。

床层平均空隙率ε̄由下式求得：

$$\bar{\varepsilon} = 1 - (1/H) \int_0^H (1-\varepsilon) dh \quad (8)$$

$$\text{合并式(7)和式(8)，得：} \int_0^H (1-\varepsilon) dh = H_0(1-\varepsilon_0) \quad (9)$$

床层沉降速度u_c和床面沉降速度u₀有下述关系：

$$u_c = (H/h)u_0 \quad (10)$$

而 $u_0 = -(dH/dt)$ (11)

按Roberts [9] 的结论，阻力沉降属于一级过程，故有：-dH/dt = k_p(H₀ - H) (12)

式中H₀为由塌落法求得的乳相床高，合并式(10)、(11)、(12)，得：

$$(u_c/h) = k_p(H_0 - H)/H \quad (13)$$

上述方程组可对塌落过程进行数学模拟，式中H₀、H₀、H₀和k_p等参数均可由塌落实验确定。

床层脱气速率与床面沉降速度即脱气速度的关系如下：

$$\frac{\partial V_g}{\partial t} \Big|_{u=u_{max}, V_{t \rightarrow 0}} = A \cdot u_d \quad (14)$$

式中A—流化床截面积。

图4表示脱气速度与颗粒平均直径的关系曲线。图中可以看出，粒径增大时脱气倾向迅速增大。

但u_d ∝ (dp)^a其中常数a < 1，而u_d与dp之间系数为二次方，即u_d ∝ (dp)²。因此，当采用u_d、u_d作为流化因子时，颗粒直径的影响被人为地夸大了。它偏离了脱气性能对流化因子实际影响的效果。

三、细粒床层充气性能和流变学性质

测定了不同气速下床层的膨胀特性，以定量地描述细颗粒群的充气能力。实验是在图3所示小型流化床中进行的。将47种窄筛分实验物料依次放入流化床中，在不同气速下测得如下数据：床层压降ΔP；床高H；气体流量Q；床层粘度μ及静床高H₀。确定床层最大膨胀高度时的表观气速u_m的方法见图2。式(1)中床层最大充气速率为：

$$\frac{\partial(V_{max} - V_{mf})}{\partial t} = \frac{\partial V_{max}}{\partial t} - \frac{\partial V_{mf}}{\partial t} = A \cdot (u_{max} - u_{mf}) \quad (15)$$

最小流化速度u_{mf}采用ΔP—Q关联法测得。

FCC颗粒在输送管道中发生堵塞的原因是内摩擦力过大。故用床层粘度来定量评价气固系统流动能力。颗粒接触摩擦剪应力为τ_c，由于颗粒发生相对位移而使相邻两层之间产生的雷诺应力为τ_{xy}。

$$\text{则总剪应力为 } \tau = \tau_c + \tau_{xy} \quad (16)$$

$$\text{由文献[12]、[13]：} \tau_c = C_p \cdot \sigma \cdot \tan \theta \quad (17)$$

$$\theta \text{ 为内摩擦角，} C_p \text{ 为考虑细颗粒聚结成团因素的修正系数。正应力 } \sigma \text{ 与处于同一平面单位面积上颗粒接触点数 } n \text{ 成正比[13]，} \sigma = P_n \quad (18)$$

$$P_n \text{ 为每个颗粒接触点所负担的正负荷。将上两式合并为：} \tau_c = C_p P_n \tan \theta \quad (19)$$

床层膨胀时n急剧下降，故τ_c大大降低。但颗粒之间相对运动增强。现考虑床层中一局部气—固混合物时均运动呈平面定常运动，有： $\bar{u} = \bar{u}(y)$ ， $\bar{v} = 0$ (20)

设在l'—2距离内颗粒团保持动量不变。层1颗粒团以脉动速度v' < 0沿y轴逆向移动距离l'，2落入层2，并与层2中颗粒碰撞传递动量。单位时间内通过单位面积传递入层2的动量为： $\beta_B v' [\bar{u} + d\bar{u}/dy \cdot \frac{l'}{2}]$

ρ_B为床层密度。另一方面，层2中颗粒团以脉动速度v' > 0移动l'，2进入层1，使层2失去的动量为： $\beta_B v' [\bar{u} - (d\bar{u}/dy)(l'/2)]$ 。单位时间内单位面积上层2内动量改变对时间的均值为：(21)

$$\frac{\beta_B v' [\bar{u} + (d\bar{u}/dy)(l'/2)] - \beta_B v' [\bar{u} - (d\bar{u}/dy)(l'/2)]}{dt} = \beta_B v' l' d\bar{u}/dy \quad (22)$$

$$\text{故，} \tau_{xy} = -\beta_B v' l' d\bar{u}/dy = \beta_B v' l' d\bar{u}/dy = \beta_B v' l' d\bar{u}/dy \quad (23)$$

上式中使用了关系： $u = l' d\bar{u}/dy$ ，进一步假定u'和v'同阶，则有u = β l' d\bar{u}/dy，式(22)变为：

$$\tau_{xy} = \beta_B l'^2 |d\bar{u}/dy| d\bar{u}/dy \quad (23)$$

式中 $l' = \beta l''$, β 为常数。为导出 l' 计算式, 考虑乳相中每一颗粒位于边长为 S 的正六面体中, 颗粒所占容积分数为:

$$1 - \varepsilon = \frac{\pi d_p^3 / (6S^3)}{\pi d_p^3 / (6S^3)} \quad (24)$$

颗粒之间平均间隔为: $l'' = 2d_p [\sqrt{\pi/(6(1-\varepsilon))} - 1]$

$$(25)$$

由于 l' 与 l'' 成正比, 则设 $l' = \infty l''$, ∞ 为常数, 则:

$$\tau_{xy} = \{C_0 \sigma \tan \theta (d\bar{u}/dy) + \beta_0 d_p^2 \rho_p [\sqrt{\pi/(6(1-\varepsilon))} - 1]^2 |d\bar{u}/dy|\} d\bar{u}/dy \quad (26)$$

