

1111 3

US1/05/05

化学工程手册

第二版 下卷

主编 汪家鼎 全国高等学校化工专业教材编审委员会

化学工业出版社

第 21 篇 流 态 化

主稿人 郭慕孙 中科院化冶所 研究员 中国科学院 院士
 编写人 李佑楚 中科院化冶所 研究员
 李洪钟 中科院化冶所 研究员
 李静海 中科院化冶所 研究员
 罗保林 中科院化冶所 副研究员
 刘淑娟 中科院化冶所 研究员

1 流化床流体力学特性	21-3	态图	21-25
1.1 流态化现象	21-3	1.7.2 并流逆重力向上流动广义流态化	21-25
1.1.1 基本现象与特点	21-3	1.7.3 并流顺重力向下流动广义流态化	21-37
1.1.2 流态化状态谱系相图	21-4	1.7.4 逆流顺重力向下流动广义流态化	21-38
1.1.3 流态化类型	21-5	1.8 滞动流态化	21-38
1.1.4 流态化体系的分类	21-5	1.9 浅层流态化	21-39
1.2 经典鼓式流态化	21-6	1.10 外力场下的流态化	21-39
1.2.1 流体通过固定床的压降	21-6	1.10.1 脉动流态化	21-39
1.2.2 临界流态化速度	21-6	1.10.2 振动流态化	21-40
1.2.3 颗粒床层的膨胀	21-7	1.10.3 磁场流态化	21-40
1.2.4 颗粒终端速度	21-9	1.11 移动床料腿	21-42
1.3 经典鼓式流态化	21-11	1.11.1 移动床基本特征及判据	21-42
1.3.1 气泡特性	21-11	1.11.2 移动床压降计算	21-42
1.3.2 最小鼓泡速度	21-13	1.11.3 移动床中气固流动状态相图	21-42
1.3.3 床层的膨胀	21-14	1.11.4 移动床料腿的料封能力及理想	
1.3.4 颗粒的夹带与溢析	21-15	料封状态	21-43
1.4 喷泉床	21-18	1.11.5 移动床颗粒通过孔口的流率	21-43
1.4.1 喷泉床的结构型式	21-18	1.12 颗粒循环系统设计	21-44
1.4.2 喷泉床的流体力学	21-19	1.12.1 总推动力与总阻力的平衡	21-44
1.5 多层流态化床	21-20	1.12.2 固体循环量的调节方法	21-44
1.5.1 特点与分类	21-20	1.12.3 V型阀、L型阀等气动式阀门简介	
1.5.2 颗粒的停留时间分布	21-21		21-44
1.5.3 溢流管设计	21-21	1.12.4 蝶阀、滑阀、翼阀、塞阀等机械阀门	
1.6 三相流态化	21-23	简介	21-45
1.6.1 特点及分类	21-23	1.12.5 螺旋杆式加料器、星形轮旋转式加料	
1.6.2 气流固流动规律	21-24	器和旋转圆盘加料器简介	21-46
1.7 广义流态化	21-25	1.12.6 脉冲气体圆盘加料器及气控气球式加	
1.7.1 广义流态化概念和郭慕孙操作状		料器简介	21-46

符号说明	21-47	4.4.2 颗粒团不确定传热机理	21-75
参考文献	21-48	4.4.3 颗粒控制机理	21-75
2 流化床分级和混合	21-51	4.5 流化床与器壁传热的传热膜系数	21-75
2.1 分级和混合的机理	21-51	4.5.1 经典流化床	21-75
2.2 分级	21-52	4.5.2 稀相流化床	21-76
2.2.1 两组分颗粒的分级	21-52	4.5.3 喷动床	21-77
2.2.2 多组分颗粒的分级	21-52	4.6 流化床与床内浸没物壁面传热的传热膜系数	21-77
2.2.3 影响分级的因素	21-53	4.6.1 流化床与床内浸没物体的传热	21-77
2.2.4 分级模型	21-53	4.6.2 流化床层与浸没管的传热	21-78
2.2.5 分级应用举例	21-53	4.7 渣-固流化床与壁面的传热	21-81
2.3 混合	21-54	符号说明	21-81
2.3.1 混合的测量	21-54	参考文献	21-82
2.3.2 颗粒混合	21-54	5 流态化装置设计	21-84
2.3.3 气体返混	21-55	5.1 流态化装置的类型	21-84
符号说明	21-56	5.1.1 流化床类型	21-84
参考文献	21-57	5.1.2 选型的一般原则	21-84
3 颗粒与流体间的传热和传质	21-58	5.1.3 影响流态化质量的因素	21-84
3.1 颗粒与流体间的传热	21-58	5.2 流化床操作速度	21-85
3.1.1 颗粒与流体间的传热分析	21-58	5.3 装置直径与高度的确定	21-85
3.1.2 颗粒-流体传热系数	21-58	5.3.1 非催化气固反应	21-86
3.1.3 传热系数的实验测定方法	21-59	5.3.2 催化反应	21-86
3.1.4 颗粒-流体传热机理	21-60	5.4 气体分布器与预分布器	21-87
3.1.5 各种流化系统中的传热	21-61	5.4.1 气体分布器的结构型式	21-87
3.2 颗粒与流体间的传质	21-64	5.4.2 气体预分布器的结构型式	21-88
3.2.1 传质系数的实验测定方法	21-64	5.4.3 分布板设计计算	21-88
3.2.2 传质系数与传质分析	21-64	5.5 内部构件	21-92
3.2.3 传质系数的实验关联式	21-65	5.5.1 内部构件的作用	21-92
3.3 颗粒-流体传热与传质的关联	21-67	5.5.2 内部构件的结构与型式	21-92
符号说明	21-67	5.5.3 内部构件的设计	21-94
参考文献	21-67	5.6 颗粒分离回收系统	21-96
4 流化床与壁面的传热	21-69	5.6.1 输送分离高度	21-97
4.1 流化床换热器结构	21-69	5.6.2 内过滤器	21-98
4.1.1 夹套式换热器	21-69	5.6.3 内旋风分离器	21-99
4.1.2 管式换热器	21-69	5.7 颗粒的加料和卸料装置	21-101
4.2 传热方程	21-70	5.7.1 加料和卸料装置分类	21-101
4.2.1 温差 $(t_w - t_f)$ 的计算	21-71	5.7.2 装置结构型式	21-101
4.2.2 传热面积 A	21-71	5.8 流化床的测量技术	21-101
4.2.3 传热膜系数 α_w	21-71	5.8.1 压力与压降测量	21-102
4.3 影响传热的因素	21-71	5.8.2 湿度的测量	21-103
4.3.1 流体速度与床层空隙率的影响	21-71	5.8.3 空隙度测量	21-103
4.3.2 流体与颗粒物性的影响	21-72	5.8.4 流速(流量)测定	21-103
4.3.3 床层高度与传热面高度的影响	21-72	5.8.5 气泡的测定	21-103
4.3.4 颗粒粒度对传热的影响	21-72	5.8.6 颗粒粒度的控制与测量	21-104
4.3.5 床内构件对传热的影响	21-74	5.8.7 其他测量	21-104
4.3.6 辐射换热的影响	21-74	符号说明	21-104
4.4 传热机理	21-75	参考文献	21-106
4.4.1 膜控制机理	21-75		

