

文章编号:2095-0411(2018)02-0007-07

FCC 提升管内气液固三相流动的数值模拟研究

刘英杰¹, 杨基和¹, 蓝兴英², 高金森²

(1. 常州大学 江苏省绿色催化材料与技术重点实验室, 江苏 常州 213164; 2. 中国石油大学(北京) 重质油国家重点实验室, 北京 102249)

摘要:采用 Fluent 软件,耦合提升管内油气、雾滴和催化剂间的动量、热量和质量传递,建立了气液固三相作用模型。采用此模型对 FCC 提升管进料雾滴的气化过程以及气液固三相流动进行了模拟研究,考察了雾滴在提升管内的气化时间,以及不同碰撞几率下各相的体积分数分布、液固传质速率和催化剂上吸附的液相含量。结果表明,非气化组分的气化时间很短,对气液固三相流动的影响很小,但其在催化剂上的大量吸附会降低催化剂活性,最终影响 FCC 反应效果。

关键词:催化裂化提升管;三相流化;数值模拟

中图分类号:TQ 018

文献标志码:A

doi:10.3969/j.issn.2095-0411.2018.02.002

Numerical Simulation of Gas-Solid-Liquid Three Phase Flow in FCC Riser

LIU Yingjie¹, YANG Jihe¹, LAN Xingying², GAO Jinsen²

(1. Jiangsu Key Laboratory of Advanced Catalytic Materials and Technology, Changzhou University, Changzhou 213164, China; 2. State Key Laboratory of Heavy Oil Processing, China University of Petroleum, Beijing 102249, China)

Abstract:Using Fluent software, coupling the momentum, heat and mass transfer models of oil gas, droplets and catalysts, a gas-liquid-solid flow model was proposed. Based on the above model, the gasification time of the liquid droplet, the liquid and solid volume fraction distributions, the liquid and solid mass transfer rates, as well as the contents of liquid adsorbed in catalysts were analyzed. The results showed that the gasification time of liquid droplets is very short. The existence of high-boiling-point components has little effect on flow behaviours. However, the mass transfer of liquid to solid phase decreases the activity of catalysts, thus impact the final FCC reaction effects.

Key words: FCC riser; three phase fluidization; numerical simulation

收稿日期:2017-12-10。

基金项目:国家自然科学基金项目(21306014); 重质油国家重点实验室开放基金资助项目(SKLOP20163001); 江苏省绿色催化材料与技术实验室开放课题(BM2012110)。

作者简介:刘英杰(1982—),女,山东威海人,博士,讲师。通信联系人:杨基和(1955—),E-mail:yangjihe@cczu.edu.cn

催化裂化(FCC)是一种重要的原油轻质化过程,我国商品汽油 80%来自催化裂化,而提升管是 FCC 反应的核心场所。原油经喷嘴雾化后,在提升管底部与来自底部的高温催化剂接触并气化。在这个过程中存在着雾滴、油气和催化剂三相间的动量、热量和质量传递以及复杂的 FCC 反应。

受系统复杂性限制,通过实验手段很难深入研究提升管内的气液固三相作用,一般都假设进料瞬间气化,考察气固两相流动^[1]。针对提升管液相进料的实验研究则多采用水、液氮等^[2-3],即使针对石油馏分雾滴的气化研究,也只限于沸点较低的轻组分,如瓦斯油^[4],且这些研究都认为雾滴在流化床内很快气化,没有考虑非气化组分对随后的流动和反应的影响。

随着计算机技术的发展,采用数值模拟手段预测提升管内的流动和产物分布成为指导工业应用的重要手段。在传统的 FCC 模拟中,针对气固两相流动和反应的研究最多,由此发展出了诸多预测提升管气固流动的数学模型^[5-8]。与实验相似,现有的 FCC 模拟也多假设油气完全气化,考察油气和催化剂的作用和反应^[9-11],或着眼于对气化过程的研究^[11-12],而没有考虑非气化组分对整体流动和反应的影响。

随着 FCC 进料掺渣率越来越高,进料密度、黏度、沸点和残炭值都更高,由喷嘴进入提升管的雾滴气化效果变差,在管内约 500 ℃的环境内很难完全气化。提升管内不能气化的雾滴与催化剂接触后会发生黏附,其稠环芳烃含量很高,会优先吸附于催化剂,而反应速度又很慢,阻碍了其他油气分子与催化剂活性位的接触,因此雾滴的存在对气液固三相流动的影响非常重要。但目前鲜有针对提升管内非气化雾滴存在下的气液固三相作用的研究。

