

# 分区多流域提升管 EMMS 曳力模型的构建

杜玉朋<sup>1</sup>, 杨朝合<sup>1</sup>, 朱迪<sup>2</sup>

(1. 中国石油大学重质油国家重点实验室, 山东青岛 266580; 2. 中国石化物探公司胜利分公司, 山东东营 257086)

**摘要:**考虑 CFB 提升管快速床中因颗粒团聚物的存在而发生的气固相间曳力下滑的现象, 建立基于能量最小多尺度方法(EMMS)的曳力模型, 并将其与 CFD 两相流模型相耦合模拟传统等径提升管和新型分区多流域提升管两种不同结构的提升管。结果表明:将 EMMS 曳力模型耦合 CFD 双流体模型, 可以合理地预测提升管内轴向与径向上的流场分布, 实现对提升管内气固两相流动的准确表达;当 CFB 提升管的结构与操作工况发生变化时须重新寻求更为合适的曳力模型。

**关键词:**两相流; 曳力模型; 流态化; 分区多流域提升管

**中图分类号:**TE 624 **文献标志码:**A

**引用格式:**杜玉朋, 杨朝合, 朱迪. 分区多流域提升管 EMMS 曳力模型的构建[J]. 中国石油大学学报(自然科学版), 2017, 41(1):176-182.

DU Yupeng, YANG Chaohe, ZHU Di. Development of EMMS-based drag model for multi-regime riser[J]. Journal of China University of Petroleum (Edition of Natural Science), 2017, 41(1):176-182.

## Development of EMMS-based drag model for multi-regime riser

DU Yupeng<sup>1</sup>, YANG Chaohe<sup>1</sup>, ZHU Di<sup>2</sup>

(1. State Key Laboratory of Heavy Oil Processing in China University of Petroleum, Qingdao 266580, China;  
2. SINOPEC Geophysical Corporation Shengli Branch, Dongying 257086, China)

**Abstract:** Considering the phenomenon of gas-solid flow caused by the particle clusters in the circulating fluidized bed (CFB) riser, the energy minimum multi-scale method (EMMS)-based drag model was developed in this study. And the drag model was coupled with the two-phase flow model of CFD for simulations of a conventional riser and a novel multi-regime riser. It is found that the developed drag model can reasonably predict the flow distributions on both axial and radial directions, which leads to the correct characterization of the gas-solid flow in the riser. An appropriate drag models is needed when the configuration and operational conditions in CFB riser are changed.

**Keywords:** two-phase flow; drag model; fluidization; multi-regime riser

循环流化床提升管是化工过程工业一类重要的反应器, 广泛应用于炼油与燃烧等领域。近年来, 重质油国家重点实验室杨朝合等<sup>[1]</sup>开发了新型分区多流域提升管反应器。催化裂解提升管反应器内流动、传热与反应等关键过程之间高度耦合、相互影响, 其气固或气液固多相流动过程非常复杂。计算流体力学(CFD)多相流动模型已成功应用于 CFB 提升管内多相非均匀流动过程的模拟<sup>[2-6]</sup>, 其中相间

曳力的描述对模拟结果的可靠性起到至关重要的作用<sup>[5-6]</sup>。尽管多数 CFD 模型采用均相曳力模型<sup>[3-4]</sup>, 然而由于均相曳力模型难以刻画提升管内固相颗粒以颗粒团形式运动及其所造成的气固相间相互作用变化的本质特征, 故仍需要一种更为准确的气固相间曳力模型。中国科学院过程工程研究所提出的能量最小多尺度(EMMS)理论认为, 在气固流态化过程中, 固体颗粒总是倾向于以最小的能量消耗随气

收稿日期:2016-04-11

基金项目:国家“973”项目(2012CB215006)

作者简介:杜玉朋(1987-), 男, 博士研究生, 研究方向为气固两相流模拟。E-mail: duzhan2005@126.com。

通讯作者:杨朝合(1964-), 男, 教授, 博士, 博士生导师。研究方向为重油加工利用新技术。E-mail: yangch@upc.edu.cn。

相流动<sup>[7]</sup>。研究<sup>[5-6]</sup>表明,气固流态化中的固相颗粒多以颗粒聚团的形式存在。基于能量最小多尺度方法,Yang等<sup>[5,8-10]</sup>分别开发了非均相曳力模型,并耦合CFD多相流模型成功模拟了循环流化床提升管。笔者通过简化EMMS曳力模型求解算法,提出一种简便的曳力模型构建方法,并通过与CFD两相流模型相耦合模拟传统提升管对EMMS曳力模型构建方法进行验证,重新构建EMMS曳力模型模拟新型分区多流域提升管内的气固两相流动过程。