式中 $\beta_0 = 4\beta \infty^3$ 。由上式得床层表观粘度为:

$$\mu = C_0 \sigma \tan \theta (d\bar{u}/dy) + \beta_0 d_p^2 \rho_p [\sqrt{\pi/(6(1-\varepsilon))} - 1]^2 |d\bar{u}/dy| \quad (27)$$

由于 $\sigma = P/P_p = P/(\rho_p - \rho)(1 - \varepsilon)$, 代入上式得:

$$\mu = C_0 P \tan \theta (\rho_p - \rho)(1 - \varepsilon) / (d\bar{u}/dy) + \beta_0 d_p^2 (\rho_p - \rho)(1 - \varepsilon) [\sqrt{\pi/(6(1-\varepsilon))} - 1]^2 |d\bar{u}/dy| \quad (28)$$

上式右端第 I 项描述了颗粒间摩擦剪应力的影响, 第 II 项描述了雷诺应力或湍流应力的影响, 在低气速时第 II 项值可以忽略, 于是式(28)变为: $\mu = C(\rho_p - \rho)(1 - \varepsilon) / (d\bar{u}/dy)$

$$(29)$$

式中 $C = C_0 P \tan \theta$ 。当密相输送过程中出现颗粒架桥时, 颗粒速度及速度梯度趋于零: $\frac{d\bar{u}}{dy} \Big|_{u=0} = 0$

$$(30)$$

代入式(29)得输送管道中出现堵塞和架桥的条件为: $\mu = \infty$

$$(31)$$

在图3所示流化床中安装了国产NDJ-1型旋转粘度计, 对47种筛分物料进行实验, 取得561组实验数据。

对式(29)进行变换, 用多元线性回归方法得出FCC床层粘度的经验关联式:

$$\mu = 0.003367 (d_p)^{0.695} (\rho_p - \rho)^{0.2434} g / u_t^{0.7512} \quad (32)$$

由实验数据得出输送管道中不发生颗粒堵塞故障的最低气速 u_m 为:

$$u_m = b \cdot (d_p)^{0.695} (\rho_p - \rho)^{0.2434} \quad (33)$$

四、细颗粒群流化性能的评价方法

将式(3)、(4)和(5)代入式(1), 得到流化性能系数 ϕ 的计算式:

$$\phi = [A(u_{max} - u_{mf})] / (A u_d) = (u_{max} - u_{mf}) / u_d \quad (34)$$

流化性能系数 ϕ 全面地概括了催化剂充气、脱气性能, 给出了流化性能的定量指标。图5和图6表示Y-15混合平衡剂及热载体的 ϕ 与 d_p 关系曲线。图7表示CRC-1新鲜剂与平衡剂流化性能的比较。图中可以看出: 当 $d_p > 80 \mu m$ 时, 粒径对流化性能的影响很小。新鲜剂与平衡剂之间流化性能差别仅存在于细颗粒中, 当 $d_p > 80 \mu m$ 时差别消失。对各种大小比重的FCC及热载体的45种筛分物料的大量实验数据进行多元线性回归, 得出:

$$\phi = 3.149 \cdot \exp(0.511 F_{0.5}) \cdot f(\delta) / [(d_p^*)^{0.1512} (ABD)^{0.2267}] \quad (35)$$

式中: $F_{0.5}$ —直径小于 $45 \mu m$ 的颗粒重量分率; ABD —堆积密度; d_p^* —颗粒平均直径以 μm 为单位;

δ —颗粒分布系数见文献[11]。

为了判定工业装置中催化剂颗粒流化性能的状况, 还需要给出临界流化性能系数 ϕ_c 之值。因此, 在一套中型装置中进行了颗粒立管流动实验。实验装置如图8所示。立管中气体流动方向和速度采用图9所示的热导池—电子计算机双点氢示踪检测系统测定[10]。使用各种不同粒径、不同堆积密度的颗粒物料在立管中进行密相重力流动。此时立管中存在如下几个场量: 气速 $u(t, r, \omega, z)$, 颗粒速度 $\bar{u}(t, r, \omega, z)$, 空隙率 $\varepsilon(t, r, \omega, z)$, 压强 $P(t, r, \omega, z)$ 等。取立管下端为坐标原点。沿轴向向上为正, 则可以列出气体—颗粒系统流动的数学模型:

$$\partial(\varepsilon \rho_g) / \partial t + \nabla \cdot (\varepsilon \rho_g \bar{u}) = 0 \quad (36)$$

$$\partial[(1-\varepsilon)\rho_p] / \partial t + \nabla \cdot [(1-\varepsilon)\rho_p \bar{v}] = 0 \quad (37)$$

$$\varepsilon \rho_g D\bar{u} / Dt = -\nabla P + \bar{E} - n\bar{f} \quad (38)$$

$$\rho_p D\bar{v} / Dt = n\bar{f} + \rho_p \bar{F} \quad (39)$$

同时有下述关系:

$$1 - \varepsilon = G_s / (\rho_p \bar{v}_s) \quad (40)$$

$$\bar{f} = C_D \pi (d_p)^2 \rho_g (\bar{u} - \bar{v})^2 / B \quad (41)$$

$$n = 6(1-\varepsilon) / [\pi (d_p)^3] \quad (42)$$

G_s 、 P 、 u 等参数用实验测定。将上述模型简化为二维(轴向、径向), 即可对立管颗粒流动过程进行模拟。当实验条件控制为立管中不充气且气速很小, 而实验装置中发生架桥堵塞时颗粒循环强度与取自四个炼厂的工业数据相吻合时。实验用物料的流化性能系数定为临界流化性能系数 ϕ_c 之值。

