

多孔介质模型在管壳式换热器数值模拟中的应用

邓斌 李欣 陶文铨

(西安交通大学能源与动力工程学院, 动力工程多相流国家重点实验室, 西安 710049)

摘要 本文详细讨论了多孔介质模型在管壳式换热器数值模拟中的应用, 开发了一套能自动生成多孔介质特性参数的通用程序。该程序主要基于三维交错网格及 SIMPLE 算法, 然后运用该模型, 采用改进的 $k-\varepsilon$ 模型和壁面函数法, 对换热器壳侧的湍流流动进行了数值模拟。计算结果与换热器冷态实验结果符合良好, 表明该模型和计算方法是切实可行的。

关键词 管壳式换热器; 多孔介质模型; 数值模拟

中图分类号: TK124 **文献标识码:** A **文章编号:** 0253-231X(2004)Suppl.-0167-03

APPLICATION OF POROUS MEDIA AND DISTRIBUTED RESISTANCE MODEL IN NUMERICAL SIMULATION OF SHELL-AND-TUBE HEAT EXCHANGES

DENG Bin LI Xin TAO Wen-Quan

(School of Energy & Power Engineering, Xi'an Jiaotong University, State Key
Laboratory of Multiphase Flow in Power Engineering, Xi'an 710049, China)

Abstract In this paper, we thoroughly discussed the application of porous media and distributed resistance model in numerical simulation of shell-and-tube heat exchanges, and developed a general program on the basis of three-dimensional cylindrical coordinates with collocated grid system and SIMPLE algorithm, which can calculate porous media characteristic parameters automatically. In conjunction with wall function approach, we simulated turbulent fluid flow in the shell side of heat exchangers. Good agreement is obtained in pressure drop between the computed results and the experiments in a shell-and-tube heat exchanger, demonstrating the feasibility of the developed model and code.

Key words shell-and-tube heat exchanges; porous media and distributed resistance model; numerical simulation

1 引言

基于多孔介质模型的数值模拟方法在上世纪 70 年代被用于模拟换热器和核反应堆中流体的流动和传热问题。换热器中存在大量的换热管道和阻碍片, 要模拟具有 500 根换热管和 10 个阻碍片的换热器中的流动, 将需要 1.5 亿个网格单元^[1], 这大大超出了目前计算机的计算能力。为此, Patankar 和 Spalding^[2] 提出了采用分布阻力的方法, 也称为多孔介质模型的方法。之后, Sha^[3] 等采用这种方法模拟了蒸汽发生器和核反应堆堆芯中流体的流动, Karayannis 等人^[4,5] 模拟了换热器中的流动, 姚朝

晖^[6] 模拟了三维反应堆堆芯中的流动, Prithiviraj 和 Andrews^[1,7] 模拟了三维换热器中的流动。

但是对多孔介质模型在换热器流体的流动和传热问题数值模拟中究竟该如何实现, 在公开发表的文献中都所述甚略。本文对多孔介质模型在管壳式换热器壳侧数值模拟中的应用进行了详细的讨论, 开发了一套能自动生成多孔介质系数的三维程序, 并采用控制容积法, 结合适当的湍流模型, 对换热器壳侧的湍流流动进行了模拟, 模拟的结果与换热器冷态实验结果相对照, 符合良好, 表明本文采用的多孔介质模型是切实可用的。

收稿日期: 2004-02-17; 修订日期: 2004-06-20

基金项目: 国家自然科学基金 (No. 50076034); 国家重点基础规划项目 (G2000026303)

作者简介: 邓斌 (1973-), 男, 四川人, 博士研究生, 主要从事传热强化、管壳式换热器的数值模拟。

2 数值模拟方法

2.1 以多孔介质特性参数表示的准连续介质的控制方程

壳侧单相流动的多孔介质特性参数表示的方程组可以统一表示为^[8]:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho f \phi) + \Delta \cdot (f \rho \phi V - f \Gamma_\phi \nabla \phi) = f S_\phi$$

式中的 f 对控制容积来说是容积多孔度 f_V ，表示一个控制容积中流体部分所占的体积，对控制容积的界面来说，它表示表面渗透率 f_s ，表示表面流体所占的表面积。 R 为分布阻力项，代表了由于控制容积中换热管的存在而引起的附加阻力效应，实际计算中需要由实验的关联式来确定^[8]。 ρ 为流体密度； ϕ 为一般变量； S_ϕ 为 ϕ 的源项； Γ_ϕ 为 ϕ 的扩散系数。圆柱坐标系中壳侧流体的各守恒方程的 ϕ 、 S_ϕ 、 Γ_ϕ 见表 1。