## 1 数学模型

### 1.1 CFD两相流模型

CFB提升管的数值模拟研究采用欧拉-欧拉双流体模型。

连续性方程( $k=g,s$ ):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k) + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k v_k) = 0. \quad (1)$$

动量方程( $l=s,g$ ):

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k v_k) + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k v_k v_k) = -\alpha_k \nabla p_g + \nabla \cdot \tau_k + \alpha_k \rho_k g + K_{lk}(v_l - v_k). \quad (2)$$

气相与固相应力表达式:

$$\begin{cases} \tau_g = 2\mu_g S_g + \alpha_g \lambda_g \nabla \cdot v_g, \\ \tau_s = [-p_s + \alpha_s \lambda_s \nabla \cdot v_s] + 2\mu_s S_s. \end{cases} \quad (3)$$

固相压力表达式:

$$p_s = \alpha_s \rho_s \Theta_s [1 + 2\alpha_s g_0(1+e)]. \quad (4)$$

固相黏度:

$$\mu_s = \frac{10d_p \rho_s \sqrt{\Theta_s} \pi}{96\alpha_s(1+e)g_0} \left[ 1 + \frac{4}{5}(1+e)\alpha_s g_0 \right]^2 + \frac{4}{5}\alpha_s \rho_s d_s g_0 \pi(1+e) \sqrt{\frac{\Theta_s}{\pi}}. \quad (5)$$

颗粒温度方程:

$$\frac{3}{2} \left[ \frac{\partial}{\partial t}(\rho_s \alpha_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s v_s \Theta_s) \right] = \tau_s : v_s - \nabla \cdot (k_{\Theta_s} \nabla \Theta_s) - \gamma - 3\beta \Theta_s. \quad (6)$$

### 1.2 EMMS模型基本方程与模型参数

根据EMMS模型<sup>[5,7]</sup>,将提升管内局部的非均相气固流动过程尺度分解为密相、稀相和稀密相间相3个均相(图1)。

密相颗粒动量方程:

$$\frac{3}{4} C_{Dc} \frac{f(1-\varepsilon_c)}{d_p} \rho_g U_{sc}^2 + \frac{3}{4} C_{Di} \frac{f}{d_{cl}} \rho_g U_{si}^2 = f(1-\varepsilon_c)(\rho_p - \rho_g)(g+a). \quad (7)$$

式中, $C_{Dc}$ 为密相单颗粒表观曳力系数; $f$ 为密相体积

分数; $\varepsilon_c$ 为密相空隙率; $C_{Di}$ 为单个团聚物表观曳力系数; $d_p$ 为颗粒直径; $a$ 为平均颗粒加速度。

稀相颗粒动量方程:

$$\frac{3}{4} C_{Df} \frac{(1-f)(1-\varepsilon_f)}{d_p} \rho_g U_{sf}^2 = (1-f)(1-\varepsilon_f)(\rho_p - \rho_g)(g+a). \quad (8)$$

式中, $C_{Df}$ 为稀相单颗粒表观曳力系数; $\varepsilon_f$ 为稀相空隙率。

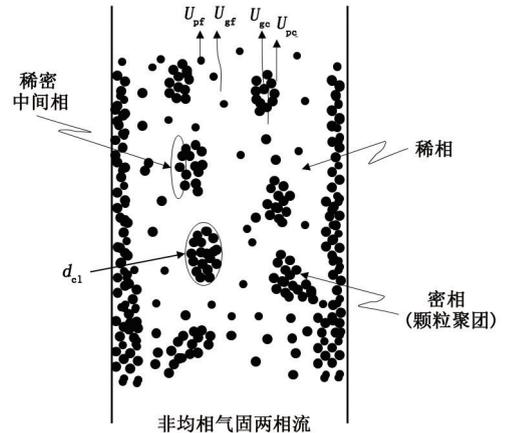


图1 EMMS模型

Fig. 1 EMMS model

稀密相间压降平衡方程:

$$C_{Df} \frac{1-\varepsilon_f}{d_p} \rho_g U_{sf}^2 + \frac{f}{1-f} C_{Di} \frac{1}{d_{cl}} \rho_g U_{si}^2 = C_{Dc} \frac{1-\varepsilon_c}{d_p} \rho_g U_{sc}^2. \quad (9)$$

