

蜂窝断面内循环三相生物流化床内流动状况的数值模拟*

张玉魁¹ 石桂芳² 施汉昌³

(1. 北京市政投资有限公司, 北京 100083; 2. 清华大学自动化系, 北京 100084;

3. 清华大学环境科学与工程系, 北京 100084)

摘要 根据蜂窝断面内循环三相生物流化床内混合液的连续性方程、动量方程和能量方程, 利用 Fluent 软件对反应器内的流动状况进行了数值模拟。采用 Fluent 的前处理软件 Gambit 完成流化床的三维模型, 利用 Fluent 主程序解析计算, 并利用后处理软件实现计算结果的显示。模拟计算结果获得了反应器内静压力、静压差的变化规律, 得到了液体循环速度、气含率沿纵向及横断面的分布。

关键词 蜂窝断面 内循环三相生物流化床 数值模拟 静压差 液体循环速度 气含率

Numerical simulation of flow in inner-circulation three-phase biological fluidized bed with honeycomb cross section

Zhang Yukui¹, Shi Guifang², Shi Hanchang³. (1. Beijing Municipal Investment Company of Limited, Beijing 100083; 2. Department of Automation, Tsinghua University, Beijing 100084; 3. Department of Environmental Science and Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084)

Abstract: Based on continuity equation, momentum equation and energy equation of mixture in inner-circulation three-phase biological fluidized bed (ITFB) with honeycomb cross section, software "Fluent" was used to simulate the flow in ITFB reactor. Fore treatment software "Gambit" was used to complete three-dimensional model of ITFB, main program was used to calculate, and after treatment program was used to display the result. Static press change and static press difference of downcomer and riser change in ITFB are obtained. Change rules of liquid circulation velocity and gas holdup in ITFB are obtained.

Keywords: Honeycomb typed cross section Inner-circulation three-phase biological fluidized bed Numerical simulation Static press difference Liquid circulation velocity Gas holdup

内循环三相生物流化床(ITFB)反应器是环境工程、冶金工程、化学工程、生物工程、食品工业及制药工业等生产中广泛使用的一类反应器^[1]。该类反应器不含运动部件, 结构简单, 能耗低, 在环境保护及工业生产方面具有较高的应用价值。

ITFB 反应器流体力学、传质特性的研究已经比较深入^[2,3], 但是由于影响 ITFB 性能的结构因素较多, 对于 ITFB 反应器结构参数和设计放大方面的研究也还比较分散, 还未形成一套反应器设计及放大的理论与方法。采用 CFD (Computational fluid dynamics)^[4] 可以对 ITFB 内的流体力学特征, 以及影响 ITFB 性能的诸多结构因素, 如高径比、降流区与升流区面积比、反应器底部局部过流断面大小以及曝气头形式等进行比较全面的研究。

本文利用 Fluent 软件对含气液固三相的蜂窝断面 ITFB 反应器内的流动状况进行了数值模拟, 以期对反应器的深入研究和放大设计提供参考。

1 模拟对象

模拟对象为自行设计的实际工程规模的蜂窝

断面 ITFB 反应器 (HCITFB)。图 1 为反应器纵断面图, 图 2 为反应器横断面图, 图 3 为利用 Fluent 的前处理软件 Gambit 做出的进行模拟计算的反应器模型。

该反应器将内外筒结构的 ITFB^[5] 改进为蜂窝断面形式, 其目的是增加水处理工程中反应器放大后的稳定性, 加强反应器的强度; 另外, 该反应器还可以在保持塔状结构优势的同时降低反应器整体的高度, 从而降低反应器的能耗。其主要结构参数见表 1。

