

# 大型筛板塔上两相湍流的数值模拟

郭英锋 刘 辉\* 陈标华 李成岳

(北京化工大学可控化学反应科学与技术基础教育部重点实验室, 北京 100029)

**摘 要:** 运用 CFD 数值模拟方法, 建立了大型筛板塔塔板上气液两相流双流体模型, 数值求解了三维速度场分布。文中应用 - 模型封闭雷诺方程, 构成了二方程湍流模型, 附加关系采用了修正 GRACE 相间曳力模型。CFD 模拟结果与实验值进行了对比, 真实地反映了塔板上三维混乱的流体力学特性, 并揭示了液相的回流现象。

**关键词:** CFD; 筛板塔; 双流体模型; 速度场; 湍流模型

**中图分类号:** TQ053.3

## 引 言

气液接触设备广泛地应用于工业生产中, 筛板塔因其结构相对简单, 操作费用低及热传递性好等特点, 一直受到人们的关注。对于筛板塔的研究, 主要是考察操作参数(气液流量)、塔板的几何结构(直径、堰高、堰长、开孔半径、开孔率和鼓泡面积等)与塔板上气液两相的流体力学特性以及塔板效率的相互关系。为此, 国内外已进行了大量的塔板流场实验测定工作<sup>[1-2]</sup>。近年来, 用 CFD 模拟筛板塔上的流体力学性能是一个新的发展方向。Mehta 等人<sup>[3]</sup>利用求解连续相-液相的时均质量和动量方程, 分析了塔板上液相的流体流型, 对于气相分散的影响, 只在动量方程加上经验关联系数。Yu 等<sup>[4]</sup>应用单相流的湍流理论, 模拟了两相流在二维方向的流动, 主要描述是液相流动特性, 在模型中只计入气相穿过塔板对液相流动产生的阻力, 并未涉及气液两相复杂的相互作用。Fischer 和 Quarini<sup>[5]</sup>模拟过气液两相的三维流动状况, 他们假定相间曳力因数为常数 0.44。以上多数作者给出了塔板上特定区域的流体流动特性, 对塔板上两相流系统的三维分散行为仍知之不深, 从实验测<sup>[1-2]</sup>知, 气液在垂直方向流动, 影响着塔板上回流区的大小以及相间的传递, 为了揭示整个塔板的流体力学特性, 将三维多相湍流模型用于塔板上气液流动的模拟计算是必要的。

本文针对大型筛板塔, 应用 CFD 方法建立了塔板上气液两相的三维双流体模型, 将模拟结果与实验值进行了对比, 真实地反映了塔板上两相流动的主要特性(如液相的回流现象等), 这也为大型筛板塔的 CFD 模拟提供了新的模型。

## 1 筛板塔上气液两相流模型

选用双流体模型来对筛板塔进行模拟计算, 即将塔板上的气液两相分别当作流体连续相, 各相流体有其各自的流体性质(如黏度、密度、压力、传递性质等), 两相间的联系是通过相间耦合(相间动量、质量和能量传递)来实现的<sup>[6]</sup>。其基本方法是先建立每一相的瞬时的、局部的守恒方程和相界面的相互关系, 然后采用雷诺平均和时均方法得到两相流方程和各种相间作用的表达式, 由此可得气液两相流的控制方程组。

### 1.1 控制方程

#### (1) 质量守恒方程

$$\frac{\partial(r u)}{\partial x} + \frac{\partial(r v)}{\partial y} + \frac{\partial(r w)}{\partial z} = 0$$

(代表气体或液体) (1)

#### (2) 动量方程

$$\begin{aligned} & u \frac{\partial(r u)}{\partial x} + v \frac{\partial(r u)}{\partial y} + w \frac{\partial(r u)}{\partial z} = \\ & - r \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left( r \mu \frac{\partial u}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( r \mu \frac{\partial u}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( r \mu \frac{\partial u}{\partial z} \right) + M \end{aligned} \quad (2)$$

$$\begin{aligned} & u \frac{\partial(r v)}{\partial x} + v \frac{\partial(r v)}{\partial y} + w \frac{\partial(r v)}{\partial z} = \\ & - r \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left( r \mu \frac{\partial v}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( r \mu \frac{\partial v}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( r \mu \frac{\partial v}{\partial z} \right) + M \end{aligned}$$

