

鼓泡流化床反应器的数学模拟

——晕相流动模型

秦霁光 王志浩

(化工部化工机械研究院,兰州)

摘 要

本文根据前文^[1]所提出的气泡长大以及相间气体交换计算方程,进一步提出了计算鼓泡流化床反应器气体未转化率的晕相流动模型.此模型假定,进入流化床的全部气体均呈晕相通过床层,且床中的气泡直径可用沿床高气泡直径的积分平均值来代表.

未转化率的计算方程与鼓泡流化床数据很一致,而且方程中没有任何未知参数.此外,当利用本文提出的模型进行设计时,不必对分布板区另加考虑,且床径对鼓泡流化床反应器的放大没有影响.

流化床反应器的数学模拟是目前化学反应工程研究中最重要的问题之一.为了计算流化床中的催化反应程度,已提出了许多基于气泡行为的数学模型.但遗憾的是,当利用这些模型来进行反应器设计和放大时,总是存在一定的问题.

作为研究流化床反应器的第一步,我们首先对鼓泡流化床反应器进行了研究.亦即,研究没有节涌以及在稀相空间颗粒夹带量比较少,以致它对化学反应程度不产生影响的典型床层,并提出了一个新的数学模型——晕相流动模型.它不仅形式简单,没有未知参数,而且与大量数据十分符合.

一、晕相流动模型

在简单两相理论中,系假定超过开始流态化所需的全部气体都以气泡形式通过床层.亦

本文 1981 年 7 月 20 日收到,1982 年 5 月 12 日收到修改稿.

符号说明: A ——流化床的横截面积; A_C ——晕相所占的床层横截面积; A_E ——乳浊相所占的床层横截面积; C_C ——晕相的气体浓度; C_E ——乳浊相的气体浓度; C_i ——反应气体的入口浓度; C_H ——反应气体的出口浓度; C' ——反应气体的未转化率; D_B ——床层某高度处气泡的直径; \bar{D}_B ——沿床高气泡直径的积分平均值; D_G ——气体的扩散系数; D_r ——流化床的内径; G_C ——呈晕相通过床层的气体流量; g ——重力加速度; H ——流态化床层的高度; H_{mf} ——开始流态化条件下的床层高度; h ——距气体分布板的距离; K ——以单位乳浊相体积为基准的反应速度常数; K_C ——以单位晕相体积为基准的反应速度常数; K' ——由方程(15)定义; K_{BV} ——以气泡容积为基准的相间气体交换系数; N_o ——气体分布板上的总孔数或泡罩数; n ——单位时间通过床层某截面的气泡数; Q_x ——以单位晕相体积为基准的相间气体交换系数; u_B ——气泡上升速度; u_C ——晕相通过床层的流速; u_f ——流化床的表现气速; u_{mf} ——开始流态化速度; V_B ——气泡体积; V_C ——包括晕在內的气泡体积; V_{CG} ——包括晕在內的气泡所包括的气体体积; X ——由方程(14)定义;
 $\alpha = \varepsilon_{mf} u_B / u_{mf}$; ε_{mf} ——开始流态化条件下的床层空隙度.

即,认为乳浊相中的气体流速等于开始流态化速度。正如 Kunii 等人^[2]所指出那样,在处理气泡长大、相间气体交换等过程时,这是一个合理的简化,因为与通过鼓泡床层的总气量相比,通过乳浊相的气量很小。但是,对有反应的床层来说,由于气体的流动状态对反应影响很大,所以必须对此作更仔细的考虑。

假定乳浊相中的气体流速总是向上,并等于开始流态化速度,实质上就相当于假定床层中的固体并不循环。但是,这种假定只在床层的气速很接近于开始流态化气速时才正确。对于固体颗粒循环剧烈的床层来说, Kunii 等人^[2]以及 Kato 等人^[3]曾指出,假定通过乳浊相的气速等于零可能更符合实际情况。

虽然很多研究者,例如 Kunii 等人^[2]以及小林等人^[4]曾认为,在模型中应将气泡尾迹包括在气泡相或晕相之内。但是, Calderbank 等人^[5]近来的实验表明,在气泡尾迹中的气体浓度与乳浊相没有显著的差异,所以将气泡尾迹包括在晕相内是不合理的。

