

# 水平管道气泡发展规律

张坻, 李孔清\*, 洪娜, 王嘉

(湖南科技大学 能源与安全工程学院, 湖南 湘潭 411201)

**摘要:** 为了获得水平管道内的气泡变化规律, 在欧拉模型的基础上加载 PBM 模型(颗粒群平衡模型), 考虑实际情况下气泡的聚并以及破碎等动力学行为, 耦合 Realizable  $k-\epsilon$  湍流模型, 计算得出水平管道中不同颗粒粒径的气泡数密度变化规律以及气泡的分布规律, 分析气泡粒径分布在水平管道中达到稳态所用的时间. 计算结果表明: 不是所有粒径的气泡都存在于水平管道中, 气泡数量分布存在差异, 气泡粒径分布会随时间变化而达到稳态, 结合克拉贝龙方程计算出气泡分布是动态平衡的, 不同粒径气泡数量变化都是随时间单调变化的. 此研究可以为空调系统启停阶段蒸发器和冷凝器中空气与制冷剂产生热交换过程中气泡破灭提供理论基础.

**关键词:** 气液两相流; realizable  $k-\epsilon$  模型; 离散; 数值模拟

**中图分类号:** TQ021.1, TQ027.3<sup>+</sup>2 **文献标志码:** A **文章编号:** 1674-5876(2016)03-0066-05

## The velocity influence of bubble development in the horizontal pipeline

ZHANG Chi, LI Kongqing, HONG Na, WANG Jia

(School of Energy and Safety Engineering, Hunan University of Science and Technology, Xiangtan 411201, China)

**Abstract:** In order to get the air bubble development rule in the horizontal pipeline, this paper uses the PBM (populations balance model) model based on Euler model, taking the consideration of the bubble coalescence and breakage dynamics behavior in actual. It couples with Realizable  $k-\epsilon$  turbulence model, and computes the different particle size air bubbles distribution and number density change rule in the horizontal pipeline. It analyzes how long the bubble size distribution reaches the steady state. Results show that not all the size of bubbles exist in horizontal pipeline, the bubble distribution has some differences, and the bubble size distribution changes with the time and reaches the steady state. It uses the carat pi-nong equation to work out the bubble distribution which is the dynamic equilibrium, and different size of bubble number monotonously changes with the time. This research can apply the theory basis to the bubble breakage during the heat transforming process happened between air and refrigerant on the evaporator and condenser on the air-conditioning start-stop stage.

**Key words:** gas-liquid two-phase flow; realizable  $k-\epsilon$  model; discrete; numerical simulation

气液两相管流在石油、化工、能源、制冷等工业领域中大量存在. 气泡在生存发展过程中往往会导致噪声和引起管道振动, 如空调器中的冷媒流动噪声, 自来水管路中如有空气时往往会产生啸叫声和管道剧烈振动. 掌握流动过程中气泡的生成、发展及其破裂等动力规律是控制气液两相流气动噪声的基础.

颗粒群平衡模型(population balance model, PBM)通过求颗粒数密度(number density function)的方式可以得到气泡的尺寸演变规律, 具有很高的精度, 因此 PBM 已广泛运用到两相流的模拟中. 如李孟等运用到 PBM 模型数值模拟研究了鼓泡塔中流动<sup>[1-4]</sup>, 钱姜海尝试运用 PBM 模拟了旋流泵中的汽化现象<sup>[5]</sup>, Yu

收稿日期: 2015-11-04

基金项目: 湖南省研究生创新项目(CX2015B500); 湖南省教育厅科研资助项目(15C0541)

\*通信作者, E-mail: likongqing@qq.com

Che 等利用 PBM 模型在考虑颗粒的凝并和破碎的情况下对流化床反应器生产过程中的压降与温度进行了预测<sup>[6]</sup>. Vahid Akbari 等研究了工业气相粒子在流体中的生长过程,气体在管道中的流态变化与气相流速无关<sup>[7]</sup>. Ya Yao 等研究粒子的微观行为得出水的阻力系数对粒径分布的演变影响较小,并对 PBM 模型的求解方法进行研究<sup>[8,9]</sup>. Anwasha Chaudhurya 等对 PBM 模型计算算法进行了优化<sup>[10]</sup>. Dana Barrasso 等提出了一种新的湿法造粒模型并且与 PBM 模型耦合<sup>[11,12]</sup>. Si - Si Liu 等利用 PBM 模型模拟了流化床反应器中的流动,得到了颗粒沉积发生区域<sup>[13]</sup>.