五、流化性能系数 ϕ 的工业应用

1、对炼厂工业FCC装置中催化剂流化性能进行评定和预测。对沧州、石家庄等四个炼厂的七次工业装置催化剂样品的分析检测表明, 采用流化性能系数成功地进行了现场催化剂流化性能的预测。

2、评价碳含量对FCC颗粒流化性能的影响。把各种平衡剂样品置于电阻炉中维持不同温度(500~600℃)进行灼烧, 烧碳时间控制在5~60分钟之间变化, 这样制备了颗粒粒度基本相同, 但含碳量不相同的各种试验物料。对这些物料进行前述各项实验和检测。实验数据表明: 碳含量对FCC颗粒的

最大充气速度 u_m 具有显著影响(图10),对流化性能系数的影响也很显著。在碳含量达某一值时,流化性能系数 ϕ 达最大值(图11)。

3、预测立管中颗粒密相输送时临界架桥循环强度。图12表明,立管密相重力流动中出现架桥等流动故障时颗粒循环强度与颗粒群的流化性能系数成正比。图中 G_c 为无因次临界架桥循环强度。

参 考 文 献 (略)

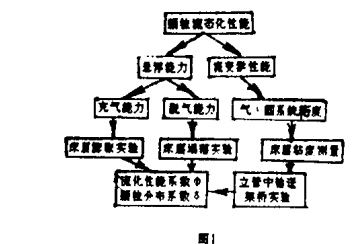


图1

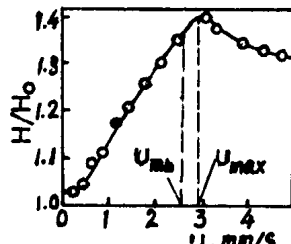


图2

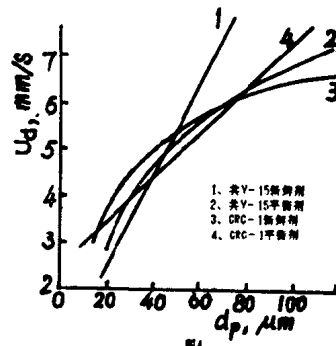


图4

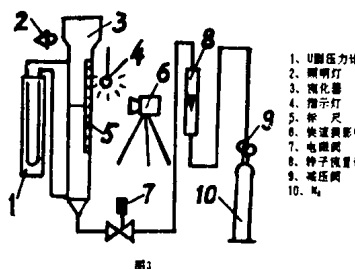


图3

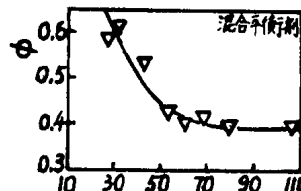


图5

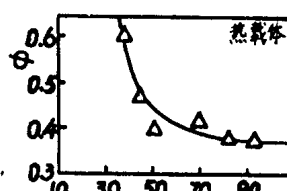


图6

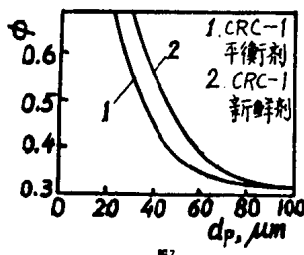


图7

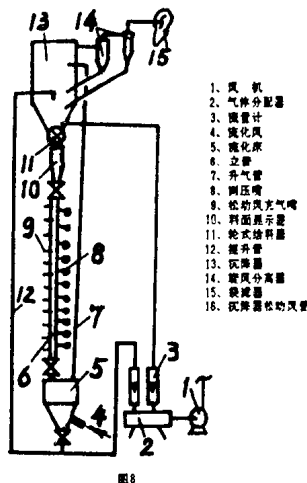


图8

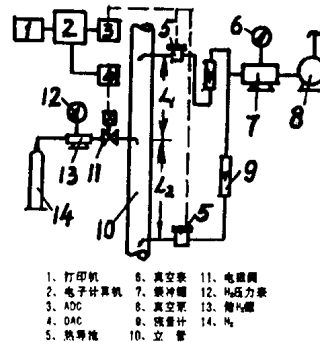


图9

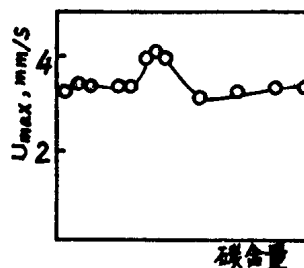


图10

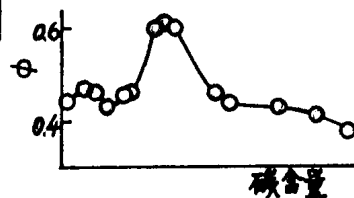


图11

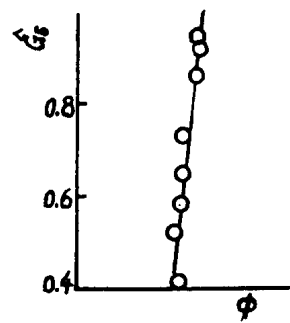


图12

细粉流化床床膨胀特性研究

赵君 刘辉 许贺卿

(天津大学化工系)

