

# 气升式环流反应器的理论研究进展

张立英<sup>1</sup>, 黄青山<sup>2</sup>

(1. 威海职业学院生物与化学工程系, 山东 威海 264210; 2. 中国科学院青岛生物能源与过程研究所生物燃料重点实验室, 山东 青岛 266101)

**摘要:**概述了气升式环流反应器的流体力学模型, 对工程实用性较强的气液两流体模型和气泡导致的湍动模型进行了分类, 并对常见相间作用力模型和多相流求解技术进行了总结和评价. 指出将 Favre 平均的两流体模型和采用 Sato 模型考虑气泡导致湍动的  $k-\varepsilon$  模型相结合是现阶段气升式环流反应器设计和放大的有力工具. 在分析了气液两相流理论现状的基础上, 指出了其存在的问题和进一步的研究方向.

**关键词:**气升式环流反应器; 计算流体力学; 两流体模型; 多相流

**中图分类号:** TB126

**文献标识码:** A

**文章编号:** 1009-606X(2011)01-0162-12

## 1 前言

气升式环流反应器是由鼓泡反应器改进而来的新型反应器, 它综合了鼓泡床和搅拌釜的性能, 具有结构简单、无机械转动部件、剪切力场均匀、低能耗和高能效等优点, 因而被广泛用于诸多领域, 如费托合成、一步法合成甲醇与二甲醚、汽油脱硫、重油氢化、生物废水处理及发酵工程等<sup>[1]</sup>. 环流反应器有多种形式, 大致可分为以下几种类型: 内环流和外环流, 单级和多级, 单筒和多筒, 气升式、喷射式和推进器式等<sup>[2]</sup>.

虽然环流反应器的结构并不复杂, 但由于影响环流反应器性能的因素较多, 包括结构参数(反应器和导流筒直径、长径比、气液分离区的型式、底部封头型式、气体分布器型式及进气方式、内构件的型式及结构等)、气液体系的物理性质(气液体系的密度、粘度、表面张力、气泡直径等)及操作参数(气液表观速度、气液比、压力、温度)等, 各参数间相互影响, 导致放大较困难<sup>[3]</sup>. 已有许多经验、半经验关系式<sup>[4-10]</sup>估计气升式环流反应器内的流体力学参数. 虽然经验的方法使放大设计的可靠性有所改善, 但离科学、基于机理的方式放大和设计反应器的目标还有很大的距离. 这些模型是简化的模型, 不同的研究者采用不同的简化假设, 是局限于特定范围的反应器结构和操作条件得到的, 适用范围非常窄, 不具备通用性, 将这些关系式外推具有较大的风险.

随着计算机技术和流体力学的发展, 用基于理论的计算流体力学(Computational Fluid Dynamics, CFD)方法对反应器进行设计、优化和放大越来越受到关注, 且取得了较大的成功<sup>[11-16]</sup>. CFD 方法具有资金投入少、设计速度快、信息完备、仿真能力强等优点, 已成为设计、

优化和放大的有力工具.

## 2 气液两相流流体力学模型

### 2.1 气液两相流流体力学模型分类

适合环流反应器内流体力学仿真的数学模型主要有欧拉-拉格朗日模型及欧拉-欧拉模型. 欧拉-拉格朗日模型以欧拉方法处理连续相, 而把分散相当作离散的气泡或气泡群, 并采用拉格朗日方法对每个分散相颗粒进行追踪, 连续相和分散相之间的相互作用可通过考虑曳力、升力、虚拟质量力和 Basset 历史力等来实现. 根据分散相气泡的大小和浓度, 相间耦合可从 3 种不同水平来考虑: 当分散相气泡非常小且浓度低时, 可忽略相间的相互作用, 这种情况称为单方式耦合; 对于中等大小的气泡和/或中等气体浓度时, 分散相和连续相之间的相互作用就必须考虑, 也称为两方式耦合; 当气含率较高时, 不仅需要考虑两方式耦合, 还需要考虑气泡之间由于相互碰撞而导致的动量交换, 这种情形也称为四方式耦合<sup>[17]</sup>. 由于欧拉-拉格朗日方法直接考虑了气泡之间及气泡和连续相之间的相互作用, 非常适合用于基础研究. 然而由于计算量的限制, 欧拉-拉格朗日方法仅限于表观气速和气含率较低(低于 5%)且气泡数少于 100000 个的情况. 所需计算量不仅与网格数相关, 也与追踪气泡数密切相关. 当气含率和气泡数较大时, 对所有气泡进行跟踪变得不现实, 需要采用其他的数学模型.

在工程应用的多相流模型中, 大多采用欧拉-欧拉两流体模型. 两流体模型假设两种流体是共存的、互相贯穿的连续介质, 其运动规律遵从各自的微分控制方程组, 同时, 两流体间存在动量、能量及质量的相互作用. 然而, 由于多相流的复杂性, 对两流体模型的封闭至今

收稿日期: 2010-12-08, 修回日期: 2011-02-16

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(编号: 20976088)

作者简介: 张立英(1978-), 女, 山东省潍坊市人, 硕士, 讲师, 研究方向为化工流体力学及传递过程的仿真; 黄青山, 通讯联系人, Tel: 0532-80662791, E-mail: qshuang@home.ipe.ac.cn.

仍存在争议<sup>[18]</sup>。根据两流体模型平均方法的不同, 大致可分为体积平均两流体模型<sup>[19-22]</sup>、雷诺平均两流体模型<sup>[15,23]</sup>和 Favre 平均两流体模型<sup>[16,24,25]</sup>。

体积平均的两流体模型不考虑气泡的分散机理, 通过对相间作用力和湍流的封闭来近似模拟多相流的动量传递。体积平均两流体模型被商业软件 Fluent 所采用, 其质量守恒和动量守恒方程可表示为

$$\frac{\partial(\alpha_k \rho_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k) = 0 \quad (k=1, g), \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k \mathbf{u}_k) = -\alpha_k \nabla p + \alpha_k \rho_k \mathbf{g} + \mathbf{F}_k + \nabla \cdot \alpha_k \boldsymbol{\tau}_{\text{keff}} \quad (k=1, g). \quad (2)$$

根据 Boussinesq 假设, 其雷诺应力张量  $\boldsymbol{\tau}_{\text{keff}}$  用平均速度梯度关联:

$$\boldsymbol{\tau}_{\text{keff}} = (\mu_k + \mu_t)[\nabla \mathbf{u}_k + (\nabla \mathbf{u}_k)^T] - \frac{2}{3}[\rho_k k + (\mu_k + \mu_t)\nabla \cdot \mathbf{u}_k]\mathbf{I}. \quad (3)$$

Ranade 等<sup>[23]</sup>提出了雷诺平均的两流体模型, 该模型通过 Boussinesq 假设近似模拟相含率和速度脉动项来考虑分散相在连续相中的分散机理, 该两流体模型的连续性方程中含有考虑了相含率扩散的源项。雷诺平均两流体模型的连续性方程和动量方程可表示为

$$\frac{\partial(\rho_k \alpha_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_k \alpha_k \mathbf{u}_k) = -\nabla \cdot (\rho_k \overline{\alpha'_k \mathbf{u}'_k}), \quad (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \alpha_k \mathbf{u}_{ki}) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho_k \alpha_k u_{ki} u_{kj}) = -\alpha_k \frac{\partial p}{\partial x_i} + \rho_k \alpha_k g_i + F_{ki} - \rho_k \frac{\partial}{\partial x_j} \left( \alpha_k \overline{u'_{ki} u'_{kj}} + u_{ki} \overline{\alpha'_k u'_{kj}} + u_{kj} \overline{\alpha'_k u'_{ki}} \right), \quad (5)$$

其中, Ranade 等<sup>[23]</sup>认为速度之间的脉动及速度与相含率之间的脉动可通过 Boussinesq 假设来近似模拟:

$$\overline{u'_{ki} u'_{kj}} = -\nu_{kt} \left( \frac{\partial u_{ki}}{\partial x_j} + \frac{\partial u_{kj}}{\partial x_i} \right) + \frac{2}{3} k \delta_{ij}, \quad (6)$$

$$\overline{\alpha'_k u'_{ki}} = -\frac{\nu_{kt}}{\sigma_t} \frac{\partial \alpha_k}{\partial x_i}. \quad (7)$$

最终的连续性方程和动量方程可表示为

$$\frac{\partial(\rho_k \alpha_k)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_k \alpha_k \mathbf{u}_k) = \nabla \cdot \left( \rho_k \frac{\nu_{kt}}{\sigma_t} \frac{\partial \alpha_k}{\partial x_i} \right), \quad (8)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho_k \alpha_k \mathbf{u}_{ki}) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho_k \alpha_k u_{ki} u_{kj}) = & -\alpha_k \frac{\partial p}{\partial x_i} + \rho_k \alpha_k g_i + \\ & F_{ki} - \frac{2}{3} \rho_k \frac{\partial(\alpha_k k)}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \alpha_k \mu_{\text{keff}} \left( \frac{\partial u_{ki}}{\partial x_j} + \frac{\partial u_{kj}}{\partial x_i} \right) \right] + \\ & \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \frac{\mu_{kt}}{\sigma_t} \left( u_{ki} \frac{\partial \alpha_k}{\partial x_j} + u_{kj} \frac{\partial \alpha_k}{\partial x_i} \right) \right]. \end{aligned} \quad (9)$$