本文拟利用 PBM 模型研究气泡在水平管道中的粒径以及数量演变规律,为气液两相流发声机理研究提供基础数据.

## 1 研究对象

本文研究模型是直径为 160 mm 的水平圆管内气泡在水流中的生成发展规律. 研究对象管道长度为 1 000 mm,空气从位于管道中部直径为 40 mm 的入口 A 流入,水则从左侧的入口 B 流入. 计算开始时主时刻管道内全部充满水,无空气. 空气与水进入管道后形成从左到右的水 - 空气混合两相流动,如图 1 所示. 图 1 右边是入口图.

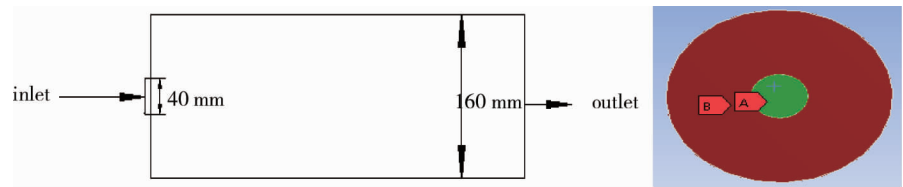


图 1 管内气液两相流模拟对象

## 2 数学模型

### 2.1 湍流模型

标准的  $k - \epsilon$  模型自从被 Spalding 和 Launder 提出后已成为了工程流场计算中广泛使用的湍流模型. 标准的  $k - \epsilon$  模型是基于实验数据的半经验模型,具有适用范围广、经济、精度合理等特点. 标准的  $k - \epsilon$  可以较好的模拟一般的各向同性湍流,但模拟低雷诺数流动、射流、混合流、边界层流动以及带有分离的流动中精度较低. 改进型的 Realizable  $k - \epsilon$  模型则可较好地适用这些流动的模拟,具有一定的优势. 因此本研究中选择 Realizable  $k - \epsilon$  模型作为水气混合物的湍流模型. 其主要控制方程如式(1)和(2)所示.

1) 湍流动能( $k$ )方程

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho k u_i)}{\partial x_i} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( u + \frac{u_i}{\alpha_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + \rho C_1 S_\epsilon - \rho C_2 \frac{\epsilon^2}{k + \sqrt{\nu \epsilon}} C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{k} C_{3\epsilon} C_b + S_\epsilon. \quad (1)$$

式中, $G_b$ :由于浮力引起的湍动能  $k$  的产生项; $C_1, C_2$ :经验常数; $\alpha_k$ :与湍动能  $k$  对应的 Prandtl 数; $S_\epsilon$ :用户定义的源项; $u_i$ :湍动粘度.

2) 湍流动能耗散率( $\epsilon$ )方程

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \epsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \epsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( u + \frac{u_i}{\sigma_\delta} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\delta} \frac{\epsilon}{k} (G_k + G_{3\delta} + G_b) - C_{2\delta} \rho \frac{\epsilon^2}{k} + S_\delta. \quad (2)$$

### 2.2 PBM 模型

PBM 模型主要计算控制方程如式(3)所示:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} [n(V, t)] + \nabla \cdot [\vec{u} n(V, t)] &= \frac{1}{2} \int_0^V a(V - V', V') n(V, t) n(V', t) dV' + \\ \frac{1}{2} \int_0^V a(V - V', V') n(V - V', t) n(V', t) dV' - \\ \int_0^\infty a(V, V') n(V, t) n(V', t) dV' + \int_{\Omega_V} pg(V') \beta(V|V') n(V', t) dV' - g(V) n(V, t). \end{aligned} \quad (3)$$

PBM 模型主要考虑了成核、凝并、破碎等机理. 式(3)中第一行右边项与第一行左边相代表的是通过凝并而产生或消失的气泡. 第二行表示气泡破裂而导致气泡数减少,第三行左边项表示由于破裂而产生的气泡,第三行右边项表示的是破裂减少的气泡数.

