

二届全国流态化会议论文集

(内部资料)

会议学术组编

1980年12月 北京

前 言

本届会议是继1962年8月于北京召开的第一届全国流态化会议之后的第二次会议。会议于1980年12月在北京举行。这次会议由中国科学院主办，由化工冶金研究所和煤炭化学所共同组织筹备，于今年元月成立了会议学术组，开始进行征稿、审稿和编辑出版等工作。

本集选自全国40多个单位，包括有关流态化床的流体力学、数学模拟、多层床、石墨粒子炉、固体料腿、加料装置、挡板和分布板、气固分离、测试技术、过程开发、燃烧、反应工程、传热、干燥、洗涤和浸出等90篇论文。其中7篇因篇幅过长，只录用摘要。

大会特邀报告：国内外流态化技术进展与稀相技术、煤的气化、催化裂化工艺过程中流态化技术的发展，流态化燃烧，流态化技术中的收尘和国外流态化反应工程的进展六篇（因通知作者时间太晚）未列入文集。

为了避免错误，保存作者原意，本论文集采用胶版复制论文原件的方法，于会议开幕时分发给与会代表，以助讨论。

论文均采用1980年第三届国际流态化会议的统一符号。

会 议 学 术 组

1980年10月

第二届全国流态化会议学术组

郭慕孙 (组长)	杨贵林 (付组长)		
彭成中	王芳孝	秦霁光	张碧江
刘淑娟	朱寿康	陈甘棠	石炎福
夏诚忍			

审 稿

张碧江 (组长)	刘淑娟 (付组长)		
秦霁光	夏诚忍	王芳孝	彭成中
朱寿康	吕德伟	余华瑞	王中礼
李希光	夏麟培	严子纲	秦绍宗

1980 年国际流态化会议统一标记：主要符号

A	截面积
Ar	阿基米德准数
C	常数
C_D	阻力系数
C_d	卸料系数
C_p, C_v	比热
c	浓度
D	容器直径
D_B	气泡直径
D_T	管径
D_m	分子扩散系数
d_{or}	孔口直径
d	颗粒直径
E	扬析速度
Fr	弗鲁特准数
f	频率
f_w	尾涡体积分数
G	质量流量
g	重力加速度
H	床高
H_0	静止床高

H_{mf}	临界流态化床高
$\underline{i}, \underline{j}, \underline{k}$	单位向量, $\underline{i}$ 为垂直向上方向
K^*	扬析速度常数
k	传质系数
k_r	反应速度常数
$\dot{M}$	质量流率
M	质量
N_{or}	孔数
Nu	努塞尔准数, $a\bar{d}/\lambda_g$ 或 $a\bar{d}/\lambda_l$
P	压力
Pr	普朗特准数
Q	体积流量
q	热流量
Re	雷诺准数
r	径向座标
S	表面积
Sc	施米特准数, $\mu_g/\rho_g D$ 或 $\mu_l/\rho_l D$
T	温度
t	时间
U	表观速度
U_{mf}	临界流态化速度
U_B	气泡上升速度
U_S	腾涌速度
$\underline{u}, \underline{v}, \underline{w}$	速度分量
V	体积

v	颗粒速度
v_t	颗粒终端沉降速度
W	重量
x, y, z	坐标, x 为垂直方向
α	传热系数
ΔP	压力降
ϵ	空隙度
ϵ_B	气泡体积分数
ϵ_{mf}	流化床空隙度
θ	
λ	
μ	剪应力
ν	动力粘度
ρ	密度
σ	表面或界面张力
τ	应力
ψ	流函数
Ψ	形状因素

下标:

B	气泡
C	气泡室
D	浓相
d	分布器
E	乳浊相
g	气体

in	入口
j	射流
l	液体
mb	临界鼓泡
mf	临界流态化
max	最大值
min	最小值
or	孔口
out	出口
p	颗粒
T	管子
W	尾涡

81-17083

223(2)

