

# 催化裂化汽提器流体动力学的数值模拟

## Numerical Simulation of Hydrodynamics in Fluid Catalytic Cracking Stripper

朱丙田 任鹏 侯栓弟

(石油化工科学研究院, 北京, 100083)

**摘要:**提出了一种新型填料式汽提器, 并采用气固双流体模型模拟了新型汽提器和传统汽提器内气固流体流动行为, 模拟计算采用了软件 STAR-CD。模拟结果显示新型填料式汽提器在改善颗粒流动, 提高颗粒分布均匀性和汽提器空间利用率方面要优于盘环挡板汽提器。

**关键词:**汽提器, 流态化, 气固两相流, 计算流体力学, 颗粒动力学

**Abstract** A new packing fluid catalytic cracking(FCC) stripper was developed. A gas-solid two-fluid model was used to numerically simulated flow in the new stripper and traditional strippers. The CFD software - STAR-CD was used in the simulation. The results of simulation show that radial distribution of solids in the packing stripper is better than that in traditional strippers.

**Key words:** Stripper, gas-solids two phase flow, computational fluid dynamics(CFD), granular kinetic theory

### 1 前言

汽提器是催化裂化装置中反应和再生之间的中间环节, 其性能的优劣在很大程度上影响着整个装置的稳定操作和经济效益。目前工业催化裂化装置中采用的汽提器主要是传统的人字形挡板和盘环形挡板结构, 这两种汽提器的汽提效率普遍较低, 而且也存在汽提器有效空间小、汽提介质和催化剂流动不均、局部失流态化、淹流等一系列问题<sup>[1]</sup>。在汽提器的改进方面, 大多数是对传统挡板结构的改进。近年来, 国外有人提出采用类似规整填料或隔栅的内构件来取代传统的挡板内构件, 一方面利用这种网格内构件将床层分成许多小的流动单元, 用以破碎气泡, 减小气固相的返混; 另一方面利用这类内构件对催化剂流动的导向作用, 强化催化剂流动的湍流度, 从而强化气固两相间的传质, 提高汽提效率。在此方面具有成功经验的有 Koch-Glitch 公司开发的 KFBETM 型汽提内构件和法国 Total 公司开发的 SMVTM 型汽提内构件<sup>[2,3]</sup>。

文中提出了一种新型导向板式填料汽提器(如图 1 所示), 在轴向上, 汽提器被内构件分成不同的区域, 各内构件之间留有空域; 在径向上每个内构件又被导向板分成多个区域。这样, 汽提器床层被内构件分成多个小流动单元, 气固相在每个单元内进行交换, 从而促进床内气体和气-固“乳化相”之间的充分接触, 以此来提高汽提效率。

由于汽提器内复杂的流体动力学行为, 利用试验研究不同结构下的流场既不经济, 又不有效。利用计算流体力学(CFD)研究不同结构下流体行为已成为的一种有效工具。本文应

用计算流体力学双流体模型模拟了新型导向板式填料汽提器和传统汽提器的流体动力学行为。

## 2 数学模型

欧拉双流体模型将颗粒视为拟流体，认为气固相为共同存在且相互渗透的连续介质，在欧拉坐标系下研究气固两相流体流动<sup>[4]</sup>。气固两相流体流动遵循质量、动量和能量守恒，模型方程如下：

### 2.1 控制方程

$$\text{气相连续性方程} \quad \frac{\partial}{\partial t}(\rho_g \alpha_g) + \nabla \cdot (\rho_g \alpha_g U_g) = 0$$

$$\text{固相连续性方程} \quad \frac{\partial}{\partial t}(\rho_s \alpha_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s U_s) = 0$$

$$\text{相体积分数守恒方程} \quad \alpha_g + \alpha_s = 1$$

气相动量方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_g \alpha_g U_g) + \nabla \cdot (\rho_g \alpha_g U_g U_g) = -\alpha_g \nabla p + \alpha_g \nabla \cdot \alpha_g \tau_g - \beta(U_g - U_s) + \rho_g \alpha_g g$$

固相动量方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_s \alpha_s U_s) + \nabla \cdot (\rho_s \alpha_s U_s U_s) = \nabla \cdot \alpha_s \tau_s - \nabla p_s - \alpha_s \nabla p + \beta(U_g - U_s) + \rho_s \alpha_s g$$

颗粒温度方程：

$$\begin{aligned} \frac{3}{2} \frac{\partial}{\partial t}(\rho_s \varepsilon_s \Theta_s) + \nabla \cdot (\rho_s \varepsilon_s U_s \Theta_s) &= \nabla \cdot k_s \nabla \Theta_s + \mu_s (\nabla U_s + (\nabla U_s)^T) \nabla U_s - P_s \nabla U_s \\ &+ (\xi - \frac{2}{3} \mu_s) \varepsilon_s (\nabla U_s)^2 - \gamma_s \end{aligned}$$