基于以上讨论,为了建立鼓泡流化床反应器的数学模型,我们假定:

1. 鼓泡流态化床层可分成两相,一相称为晕相,它包括气泡以及围绕气泡的气泡晕,另一相称为乳浊相,它包括除晕相以外的所有床层。

2. 进入流化床的气体全部以活塞流状态呈晕相通过床层,乳浊相中无气流通过,并呈完全混合状态。此外,在晕相与乳浊相之间还连续地进行气体交换。因为在晕相与乳浊相之中均存在有颗粒,所以在晕相和乳浊相中都进行化学反应。

3. 流化床中气泡的行为,可用一当量气泡来代表,且此气泡的直径等于沿床高气泡直径的积分平均值。对于每一个包括气泡晕在内的气泡来说,气体完全混合。同时流化床中气泡群的上升速度与单一气泡的上升速度相同^[6]。

采用这些假定,可以作出流化床反应器的简化物理图象,如图 1 所示。

根据图 1,对于一级反应,可以写出任意高度 h 处晕相的物料平衡为:

$$u_c \frac{dC_c}{dh} + Q_x(C_c - C_E) + K_C C_c = 0. \quad (1)$$

对于乳浊相,因其完全混合,故可对整个床高 H 作物料平衡:

$$C_E Q_x \frac{A_c}{A_E} H - Q_x \frac{A_c}{A_E} \int_0^H C_c dh + K C_E H = 0. \quad (2)$$

气体的物料平衡为:

$$u_c A_c = u_f A. \quad (3)$$

由(1)式可得:

$$-\frac{dC_c}{\left(1 + \frac{K_C}{Q_x}\right) C_c - C_E} = \frac{Q_x}{u_c} dh. \quad (4)$$

用如下边界条件积分(4)式:

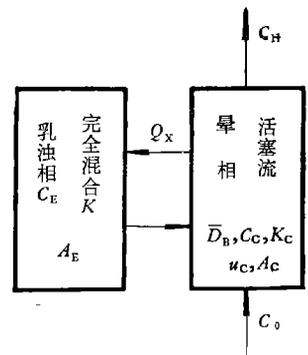


图 1 流化床反应器的晕相流动模型

$$\left. \begin{aligned} C_c &= C_0 & \text{在 } h = 0 \text{ 时} \\ C_c &= C_c & \text{在 } h = h \text{ 时} \end{aligned} \right\} \quad (5)$$

于是:

$$\begin{aligned} C_c &= \frac{\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) C_0 - C_E}{1 + \frac{K_c}{Q_x}} e^{-\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) \frac{Q_x}{u_c} h} + \frac{C_E}{1 + \frac{K_c}{Q_x}} \\ &= C_0 + \left[1 - e^{-\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) \frac{Q_x}{u_c} h}\right] \frac{C_E}{1 + \frac{K_c}{Q_x}} \end{aligned} \quad (6)$$

因而

$$\begin{aligned} \int_0^H C_c dh &= \int_0^H \left\{ \left[C_0 - \frac{C_E}{1 + \frac{K_c}{Q_x}} \right] e^{-\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) \frac{Q_x}{u_c} h} + \frac{C_E}{1 + \frac{K_c}{Q_x}} \right\} dh \\ &= \frac{C_0 - \frac{C_E}{1 + \frac{K_c}{Q_x}}}{\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) \frac{Q_x}{u_c}} \left[1 - e^{-\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) \frac{Q_x}{u_c} H} \right] + \frac{C_E H}{1 + \frac{K_c}{Q_x}} \end{aligned} \quad (7)$$

将(7)式代入(2)式, C_E 为:

$$\begin{aligned} C_E &= \frac{\left[1 - e^{-\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) \frac{Q_x H}{u_c}} \right] C_0}{\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) \frac{Q_x}{u_c} \left\{ \frac{1 - e^{-\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) \frac{Q_x H}{u_c}}}{\left(1 + \frac{K_c}{Q_x}\right) \frac{Q_x}{u_c}} - \frac{H}{1 + \frac{K_c}{Q_x}} + H + K \frac{H}{Q_x} \frac{A_E}{A_C} \right\}} \end{aligned} \quad (8)$$