- 文集》, 258~267 页, 太原, (1984).
- [147] Wu, Y., Ouyang, F. and Kwauk, M., in "Fluidization" 88, Science and Technology, Ed. M. Kwauk and D. Kunin, 268~275, Beijing, Science Press, (1988).
- [148] 郑传彬, 马兴华, 董元吉, 郭嘉孙, 《第五届全国流态化会议文集》, 244~247 页, 北京, (1990).
- [149] Kwauk, M., Ma, X., Ouyang, F., Wu, Y., Weng, D. and Chen, L., Chem. Eng. Sci., 47, 13114, 3467~3474 (1992).
- [150] Syutkin, S. V., Bologa, M. K., *Elektron Obrab. Mater.*, 6, 61 (1976).
- [151] 金福, 方平吉, 化工进展, (5), 4~14, (1985).
- [152] Liu, Y. A., Hamby, R. K. and Calberg, R. D., *Powder Technology*, 64, 1/2, 3~41 (1991).
- [153] Li, H., *Powder Technology*, 73, (2) 147~156 (1992).
- [154] 李洪钟, 化学工程, 17, (5) 28~34 (1989).
- [155] Li, H., *Powder Technology*, 67, (1) 34~42 (1991).
- [156] Matsen, J. M., in D. Kunin and R. Toei (eds.), "Fluidization IV", 225~232, New York, Engineering Foundation, (1983).
- [157] 郭天民, 宋康, 化工学报, (2) 97 (1960).
- [158] Rausch, J. M., Ph. D. thesis, Princeton University, Princeton, N. J., 1948.
- [159] Kunin D. and Levenspiel, O., 著, 华东石油学院, 上海化工设计院等译, 《流态化工程》362~412 页, 北京, 石油工业出版社, 1977 年.
- [160] 兰州化工机械研究所原液裂解组, 化学工程, (1), 17 (1973).
- [161] 张济学, 杨贵林, 杨守朴, 宋善根, 李洪钟, 化工学报, 3, 229 (1980).
- [162] 李洪钟, 杨守朴, 宋善根, 张济学, 毕淑琴, 化工学报, 43, (6) 664~672 (1992).
- [163] 李洪钟, 柳华, 孙敬明, 化工学报, 44, 6, (1993).
- [164] Knowlton, T. M. and Hiraani, I., *Hydrocarbon Processing*, 3, 149~156 (1978).
- [165] Knowlton, T. M., et al., in "Fluidization" (J. F. Davidson and D. L. Kearns eds.), 128, Cambridge, Academic, (1978).
- [166] Knowlton, T. M., in Gas "Fluidization Technology" (Ed. D. Geldart), 395~407, John Wiley & Sons Ltd., (1986).
- [167] Jones, P. J. and Leung, L. S., in "Fluidization" (J. F. Davidson, R. Clift and D. Harrison eds.), 293~327, New York, Academic, (1985).
- [168] 郑拾余, 麻智文, 王安波, 《第六届全国流态化会议文集》, 467~472 页, 武汉, (1993).
- [169] 许国良, 钱玉章, 黄文迪, 罗耀, 陆维东, 《第六届全国流态化会议文集》, 496~500 页, 武汉, (1993).
- [170] Ozawa, M., Tobita, S., Mura, T., Tomoyasu, Y., Takebayashi, T. and Suzuki, K., in "Circulating Fluidized Bed Technology III" (P. Basu, M. Horio, M. Hasatani eds.), 615~620, Oxford, Pergamon Press, (1991).
- [171] 刘景源, 王恩祥, 还博文, 魏星, 《第六届全国流态化会议文集》, 516~519 页, 武汉, (1993).
- [172] 燃料化学工业部石油化工规划设计院, 石油化工设计参考资料 (七) 流化床反应器的调查资料, 93 页, 北京, (1972).
- [173] Kwauk, M., Wang, N., Li, Y., Chen, B. and Shen, Z., in "Circulating Fluidized Bed Technology" (P. Basu ed.), 33~62, Oxford, Pergamon Press, (1985).
- [174] 李洪钟, 郭嘉孙, 周玉佩, 李连邦, 张建国, 《第六届全国流态化会议文集》, 554~557 页, 武汉, (1993).
- [175] 李洪钟, 郭嘉孙, 中科院化学所, 中国专利, No. 91218530. 9, (1992).
- [176] 《化学工程手册》编委会, 《化学工程手册》(第一版), 第 20 篇“流态化”, 北京, 化学工业出版社, 1987 年.