其推导过程详见文献[26]。

Talvy 等<sup>[25]</sup>采用系综平均(Ensemble-averaging)方法, 通过加入一个湍动分散力来估计气泡的分散机理, 得到了 Favre 平均的两流体模型。Favre 平均两流体模型的质量守恒方程与体积平均两流体模型相同, 其动量守恒方程的数学表达式为

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\alpha_k \rho_k \mathbf{u}_{ki})}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \rho_k u_{ki} u_{kj}) = & -\alpha_k \frac{\partial p}{\partial x_i} + \alpha_k \rho_k g_i + F_{ki} + \\ & \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \tau_{kij}) - \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho_k \alpha_k \overline{u'_{ki} u'_{kj}}) + F_{TD} \quad (k=1, g). \end{aligned} \quad (10)$$

由两流体模型表达式可看出, 与体积平均两流体模型相比, Favre 平均两流体模型的动量方程多一个表示气泡湍动分散机理的湍动分散力; 雷诺平均两流体模型的连续性方程和动量方程比体积平均两流体模型多一些由于关联各相速度和相含率之间的脉动而产生的源项。研究发现, 雷诺平均两流体模型对预测气液两相流体动力学较好<sup>[15]</sup>, 但由于其连续性方程中含有速度与气含率脉动的源项, 在某些情况下其大小甚至大于对流项, 对于有化学反应参与的流体力学计算, 导致传质模拟结果出现质量不守恒等不合理现象。总体来说, 体积平均两流体模型通过调节相间作用力来获得与实验一致的结果, 往往低估了气泡的分散。同样, 雷诺平均两流体模型不适合反应流体力学的计算, 故工程应用也不广泛。Favre 平均两流体模型既考虑了气泡的分散机理, 又可对特定体系通过调节相间作用力进行模型验证, 故得到了广泛应用<sup>[16,25]</sup>。

另外, 所有的两流体模型其气液两相都满足下面的空间守恒(即体积守恒, 也称归一化条件)关系式:

$$\alpha_g + \alpha_l = 1.0. \quad (11)$$

近年来, 代数滑移混合物模型[Algebraic Slip Mixture Model(ASMM), 也称 Mixture model]也被用于低气含率的均匀鼓泡流计算。实际上, 该模型是一种简化的欧拉-欧拉两流体模型, 也认为各相互相贯穿且允许各相具有不同的速度。与两流体模型不同, 代数滑移混合物模型不对每一相求解质量和动量守恒, 只对混合物求解质量和动量守恒。其连续性方程和动量方程可看作是各相的加权得到的:

$$\frac{\partial \rho_m}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}_m) = 0, \quad (12)$$

$$\frac{\partial(\rho_m \mathbf{u}_m)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}_m \mathbf{u}_m) = -\nabla p + \nabla \cdot (\boldsymbol{\tau}_m + \boldsymbol{\tau}_{mt}) + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_{mtd} + \rho_m \mathbf{g}, \quad (13)$$

其中混合物的密度、速度、粘度、粘性应力、湍动应力

及相滑移导致的扩散应力可分别表示为

$$\rho_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k, \quad (14)$$

$$\mathbf{u}_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k / \rho_m, \quad (15)$$

$$\mu_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \mu_k, \quad (16)$$

$$\boldsymbol{\tau}_m = \mu_m (\nabla \mathbf{u}_m + \nabla \mathbf{u}_m^T) - \frac{2}{3} \mu_m \nabla \cdot \mathbf{u}_m \mathbf{I}, \quad (17)$$

$$\boldsymbol{\tau}_{mt} = \mu_m \left[ (\nabla \mathbf{u}_m + \nabla \mathbf{u}_m^T) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \mathbf{u}_m \mathbf{I} \right] - \frac{2}{3} \rho_m k_m \mathbf{I}, \quad (18)$$

$$\boldsymbol{\tau}_{mkt} = \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \mathbf{u}_{kdt} \mathbf{u}_{kdt}, \quad \mathbf{u}_{kdt} = \mathbf{u}_k - \mathbf{u}_m. \quad (19)$$

在 ASMM 中, 各相的扩散速度假定在较小的空间尺度上满足局部平衡, 意味着加速的分散相气泡前进比系统尺度小得多的距离就达到终端滑移速度, 即气泡在局部加速场一直以终端 Stokes 速度相对于连续相滑移, 相对滑移速度用下式表示:

$$\mathbf{u}_{kdt} = \mathbf{u}_{kslip} - \sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i \mathbf{u}_i / \rho_m, \quad (20)$$

$$\mathbf{u}_{kslip} = \frac{(\rho_m - \rho_k) d_k^2}{18 \mu_1 f} [\mathbf{g} - D \mathbf{u}_m / (Dt)],$$

$$f = \begin{cases} 1 + 0.05 Re^{0.687} & (Re < 1000) \\ 0.018 Re & (Re > 1000) \end{cases}. \quad (21)$$

气含率可通过求解与混合物方程相耦合的分散相相含率方程得到:

$$\frac{\partial \rho_g \alpha_g}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_g \alpha_g \mathbf{u}_m) = -\nabla \cdot (\rho_g \alpha_g \mathbf{u}_{gdt}). \quad (22)$$

值得注意的是, 在混合物模型中, 假定气泡在与特征流动时间相比较短的时间内即达到终端速度. 实际上, 混合物模型的应用远超过了这个限制, 但该模型只适宜于低气含率的情况.

## 2.2 两流体模型相间作用力模型

在两流体模型中, 气液之间的相互作用主要通过相间作用力来实现. 相间作用力是两流体模型存在争议的问题之一, 由于采用的两流体模型类型及工作体系的不同, 不同的研究者采用不同的封闭方法<sup>[15,25]</sup>. 主要的相间作用力包括曳力、湍动分散力、虚拟质量力、升力、壁面润滑力等. 对于 3 种类型的两流体模型, 其考虑的相间作用力如表 1 所示.

表 1 气液两相流中不同两流体模型中考虑的相间作用力

Table 1 Inter-phase forces with bubbly flow in different averaging two-fluid models

Model	Volume-averaging two-fluid model	Reynolds-averaging two-fluid model	Favre-averaging two-fluid model
Drag force	Yes and important	Yes and important	Yes and important
Turbulent dispersion force	No	No	Yes and important
Lift force	Yes	Yes	Yes
Added virtual mass force	Yes	Yes	Yes
Wall lubrication force	Yes	Yes	Yes

Sokolichin 等<sup>[18]</sup>认为在气液两相流的数值模拟中, 大致可将与鼓泡流相关的作用力分为两类, 第一种是力的存在已被实验所证实, 第二种是在数学模型中考虑该力对模拟结果有重要影响, 但其存在性还需实验进一步证实. 根据上面的分类, 曳力、升力和虚拟质量力属于第一种相间作用力, 而湍动分散力、壁面润滑力属于第二种相间作用力.

### 2.2.1 曳力

曳力是最重要的相间作用力, 在上升管中, 曳力阻碍气泡上升, 而在降液管中, 它夹带着气泡向下运动. 如果没有曳力, 释放的气泡将在上升管中无限加速, 气泡也不会被夹带至降液管. 然而对于这一最重要的相间作用力, 不同的研究者采用不同的表达式. 早期的曳力表达式是假定气液两相间的滑移速度为 0.2 m/s 得到的, 其数学表达式为

$$\mathbf{F}_{Dl} = -\mathbf{F}_{Dg} = 5 \times 10^4 \alpha_g \alpha_l (\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_l). \quad (23)$$

该式较简单且不需要估计气泡直径, 在自来水中该式与实验吻合较好, 一直被广泛用于气液两相流<sup>[27-29]</sup>. 但该式有一定的缺陷, 认为气泡的相间滑移速度为常数, 即相间滑移速度与气泡大小和流动的局部特点无关. 实验已表明, 不同大小的气泡其终端上升速度不同, 且不同位置和时刻其滑移速度并不相等.

最常见的曳力表达式如下:

$$\mathbf{F}_{Dl} = -\mathbf{F}_{Dg} = \frac{3}{4} \rho_l \alpha_g \frac{C_D}{d_b} |\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_l| (\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_l), \quad (24)$$

其中,  $C_D$  表示气泡群的曳力系数, 在气含率较低的情况下, 一般认为等于单个气泡的曳力系数  $C_d$ . 该表达式应用广泛, 许多研究者<sup>[13,25,30-32]</sup>都使用.

式(24)计算的曳力大小只与分散相相含率相关, 与

连续相的相含率无关. 当分散相的相含率接近 1 时, 式(24)可计算出一个较大的曳力, 而实际上曳力较小. 在不改变曳力系数表达式的情况下, 为克服这一不合理现象且考虑两相各自的相含率, 一般采用下式进行近似:

$$F_{Dl} = -F_{Dg} = \frac{3}{4} \rho_l \alpha_g \alpha_l \frac{C_D}{d_b} |u_g - u_l| (u_g - u_l),$$

$$\lim_{\alpha_g \rightarrow 0} F_{Dl} = 0 = \lim_{\alpha_l \rightarrow 0} F_{Dl}. \quad (25)$$

与式(24)不同, 该式可应用到较广的范围. 式(25)也可看作是多气泡的曳力表达式, 是在单气泡曳力表达式的基础上进行了相含率的校正, 从而适用范围得到了进一步扩大, 也得到了许多研究者<sup>[16,20,33-35]</sup>的青睐.