式中, $C_{Df}$ 为稀相单颗粒表观曳力系数; $C_{Di}$ 为单个团聚物表观曳力系数。

流体质量守恒方程:

$$U_g = fU_c + (1-f)U_f. \quad (10)$$

式中, $U_g$ 为表观气体速度; $U_f$ 为稀相表观气体速度; $U_c$ 为密相表观气体速度。

颗粒质量守恒方程:

$$U_p = fU_{pc} + (1-f)U_{pf}. \quad (11)$$

式中, $U_p$ 为表观颗粒速度; $U_{pc}$ 为密相表观颗粒速度; $U_{pf}$ 为稀相表观颗粒速度。

空隙率方程:

$$\varepsilon = f\varepsilon_c + (1-f)\varepsilon_f. \quad (12)$$

颗粒团聚物直径方程:

$$d_{cl} = \frac{d_p \left[ \frac{U_p g}{1-\varepsilon_{max}} - \left( U_{mf} + \frac{U_p \varepsilon_{mf}}{1-\varepsilon_{mf}} \right) g \right]}{N_{st} \frac{\rho_p}{\rho_p + \rho_g} - \left( U_{mf} + \frac{U_p \varepsilon_{mf}}{1-\varepsilon_{mf}} \right) g}. \quad (13)$$

式中, $\varepsilon_{mf}$ 为最小流化空隙率; $\varepsilon_{max}$ 为最大空隙率。

单位质量颗粒的悬浮输送能耗:

$$N_{st} = \left[ U_g - \frac{\varepsilon_f - \varepsilon}{1-\varepsilon} f(1-f)U_f \right] \frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_p} (g+a). \quad (14)$$

模型中的其他中间变量可参见文献[5]。

因此,EMMS模型的独立变量共有9个,独立的模型方程有6个,另外还有一个稳定性条件方程(式(14)),用于确定模型方程组的唯一解。在求得EMMS模型各参数之后,提升管局部区域内的相间曳力系数即可根据下式求得<sup>[5]</sup>:

$$\beta_{EMMS} = \frac{\varepsilon^2}{U_s} F_D = \frac{\varepsilon^2}{U_s} (m_c F_c + m_i F_i + m_f F_f). \quad (15)$$

### 1.3 EMMS 曳力模型的简化与求解

EMMS局部动力学模型属于一种非线性规划问题,目标函数取极值,约束函数为质量与动量守恒方程及滑移速度为非负值<sup>[7]</sup>。求解该非线性规划问题须使用合适的优化算法,如GRG方法,该方法使用起来不够方便,且不易收敛。Xu等<sup>[11]</sup>通过修改原EMMS模型中的团聚物尺寸方程和曳力系数的表达式对其进行了简化,求解了简化模型的解析解。Yang等<sup>[5]</sup>分析了局部颗粒受力不平衡后,将平均颗粒加速度引入了动量守恒方程,并更新了求解算法。

本文研究对原EMMS模型的简化主要包括:①假定多尺度分解后的稀相空隙率为1.0,即稀相中没有颗粒的存在,颗粒仅存在于其他两相之中,Xu和Naren等<sup>[11-12]</sup>进行过同样的处理;②假定尺度分解后的密相空隙率为0.69。

模型方程推导如下:

假定:  $\varepsilon_f = 1.0, \varepsilon_c = 0.69$ , 则有:

$$U_{pf} = 0, \quad (16)$$

$$U_{pc} = \frac{U_p}{f}, \quad (17)$$

$$U_f = \frac{U_g \frac{\rho_g \varepsilon_c}{1 - \varepsilon_c} - f}{1 - f} U_{sc}, \quad (18)$$

$$U_c = \frac{U_{pc} \varepsilon_c}{1 - \varepsilon_c} + U_{sc}. \quad (19)$$

将以上中间变量带入EMMS模型动量守恒方程(式(1)、(2)、(3)),化简得:

$$0.15 \left( \frac{\rho_g d_p}{\mu_g} \right)^{0.687} U_{sc}^{1.687} + U_{sc} - \frac{[(1 - \varepsilon_f) + f(\varepsilon_f - \varepsilon_c)] \varepsilon_c^{4.7} d_p^2 (\rho_p - \rho_g) (g + a)}{1 - \varepsilon_c 18 \mu_g} = 0, \quad (20)$$

$$0.15 \left( \frac{\rho_g d_{cl}}{\mu_g} \right)^{0.687} U_{si}^{1.687} + U_{si} - (1 - f)^{5.7} (\varepsilon_f - \varepsilon_c) \times \frac{d_{cl}^2 (\rho_p - \rho_g) (g + a)}{18 \mu_g} = 0. \quad (21)$$