(摘要) 本文开发了一种测定床层塌落和床膨胀的新方法光电法, 考察了颗粒密度, 粒度及其分布, 流化气体的密度, 粘度及流速, 静床高等对A类粉体床膨胀的影响, 并对A类粉体的床膨胀机理进行了初步探讨。

一 前 言

在对A类粉体[1] 流化行为众多的研究分支中, 研究其床膨胀特性是一个重要课题。床层膨胀作为床中泡相及乳相综合作用的结果, 宏观地反映了粉体的充气性能优劣, 因而深入研究其床膨胀特性, 无论是对加深和丰富人们对于细粉流化床的认识, 还是为设计及实际操作流化床提供必要的基础数据都有相当大的理论价值和实际意义。

作为流化床床层结构和气泡行为研究的有效测量手段, 床层塌落技术一经提出便不断为许多研究者所采用, 记录床层塌落有直接测定和间接测定两类。本文开发一种新的床层塌落直接测量方法——光电法; 对影响A类粉体床层膨胀的各种因素(诸如颗粒密度, 粒度及其分布, 流化气体的密度和粘度及静床高等)进行了较全面综合的考察; 利用电容测微仪器及床层塌落技术对A类粉体床层膨胀机理进行了较为深入的研究。

二 实验装置和原理

1. 实验装置

实验装置如图1所示。实验在内径为90mm, 高120mm的有机玻璃制稀相隔离床[2]中进行。隔离床由主床和伴床二部分组成。

风箱设有释气装置, 即在气路上设置一个与断气电磁并联做反向动作的电磁阀, 其在断气的瞬时将风箱与大气相通。

2 实验物料

实验用A类粉体十四种, 平均粒径在26-116 μm 之间, 主要为氧化铝, 和催化剂FCC。这些粉体的物性一并列于表1

实验使用流化气体四种, 分别为Ar, F-12, H₂和空气。其物性见表2

3 气泡频率和压力波动测定

气泡频率应用电容测微仪进行测量。即将电容探头置于床中心轴靠床下部分布板区域。用x-y记录仪进行记录, 根据图中一定时间间隔内电信号的频率确定气泡的频率。

压力波动采用1151dp电容式差压变送器进行测定。压力传动探头由内径7mm的不锈钢管内充不锈钢网制成。传感器输出的信号以20Hz的频率经A/D转换变为数字信号储入计算机。

压力波动振幅的平均偏差由下式定义[3]

$$\delta p = \frac{1/n \sum (\Delta p_i - 1/n \sum \Delta p_i)^2}{1/n \sum \Delta p_i}^{1/2}$$

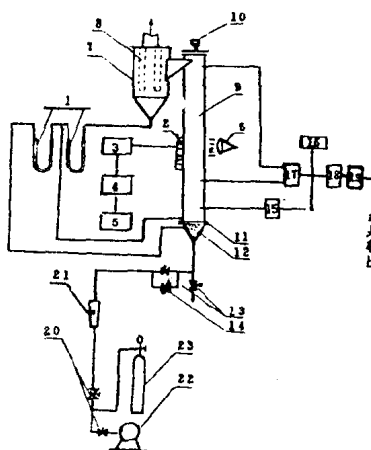


图1 实验装置

1. 压差计; 2. 光电开关; 3. 译码器;
4. TP001-280单板机; 5. 微型打印机;
6. 探照灯; 7. 伴床; 8. 布袋过滤器;
9. 主床; 10. 下料漏斗; 11. 分布板;
12. 风箱(于分布器); 13. 电磁阀;
14. 旁通阀; 15. 电容测微仪; 16. X-Y仪;
17. 1151DP差压变送器; 18. A/D转换卡;
19. H8C8800微机; 20. 阀门; 21. 转子流量计; 22. 无油压缩机; 23. 气瓶

Δp_i ——每一采样瞬时的压降

4 床层塌落与床层膨胀的测定

本文采用光电法测定床层塌落与床层膨胀，其原理是利用稀相与密相间透光的不同直接得到床高随时间变化的关系。该装置由若干个硅光电三级管与一台Tp-801-z80单板机构成。将光电管沿床轴向竖直排列于床外壁面，其对面设置平行光源。光电管的输出分别与单板机的译码器相接，即构成对床层无干扰的料面塌落测量装置。利用光电管的开关特性，即有一定强度的光照便有一电压输出值。没有光照输出零电压。因此，在床塌落的不同区段内，一些光电管处于导通，另有一些处于关闭状态。当计算机以高频采样时，通过译码器可得到任一瞬间每个光电管输出状态的信息。据此，可以得到料面塌落过程中高度与时间的对应关系即塌落曲线。

分别在高低两种气速下，($u=3.6\text{cm/s}$ 和 0.6cm/s)进行的料面遮蔽光电管实验表明，目视料面高与计算机采样所得料面高完全一致。只有在较高气速下，由于料面是不断波动的，因而计算机给出的是统计平均值。