本文采用数值模拟的方法,耦合提升管内液相非气化组分、气相油气和固相催化剂间的动量、热量和质量传递,建立了气液固三相作用模型。采用建立的模型对提升管内进料雾滴的气化过程进行模拟,并对非气化组分存在下提升管内的气液固三相流动过程进行了研究,分析了非气化组分的存在对提升管内流场和催化裂化效果的影响。

1 数学模型

模拟时采用的控制方程组和主要的封闭方程如下:

连续性方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \rho_k u_{kj}) = S_k \quad (1)$$

动量方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k u_{ki}) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \rho_k u_{kj} H_{kj}) = -\partial_k \frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{k,ij}}{\partial x_j} + \alpha_k \rho_k g_i - \beta(u_{ki} - u_{ki}) \quad (2)$$

能量方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k H_{kj}) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \rho_k u_{kj} H_{kj}) = \frac{\partial}{\partial x_j}(\lambda_k \frac{\partial H}{\partial x_i}) - h(T_{ki} - T_{ki}) \quad (3)$$

组分传输方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k Y_{k,n}) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \rho_k u_{kj} Y_{k,n}) = \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \rho_k D \frac{\partial}{\partial x_j} Y_{k,n}) \quad (4)$$

颗粒拟温度方程

$$\begin{cases} \frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_p \rho_p \Theta) + \frac{\partial}{\partial x_k} (\alpha_p \rho_p u_{pk} \Theta) \right] = \frac{\partial}{\partial x_k} (\Gamma_\theta \frac{\partial \Theta}{\partial x_k}) + \mu_p (\frac{\partial u_{pk}}{\partial x_i} + \frac{\partial u_{pi}}{\partial x_k}) \\ \frac{\partial u_{pk}}{\partial x_i} - p_p \frac{\partial u_{pk}}{\partial x_k} + (\xi_p - \frac{2}{3} \mu_p) (\frac{\partial u_{pk}}{\partial x_k})^2 - \lambda \end{cases} \quad (5)$$

气固动量传递模型采用 EMMS 模型^[13]:

$$\beta_{gp} = \begin{cases} \frac{3}{4} C_{d,p} \frac{\alpha_p \alpha_g \rho_g}{|\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p|} \omega(\alpha_g) & \alpha_g > 0.74 \\ 150 \frac{\alpha_p (1 - \alpha_g) \mu_g}{\alpha_g d_p^2} + 1.75 \frac{\rho_g \alpha_p |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p|}{d_p} & \alpha_g \leq 0.74 \end{cases} \quad (6)$$

$$C_{d,p} = \begin{cases} \frac{24(1 + 0.15 Re_p^{0.687})}{Re_p} & Re_p < 1000 \\ 0.44 & Re_p \geq 1000 \end{cases} \quad (7)$$

$$Re_p = \frac{\alpha_g \rho_g d_p |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p|}{\mu_g} \quad (8)$$

$$\omega(\alpha_g) = \begin{cases} -0.5760 + \frac{0.0214}{4(\alpha_g - 0.7463)^2 + 0.0044} & 0.74 < \alpha_g \leq 0.82 \\ -0.0101 + \frac{0.0038}{4(\alpha_g - 0.7789)^2 + 0.0040} & 0.82 < \alpha_g \leq 0.97 \\ -31.8295 + 32.8295 \alpha_g & \alpha_g > 0.97 \end{cases} \quad (9)$$

气液动量传递模型采用 Issa 和 Oliverira 等建立的关联式^[14]:

$$\beta_{gl} = \alpha_g \alpha_1 \frac{3 \rho_g |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p| C_{D,1}}{4 d_1} \quad (10)$$

$$C_{D,1} = \begin{cases} \frac{24}{Re_1 \alpha_g} (1 + 0.15 Re_1^{0.687}) & Re_1 < 1000 \\ 0.44 & Re_1 \geq 1000 \end{cases} \quad (11)$$

$$Re_1 = \frac{\alpha_g \rho_g d_1 |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p|}{\mu_g} \quad (12)$$