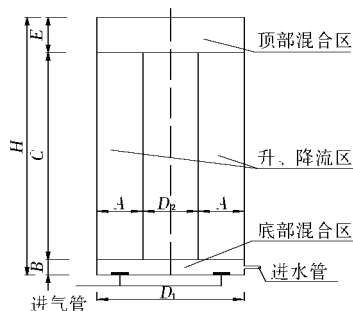


图 1 蜂窝断面 ITFB 纵断面图

第一作者: 张玉魁, 男, 1976 年生, 博士, 工程师, 经济师, 一级注册建造师, 主要从事基础设施 BOT、BT 等方式的投资工作。

* 国家“863”计划资助项目 (No. 2002AA601200)。

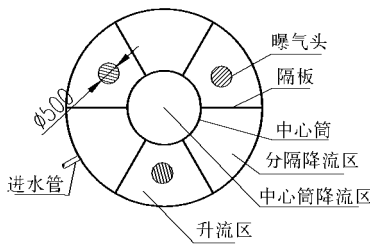


图 2 蜂窝断面 ITFB 横断面图

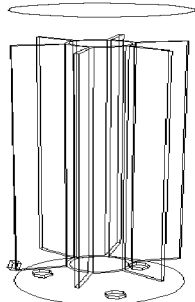


图 3 模拟 ITFB 三维模型

表 1 ITFB 反应器主要结构参数

参数	D_1	D_2	A	B	C	E	H
尺寸/mm	4 000	1 500	1 250	600	8 000	1 400	10 000

反应器进水口位于降流区下部,顶部四周均匀出水。3 个曝气头位于反应器底部,均匀曝气,剩余气体从顶部溢出。曝气头直径 500 mm,从曝气头分布出的气泡直径为 0.5 mm。反应器体积为 125 m³,进水量为 80 m³/h。反应器中载体投加的体积量(固含率)为反应器体积的 10%。载体为橡胶颗粒,密度为 1.1 g/mL,近似按球形考虑,直径为 2.5 mm。

反应器整个断面面积为 12.56 m²,中心筒降流区为 1.77 m²,环隙间每个分隔面积为 1.80 m²,降流区与升流区面积比 $A_d/A_r = 1.33$ 。

2 数学模型与计算方法

2.1 基本假设

实际 ITFB 反应器为典型的三相混合体,反应器中水为连续相,气相和固相为分散相。依靠升流区底部的气体提升作为气、液、固三相循环流动的动力,固相在反应器中均匀分布并且循环流动。

由于目前对三相混合流动的精确模拟还存在一定困难,因此在合理假设的前提下,可以进行相应的简化。在改进的 ITFB 中,固相为橡胶颗粒载体,比重 ρ 为 1.1 g/mL,与水接近;并且实验室研究表明,在循环流化状态下橡胶载体在反应器中均匀分布。另外,在 ITFB 中,影响反应器水力学特征的主要因素是气含率和液体循环速度。

因此,依据 Lu 等^[6]的研究,可以把固相和液相

视作“假想的均一混合相(Pseudo-homogeneous mixture phase)”,这样,将三相系统简化成仅包含固-液混合相和气相的两相系统。

2.2 数学模型

对反应器中混合物进行模拟的数学模型主要包括混合物的连续性方程、动量方程和能量方程,以及相关速度(如果各相之间以不同的速度运动)的代数表达式^[7]。

(1) 混合物连续性方程。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m) + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}_m) = \dot{m} \quad (1)$$

式中 $\mathbf{u}_m$ 为质量平均速度, m/s; $\mathbf{u}_m = \frac{\sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k}{\rho_m}$; ρ_m 为混合物密度, kg/m³, $\rho_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \rho_k$; α_k 为 k 相的体积分数; $\dot{m}$ 表示由于气穴现象或用户定义的质量源产生的质量传递, kg。

(2) 混合物动量方程。通过加和所有相单独的动量方程获得,可以表示为:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \mathbf{u}_m) + \nabla \cdot (\rho_m \mathbf{u}_m \mathbf{u}_m) = -\nabla p + \nabla \cdot [\mu_m (\nabla \mathbf{u}_m + \nabla \mathbf{u}_m^T)] + \rho_m \mathbf{g} + \sum_{k=1}^n (\alpha_k \rho_k \mathbf{u}_k \cdot \nabla \mathbf{u}_k) \quad (2)$$

式中: n 为相数; p 为压强, Pa; $\mathbf{u}_m$ 为体积力, N; μ_m 为混合物粘度, N·s/m², $\mu_m = \sum_{k=1}^n \alpha_k \mu_k$; $\mathbf{u}_{r,k}$ 为第二相 k 的漂移速度, m/s, $\mathbf{u}_{r,k} = \mathbf{u}_k - \mathbf{u}_m$; ρ_k 为 k 相的密度, kg/m³; $\mathbf{g}$ 为动力加速, m/s²; $\mathbf{u}_m$ 为温度 T 时的质量平均速度, m/s。

