

酯化反应搅拌釜内流动特性的数值模拟

张仲敏 黄雄斌

(北京化工大学化学工程学院, 北京 100029)

摘要: 文中在 CFX-5.5.1 软件平台上,采用多重参考系法和 $k-\epsilon$ 双方程湍流模型对带有导流筒及不同层数盘管换热器的搅拌槽内的流场进行了数值模拟。模拟以清水为物系,采用直径为 0.5 m 的搅拌槽及 5 叶 CB Y 螺旋桨。分别对盘管层数为 0, 4, 14, 16, 18, 20, 22 层的流场进行了数值模拟,计算了 7 种情况下的功率准数与循环流量准数,计算结果与实验数据基本一致。得到随盘管层数增加功率准数、循环流量准数的变化规律及各层盘管搅拌槽内叶轮的水力损失;并讨论了带 0 层盘管及带 22 层盘管搅拌槽中流场的变化。

关键词: 搅拌槽; 功率准数; 循环流量准数; 数值模拟

中图分类号: TQ027.32

聚酯反应大多在带导流筒和换热器的搅拌槽中进行,因此对此类搅拌槽内流动的研究是很重要的^[1]。本文以聚酯生产中酯化反应为背景进行研究,在操作温度下酯化反应釜中物料(对苯二甲酸双-羟乙酯 BHET, H₂O, 乙二醇 EG, 对苯二甲酸 PTA 等)的黏度约为 30 mPa·s,属于牛顿流体,所以实验中可用水来代替酯化反应釜内的物料。反应釜内的循环流量是考察混合和传热效果的重要参数,对于此类搅拌槽内循环流量的研究报道到目前仅有蒋飞曾利用电导法进行过测试^[2],但是由于盘管的存在,循环阻力的增大,使得加入的电解质溶液随主体循环一次的时间变长,因而测得的循环流量会比实际值偏小。

为了校对此偏差,本文利用流体力学软件 CFX5.5.1 对酯化反应搅拌槽内的流场进行数值模拟。由于安装导流筒的搅拌槽内的搅拌叶轮距离导流筒内壁的距离很近,在对搅拌槽内旋转部分和静止部分的划分上存在一定的难度;并且由于盘管换热器复杂的几何构造,网格数偏多,所以迄今为止有关方面的文献报道极少。本文采用多重参考系法(MFR)和 $k-\epsilon$ 双方程湍流模型,计算酯化反应搅拌槽内冷模状态下流体的流动状态,并对该计算结果进行可视化和定量的分析,期望对聚酯反应器的优

化设计有一定的指导意义。

1 搅拌槽内流场的数值模拟

1.1 计算体系

1.1.1 搅拌槽结构 计算采用槽内径与槽高都为 0.5 m 的平底槽,内置导流筒和螺旋蛇管换热器(如图 1 所示)。分别由 0, 4, 14, 16, 18, 20, 22 排螺旋铜管构成 7 种不同层数的换热器,每排螺旋管有 11 圈,圆管的规格为 7.9 mm × 0.41 mm,排间距与管间距均为 12.6 mm,并且螺旋盘管间均布五块挡板。在螺旋管的最内圈装有内径 0.2 m,高 0.3 m,离底距离 0.09 m 的导流筒。导流筒内上下均布五块挡板。搅拌桨采用五叶 CB Y 螺旋桨(该桨为北京化工大学专利桨,ZL:92242172.2),桨直径为 0.175 m,桨的安装高度为 0.188 m。