收稿日期: 2003-04-28

基金项目: 国家“973”计划资助项目(G2000048006)

第一作者: 男, 1977 年生, 硕士生

\* 通讯联系人

E-mail: hui@mail.buct.edu.cn

$$\left( r \mu \frac{\partial v}{\partial z} \right) + M \quad (3)$$

$$u \frac{\partial(r w)}{\partial x} + v \frac{\partial(r w)}{\partial y} + w \frac{\partial(r w)}{\partial z} = -r \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left( r \mu \frac{\partial w}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( r \mu \frac{\partial w}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( r \mu \frac{\partial w}{\partial z} \right) + M \quad (4)$$

上式中  $M$  为相间力。

(3) 容积守恒方程

$$\frac{N_p}{=1} r = 1 \quad (5)$$

(4) 气相和液相共享一个压力场

$$p = p \quad (6)$$

(5) 为了此方程组的封闭,对于液相湍动应力采用 Boussinesq(1877) 假设<sup>[7]</sup>,引入了 -<sup>[8]</sup>二方程模型,方程组如下

$$u \frac{\partial(r)}{\partial x} + v \frac{\partial(r)}{\partial y} + w \frac{\partial(r)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left( \left( \mu + \frac{\mu_t}{Pr} \right) \frac{\partial}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \left( \mu + \frac{\mu_t}{Pr} \right) \frac{\partial}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \left( \mu + \frac{\mu_t}{Pr} \right) \frac{\partial}{\partial z} \right) + r(p - ) \quad (7)$$

$$u \frac{\partial(r)}{\partial x} + v \frac{\partial(r)}{\partial y} + w \frac{\partial(r)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left( \left( \mu + \frac{\mu_t}{Pr} \right) \frac{\partial}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left( \left( \mu + \frac{\mu_t}{Pr} \right) \frac{\partial}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \left( \mu + \frac{\mu_t}{Pr} \right) \frac{\partial}{\partial z} \right) + r - (C_1 p - C_2 ) \quad (8)$$

$$p = \mu_t \left\{ 2 \left[ \left( \frac{\partial u}{\partial x} \right)^2 + \left( \frac{\partial v}{\partial y} \right)^2 + \left( \frac{\partial w}{\partial z} \right)^2 \right] + \left( \frac{\partial v}{\partial x} + \frac{\partial u}{\partial y} \right)^2 + \left( \frac{\partial w}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial z} \right)^2 + \left( \frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right)^2 \right\} \quad (9)$$

$$\mu_t = C_\mu \quad (10)$$

上式中 代表液体。

模型中经验常数取值按照文献推荐选取<sup>[6]</sup>。对分散相气相,本文选用层流模型来对流场计算,认为分散相对湍动的影响和贡献很小<sup>[4-5,9]</sup>,没有必要应用相应的湍流模型。

## 1.2 气液两相间作用力 $M$

在筛板塔上,气液两相之间的作用很复杂,对于液层中的气泡运动、气泡与液体之间的能量传递情况的理解程度是模拟塔板上液体流动的关键。本文考虑大型塔板上气液两流体,一种流体为连续相,另一种为分散相,适合采用 GRACE 曳力模型<sup>[10]</sup>。

对于气液两相流,相间力取为

$$M_{L,G} = \frac{C_D}{8} A |U - U| (U - U) \quad (11)$$

其中相间比表面积

$$A = \frac{6r}{d} \quad (12)$$

模型采用气泡群曳力因数

$$C_D = r_G^p C_D \quad (13)$$

其中经验常数  $p = 4$ 。

单气泡的曳力因数采用 GRACE 模型

$$C_D = \frac{4}{3} \frac{gd}{U_T^2 c} \quad (14)$$

$$U_T = \frac{\mu_c}{c d_p} M^{-0.149} (J - 0.857); M = \frac{\mu_c^4 g}{2^3};$$

$$J = \begin{cases} 0.94 H^{0.751} & 2 < H < 59.3 \\ 3.42 H^{0.441} p & H > 59.3 \end{cases}; H = \frac{4}{3}$$

$$E_o M^{-0.149} \left( \frac{\mu_c}{\mu_{ref}} \right)^{-0.14}$$

$$E_o = \frac{g}{d_p^2}; \mu_{ref} = 0.0009 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1} \quad (14)$$