相关方程为：

$$\text{相间曳力模型} \quad \beta = 1.25 \left( \frac{17.3}{\text{Re}_p} + 0.336 \right) \frac{\rho_s (\bar{v}_s - \bar{v}_g)}{d_p} \varepsilon_s g \varepsilon_s^{-1.8}, \quad \text{其中} \quad \text{Re}_p = \frac{\rho_s d_p |\bar{v}_s - \bar{v}_g| \varepsilon_s}{\mu_g}$$

$$\text{气相应力} \quad \tau_g = \mu_g (\nabla U_g + (\nabla U_g)^T)$$

$$\text{固相应力} \quad \tau_s = \mu_s (\nabla U_s + (\nabla U_s)^T) + (\xi_s - \frac{2}{3} \mu_s) \nabla U_s$$

$$\text{固相压力} \quad p_s = \rho_s \varepsilon_s \Theta [1 + 2(1+e)g_0 \varepsilon_s]$$

$$\text{固相整体粘度(solids bulk viscosity)} \quad \xi_s = \frac{3}{4} \varepsilon_s^2 \rho_s d_s g_0 (1+e) \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}}$$

固相剪切粘度

$$\mu_s = \frac{4}{5} \varepsilon_s^2 \rho_s d_s g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\theta}{\pi}} + \frac{10}{96} \varepsilon_s \rho_s d_s \sqrt{\theta \pi} \frac{1}{(1 + e) g_0} [1 + \frac{4}{5} \varepsilon_s g_0 (1 + e)]^2$$

### 固相热传系数

$$\kappa_s = \frac{150 \rho_s d_s \sqrt{\theta \pi}}{384 (1 + e) g_0} [1 + \frac{6}{5} (1 + e) g_0 \varepsilon_s]^2 + 2 \varepsilon_s^2 \rho_s d_s g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\theta}{\pi}}$$

$$g_0 = \frac{3}{5} [(1 - \frac{\alpha_s}{\alpha_{s, \max}})^{1/3}]^{-1}$$

### 径向分布函数

$$\gamma = 3(1 - e^2) \alpha_s^2 \rho_s g_0 \theta [\frac{4}{d_s} \sqrt{\frac{\theta}{\pi}} - \nabla U_s]$$

### 碰撞能耗散

## 2.2 网格划分

对三种汽提器（如图 1-3 所示）进行三维网格划分，网格数分别为 44 万、11 万、28 万。

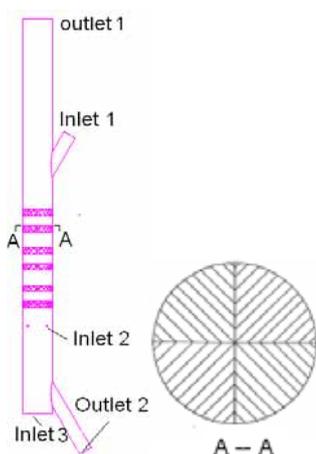


图 1 填料式汽提器

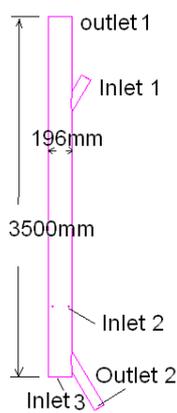


图 2 空筒汽提器

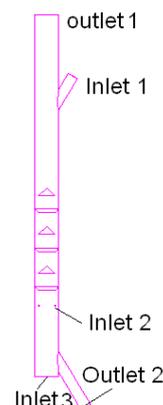


图 3 盘环挡板汽提器

## 2.3 计算条件

入口气固两相采取均匀进料，气相边壁为非滑移条件，固相边壁为滑移条件，出口为压力出口条件。

模型计算工况为，入口 Inlet1 为气固进料，固相质量流率为 1.2kg/s，气相速度 0.32m/s，体积份数为 0.5；入口 Inlet2 和 Inlet3 为气相进料，气速分别为 3.4，0.05m/s。

对汽提器采用稳态模拟，时间步为 0.005s，模拟初场采取默认方式。

模拟气相为空气。固相颗粒为催化裂化催化剂，粒径为 70 微米，密度为 1500kg/m<sup>3</sup>。

## 3 模拟结果与讨论

催化剂颗粒由入口 Inlet1 进入汽提器，汽提气由气体分布器（入口 Inlet2）进入汽提器，入口 Inlet3 的气体主要对催化剂颗粒起到流化作用。催化剂颗粒进入汽提器后与上