单气泡和气泡群的曳力系数与流型和流体的物性密切相关, 黄青山<sup>[36]</sup>对单气泡和气泡群的曳力系数进行了系统性的总结和比较. 一般来说, 气泡群的曳力系数通常可将单气泡的曳力系数乘以一个与局部气含率相关的校正系数得到. 研究<sup>[36]</sup>表明, 不同的校正方法差别较大, 至今未见较可靠的方法. 在均匀鼓泡流中, 文献中大多不考虑气泡间的相互作用, 用单气泡的曳力系数代替气泡群的曳力系数. 其中一个原因可能是由于模拟的工况气含率较低(<50%), 可忽略气泡间的相互影响; 另一个原因可能是文献报道的气泡群曳力系数无论从形式还是表现性能来说差别都较大, 现阶段对气泡群的曳力系数比单气泡的曳力系数大或小没有定论<sup>[18,37]</sup>. 文献中报道的曳力关系式绝大部分都没有说明其适用范围, 各关系式对模拟结果的影响还缺少必要的研究.

曳力系数的选择在气液两相流的仿真中存在一定的盲目性. 现阶段曳力系数是通过测量单气泡在静止液体中的终端上升速度得到的. 迄今为止, 实验所测数据不能清晰地指示曳力系数  $C_d$  与 4 个无因次准数(气泡雷诺数  $Re$ , Eötvös 准数  $Eu$ , Morton 准数  $Mo$  和 Weber 准数  $We$ )间的关联<sup>[18]</sup>, 故文献中曳力系数存在多样化. 王铁峰<sup>[38]</sup>根据气泡雷诺数的大小将气泡的运动分为几个不同的流动区域: Stokes 区、粘性区、变形区和强变形区, 分别给出不同的关系式. 对曳力系数的总结较多<sup>[36,38]</sup>, 本研究只介绍常用的曳力关系式. 常用的曳力系数关系式<sup>[18,25]</sup>有

$$C_d = \begin{cases} \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) & (Re < 1000) \\ 0.44 & (Re \geq 1000) \end{cases}, \quad (26)$$

$$C_d = \begin{cases} \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}) + \frac{0.413}{(1 + 16.3 Re^{-1.09})} & (Re < 135) \\ 0.95 & (Re \geq 135) \end{cases}, \quad (27)$$

$$C_d = \frac{2}{3} \sqrt{Eu}, \quad (28)$$

$$C_d = 0.622 / (0.235 + Eu^{-1}), \quad (29)$$

$$C_d = \text{Max} \left[ \frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}), \frac{8}{3} \frac{Eu}{Eu + 4} \right]. \quad (30)$$

在上面的曳力系数关系式中, 式(26)应用范围最广. Sokolichin 等<sup>[18]</sup>认为当气泡直径大于 3 mm 时, 式(26)过高估计了气泡的上升速度. 式(30)是在含杂质的情况下得到的曳力系数表达式, 然而在气泡直径为 4~7.8 mm 时, 式(29)和(30)具有同样的精度. 式(27)由 Karamanev 等<sup>[39]</sup>改进得到, 即使对变形的单气泡也适合. 最近的研究<sup>[40]</sup>表明, 曳力系数对模拟结果影响较大, 表观气速越大, 不同曳力系数的差别越大. 整体来说, 式(26), (27)和(30)比其他表达式的曳力系数好.

Khopkar 等<sup>[35]</sup>认为气泡在湍动流体中运动比在静止流体中上升受到的湍动明显大得多. 近年来, 已有部分文献<sup>[41,42]</sup>在搅拌槽的数值模拟中研究了湍动对曳力系数的影响. 在环流反应器中的仿真研究<sup>[36]</sup>表明, 考虑湍动对曳力系数的影响可增加平均气含率和平均液速, 但两种不同的校正方法差别较大. 由于该方法现阶段还不成熟, 故不推荐使用.

### 2.2.2 升力

刚性球状粒子在非均匀流场中运动时受到垂直于主流方向的附加作用力, 该作用力是由于气泡周围不对称的压力分布而产生的. Sokolichin 等<sup>[18]</sup>指出升力包括 Saffman 升力和 Magnus 升力, 其中 Saffman 升力是由于平均流动的剪切造成的, 即使固体粒子不旋转, 该作用力也存在; Magnus 升力是由于粒子旋转(即使流场是均匀分布的, 没有剪切作用)而产生的不对称压力分布.

这些作用力之和也称为横向升力(Transversal lift force), 有许多不同的表达式. 由于横向升力经常被用于调整垂直上升鼓泡流中气泡的径向分布, 故也称为径向升力(Radial lift force)和侧向升力(Lateral lift force). 像曳力一样, 升力只能在最简单的情况下进行理论计算.

在大多数鼓泡流的模拟文献中, 都采用 Auton<sup>[43]</sup>和 Thomas 等<sup>[44]</sup>假设球形粒子周围为势流的情况下推导出来的升力表达式:

$$F_L = -C_L \alpha_g \rho_l (u_b - u_l) \times (\nabla \times u_l), \quad (31)$$

升力系数  $C_L$  的取值为正值或负值, 将决定径向气含率分布是倾向于壁面峰还是中心峰. 实验发现, 影响升力系数的因素较多, 现阶段还没有一个适用范围较广的数学表达式. 在缺乏实验证实的情况下, 通常选择合适的

升力系数使模拟结果与实验一致, 常见的取值范围为  $-0.5 \sim 0.5$ , 有的研究者<sup>[36]</sup>甚至取值为  $-3.0$ 。

Tomiyama 等<sup>[45]</sup>通过实验获得较为理想的升力系数关系式如下所示:

$$C_L = \begin{cases} \min[0.288 \tanh(0.121 Re), f(Eo_d)] & (Eo_d < 4) \\ f(Eo_d) & (4 \leq Eo_d \leq 10) \\ -0.29 & (Eo_d > 10) \end{cases},$$

$$f(Eo_d) = 0.00105 Eo_d^3 - 0.0159 Eo_d^2 - 0.0204 Eo_d + 0.474,$$

$$Eo = \frac{g(\rho_l - \rho_g)d_b^2}{\sigma},$$

$$Eo_d = \frac{g(\rho_l - \rho_g)d_b^2}{\sigma},$$

$$d_h = d_b(1 + 0.163 Eo^{0.757})^{\frac{1}{3}}. \quad (32)$$

对于常温、常压的空气-水体系, 式(32)得到的升力系数关联式与气泡直径的关系如图 1 所示。

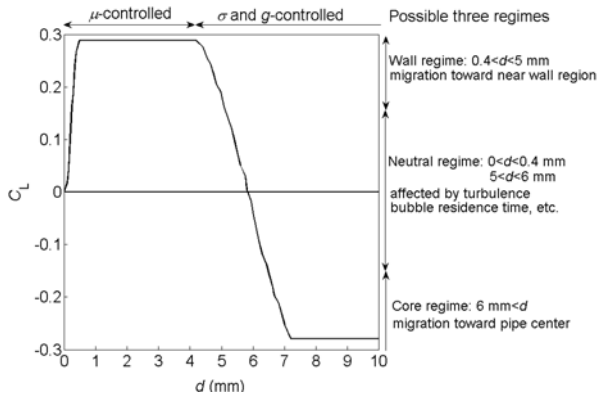


图 1 Tomiyama 等<sup>[45]</sup>提出的升力系数与气泡直径的关系

Fig.1 The relation of lift coefficient with bubble diameter proposed by Tomiyama et al.<sup>[45]</sup>

Tomiyama 等<sup>[45]</sup>认为气泡直径小于  $4.4 \text{ mm}$  时, 升力系数受气泡雷诺数控制, 也就是受粘性力控制; 当气泡直径大于  $4.4 \text{ mm}$  时, 由 Eötvös 准数控制。从图 1 可看到, 当气泡直径约大于  $5.8 \text{ mm}$  时, 升力系数从正值变为负值。根据影响升力系数的因素可将升力系数分为 3 个流区: 当升力系数取较大正值时为壁面流区, 此时气泡向壁面流动, 在壁面附近某一位置与壁面润滑力达到平衡, 从而形成壁面峰; 当升力系数取较大负值时为过流区, 此时气泡向中心流动, 形成中心峰; 介于两者之间时为过渡区, 此时升力系数较小, 升力大小受其他因素, 如液相湍动及气泡在流场中的停留时间等因素影响较大。总体来说, 升力系数的符号及大小决定了气泡的运动轨迹和径向气含率分布。由于式(32)适用范围较广, 与实验吻合较好, 近年来被许多研究者<sup>[16,36]</sup>采用。

### 2.2.3 虚拟质量力

当气泡在液相中加速移动时, 包围气泡的液体也被加速, 这样气泡的有效质量就包括它自身的真实质量和紧贴气泡的液体由于惯性造成的一个附加的虚拟质量。由于气相密度远小于液相密度, 故虚拟质量对气液两相相互作用的影响是重要的。虚拟质量力(Added mass force)可用下式进行计算:

$$F_A = -C_A \alpha_g \rho_l [D(u_g - u_l)/(Dt)]. \quad (33)$$

对于虚拟质量力系数, 绝大多数情况下取  $C_A=0.5$ 。也有一些研究者认为虚拟质量力系数与局部气含率相关, 如 Pan 等<sup>[46]</sup>给出虚拟质量力的系数为

$$C_A = 1 + 3.32 \alpha_g. \quad (34)$$

Gosman 等<sup>[47]</sup>和 Winjgaarden 等<sup>[48]</sup>给出一个不同的表达式:

$$C_A = 0.5(1 + 2.78 \alpha_g). \quad (35)$$

Sokolichin 等<sup>[18]</sup>指出虽然虚拟质量力的存在毫无争议, 但该作用力对模拟结果并无多大影响。Tabib 等<sup>[49]</sup>认为虚拟质量力的影响可忽略不计。在数值模拟中, 考虑该作用力却大大增加了模拟收敛的难度。在非稳态的模拟中, 考虑虚拟质量力可获得真实的物理解, 且虚拟质量力系数选择  $0.5$ ; 而在稳态的模拟中, 可忽略该作用力的影响, 从而减少计算量并增加求解的稳定性。