表 1 ϕ 变量及相应的 Γ_ϕ 、 S_ϕ 表达式

圆柱坐标	ϕ	Γ_ϕ	S_ϕ
θ 方向速度	u	η	$\frac{\rho V_r V_\theta}{r} + 2 \frac{\eta}{r^2} \frac{\partial V_r}{\partial \theta} - \frac{\eta V_\theta}{r^2} - \frac{\partial \bar{p}}{\partial \theta} + \rho g_\theta + R_\theta$
r 方向速度	v	η	$\frac{\rho V_\theta^2}{r} - 2 \frac{\eta}{r^2} \frac{\partial V_\theta}{\partial \theta} - \frac{\eta V_r}{r^2} - \frac{\partial \bar{p}}{\partial \theta} + \rho g_r + R_r$
z 方向速度	w	η	$- \frac{\partial \bar{p}}{\partial z} + \rho g_z + R_z$
脉动动能	k	$\frac{\mu_r}{\sigma_k}$	$G - \rho \varepsilon + R_k$
脉动动能耗散率	ε	$\frac{\mu_r}{\sigma_\varepsilon}$	$C_1 G \frac{\varepsilon}{k} - C_2 \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + R_\varepsilon$

2.2 多孔介质特性参数的确定方法^[8]

以下述换热器为例来说明。浮头式换热器，垂直折流板，管子数 NTUBE=325 根，壳侧半径 $R_0=0.205$ m，换热管直径 $DT=0.010$ m，换热管间距 $PT=0.015$ m，错排，管子的布置图如 1 所示。

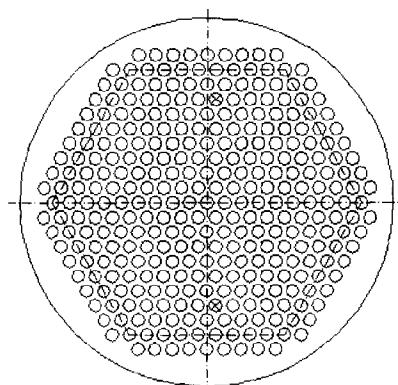


图 1 换热管布置示意图

当换热器上述几何参数一旦确定后，换热管的位置也就确定了下来。在三维圆柱坐标中来进行区域离散，对于选定的一套网格系统，某一个控制容积单元中包含某一根换热管的情形共有 16 种情况（见图 2）。

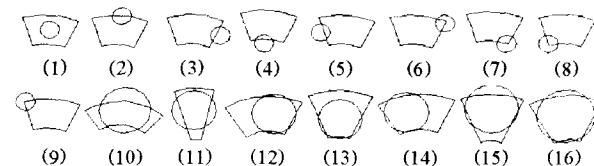


图 2 换热管截取到控制容积单元的边界线的各种情况

在分析上述情况后，本文专门设计了一种确定多孔介质特性参数的算法，其基本思想如下：

(1) 确定管子数目以及各根管子的位置（对于换热管的位置已知的情形，需要给出换热管分布的规律性，即各根换热管中心位置的坐标，见图 1）。

(2) 采用区域离散法 B 生成网格系统，这包括 i, j, k 三个方向控制容积数目，界面的位置。

(3) 从 $i=2, j=2, k=2$ 的节点开始（边界节点控制容积为 0，同时对 $j=2$ 的情况要特殊处理），逐步推进到 $i=L_2, j=M_2, k=N_2$ ，这里 L_2, M_2 及 N_2 为 i, j, k 方向倒数第二个节点的编号。对每一个控制容积需要判断截到的管子数目、位置，从而确定该控制容积的体积多孔度，界面及网格面的表面渗透率（共七个系数）。需要注意的是：对某一个控制容积来说，所有的管子是否能截到该控制容积必须都能考虑到。假设管子的数目为： N ，则搜寻完所有的控制容积和管子需要做 $(L_1-2) \times (M_1-2) \times (N_1-2) \times N$ 个循环， L_1, M_1, N_1 分别为三个坐标方向的节点总数。

(4) 如上述循环做完，则退出，否则回到第 3 步，直到所有的控制容积和管子都搜寻完为止。

3 算例考核

3.1 模拟的对象

本文对一 TEMA-E 换热器模型的壳侧流动进行了数值模拟和实验测定。该换热器的主要特征是单壳程、单管程，整个换热器试件由有机玻璃制成，图 3 是实验台的示意图。实验气体（室温气体）由引风机引风，经过连接件 1，进入 TEMA-E 换热器，然后由引风机排除，流经换热器的气体流量可由位于引风机前的流量调节阀调节。表 2 是该换热器的主要几何及物理参数。