1980

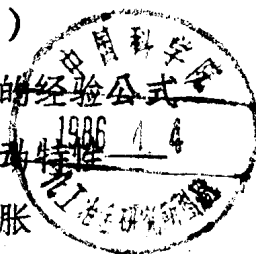
第二届全国流态化会议论文集

目 录

一九八〇年十二月

前 言

颗粒粒径分布对流化特性的影响	中国科学院煤化所	1
气固二相流加速段运动的解析和计标	上海化工研究院 复旦大学	3
立筒预热分解器内气固相逆流运动规律的探讨——立筒模型试验小结	南京化工研究院	7
△ 气-液-固三相流态化压降与液相返混的研究	天津大学	11
流态化分级洗涤塔内液-固相流动过程的研究	二机部北京第五研究所	17
不规则矿粒的流化特性	二机部北京第五研究所	21
双粒度及多粒度广义流态化	中国科学院化冶所	25
流化床中气体分布器上死区的实验研究	上海化工研究院	31
钱床流态化中的颗粒运动	中国科学院化冶所	35
流态化床的颗粒夹带(一)	沈阳化工研究院	39
计标煤矸石临界流化速度的经验公式	西北大学化工系	45
△ 加压条件下流化床基本流态特性	上海化工研究院	47
最小流化速度和床层膨胀		



粉粒体力喷射节涌输送研究	吉化公司研究院	49
(一) 水平输送		
细粒流化床停留时间分布的测定	吉化公司研究院	52
(摘要)		
宽筛分颗粒最小流化速度的测定	化工部化工机械研究院	53
沸腾燃烧锅炉的临界速度	西安交通大学	59
快速流态化床流动及形成条件的研究	中国科学院化冶所	65
大型流化床基本特性的研究	中国科学院煤化所	71
流化床反应器各区对反应的作用	中国科学院煤化所	77
节涌流化床的最大膨胀高度—— 鼓泡节涌串联模型	化工部化工机械研究院	83
非催化气固流化床反应器的数学 模拟计标方法	南化公司研究院	89
流态化床层中双气泡模型相间气 体错流交换速率的解析计标	南京化工学院	95
鼓泡流化床气泡模型的磁模拟	南京化工学院	101
明矾石流化床还原数学模型探讨	温州化工厂	105
流态粒子浴炉的粒子和布风构件	国营太行机械厂	109
自动虹吸式多层流化床	中国科学院化冶所	115
石墨流动粒子炉的研究	中国科学院煤化所	119
流态化多层床技术制造活性炭的 研究——多种含碳物料在流化床 中的流动特性	中国林业科学研究院林 产化学工业研究所	123
粉煤多床流态化气化冷模试验	天津市政工程设计院研 究室制气组	127

组合溢流式多层流化床	国营202厂	133
石墨流动粒子炉的传热和电导测易	八机部159厂	139
脉冲气控供料装置	中国科学院化冶所	
流化床中料腿稳定性研究	上海化工研究院钾肥室	145
气控流化型锥形溢流管	北京化工研究院	149
负压差移动床的气-固流动	中国科学院化冶所	153
变压溢流管	中国科学院煤化所	159
流态化立管和稀相提升管进口结构	中国科学院化冶所	165
挡板流态化床特性研究(一)	中国科学院化冶所	169
挡板在流化床气固分离中的作用	沈阳化工研究院	173
流态化床内部构件评选	国营202厂	179
围堰波纹挡板	沈阳化工研究院	185
流态化还原镍钴铁矿装置的分布板 结构及其行为	南京有机化工厂	
导向叶片式旋风子分离器的结构改 进	化工部化工司	191
折流型气固沉降分离器(摘要)	冶金部马鞍山矿山研究 院	197
旋流板除尘器	抚顺石油学院	203
流态化洗涤台架试验装置及自控	中国科学院煤化所	205
流态化床分布板的湍流流场测易	浙江大学	211
固体颗粒流易计的探讨	二机部第五研究所	213
	中国科学院化冶所	215
	北京工业学院	221
	五机部五院	
	泸州化工厂	
△气固流化床不均匀性的测易	中国科学院化冶所	227