其他模型参数依据原模型各参数定义求解。模型求解具体算法如图2程序流程图所示。

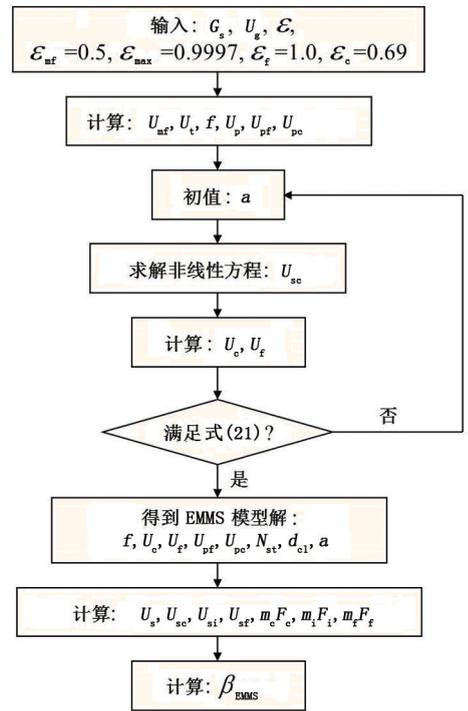


图2 EMMS曳力模型求解算法

Fig. 2 Algorithm to calculate drag coefficient using EMMS model

## 2 曳力系数和修正因子

图3分别为传统等径提升管和新型分区多流域提升管的结构与尺寸图。以传统提升管为研究对象,由全床参数( $U_g = 1.52 \text{ m/s}; G_s = 14.3 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ )求解得到不同空隙率下的相间曳力系数,并与使用均相曳力模型(Gidaspow曳力模型)和单颗粒标准曳力模型求得的曳力系数进行对比(图4)。由图4看出,基于EMMS方法的曳力模型求解的相间曳力系数要远小于单颗粒标准曳力模型,其原因在于气固两相流中固相颗粒的团聚所导致的相间曳力的滑坡;同时亦可以看出Gidaspow曳力模型求得的曳力系数远大于EMMS曳力模型求得的曳力系数值,其原因在于EMMS理论中能量最小消耗的假定,颗粒团聚物的存在降低了床层内整体流动的阻力<sup>[5]</sup>,相应地,使得气固相间作用的有效曳力系数值大大降低。

Yang等<sup>[5]</sup>考虑到床层内周围粒子和流动结构对曳力的影响,定义了曳力系数修正因子( $\omega = \beta/\beta_0$ ),即模型曳力系数与单颗粒标准曳力系数的比值。据此定义,Gidaspow曳力模型的曳力系数修正因子即为 $\omega = \varepsilon^{-2.7}$ 。本文研究EMMS曳力模型的曳力系数修正因子结果如图5所示。可以看出,EMMS曳力模型的曳力系数修正因子与Yang模

型<sup>[5]</sup>的曳力系数修正因子并无太大差别,而均相曳力模型的曳力系数修正因子远远大于基于EMMS方法的曳力系数修正因子,且大于单颗粒标准曳力模型修正因子( $\omega = 1.0$ )。