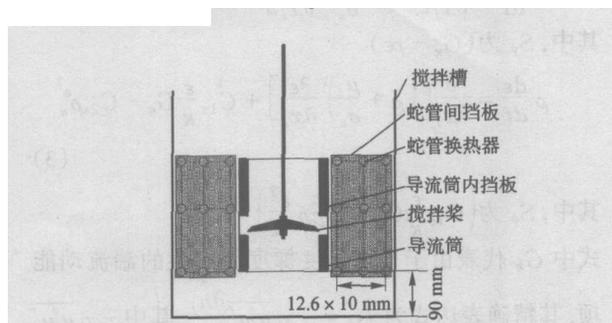


图 1 盘管换热器安装示意图

Fig. 1 Configuration of coil heat exchanger

1.1.2 网格划分 根据流动的对称性,计算域选取槽体的 1/5,计算中采用的网格是四面体非结构化网格。对槽体静止体系部分,桨叶旋转部分分别划

收稿日期: 2004-11-11

第一作者: 女,1979 年,硕士生

E-mail: huangxb@mail.buct.edu.cn

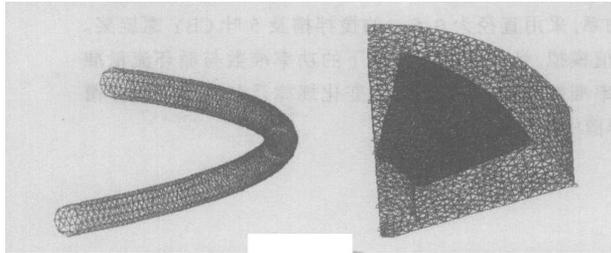
分网格。为增加计算精确度,对桨叶、交界面、蛇管换热器及挡板分别采取网格加密处理,网格最大边

长取 7.0。不同层数盘管搅拌槽内的网格数见表 1;各部分网格划分示意图以 22 层盘管为例见图 2。

表 1 不同层数盘管搅拌槽内网格节点及体网格数表

Table 1 Grid nodes and elements in a stirred tank with coil heat exchangers of different layers

M	0	4	14	16	18	20	22
网格节点数	197 482	236 323	462 414	500 823	536 760	569 881	612 590
网格总数	1 060 812	1 212 423	2 317 869	2 509 923	2 665 587	2 820 094	3 062 702



(a) 一根盘管的网格加密图 (b) 桨叶旋转部分网格

图 2 搅拌槽内各部分的网格划分图

Fig. 2 Grids of different sections in a stirred tank

1.2 模拟条件

1.2.1 模拟方法 使用 CFD 商业软件 CFX-5.5.1,对带盘管搅拌槽内冷模状态下的流场进行模拟。湍流模型选用 $k-\epsilon$ 模型,如式(1)所示。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \phi) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i \phi) = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma} \right) \frac{\partial \phi}{\partial x_i} \right] + S_\phi \quad (1)$$

式中()为时间项,()为对流项,()为扩散项,()为源项。 ϕ 代表传递变量(v_i, k, ϵ, c)。当 ϕ 分别为 k 和 ϵ 时,得到湍流动能和湍流动能耗散速率的传递方程

$$\frac{d}{dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma} \right) \frac{\partial}{\partial x_i} \right] + G - \quad (2)$$

其中, S_ϕ 为($G - \epsilon$)

$$\frac{d}{dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma} \right) \frac{\partial}{\partial x_i} \right] + C_1 G - C_2 \epsilon \quad (3)$$

其中, S_ϕ 为($C_1 G - C_2 \epsilon$)

式中 G_k 代表由于平均速度梯度而产生的湍流动能项,其精确表达式为 $G_k = - \overline{u_i u_j} \frac{\partial u_j}{\partial x_i}$,其中 $-\overline{u_i u_j}$ 为雷诺应力或雷诺视应力; μ_t 为湍流黏度系数,其定义式为: $\mu_t = C_\mu \frac{\rho k^2}{\epsilon}$,其中 C_μ 为常数。

上述方法所出现的因数按 Launder 和 Spalding^[6]所推荐的数据取 $C_1 = 1.44, C_2 = 1.92, C_\mu =$

0.99, $\sigma_k = 1.0, \sigma_\epsilon = 1.3$ 。

计算中使用多重参考系法(MRF),即桨叶所在区域是以桨叶速度旋转的参考系,其他区域使用静止参考系,用来计算叶轮区以外的流动场。流动状况为定常流流动。差分格式使用一阶迎风,搅拌转速设定为 240 r/min(同实验)。计算残差取 1×10^{-6} 。物理时间步长取 0.025 s。

1.2.2 边界条件 液面设为自由滑移壁面,即

$$\frac{\partial u}{\partial z} = \frac{\partial v}{\partial z} = \frac{\partial w}{\partial z} = w = 0 \quad (6)$$

旋转部分搅拌轴及其桨叶设为无滑动(静止)壁面,对近壁区域流动计算的处理采用 scalable 壁面函数模型。对于静止部分与旋转部分的交界面设为 Fluid-Fluid 类型的冻结转子交界面。