(3) 混合物能量方程。方程可表示为:

$$\frac{\partial}{\partial t} \sum_{k=1}^n (\alpha_k \rho_k E_k) + \nabla \cdot \left(\sum_{k=1}^n (\alpha_k \mathbf{u}_k (\rho_k E_k + p)) \right) = \nabla \cdot (k_{eff} \nabla T) + S_E \quad (3)$$

式中: k_{eff} 为有效传导系数, W/(m·K), $k_{eff} = k + k_f$, 其中 k_f 为紊动热传导系数, 根据利用的紊流模型定义。方程(3)中右边第一项表示由于传导引起的能量传递。 S_E 包括所有其他的体积热源, W。 E_k 为 k 相的总能量, J。对于可压缩相: $E_k = h_k - \frac{p}{\rho_k} + \frac{\mathbf{u}_k^2}{2}$; 对于不可压缩相 $E_k = h_k$, 其中 h_k 为 k 相的显焓; T 为绝对温度, K。

(4) 相对(滑移)速度和漂移速度。相对速度(也被称作滑移速度)定义为第二相(p)相对于第一相(q)的速度 $\mathbf{u}_{p,q} = \mathbf{u}_p - \mathbf{u}_q$; 漂移速度和相对速度($\mathbf{u}_{p,q}$)

由如下表达式连接 $\mathbf{u}_{p,q} = \mathbf{u}_p - \sum_{k=1}^n \frac{\alpha_k \rho_k}{\rho_m} \mathbf{u}_k$ 。

2.3 Fluent 软件

Fluent 软件的结构由前处理、求解器及后处理

3 大模块组成。采用 Gambit 作为专用的前处理软件,使网格可以有多种形状。其核心部分是纳维-斯托克斯 (Navier-Stokes, N-S) 方程组的求解模块。Fluent 软件的后处理模块具有三维显示功能来展现各种流动特性,并能以动画功能演示非定常过程,从而以直观的形式展示模拟效果,便于进一步的分析。

3 结果与讨论

3.1 反应器内静压力分布

图 4 为反应器在升流区表观气速 (U_g) 为 1.0 cm/s,固含率为 10 %(体积分数)时,升流区、分隔降流区和中心筒降流区随反应器高度的静压力分布图,计算过程中设定外界大气压为零。

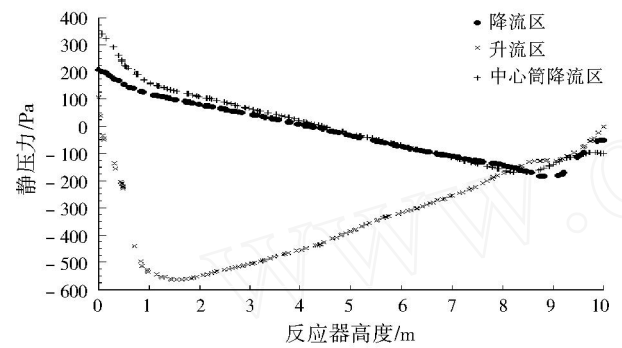


图 4 静压力沿反应器高度分布曲线

从图 4 可以看出,升、降流区底部(横坐标 0.6~1.0 m 范围)压差最大,而接近反应器顶部,这种差别逐渐减小。就压力的绝对值而言,升、降流区底部压力的绝对值大于顶部。在该运行条件下,反应器升流区内静压力为负值,只有接近反应器出口,压力才升高到零。在反应器底端(图 4 中横坐标 0 m 处),升降流区静压力分布是相等的,但随着高度的增加,升流区和降流区表现出不同的压力变化趋势。在升流区下部,从反应器底部到 0.6 m,静压力急剧降至最低,然后随反应器高度增加逐渐增加,直到反应器顶部达到最大值零。

反应器中心筒降流区和分隔降流区压力变化基本一致。根据流体力学理论,流体总是从总水头高处流向低处,总水头越大,流动越快。也就是说,中心筒降流区和分隔降流区能够自动调节流体的流量和流速分配,达到压力平衡。

