

# 射流器臭氧—水混合数值模拟及喉管优化

许多武<sup>1</sup>, 宋卫堂<sup>2,3</sup>

<sup>1</sup> 中国农业大学水利与土木工程学院, 北京 100083; <sup>2</sup> 中国农业大学理学院, 北京 100193;

<sup>3</sup> 中国农业大学农业部设施农业生物环境工程重点开放实验室, 北京 100083)

**摘要:**应用气液两相流动的双流体模型,数值模拟了射流器内臭氧—水的混合过程,得到了喉管内流场的参数分布,揭示了利用射流器进行臭氧—水混合的工作机理,为射流器结构参数优化设计和性能预测提供了有效手段。分析了最优喉管长度与面积比的关系,结果表明:最优喉管长度随着面积比的增大而增长,当面积比为 2.25~6.25 时,射流器的最佳喉管长度应在 5.84~7.47d1 之间。

**关键词:**射流器;数值模拟;臭氧;喉管;优化设计

中图分类号:TK730 文献标识码:A

## The Numerical Simulation of Mixing Ozone-water in Jet Aerator and Throat Pipe Optimization

Xu Duowu<sup>1</sup>, Song Weitang<sup>2,3</sup>

<sup>1</sup>College of Water conservancy & Civil Engineering, China Agricultural University, Beijing 100083;

<sup>2</sup>College of Science, China Agricultural University, Beijing 100193;

<sup>3</sup>Key Lab in Bioenvironmental Engineering of Ministry of Agriculture, China Agricultural University, Beijing 100083)

**Abstract:** Gas-liquid two-phase flow model was applied to simulate mixing process of ozone-water in jet aerator. A comprehensive parameter distribution was obtained, which revealed the mixing mechanism of jet aerator to mix ozone-water. These provided a method for optimizing structural parameters of jet aerator and performance forecast. Relationship between optimal length of throat pipe and area ratio was analyzed. The results showed that the bigger area ratio, the longer throat pipe length, and the optimal length of throat pipe should be 5.84~7.47d1 when area ratio was 2.25~6.25.

**Key words:** jet aerator, numerical simulation, ozone, throat pipe, optimal design

常用的气体—水接触反应装置包括:鼓泡扩散设备、涡轮混合器、射流器、静态混合器、填料塔等几种类型,这些装置在应用中显示良好的接触反应性能和处理效果,但也各有其局限和不足<sup>[1,2]</sup>。

射流器是一种集吸气和混合反应于一体的曝气设备,它通过液体射流对气体进行抽吸和压缩,具有结构简单、易于维护、混合和传质效果较好的优点。由于射流器内部流体的运动属于气液两相流,而水和气之间密度和热熔相差很大,因而流动状态非常复杂<sup>[3]</sup>。在开发射流器时,有必要了解其中的气液两相流动情况,特别是结构尺寸对气液两相流的影响,而喉管长径比是

射流器的重要结构参数,对射流器工作特性影响较大。

臭氧是一种强氧化剂,反应速度快,没有残留,许多病毒和细菌都能用臭氧来消毒<sup>[4]</sup>,臭氧被广泛应用于工业及城市生活废水的处理。而目前针对射流器进行臭氧与水混合的数值模拟研究较少,主要集中于氧气(或空气)和水的混合<sup>[5-7]</sup>。

笔者基于双流体模型<sup>[8]</sup>建立气液两相流动的数学模型,对射流器进行臭氧气(含质量比 10%臭氧的空气)—水混合时的内部流场进行数值模拟,分别计算了具有不同喉管长度的射流器内部流场,并通过分析,确定射流器的最优喉管尺寸,为射流器结构参数优化设

基金项目:“十一五”国家科技支撑计划项目“设施农业配套关键技术装备研究开发”(2006BAD11A10)。

第一作者简介:许多武,男,1981年出生,甘肃民勤人,硕士。

通讯作者:宋卫堂,男,1968年出生,博士,副教授,研究方向:设施园艺中营养液物理消毒技术及设备研究。通信地址:100193北京市海淀区圆明园西路2号中国农业大学西区农业工程教研室, E-mail: songchali@cau.edu.cn。