2 结果与讨论

2.1 功率准数的模拟结果

功率准数 $N_p = p / N^3 D^5$,式中 N 为搅拌转速(r/s), D 为搅拌桨直径。模拟计算结果与蒋飞实验数据^[3]的比较如表 2 所示。

表 2 功率准数的模拟结果与实验数据比较

Table 2 Comparison of power numbers predicted by CFD with experimental data

盘管层数 M	0	4	14	16	18	20	22
模拟值	0.616	0.560	0.578	0.582	0.587	0.588	0.588
实验值	0.590	—	0.571	0.599	0.592	0.598	0.586
误差/ %	4.41	—	1.223	2.84	0.84	1.67	0.34

从表 2 中可以看出,盘管层数从 0 层增大到 22 层过程中,功率准数的大小变化很小,与实验趋势是一致的。模拟与实验的最大误差为 4.41%,可见功率准数的模拟很成功。随着盘管层数的增加,搅拌槽内流体循环的阻力增大,使得流体循环流量变小;但是流体循环的阻力增大又使得搅拌叶轮提供给流体

的压头增大,所以搅拌功率总体上来讲变化不大。可以认为,盘管的层数对搅拌功率的影响不大。

2.2 循环流量准数的模拟结果

循环流量准数 $N_q = Q/ND^3$,其模拟结果与实验数据的比较见表 3。

表 3 循环流量准数模拟结果与实验数据的比较

Table 3 Comparison of circulation flux numbers predicted by CFD with experimental data

盘管层数 M	0	4	14	16	18	20	22
模拟值	0.408	0.391	0.365	0.361	0.356	0.352	0.341
实验值	0.3995	—	0.311	0.294	0.284	0.260	0.234
误差/ %	2.13	—	17.36	22.79	25.35	35.38	45.73

表 3 中无盘管情况下的模拟误差为 2.13%。A. K. Sahu, *et al*^[8],使用同样模拟方法对不带盘管情况下五种轴流式桨进行数值模拟,发现循环流量误差保持在 5%~10%的范围内。说明此模拟方法基本能准确地反应此类搅拌槽内的循环流量。

从表 3 中可以看出:1)循环流量准数随着盘管层数的增加而减少,模拟的趋势与实验测得的趋势是一致的;2)模拟值比实验值大,并且随盘管层数的增加此偏差增大。

出现此偏差的原因主要是由于实验值偏小造成的:实验中仅对不带盘管情况下的循环流量进行了标定,加入盘管后的循环流量仍然使用无盘管情况下的标定系数进行计算^[3]。随盘管层数的增多,流动阻力增大,流场中的漩涡也增多。加入盘管后,在盘管以下与槽壁间有一大的漩涡,盘管间也存在一些细小的漩涡,这样使得加入的电解质溶液完成一次循环所需要的时间变长,因此用电导法测得的循环流量 $Q = V/t$ (V 为搅拌槽内液体总体积, t 为电解质循环一次所需时间)就会比实际值偏小。由于加入盘管后复杂的几何构造,使得到目前为止还没有合适的实验方法对其进行标定,因此本文采用数值模拟方法进行计算,以减小实验值造成的误差。模拟值与实验值的偏差仍保持在 45%以内,要减小此偏差,还需要进一步进行研究。

标准 k - ϵ 湍流模型本身的缺陷也使其计算结果有许多不尽合理之处,比如,对桨叶附近湍流动能的预报偏低,对尾涡发展的预报不甚准确等。周国忠等^[7]曾利用 CFX 提供的各种条件,对搅拌槽内的三维流动场进行了详细的基础数值研究,考察了桨叶区处理方法、湍流模型、网格数量和差分格式对计算

的影响,发现以上诸因素对桨叶区轴向速度的影响很小(Harris *et al*^[8]; G. Montante, K. C. Lee *et al*^[9]均发现不管是哪一种湍流模型,对桨叶区域的模拟都与实验符合良好),而本文的循环流量是通过桨叶区域的轴向速度进行积分得到,所以湍流模型、计算方法及差分格式对循环流量模拟结果影响不大。

到目前为止,对于湍流动能,所有计算结果均较实验值偏低^[7],导致循环流量也会偏低,如果采用大涡模拟和直接数值模拟方法,计算结果会更准确,但是这样模拟值与实验值的偏差就会更大。