2 流化床分级和混合

工业流化床反应器中的固体物料具有粒度和密度分布, 有时也将应用流态化技术将不同粒度和密度的颗粒分类, 因此, 颗粒的分级和混合是流态化技术的一个重要方面.

分级和混合是两种相反的过程, 有时得到利用, 有时又必须防止. 本节提供分级和混合的基本概念和知识.

分级主要指流化床中不同物性(粒度和密度)颗粒的离析. 表现在大或重的颗粒轴向下沉, 形成“沉子(Jetsam)”, 而小或轻的颗粒上浮形成“浮子(Flotsam)” (Rowe, 1976)^[1], 有时可在径向产生颗粒物性的径向分布.

混合除指不同物性颗粒的交融外, 还指系统内部不同部位气体或颗粒的交换. 分级和混合可在散式和聚式流态化系统中进行.

2.1 分级和混合的机理

分级的根本原因在于不同物性的颗粒被流体流化时产生不同的床层密度. 假设两种颗粒的颗粒密度分别为 ρ_{p1} 和 ρ_{p2} , 分别被流化时, 床层空隙率为 ϵ_1 和 ϵ_2 , 能够出现分级的必要条件是 (Kwauk, 1992)^[2]:

$$\rho_{m1} = (1 - \epsilon_1)(\rho_{p1} - \rho_f) \neq (1 - \epsilon_2)(\rho_{p2} - \rho_f) = \rho_{m2} \quad (2-1)$$

如 $\rho_{m1} > \rho_{m2}$, 则“1”颗粒为“沉子”, 反之, “2”颗粒为“浮子”.

混合的机理在于流化床中的不均匀结构, 包括气泡的产生和其他不均匀分布的形成. 气泡上升时, 其尾流携带颗粒上升, 而气泡离开后的空间则由气泡周围的颗粒来补充 (Yang, 1985)^[3]. 因此, 混合的必要条件是床层内部的不均匀流动结构.

2.2 分级

2.2.1 两组分颗粒的分级 (Kwauk, 1992)^[2]

(1) 三种分级模式

根据分级的机理, 哪种颗粒是“沉子”是由两种颗粒的密度和其在流化时的空隙率决定的, 假设, $\Delta\rho_1 = (\rho_{p1} - \hat{\rho}_1) > (\rho_{p2} - \hat{\rho}_1) = \Delta\rho_2$, 满足式 (1) 的操作有以下四种模式:

模式	$\rho_{p1} > \rho_{p2}$	$\epsilon_1 < \epsilon_2$
1	>	<
2	>	>
3	<	>
4	<	<

(不可能实现)

由于 $\Delta\rho_1 > \Delta\rho_2$ 时, 如 $\epsilon_1 < \epsilon_2$ 必然会有 $\rho_{p1} > \rho_{p2}$, 所以与模式 4 矛盾, 因此, 模式 4 是不可能的, 三种可能的模式如图 2-1 所示。

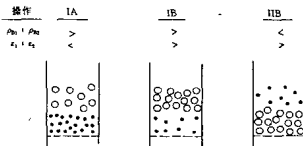


图 2-1 双组分颗粒的三种分级模式 (Kwauk, 1992)

(●组分 1; ○组分 2)

(2) 分级模式转换

图 1 所示的三种模式可以随流体速度的改变而相互转换, 并发生“沉子”和“浮子”位置的倒置 (Kwauk, 1960^[3]; Moritomi et al, 1982^[4]). 这一变化过程取决于颗粒和流体的物性, 以及两种颗粒的 $\rho_p \sim U$ 或 $\epsilon \sim U$ 曲线是否相交, 详细讨论请参见 Kwauk (1992)^[2].