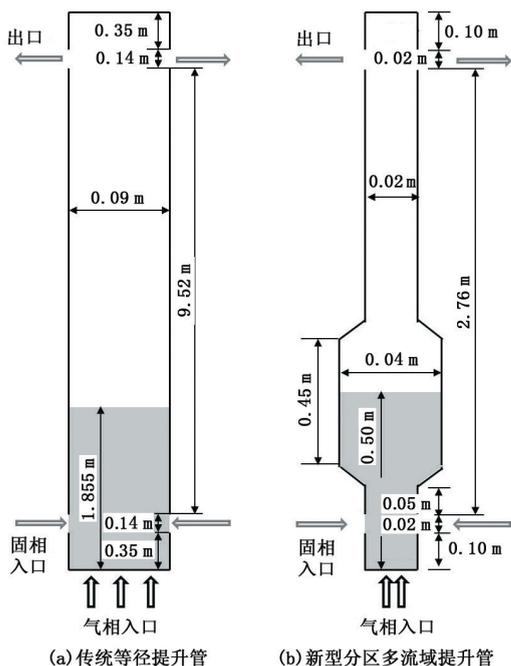


图3 传统提升管和分区多流域提升管结构与尺寸

Fig. 3 Configuration of conventional riser and multi-regime riser

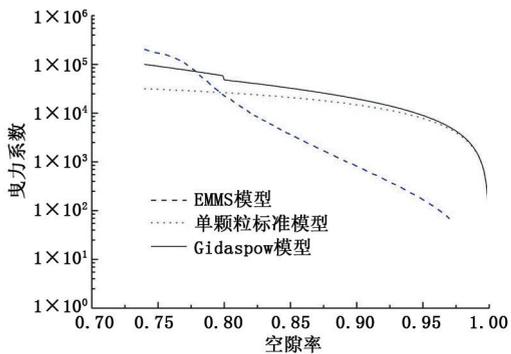


图4 使用Gidaspow和EMMS曳力模型计算的传统提升管内的曳力系数

Fig. 4 Drag coefficient calculated using Gidaspow and EMMS models for conventional riser

在求得曳力系数修正因子后便可根据其定义求得曳力系数。对于传统等径提升管,其曳力系数和修正因子表达式分别为

$$\beta = \begin{cases} 150 \frac{(1-\varepsilon)^2 \mu_g}{\varepsilon d_p^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon) \rho_g |u_g - u_p|}{d_p}, & \varepsilon \leq 0.77; \\ \frac{3}{4} \frac{\varepsilon(1-\varepsilon)}{d_p} \rho_g |u_g - u_p| C_{D0} \cdot \omega(\varepsilon), & \varepsilon > 0.77. \end{cases} \quad (22)$$

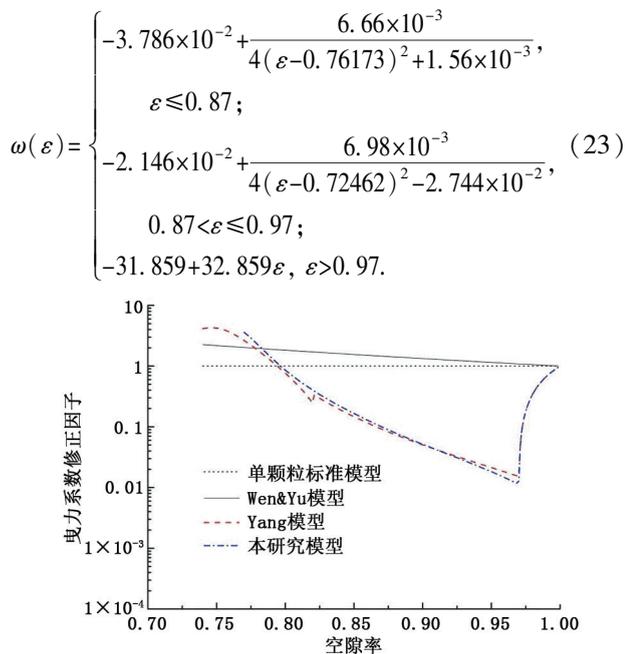


图5 不同曳力系数修正因子对比

Fig. 5 Comparison between different drag coefficient correction factors

对于新型分区多流域提升管,其曳力系数及其修正因子表达式如下。

(1) 多流域提升管输送段:

$$\beta_1 = \begin{cases} 150 \frac{(1-\varepsilon)^2 \mu_g}{\varepsilon d_p^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon) \rho_g |u_g - u_p|}{d_p}, & \varepsilon \leq 0.74; \\ \frac{3}{4} \frac{\varepsilon(1-\varepsilon)}{d_p} \rho_g |u_g - u_p| C_{D0} \cdot \omega_1(\varepsilon), & \varepsilon > 0.74. \end{cases} \quad (24)$$

$$\omega_1(\varepsilon) = \begin{cases} -2.576 \times 10^{-2} + \frac{2.1863 \times 10^{-2}}{4(\varepsilon - 0.64305)^2 + 1.0787 \times 10^{-2}}, & \varepsilon \leq 0.98; \\ -47.981 + 48.981\varepsilon, & \varepsilon > 0.98. \end{cases} \quad (25)$$