因此,此模拟方法基本能准确地反应此类搅拌槽内的循环流量。由模拟所得的循环流量准数与盘管层数进行回归: $N_q = M^{-0.141}$,可指导工业应用。

2.3 导流筒内压头 H 与循环流量 Q 的关系

计算导流筒内叶轮上下区域的流体流量 Q 与压头 H ,并绘出 0~22 层盘管的 $N_H \sim N_q$ 关系图,其中扬程准数 $N_H = gH/(ND)^2$ 。如果用 N_H 和 N_q 分别代替 H 和 Q ,就得到无因次特性曲线。无因次特性曲线可以用来代替一系列相似的轴流泵的通用特性曲线^[5]。本文利用此方法得到具有相同桨但是导流筒外具有不同层数盘管换热器的通用特性曲线(如图 3 所示)。

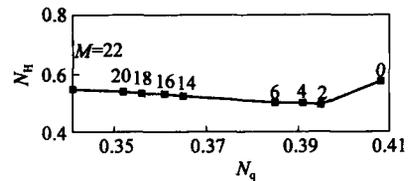


图 3 不同盘管层数的 N_H 、 N_q 关系图

Fig. 3 Relationship between N_H and N_q in stirred tanks with coil heat exchangers of different layers

从图 3 可见,在 2~22 层盘管之间,随着盘管层数的减小,循环流量逐渐增大,扬程准数逐渐减小,但其变化范围很小(在 9.5%之内变化)。一般工业中采用的换热器都在 14 层以上,模拟计算 14~22 层盘管内的扬程准数,其在 4.2%的范围内变化,因此,工业中随盘管层数的增加可忽略压头的变化。

无盘管情况下的扬程准数出现了一个上扬的趋势,可能是由于无盘管后流场发生了突变,也可能还存在着一些其他的规律,还有待于进一步的研究。

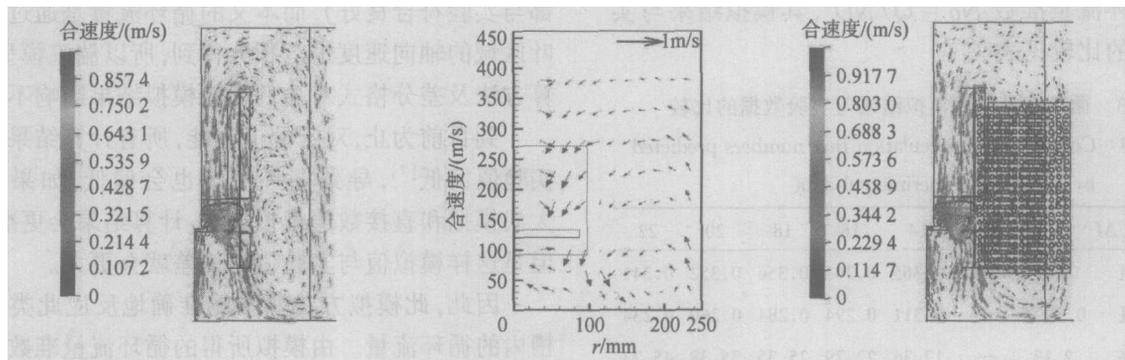
2.4 二维宏观流场图比较

流型图^[3]可以很直观地显示出时均条件下导流筒和盘管换热器搅拌槽内流动场的空间结构信

息。计算条件不同会有不同的宏观流场的流型图 (见图 4a,c)。

激光多普勒测速仪测得液相介质下带导流筒无盘管搅拌槽的流场图(图 4b),因此用导流筒外无盘管情况下的数值模拟图(图 4a)与其进行对比。

2.4.1 垂直面上的速度矢量图 肖建军等^[4]采用



(a) 数值模拟的速度矢量图 (b) 肖建军实验测量的流场图 (c) 22 层盘管的模拟速度矢量图

图 4 数值模拟与实验测得流场图的比较

Fig. 4 Comparison of flow fields given by simulation and experiment

从图 4(a), (b) 中可以看出,在该类型的搅拌槽中,导流筒内流体的速度值很大;导流筒外与槽壁之间的流速偏小;在桨叶下端的流体与槽底形成一个倒三角形的漩涡。这与实验测得的流场流型基本相似。

2.4.2 轴向速度分布的比较 在无盘管搅拌槽内的四个不同高度处 $z/T = 0.13, 0.2, 0.56, 0.66$ (即 $0.65, 0.1, 0.28, 0.33$ m) 取轴向速度,对数值模拟结果与肖建军实验结果^[4]进行对比,如图 5 所示。