## 1.3 边界条件

(1) 进口 液相假定进口流速分布均匀

$$u_{Lin} = L_w / h_w \quad v_{Lin} = 0 \quad w_{Lin} = 0 \quad (15a)$$

对于 - 液相进口边界采用通用的经验关联式

$$k_{in} = 0.03 u_{in}^2 \quad in = 0.09 k_{in}^{3/2} / \left( 0.03 \times \frac{D}{2} \right) \quad (15b)$$

气相经筛孔流入塔板,假定进口流速分布均匀,由满足气相连续性来确定。

$$u_{Gin} = 0 \quad v_{Gin} = 0 \quad w_{Gin} = u_{\text{筛}} / \text{开孔率} \quad (15c)$$

(2) 出口 顶部气相和堰上液相取压力边界条件,相对表压为零。

$$p = 0 \quad (15d)$$

(3) 边壁面、底板和出口堰近壁处速度梯度较大,设为壁面函数边界,假定气相和液相相对于壁面无划移运动,对于液相采用了 Nallasamy<sup>[11]</sup>对数律壁面函数方法。

(4) 在塔板中心对称面上有

$$v = w = 0, \quad \frac{\partial}{\partial n} = 0 \quad ( = r, u, v, w, , ) \quad (15e)$$

## 1.4 模型求解

采用商用软件 CFX4.3 进行了求解。由于塔板中心对称,所以计算区域可以只限定为沿中心线对

称的半块塔板,这样可以减少一半的计算区域,塔板的物理模型如图 1 所示。实际计算中,采用了贴体、

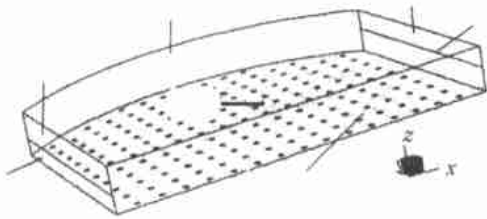


图 1 塔板物理模型  
Fig. 1 Physical model of the tray

局部处理网格、“有限体积法”离散微分方程。具体算法是采用全隐式多方程藕合求解线性方程组。

2 结果分析与讨论

为了验证以上模型的适用情况,本文单块板模拟是针对  $1.013 \times 10^5$  Pa 下的空气-水系统在直径 1.213 m、堰长 0.925 m、堰高 0.05 m,筛孔直径为 0.005 4 m 的筛板塔上的液相流场,如图 1 所示。

表 1 为计算得出的主体处各层的塔板平均气含率、全塔平均和 Bennet 经验公式<sup>[12]</sup>计算值。可以看出在相同的操作条件下,塔板 CFX 模拟的气含率和 Bennet 计算公式相当符合,表明本文塔板两相流模型的适用性。

表 1 塔板气含率分布  
Table 1 Gas hold-up distribution on the tray

工 况	气含率				全塔 平均	Bennet 经验 公式计算值
	1.8 cm	4.0 cm	5.0 cm	5.5 cm		
1	0.444	0.445	0.441	0.452	0.456	0.43
2	0.507	0.526	0.523	0.525	0.529	0.54
3	0.225	0.265	0.231	0.231	0.237	0.24

表 2~表 4 总结了三种工况下速度场计算值与 Solari 和 Bell<sup>[13]</sup>的实测值对比结果,可以看出,计算值与实验值的变化规律是一致的。除个别点外,相对误差在可接受的范围内,模拟结果与实验结果比较吻合。