Partridge 和 Rowe^[7] 曾提出:

$$\frac{V_c}{V_B} = \frac{\alpha + 0.17}{\alpha - 1} \quad (9)$$

根据 K_c 和 K 的定义, 两者的关系为:

$$K(V_c - V_B) = K_c V_c \quad (10)$$

由(9)式和(10)式可得:

$$K_c = K \left(1 - \frac{V_B}{V_c} \right) = K \left(\frac{1.17}{\alpha + 0.17} \right) \quad (11)$$

由于

$$\frac{A_E}{A_C} = \frac{A - A_C}{A_C} = \frac{A}{A_C} - 1 \quad (12)$$

将(3)式代入(12)式可得:

$$\frac{A_E}{A_C} = \frac{u_c}{u_t} - 1 \quad (13)$$

将(8),(11)和(13)式代入(6)式, 并令

$$X = \frac{Q_x H}{u_c} \left[1 + \frac{1.17K}{(\alpha + 0.17) Q_x} \right]. \quad (14)$$

$$K' = \frac{KX}{Q_x} \left[\frac{1.17}{\alpha + 0.17} + \left(\frac{u_c}{u_t} - 1 \right) \frac{u_c X}{Q_x H} \right]. \quad (15)$$

则出口气体的浓度 C_H 为:

$$C_H = C_0 e^{-X} + \frac{(1 - e^{-X})^2 C_0}{1 - e^{-X} + K'} \quad (16)$$

所以, 床层出口处反应气体的未转化率 C' 为:

$$C' = C_H / C_0 = e^{-X} + \frac{(1 - e^{-X})^2}{1 - e^{-X} + K'} = \frac{1 - e^{-X} + e^{-X} K'}{1 - e^{-X} + K'}. \quad (17)$$

文献[1]提出, 以气泡容积为基准时, 相间气体交换系数的计算方程为:

$$K_{BV} = 6.77 \varepsilon_{mf} \left(\frac{D_G u_B}{\bar{D}_B^3} \right)^{1/2} \left(1 + \frac{0.0567}{\alpha} \right)^{1/2} + 0.92 \varepsilon_{mf} u_B \frac{(u_t - u_{mf})^{6/7}}{g^{3/7} \bar{D}_B^{10/7}} \left(\frac{\alpha + 0.17}{\alpha - 1} \right). \quad (18)$$

由方程(9), Q_x 为:

$$Q_x = K_{BV} \frac{V_B}{V_C} = K_{BV} \left(\frac{\alpha - 1}{\alpha + 0.17} \right) = 6.77 \varepsilon_{mf} \left(\frac{D_G u_B}{\bar{D}_B^3} \right)^{1/2} \left(1 + \frac{0.0567}{\alpha} \right)^{1/2} \\ \times \left(\frac{\alpha - 1}{\alpha + 0.17} \right) + 0.92 \varepsilon_{mf} u_B \frac{(u_t - u_{mf})^{6/7}}{g^{3/7} \bar{D}_B^{10/7}}. \quad (19)$$

基于方程(9), 对于一个包括晕在的气泡所含气体体积 V_{CG} 为:

$$V_{CG} = V_B + \varepsilon_{mf} (V_C - V_B) = V_B \left(1 + \frac{1.17 \varepsilon_{mf}}{\alpha - 1} \right). \quad (20)$$

若设单位时间通过床层某截面的气泡数为 n , 气泡的上升速度为 u_B , 则呈晕相通过床层的气量 G_C 为:

$$G_C = V_{CG} n = V_B \left(1 + \frac{1.17 \varepsilon_{mf}}{\alpha - 1} \right) n. \quad (21)$$

因为

$$A_C = \frac{V_B n}{u_B} \left(\frac{\alpha + 0.17}{\alpha - 1} \right), \quad (22)$$

所以

$$u_c = \frac{G_C}{A_C} = u_B \left(\frac{\alpha - 1 + 1.17 \varepsilon_{mf}}{\alpha + 0.17} \right). \quad (23)$$

文献[6]曾通过实验证实, 鼓泡流化床中气泡群的上升速度与单一气泡相同, 所以 u_B 为:

$$u_B = 0.71 g^{1/2} \bar{D}_B^{1/2}. \quad (24)$$

气泡直径 \bar{D}_B 可根据提出的假定求出.