液固动量传递模型采用 Ge 和 Fan 等提出的关联式^[15]

$$\beta_{lp} = (1 - \lambda) \varphi \frac{3}{4} \frac{(1 + e_{lp}) \alpha_1 \rho_1 \alpha_p \rho_p (d_1 + d_p)^2 |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p|}{(\rho_1 d_1^3 + \rho_p d_p^3)} \quad (13)$$

式中: γ 为雾滴和颗粒的碰撞几率,计算中取 $0.01 \sim 0.07$; $\varphi = 14$; $e_{lp} = 0.5$ 。

气固传热模型采用 Gunn 模型^[16-17]:

$$h_{gp} = \frac{6 \alpha_p k_g N u_{part}}{d_p^2} \quad (14)$$

$$N u_{part} = (7 - 10 \alpha_g + 5 \alpha_g^2) (1 + 0.7 Re_p^{0.2} Pr^{0.33}) + (1.33 - 2.4 \alpha_g + 1.2 \alpha_g^2) Re_p^{0.7} Pr^{0.33} \quad (15)$$

气液/液固传热采用 Buchanan 提出的模型^[17-18]:

$$h_{gl/lp} = \frac{6 \alpha_1 k_g N u_{part}}{d_p^2} \quad (16)$$

$$N u_{drop} = \frac{(2 + 0.6 Re^{0.5} Pr^{0.333}) \alpha_g \rho_g d_p |\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p|}{(1 + \frac{c_{p,g} (T_g - T_1)}{L})^{0.7}} \quad (17)$$

式中: L 为液相气化潜热。

雾滴气化导致的气液质量传递模型^[18]为

$$q_{\text{gl}} = \frac{(h_{\text{gl}} + h_{\text{lp}})(T_g - T_1)}{L} \quad (18)$$

假设雾滴与催化剂碰撞后吸附到催化剂上,二者的液固质量传递模型^[19-22]为:

$$q_{\text{pl}} = \gamma m_1 f_{\text{lp}} \quad (19)$$

$$m_p = \rho_p \pi d_p^3 / 6 \quad (20)$$

$$f_{\text{lp}} = \frac{\pi}{4} n_1 n_p (d_p + d_1)^2 |v_g - v_p| = \frac{\pi}{4} \frac{6\alpha_1}{\pi d_1^3} \frac{6\alpha_p}{\pi d_p^3} (d_p + d_1)^2 |v_g - v_p| \quad (21)$$

式中: m_1 为单个雾滴质量; f_{lp} 为单位体积内雾滴和颗粒的碰撞次数。

FCC 提升管中的催化剂颗粒会发生团聚形成颗粒簇,颗粒簇的尺寸在几百微米,而进料雾化喷嘴喷出后的雾滴直径可为几十微米,模拟中假设在流动过程中雾滴会吸附于催化剂簇上,通过雾滴和颗粒的碰撞几率 γ 来表征雾滴在催化剂簇上的吸附概率。

2 模拟对象及工况

模拟对象见图 1^[1],其中:图 1(a)为模拟的实验装置;图 1(b)为模拟简化图。提升管内径 186mm,入口直径 83mm,床高 14m,出口直径 100mm。

模拟采用商业软件 GAMBIT 2.3.16 划分二维网格,网格尺寸为 4.65 mm × 20 mm。在 FLUENT 6.3.26 上进行求解,求解方法为 Phase Coupled SIMPLE。提升管内催化剂颗粒直径 65 μm,颗粒密度 1 370 kg/m³,气体密度 1.225 kg/m³。提升管初始固含率 0.13,气相表观气速 3.28 m/s,非气化组分占气相体积的 0.2%。颗粒相采用循环速度入口的方式处理,入口体积分数 0.25。计算时间步长 0.001 s。模拟结果为流场达到稳定状态后 20 s 的时均值。

3 结果与讨论

为了考察雾滴气化时间对流动的影响,首先对雾滴气化过程进行了三维模拟,雾滴通过下部 4 个喷嘴喷入提升管内。假设当气体温度高于液体时,液体气化,而当气体温度低于等于液体时,气体不会冷凝。图 2 为得到的喷嘴处液相体积分数分布,液体在提升管内只分布在喷嘴入口处,表明液相在提升管内的气化时间非常短,在喷入管内约 10 mm 内液相便完全气化,即气化时间在 50 ms 以内。其他研究^[12,18]也表明,提升管内雾滴的气化时间在毫秒级,这相对于 2~3 s 的 RFCC 反应时间可以忽略。因此为了简化模型,在后续模拟中忽略雾滴的气化过程,着重考察非气化组分存在下的气液固三相流动。