图 2 为平行塔板方向水的速度矢量,模拟验证了弓形区靠近塔壁的流速较回流区流速大,这与以往塔板二维流场实测与计算结果中关于塔壁流速较回流区小的结论<sup>[4]</sup>有所改进。这是因为二维实测与计算中均忽略了垂直方向的速度分量  $u_w$ ,在三维

表 2 工况 1  $L_W = 0.015 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s}$ ,  $Fs = 1.015$

Table 2 Case 1  $L_W = 0.015 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s}$ ,  $Fs = 1.015$

数 据 点	数据坐标	X 方向流速	X 方向文献	相对误差/ % $\frac{x(\text{测}) - x(\text{计})}{x(\text{测})}$
		计算值	[13]/测量值	
		CFX( $u_{Lx}$ )/(m/s)	$u_{Lx}$ /(m/s)	
1	(0.324,0)	0.289 1	0.28	- 3.25
2	(0.324,0.15)	0.265 2	0.19	- 39.6
3	(0.324,0.3)	0.257 4	0.135	- 90.7
4	(0.324,0.46)	0.222 3	0.11	- 102.0
5	(0.715,0)	0.236 1	0.305	22.6
6	(0.715,0.15)	0.235 2	0.213	- 10.4
7	(0.715,0.3)	0.201 1	0.158	- 27.3
8	(0.715,0.46)	0.213 1	0.114	- 86.9

表 3 工况 2  $L_W = 0.015 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s}$ ,  $Fs = 1.464$

Table 3 Case 2  $L_W = 0.015 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s}$ ,  $Fs = 1.464$

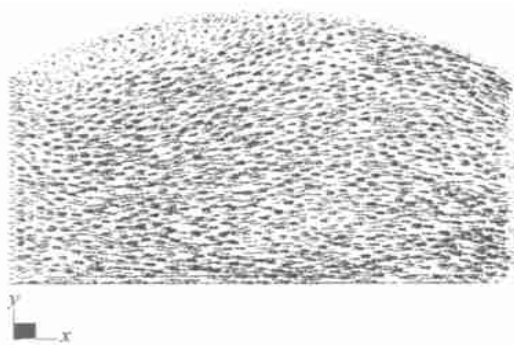
数 据 点	数据坐标	X 方向流速	X 方向文献	相对误差/ % $\frac{x(\text{测}) - x(\text{计})}{x(\text{测})}$
		计算值	[13]/测量值	
		CFX( $u_{Lx}$ )/(m/s)	$u_{Lx}$ /(m/s)	
1	(0.324,0)	0.234 2	0.254	7.80
2	(0.324,0.15)	0.219 8	0.203	- 8.28
3	(0.324,0.3)	0.198 7	0.178	- 11.6
4	(0.324,0.46)	0.060 9	0.168	63.8
5	(0.715,0)	0.235 6	0.254	7.24
6	(0.715,0.15)	0.222 0	0.208	- 6.73
7	(0.715,0.3)	0.208 4	0.178	- 17.1
8	(0.715,0.46)	0.146 9	0.142	- 3.45

表 4 工况 3  $L_W = 0.038 5 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s}$ ,  $Fs = 0.464$

Table 4 Case 3  $L_W = 0.038 5 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s}$ ,  $Fs = 0.464$

数 据 点	数据坐标	X 方向流速	X 方向文献	相对误差/ % $\frac{x(\text{测}) - x(\text{计})}{x(\text{测})}$
		计算值	[13]/测量值	
		CFX( $u_{Lx}$ )/(m/s)	$u_{Lx}$ /(m/s)	
1	(0.324,0)	0.460	0.56	10.0
2	(0.324,0.15)	0.439	0.33	- 10.9
3	(0.324,0.3)	0.418	0.178	- 24.0
4	(0.324,0.46)	0.299	0.0	- 29.9
5	(0.715,0)	0.383	0.64	25.7
6	(0.715,0.15)	0.272	0.41	13.8
7	(0.715,0.3)	0.162	0.2	3.80
8	(0.715,0.46)	0.178	0.0	- 17.8