文献[8]曾获得沿床层高度气泡长大的计算方程为:

$$D_B = 1.28 \frac{(u_t - u_{mf})^{0.6}}{g^{0.3}} \left[h + \frac{1.5 g^{1/7}}{(u_t - u_{mf})^{2/7}} \left(\frac{A}{N_0} \right)^{4/7} \right]^{0.7}. \quad (25)$$

因此, 沿床高气泡直径的积分平均值 \bar{D}_B 为:

$$\bar{D}_B = \frac{\int_0^H D_B dh}{\int_0^H dh} = 0.752 \frac{(u_t - u_{mf})^{0.6}}{g^{0.3} H} \left\{ \left[H + \frac{1.5 g^{1/7}}{(u_t - u_{mf})^{2/7}} \left(\frac{A}{N_0} \right)^{4/7} \right]^{1.7} \right. \\ \left. - \left[\frac{1.5 g^{1/7}}{(u_t - u_{mf})^{2/7}} \left(\frac{A}{N_0} \right)^{4/7} \right]^{1.7} \right\}. \quad (26)$$

对于气体分布板为微孔板时,因为 $N_0 \rightarrow \infty$, 所以 $\frac{A}{N_0} \rightarrow 0$.

这样,由(26),(24),(23),(19),(14),(15)和(17)式以及给定的已知条件,可以方便地计算鼓泡流化床的气体未转化率.

此外,在计算时判断床层是否属于鼓泡流化床是非常重要的.按照我们进行的相间气体交换研究[1],其判断准则大致为:

$$\bar{D}_B \leq \frac{1}{2} D_i. \quad (27)$$

二、与文献数据的比较

至今为止,已发表了许多鼓泡流化床反应器的气体转化率实验数据,且这些反应均为一级催化反应.因此可以用已有的实验数据与本文提出的模型进行广泛的比较.

1. 与臭氧分解实验数据的比较

Fryer 和 Potter^[9] 曾在一内径为 22.9 厘米,分布板具有 61 个泡罩的流化床中研究了臭氧分解,他们的数据包括广泛的床高以及反应速度常数变化.此外,由(27)式可知,床层属于典型的鼓泡床.图 2 示出了实验数据与提出模型计算值的比较.由图可见,实验值与计算值之间相当一致,它清楚地表明即使是对于快速反应,本文提出的模型也非常适用.因为 Fryer 和 Potter^[9] 的数据还包括了较低以及较高的床层高度,且实验值均能被提出的模型很好的描述,这表明只要考虑汇合时的气体交换,就没有必要对分布板区另加考虑.在同一图中,为了比较,还示出了由 Fryer 和 Potter^[9] 作出的按 Davidson 等人^[10]提出的模型以及 Fryer 和 Potter^[9] 提出的逆流返混模型计算所得的结果.由图可见,本文提出的模型要比 Davidson 等人^[10]的模型更接近于实验数据.与逆流返混模型相比,则二者大体一致,但本文提出的模型有气泡尺寸能够计算以及计算过程简便得多的优点.

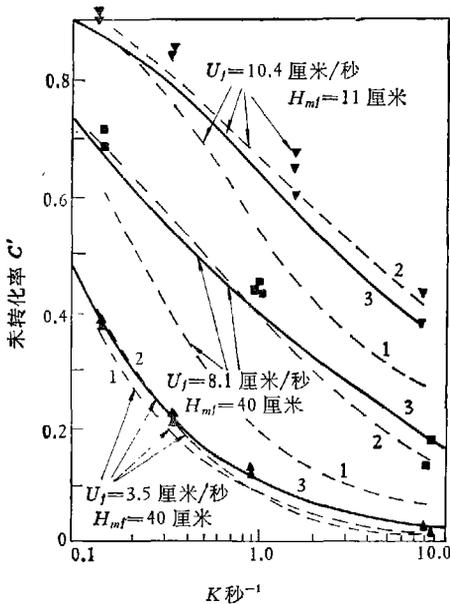


图 2 实验数据与计算值的比较

($D_G = 0.18$ 厘米²/秒, $N_0 = 61$, $u_{mf} = 1.7$ 厘米/秒, $\varepsilon_{mf} = 0.48$, $d_p = 0.0117$ 厘米)
1. Davidson 等人^[10]模型 (乳油相完全混合)
2. 逆流返混模型^[9] 3. 本文提出的模型