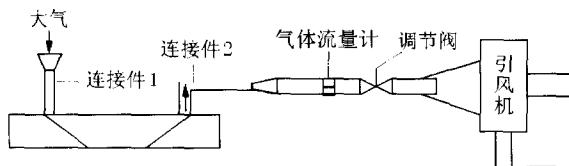


图 3 实验系统图

表 2 管壳式换热器几何及物理参数

参数	取值	单位
壳侧流体	空气	N/A
管侧流体	水	N/A
壳侧直径 d_s	0.41	m
换热器长度 L	1.98	m
折流板个数 NBAF	5, 7, 9	个
折流板高 / 壳侧直径	75%	N/A
换热管直径 d_t	0.015	m
换热管数量 N	325	根
入口喷嘴直径 D_{in}	0.148	m

3.2 数值模拟结果及讨论

为研究折流板数目不变时壳侧流量对换热器壳侧湍流流动的影响选取了 7 块板情形作为研究对象, 对三种不同的工况(对应的进口气体体积流量分别为: $0.24 \text{ m}^3/\text{s}$, $0.26 \text{ m}^3/\text{s}$, $0.28 \text{ m}^3/\text{s}$)进行了计算, 对于不同折流板数目对换热器内流动的影响, 本文采用了相同的进口气体流量($0.24 \text{ m}^3/\text{s}$)进行了计算。

表 3 是折流板数目不变时(7 块), 壳侧进出口总压降的计算值和实验值的比较。两者间最大偏差为: 21.6%, 由于计算时没有考虑管子与折流板, 折流板与壳壁之间的间隙, 因此, 计算的阻力值高于实验值是合理的。

表 3 折流板数目不变时, 壳侧进出口压降计算值和实验值的比较

	工况 1	工况 2	工况 3
$V_{max}/\text{m}^3/\text{s}$	9.156	10.072	10.987
计算值	6.53	7.90	9.37
实验值	5.57	6.63	7.70
相对误差	17.2%	19.1%	21.6%

表 4 是折流板数目分别为 5、7、9 块, 气体进口流量为 $0.24 \text{ m}^3/\text{s}$ 时, 壳侧进出口总压降的计算值和实验值的比较。从表中可看出, 7 块板偏差较大, 为: 20.5%, 九块板最小为 8.3%, 但总的来说, 计算值与实验值符合良好。

表 4 相同进口流量下, 折流板数目不同时, 换热器进出口压降计算值与实验值的比较

	$\Delta p/\text{kPa}$		
	5 块折流板	7 块折流板	9 块折流板
模型计算值	4.8518	6.716	11.7028
实验值	4.15989	5.57314	10.80555
相对误差	16.6%	20.5%	8.3%

5 结论

本文应用多孔介质模型来模拟管壳式换热器壳侧的流动, 开发了能自动生成多孔介质系数的通用程序。运用此程序, 对一管壳式换热器的壳侧流动进行了三维数值模拟。计算结果和试验数据的对比表明, 运用多孔介质模型和分布阻力方法可以较好地预测壳侧的压降; 折流板数目不变时, 壳侧进出口总压降的计算值和实验值的最大偏差为 21.6%; 折流板数目变化时, 壳侧进出口总压降的计算值和实验值的最大偏差为 20.5%。总的来说, 实验数据和计算结果符合良好, 证明本文提出的求解多孔介质特性参数的方法是有效的。

参 考 文 献

- [1] Prithiviraj M, Andrews M J. Three Dimensional Numerical Simulation of Shell-and-Tube Heat Exchangers. Part I: Heat Transfer. Numerical Heat Transfer, 1998, Part A, 33(B): 817-828
- [2] Patankar S V, Spalding D B. Heat Exchanger Design Theory Source Book. McGRAW-HILL Book Company, New York, 1974. 155-176
- [3] Sha W T, Yang C I, Kao T T, et al. Multidimensional Numerical Modeling of Heat Exchangers. Journal of Heat Transfer, 1982, 104(2): 417-425
- [4] Karayannidis N, Markatos N C G. Mathematical Modeling of Heat Exchangers. Berryman R J. Proceedings of the Tenth International Heat Conference, Brighton, UK, The Industrial Sessions Papers, 1994. 13-18
- [5] Huang L Y, Wen J X, Karayannidis T G, et al. CFD Modeling of Fluid Flow and Heat Transfer in a Shell-and-Tube Heat Exchanger. Phoenics J. CFD Appl, 1996, 9(2): 189-209
- [6] 姚朝晖. 核电站中的若干热工水力问题的研究: [博士论文]. 北京: 清华大学, 1995
- [7] Prithiviraj M, Andrews M J. Three Dimensional Numerical Simulation of Shell-and-Tube Heat Exchangers. Part II: Heat Transfer. Numerical Heat Transfer, Part A, 1998, 33(8): 829-831
- [8] 邓斌. 换热器壳侧流动与换热的数值模拟及实验研究: [博士论文]. 西安: 西安交通大学能源与动力工程学院, 2003