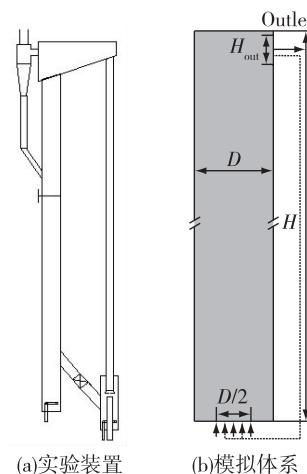


图 1 模拟对象

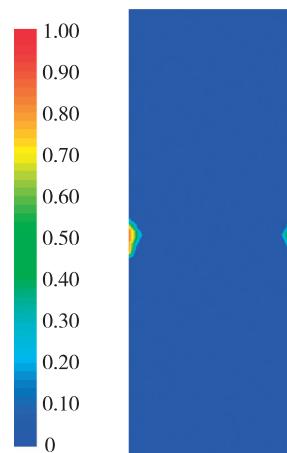


图 2 喷嘴附近瞬时液相体积分数分布 ($t = 20$ s)

图3为模拟得到的提升管内颗粒体积分数沿提升管高分布,其中 $\gamma=0$ 时未考虑液滴与催化剂的传质, $\gamma=0.01$ 时考虑了液固传质,并与气固两相流动的实验值进行了对比。结果表明,3种情况下提升管内的轴向颗粒体积分数分布较为一致,颗粒体积分数下密上稀,提升管底部颗粒浓度较高,体积分数在0.2左右,上部浓度显著减低,为0.03左右。可见由于非气化组分含量少,仅占气体体积的0.2%,其存在对催化剂颗粒体积分数的分布影响不大。

研究还考察了 $\gamma=0$ 和 $\gamma=0.01$ 时提升管内非气化组分的瞬时体积分数分布,如图4(a)所示。由图可见,当不考虑雾滴吸附时,雾滴在提升管内呈S型向上运动,这与气固提升管中颗粒的环核流动是一致的。而考虑雾滴与催化剂的碰撞吸附后,整个提升管区域内的液相体积分数接近于0,表明雾滴基本全部吸附到催化剂上。图4(b)为雾滴在催化剂上的吸附速率。由图可见,在提升管底部,雾滴和颗粒间的传质速率非常高,接近 $200\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$,由于传质速度快,非气化组分含量少,在高度1m内传质速率迅速降低,这也是整个提升管内液相体积分数分布非常低的原因。

雾滴在催化剂上的吸附速率受二者碰撞几率的影响,而碰撞几率 γ 为经验参数,有研究者建议取0.05^[17]。为了考察碰撞几率对雾滴吸附的影响,将 γ 取值为 $0.01 \sim 0.07$,分析提升管内非气化组分的体积分数分布,结果见图5。由图可见,所有情况下进入提升管的非气化组分都很快吸附在催化剂上。当 $\gamma=0.01$,即碰撞几率较小时吸附速率稍慢,在高度为0.25m处提升管内的非气化组分体积分数为入口处的1.25%,在高度为2m以后含量几乎为零;当碰撞几率较大时,非气化组分几乎在进入提升管的瞬间便吸附在催化剂上。而图中 $\gamma=0.01$ 时提升管底部的液相体积分数最高也仅为 2.5×10^{-5} ,因此碰撞几率的取值对提升管内液固传质效果影响很小。

虽然非气化组分的存在对气液固流动的影响很小,但非气化组分会吸附于催化剂颗粒,占据活性位并最终影响反应结果。模拟考察了不同碰撞几率下催化剂上吸附的非气化组分含量,如图6所示。由于雾滴在进入提升管后很快吸附于催化剂上,因此不同碰撞几率下催化剂上的液相含量分布很相似,