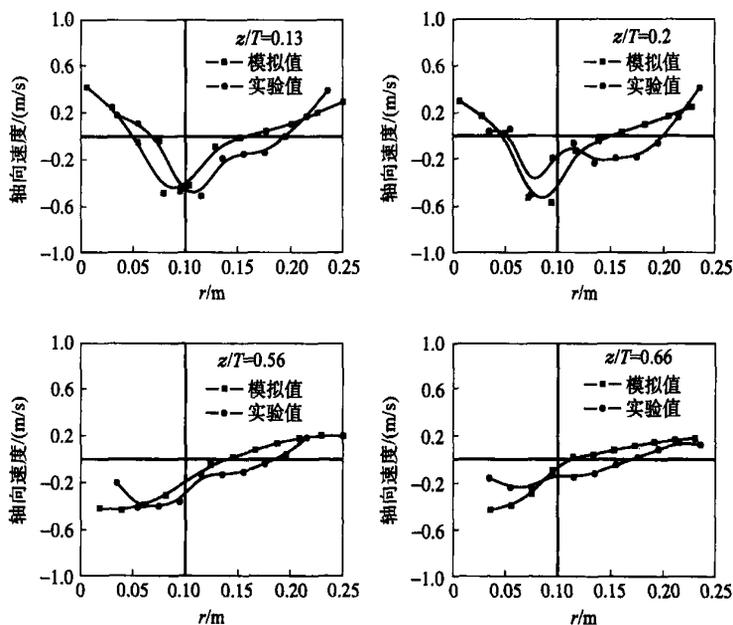


图 5 轴向速度的比较

Fig. 5 Comparison of axial velocities given by simulation and experiment

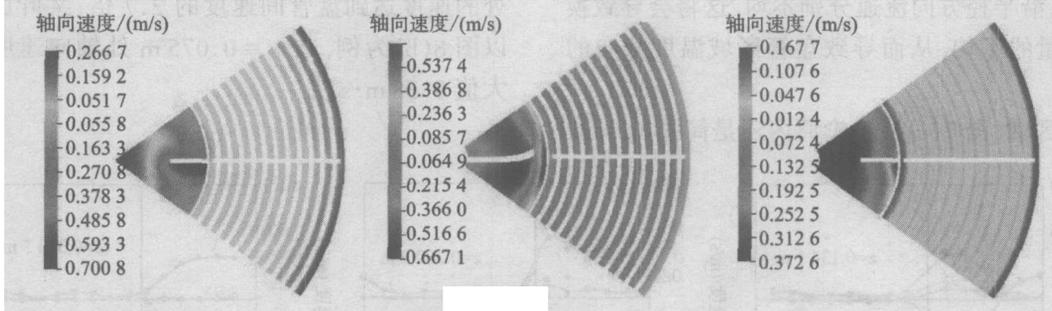
从图 5 中可以看出,无论在叶轮下方即 $z/T = 0.13, 0.2$ 高度上;还是在叶轮上方 $z/T = 0.56, 0.66$ 高度上,数值模拟的轴向速度分布与肖建军用激光多普勒法^[4]测得的轴向速度的分布趋势基本一致。以 $z/T = 0.2$ 为例,其最大值出现位置的误

差为 8.2%,最大值之间的误差为 3.01%。因此,从模拟与实验的定量比较来看,模拟值与实验值误差很小,因此数值模拟法基本能正确地反映此类搅拌槽内流场的实际趋势。