### 2.2.4 壁面润滑力

Antal 等<sup>[50]</sup>认为靠近壁面的气泡周围流场具有不对称性, 气泡受壁面润滑力的作用, 使近壁面区域的气泡远离壁面运动。壁面润滑力虽然还未被实验证实, 但考虑该力的存在可获得某些操作条件下气含率的“壁面峰”。文献中关于壁面润滑力的关系式较多, 下面只介绍常见的 2 个关系式。

Tomiyama<sup>[51]</sup>对 Antal 等<sup>[50]</sup>的关联式进行了改进, 得到了适合管流的壁面润滑力关系式, 其表达式为

$$F_{wr} = -C_w \alpha_g \frac{d_b}{2} \left[ \frac{1}{(R-r)^2} - \frac{1}{(R+r)^2} \right] \rho_l (u_{gz} - u_{lz})^2, \quad (36)$$

其中,  $C_w$  为壁面润滑系数, 在空气-水的湍流鼓泡体系中, 其值约为  $0.1$ 。从式(36)可知, 离壁面越远, 壁面润滑力越小。

Chen<sup>[52]</sup>用一个不同的表达式来估计壁面润滑力的大小:

$$F_{wr} = -\frac{\alpha_g \rho_l |u_g - u_l|^2}{d_b} \max \left[ 0, \left( C_1 + C_2 \frac{d_b}{y} \right) \right]. \quad (37)$$

模型常数  $C_1=-0.01$ ,  $C_2=0.05$ , 这意味着壁面力只存在于离壁面 5 倍粒子(气泡、液滴)直径的距离, 故计算

壁面力时网格必须足够密. 许多研究者选取不同的模型常数值, 如 Jakobsen 等<sup>[53]</sup>认为  $C_1=-0.1$ ,  $C_2=0.35$ ; Azpitarte 等<sup>[54]</sup>取值为  $C_1=-0.1$ ,  $C_2=0.147$ ; Koncar 等<sup>[55]</sup>认为  $C_1=-0.04$ ,  $C_2=0.08$ ; Li 等<sup>[56]</sup>在固定常数  $C_1=-0.01$  的条件下, 比较了  $C_2=0.015$ ,  $0.03$  和  $0.05$  的模拟结果, 发现  $C_2=0.03$  与实验吻合较好; Antal 等<sup>[50]</sup>和 Krepper 等<sup>[57]</sup>的取值为  $C_1=-0.0064$ ,  $C_2=0.016$ .

总体来说, 许多壁面润滑力关系式只适用于管流. 相对于其他关系式, 式(37)没有几何结构的限制, 应用较广泛, 故推荐采用该式估计壁面力的大小. 但该式也有缺点, 在某些流动条件下, 该式计算的壁面润滑力太小以至于不能与升力达到平衡<sup>[58]</sup>. Jakobsen<sup>[59]</sup>指出, 壁面力的存在受到了质疑, 因其对气含率分布没有明显影响, 可认为壁面润滑力是将单相壁面函数应用于某些条件下气液两相流的一种校正.

### 2.2.5 湍动分散力

在 Favre 平均两流体模型中, 通过在气液两相的动量方程中加入一个湍动分散力来描述气泡的湍动分散机理. 湍动分散力是由于液相湍动和气含率径向分布引起的, 其作用效果是使气含率径向分布趋于均匀.

对于湍动分散力, 不同的研究者采用不同的数学模型, 引起了较大争议, 本研究只介绍 2 个常用的湍动分散力模型. Lahey 等<sup>[60]</sup>给出如下的数学模型:

$$F_{\text{TD}} = -F_{\text{gTD}} = C_{\text{TD}} \rho_l k_1 \nabla \alpha_g, \quad (38)$$

模型常数  $C_{\text{TD}}$  的取值范围较广<sup>[61,62]</sup>, 一般为  $0.1 \sim 1.0$ , 需依靠经验来确定. 对于空气-水体系, Lucas 等<sup>[63]</sup>推荐取值  $C_{\text{TD}}=1.0$ .

Talvy 等<sup>[25]</sup>提出了一个可广泛应用的湍动分散力:

$$F_{\text{TD}} = -\rho_l \overline{u'_g u'_l} \cdot \nabla \alpha_g, \quad (39)$$

$$\overline{u'_g u'_l} = 2k \frac{b + \eta}{1 + \eta}. \quad (40)$$

粒子松弛时间和大涡时间之比  $\eta$ 、滑移速度和湍动速度之比  $\xi$  及虚拟质量力的影响系数  $b$  分别用以下公式表示:

$$\eta = t_{12}/t_2, \quad (41)$$

$$\xi = |\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_l| / \sqrt{\frac{2}{3}k}, \quad (42)$$

$$b = (1 + C_A) / (\rho_g / \rho_l + C_A). \quad (43)$$

研究<sup>[36]</sup>表明, 表征脉动运动相互作用的 3 个时间尺度(即湍动能量涡的特征时间  $t_1$ 、气泡被运动流体夹带的

特征时间, 即气泡松弛时间  $t_2$ 、气泡和涡相互作用时间  $t_{12}$ )分别采用下式表示时与实验吻合较好:

$$t_2 = \rho_l \alpha_g K_{\text{gl}}^{-1} (\rho_g / \rho_l + C_A), \quad K_{\text{gl}} = \frac{3}{4} \frac{C_D}{d_b} \rho_l \alpha_g \alpha_l |\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_l|, \quad (44)$$

$$t_1 = \frac{3}{2} C_\mu \frac{k}{\varepsilon}, \quad (45)$$

$$t_{12} = \frac{t_1}{\sigma_k} (1 + C_\beta \varepsilon^2)^{-1/2}, \quad (46)$$

$$C_\beta = 1.8 - 1.35 \cos^2 \theta, \quad (47)$$

其中,  $\theta$  为气体速度和滑移速度之间的夹角, 当  $\theta=180^\circ$  或  $0^\circ$  时, 即气体速度和滑移速度平行时,  $C_\beta=0.45$ ; 当  $\theta=90^\circ$  时, 即气体速度和滑移速度垂直时,  $C_\beta=1.8$ .

由于该模型没有经验系数且经过检验发现与实验吻合较好<sup>[16]</sup>, 推荐使用该模型来模拟气泡的分散.

### 2.3 湍流模型

对于复杂流动, 目前主要的数值模拟方法有 3 种: 直接数值模拟(Direct Numerical Simulation, DNS)、大涡模拟(Large Eddy Simulation, LES)及平均 N-S 方程. 直接数值模拟由于计算量太大, 现阶段不具有工程应用价值, 极少用于反应器的计算. LES 将直接数值模拟和模式理论相结合, 对大尺寸涡结构进行直接数值模拟, 而对小尺度的涡结构通过模式湍流模型进行表征, 对多相流的混合行为具有较好的预测性能. 但考虑到 LES 庞大的计算量和内存需求, 一般很少用于大型反应器的计算. 若采用平均的 N-S 方程, 湍流模型的封闭是两流体模型中另一个一直没有解决的主要问题<sup>[18]</sup>. 常见的湍流微分输送方程包括零方程模型、一方程模型、两方程模型、四方程模型、七方程模型等. 对于简单流动, 一般随着方程数增加, 精度越高, 计算量越大, 收敛性也越差. 在大多数的工程应用中, 基于 Boussinesq 各向同性假设而来的标准  $k-\varepsilon$  模型及各种修正模型(包括拟均相  $k-\varepsilon$  模型、重整化群(Renormalization Group, RNG)  $k-\varepsilon$  模型、各相  $k-\varepsilon$  模型)被广泛采用. 这些模型在形式上虽然有较大差别, 模拟结果也略有差异. 经验表明, 分散相气泡对湍动的影响即气泡导致的湍动对模拟结果的影响比不同  $k-\varepsilon$  湍流模型大得多.

Kataoka 等<sup>[64]</sup>分析了气泡对液相湍动的影响, 认为大气泡的运动产生了额外的湍动, 然而小尺度界面结构导致的额外耗散几乎可以补偿大气泡导致的额外湍动. 在气含率较低的情况下, 分散相对湍动的影响可忽略不计, 但在气含率较高的场合, 气泡导致的湍动就不得不考虑. 考虑气泡导致的湍动与否, 与气泡导致的湍动与剪切导致的湍动之比密切相关. 气泡导致的湍动与剪切

导致的湍动可在同一数量级,若忽略了气泡导致的湍动将使模拟结果过低估计湍动强度. Chen<sup>[17]</sup>认为在鼓泡流中气泡导致的湍动大于剪切导致的湍动. Pan 等<sup>[65]</sup>指出,忽略气泡导致的粘度使液体粘度减小,从而使计算的湍动强度增大,只有考虑气泡导致的粘度才能使模拟结果与实验吻合较好.