根据所记录的塌落曲线，即可得到总床高和乳相床高。

三 实验结果与讨论

1 床膨胀影响因素研究

(1) 粒径、颗粒密度及 $d_p < 45\mu\text{m}$ 分率的影响

为单独考察粒径和颗粒密度对床膨胀的影响，实验中配制了由单一粒径颗粒组成的粒度或密度不同的粉体。图2给出了一组实验曲线。由图可见，A类粉体的床膨胀随粒径的增大而减小。值得注意的是，由于粒径的增大， d_p 为 $115\mu\text{m}$ 的FCC显示“类B”(B-Like)的膨胀特性(即没有最大床膨胀后收缩段)，而按Geldart的分类，这种粉体又划属A类的。图中一并示出了FCC与 Al_2O_3 这两种具有相同粒径($d_p=70.5\mu\text{m}$)但密度不同粉体膨胀曲线，可见密度增大的结果是床膨胀减小，并且，这种影响也使得本应是Geldart A类粉体的 Al_2O_3 显示出“类B”的膨胀特性。由以上的说明可以推知，虽则由于颗粒的大小和密度是与其在流化时表现的重力直接相关的，大而重的颗粒需流体施以更大的曳力才能克服重力而流化起来，因而床膨胀相对较小，但仅以颗粒的大小及其密度划分其流化类属是不完备的。

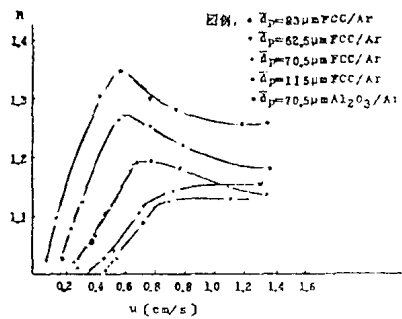


图2 粒径、颗粒密度对床膨胀的影响

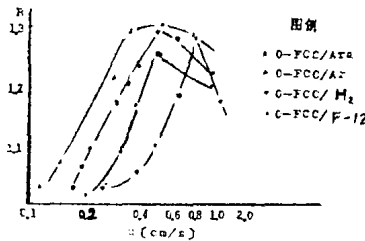


图3 流化气体物性对床膨胀的影响

对于小于 $45\mu\text{m}$ 的细粉的作用，目前有两种表示方法，一为Rowe等人[4]提出的 $<45\mu\text{m}$ 细粉分率，另一为王樟茂等人[5]提出的细粒作用因子，其定义为

表1 粉体物性一览表

No	粉体	$\bar{d}_p$ (μm)	ρ_p (kg/m^3)	ρ_{BA} (kg/m^3)	ρ_{BT} (kg/m^3)	ρ_{BT} ρ_{BA}	r
1	B-FCC	70.6	1360	709	825	1.17	0.05
2	R-FCC	46.9	1792	877	1079	1.23	0.23
3	W-FCC	56.0	1273	645	766	1.19	0.16
4	I-FCC	52.5	1324	708	796	1.13	0
5	II-FCC	60	1353	717	814	1.14	0
6	III-FCC	71	1349	725	819	1.13	0
7	IV-FCC	83	1297	734	805	1.1	0
8	V-FCC	115	1297	734	805	1.1	0
9	0-FCC	41	1440	748	867	1.2	0.291
10	1-FCC	35	1460	741	878	1.2	0.403
11	Z-FCC	27	1455	743	875	1.2	0.77
12	I- Al_2O_3	64	1800	911	1124	1.2	0.08
13	II- Al_2O_3	83	1718	876	1070	1.2	0
14	$\text{Al}_2\text{O}_3/\text{Ru}$	56	1808	834	1088	1.2	0.116

表2 流化气体的物性

项目	25°下粘度 (NS/m^2)	1bar下密度 (kg/m^3)
Ar	2.2×10^{-5}	1.78
F-12	0.122×10^{-5}	5.2
H ₂	0.88×10^{-5}	0.089
空气	1.83×10^{-5}	1.29

$$Fa = \sum \left(\frac{dp}{dpl} \times i \right)$$

式中：dp——混合粒子的平均直径。

dpl, xi 分别为粒径小于平均粒径的各细粒子的粒径和重量分率。

Rowe等人[4]报导了床膨胀及密相空率随 $<45\mu m$ 细粉分率的增加而增大(颗粒粒径分布都变化情况下),王樟茂等人[5]的实验也证实了Fa对床膨胀的影响规律是Fa越大,床膨胀越大(dp保持不变),由此可见,以上两种方法都在某种程度上表征了A类粉体中细粉对床膨胀行为的作用,本实验所用粉体的 $<45\mu m$ 分率在0—0.7间变化,实验结果与Rowe及王樟茂等人的结论是一致的。

(2) 气体密度及粘度的影响

实验使用空气, H₂, Ar及F-12四种流化气体考察流化气体物性对床膨胀的影响,图3示出了这四种气体流化0-FCC时所得床膨胀曲线,由图可见,当气体密度相差不大时(空气和氩气)粘度越大床膨胀越大,但当粘度相差不大(H₂与F-12)时,密度也会对床膨胀产生影响,特别是在最大床膨胀出现之前,密度越大,床膨胀越大,对最大床膨胀而言,依粘度的由大到小呈现

H_{max}, Ar > H_{max}, Air > H_{max}, H₂ > H_{max}, F-12的趋势,所以粘度可能是决定性因素,从我们的实验也观察到,一些粉体在粘度很小的F-12流化时,根本不能形成正常的流化,只在床中心形成喷涌,而靠近壁面附近的粉体是不流化的,这也间接印证了粘度影响之大,不难想象,这正是由于粘度的大小直接决定着流体施于颗粒的曳力,粘度大,曳力也大,床膨胀也大,而气体密度只对于浮力产生影响,浮力只占曳力的小部分。