求解 PBM 模型主要有离散法(分区法)、动量矩法、蒙特卡罗法等方法. 本研究采用的是离散法. 离散法(也被称为分类或者分段法),是由 Hounslow 等人提出. 它是基于连续性的尺寸分布基础. PBM 模型中气泡的破碎模型有以下 4 种模型分别是: Luo & sevendsen, Leher, Chesters, Prince 模型. 其中最为常用的

模型为 Luo 模型和 Prince 模型, 本研究中气泡的破碎模型采用的是 Luo 模型.

Luo 模型包括了气泡的破裂与聚并模型. 一般来说单位体积的破损率为

$$\Omega_{br}(V, V') = \Omega_B(V') \eta(V|V') [1/m^3/sec]. \tag{4}$$

式中,  $V'$ : 粒子的体积;  $V$ : 粒子的子体积. 在平常的表达中  $\Omega_B(V')$  是气泡的破碎频率,  $\eta(V/V')$  粒子的分布函数. 在气泡的双重破损中,  $(V/V') = 0.5$  表示的是气泡的破碎是对称的.

一般情况下通过积分得到涡旋的大小  $\lambda$  撞击直径为  $d$  的粒子 (体积为  $V$ ).  $\xi = \lambda/d$  表示积分得出的无量纲涡流的大小, 表达式如下:

$$\Omega_{br}(V, V') = K \int_{\xi_{min}}^1 \frac{(1 + \xi)^2}{\xi^2} \exp(-b\xi^m) d\xi. \tag{5}$$

### 3 边界条件

管道内的介质为水和空气, 模拟入口处空气的表观气速为 0.2 m/s, 气液相从不同入口同时进入, 混合相的湍流耗散率设置为 20%, 湍流耗散率是由水的入口速度求出的, 水力直径设置为 120 mm, 水力直径计算由圆管直径减去空气入口直径计算. PBM 边界条件设置中, 气泡为单组份颗粒粒径. 压力 - 速度耦合采用 Phase - coupled Simple 方法, 气泡尺寸分别采用单一的气泡尺寸和 PBM 模型进行计算. 本数值模拟中对单个气泡颗粒数密度的研究区间在 0 ~ 40  $\mu\text{m}$  之间.

气泡数密度的初始条件和边界条件由式(6)给出

$$n(V, t=0) = n_v; \quad n(V=0, t) G_V = n_0. \tag{6}$$

式中,  $n_0$ : 气泡粒子的形成速率,  $\text{m}^3/\text{s}$ .

### 4 计算结果分析

由于计算机条件限制, 无法对所有粒径的气泡分别计算, 所以不可能模拟出所有单个粒径所占所有粒径颗粒数的百分比, 以及单个粒径的气泡随时间的变化关系, 只能分组对粒径在 0 ~ 40  $\mu\text{m}$  中的 20 组粒径气泡的颗粒数密度随时间的变化规律研究 (气泡粒径为  $\{2n, n = 1, 2, 3, \dots, 20\} \mu\text{m}$ ) 以及气泡粒径分布变化进行研究.

图 2 表示不同粒径气泡颗粒数密度随时间的变化规律对数图, 图中纵坐标代表的是以 10 为底的对数, 横坐标代表时间.