收稿日期:2008-07-31,修回日期:2008-08-25。

计和性能预测提供有效手段。

1 射流器的几何结构

用作曝气的射流器,构造和种类有多种。目前国内

外研究和应用较多的仍是单级单喷嘴射流器,一般由喷嘴、吸入室、喉管三部分组成,笔者所采用的结构如图1所示。

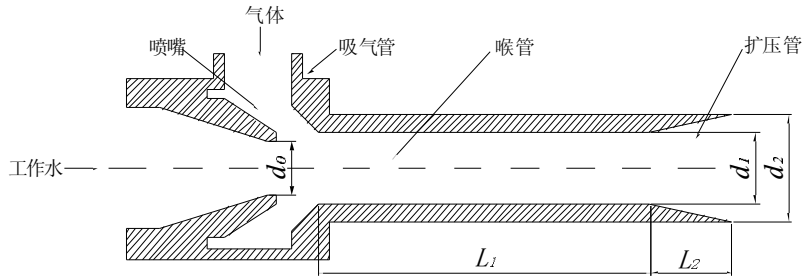


图1 射流器结构图

射流器工作时,有压工作流体经喷嘴射出形成高速射流,在吸气室内形成负压,将臭氧气吸入,构成气液混合流经喉管和扩压管射到反应池。

2 数值模拟过程

对于气液两相流动,双流体模型是最易接受的一种模型,它将每一种流体看作是充满整个流场的连续介质,针对两相分别写出质量、动量或能量守恒方程,通过交界面的相互作用将两组方程耦合在一起<sup>[9]</sup>。采用基于两相均使用欧拉方法描述的欧拉模型,由此得出气液两相流的基本方程组。

2.1 两相流模型控制方程组

基于以上假设的欧拉模型方程组如下,连续性方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\alpha_k \rho_k u_{ki}) = 0 \dots\dots\dots (1)$$

动量守恒方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k \rho_k u_k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k \rho_k u_{ki} u_{kj}) = -\alpha_k \frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j}$$

$$[\alpha_k (\tau_{kji} + \tau'_{kji})] + \alpha_k \rho_k f_{ki} + M_{ki} \dots\dots\dots (2)$$

式中下标*i*和*j*代表坐标方向, $\tau_{kji}$ 为分子粘性应力张量, $\tau'_{kji}$ 为紊流粘性应力张量。

$M_{ki}$ 代表了气液两相中的相间作用力,通常将其分为三个部分:阻力项、升力项和附加质量力项,参考文献10-12得到:

$$\vec{M}_l = -\vec{M}_g = 0.75 C_D \frac{\rho_l}{D_b} \alpha_g |\vec{u}_R| \vec{u}_R + C_L \rho_l \alpha_g \vec{u}_R \times (\nabla \times \vec{u}_l) + C_{VM} \rho_l \alpha_g \left( \frac{\partial \vec{u}_R}{\partial t} + \vec{u}_g \cdot \nabla \vec{u}_g - \vec{u}_l \cdot \nabla \vec{u}_l \right) \dots\dots\dots (3)$$

式中 $\vec{u}_R = \vec{u}_g - \vec{u}_l$ 为两相之间的速度差, $D_b$ 为气液两相泡状流中的气泡直径,阻力系数, $C_D = 24(1 + 0.1 Re_b^{0.75}) / Re_b$ 升力系数  $C_L$ 取 0.5,虚拟质量系数  $C_{VM}$ 取 0.5。

2.2 模拟过程参数设置

使用 FLUENT6.0 中的前处理软件 Gambit 用结构化网格对射流器的物理模型进行了网格划分,如图2所示。

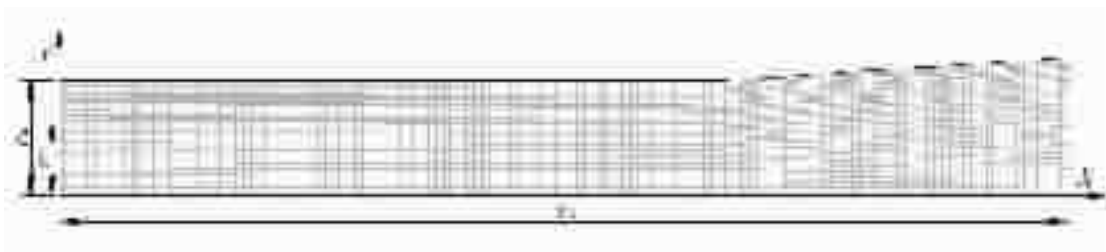


图2 计算区域网格划分

使用分离求解器(segregated solver)进行稳态计算。当计算残差小于 10<sup>-3</sup>且出口液相速度不再随时间变化时,即认为计算结果达到收敛。速度—压力的耦合采用 SIMPLE 算法;动量方程的离散方法采用 QUICK 格式;气含率方程采用一阶迎风格式(First Order Upwind);湍动能 k 方程和湍动耗散率  $\epsilon$  方程均采用二阶迎风格式(Second Order Upwind)。射流器中湍流脉