然而,关于气泡导致的湍动模型研究到现在为止还处于初期阶段<sup>[18]</sup>. 原则上,两相流的湍动动能和耗散速率守恒方程可通过与单相类似的方法进行推导<sup>[66,67]</sup>,然而由于对物理过程缺少足够的了解,从而使方程的封闭非常困难. 迄今为止,对于分散相的影响大多数都是在  $k$ - $\varepsilon$  系列模型中考虑气泡导致的湍动,常见的主要有 3 种方法,即附加源项法、附加粘度法和附加应力法.

### 2.3.1 附加源项法

该方法允许湍动动能的对流和扩散,通过使  $k$  和  $\varepsilon$  的守恒方程带有附加源项,从而包含了气泡对湍动的影响. 一般通过某种方法得到  $k$  方程的附加源项  $S_{ak}$ , 然后得到  $\varepsilon$  方程的附加源项  $S_{a\varepsilon}$ , 可写成一个通用的表达式:

$$S_{ak} = C_{ak} f(\alpha_g, u_{slip}, \dots), \quad (48)$$

$$S_{a\varepsilon} = C_{a\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} S_{ak}. \quad (49)$$

有很多采用这种方法进行近似的报道<sup>[18,23,24,67]</sup>,但在具体的实施上有所不同. 不同研究者选择不同的  $f(\alpha_g, u_{slip}, \dots)$  函数表达式,即使表达式相同,但系数  $C_{ak}$ ,  $C_{a\varepsilon}$  的选择也不相同<sup>[26,68]</sup>, Sokolichin 等<sup>[18]</sup>甚至认为系数大小应视具体的操作条件和流型而定.

还有分别在  $k$  和  $\varepsilon$  方程中加入不能用上面通式表达的源项来模拟气泡对湍动的影响<sup>[67,69-71]</sup>. 从以上分析可知,该方法的模型参数缺少通用性,严重阻碍了其进一步应用.

### 2.3.2 附加应力法

Arnold 等<sup>[72]</sup>提出了另外一种模拟气泡导致湍动的方法,认为液体由于上升气泡的置换作用导致速度脉动,从而使气泡对液体的湍动造成一定影响. 由于连续性的原因,即使气泡在静止的介质中上升,这种与周围流体的置换作用也会发生. 这种脉动不能解释为传统意义上的湍动,故用拟湍动(Pseudo-turbulence)来定义. 假设球形气泡群周围流动为势流(Potential flow),从而可对这种脉动的影响作出理论估计. 如果假设应力张量  $T_1^{\text{turb}}$  等于剪切导致的单相湍动和气泡导致的拟湍动的线性叠加,则可用下式表示:

$$T_1^{\text{turb}} = T_{\text{isi}}^{\text{turb}} + T_{\text{ibi}}^{\text{turb}}, \quad (50)$$

$$(T_{\text{isi}}^{\text{turb}})_{ij} = \rho_1 \overline{u_i' u_j'} = \mu_1^{\text{turb}} \left[ \frac{\partial(u_1)_i}{\partial x_j} + \frac{\partial(u_1)_j}{\partial x_i} \right] - \frac{2}{3} \rho_1 \delta_{ij} k, \quad (51)$$

$$T_{\text{ibi}}^{\text{turb}} = -\alpha_g \rho_1 \left[ \frac{1}{20} (u_g - u_1)(u_g - u_1) + \frac{3}{20} |u_g - u_1|^2 I \right]. \quad (52)$$

Lopez de Bertodano 等<sup>[73]</sup>运用该方法模拟管流,发现与只有单相湍动模型相比,该方法可明显改善预测结果.

### 2.3.3 附加粘度法

Sato 等<sup>[74,75]</sup>提出了考虑气泡对液体湍动影响的较简单的数学模型,将气泡导致的湍动粘度和剪切导致的湍动粘度进行线性叠加,即认为有效粘度  $\mu_1^{\text{turb}}$  包括剪切粘度  $\mu_{\text{isi}}^{\text{turb}}$  和气泡导致的粘度  $\mu_{\text{ibi}}^{\text{turb}}$ :

$$\mu_1^{\text{turb}} = \mu_{\text{isi}}^{\text{turb}} + \mu_{\text{ibi}}^{\text{turb}} = C_{\mu} \rho_1 \frac{k^2}{\varepsilon_1} + \frac{1}{2} C_{\mu b} \rho_1 \alpha_g d_b |u_g - u_1|, \quad (53)$$

其中系数  $C_{\mu b}=1.2$ .

Lopez de Bertodano 等<sup>[73]</sup>认为附加源项法为单时间常数模型,而附加粘度法为双时间常数模型,分析了单时间常数和双时间常数的湍流模型对模拟结果的影响,认为双时间常数模型优于单时间常数模型,且有

$$k_{\text{it}} = k_{\text{isi}} + k_{\text{ibi}}, \quad (54)$$

$$\varepsilon_{\text{it}} = \varepsilon_{\text{isi}} + \varepsilon_{\text{ibi}}, \quad (55)$$

$$k_{\text{ibi}} = \frac{1}{2} \alpha_g C_A |u_g - u_1|^2, \quad (56)$$

$$\varepsilon_{\text{ibi}} = \frac{F_D}{\rho_1} |u_g - u_1| = \alpha_g g |u_g - u_1|, \quad (57)$$

其中,  $C_A$  为虚拟质量力系数,且有  $C_A=1.2$ .

近年来,许多研究者采用 Sato 等<sup>[74]</sup>模型估计气泡导致湍动的影响,取得了一定成果,然而在实施方法上有些差别. 一些研究者<sup>[31,32,76,77]</sup>将气泡导致的粘度只在动量方程中体现,在湍流输送方程中并不考虑气泡导致的湍动影响;而有些研究者<sup>[38,73,78]</sup>在动量方程和湍流输送方程中均考虑了气泡导致湍动的影响.

总体来说,附加粘度法在气液两相流的模拟得到了广泛采用. 推荐使用 Sato 模型并在动量方程和湍流输送方程中均考虑气泡导致湍动的影响.

## 3 两流体模型求解技术

### 3.1 环流反应器稳态模拟方法

由于多相流的复杂性及流体力学方程的非线性,其数值求解较困难,大多采用非稳态的数值方法求解. 为避免数值发散,环流反应器稳态模拟方法通过引入时间项对非线性方程进行缓慢迭代求解,相当于稳态计算方



法中对非线性方程采取非常小的松弛因子. 该方法的优点是采用较小的时间步长, 每步的求解过程易收敛, 可得到真实的发展过程, 缺点是得到稳态解需要很长的计算时间. 由于计算量较大, 现阶段还不能满足解决工业实际问题的需要.

由于稳态模型可为反应器的设计和放大提供快速、准确的结果, Spicka 等<sup>[79]</sup>认为当计算时间成为一个重要考虑因素时, 用稳态模型模拟工业应用的反应器是一个优先的选择. 相对于非稳态模拟方法, Harvey 等<sup>[80]</sup>认为稳态方法对工程师设计、放大混合设备更有效. 然而稳态方法求解两流体模型有时会出现残差在一个较低的水平上波动, 既不收敛, 也不发散<sup>[81]</sup>. 采用稳态方法求解, 需要对出口边界条件的速度-相含率耦合进行适当解耦. 对于搅拌槽内的气液两相流模拟, 稳态方法已较成熟, 如王卫京<sup>[26]</sup>、孙海燕<sup>[82]</sup>、张艳红<sup>[83]</sup>认为气体出口速度等于 0.2 m/s 并取得了较大成功.

近年来, 对气升式环流反应器直接采用稳态数值方法求解也取得了较大进展. Mudde 等<sup>[11]</sup>和 Lin 等<sup>[29,84]</sup>用稳态方法模拟了内环流反应器内的流体动力学, 然而对于气体出口边界的处理两种方法截然不同. Lin 等<sup>[29,84]</sup>认为气体的出口速度符合充分发展的边界条件, 然而该方法在计算中经常出现气体回流的情况, 很难得到收敛解; Mudde 等<sup>[11]</sup>通过采取类似于搅拌槽的稳态模拟方法, 认为液体出口速度等于 0 而气体出口速度为一固定值(即 0.2 m/s), 用稳态两流体模型模拟了气升式内环流反应器的流体动力学, 但表观气速较低(最大表观气速只有 0.02 m/s, 此时气含率也较低), 远未达到工业应用的操作范围. Huang 等<sup>[40]</sup>提出, 对只有气体连续进料的半间歇操作, 液体出口速度无剪切而气体出口速度等于气泡终端滑移速度, 成功将稳态模拟方法发展至整个均匀鼓泡流.

### 3.2 相间解耦技术

动量方程和连续性方程之间存在压力-速度-相含率耦合且气液两相共享同一个压力场是两流体模型很难收敛的一个重要原因. SIMPLE 系列算法由于具有较好的健壮性和收敛性, 已成为现阶段两流体模型求解的主要方法. 由于气液两相存在密切的动量交换, 气液两相速度相互影响导致了 SIMPLE 系列算法用于两相流时其收敛速度急剧降低.