在降流区,静压力沿反应器高度增加呈线性降低。在反应器顶部混合区,由于不再有严格的升降流区的限制,因此该区域液体的静压力也趋向于一致。

图 5 为在不同表观气速时,反应器内降流区(中心筒降流区与分隔降流区的平均值)与升流区的静压力差 (ΔP) 沿反应器高度的分布。从图 5 可见,在

反应器内随着高度增加, ΔP 呈线性降低,在升、降流区顶部 ΔP 减小到零,而在顶部混合区, ΔP 为负值。

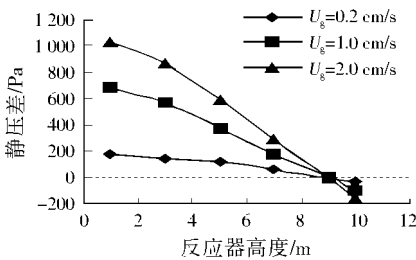


图 5 不同表观气速时反应器内的静压差分布

另外,在反应器内随着表观气速的增加,升、降流区的静压差增大。这意味着随表观气速增加,液体循环速度会增加。

3.2 反应器内液体循环速度分布

图 6 为反应器内液体循环速度沿反应器高度的变化曲线,其中的数值为各个区中心位置的数值。从图 6 可见,反应器底部混合区,由于水流方向发生急剧变化,降流区液体速度迅速降低至零,升流区液体速度因曝气头气体提升的作用,液体速度在短时间内迅速提高。在反应器顶部混合区,由于参与循环流动的水量减少,故水流速度明显降低。在升流区由于混合液的湍流程度较高,因此液体流速具有一定波动,而在降流区水流速度则比较稳定。图 6 还显示,中心筒降流区和分隔降流区的液体循环速度并不相等。这是因为两个区域需要通过调节静压力水头和速度水头达到总水头之间的相互平衡。

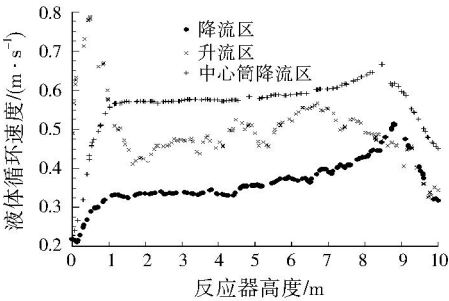


图 6 液体循环速度沿反应器高度分布曲线

图 7 为液体循环速度在反应器 5 m 高度沿横断面的分布图,从左到右三段曲线依次为升流区、中心

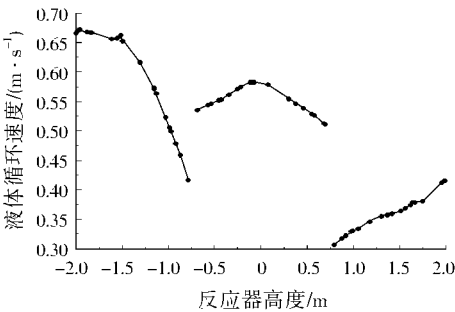


图 7 液体循环速度沿横断面分布

筒降流区和分隔降流区的液体循环速度。从图 7 可以看出,在升流区和分隔降流区液体速度表现出相同的变化趋势,即在靠近反应器外壁处速度最高,而靠近中心筒处速度最低。而中心筒的速度为中心速度最高,而靠近边缘速度最低。这种变化趋势是由分隔的升、降流区和中心筒的不同断面形状造成的。

3.3 反应器内气含率分布

图 8 为气含率沿反应器高度的分布图,其中曲线为各个区中心位置的数值。图 9 为气含率沿反应器横断面的分布,所取横断面高度在反应器 5 m 处,图 9 从左到右依次为升流区、中心筒降流区和分隔降流区。从图 8 可以看出,升流区气含率远高于降流区;升流区气含率约为 1.0 % (体积分数,下同),而降流区气含率低于 0.3 %。

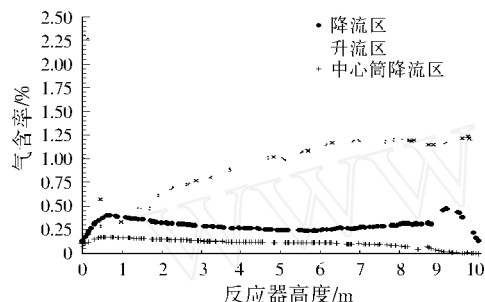


图 8 气含率沿反应器高度分布曲线图

从图 8 和图 9 可以看出,在分隔降流区和中心筒降流区气含率沿高度没有明显变化。这说明在反应器底部,曝气头分布的气体会有一部分经过反应器底部的空间进入降流区;降流区气含率在上部没有提高,说明在反应器顶部很少有气体被挟带从升流区随水流进入降流区。