相倒置发生在两种颗粒的 $\rho_p \sim U$ 曲线或 $\epsilon \sim U$ 曲线的交点, 即:

$$\rho_{p1} = \Delta\rho_1(1 - \epsilon_1) = (1 - \epsilon_1)\Delta\rho_2 = \rho_{p2} \quad (2-2)$$

$$\text{或} \quad \epsilon_1 = \epsilon_2 \quad (2-3)$$

(3) 分级指数

事实上, 理想的完全分级很少存在, 实际状态总是界于完全混合和完全分级之间, 如图 2-2 所示。分级指数 S 的意义为实际状态 S , 偏离完全分级 S_m ($S_m=1$) 的程度, 即:

$$0 < S = S_r/S_m < 1 \quad (2-4)$$

完全混合

完全分离

分级程度也可以用混合指数来定义, Rowe (1976)^[1] 定义混合指数为

$$M = \frac{1}{1 + \epsilon} \quad (2-5)$$

其中 $Z = \left(\frac{U - U_{Te}}{U - U_r} \right) e^{\frac{U_{Te}}{U - U_r}}$, U_{Te} 和 U_r 的定义见 Rowe 和 Nienow (1976)^[1], 图 2-3 为他们总结的 50 个分级系统中 M 随气体速度的变化。关于双组分系统中最小流化速度的定义和计算, 请参见 Yang (1985)^[1]。

2.2.2 多组分颗粒的分级

如能达到完全分级, 则多组分颗粒的分级可以看作

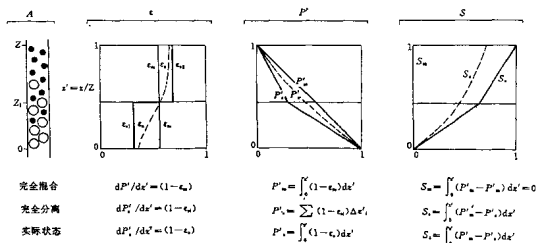


图 2-2 双组分颗粒的三种分级指数 (Kwauk, 1992)

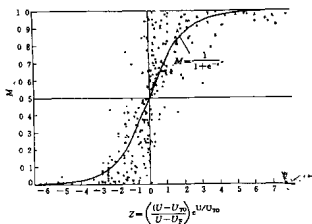


图 2-3 混合指数随气体速度的变化
(Rowe and Nienow, 1976)

是几个双组分颗粒的分级,然而,由于实际分级过程的复杂性,多组分颗粒系统的分级的研究还很少,混合指数的定义还有待进一步的工作。

多数文献中定义的多组分系统的最小流化速度是相对于完全混合状态的。Rowe 和 Nienow (1975)^[43]给出如下 $(U_m)_M$ 关系式:

$$(U_m)_M = (U_m)_1 \left[\left(\frac{\epsilon}{\epsilon_{m1}} \right)^2 \left(\frac{1 - \epsilon_{m1}}{1 - \epsilon} \right)^{0.917} \right]^{0.859} \times \left(x_1 + \frac{d_1}{d_2} x_2 + \dots \right)^{-0.85} \quad (2-6)$$

李静海等 (1988)^[44]提出以下计算宽筛分颗粒平均径的表达式:

$$\bar{d} = \frac{\bar{C}_0}{\sum C_{0i} x_i / d_i} \quad (2-7)$$

该定义考虑了大小颗粒与流体相互作用的差别。杨励丹等 (1984)^[45]研究了多组分颗粒流态化分级现象,详见原文献。

2.2.3 影响分级的因素

(1) 操作参数

影响分级的关键因素包括操作参数。为了实现分级,流体速度必须达到一定值。然而,速度太高时,系统又趋于全混。Rowe 和 Nienow (1976)^[12]定义由分级控制转向混合控制的速度为 U_{T0} 。流体速度对混合指数影响的定量表达式为式 (5)。当 $U = U_{T0}$ 时, $M = \frac{1}{2}$, 表明分级和全混的交界。

(2) 物性

影响分级的主要物性是颗粒密度和颗粒粒径。相对而言,密度的影响更为显著,对双组分气固系统,物性的影响可定量表达为 (Rowe et al, 1972)^[42]。

上述公式可改写为:

$$M = \frac{1}{2} \left(\frac{U - (U_{T0})_M}{U - (U_{T0})_0} \right)^{0.5} \left(\frac{\rho_p}{\rho_f} \right)^{-0.5} \left(\frac{d_p}{d_0} \right)^{-0.5}$$

式中 d_0 为参考粒径。

(3) 颗粒形状

颗粒形状对分级的影响一般不十分显著,除非颗粒是片状的,并 $\phi < 0.5$ (Nienow and Cheesman, 1980)^[43]。

2.2.4 分级模型

用来预测平衡浓度分布的各式各样的分级模型大多是针对双组分系统的。由于篇幅限制,请读者参阅 Kwauk (1992)^[46], Yoshida et al (1980)^[47]; Chiba and Kobayashi (1982)^[48]; Gibilaro and Rowe (1974)^[49]等。

2.2.5 分级应用举例

(1) 灰熔聚气化

流态化分级应用的一个典型例子是流态化灰熔聚燃烧气化 (王祥等, 1990^[42]; Chen and Kearns, 1978^[41])。在这一过程中,发生燃烧和气化的上部区域要求具有强烈混合,而下部区域则必须保证集团的灰粒与粉状床料分离。因此,操作条件必须同时兼顾这两者。

(2) 煤和矿石的分级

流化床分级原理可应用于洗煤和选矿,对粒度分布很宽的物料,所要求的分级系统如图 2-4 (Kwauk, 1973)^[41]所示。

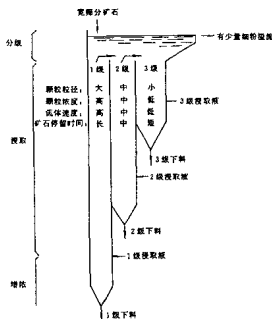


图 2-4 多级流态化提取和洗涤 (Kwauk, 1973)