动主要由液相贡献,因此模拟时只对液相应用标准 k- $\epsilon$  模型,壁面效应采用标准壁面函数法。

边界条件:液相、臭氧气入口均为速度入口,取真实速度,由流量计算得到;射流器出口压力为 2m 水深压力,其它外部边界速度为 0。2 种流体的物性参数如表 1 所示:

表 1 2种流体的物性参数/20℃

| 物 质 | 密度/(kg·m <sup>-3</sup> ) | 比热/(J·kg <sup>-1</sup> ·K <sup>-1</sup> ) | 导热系数/(W·kg <sup>-1</sup> ·K <sup>-1</sup> ) | 黏度/(Pa·s)               |
|-----|--------------------------|---|---|-------------------------|
| 水   | 998.2                    | 4.183×103                                 | 0.5985                                      | 1.0041×10 <sup>-3</sup> |
| 臭氧气 | 1.299                    | 0.988×103                                 | 0.02472                                     | 1.7622×10 <sup>-5</sup> |

3 结果及讨论

3.1 网格划分水平对模拟结果的影响

物理模型网格的划分是进行数学模拟方程离散化的前提和基础,作为获得数值解的网格应当足够细密,直至再进一步加密网格对计算结果基本没有影响<sup>[10-13]</sup>。因此,首先进行了网格独立性的研究,考察了网格疏密对射流器内液相表观速度的影响。对射流器进行了由疏到密5种水平的网格划分,如表2所示。

以射流器 X=150mm 处的液相水平速度(*u*)分布图为例,说明不同网格划分水平对模拟结果的影响。

由图3可知,网格水平4下的模拟结果与水平5下的结果很接近,即当网格划分达到水平4时,模拟结果不再随网格细化而变化,说明此时的模拟结果可看作网格的独立解,因此后续模拟都是在网格水平4下进行的。

表 2 射流器的网格划分水平

| 水平 | 网格数 |     |    |       |       |       |
|----|-----|-----|----|-------|-------|-------|
|    | 进口1 | 进口2 | 出口 | 单元数   | 面数    | 节点数   |
| 1  | 10  | 25  | 35 | 15750 | 31985 | 16236 |
| 2  | 15  | 30  | 45 | 20250 | 40995 | 20746 |
| 3  | 20  | 30  | 50 | 22500 | 45500 | 23001 |
| 4  | 25  | 35  | 60 | 27000 | 54510 | 27511 |
| 5  | 30  | 35  | 70 | 31500 | 63520 | 32021 |

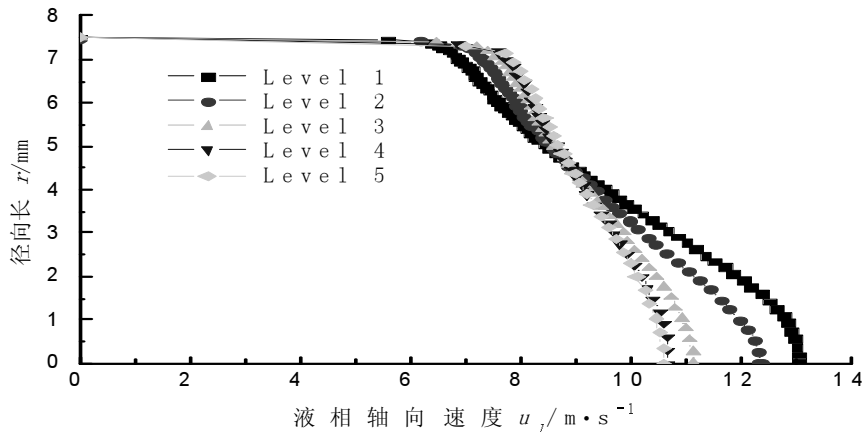


图 3 X=150mm 截面上液相水平速度分布

表 3 射流器试验工况

| 结构参数    |         |          |          | 工作参数       |                        |                     |
|---------|---------|----------|----------|------------|------------------------|---------------------|
| 喉管直径 d1 | 喉管长度 L1 | 扩压管直径 d1 | 扩压管长度 L1 | 进液口液体流速 u1 | 吸气口气体流速 u <sub>g</sub> | 出口压强 P <sub>c</sub> |
| 15      | 112     | 25       | 75       | 17.69      | 1.415                  | 101325              |