近年来, 部分消除相间耦合的解耦算法也得到了较大发展. 部分消除算法(Partial Elimination Algorithm, PEA)是应用最广泛的解耦算法. PEA 算法<sup>[36,85]</sup>主要是通过对方力公式中的相间速度进行交叉迭代, 部分消除异相速度的影响, 从而减弱了相间速度的耦合, 其优点是

收敛速度比不考虑相间耦合快得多, 当流速较小或  $F_L$ ,  $F_g$  较小时, 不会出现收敛速度减慢的情况, 故不必采用部分消除法; 缺点是需要同时求解两相的动量方程, 需要的内存和计算量比不考虑耦合大.

Huang 等<sup>[16]</sup>提出了一个在压力校正系数中考虑气液相间作用力(主要是曳力)的新的解耦算法. 总体来说, 该算法比 PEA 算法<sup>[85,86]</sup>更隐式, 进一步促进了气液两相流的收敛. 需要指出的是, 虽然该算法与 PEA 算法相似, 但存在明显的不同. PEA 算法在得到气液两相离散方程后, 通过消元法分别消除各相方程中另一相速度的影响. 而 Huang 等<sup>[16]</sup>提出的新算法是在不考虑异相速度的情况下分别求解动量方程, 但在各相的压力校正系数中考虑异相速度的影响. 与 PEA 算法相比, 该算法需要的内存和计算量都较少, 有效消除了气液两相相间曳力的耦合, 但该算法只适用于曳力占主导的两相流.

## 4 气升式环流反应器的流体力学性质

随着表观气速和表观液速的变化, 环流反应器内的流动呈不同的相结构, 即处于不同的流型. 不同流型的流体力学行为差别很大, Heijnen 等<sup>[87]</sup>将内环流反应器内的气液流动形态进行了归类, 认为在低通气量的情况下, 循环液速小于气泡的滑移速度, 循环液体不能把气泡夹带到降液管, 即为流动形态 I(Regime I); 在中等气量的情况下, 部分气泡被夹带到降液管, 但不能再进入上升管, 此时的循环液速等于气泡的滑移速度, 为流动形态 II(Regime II); 随表观气速进一步增加, 在高通气量的情况下, 循环的液体能将气泡带回上升管, 此时循环液速大于气泡的滑移速度, 称为流动形态 III(Regime III).

需要特别指出, 根据上面的分类, 在流动形态 II 中曳力和浮力达到平衡, 降液管中液体的平均下降速度应等于气泡的终端滑移速度, 然而, 近年来的实验和 CFD 研究<sup>[16,88-90]</sup>表明, 液体的循环速度大于气泡的终端滑移速度. Huang 等<sup>[16]</sup>认为在此流动形态下, 降液管中的气泡存在力的平衡, 不仅仅只有曳力和浮力, 且与气泡前后界面的静压差密切相关. 在上升管中, 气泡前后界面的静压差有利于流体的流动, 而在降液管中却不利于流体的流动. 因此, 在这种流动形态下, 降液管中存在着比气泡终端滑移速度大的环流液速, 从而产生较大的曳力来补偿静压差的变化.

## 5 结语与展望

Favre 平均两流体模型由于物理意义明确、与实验吻合较好, 特别适宜化工反应器中反应流体力学的计



算,得到了越来越多的应用.在环流反应器的仿真中,最主要的相间作用力主要有曳力和湍动分散力,升力和壁面润滑力对气含率的径向分布具有决定性的影响.在稳态模拟中,虚拟质量力可忽略不计.在 Favre 平均两流体模型相间作用力的封闭中,推荐使用方程(25)与式(26), (27)或(30)相结合模拟曳力;方程(31)与式(32)近似升力;用式(37)估计壁面润滑力;方程(39)和式(40)~(47)相结合计算湍动分散力的大小.在湍流模型的封闭中,建议采用工程应用广泛的  $k-\varepsilon$  系列模型模拟湍动,对于气泡导致的湍动,采用附加粘度法中的 Sato 模型来模拟.随着多相流相关理论及计算技术的发展,采用合适的边界条件和对压力-速度-相含率进行适当解耦、获得反应器内稳态数值解已成为一种可能和趋势.

气液两相流的流体力学实验和仿真计算是当今科学研究的一个热点.随着实验技术和流体力学基础理论的发展,对环流反应器内的流体力学性质的了解也越来越深入.在流体力学的仿真计算中,开发健壮性和收敛性更好的多相流算法、将 CFD 与不断完善的群体平衡模型(Population Balance Model, PBM)相结合,考虑气泡间的相互作用(包括气泡的凝并和破碎、气泡群的曳力系数等)、进一步明确气泡的分散机理及气泡对湍流的影响将是今后的研究重点.

#### 符号表:

$b$	虚拟质量力的影响系数
$C_A$	虚拟质量力系数
$C_D$	气泡群的曳力系数
$C_d$	单气泡曳力系数
$C_{ak}, C_{ac}$	气泡导致的湍动模型系数
$C_L$	升力系数
$C_W$	壁面力系数
$C_1, C_2$	壁面力模型常数
$C_\mu$	湍流模型常数
$d, d_b$	分散相直径 (m)
$d_h$	气泡水平最大尺寸 (m)
$D$	数学求导
$Eo$	Eötvös 准数
$Eo_d$	修正 Eötvös 准数
$f$	相间摩擦系数
$F, \mathbf{F}$	相间作用力 ( $N/m^3$ )
$g, \mathbf{g}$	重力加速度 ( $m/s^2$ )
$\mathbf{I}$	单位法向量
$k$	湍动动能 ( $m^2/s^2$ )
$n$	相数
$p$	压力 (Pa)
$r$	径向距离 (m)
$R$	圆管半径 (m)
$Re$	雷诺准数 ( $Re=d_h u \rho/\mu$ )
$S$	源项 [ $N/(m^2 \cdot s)$ ]
$t$	时间 (s)
$t_1$	湍动能涡的特征时间 (s)
$t_{12}$	气泡和涡相互作用时间 (s)
$t_2$	气泡松弛时间 (s)
$\mathbf{T}$	应力张量 [ $kg/(m \cdot s^2)$ ]
$u, \mathbf{u}$	速度 (m/s)
$x, z$	笛卡尔坐标 (m)

$y$	离壁面距离 (m)
$\alpha$	相含率
$\delta_{ij}$	Kronecker 符号
$\varepsilon$	湍动耗散速率 ( $m^2/s^3$ )
$\eta$	气泡松弛时间和大涡时间之比
$\mu$	粘度 [ $kg/(m \cdot s)$ ]
$\nu$	运动粘度 ( $m^2/s$ )
$\rho$	密度 ( $kg/m^3$ )
$\sigma$	表面张力 (N/m)
$\sigma_i$	湍流扩散的 Schmidt 数
$\tau, \boldsymbol{\tau}$	剪切应力张量 [ $kg/(m \cdot s^2)$ ]
$\xi$	滑移速度和湍动速度之比
上标	
'	脉动
T	转置
turb	湍动
下标	
ak	气泡导致的附加湍动
ac	气泡导致的附加耗散
A	虚拟质量
b	气泡
bi	气泡导致湍动
dt	相对扩散
D	曳力
eff	有效
g	气体
$i, j, k$	坐标方向
k	相
L	升力
l	液体
m	混合物
r	径向
si	剪切
slip	滑移
TD	湍动分散
t	湍动
W	壁面力
$\varepsilon$	湍动耗散

#### 参考文献:

- [1] 沙作良, 韩梅, 王铁峰, 等. 正丁醇和表观气速对外环流反应器内气泡特征的影响 [J]. 天津科技大学学报, 2009, 24(4): 32-36.
- [2] 王娟, 毛羽, 江华, 等. 简单单级气升式环流反应器内筒流体流动状况的数值模拟研究 [J]. 石油炼制与化工, 2004, 35(9): 42-45.
- [3] Mudde R F. Gravity-driven Bubbly Flows [J]. Ann. Rev. Fluid Mech., 2005, 37(1): 393-423.
- [4] Mohanty K, Das D, Biswas M N. Hydrodynamics of a Novel Multi-stage External Loop Airlift Reactor [J]. Chem. Eng. Sci., 2006, 61(14): 4617-4624.
- [5] Blazej M, Kisa M, Markos J. Scale Influence on the Hydrodynamics of an Internal Loop Airlift Reactor [J]. Chem. Eng. Process., 2004, 43(12): 1519-1527.
- [6] Fadavi A, Chisti Y. Gas Holdup and Mixing Characteristics of a Novel Forced Circulation Loop Reactor [J]. Chem. Eng. J., 2007, 131(1/3): 105-111.
- [7] Jurascik M, Blazej M, Annus J, et al. Experimental Measurements of Volumetric Mass Transfer Coefficient by the Dynamic Pressure-step Method in Internal Loop Airlift Reactors of Different Scale [J]. Chem. Eng. J., 2006, 125(2): 81-87.
- [8] Kilonzo P M, Margaritis A, Bergougnou M A, et al. Influence of the Baffle Clearance Design on Hydrodynamics of a Two Riser Rectangular Airlift Reactor with Inverse Internal Loop and Expanded Gas-Liquid Separator [J]. Chem. Eng. J., 2006, 121(1): 17-26.
- [9] Gourich B, EL Azher N, Souلامي Bellhaj M, et al. Contribution to the