升的汽提气逆流接触，从而将催化剂夹带的气体汽提出来。催化剂在密相床内的停留时间、分布均匀性都影响着催化剂的汽提效果。

图 3 为汽提器轴向气体体积份数分布云图，从图可以看出，在气体分布器(入口 Inlet1)上方，在空筒结构内，由于没有内构件对气泡起到破碎作用，气体以较大的气泡直接向上运动，造成气固接触时间短，对催化剂颗粒汽提不利；而盘环挡板汽提器和填料式汽提器由于添加了内构件，对大气泡起到破碎作用，同时也改变了催化剂运动路线、增加了汽提时间，有利于改善催化剂的汽提效果。由图 3 看出，与盘环挡板汽提器相比，填料式汽提器气体分布均匀性较好，改变了盘环挡板汽提器存在较大气穴现象，提高了空间利用率。

图 3 为汽提器轴向气体体积份数分布云图，由图可看出，空筒汽提器由于没有内构件对气泡起到破碎作用，气体以较大的气泡在密相床中运动，径向上气固浓度分布均匀性较差。填料式汽提器和盘环挡板汽提器由于添加了盘环挡板，均改善了气固径向分布均匀性。填料式汽提器由于各内构件之间留有空域；在径向上每个内构件又被导向板分成多个区域，这样床层内形成的气泡得到及时破碎，所以填料式汽提器气固分布要比盘环挡板汽提器均匀。

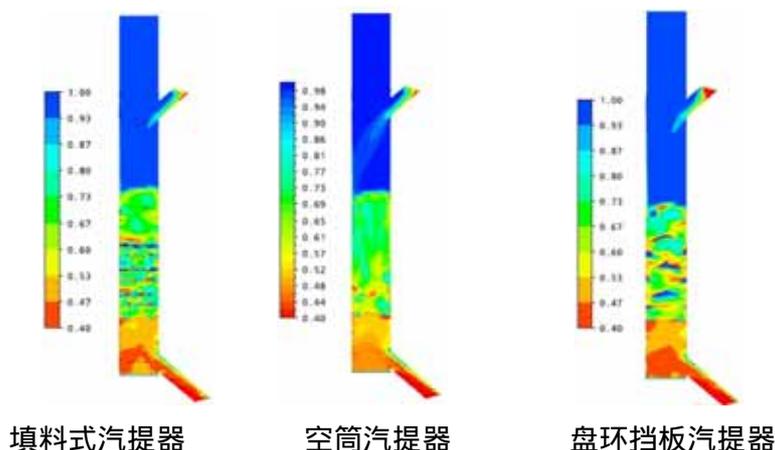


图 3 汽提器轴向气体体积份数分布云图

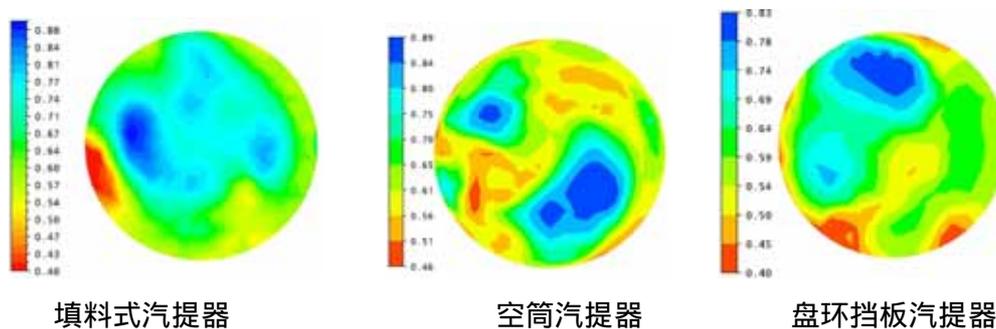


图 4 汽提器径向气体体积份数分布云图 (H = 0.98m)

## 4 结论

采用气固双流体模型对提出的新型填料式汽提器和传统挡板汽提器及空筒汽提器进行了数值模拟，模拟结果表明新型填料汽提器在改善颗粒流动方面要优于挡板汽提器和空筒汽

提器。

## 5 参考文献

- 1 张振千.催化裂化新型汽提器的开发与应用.炼油设计,2001,31(11):30~33
- 2 Richard R. Rall . Apparatus for contacting of gases and solids in fluidized beds . USA , USP6224833[P] , 2001
- 3 Marie-Andmc Senegas , Thierry Patureaux , Philippe Selem , eta1 . Process and apparatus for stripping fluidized solids and use thereof in a fluid cracking process . USA , USP5716585[P] , 1998
- 4 Cidaspow D. Multiphase flow and fluidization: continuum and kinetics theory descriptions, Academic Press, London, 1994,201-269