2.3 混合

前面涉及的混合是相对于颗粒物性而言,本节叙述系统内部不同部位颗粒或流体的混合。这种意义上的混合对于某些反应来讲极为重要,如流化床燃烧锅炉中,颗粒的混合保证了床层内的温度均匀;另一方面,对某些反应又很不利,如 FCC 装置中,气体的返混降低了产品的质量和产率。

混合分微观和宏观两种,微观混合与分子扩散现象有关,而宏观混合则与流型和湍动有关(van Deemter, 1985)^[12],微观混合在快速反应的情况下是很重要的,但一般来说可与传质过程一起分析,所以,本节不讨论微观问题。

2.3.1 混合的测量

颗粒混合测量中一般使用放射性颗粒和染色颗粒作示踪剂,而气体混合测量中的示踪剂一般使用非吸附气体。由于颗粒在流化床内长时间停留,所以颗粒混合研究一般都采用脉冲示踪,而气体混合研究则可根据不同情况采用脉冲示踪或连续示踪。以下介绍混合测量中的一些概念和定义。

(1) 脉冲示踪

该方法用于得到停留时间分布的信息。如图 2-5 所示,在系统上游处发射一示踪脉冲,与此同时,在下游处连续检测示踪物浓度随时间的变化,即停留时间分布。这一方法适用于返混微弱和系统内径向分布不太显著的情况。

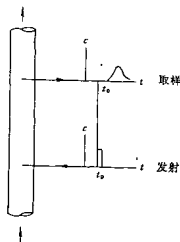


图 2-5 混合试验中的脉冲示踪方法

(2) 连续示踪

该方法与上述方法相比,克服了动态测量的困难,但消耗的示踪剂量大。如图 2-6 所示,在下游连续发射示踪

剂,当系统内浓度分布达到稳定后,在上游检测示踪物的浓度分布,由此推算轴向扩散系数。

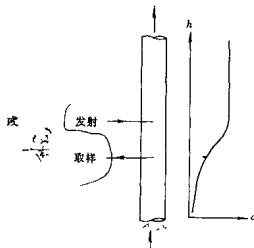


图 2-6 混合试验中的连续示踪方法

(3) 停留时间分布及扩散系数

停留时间分布和扩散系数都可反映混合程度,自然,两者之间有一定的关系,假设一示踪物进入床层,并记录其离床的时间。对于一个单位面积脉冲输入,无因次输出浓度随时间的变化就是停留时间分布 $C(\theta)$ 。停留时间分布还可利用阶跃法求得(Kunii and Levenspiel, 1969)^[13]。

在一平面处连续注入示踪物,而在上游处测定示踪物的分散程度,从而得到气体轴向扩散系数 D_a (定义见后)。 D_a 与 $C(\theta)$ 曲线存在以下关系(Kunii and Levenspiel, 1969)^[13]:

$$\sigma_\theta^2 \approx 2 \left(\frac{D_a \epsilon}{U L} \right)$$

其中 σ_θ^2 为 $C(\theta)$ 曲线的均方差。

然而,需要指出的是,停留时间分布和扩散系数仅反应了物料在反应器中停留时间长短,并未提供其历程信息。

2.3.2 颗粒混合

(1) 混合的动力

颗粒混合的根本原因在于床层不同部位颗粒运动的差别,在鼓泡流化床中,上升的气泡携带颗粒上升,而留下的空间必须有密相颗粒来补充,因而引起颗粒向下运动。在快速流化床中,中心区形成稀区,颗粒和气体向上运动;而壁面形成很密的区域,颗粒向下运动,因而,混合的动力在于颗粒在系统内的循环。对于液固系统,混合只能在液速截面分布不均时发生。

(2) 影响因素

流化床的直径和物料中细颗粒的含量是影响颗粒混合的主要因素,下表提供了颗粒轴向扩散系数随流化床直径变化的参考数据 (de Groot, 1967)^[14]。

床直径 (m)	E_a (m^2/s)
0.1	0.002~0.03
0.3	0.01~0.1
0.6	0.05~0.2
1.5	0.2~0.5
3	0.3~1.0

实验所用物料为 Geldart A 类颗粒,然而,快速床床径对 E_a 的影响还未见报道。

细粉 (<44 μm) 含量对 E_a 的影响如图 2-7 所示 (de Vries et al., 1972)^[15]。

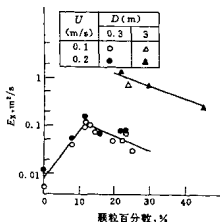


图 2-7 细颗粒 (<44 μm) 含量对颗粒混合的影响 (de Vries et al., 1972)

气体速度对 E_a 的影响并不十分显著,例如: de Groot (1967)^[14]发现在 0.3 米直径的流化床中,气速从 0.1 增加到 0.2 m/s 时, E_a 从 0.12 变到 0.15 m^2/s 。但 Potter (1971)^[16]发现 E_a 与气速成正比。

流型对 E_a 的影响是明显的,液固流化床中由于没有气泡, E_a 很小;在三相流化床中,由于气泡的影响, E_a 增大。快速床中的颗粒混合研究尚少,数据很分散,在 2~3 数量级之间变化,详见白丁荣等 (1991)^[17]。在这一区域,颗粒停留时间分布呈双峰曲线,如图 2-8 所示。