- Study of Hydrodynamics and Gas-Liquid Mass Transfer in a Two- and Three-phase Split-rectangular Airlift Reactor [J]. Chem. Eng. Process., 2005, 44(10): 1047-1053.
- [10] Zhang T, Wang J, Luo Z, et al. Multiphase Flow Characteristics of a Novel Internal-loop Airlift Reactor [J]. Chem. Eng. J., 2005, 109(1/3): 115-122.
- [11] Mudde R F, Van Den Akker H E A. 2D and 3D Simulations of an Internal Airlift Loop Reactor on the Basis of a Two-fluid Model [J]. Chem. Eng. Sci., 2001, 56(21/22): 6351-6358.
- [12] Vial C, Poncin S, Wild G, et al. Experimental and Theoretical Analysis of the Hydrodynamics in the Riser of an External Loop Airlift Reactor [J]. Chem. Eng. Sci., 2002, 57(22/23): 4745-4762.
- [13] Van Baten J M, Ellenberger J, Krishna R. Hydrodynamics of Internal Air-lift Reactors: Experiments versus CFD Simulations [J]. Chem. Eng. Process., 2003, 42(10): 733-742.
- [14] Wu X X, Merchuk J C. Simulation of Algae Growth in a Bench Scale Internal Loop Airlift Reactor [J]. Chem. Eng. Sci., 2004, 59(14): 2899-2912.
- [15] Huang Q S, Yang C, Yu G Z, et al. 3-D Simulations of an Internal Airlift Loop Reactor Using a Steady Two-fluid Model [J]. Chem. Eng. Technol., 2007, 30(7): 870-879.
- [16] Huang Q S, Yang C, Yu G Z, et al. CFD Simulation of Hydrodynamics and Mass Transfer in an Internal Airlift Loop Reactor Using a Steady Two-fluid Model [J]. Chem. Eng. Sci., 2010, 65(20): 5527-5536.
- [17] Chen P. Modeling the Fluid Dynamics of Bubble Column Flow [D]. Saint Louis: Washing University Sever Institute of Technology, 2004. 19-25, 48-51.
- [18] Sokolichin A, Eigenberger G, Lapin A. Simulation of Buoyancy Driven Bubbly Flow: Established Simplifications and Open Questions [J]. AIChE J., 2004, 50(1): 24-45.
- [19] Dhanasekharan K M, Sanyal J, Jain A, et al. A Generalized Approach to Model Oxygen Transfer in Bioreactors Using Population Balances and Computational Fluid Dynamics [J]. Chem. Eng. Sci., 2005, 60(1): 213-218.
- [20] Kerdouss F, Bannari A, Proulx P. CFD Modeling of Gas Dispersion and Bubble Size in a Double Turbine Stirred Tank [J]. Chem. Eng. Sci., 2006, 61(10): 3313-3322.
- [21] Cao C, Zhao L, Xu D, et al. Investigation into Bubble Size Distribution and Transient Evolution in the Sparger Region of Gas-Liquid External Loop Airlift Reactors [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2009, 48(12): 5824-5832.
- [22] 闫红杰, 周萍, 周子民, 等. 空气搅拌式种分槽流场的数值解析及结构参数的优化 [J]. 过程工程学报, 2005, 5(2): 135-138.
- [23] Ranade V V, Van Den Akker H E A. A Computational Snapshot of Gas-Liquid Flow in Baffled Stirred Reactors [J]. Chem. Eng. Sci., 1994, 49(24): 5175-5192.
- [24] Oey R S, Mudde R F, Portela L M, et al. Simulation of a Slurry Airlift Using a Two-fluid Model [J]. Chem. Eng. Sci., 2001, 56(2): 673-681.
- [25] Talvy S, Cockx A, Liné A. Modeling Hydrodynamics of Gas-Liquid Airlift Reactor [J]. AIChE J., 2007, 53(2): 335-353.
- [26] 王卫京. 气液两相搅拌槽的数值模拟与实验研究 [D]. 北京: 中国科学院过程工程研究所, 2002. 49-58.
- [27] Svendsen H F, Jakobsen H A, Torvik R. Local Flow Structures in Internal Loop and Bubble Column Reactors [J]. Chem. Eng. Sci., 1992, 47(13/14): 3297-3304.
- [28] Thakre S S, Phanikumar D V, Khare A S, et al. CFD Modeling of Flow, Macro-mixing and Axial Dispersion in a Bubble Column [J]. Can. J. Chem. Eng., 1999, 77(5): 826-837.
- [29] Lin W C, Mao Z S, Chen J Y. Hydrodynamic Studies on Loop Reactors(II): Airlift Loop Reactors [J]. Chin. J. Chem. Eng., 1997, 5(1): 11-22.
- [30] Van Baten J M, Krishna R. CFD Modeling of Bubble Column Reactor Including the Influence of Gas Contraction [J]. Chem. Eng. Technol., 2004, 27(12): 1302-1308.
- [31] Feng W, Wen J P, Liu C Y, et al. Modeling of Local Dynamic Behavior of Phenol Degradation in an Internal Loop Airlift Bioreactor by Yeast *Candida tropicalis* [J]. Biotechnol. Bioeng., 2007, 97(2): 251-264.
- [32] Zhang D, Deen N G, Kuipers J A M. Numerical Simulation of the Dynamic Flow Behavior in a Bubble Column: A Study of Closures for Turbulence and Interface Forces [J]. Chem. Eng. Sci., 2006, 61(23): 7593-7608.
- [33] Khopkar A R, Rammohan A R, Ranade V V, et al. Gas-Liquid Flow Generated by a Rushton Turbine in Stirred Vessel: CARPT/CT Measurements and CFD Simulations [J]. Chem. Eng. Sci., 2005, 60(8/9): 2215-2229.
- [34] Khopkar A R, Kasat G R, Pandit A B, et al. CFD Simulation of Mixing in Tall Gas-Liquid Stirred Vessel: Role of Local Flow Patterns [J]. Chem. Eng. Sci., 2006, 61(9): 2921-2929.
- [35] Khopkar A R, Ranade V V. CFD Simulation of Gas-Liquid Stirred Vessel: VC, S33, and L33 Flow Regimes [J]. AIChE J., 2006, 52(5): 1654-1672.
- [36] 黄青山. 多相环流反应器的传递和反应性能数值模拟 [D]. 北京: 中国科学院过程工程研究所, 2008. 18-31, 46-47, 103-105, 116-125.
- [37] Schlueter M, Raebiger N. Bubble Swarm Velocity in Two Phase Flows [A]. Nelson R A, Chopin T, Thynell S T. Proceeding of ASME Heat Transfer Division [C]. New York: ASME, 1998. 275-280.
- [38] 王铁峰. 气液(浆)反应器流体力学行为的实验研究和数值模拟 [D]. 北京: 清华大学, 2004. 10-13, 88-94.
- [39] Karamanev D G, Nikolov L N. Free Rising Spheres Do Not Obey Newton's Law for Free Settling [J]. AIChE J., 1992, 38(11): 1843-1846.
- [40] Huang Q S, Yang C, Yu G Z, et al. Sensitivity Study on Modeling an Internal Airlift Loop Reactor Using a Steady 2D Two-fluid Model [J]. Chem. Eng. Technol., 2008, 31(12): 1790-1798.
- [41] Bakker A, Van Den Akker H E A. A Computational Model for the Gas-Liquid Flow in Stirred Reactors [J]. Chem. Eng. Res. Des., 1994, 72(A4): 594-606.
- [42] Brucato A, Grisafi F, Montante G. Particle Drag Coefficients in Turbulent Fluids [J]. Chem. Eng. Sci., 1998, 53(18): 3295-3314.
- [43] Auton T R. The Lift Force on a Spherical Body in a Rotational Flow [J]. J. Fluid Mech., 1987, 183: 199-218.
- [44] Thomas N H, Auton T R, Sene K, et al. Entrapment and Transport of Bubbles in Transient Large Eddies in Multiphase Turbulent Shear Flows [A]. Stephens H S, Stapleton C A. International Conference of Physical Modeling of Multi-phase Flows [C]. Cranfield: BHRA Fluid Engineering, 1983. 169-184.
- [45] Tomiyama A, Tamai H, Zun I, et al. Transverse Migration of Single Bubbles in Simple Shear Flows [J]. Chem. Eng. Sci., 2002, 57(11): 1849-1858.
- [46] Pan Y, Dudukovic M P, Chang M. Dynamic Simulation of Bubbly