(2) 多流域提升管扩径段:

$$\beta_2 = \begin{cases} 150 \frac{(1-\varepsilon)^2 \mu_g}{\varepsilon d_p^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon) \rho_g |u_g - u_p|}{d_p}, & \varepsilon \leq 0.70; \\ \frac{3}{4} \frac{\varepsilon(1-\varepsilon)}{d_p} \rho_g |u_g - u_p| C_{D0} \omega_2(\varepsilon), & \varepsilon > 0.70. \end{cases} \quad (26)$$

$$\omega_2(\varepsilon) = \begin{cases} -1.442 \times 10^{-2} + \frac{1.285 \times 10^{-2}}{4(\varepsilon - 0.63893)^2 + 1.073 \times 10^{-2}}, & \varepsilon \leq 0.97; \\ -31.872 + 32.872\varepsilon, & \varepsilon > 0.97. \end{cases} \quad (27)$$

将以上各表达式编写成用户自定义函数

(UDF),并与 CFD 两相流模型相耦合,可用于模拟传统等径与新型多流域这两种不同结构型的提升管。

### 3 模拟结果分析

根据图 3 所示的 2 套提升管结构与尺寸数据,

表 1 气固两相流模型参数设置

Table 1 Parameters settings for simulations of gas-solid flow

提升管类型	气固相	$\rho_g / (\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	$\mu_g / (\text{Pa} \cdot \text{s})$	$\rho_s / (\text{kg} \cdot \text{m}^{-3})$	$d_p / \mu\text{m}$	$U_g / (\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	$G_s / (\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1})$
传统等径提升管	空气-FCC 催化剂	1.2	$1.8 \times 10^{-5}$	930	54	1.52	14.3
新型多流域提升管	空气-FCC 催化剂	1.2	$1.8 \times 10^{-5}$	1700	76	3.50	30.0

每个算例均运算 30 s 的时间,并取后 15 s 的数据进行时间平均。对于传统提升管,使用不同曳力

采用 Gambit 2.6 软件建立了二维计算域,并将其划分成结构化网格,各自的网格数分别是 27 000 和 18 000;使用 Fluent 6.3 软件对其进行数值模拟,其中提升管入口设置为速度入口边界,出口设置为压力出口,气相在提升管壁面上无滑移,固相为部分滑移,其他模型参数见表 1。

模型预测的轴向空隙率和不同位置处径向上的空隙率分布见图 6。

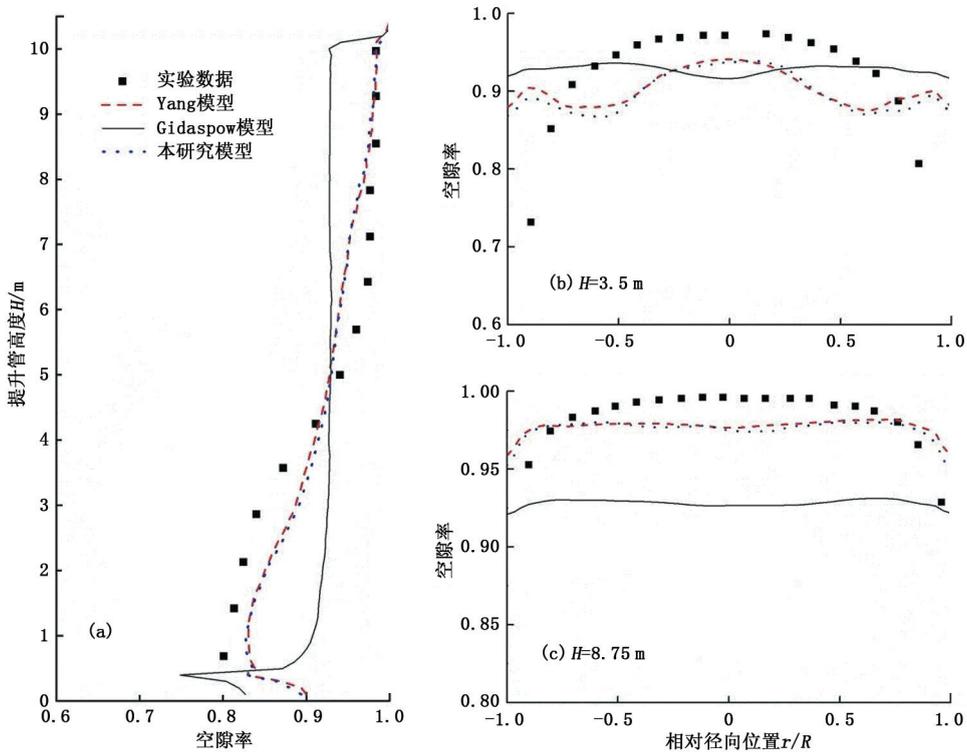


图 6 传统提升管内轴向与径向上空隙率分布

Fig. 6 Time-averaged axial and radial voidage distributions in conventional riser