文献[10]在一内径为 15.25 厘米的流化床中也研究了臭氧分解.气体分布板为微孔板,亦即 $\frac{A}{N_0} = 0$.此外,使用的催化剂直径非常小,为 20~60 微米.图 3 示出了鼓泡床条件下的实验数据与提出模型计算值的比较.由图可见,理论与实验极为一致.这表明只要床层属于鼓泡床工况,即使是对于细颗粒,提出的模型也是可用的.

小林等人^[11]在一内径为 20 厘米的流化床中,研究了臭氧分解.气体分布板采用具有 241 个孔的多孔板.在他们的实验中流速的范围更为广泛.图 4 示出了实验值与计算曲线的比

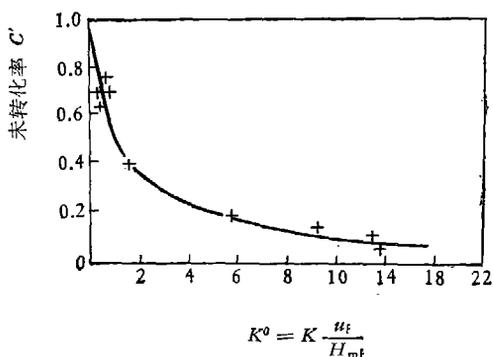


图 3 实验数据与计算值的比较

($D_G = 0.205$ 厘米²/秒, $H_{mf} = 29.5$ 厘米, $u_t = 3.66$ 厘米/秒, $u_{mf} = 0.43$ 厘米/秒, $\epsilon_{mf} = 0.5$, 烧结板, + 为实验点, — 为计算值)

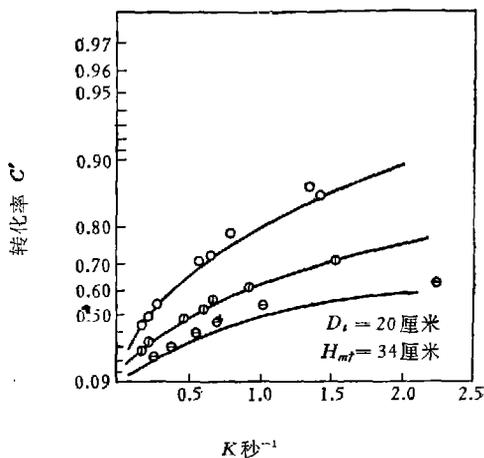


图 4 实验数据与计算值的比较

($D_G = 0.205$ 厘米²/秒, $N_0 = 241$, $u_{mf} = 2.1$ 厘米/秒, $\epsilon_{mf} = 0.7$, $d_p = 0.0194$ 厘米, — 为计算值, ○ 为 6.6 厘米/秒, ⊙ 为 13.2 厘米/秒, ⊕ 为 20.0 厘米/秒)

较。其吻合程度是令人满意的。

Hovmand 等人^[12]在一直径为 46 厘米的流化床内研究了臭氧分解。他们数据的特点是采用了孔数分别为 14、230 孔的多孔板以及微孔板作为气体分布板。所以用他们的数据来检验分布板型式的影响非常合适。虽然 Hovmand 等人^[12]的实验原来是为了验证他们的气栓流动模型而进行的,但(27)式的计算表明,他们实验中的一些数据系属鼓泡床数据。因此,可以作出与模型比较,如图 5—7 所示。这些图表明,实验数据与理论的一致性较好。由于 Hovmand 等人^[12]的数据包括了很不相同的分布板型式,所以提出的模型能够反映出它们的影响。这些