(3) 静床高的影响

静床高对于床膨胀的影响,本文以H₀/D=2.5—5的范围内进行了考察,图4给出了一组结果,由图可见,随静床高度的增加,床膨胀减小,但这种差别在气速较小时不明显。

床膨胀是床中乳相与泡相共同作用的结果,就我们的研究结果看,床膨胀比R与高径比的关系是: $R \propto (H_0/D)^{-2.045}$ (u=1.5cm/s),可见总床膨胀与H₀有弱的关联,我们认为由于鼓泡流化床床空率沿轴向存在梯度,处于分布板附近入口区空率较低,再向上是高空率的均匀区段,因此在气速较高流化较剧烈的情况下,较高的床层,相对入口区所占比例小,比之入口区所占比例较大的低床层而言,床总空率较大,表现为床总膨胀大,而在较低气速下,由于床中大部分因尚未达于充分流化,空率沿轴向变化不大,因而这种情况下不同的床高对床膨胀不会产生大的影响。

2. 床膨胀机理探讨

由于A类粉体的良好的充气能力,因而在床膨胀行为上明显与B类, C类粉体不同,图5示出了A类粉体床膨胀过程中密相及乳相随气速变化的典型行为,由图可见, A类粉体密相及乳相的膨胀均存在最大值,最大植以后,总床层及乳相高几乎不变,再增大气速,总床层增高,而乳相高的增大不明显。

对A类粉体床膨胀过程的认识,不同的研究者各有不同的论点,而造成这种不同的原因是由于定义最小鼓泡速度的困难,文献6,7给出形如图6(a)所示的床膨胀曲线,这些研究者均以床中出现第一个气泡为准确定U_{mb},无疑这是很难有统一确切标准的,而图7(b)中给出的U_{mb}求取图也明显与本文结果(见图5)相违,这里U_{mb}对应着最大乳相膨胀,而本文所得最大乳相膨胀所对应的气速大于U_{mb},为确定气泡在床膨胀过程中的行为,除进行床塌落实验外,同时采用电容测微仪与差压变送器分别测定了床膨胀过程中气泡频率与差压波动的变化,结果如图7所示,由图可见,在最大床膨胀出现之前床中就已出现了气泡并伴有压差波动,因此,Simone等人[8]以流化过程中床层初次出现最大床膨胀所对应气速作为起始鼓泡速度是不能成立的,对于图5床中在泡相出现后乳相和床膨胀存最大值这一现象,实验数据可以给出满意的解释,如图7所示,在最大床膨胀出现前,气泡分率,频率及床中压差波动均呈增大趋势,开始出现气泡时,气泡频率和压差波动都较小,这表明靠近分布板区域形成了小的气泡,加之分布板上方的喷射流(JetFlow),这两者的作用造成小的压力波动,文献[9]将这种发泡的原因归为气—固系统体积意义上的不稳定性,在这一阶段,泡相体积的增大,

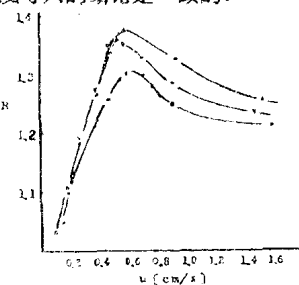


图4 静床高对床膨胀的影响

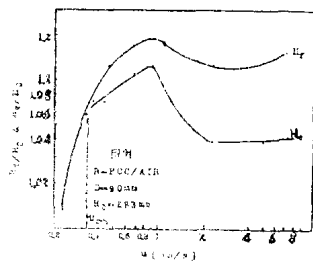


图5 典型的A类粉体膨胀过程

乳相的不断膨胀, 共同导致了床层的膨胀。在最大床膨胀以后, 随着气速的进一步增大, 气泡个数

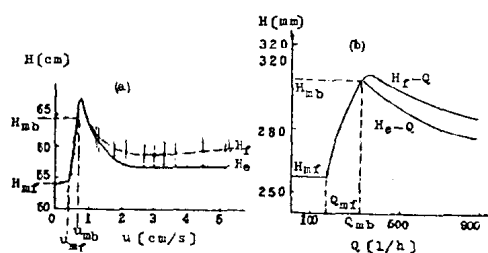


图 6 文献中的 U_{mb} 求取过程

的进一步增多(表现为图7(a)中气泡频率的增大), 而泡相分率无明显增大(见图7(b)), 由于气泡上升引起颗粒的剪切运动, 床中分散压(Dispersive Pressure)增加, 从而减小了颗粒间的距离[10], 乳相产生收缩, 而气流的增大又不足以抵消由乳相收缩产生的体积变化, 因而床层高低降低。当乳相的收缩达于平衡, 再增大气流, 总床层膨胀又开始增大。