△快速流态化床床结构的测定	中国科学院化冶所	231
工业电视在U形管差压测易中的应用	中国科学院化冶所	235
用超声——取样技术测定三相流 化床的固相料位	中国科学院煤化所	239
△光导纤维法测定流化床中空隙度	中国科学院化冶所	241
流态化丁烯氧化制顺酐过程开发 研究	中国科学院煤化所	247
邻二甲苯氧化制苯酐流态化床催 化反应器放大研究(一)	沈阳化工研究院	253
沸腾炉点火的风量控制	南京有机化工厂	
宽筛分褐煤沸腾燃烧炉的流化特 点及床中可燃物分布	黑龙江省电力工业局	259
130吨/时流化床燃烧锅炉试 烧报告	东北电力学院工业热能 教研室	263
离析法矿石预热沸腾炉(摘要)	关发电厂锅炉试验组	269
流态化部分氧化法木屑热解的研 究——半工业性试验部分—— (摘要)	铜陵有色金属公司设计 研究院	275
木屑流态化除砂的初步探讨	中国林业科学院林产化 工所、北京市光华木 材厂	275
用沸腾燃烧灰化法从褐煤中提取 铀	中国林业科学院林产化 工所	277
劣质燃料沸腾燃烧分解水泥生料	二机部第五研究所	279
	建材科研院水泥所分解 炉烧劣质煤研究组	281

流态化磁化焙烧黄铁矿烧渣的研究	冶金部马鞍山矿山研究院	285
锥形流化床在细粒物料氯化中的应用	成都科技大学金材系	291
明矾石的载流焙烧	温州化工厂	295
八一锰矿含铁贫氧化锰矿石直接使用粉煤的流态化磁化焙烧	冶金部马鞍山矿山研究院	299
流态化焙烧石膏制硫酸	湖北省应城县矸肥厂	305
苯二甲酸酐流化床生产技术发展的探讨	北京化工二厂	311
用流化床合成白色石灰氮的研究 (摘要)	杭州市化工研究所	317
电热沸腾床制取氢氰酸	上海吴淞化工厂	319
用流态化还原法制取 γ -Fe ₂ O ₃ 磁粉	中国科学院化冶所	325
磁场流态化氢还原攀枝花铁精矿	中国科学院化冶所	327
钽铌磁铁矿流态化还原动力学及应用	中国科学院化冶所	331
流态化气体还原铁精矿	中国科学院化冶所	337
流态化焙烧在我国有色金属中的新进展	冶金部矿冶研究所	343
气-固稀相流态化换热过程在水泥工业上的应用(摘要)	天津水泥工业设计院 唐山设计所	349
明矾石在流化床中进行还原反应的几个问题探讨 (一) 加热立管对床层的传热	温州化工厂	351

沸腾燃烧锅炉埋管传热计标与试验	浙江大学	355
氯化铝溶液流化床喷雾干燥	国营202厂	361
$Al(OH)_3$ 胶浆和 Al_2O_3 生料浆用 流化床喷雾烘干造粒	山东铝厂研究所	367
脉冲式气流干燥器的计标与实践	梅山工程指挥部焦化厂	375
连续逆流多级流化床矿浆吸附工业 规模试验	二机部北京第五研究所 国营713所	379
流态化技术用于我厂粗砂洗涤的报 告		381
活性白土多级流态化洗涤	中国科学院化冶所 抚顺化工二厂	385
钛铁矿流态化浸取	冶金部长沙矿冶所	391
流态化浸渍法制备催化剂及其装置 的研究	化工部化工机械研究院	395
流化质易与催化剂损耗(摘要)	湖南长岭炼油厂	401
流态化电解——从稀溶液中回收或 沉积金属	中国科学院化冶所	403
汞矿石沸腾焙烧的研究和在工业上 的应用	贵州汞矿	405

颗粒粒径分布对流化特性的影响

张海生 张嘉宁

(中国科学院山西煤炭化学研究所)

前言

不同粒径分布的颗粒,具有不同的流化特性,将产生各异的流体力学状态,作者对四种粒径分布的物料,进行冷态实验,结果如下:

实验条件与装置

实验是在一无内部构件的二维床中进行的,装置尺寸为宽×厚×高=(314×25×2700)毫米,顶部设有(550×538×1000)毫米的扩大段,分布板为开孔率1%的多孔板。流化介质为空气,固体物料为微球硅胶,平均粒径分别为 $\bar{d}_1=56.5\mu$, $\bar{d}_2=116\mu$, $\bar{d}_3=200.16\mu$, $\bar{d}_4=538.2\mu$,经测定各自的 u_{mf} 为 1.18×10^{-3} 米/秒, 2.8×10^{-3} 米/秒, 6.4×10^{-3} 米/秒, 7.3×10^{-2} 米/秒,实验中改变 u , H 。对上述物料所呈现的可见气泡进行了拍照,床层压力波动由差压变送仪记录。