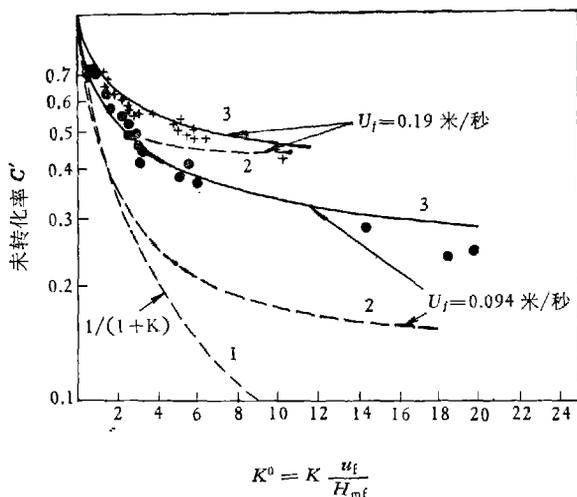


图 5 实验数据与计算值的比较

($D_G = 0.2$ 厘米²/秒, $d_p = 0.0125$ 厘米, $u_{mf} = 3$ 厘米/秒, $\epsilon_{mf} = 0.48$, $H_{mf} = 131$ 厘米, $N_0 = 14$, 1. 全混模型, 2. Hovmand 等人提出的气栓流动模型, 3. 本文提出的模型)

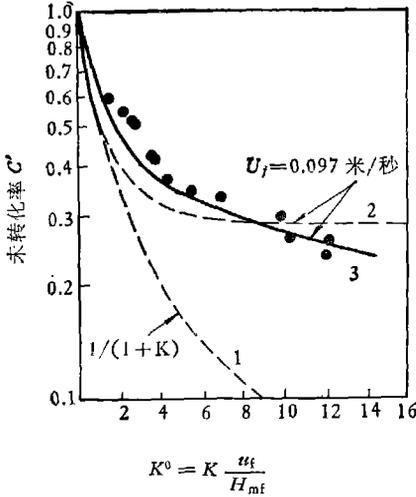


图 6 实验数据与计算值的比较

($D_G = 0.2$ 厘米²/秒, $d_p = 0.0125$ 厘米, $u_{mf} = 3$ 厘米/秒, $\epsilon_{mf} = 0.48$, $H_{mf} = 134$ 厘米, $N_0 = 230$,

- 1. 全混模型, 2. Hovmand 等人的气栓流动模型 3. 本文提出的模型)

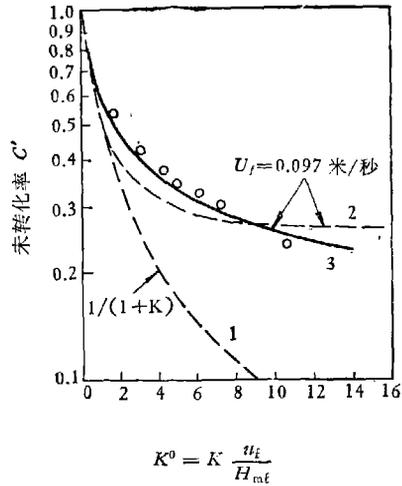


图 7 实验数据与计算值的比较

($D_G = 0.2$ 厘米²/秒, $d_p = 0.0125$ 厘米, $u_{mf} = 3$ 厘米/秒, $H_{mf} = 129$ 厘米, $\epsilon_{mf} = 0.48$, 烧碱板,

- 1. 全混模型, 2. Hovmand 等人的气栓流动模型, 3. 本文提出的模型)

比较再次表明,对分布板区加以特别考虑是没有必要的。

作为比较,在这些图中还用虚线示出了按全混模型以及按 Hovmand 和 Davidson^[12] 提出的气栓流动模型计算所得的结果。由图可见,以本文提出的模型与实验数据最为接近。