可以看出,提升管内空隙率在轴向上呈现出上稀下浓的“S”形分布,拐点约出现在 4.5 m 的高度处。采用基于 EMMS 方法的曳力模型(Yang 模型和简化 EMMS 曳力模型)预测的结果也重现了轴向上的这种分布,但预测的拐点位置约在 3.0 m 高度处,呈现出一定的偏差。与之相比,使用均相曳力模型(Gidaspow 模型)根本无法捕捉到这样的 S 形分布。不仅如此,由图 6 所示的径向空隙率分布可知,均相曳力模型比非均相曳力模型的预测值偏差更大。因此,传统提升管在 CFD 两相流模型中耦合非均相曳

力模型比耦合均相曳力模型将得到更好的预测结果。另外,对比 Yang 曳力模型和简化 EMMS 曳力模型预测结果可知,经简化后的 EMMS 曳力模型与 Yang 曳力模型的预测值无论是轴向空隙率还是径向空隙率分布均未见太大的偏差,故对原 EMMS 曳力模型的简化并未影响到模型的可靠性与准确性。

对于新型多流域提升管,使用不同曳力模型预测的轴向空隙率分布和直管输送段与扩径段径向空隙率分布见图 7。可以看出结果与图 6 一致,即非均相的曳力模型比均相曳力模型将获得更为可靠的

模拟结果。同时对比 Yang 曳力模型与简化 EMMS 曳力模型可知,当提升管结构和操作条件(表观气速、固体颗粒属性和固相循环量)变化时,由改变后的操作条件重新求取的 EMMS 曳力模型得到了与试验数据更加一致的预测结果。使用不同曳力模型

所监测的提升管出口处颗粒循环量的值,Gidaspow 模型、Yang 模型、EMMS 曳力模型分别预测的颗粒循环量为 385、96.6、31.2 kg/(m<sup>2</sup>·s)(图 8),表明 EMMS 曳力模型比均相曳力模型和 Yang 曳力模型更适宜该分区多流域提升管内气固两相流动的模拟。