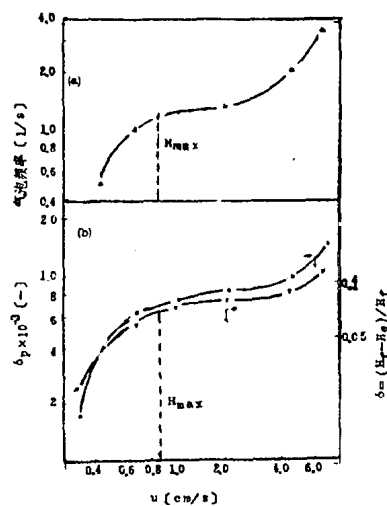


图 7 气体分率, 压力波动与气泡频率

四 结 论

1. 新开发的光电法是测定床层塌落和床膨胀的有效便捷方法。

2. 影响A类粉体床膨胀的主要因素是物料的粒径, 颗粒密度, $dp < 45 \mu m$ 的分率及流化气体的密度, 粘度与气速。

3. 对床膨胀机理进行了初步探讨, 发现最大床膨胀出现之前, 床中就已出现了气泡, 并伴有压差波动。因此, 以床层初次出现最大床膨胀(或最大乳相膨胀)所对应气速作为起始鼓泡速度是不能成立的。

参考文献

1. D. Gdhart, Powder Technol., 7, 285 (1973)
2. 金涌等人, 第四届全国流态会议论文集, 206 (1987)
3. T. Kai et al, J. of Chem. Eng., Japan, 18, 113 (1986)
4. P. N. Rowe et al, Chem. Eng. Sci., 33, 133 (1978)
5. 王樟茂等人, 第三届全国流态化会议论文集, 28 (1984)
6. A. R. Abrahamsen et al, Power Technol., 26, 35 (1980)
7. R. J. Dry et al., Ibid, 34, 213 (1983)
8. Simone et al., Power Technol., 26, 161 (1986)
9. 卢天雄等人, 第三届全国流态化会议论文集, 107 (1984)
10. A. M. Squires, "Application of Fluidization Coal Technology", Unpublished Work (1979)

异戊二烯细颗粒流化床流动特性研究

董虎范

(吉林化学工业公司研究院)

(摘要) 通过气泡行为、相间气体交换规律、压力波动和空隙率分布试验研究, 判明了醚醛一步法合成异戊二烯细颗粒流化床的流动状态、鼓泡床转为湍动床的转变速度、挡板效应、以及床径与放大效应的关系。这种流化床可采用两相模型或拟均相轴向扩散模型。

一 前言

Cr-P/SiO₂细颗粒(TJH)是醚醛一步法合成异戊二烯的气固流化床催化剂。为了解这种细颗粒流化床的流动特性, 配合我院万吨级合成异戊二烯流化床反应器的开发, 在不同的床型、床径和内部构件的流化床中对TJH和FCC两种固体试料, 进行了气泡行为、相间气体交换规律、压力波动和空隙率分布试验研究。

本文在报告[1~4]的基础上, 对TJH细颗粒流化床的流动特性、得到好的流化质量的措施, 以及有关放大方面的问题进行了讨论。

本试验所采用的试验装置、试验方法和数据处理见报告[1~4]。

二 催化剂颗粒的性质

催化剂颗粒的性质包括化学性质和物理性质, 是流化床技术开发中的关键问题[5, 6]。

1 TJH催化剂的适宜粒度及其分布范围

在10×400×2000mm的有机玻璃二维床中, 对不同粒度及其分布的17种催化剂, 通过测定气泡大小和气泡数, 直接观察流动状态, 确定了适宜的粒度及其分布范围[1], 结果列在表1中。对TJH-6-2和TJH-6-3催化剂, 100微米到71微米之间的级分含量为50%左右, 但它们的流化质量仍较好。在这些催化剂中TJH-1-7的流化质量最好。试验结果说明, TJH催化剂有适宜的粒度及其分布范围。

表1 TJH系列催化剂适宜的粒度及其分布

粒徑(μm)												
催化剂	重量(%)	+280	-280	-180	-154	-125	-100	-90	-71	-56	-45	平均 (d _p)
		+180	+154	+125	+100	+90	+71	+56	+45			
TJH-6-2	0.26	1.61	3.13	5.51	10.09	24.23	26.36	5.59	13.30	8.83	66.56	
“ 6-3	0.24	1.50	2.92	5.14	9.41	22.61	24.60	5.22	12.41	14.91	58.86	
“ 1-5	0.17	1.56	1.90	6.89	10.26	5.52	19.83	23.27	19.55	10.27	59.77	
“ 1-6	0.16	1.49	1.81	6.57	10.36	5.27	18.92	22.21	23.24	9.80	59.07	
“ 1-7	0.14	1.32	1.60	5.83	9.18	4.67	16.77	19.69	20.60	20.05	49.85	

2. TJH几个重要的物理参数

在表2中列出了TJH催化剂几个重要的物理参数。表1和表2说明, TJH催化剂的颗粒性质与文献[5]中提出的最佳性质基本一致。

表2 TJH催化剂几个物理参数

催化剂	参数	U _{mf} (m/s)	真密度 (g/cm ³)	假密度 (g/cm ³)	孔隙 (cm ³ /g)	堆密度 (g/cm ³)	颗粒形状	磨损度
TJH-6-3		0.0031	2.17	0.833	0.740	0.515	基本球形	≤1.61
“ 1-6		0.0026	2.05	0.862	0.672	0.515	“	“
“ 1-7		0.0026	2.06	0.871	0.663	0.515	“	“
“ 1-9		0.0015	2.29	0.781	0.841	0.455	“	“

三 流化质量

流化质量的试验是以与FCC催化剂比较的方法进行的, 所做的试验有停留时间分布、压力波动及空隙率分布。表3和表4是试验所用固体试料TJH-9和FCC的粒度及分布。

表3 TJH-9催化粒粒度分布: ($\bar{d}_p=45.68\mu\text{m}$, $U_{mf}=0.0015\text{m/s}$, $\rho_p=0.781\text{g/cm}^3$)