2. 与邻二甲苯催化氧化实验数据的比较

Yates 和 Gregoire^[13] 近来在一内径为 10 厘米的流化床内研究了邻二甲苯的催化氧化。气体分布板具有 12 个孔。虽然 Yates 和 Gregoire^[13] 的研究也是处于节涌流化床工况,但床高为 21 厘米的数据大体上仍属鼓泡流化床范围。图 8 示出了测量值与计算值的比较。由图可见,计算所得的曲线与实验数据很符合。同图中还示出了由 Yates 和 Gregoire^[13] 作出的,按 Kunii-Levenspiel 模型^[12]、Hovmand-Davidson 模型^[12]以及 Raghuraman-Potter 模型^[14]计算所得的结果。由图 8 可以清楚地看出,在这些模型中也以本文模型的计算值与实验数据最为接近。

3. 与氨氧化实验数据的比较

Massimilla 和 Johnstone^[15] 曾在直径为 11.4 厘米的流化床中研究了氨的氧化。采用的气体分布板为微孔板。为了验证本文提出的模型,我们选取床高为 19.5 厘米的数据来计算以满足鼓泡床条件。其结果如图 9 所示。可以看到,计算曲线与实验数据十分一致。

4. 与二氧化氮催化分解实验数据的比较

Shen 和 Johnstone^[16] 曾在直径为 11.4 厘米的流化床内研究了二氧化氮的分解。采用的气体分布板为微孔板。他们的实验数据系属典型鼓泡床数据。图 10 给出了按本文模型作出的计算曲线与实验数据的比较。由图可见,实验数据也理想地被提出的模型所描述。

5. 与醋酸乙烯合成工业流化床反应器数据的比较

当用乙炔与醋酸合成醋酸乙烯时,对于乙炔来说,反应为一级。因此,可以作出本文提出

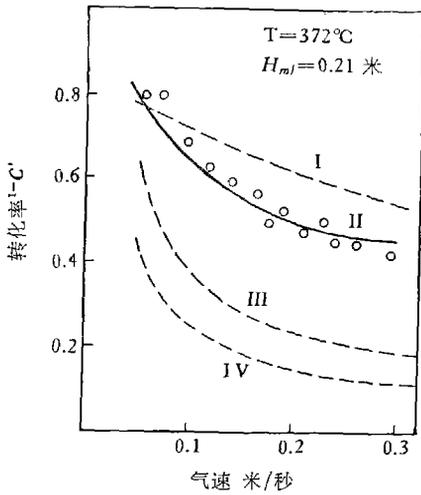


图 8 实验数据与计算值的比较

($D_G = 0.203$ 厘米²/秒, $K = 3.7$ 1/秒, $d_p = 0.027$ 厘米, $N_0 = 12$ $\epsilon_{mf} = 0.408$, $u_{mf} = 1.8$ 厘米/秒 I 为 Kunii-Levenspiel 模型, II 为本文提出的模型, III 为 Raghuraman-Potter 模型, IV 为 Hovmand-Davidson 模型)

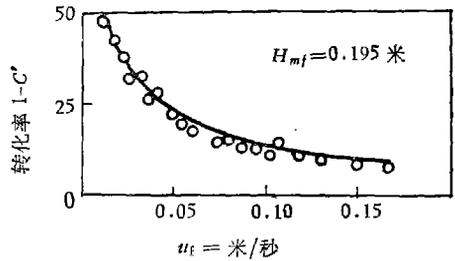


图 9 实验数据与计算值的比较

($D_G = 0.688$ 厘米²/秒, $\epsilon_{mf} = 0.476$, $u_{mf} = 0.28$ 厘米/秒, $K = 0.081$ 1/秒, $d_p = 0.0105$ 厘米, 烧结板, ——本文提出的模型)

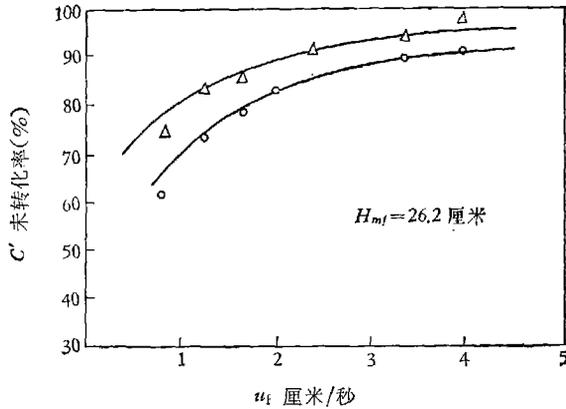


图 10 实验数据与计算值的比较

($D_G = 0.7$ 厘米²/秒, $\epsilon_{mf} = 0.5$, $d_p = 60 \sim 120$ 目, 实线为本文提出的模型)