- Flow in Bubble Columns [J]. Chem. Eng. Sci., 1999, 54(13/14): 2481–2489.
- [47] Gosman A D, Lekakou C, Politis S, et al. Multidimensional Modeling of Turbulent Two-phase Flows in Stirred Vessels [J]. AIChE J., 1992, 38(12): 1946–1956.
- [48] Winjgaarden L, Jeffrey D J. Hydrodynamic Interaction between Gas Bubbles in Liquid [J]. J. Fluid Mech., 1976, 77(1): 21–44.
- [49] Tabib M V, Roy S A, Joshi J B. CFD Simulation of Bubble Column—An Analysis of Interphase Forces and Turbulence Models [J]. Chem. Eng. J., 2008, 139(3): 589–614.
- [50] Antal S P, Lahey R T, Flaherty J E. Analysis of Phase Distribution in Fully Developed Laminar Bubbly Two-phase Flow [J]. Int. J. Multiphase Flow, 1991, 17(5): 635–652.
- [51] Tomiyama A. Struggle with Computational Bubble Dynamics [J]. Multiphase Sci. Technol., 1998, 10(4): 369–405.
- [52] Chen X H. Application of Computational Fluid Dynamics (CFD) to Flow Simulation and Erosion Prediction in Single-phase and Multiphase Flow [D]. Tulsa: The University of Tulsa, 2004. 138–141.
- [53] Jakobsen H A, Lindborg H, Dorao C A. Modeling of Bubble Column Reactors: Progress and Limitations [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2005, 44(14): 5107–5151.
- [54] Azpitarte O E, Buscaglia G C. Analytical and Numerical Evaluation of Two-fluid Model Solutions for Laminar Fully Developed Bubbly Two-phase Flows [J]. Chem. Eng. Sci., 2003, 58(16): 3765–3776.
- [55] Koncar B, Kljenak I, Mavko B. Modelling of Local Two-phase Parameters in Upward Subcooled Flow Boiling at Low Pressure [J]. Int. J. Heat Mass Transfer, 2004, 47(6/7): 1499–1513.
- [56] Li X D, Wang R S, Huang R G, et al. Numerical and Experimental Investigation of Pressure Drop Characteristics during Upward Boiling Two-phase Flow of Nitrogen [J]. Int. J. Heat Mass Transfer, 2007, 50(9/10): 1971–1981.
- [57] Krepper E, Lucas D, Prasser H M. On the Modelling of Bubbly Flow in Vertical Pipes [J]. Nucl. Eng. Des., 2005, 235(5): 597–611.
- [58] Frank T, Zwart P J, Krepper E, et al. Validation of CFD Models for Mono- and Poly-disperse Air–Water Two-phase Flows in Pipes [J]. Nucl. Eng. Des., 2008, 238(3): 647–659.
- [59] Jakobsen H A. Phase Distribution Phenomena in Two-phase Bubble Column Reactors [J]. Chem. Eng. Sci., 2001, 56(3): 1049–1056.
- [60] Lahey R T, Lopez De Bertodano M, Jones O C. Phase Distribution in Complex Geometry Conduits [J]. Nucl. Eng. Des., 1993, 141(1/2): 177–201.
- [61] Méndez C G, Nigro N, Cardona A. Drag and Non-drag Force Influences in Numerical Simulations of Metallurgical Ladles [J]. J. Mater. Process. Technol., 2005, 160(3): 296–305.
- [62] 宋庆唐, 金家琪, 吴桂英, 等. 二维鼓泡床内气泡尺寸分布的实验与 CFD 模拟 [J]. 化工学报, 2008, 59(2): 335–340.
- [63] Lucas D, Krepper E, Prasser H M. Use of Models for Lift, Wall and Turbulent Dispersion Forces Acting on Bubbles for Poly-disperse Flows [J]. Chem. Eng. Sci., 2007, 62(15): 4146–4157.
- [64] Kataoka I, Besnard B C, Serizawa A. Basic Equation of Turbulence and Modeling of Interfacial Transfer Terms in Gas–Liquid Two-phase Flow [J]. Chem. Eng. Commun., 1992, 118: 221–236.
- [65] Pan Y, Dudukovic M P, Chang M. Numerical Investigation of Gas-driven Flow in 2-D Bubble Columns [J]. AIChE J., 2000, 46(3): 434–449.
- [66] Elghobashi S E, Abou-Arab T W. A Two-equation Turbulence Model for Two-phase Flows [J]. Phys. Fluid, 1983, 26(4): 931–938.
- [67] Kataoka I, Serizawa A. Basic Equations of Turbulence in Gas–Liquid Two-phase Flow [J]. Int. J. Multiphase Flow, 1989, 15(5): 843–855.
- [68] Pfleger D, Becker S. Modelling and Simulation of the Dynamic Flow Behaviour in a Bubble Column [J]. Chem. Eng. Sci., 2001, 56(4): 1737–1747.
- [69] Troshko A A, Hassan Y A. A Two-equation Turbulence Model of Turbulent Bubbly Flows [J]. Int. J. Multiphase Flow, 2001, 27(11): 1965–2000.
- [70] Simonin O, Viollet P L. On the Computation of Turbulent Two-phase Flows in the Eulerian Formulation [A]. Masbernat L, Soula C. Proceedings of EUROMECH [C]. Toulouse: Kluwer Academic Publisher, 1988. 234.
- [71] Spalding D B, Malin M R. A Two-fluid Model of Turbulence and Its Application to Heated Plane Jets and Wakes [J]. PCH PhysicoChem. Hydrodyn., 1984, 5(5/6): 339–362.
- [72] Arnold G S, Drew D A, Lahey R T. Derivation of Constitutive Equations for Interfacial Force and Reynolds Stress for a Suspension of Spheres Using Ensemble Cell Averaging [J]. Chem. Eng. Commun., 1989, 86: 43–54.
- [73] Lopez De Bertodano M, Lahey R T, Jones O C. Development of a  $k$ - $\varepsilon$  Model for Bubbly Two-phase Flow [J]. J. Fluid Eng., 1994, 116(1): 128–134.
- [74] Sato Y, Sadatomia M, Sekoguchib K. Momentum and Heat Transfer in Two-phase Bubble Flow: I. Theory [J]. Int. J. Multiphase Flow, 1981, 7(2): 167–177.
- [75] Sato Y, Sekoguchi K. Liquid Velocity Distribution in Two-phase Bubble Flow [J]. Int. J. Multiphase Flow, 1975, 2(1): 79–95.
- [76] Olmos E, Gentric C, Midoux N. Numerical Description of Flow Regime Transitions in Bubble Column Reactors by a Multiple Gas Phase Model [J]. Chem. Eng. Sci., 2003, 58(10): 2113–2121.
- [77] Jia X Q, Wen J P, Feng W, et al. Local Hydrodynamics Modeling of a Gas–Liquid–Solid Three-phase Airlift Loop Reactor [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2007, 46(15): 5210–5220.
- [78] Zboray R, De Cachard F. Simulating Large-scale Bubble Plumes Using Various Closure and Two-phase Turbulence Models [J]. Nucl. Eng. Des., 2005, 235(8): 867–884.
- [79] Spicka P, Dias M M, Lopes J C B. Gas–Liquid Flow in a 2D Column: Comparison between Experimental Data and CFD Modelling [J]. Chem. Eng. Sci., 2001, 56(21/22): 6367–6383.
- [80] Harvey A D, Lee C K, Rogers S E. Steady-state Modeling and Experimental Measurement of a Baffled Impeller Stirred Tank [J]. AIChE J., 1995, 41(10): 2177–2186.
- [81] 毛在砂. 颗粒群研究: 多相流多尺度数值模拟的基础 [J]. 过程工程学报, 2008, 8(4): 645–659.
- [82] 孙海燕. 搅拌槽内流场数值模拟和表面曝气的研究 [D]. 北京: 中国科学院过程工程研究所, 2003. 82–84.
- [83] 张艳红. 搅拌槽气液两相流体力学性能的大涡模拟 [D]. 北京: 中国科学院过程工程研究所, 2007. 109–111.
- [84] Lin W C, Mao Z S, Chen J Y. Hydrodynamic Studies on Loop Reactors: I. Liquid Jet Loop Reactors [J]. Chin. J. Chem. Eng., 1997, 5(1): 1–10.
- [85] Bove S. Computational Fluid Dynamics of Gas–Liquid Flows Including Bubble Population Balances [D]. Aalborg: Aalborg University, 2005. 51–53.
- [86] Darwish M, Moukalled F, Sekar B. A Unified Formulation of the Segregated Class of Algorithms for Multifluid Flow at All Speeds [J].

- Numer. Heat Transfer Part B: Fundamentals, 2001, 40(2): 99–137.
- [87] Heijnen J J, Hols J, Van Der Lans R G J M, et al. A Simple Hydrodynamic Model for the Liquid Circulation Velocity in a Full-scale Two- and Three-phase Internal Airlift Reactor Operating in the Gas Recirculation Regime [J]. Chem. Eng. Sci., 1997, 52(15): 2527–2540.
- [88] 刘永民, 张红, 张永利. 气升式外环流反应器的传质特性 [J]. 石油学报, 2003, 19(6): 70–74.
- [89] 张红, 刘永民. 气升式外环流反应器的体积传质系数 [J]. 化学工程, 2004, 32(4): 35–37.
- [90] Van Baten J M, Krishna R. Comparison of Hydrodynamics and Mass Transfer in Airlift and Bubble Column Reactors Using CFD [J]. Chem. Eng. Technol., 2003, 26(10): 1074–1079.

## Research Progress in the Modeling Theory of Airlift Loop Reactor

ZHANG Li-ying<sup>1</sup>, HUANG Qing-shan<sup>2</sup>

(1. Department of Biology and Chemical Engineering, Weihai Vocational College, Weihai, Shandong 264210, China;

2. Key Laboratory of Biofuels, Qingdao Institute of Bioenergy and Bioprocess Technology, CAS, Qingdao, Shandong 266101, China)

**Abstract:** The hydrodynamic models for bubbly flow in airlift loop reactor are reviewed. In addition to the classification of two-fluid models according to the averaging methods, the estimation models of bubble-induced turbulence are also categorized. Furthermore, the inter-phase forces commonly used and some techniques of solving the bubbly flow are summarized and evaluated. It is pointed out that Favre averaging two-fluid model combined with the  $k-\varepsilon$  model, in which the bubble induced turbulence is considered with the Sato model, is a useful tool for the design and scaling-up of airlift loop reactor at the present stage. Moreover, the problems and topics of interest in the future work are suggested on the basis of analysis of state-of-the-art theory of bubbly flow.

**Key words:** airlift loop reactor; computational fluid dynamics; two-fluid model; multiphase flow