实验结果

1. 粒径分布对床膨胀的影响。不同 u 下, $\bar{d}_p$ 与 R 的关系绘于图1,可见 R 随 $u-u_{mf}$ 的增加而增加,在 $u-u_{mf}$ 相同时, R 随 $\bar{d}_p$ 的增加而减小,对于 $\bar{d}_1$, R 与 $u-u_{mf}$ 呈线性关系,经验式为:

$$R = k(u - u_{mf}) + 1$$

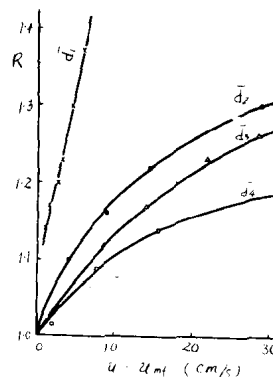


图1 R 与 $u-u_{mf}$ 关系

2. 粒径分布对 $H_0 \sim R$ 的影响。由图2可知, H_0 对 R 的影响与粒径分布有关, 对于 $\bar{a}_1$, H_0 对 R 无明显影响, 对于 $\bar{a}_2, \bar{a}_3$, R 随 H_0 的增加而变小, 值得提出的是 $\bar{a}_4$, R 随 H_0 的增大而减少, 当 H_0 增到一定值后, R 随 H_0 的增大反有增加的趋势。

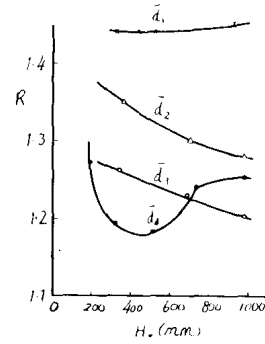


图2 H_0 与 R 关系

3. 粒径分布对床层压力分布的影响。对于无内部构件的粗粒床, 床层压力波动很大, 而细粒床波动则较小, 不同床高的压降值测定表明, 随着 u 的增加, 浓相段逐渐减小, 达一定气速(本实验为 0.4 米/秒)后, 床层中压降与床高呈线性变化, 整个床层均由低固体含量的空穴和连续的密相组成, 粒子在床层中接近于均匀分布。

4. 粒径分布对气泡特性的影响。气泡的特性和粒径分布, H_0 , u 因素有关, 从床层气泡分布看出, 细粒床中气泡的聚并和破裂非常迅速, 改变 H_0 , u 床层均无大气泡产生, 对于 $\bar{a}_2, \bar{a}_3$ 物料, 气泡大小是随 u, H_0 的增加而增大, 对于 $\bar{a}_4$, 在确定的 u 以上, H_0 到一定值后, 气泡呈现出由小变大, 再由大变小, 随后又变大的历程。

结 论

1. 床膨胀率 R 随 $u - u_{mf}$ 的增加而增大, 在 $u - u_{mf}$ 相等的情况下, R 随 $\bar{a}_p$ 的增加而减小。对于细颗粒 H_0 对 R 无明显影响, 对于粗颗粒 H_0 对 R 有较大的影响。

2. 对细粒床而言, 在 $u - u_{mf}$ 值较小的情况下, 或 $u - u_{mf}$ 增加到一定值后, 颗粒在床层中呈均匀分布, 压力波动平稳。

3. 气泡特性与粒径分布、静床高度密切相关, 粗粒床中气泡聚并严重, 压力波动较大, 而细粒床无大气泡产生, 导致床层压力稳定。

气固二相流加速段运动的解析和计算

胡浩然 许德因

(上海化工研究院) (复旦大学)