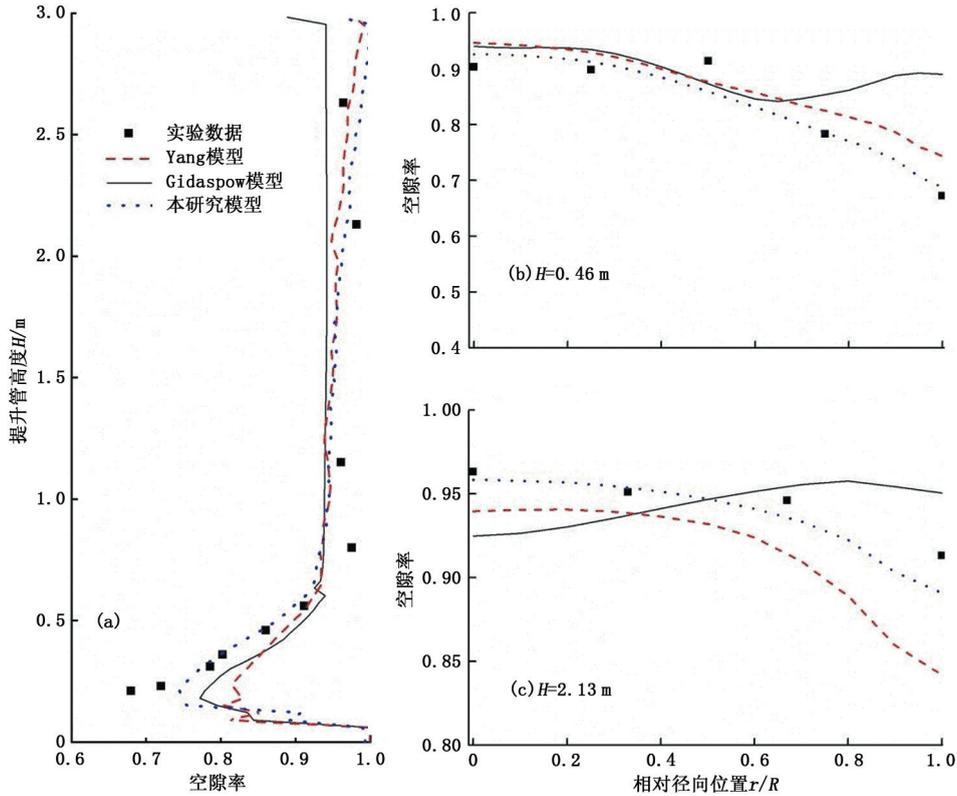


图7 多流域提升管内轴向与径向上的空隙率分布

Fig.7 Time-averaged axial and radial voidage distributions in multi-regime riser

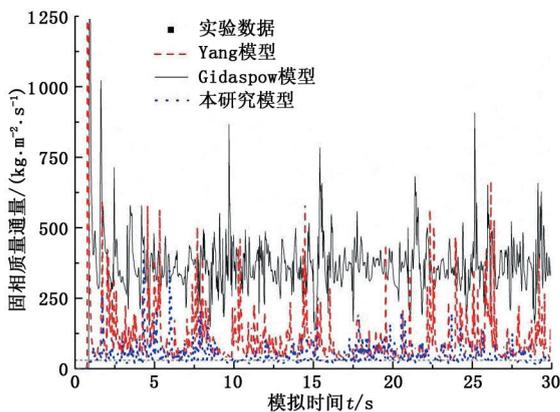


图8 分区多流域提升管出口处的固相循环量检测

Fig.8 Time evolution of cross-section averaged solids mass flux at outlet of multi-regime riser

## 4 结论

(1)基于 EMMS 方法的非均相曳力模型比均相曳力模型更适宜 CFB 提升管内气固两相流动过程的模拟。

(2)经合理简化的 EMMS 曳力模型依然可获得与未简化的 EMMS 曳力模型相接近的预测能力。

(3)提升管结构和操作工况改变时,需要重新计算曳力系数修正因子,以便获得更为可靠的模拟结果。

### 参考文献:

[1] 杨朝合,李春义,山红红,等.一种利用两段催化裂解生产丙烯和高品质汽柴油的方法:CN101074392A [P]. 2007-11-21.

[2] WANG W, LU B, ZHANG N, et al. A review of multi-scale CFD for gas-solid CFB modeling[J]. International Journal of Multiphase Flow, 2010,36(2):109-118.

[3] BENYAHIA S, ARASTOPOUR H, KNOWLTON T M, et al. Simulation of particles and gas flow behavior in the riser section of a circulating fluidized bed using the kinetic theory approach for the particulate phase[J]. Powder Technology, 2000,112(1):24-33.

[4] LU H, GIDASPOW D, BOUILLARD J, et al. Hydrody-

- dynamic simulation of gas-solid flow in a riser using kinetic theory of granular flow[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2003,95(1):1-13.
- [5] YANG N, WANG W, GE W, et al. Simulation of heterogeneous structure in a circulating fluidized-bed riser by combining the two-fluid model with the EMMS approach [J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2004,43(18):5548-5561.
- [6] PINHEIRO C I C, FERNANDES J L, DOMINGUES L, et al. Fluid catalytic cracking (FCC) process modeling, simulation, and control [J]. *Industrial & engineering chemistry research*, 2011,51(1):1-29.
- [7] LI J, KWAUK M. Exploring complex systems in chemical engineering;the multi-scale methodology[J]. *Chemical Engineering Science*, 2003,58(3):521-535.
- [8] QI H, LI F, XI B, et al. Modeling of drag with the Eulerian approach and EMMS theory for heterogeneous dense gas-solid two-phase flow[J]. *Chemical Engineering Science*, 2007,62(6):1670-1681.
- [9] WANG S, ZHOU G, LIU G, et al. Hydrodynamics of gas-solid risers using cluster structure-dependent drag model[J]. *Powder Technology*, 2014,254:214-227.
- [10] SHAH M T, UTIKAR R P, PAREEK V K, et al. Effect of closure models on Eulerian-Eulerian gas-solid flow predictions in riser[J]. *Powder Technology*, 2015,269:247-258.
- [11] XU G, LI J. Analytical solution of the energy-minimization multi-scale model for gas-solid two-phase flow[J]. *Chemical Engineering Science*, 1998,53(7):1349-1366.
- [12] NAREN P R, LALI A M, RANADE V V. Evaluating EMMS model for simulating high solid flux risers[J]. *Chemical Engineering Research and Design*, 2007,85(8):1188-1202.

(编辑 刘为清)