计算中发现靠近塔壁速度垂直分量明显不可忽略,因此造成以往二维计算有误差。



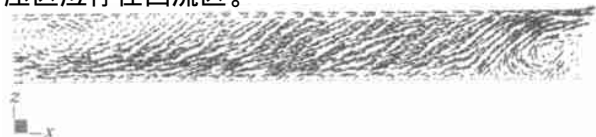
$$(z = 0.038 \text{ m}, L_w = 0.015 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s}, F_s = 1.015, \\ h_w = 0.05 \text{ m}, D = 1.213 \text{ m})$$

图2 俯视水的速度矢量

Fig. 2 Velocity vector of water on top view

塔板上各个区域流体的流动特点不同,在入口堰附近存在一段强烈的返混区域,而在弓形区内流体流动相当缓慢,并且很复杂,既有向前缓慢流的流体,也有缓慢向后的返混部分。这是由于液体在弓形区经历了一个流道突然扩张的过程,在这一过程中发生了边界层分离,在流线与主流剥离的流域会出现漩涡。同时,回流区靠近塔壁的流速(即合成速度)较回流区速度大,这是因为靠近塔壁的垂直方向的速度分量  $w$  的影响造成的。塔板上液体回流的重要性已受到人们的广泛重视,它影响着塔板上相间传递和能量转换,以及流体流型的变化。

图3为垂直堰方向水的速度矢量。可以看出进口堰以上区域存在垂直流的现象。这可解释为液体位于进口高度时,在进口段以上靠近塔壁区域,由于受降液管挡板和塔壁的阻挡,使前进的流体产生回流现象。同时,可以看见出口堰以下区域也存在一个垂直流,这是由于流体高速流动受堰和塔壁的阻挡,使流体产生回流。文献[4]对塔板的流场模拟中,曾经得出塔板上不同高度的回流区面积大小不同的结论。按此结论,流场中应存在这样的点,在此点的不同高度流速的方向不同,因此,在进口堰、出口堰低压区应存在回流区。



$$(y = 0.1 \text{ m}, L_w = 0.015 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s}, F_s = 1.015, \\ h_w = 0.05 \text{ m}, D = 1.213 \text{ m})$$

图3 垂直堰方向(塔板中心纵切面)水的速度矢量

Fig. 3 Velocity vector of water on front view

图4是平行堰方向水的速度矢量,液相在气孔处的速度向上波动,这是由于存在气相流动,气液两相相互影响的结果。在壁处,液相存在一个小漩涡,因为气相的向上吹动和塔壁的阻挡,使得塔壁处的液相流体产生回流,又由于两相动能的传递,使得近壁处的速度大于回流区的速度。



$$(x = 0.0 \text{ m}, L_w = 0.015 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{s}, F_s = 1.015, \\ h_w = 0.05 \text{ m}, D = 1.213 \text{ m})$$