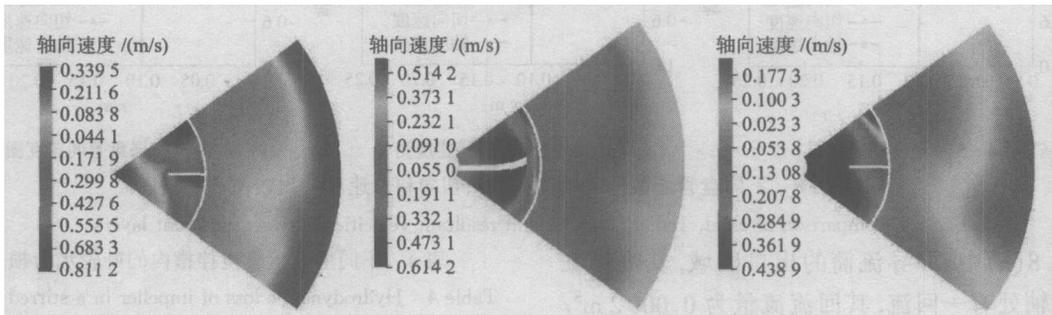
2.5 带有 22 层盘管搅拌槽内的流场讨论

2.5.1 水平面上的轴向速度分布图 分别在导流筒出口区域、桨叶区域及入口区域的三个不同高度处的水平面上取轴向速度分布图,对带有 22 层盘管

搅拌槽内的流场与无盘管情况下的流场进行对比(如图 6 所示),以便得到加入盘管前后流场的变化情况。



(a) 带 22 层盘管搅拌槽内的轴向速度分布图



(b) 无盘管搅拌槽内的轴向速度分布图

图 6 不同高度处水平面上轴向速度分布图

Fig. 6 Axial velocity distribution on a horizontal plane at different heights

从图 6(a),(b)的对比看出,筒内速度大于筒外速度;筒内速度除靠近出口区有一明显回流外,其它面上的速度基本向下;筒外靠近壁面处的流速增大,这是不论有无盘管流场所具有的共同点。加入盘管后,导流筒外流速基本向上,避免了无盘管情况下的几个大的漩涡,提高了循环效率,这也可以从图 4(a)、(c)中看出。

2.5.2 轴向速度的定量比较 在 2.5.1 中的三个

高度处取轴向速度,对无盘管与带 22 层盘管两种情况下的模拟结果进行定量对比。

从图 7 中看出,出口区域(图 7(a)),导流筒内无盘管情况下返混量为 $0.0003 \text{ m}^3/\text{s}$, 占总流量的 3.1%,22 层盘管下的返混量为 $0.0002 \text{ m}^3/\text{s}$, 占总流量的 2.88%,即加入盘管后的返混量减小;22 层盘管下的轴向速度最大值是 0 层最大值的 1.04 倍;导流筒外的轴向速度值及返混量在加入盘管后都会

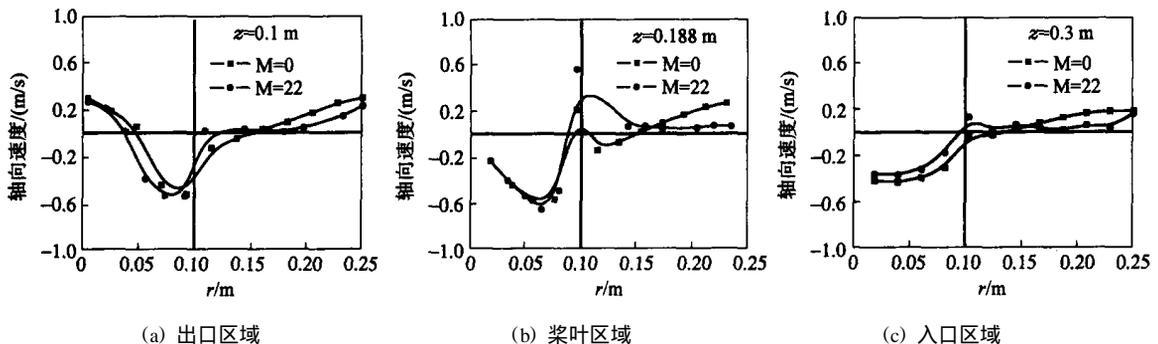


图 7 无盘管与 22 层盘管搅拌槽内三个不同高度处轴向速度的比较图

Fig. 7 Comparison of axial velocity in a stirred tank between 0 layer and 22 layers of a coil heat exchanger

变小。

在桨叶区域(图 7(b)),导流筒内, $M = 22$ 时在叶端靠近导流筒内壁处有一小部分返混;导流筒外,带 22 层盘管搅拌槽内已无返混现象,所有流体均向上流,并且沿半径方向流速分别不均,这将会导致换热器传热量的不均,从而导致盘管区域温度分布的不均。