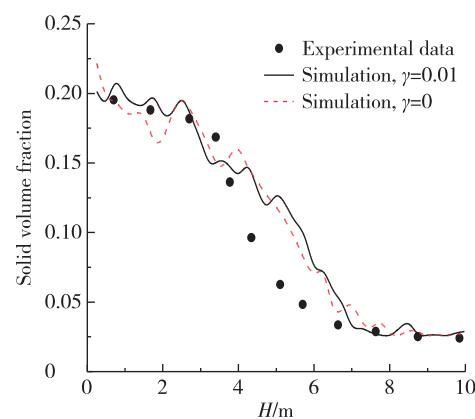


图3 颗粒体积分数分布

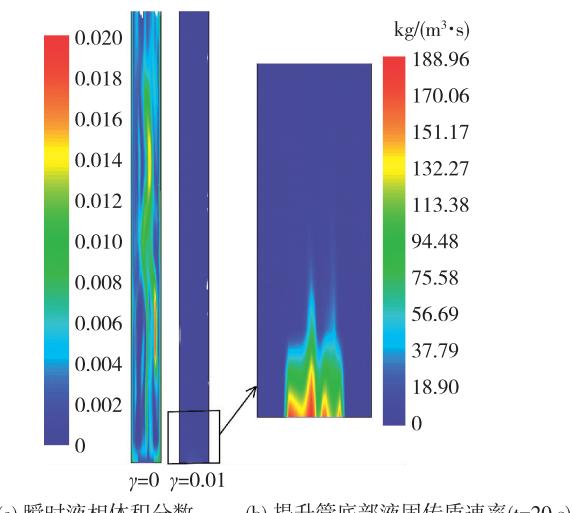


图4 液相体积分数及传质速率分布

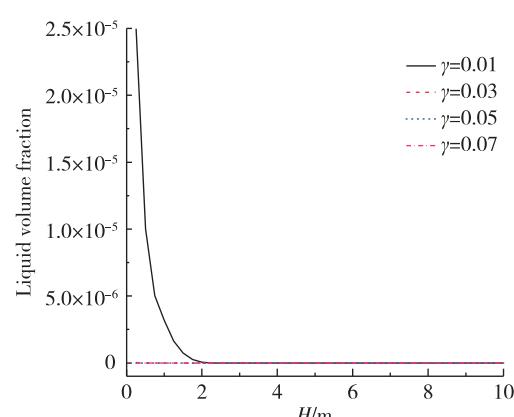


图5 不同碰撞几率下的液相体积分数分布

自提升管顶部向下呈现了逐渐升高的趋势。非气化组分含量的增加主要是由于催化剂在提升管内作环核流动,多数催化剂随油气从提升管顶部流出进入沉降器,而一部分催化剂仍然留在提升管内沿边壁向下运动,这些催化剂在到达提升管底部后又与进入提升管的雾滴接触,导致其上非气化组分增加,使提升管底部催化剂含量较高。提升管顶部催化剂上的非气化组分含量约为 2%,在提升管底部则增加到了 4%以上,这部分重组分的存在无疑会降低催化剂活性,最终影响整体的催化裂化反应效果。

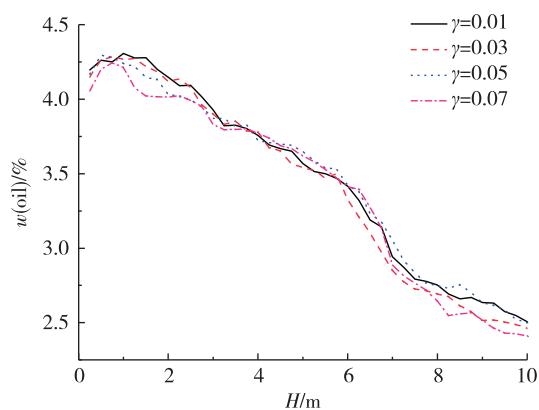


图 6 不同碰撞几率下催化剂上的非气化组分含量

4 结 论

本文采用数值模拟的方法对 FCC 提升管内非气化组分存在下的气液固三相流动进行了模拟研究,得出以下结论:

- 1) 提升管内气化组分的气化速率很快,在 10mm, 50ms 内便完全气化,相对于 2~3s 的催化裂化反应可以忽略。
- 2) 非气化组分和催化剂间的传质速率很快,在提升管底部 2m 内雾滴基本完全吸附于催化剂颗粒,非气化组分的存在对整体气液固流动影响很小。
- 3) 液固传质对催化剂上重组分的含量影响很大,催化剂上重组分含量在提升管底部约为 4%以上,到高度 10m 处降低到 2.5%左右,这部分重组分的存在会降低催化剂活性,从而影响整体的催化裂化反应效果。

参 考 文 献:

- [1] 范怡平. 催化裂化提升管内气固两相流动特性的研究[D]. 北京:石油大学(北京), 2000.
- [2] GEHRKE S, WIRTH K E. Riser flow pattern with liquid feed injection at elevated temperature [C]// 9th International Conference on Circulating Fluidized Beds. Hamburg: PARTEC Congress, 2008.
- [3] FAN L S, LAU R, ZHU C, et al. Evaporative liquid jets in gas-liquid-solid flow system[J]. Chem Eng Sci, 2001, 56: 5871-5891.
- [4] GUPTA A, RAO D S. Model for the performance of a fluid catalytic cracking riser reactor: effort of feed atomization [J]. Chem Eng Sci, 2001, 56(15): 4489-4503.
- [5] LU H, SUN Q, HE Y, et al. Numerical study of particle cluster flow in risers with cluster-based approach[J]. Chem Eng Sci, 2005, 60 (23): 6757-6767.
- [6] GAO J, LAN X, FAN Y, et al. CFD Modeling and Validation of the Turbulent Fluidized Bed of FCC Particles[J]. AIChE J, 2009, 55 (7): 1680-1694.
- [7] LI J, CHENG C, ZHANG Z, et al. The EMMS model-its application, development and updated concepts[J]. Chem Eng Sci, 1999, 54: 5409-5425.
- [8] LI J, GE W, WANG W, et al. Focusing on mesoscales: from the energy-minimization multiscale model to meso-science[J]. Current Option in Chem Eng, 2016, 13: 10-23.
- [9] CHANG J, MENG F, WANG L, et al. CFD investigation of hydrodynamics, heat transfer and cracking reaction in a

- heavy oil riser with bottom airlift loop mixer[J]. Chem Eng Sci, 2012, 78(20): 128-143.
- [10]CHEN S, FAN Y, YAN Z, et al. CFD optimization of feedstock injection angle in a FCC riser[J]. Chem Eng Sci, 2016, 153: 58-74.
- [11]SHAH M T, UTIKAR R P, PAREEK V K, et al. Computational fluid dynamic modeling of FCC riser: a review[J]. Chem Eng Res Des, 2016, 111: 403-448.
- [12]NGUYEN T T B, MITRA S, PAREEK V, et al. Comparison of vaporization models for feed droplet in fluid catalytic cracking risers[J]. Chem Eng Res Des, 2015, 101:82-97.
- [13]YANG N, WANG W, GE W, et al. CFD simulation of concurrent-up gas-solid flow in circulating fluidized beds with structure-dependent drag coefficient[J]. Chem Eng J, 2003, 96(1/2/3):71-80.
- [14]ISSA R L, OLIVEIRA P J. Validation of two-fluid model in shear-free mixing layers[J]. ASME-PUBLICATIONS-FED, 1996, 236: 112-120.
- [15]GE Y, FAN L S. Drop-particle collision mechanics with film-boiling evaporation[J]. J Fluid Mechanics, 2007, 573: 311-337.
- [16]GUNN D J. Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidized-beds[J]. Int J Heat Mass Trans, 1978, 21(4): 467-476.
- [17]LI T, POUGATCH K, SALCUDEAN M, et al. Numerical modeling of an evaporative spray in a riser[J]. Powder Technol, 2010, 201: 213-229.
- [18]BUCHANAN J S. Analysis of heating and vaporization of feed droplets in fluidized catalytic cracking risers[J]. Ind Eng Chem Res, 1994, 33: 3104-3111.
- [19]NAYAK S V, JOSHI S L, RANADEV V V. Modeling of vaporization and cracking of liquid oil injected in a gas-solid riser[J]. Chem Eng Sci, 2005, 60(22): 6049-6066.
- [20]IYER V, ABRABAM A. Two-fluid modeling of spray penetration and dispersion under diesel engineconditions[J]. Atomization and Sprays, 2005, 15(3): 249-269.
- [21]HEINRICH S, BLUMSCHEIN J, HENNEBERG M, et al. Study of dynamic multi-dimensional temperature and concentration distributions in liquid-sprayed fluidized beds[J]. Chem Eng Sci, 2003, 58(23/24): 5135-5160.
- [22]GERA D, SYAMLAL M, O'BRIEN T J. Hydrodynamics of particle segregation in fluidizedbeds[J]. Int J Multiphase Flow, 2004, 30(4): 419-428.

(责任编辑:殷丽莉)