图4 平行堰方向(塔板中心横切面)水的速度矢量

Fig. 4 Velocity vector of water on weir view

## 符号说明

英文字母

$A$  ——两相间比表面积,  $\text{m}^{-1}$

$C_1, C_2, C_{\mu}, \dots$  ——模型参数

$C_D$  ——气泡群曳力因数

$C_D$  ——单气泡的曳力因数

$D$  ——塔直径,  $\text{m}$

$d$  ——气泡直径,  $\text{mm}$

$E_o$  ——Eotvos number

$F_s$  ——气相动能因子  $= u_s \sqrt{G}$

$M$  ——Morton number

$M$  ——相间力,  $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}^2$

$h_w$  ——堰高,  $\text{mm}$

$L_w$  ——液相单宽流量,  $\text{m}^3/\text{m} \cdot \text{s}$

$J, H$  ——无因次数群

$p$  ——压力,  $\text{Pa}$

$P$  ——湍动生成项,  $\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}^{-3}$

$r$  ——相含率

$u_s$  ——表观气速,  $\text{m}/\text{s}$

$u, v, w$  ——局部相流速,  $\text{m}/\text{s}$

$U_T$  ——瞬时速度,  $\text{m}/\text{s}$

$x, y, z$  ——筛板塔  $x, y, z$  方向坐标,  $\text{m}$

希腊字母

——湍流耗散率,  $\text{m}^2/\text{s}^3$

——湍动能,  $\text{m}^2/\text{s}^2$

$\mu$  ——分子粘性系数,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$

$\mu_r$  ——涡粘系数,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$

——密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$

——通用变量

下角标

——代表液、气相

$i, j$  ——代表坐标方向

in ——进口

$x, y, z$  ——筛板塔  $x, y, z$  方向

——涡流

### 参 考 文 献

- [1] 余国琮, 黄 洁, 张泽庭. 单、双溢流塔板液体停留时间分布和板效率的研究[J]. 化工学报, 1986(2): 151 - 155
- [2] Porter K E, K T Yu, S Chambers. Flow patterns and temperature profiles on a 2.44 m diameter sieve tray[C]. Int Chem E Symp Series. London: Hemisphere Publishing Corporation, 1992, 128: 257 - 263
- [3] Mehta B, Chuang K T, Nandakumar K. Model for liquid phase flow on sieve trays[J]. Chem Eng Res and Design, 1998, 76(7): 843 - 848
- [4] Yu K T, Yuan X G, Liu F S, *et al.* A fluid-dynamic model for flow pattern on a distillation tray[J]. Chem Eng Sci, 2000, 55(12): 2287 - 2294
- [5] Fischer C H, Quarini G L. Three-dimensional heterogeneous modeling of distillation tray hydraulics[C]. The AIChE Annual meeting. Miami: Miami Beach, 1998, 15 - 20
- [6] Svendsen H F, Jakobsen H A, Torvik R. Local flow structures in internal loop and bubble column reactors[J]. Chem Eng Sci, 1992, 47(13): 3297 - 3304
- [7] 陶文铨. 数值传热学[M]. 西安: 西安交通大学出版社, 1988, 416 - 506
- [8] Menter F R. Two-equation eddy-viscosity turbulence models for engineering applications[J]. AIAA-Journal, 1994, 32(8): 1598 - 1605
- [9] van Baten J M, Ellenberger J, Krishna R. Hydrodynamics of reactive distillation tray column with catalyst containing envelopes: experiments vs. CFD simulations[J]. Catalysis Today, 2001, 66(2): 233 - 240.
- [10] Garc ía-Calvo E, Let an P. Prediction of gas hold-up and liquid velocity in airlift reactors using two-phase flow friction coefficients[J]. Journal of Chemical Technology & Biotechnology, 1996, 67(3): 388 - 396
- [11] Nallasamy M. Turbulence models and their applications to the prediction of internal flows[J]. Computers and Fluids, 1987, 215(3): 151 - 182
- [12] Bennet D L, Agrawal R, Cook P J. New pressure drop correlation for sieve tray distillation columns [J]. AIChE J, 1983, 29(3): 434 - 442
- [13] Solari R B, Bell R L. Fluid flow patterns and velocity distribution on commercial-Scale Sieve trays[J]. AIChE J, 1986, 32(4): 640 - 649

## Numerical computation for turbulent flow of two phase on a sieve tray

Guo Ying-feng Liu Hui Chen Biao-hua Li Cheng-yue

(The Key Laboratory of Science and Technology of Controllable Chemical Reactions, Ministry of Education,

Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

**Abstract:** A computational fluid dynamics (CFD) model was developed for describing the hydrodynamics of large scale sieve trays. A two-fluid model to simulate the three-dimensional velocity field of the gas-liquid two-phase flow on a sieve tray was presented. In the calculation, the  $k-\epsilon$  model was adopted to close the Reynolds equations, and construct a turbulent model. In this model, a modified grace model is used to calculate the force between gas-liquid phases. The CFD simulation results agree with the experimental measurements, reflect the chaotic tray hydrodynamics and reveal several liquid circulation patterns, which show a true three-dimensional character.

**Key words:** CFD (computational fluid dynamics); sieve trays tower; two-fluid model; three-dimensional velocity field; turbulent model

(责任编辑 云志学)