入口区域(图 7(c)),不论筒内还是筒外 $M = 22$

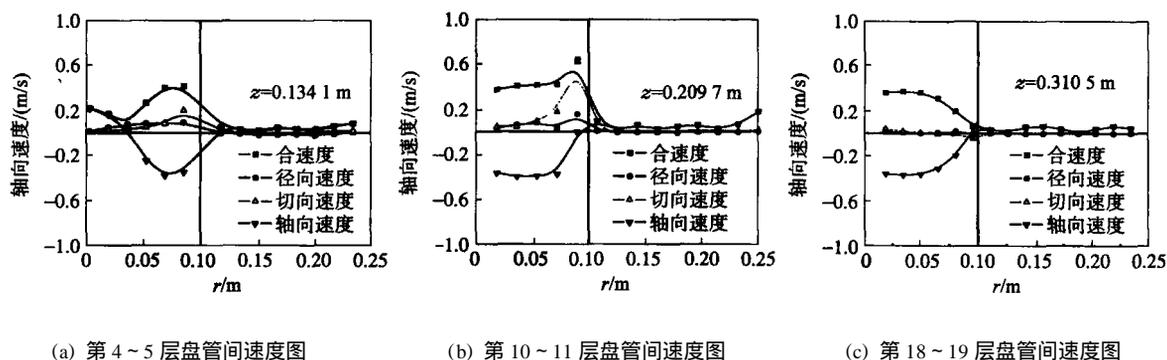


图 8 不同盘管层数间的轴向、径向、切向和总速度的比较图

Fig. 8 Comparison of axial, radial, angular and resultant velocities between different layers

在图 8(a)中,即导流筒的出口区域,其流体在靠近搅拌轴处有一回流,其回流流量为 $0.0002 \text{ m}^3/\text{s}$,占此面上总流量的 1.72%,然后随半径的增加各个速度逐渐增大,在桨叶端时达到最大,然后随半径增大速度逐渐减小;进入盘管区域后各个分速度逐渐趋于平缓,但仍以轴向速度为主。图 8(b)图即桨叶区域,靠近搅拌轴处的回流消失,并且在导流筒内轴向速度和径向速度均占很大优势,等进入盘管区域后轴向速度才占主导地位。图 8(c)图即导流筒入口区,其径向和切向速度几乎为零,并且随半径的增大几乎无变化,整个高度处以轴向速度为主。

2.6 搅拌槽内叶轮的水力效率

叶轮的水力效率反映叶轮对外加能量的利用程度,可以用叶轮的水力损失率表示。对向下泵送流体的叶轮,定义水力损失率为叶轮区向上流(返流)的液体流量占此区域总流量的比率。以 22 层盘管搅拌槽为例说明叶轮水力损失率的计算,在叶轮区域 0.188 m 高度处取一平面,此平面上的总流量为 $0.00153 \times 5 \text{ m}^3/\text{s}$,而回流即向上的流量为 $0.00011 \times 5 \text{ m}^3/\text{s}$,所以此槽内叶轮的水力损失为

$$= \frac{Q_{z上}}{Q_{z总}} = \frac{0.00011 \times 5 \text{ m}^3/\text{s}}{0.00153 \times 5 \text{ m}^3/\text{s}} \times 100\% = 7.29\%$$

以相同的方法分别对 0, 4, 14, 18 层盘管搅拌槽内的叶轮水力损失进行计算,如表 4 所示。

时流速总比 $M = 0$ 时小,并且筒外流速趋于平缓。

2.5.3 带 22 盘管的搅拌槽内三个不同高度处的速度比较图 从图 8 中得出,导流筒内速度与盘管区域速度的比值最大达到 28 倍,并且在盘管靠近槽壁处的速度达到盘管间速度的 2.7 倍;桨叶区速度值以图 8(b)为例,在 $r = 0.075 \text{ m}$ 处轴向速度达到最大值 0.38 m s^{-1} 。

表 4 不同层数盘管搅拌槽内的叶轮水力损失率

Table 4 Hydrodynamic loss of impeller in a stirred tank with a coil heat exchanger of different layers

M	0	4	14	18	22
/ %	2.52	4.83	5.96	6.43	7.29

从表 4 中可以看出在 0~22 层盘管间,其叶轮的水力损失在 8%以内变化,并随着盘管层数的增加水力损失增大,即水力效率随盘管增加而降低。

3 结论

1) 随盘管层数的增加功率准数基本不变,这与实验所得结果一致。功率准数模拟的最大误差为 4.41%。

2) 随盘管层数的增加,循环流量准数逐渐减小,这与实验趋势一致。在无盘管情况下的模拟误差为 2.13%。因为实验值受实验条件的限制比实际值偏小,模拟方法更能准确地反映此类搅拌槽内的循环流量。