	C^0	u_{mf} 厘米/秒	K 秒 ⁻¹
△	400	0.53	0.016
○	425	0.5	0.009

模型与工业装置实测数据的比较。陈甘棠^[47]曾报道了一直径约为 3 米的醋酸乙烯流化床反应器实测数据。表 1 示出了测定值与计算值的比较。在同一表中还列出了由陈甘棠^[47]作出的按全混模型、Kunii-Levenspiel 模型^[2]以及 Davidson 等人^[10]模型计算所得的结果。由表可见,由本

表 1 工业醋酸乙烯流化床反应器实测值与计算值的比较

分布板的总孔数 $N_0(-)$	172,000
流化床的表观气速 u_f (厘米/秒)	23.7
开始流态化速度 u_{mf} (厘米/秒)	11.78
开始流态化条件下的空隙度 $\epsilon_{mf}(-)$	0.551
气体扩散系数 D_G (厘米 ² /秒)	0.124
反应速度常数 K (1/秒)	0.00507
流态化床层高度 H (米)	7.23
实测的乙炔未转化率 $C'(-)$	0.88
按本文模型算得的乙炔未转化率 $C'(-)$	0.888
按 Kunii-Levenspiel 模型算得的乙炔未转化率 $C'(-)$	0.786
按全混模型算得的乙炔未转化率 $C'(-)$	0.843
按 Davidson 等人模型算得的乙炔未转化率 $C'(-)$	0.878

文模型算得的乙炔未转化率与实测数据很接近。它说明即使是对工业大型流化床, 本文提出的模型也是正确的。

本文承郭慕孙研究员、卢焕章、郑焯高级工程师审阅, 在此表示感谢。

参 考 文 献

- [1] 秦霁光、王志洁, 鼓泡流化床中气泡相与乳浊相之间的气体交换, 化工部化工机械研究院, 待发表
- [2] Kunii, D. & Levenspiel, O., *Fluidization Engineering*, John Wiley & Sons, Inc., 1969.
- [3] Kato, K. & Wen, C. Y., *Chem. Eng. Sci.*, **24**(1969), 1351.
- [4] 小林晴夫、荒井 深, 化学工学, **29** (1965), 885.
- [5] Calderbank, P. H., Pereira, J. & Burgess, J. M., *Fluidization Technology* (Ed. Keairns, Dale, L.), 1976, Vol. 1, 115.
- [6] 秦霁光, 化工机械, 1974, 1:75.
- [7] Partridge, B. A. & Rowe, P. N., *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, **44**(1966), T335.
- [8] 秦霁光, 化工学报, 1980, 1: 83.
- [9] Fryer, C. & Potter, O. E., *Fluidization Technology* (Ed. Keairns, Dale, L.), 1976, Vol. 1, 171.
- [10] Oreutt, J. C., Davidson, J. F. & Pigford, R. L., *Chem. Eng. Prog. Symp. Series.*, 1962, 38:1.
- [11] 小林晴夫、荒井 深、千葉志俊、田中嘉治, 化学工学, **33**(1969), 274.
- [12] Hovmand, S. & Davidson, J. F., *Fluidization* (Ed. Davidson, J. F. & Harrison, D.), 1971, 192.
- [13] Yates, J. G. & Gregoire, J. Y., *Chem. Eng. Sci.*, **35**(1980), 380.
- [14] Rahrman, J. & Potter, O. E., *AIChE J.*, **24**(1978), 698.
- [15] Massimilla, L. & Johnstone, H. F., *Chem. Eng. Sci.*, 1961, 16: 105
- [16] Shen, C. Y. & Johnstone, H. F., *AIChE J.*, **1**(1955), 349.
- [17] 陈甘棠, 石油化工, 1976, 6: 634.