前 言

本文对气固二相流反应器中加速段的运动状况进行解析, 注意到二相间热交换引起气流速度的变化, 对加速段的描述: 在无热交换时, 气速近似为常数, 在有热量交换时, 加速段初期的速度变化梯度相当大, 气速以指数模式演变。为了扩大应用范围, 可取指数的一级近似项线性模式计算。本文分别求得相对雷诺数 Re_s 在 $0.1 \sim 5 \times 10^4$ 内, 颗粒在加速段的速度分布, 停留时间及加速段长度算式, 计算表明, 在有热交换的情况下, 气速的变化是一项不可忽略的修正。

本文在公式推导中作了如下的假定: 固体为球型, 颗粒均匀, 气体和管壁间无热交换。考虑到气体和固体的激烈热交换, 气体温度很快达到终端温度 T , 计算时近似地用 T 时的气体粘度、密度作为整个加速段的值。

管道中单个颗粒与气流间的动量交换方程^[2]:

$$du_p/dt = C_d \rho_g A_p (u_g - u_p)^2 / 2M - g f_c - f_o u_p / D \quad (1)$$

阻力系数 C_d , Morril. S. A^[3] 推荐采用下式:

$$C_d = K_1 / Re_s + K_2 / Re_s^2 + K \quad (2)$$

三个模型对照

常数模型的基本式: $u_g = u_{g0} \quad (3)$

(2)、(3)式代入(1)式, 为常系数 Riccati 方程, 解得:

$$dV/dt = \phi_1 - \phi_2 V + \phi_3 V^2 = \phi_3 (V - \eta_1)(V - \eta_2) \quad (4)$$

式中: $\phi_1 = 3\mu K_1 u_{g0}/4\rho_p d^3 + 3\mu^2 K_2/4d^3 \rho_p P_g +$

$$3P_g K_3 u_{g0}/4\rho_p d - f_c g - g \sin \theta$$

$$\phi_2 = 3\mu K_1/4\rho_p d^2 - f_c g - g \sin \theta$$

$$\phi_3 = 3P_g K_3/4\rho_p d - 6f_0/\pi D \rho_p d^3$$

$$\eta_{1,2} = A_2/2A_3 \pm ((A_2/2A_3)^2 - A_1/A_3)^{1/2} \quad (5)$$

R_{es} 在 $0.1 \sim 5 \times 10^4$ 内, 从(4)式解得颗粒速度 V , ($\eta_1 \neq \eta_2$)

$$V = \frac{\eta_1 \{1 - \exp(\phi_3 (\eta_1 - \eta_2) t)\}}{1 - \exp(\phi_3 (\eta_1 - \eta_2) t) \eta_1 / \eta_2} \quad (6)$$

当 $t = T$, 则 $V = V_t$ 代入(6)式, 得加速段颗粒停留时间 T_c :

$$T_c = \frac{1}{\phi_3} \left(\frac{1}{\eta_1 - \eta_2} \ln \left| \frac{V_t - \eta_1}{V_t - \eta_2} \right| - \frac{\eta_1}{\eta_2} \right) \quad (7)$$

(6)式积分, 得颗粒加速段长度 L_c :

$$L_c = \frac{\eta_2 \{ \exp(\phi_3 (\eta_1 - \eta_2) T) - 1 \}}{\phi_3 (\eta_1 - \eta_2)} - \frac{\eta_2}{\eta_1 \phi_3} \ln \frac{\{ \eta_2 - \eta_1 \cdot \exp(\phi_3 \cdot (\eta_1 - \eta_2) T) \}}{\eta_2 - \eta_1} \quad (8)$$

当 $R_{es} < 1$ (粉状物料), T_c 、 L_c 值导得如下:

$$T_c = \frac{-1}{B} \ln \frac{u_{g0} + g/B (f_c + \sin \theta)}{u_{g0} - u_t + g/B (f_c + \sin \theta)} = \frac{-1}{B} \ln \frac{M}{N} \quad (9)$$

$$L_c = L \Big|_{T=T_c} = (u_{g0} + g/B \cdot (f_c + \sin \theta)) \cdot \left\{ T - 1/B (\exp(BT) - 1) \right\} \Big|_{T=T_c} \quad (10)$$

指数模型的基本式: $u_g = u_t + (u_{g0} - u_t) \cdot \exp(-at)$ (11)

(2)、(11)式代入(1)式, 为变系数 Riccati 方程, 当 $R_{es} > 1$,