内构件可对颗粒混合起关键作用,郑传根等 (1991)^[18]发现,通过在密区加装内构件,可以有效抑制快速床内的颗粒返混。水平和垂直管束对混合影响可见 Nguyen (1981)^[19]。

(3) 促进混合的措施

促进混合可通过增强混合动力 (颗粒内循环) 来达

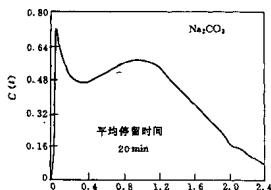


图 2-8 快速流化床内的颗粒停留时间分布曲线 (Helmreich et al., 1986)

到。已有报道的措施有^[24]: 内循环器,导向板,分布板设计,分区供气。

2.3.3 气体返混

(1) 不同流型下的气体返混

鼓泡床中气体返混实验很多 (Stephens et al, 1967^[25]; Nguyen et al, 1981^[26]; van Deemter, 1980^[27]),但快速床中气体返混实验则很有限且存在分歧。Li and Weinstein (1989)^[28]用稳态示踪法在 $\phi 150mm$ 的循环床中比较了不同流化区域中的气体返混,实验物料使用 FCC 催化剂 ($\rho_p = 1540 kg/m^3$, $d_p = 56 \mu m$)。图 2-9 所示为距发射点 130mm 上游处示踪气体的无焰浓度径向分布。明显可见三种模式:在低速流化区,整个截面内都存在气体返混;在高速流化区,中心区的气体返混被抑制,而壁面区的返混则由于颗粒下流而显著增强;到稀相输送区,壁面的返混进一步减弱,中心区返混基本消失。

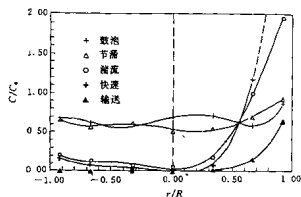


图 2-9 不同流化区域中气体返混的比较 (Li and Weinstein, 1989)

图 2-10 给出了各个流化区域内的轴向气体扩散系数 (Li and Weinstein, 1989^[12])。在低速流化区, D_a 与气速近似成线性关系, 在高速流化区, D_a 随气速增加的趋势逐渐减弱, 直到稀相输送时再进一步降低, 快速床中的气体返混数据分散, 详见白丁荣的综述 (1991)^[13]。影响流化床内混合的因素很多, 但数据又不充分, 因而可靠的关系式还很难提供, 图 2-11 是 van Deemter (1985)^[14] 估计的气体颗粒混合系数的估计。

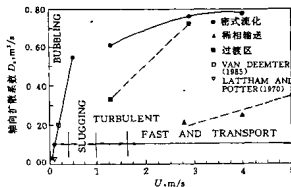


图 2-10 气体轴向扩散系数随气速的变化 (Li and Weinstein, 1989)

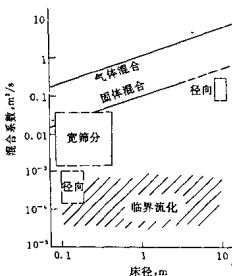


图 2-11 不同的直径流化床中混合系数的变化范围 (Van Deemter, 1985)

一般认为气体径向混合系数 D_r 比轴向混合系数小至少一个数量级, 而颗粒径向混合系数 E_r 和 D_r 具有同一数量级^[15]。

(2) 气体混合模型

气体返混的实质是系统中存在速度和浓度分布。由于描述这些分布很难, 目前已有的返混模型还未达到通过速度和浓度分布预测返混的水平, 常用的方法是, 假设扩散机理模型, 然后根据实验确定这一模型中的系数^[16]。

一维轴向扩散模型, 该模型应用很多, 方程如下:

$$U \frac{dC}{dx} = D_a \frac{d^2C}{dx^2}$$

边界条件为

$$x = x_1 \quad C = C_1$$

$$x = x_2 \quad C = C_2$$

所以

$$D_a = \frac{U(x_2 - x_1)}{\ln \frac{C_1}{C_2}}$$

通过稳态示踪试验, 测定 C_1 和 C_2 后, 即可求得 D_a 。

扩散混合模型 (二维扩散模型), 同时考虑轴向和径向的扩散, 方程如下:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \frac{D_r}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C}{\partial r} \right) + D_a \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}$$

在床内某点处连续注入示踪物, 然后测定邻近位置的示踪物浓度, 即可在适当边界条件下求解方程, 确定 D_r 和 D_a (Kunii and Levenspiel, 1969)^[17]。

密相扩散模型: 假设流化床密相中示踪物浓度、单位床层中的密相空隙的份额、气体速度分别为 C_1 , ϵ_1 , U_1 , 稀相中的对应参数为 C_2 , ϵ_2 , U_2 , 密相中气体扩散系数为 E_0 , 稀密两相之间的气体交换系数为 K_0 则混合模型为:

$$\epsilon_1 \frac{\partial C_1}{\partial t} + \epsilon_1 U_1 \frac{\partial C_1}{\partial x} + K_0 (C_1 - C_2) = 0$$

$$\epsilon_2 \frac{\partial C_2}{\partial t} + \epsilon_2 U_2 \frac{\partial C_2}{\partial x} + K_0 (C_2 - C_1) - \epsilon_2 E_0 \frac{\partial^2 C_2}{\partial x^2} = 0$$

其中 $\epsilon_1 U_1 + \epsilon_2 U_2 = U$, $\epsilon_1 + \epsilon_2 = \epsilon$ 。通过适当的实验, 即可确定 K_0 和 E_0 (de Groot, 1967)^[18], 其他模型请见 van Deemter (1985)^[14]。