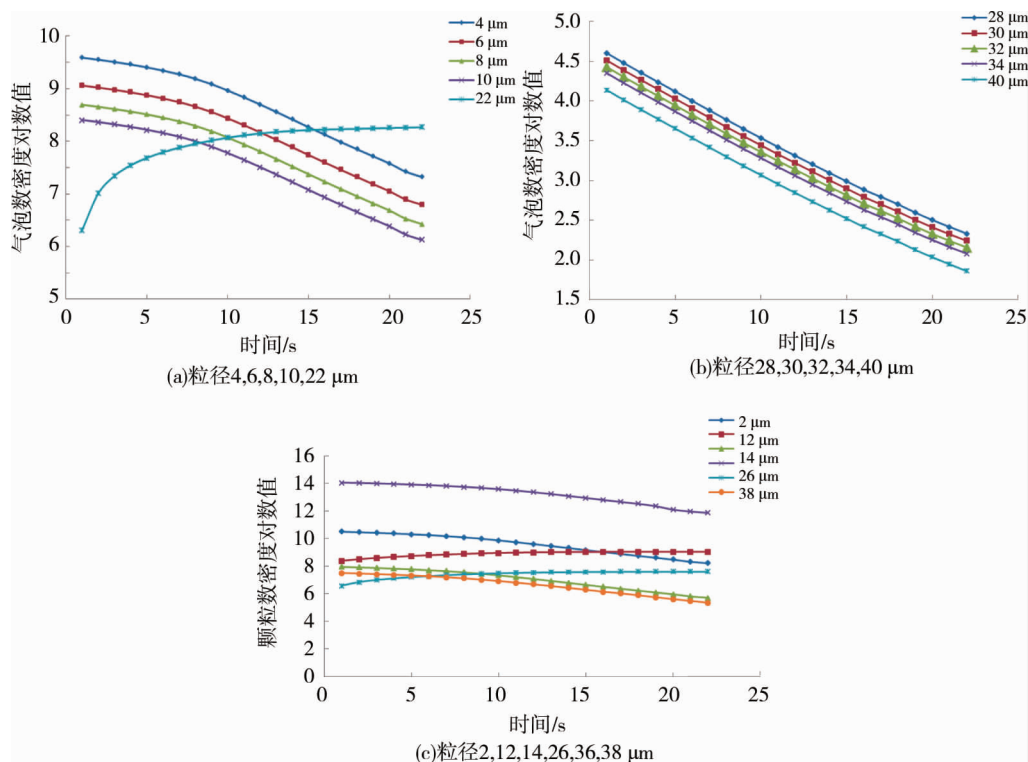


图 2 气泡数密度随时间变化关系

从图2~可以看出虽然气泡的粒径不一样,但是研究中的所有粒径的气泡数密度变化情况都是随时间而单调变化的.在计算过程中,16,18,20,24  $\mu\text{m}$  粒径的气泡数密度一直为零,初始进入气泡都不是此粒径气泡,说明气泡发展过程中有些尺寸气泡不会生成,不是所有粒径的气泡在水平管道内都是存在的,有一部分的气泡在水平管道中是不存在的.

在计算结果当中,气泡粒径小于40  $\mu\text{m}$  的气泡粒径百分数是不随时间改变而改变,是一个恒定值.计算的结果值为43.65%,为了深入分析粒径小于40  $\mu\text{m}$  的气泡是否达到稳定,引入克拉贝龙方程进行分析(气泡的存在条件是要满足克拉贝龙方程,气泡的直径必须要大于气泡所能存活的最小直径).

克拉贝龙的表达式如下:

$$R \geq R_{\min} = \frac{2\sigma T_s}{r\rho_v(t_w - t_s)} \quad (7)$$

式中, $\sigma$ :表面张力,N/m; $r$ :气化潜热,J/kg; $\rho_v$ :蒸汽密度, $\text{kg}/\text{m}^3$ ; $t_w$ :壁面温度, $^{\circ}\text{C}$ ; $t_s$ :对应压力下的饱和温度, $^{\circ}\text{C}$ .

其中水的表面张力为 $72.75 \times 10 \text{ N/m}$ ;气化潜热为 $2257.2 \text{ kJ/kg}$ ;蒸汽密度为 $0.6 \text{ kg}/\text{m}^3$ ;壁面温度为 $20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ;对应压力下的饱和温度为 $18.3 \text{ }^{\circ}\text{C}$ .

由克拉贝龙方程计算出出来的气泡最小存活半径18.4  $\mu\text{m}$ ,气泡存活要满足气泡半径必须要大于气泡存活最小半径.当气泡粒径小于克拉贝农方程计算出的最小半径时,气泡会不断减少,最后会消失,在气泡在破灭减少的过程中同时存在有凝并现象,凝并现象会生成大的气泡,所以会有气泡数密度单调增加,增加的原因是其他粒径的气泡破裂后或者粒径更小的气泡聚并产生的.粒径大于36.8  $\mu\text{m}$  的气泡颗粒数密度单调减少的原因是这几个粒径的气泡破裂成更小粒径的气泡,在气液相流速较大的湍流管道中生存不稳定.

另外在管道内气泡粒径分布直方图可以得出气泡粒径的分布区间,图3和图4代表的是不同时刻气泡的粒径分布图.

图3代表的是计算达到收敛精度收敛时气泡的粒径分布;图4表示7 s时以后气泡的粒径分布,7 s到计算截至22 s时粒径分布动态平衡是粒径分布.