3.2 喉管流场分析

为揭示射流器喉管内部流动规律,取面积比 m=2.25,在 q=0.1 的运行条件下进行计算,具体试验工况见表3。

计算结果见图4、图5。

图4是射流器沿喉管截面液相轴向速度 *u<sub>x</sub>* 的分布图。在喉管初始段(如 X=30、45),中心速度大、范围宽,经喉管混合后,其速度逐渐趋向均匀。

图5是射流器沿喉管截面液相径向速度 *v<sub>r</sub>* 的分布图。从中可以看出,中心部分(r=0)径向速度为零,中心线两侧,即混合部分径向速度 *v<sub>r</sub>* 变化比较显著。在喉管初始段,由于高速水流与低速臭氧气流之间流速相差较大,径向速度值 *v<sub>r</sub>* 变化较大;随着混合的进行,径向速度值 *v<sub>r</sub>* 越来越小,其变化也越来越小;在接近喉管出口处,其值基本为0。因此,由于高速水流、低速臭氧气流开始速度相差较大,引起被吸臭氧气流产生径向

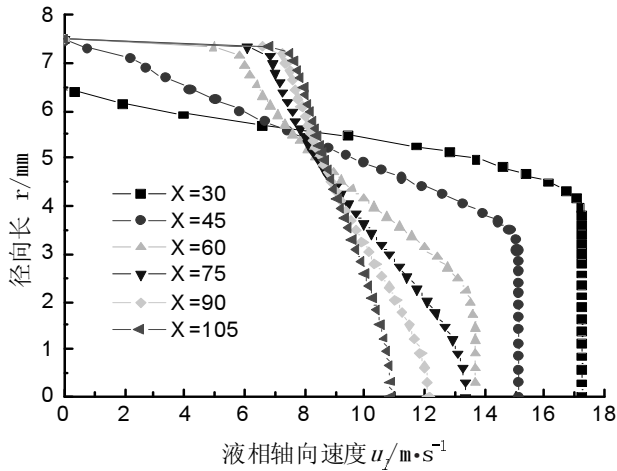


图4 喉管轴向液相速度  $u$  分布图

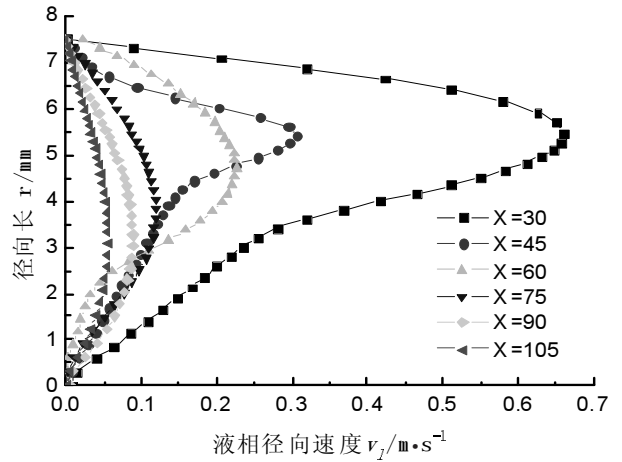


图5 液相径向速度  $v$  分布图

速度  $v$ 。随着喉管内高速水流、低速臭氧气流混合的发展,二者速度逐渐均匀,径向速度逐渐减小。

### 3.3 射流器喉管的最优长度

在喉管内,气液两股流体发生能量交换,壁面压力随之升高。至喉管某一断面处,完成能量交换,两股流体混合均匀,此时射流器的效率最高,选此喉管长度为最优喉管长度。如果喉管长度超过最优喉管长度,则沿程水头损失加大,壁面压力下降,射流器效率降低;反之,如果喉管长度过短,两股流体未混合均匀就进入扩压管,能量损失也加大,射流器效率也降低。