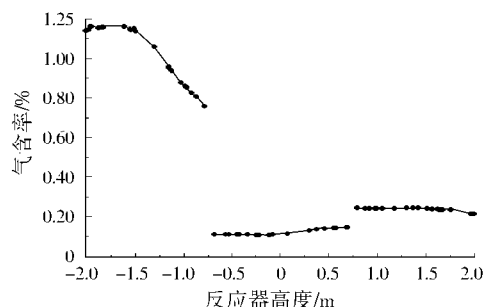


图 9 气含率沿反应器横断面分布

在反应器升流区,从图 8 升流区的气含率分布曲线可以看到,随着反应器高度的增加,升流区气含率增加。这和实际情况有些差异,因为在整个升流区内,气体来源只有曝气头,而出口只在反应器顶部,因此,在整个升流区,平均气含率应该是基本保持不变的,而只是在水中的分布情况不同。在升流区底部,曝气头附近,气体还没有完全分散到水体中,因此气液分布不均,而随着高度增加,气水的均

匀性增加,但整个区域的气含率应基本保持不变。

造成模拟结果和实际不一致的原因是由于图 8 表示的是在各个区中心位置的气含率数值,而不是整个区域的平均值。从图 9 升流区气含率沿横断面的分布可以看出,气含率在横断面上的分布很不均匀,因此以中心位置的数值代替整个区域的平均值可能产生较大的偏差,尤其是在升流区底部,曝气头附近,这种偏差可能会更大。

4 结 论

(1) 根据连续性方程、动量方程和能量方程,利用 Fluent 软件的前处理程序 Gambit 完成三维模型模拟,利用主程序解析计算,后处理程序显示结果对自行设计的蜂窝断面 ITFB 反应器进行了流动状况模拟。

(2) 通过模拟计算得到了反应器内静压力沿反应器高度的变化曲线以及升降流区静压差 ΔP 随表观流速的变化规律。结果表明,反应器升、降流区底部(距反应器底 0.6~1.0 m 范围)压差最大,而反应器底升降流区静压力分布相等。

(3) 得到了升、降流区的液体循环速度,以及每个区域内液体循环速度在横断面的分布情况。结果表明,由于分隔的升、降流区和中心筒的断面形状不同,分隔区靠近外壁液体循环速度最高,中心筒中心液体流速最高。

(4) 获得了升、降流区的气含率值,以及气含率在各个区域沿反应器高度和径向的分布规律。结果表明,升流区气含率远高于降流区,气含率分布受各个区域断面形状影响很小。

参考文献

- [1] 刘永民,刘铮,袁乃驹.多管环流反应器的流动和传质特性[J].化工学报,2001,52(3):222-226.
- [2] Contreras A, Chisti Y, Molina E. A reassessment of relationship between riser and downcomer gas holdups in airlift reactors [J]. Chemical Engineering Science, 1998, 53(24):4151-4154.
- [3] Freitas C, Teixeira J A. Hydrodynamic studies in an airlift reactor with an enlarged degassing zone [J]. Bioprocess Engineering, 1998, 18:267-269.
- [4] 钟丽,黄雄斌,贾志刚.固-液搅拌槽内颗粒离底悬浮临界转速的 CFD 模拟[J].北京化工大学学报,2003,30(6):18-22.
- [5] 周平,钱易.内循环生物流化床处理生活污水的实验研究[J].给水排水,1998,24(10):28-31.
- [6] Lu W J, Hwang S J, Chang C M. Liquid velocity and gas holdup in three-phase internal loop airlift reactors with low-density particles [J]. Chemical Engineering Science, 1995, 50(8):1301-1310.
- [7] 李勇,刘志友,安亦然.介绍计算流体力学通用软件——Fluent [J].水动力学研究与进展 A 辑,2001,16(2):254-258.

责任编辑:陈泽军(修改稿收到日期:2006-07-28)