粒径(μm)	>280	280~180	180~154	154~125	125~100	100~90	90~70	70~60	60~50	50~40	40~30	30~6
重量%	0.08	2.92	2.20	7.80	11.80	11.90	19.00	1.69	2.53	9.48	10.53	20.87

表4 FCC催化粒粒度分布: ($\bar{d}_p=38.48\mu\text{m}$, $U_{mf}=0.0019\text{m/s}$, $\rho_p=0.989\text{g/cm}^3$)

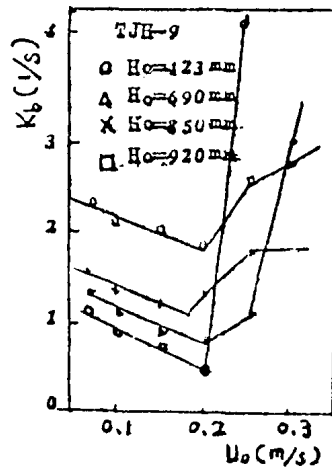
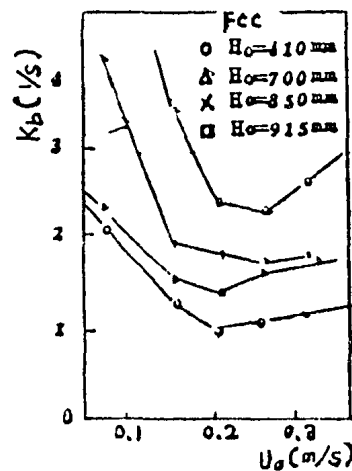
粒径(μm)	>280	280~180	180~154	154~125	125~100	100~90	90~70	70~60	60~50	50~40	40~30	30~6
重量%	0.05	0.10	0.50	2.40	12.75	6.00	16.46	2.72	4.88	14.26	15.88	24.00

1. 相间交换系数

在内径190mm的有机玻璃流化床中,对TJH-9和FCC两种固体试料,测定了RTD,从而能够计算气泡相相间交换系数(K_b)和乳化相相间交换系数(K_e)。图1和图2是两种催化剂的 K_b 与空塔线速(U_0)之间的关系曲线。TJH床有明显的转折点,转折前FCC的气固接触效果好于TJH-9。转折点后 K_b 值突然增加,静床高度(H_0)愈低,则增加速率愈大,转折点线速约为0.2m/s。当线速超过0.2m/s之后密相段高度也就是床层高度(H_f)开始下降,静床高度愈低,则 H_f 下降速率愈大。很明显,线速高于0.2m/s时,大量的催化剂跑到稀相段中去,使稀相段的固含率迅速增加,但此时密相段的气泡反而变小。

此时固体颗粒的激烈运动和气泡剧烈的破碎和合并,使床层开始转为湍动床。0.2m/s线速之后 K_b 值突然增加与 H_f 的突然下降有关。 H_f 的明显下降,不能满足 K_b 计算中采用的假定条件。FCC有相同的变化规律,但其变化速率不大。这种差异的主要原因在于颗粒密度的不同。

试验结果说明,TJH-9的 K_b 与 U_0 关系曲线,即反映了相间交换系数与线速之间的上述变化规律和所选择模型的适用性,又反映了气体和固体的流动特性。

图1. 线速 U_0 与交换系数 K_b 的关系图2. 线速 U_0 与交换系数 K_b 的关系

2 压力波动和均一性指标

在内径为150mm的有机玻璃流化床中,测定了压力波动,计算了均一性指标。均一性指标(ID)值愈低,则流化质量愈好。图3是ID与 U_0 之间的关系,说明当线速高于0.2m/s时TJH-9的流化质量好于FCC的流化质量。但是,线速低于0.2m/s时,FCC的流化质量好于TJH-9的流化质量。这个结果与RTD测定结果基本一致。

3 床层空隙率分布

在内径为150mm的有机玻璃流化床中,用光导纤维测定了TJH-9和FCC的床层空隙率分布[4]。图4是床层空隙率的轴向分布。在图中 H_p 为轴向测试点高度, R_p 为径向测试点与床中心处距离, E_p 为床层空隙率。图4说明,径向分布有分布板区、密相区和过渡区,密相区和稀相区的空隙率分布曲线为直线。FCC的空隙率分布与图4基本相同。图5是TJH-9的线速与床层空隙率径向分布之关系。TJH-9在高线速下,床中心处的空隙率略大于床壁处的空隙率。与TJH-9相比较,FCC床床壁处的空隙率低于床中心的空隙率。停留时间分布、压力波动和空隙率分布的试验结果说明,TJH和FCC两种流化床的流化质量基本相同。但是,线速高于0.2m/s时固体的流动性能有所不同,主要表现在稀相段固含率和固体颗粒返混程度不同。

四 床径效应

1 相间交换系数

在内径为400mm流化床中,对TJH-9和FCC两种试料,测定了气体停留时间分布,从而求得气体相间交换系数。图6和图7分别为TJH-9和FCC流化床的 K_b 与 U_0 关系。与图1和图2相比较, K_b 值都减小而且0.2m/s线速前后的 K_b 值变化速率有所减小,FCC床的 K_b 值变化速率的减小更是明显。在相同的 H_0 下, $\Phi 400\text{mm}$ 床的 K_b 值与 $\Phi 190\text{mm}$ 床相比较小一倍左右,说明 $\Phi 400\text{mm}$ 床与 $\Phi 190\text{mm}$ 床相比较放大效应较大。