按照实际生产工况,取臭氧气流量  $Q_g=0.5\text{m}^3/\text{h}$ 、水流量  $Q_l=5.0\text{m}^3/\text{h}$  为基本运行参数。保持喷嘴直径  $d_o=5\text{mm}$  不变,通过改变喉管直径  $d_l$  来获得不同的面积比  $m$ ,再在同一面积比下取一系列喉管长度得到不同的长径比  $L/d_l$ 。

为了取得射流器喉管及扩压管的壁面压力分布规律,选取一组实验数据( $m=2.25$ ),将初始、边界条件代入建立的模型方程,进行理论计算,结果见图6、图7。

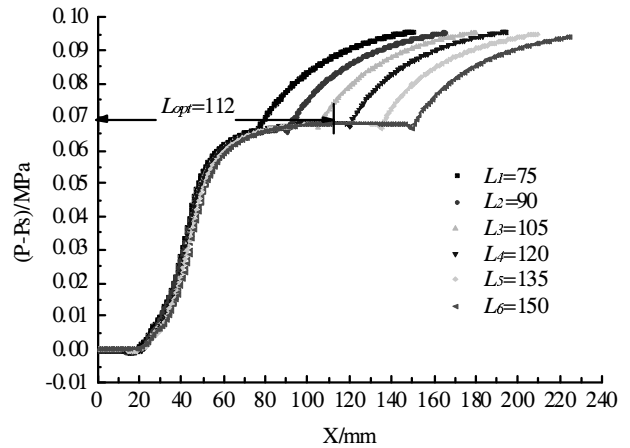


图6 面积比  $m=2.25$  时壁面压力分布

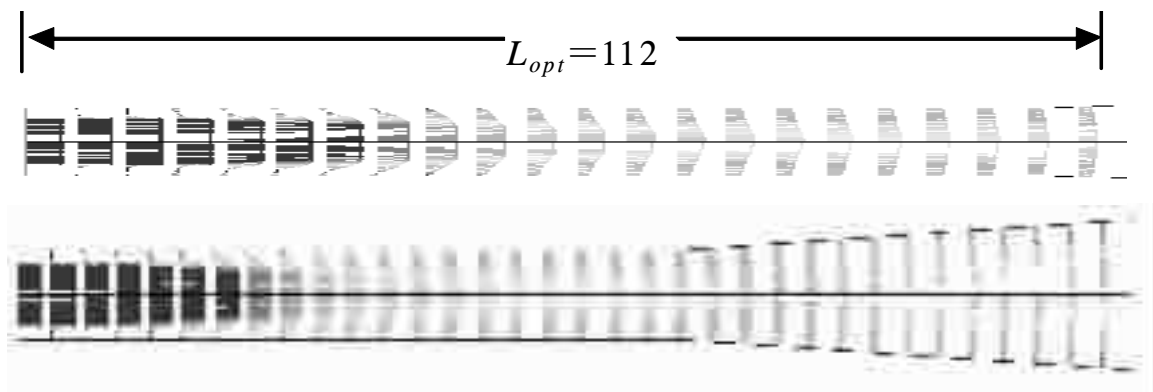


图7  $m=2.25$  时喉管段及射流器内部流速矢量图

图6是在面积比  $m=2.25$ 、流量比  $q=0.1$  时,六种不同喉管长度  $L_1=75\sim 150\text{mm}$  下的壁面压力沿程分布。可以看出  $L_1>112\text{mm}$  的3个喉管的壁面压力曲线在  $L_1\leq 112\text{mm}$  段几乎重合,并且在  $L_1=112\text{mm}$  断面处壁面压力达到最大,大于此长度的喉管壁面压力开始下

降。图7所示喉管段及射流器内部流速矢量分布也表示气液两股流体已经混合均匀,表明  $m=2.25$  的最优喉管长度为  $112\text{mm}$ ,即  $L_1=7.47d_l$ 。而另外3个  $L_1<112\text{mm}$  的喉管,壁面压力并没有上升到最佳,表明这3种喉管内的流体还没有混合均匀,不仅影响喉管前端