3) 在 2~22 层盘管之间,随盘管层数的增加叶轮上下区域的压头变化不大,在工业中随盘管层数的增加可以忽略压头的变化。

4) 由模拟的流场来看,导流筒内流体的流速明显大于盘管区域的流速;在桨叶下方区域与槽底之间有一明显的倒三角形的漩涡;并且在盘管下方区

域与槽壁之间有一大的漩涡,与实验观测的现象一致。到目前为止还没有合理的实验方法测得盘管间的流速,应用模拟方法能基本准确地获得盘管间流速,从而指导工业设计。

5) 盘管层数不超过 22 层时,5 叶 CB Y 螺旋桨的水力损失在 8% 以内,并随着盘管层数的增加水力损失增大(水力效率降低)。

符 号 说 明

M —— 盘管层数
 —— 密度, kg/m^3
 ϕ —— 通用因变量
 x_i —— 参考坐标系下各方向上的分量
 u_i —— i 方向上分速度, m/s
 μ —— 流体黏度系数, $\text{Pa}\cdot\text{s}$
 k —— 湍流动能的普朗特数
 —— 湍流能量耗散速率的普朗特数
 S_ϕ —— k 方程中用户自定义源项
 $\frac{d\phi}{dt}$ —— 质点导数, $\frac{d\phi}{dt} = \left(\frac{\partial\phi}{\partial t} + V \cdot \nabla \right)$
 C_1, C_2, C_μ —— k 模型参数
 μ_i, μ_j —— i, j 方向上的脉动速率, m/s
 k —— 湍流动能, W
 —— 湍流动能耗散速率, J/s
 w —— 角频率, s^{-1}
 P —— 搅拌轴功率, W
 Q —— 循环流量, m^3/s

z/T —— 测量点高度与槽高的比值

参 考 文 献

- [1] 张师民. 聚酯的生产及应用[M]. 北京:中国石化出版社,1997,29-35
- [2] 蒋飞,黄雄斌,施力田,等. 聚酯反应器的流动特性与传热的研究[J]. 北京化工大学学报,2003,30(5):9-12
- [3] 蒋飞. 酯化反应搅拌釜内流动特性与传热的研究[D]. [硕士学位论文]. 北京:北京化工大学,2003
- [4] 肖建军,包雨云,黄雄斌,等. 带导流筒搅拌槽中循环流量的实验研究[J]. 北京化工大学学报,2002,21(1):25-29
- [5] 丁成伟. 离心泵与轴流泵[M]. 北京:机械工业出版社,1983,227-229
- [6] Launder B E, Spalding D B. The numerical computations of turbulent flows[J]. Computer Method in Applied Mechanics and Engineering, 1973(3):269
- [7] 周国忠,王英琛,施力田. 搅拌槽内三维流动场的 RNG k 数值模拟[J]. 北京化工大学学报,2002,29(2):15-23
- [8] Sahu A K, Kumar P, Patwardhan A W, et al. CFD modeling and mixing in stirred tanks[J]. Chemical Engineering Science, 1999, 54:2285-2293
- [9] Montante G, Lee K C, Brucato A Y, et al. Experiments and predictions of the transition of the flow pattern with impeller clearance in stirred tanks[J]. Computers and Chemical Engineering, 2001, 25:729-735

Numerical simulation of flow field in a esterify-reactor with an agitator

ZHANG Zhong-min HUANG Xiong-bin

(College of Chemical Engineering, Beijing University of Chemical Technology, Beijing 100029, China)

Abstract: The three-dimensional flow field in a stirred tank of $\phi 0.5\text{ m}$, equipped with a draft tube and a coil heat exchanger of different layers(0,4,14,16,18,20,22 layers), was simulated using a Multiple Frames of Reference (MFR) method based on a standard k -turbulent model with CFX5.5.1 code. A CB Y propeller was used to pump the fluid (water) down. Results show that the predicted data are closely agreement with the experimental ones. The variations of the power number, flux number and the hydrodynamic loss of the propeller with increase in the number of coil layers were given, and the flow fields of the stirred tanks equipped with a heat exchanger between 0 layer and 22 layers of coil were compared.

Key words: stirred tank; power number; circulation flux number; numerical simulation

(责任编辑 云志学)