符号说明

C	示踪物浓度, %
C_a	组分 a 颗粒的曳力系数
$C(\theta)$	对应于脉冲示踪的无因次浓度输出响应
$\bar{C}_a$	与 $\bar{a}$ 相关的平均颗粒曳力系数
D	有效扩散系数, m^2/s
D_a	气体轴向扩散系数, m^2/s
D_r	气体径向扩散系数, m^2/s
d_i	组分 i 颗粒的粒径, m
d_b	大颗粒粒径, m

d_s	小颗粒粒径, m
d	平均颗粒直径, m
D_b	流化床直径, m
E_x	颗粒轴向扩散系数, m^2/s
E_r	颗粒径向扩散系数, m^2/s
E_0	密相中气体扩散系数, m^2/s
K_G	稀密两相交换系数, $1/s$
L_s	出口和入口之间的距离, m
M	混合指数
r	径向坐标, m
S	分级指数
S_s	见图 21.2.2
S_m	见图 21.2.2
t	时间, s
$\bar{t}$	平均停留时间, s
U	流体表面速度, m/s
U_{T0}	由分级控制向混合控制过渡的流体速度, m/s
U_T	“浮子”的最小流化速度, m/s
$(U_m)_M$	混合物最小流化速度, m/s
$(U_m)_i$	组分“i”颗粒的最小流化速度, m/s
$(U_m)_T$	“浮子”的最小流化速度, m/s
X_i	组分“i”颗粒的重量百分比
ϵ_1	* 1 颗粒单独流化时的空隙率
ϵ_2	* 2 颗粒单独流化时的空隙率
ϵ	混合物空隙率
ϵ_i	床层空隙率
$(\epsilon_m)_i$	组分“i”颗粒的最小流化状态空隙率
ρ_{s1}	* 1 颗粒密度, kg/m^3
ρ_{s2}	* 2 颗粒密度, kg/m^3
ρ_i	“沉子”的颗粒密度, kg/m^3
ρ_T	“浮子”的颗粒密度, kg/m^3
ρ_b	床层密度, kg/m^3
$\Delta\rho_1$	* 1 颗粒有效密度(颗粒密度与流体密度之差), kg/m^3
$\Delta\rho_2$	* 2 颗粒有效密度(颗粒密度与流体密度之差), kg/m^3
θ	无因次时间($t/\bar{t}$)
β	径向不均匀性系数
σ^2	$C(\theta)$ 的均方差
ϕ	球形度

参考文献

- [1] Rowe, P. N. and Nienow, A. W., *Powder Technology*, 15, 141~147, (1976).
- [2] Kwaak, M., *Fluidization, Idealized and Bubbleless, with Application*, Science Press/Ellis Horwood, (1992).
- [3] Yang, W. C., in *Encyclopedia of Fluid Mechanics*, 4, N. P. Chermusanoff (ed), Gulf Publishing Company, Houston, p. 817, (1985).
- [4] Moritomi, H., Iwase, T. and Chiba, T., *Chem. Eng. Sci.*, 37, 1751~1757, (1982).
- [5] Rowe, P. N. and Nienow, A. W., *Chem. Eng. Sci.*, 30, 1365, (1975).
- [6] 李静海、李之光、刘文斌、杨瑞丹, *工程热物理学报*, 9, 82, (1988).
- [7] 杨瑞丹、贾瑞、吴少华, *工程热物理学报*, 5, 1984.
- [8] Rowe, P. N., Nienow, A. W. and Agbim, A. J., *Trans. Instn. Chem. Eng.*, 50, 324, (1972).
- [9] Nienow, A. W. and Cheesman, D. J., in *Fluidization*, J. R. Grace and J. M. Matsen (eds), Plenum Press, New York, (1980).
- [10] Yoshida, K., Kameyama, H. and Shimizu, F., in *Fluidization*, J. R. Grace and J. M. Matsen, (eds), Plenum Press, New York, (1980).
- [11] Chiba, T. and Kobayashi, H., in *Fluidization—Science and Technology*, M. Kwaak and D. Kunz (eds), Science Press, Beijing, (1982).
- [12] Gibilaro, L. G. and Rowe, P. N., *Chem. Eng. Sci.*, 29, 1403, (1974).
- [13] 王泽寿, 《第五届全国流态化会议论文集》, 1990年3月9~13日, 北京.
- [14] Chen, J. L. P. and Keairns, D. L., *Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.*, 17, 135, (1978).
- [15] Kwaak, M., *Scientia Sinica*, 16, 407, (1973).
- [16] van Deemter, J. J., in *Fluidization*, J. F. Davidson, R. Clift and D. Harrison (eds), Chapter 9, Academic Press, New York, (1985).
- [17] Kunii, D. and Levenspiel, O., *Fluidization Engineering*, John Wiley & Sons, Inc., New York, (1969).
- [18] de Groot, J. H., in *Proceedings of International Symposium on Fluidization*, A. A. H. Drinkenburg (ed), Netherlands University Press Amsterdam, (1967).
- [19] de Vries, R. J., Van Swaaij, W. P. M., Mantovani, C. and Heijkoop, A., *Chem. React. Eng. Proc. Eur. Symp.*, p. 56, (1972).
- [20] Potter, O. E., in *Fluidization*, J. F. Davidson and D. Harrison (eds), Chapter 7, Academic Press, New York, p. 293 (1971).
- [21] 白丁荣、金潘、余正青, *化学反应工程与工艺*, 8, 116, (1991).
- [22] 郑传根、李洪钟、夏夏忱、郭嘉孙, in *Fluidization*, 91—Science and Technology, M. Kwaak and M. Hashtani (eds), Science Press, Beijing, (1991).
- [23] Nguyen, H. V., Potter, O. E., Dent, D. C. and Whitehead, A. B., *AIChE J.*, 27, 509, (1981).
- [24] Hirota, T., Ohshita, T., Koushi, S., Nagato, S., Makiyama, Y. and Hirose, T., *Characteristics of the Internally*