的流态,而且也使扩压管内的能量损失加大。

在面积比  $m=2.25、2.89、3.61、4.42、5.29、6.25$  时,针对不同的喉管长度,分析壁面压力分布及内部流速

矢量图,得出对应的最优喉管长度(表4)。

由表4可知,最优喉管长度随着面积比的增大而增长:当面积比  $m=2.25\sim 6.25$  时,射流器最优喉管长度

表4 不同面积比下最优喉管长度选择

| 编号 | 喉管直径 $d_1/\text{mm}$ | 面积比/ $m$ | 最佳长度 $L_{opt}/\text{mm}$ | 最佳长径比 $L_{opt}/d_1$ | 最佳长度范围/ $\text{mm}$ | 最佳长径比 $L_{opt}/d_1$ 范围 |
|----|----------------------|----------|--------------------------|---------------------|---------------------|------------------------|
| 1  | 15                   | 2.25     | 112                      | 7.47                | 94~126              | 6.27~8.40              |
| 2  | 17                   | 2.89     | 120                      | 7.06                | 98~130              | 5.76~7.65              |
| 3  | 19                   | 3.61     | 126                      | 6.63                | 104~133             | 5.47~7.00              |
| 4  | 21                   | 4.42     | 132                      | 6.28                | 114~140             | 5.43~6.67              |
| 5  | 23                   | 5.29     | 140                      | 6.09                | 119~148             | 5.17~6.43              |
| 6  | 25                   | 6.25     | 146                      | 5.84                | 127~158             | 5.20~6.32              |

$L_{opt}$  应在 112~140mm 之间,长径比  $L_{opt}/d_1$  应在 5.84~7.47之间。而且  $L_{opt}$  及  $L_{opt}/d_1$  与其对应的  $m$  分别成很好的正、负相关关系: $L_{opt}=8.38m+94.84(R=0.9958, p<0.0001)$ ,  $L_{opt}/d_1=(-0.38m+8.126)d_1 (R=0.9798, p<0.001)$ 。另外,从最佳长径比范围可知,该射流器的混合效果在长径比为 5.0~8.5 时较好。

4 结论

4.1 应用气液两相流动的双流体模型,数值模拟了射流器内臭氧—水的混合过程,得到了喉管内流场的参数分布,揭示了利用射流器进行臭氧—水混合的工作机理,为射流器结构参数优化设计和性能预测提供了有效手段。

4.2 喉管长度是影响射流器工作效率的重要因素之一,对射流器工作特性影响较大。笔者通过数值计算,得到射流器沿喉管截面的液相速度轴向、径向分布图。

4.3 分析了最优喉管长度  $L_{opt}$  与面积比  $m$  的关系。随着面积比不同,最优喉管长度及其最优范围也会随之变化,当面积比  $m=2.25\sim 6.25$  时,射流器的最佳喉管长度  $L_{opt}=(-0.38m+8.126)d_1$ 。

参考文献

[1] 朱佳,王劲松.废水臭氧接触反应装置的传质过程.环境保护,1999,(9):14-16.

[2] 元宝艳,闫庆松.臭氧在水处理中应用综述.西南给排水,2005,27(4):5-8.

[3] 陈福泰,胡德智,栾兆坤.射流曝气器研究进展.环境污染治理技术与设备,2002,3(2):76-80.

[4] Botzenhart K, Tarcson GM, Ostruschka M, et al. Inactivation of bacteria and coliphages by ozone and chlorine dioxide in a continuous flow reactor. Water Science and Technology, 1993, 27:3-4,363-370.

[5] Morchain J, Maranges C, Fonade D.CFD modeling of a two-phase jet aerator under influence of a crossflow. Water Research, 2000, 34(13):3460-3472.

[6] 陈维平,江帆,李元元,等.射流曝气的气液两相流的数值模拟.环境污染治理技术与设备,2006,7(3):48-52.

[7] 王厚庆,沈超,王晓娟,等.气液两相流引射器的数值仿真及实验研究.石油机械,2005,33(9):21-23.

[8] Ishii M, Mishima K. Two-fluid modeling and hydrodynamic constitutive relation. Nucl. Engng, 1984, 82(12):107-116.

[9] 郭烈锦.两相与多相流动力学.西安:西安交通大学出版社,2002:584-586.

[10] Ishii M, Mishima K. Two-fluid modeling and hydrodynamic constitutive relation. Nucl. Engng, 1984, 82(12):107-116.

[11] Lahey RT. The analysis of phase separation and phase distribution phenomena using two-fluid models. Nucl. Engng, 1990, 122,17-25.

[12] Drew DA, Lahey TJ. The virtual mass lift force on sphere in a rotating and straining inviscid flow. Multiphase Flow, 1987, 13:113-121.

[13] 韩威,沈自求.气升式环流反应器中含气率的研究.化工学报,1985,36(2):232-235.