图3 计算收敛时各区间气泡数密度所占百分比

图4 稳态时各区间气泡颗粒数所占百分比

在研究过程中,气泡只存在于在0~40,280~360,360~400  $\mu\text{m}$  这3个区间.为了更直观的表现出粒径分布变化规律,把气泡粒径分为3个区间,粒径为0~40,280~360,360~400  $\mu\text{m}$ .确定气泡粒径分布达到恒定值得标准为各个区间的气泡粒径分布百分比波动小于0.5%.从图5和图6可以得出水平管道内的粒径分布随时间变化规律是粒径的分布是随时间变化达到稳态的过程.

在气泡的粒径分布变化过程当中,计算收敛时粒径在0~40与360~400  $\mu\text{m}$  之间的气泡占绝大多数,气泡在水平管道中的分布区间比较集中,粒径在40~260  $\mu\text{m}$  的之间的气泡是不存在.随着时间的增加,粒径小于40  $\mu\text{m}$  的气泡数值仍然是一个恒定值,不随时间变化而改变.但是240~360  $\mu\text{m}$  区间的气泡数密度是不断增加的,粒径在360~400  $\mu\text{m}$  区间气泡所占总气泡百分比是不断减少,气泡在管道中的粒径分布是趋于分散的.最后3个区间粒径都达到稳定值.

## 5 结论

1)由克拉贝龙方程结合数值模拟结果,得出气泡不满足克拉贝农方程存活条件时气泡的数密度会随着时间的增加而破灭消失,小于临界半径的气泡不能生存,导致数量越来越小,而大于临界半径的可以生存.

2) 单个粒径气泡数密度在随时间的增加中是单调变化的,不是所有粒径气泡在两相流管道中都存在,有些粒径气泡在管道内发展过程中不会由于其他粒径气泡破裂或凝并产生。

3) 气泡粒径分布变化过程中,粒径相对大的气泡所占百分比会随着时间的变化逐渐减少,气泡的粒径分布变化会在7 s时达到稳定.说明0~7 s内气泡在管道中变化较为剧烈,7 s后粒径分布达到稳定值。

#### 参考文献:

- [1] 李孟,李向阳,王宏智,等. 鼓泡塔气液两相流不同曳力模型的数值模拟[J]. 过程工程学报,2015(2):181-189.
- [2] 李光,杨晓钢,戴干策. 双气泡相群平衡模型模拟鼓泡塔气液两相流[J]. 过程工程学报,2009(5):833-840.
- [3] 李光. 鼓泡塔反应器气液两相流数值模拟模型及应用[D]. 上海:华东理工大学,2010.
- [4] 李光,杨晓钢,戴干策. 鼓泡塔反应器气液两相流 CFD 数值模拟[J]. 化工学报,2008(8):1958-1965.
- [5] 钱姜海,杨敏官,曹彦松,等. 旋流泵内液固两相流场的 CFD-PBM 耦合计算[J]. 流体机械,2014(4):23-27.
- [6] Yu C, Zhou T. A CFD-PBM model considering ethylene polymerization for the flow behaviors and particle size distribution of polyethylene in a pilot-plant fluidized bed reactor[J]. Power Technology,2015(286):107-123.
- [7] Akbari V. 2D CFD-PBM simulation of hydrodynamic and particle growth in an industrial gas phase fluidized bed polymerization reactor[J]. Chemical Engineering Research and Design,2015(104):53-67.
- [8] Ya Y, Yi J. 3D CFD-PBM modeling of the gas-solid flow field in a poly disperse polymerization FBR: The effect of drag model[J]. Advanced Powder Technology,2014(25):1474-1482.
- [9] Ya Y, Su J. CFD-PBM modeling poly disperse polymerization FBRs with simultaneous particle growth and aggregation: The effect of the method of moments[J]. Powder Technology,2015(272):142-152.
- [10] Anwesha C. A computationally efficient technique for the solution of multi-dimensional PBMs of granulation via tensor decomposition[J]. Computers and Chemical Engineering,2014(61):234-244.
- [11] Dana B, Thomas E. A multi-scale, mechanistic model of a wet granulation process using a novel bi-directional PBM-DEM coupling algorithm[J]. Chemical Engineering Science,2015(123):500-513.
- [12] Dana B. A reduced order PBM-ANN model of a multi-scale PBM-DEM description of a wet granulation process[J]. Chemical Engineering Science,2014(119):319-329.
- [13] Liu S, Xiao W. CFD-PBM coupled simulation of silicon CVD growth in a fluidized bed reactor: Effect of silane pyrolysis kinetic models[J]. Chemical Engineering Science,2015(127):84-94.