- Circulating Fluidized Bed Boiler, in *Circulating Fluidized Bed Technology III*, P. Basu, M. Hono and M. Hasatani (eds.), Pergamon Press, p. 491, (1991).
- [25] Stephens, G. K., Sinclair, R. L. and Potter, O. E., *Powder Technology*, 1, 157, (1967).
- [26] van Deemter, J. J., In *Fluidization*, J. R. Grace and J. M. Matsen (eds), Plenum Press, New York, p. 69, (1980).
- [27] Li, J. and Weinstein, H., *Chem. Eng. Sci.*, 44, 1697, (1989).

3 颗粒与流体间的传热和传质

3.1 颗粒与流体间的传热

3.1.1 颗粒与流体间的传热分析

(1) 流化系统的热平衡

热平衡问题以整个流化系统为对象,考察颗粒或流体对系统的给热及散热。

对于床层较深的依相流化床,由于床层颗粒的激烈流动和充分混合,流体与颗粒极易达到热平衡,流出床层的流体温度与床层颗粒温度基本一致。这种情况下的传热过程可用热平衡方程式描述:

颗粒、流体两相均连续加入和排出时,

$$G_s C_{ps} (T_{s,m} - T_{s1}) = G_f C_{pf} (T_{f1} - T_{f,m}) \quad (3-1)$$

仅有流体连续流动时,

$$- \frac{d}{dz} (WC_{pf} T_{f1} - RW C_{ps} T_{s1}) = G_f C_{pf} A_T (T_{f1} - T_{f,m}) \quad (3-2)$$

此时颗粒温度将随时间变化。 R 为流固比。

为了直观及便于传热速度的比较,也可采用一个平衡给热系数 h_m ,以相间给热的方式来描述热平衡问题,

$$u_f C_{pf} \rho_f A_T dT_f = h_m (T_s - T_f) dA \quad (3-3)$$

进一步假设气体温度 T_f 沿床高呈线性变化,且采用空气流化,普朗特数 $Pr = 0.72$,则由式(3-3)可得[1]:

$$Nu_{eq} = 0.24 Re_p \frac{d_p}{H_m} \quad (3-4)$$

H_m —— $\varepsilon = 0$ 时的流化床层高度。

(2) 颗粒与流体间的对流给热

流体与颗粒表面之间因分子扩散和对流扩散引起的传热,也称传热的“外部问题”。

由于一般流化床中颗粒粒径很小、流动激烈,颗粒内部热阻儿可忽略,故流化床中颗粒-流化传热主要由颗粒表面与流体传热起控制作用,属于“外部问题”。

(3) 颗粒内的导热

固体颗粒内的导热过程的分析,也称作传热的“内部问题”。

当 $Bi \geq 20$ 时,颗粒内的导热才会对整个传热过程起控制作用,此时流化床中颗粒-流体传热按“内部问题”处理;而当 $Bi < 0.25$ 或 $Fo \geq 0.4$ 时,颗粒内的导热过程可予忽略[1]。

3.1.2 颗粒-流体传热系数

在“外部问题”中,流化床颗粒-流体的总传热系数,包括过程中的导热、对流给热和辐射传热三种成分,但由于流体颗粒之间温差小,以及颗粒的相互屏蔽作用,流化系统中的辐射传热可予忽略。因此,总传热系数 h 为:

$$h = h_{cond} + h_{ext} \quad (3-5)$$

导热成分可按静止介质中单颗粒的导热进行分析,对规则排列的颗粒床层有

$$Nu_{cond} = h_{cond} d_p / k_s = \frac{2}{1 - (1 - \varepsilon)^{1/3}} \quad (3-6)$$

(1) 流化床内的温度分布

流化床内的温度分布测定表明,床层内颗粒的温度几乎是一致的,流体温度仅在“分布板区”有变化,典型的温度分布如图 3-1 所示[1]。

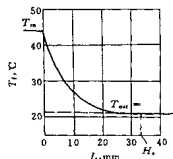


图 3-1 温度沿床层高度的变化[1]

T_f —流体温度; T_m —颗粒温度

(2) 流化床的分布板区与有效传热系数

流化床的“分布板区”,一般是指距分布板一定高度以内的区域。与流化床层的其他区域相比较,在“分布板区”内,两相温差较大,因而颗粒-流体间的传热推动力大;又由于射流速度远大于气泡上升速度,故在“分布板区”内,两相的接触时间短且更为有效,热交换速率大。实验证明,流化床内进行的传热、传质及化学反应,绝大部分是在“分布板区”完成的[1-4],因此“分布板区”也叫“有效区”。

对于颗粒-流体传热, Gelperin 等[2]提出“传热有效