DOI: 10.3901/JME.2021.20.244

机械搅拌槽内非牛顿流体内流特性研究*

方玉建¹ 张敏² 孙先朋² 张金凤² 瞿晔飞¹

(1. 江苏大学京江学院 镇江 212000;

2. 江苏大学国家水泵及系统工程技术研究中心 镇江 212000)

摘要: 在工业生产中获得广泛应用的机械搅拌混合, 其流体大都是非牛顿流体, 具有与牛顿流体不同的流变性质(弹性效应, 剪切稀化以及剪切变稠), 所以急需对非牛顿流体情况下搅拌槽内的内流特性开展研究。基于 Lin-A315 桨型的粒子图像测速技术(Particle Image velocimetry, PIV)试验结果对搅拌槽内非牛顿流体的流场特性进行定常/非定常数值模拟, 研究不同质量分数的黄原胶溶液在不同搅拌速度下的轴面流速分布、湍动能分布、径向截线的流速剖面、所需要的搅拌混合时间以及搅拌能耗。结果表明, 数值模拟可以很好地模拟分析机械搅拌槽内非牛顿流体的流场特性; 提高搅拌速度可以增加槽内主循环流的范围和强度, 搅拌槽内涡的分布和湍动能分布范围也相应变大, 与 100 r/min 相比, 300 r/min 和 500 r/min 工况下的轴向速度最大值增加 3.6 倍和 5.9 倍, 所需要的混合时间缩短 0.46 倍和 0.36 倍; 增加黄原胶溶液的浓度会减小流场的主循环流范围, 增加速度梯度, 降低槽底区域循环速度, 所以与非牛顿流体溶液浓度的变化相比, 所需要混合时间对转速变化更为敏感; 另外提高搅拌速度会增加搅拌能耗, 因此对低浓度非牛顿流体宜选择中等转速、高浓度非牛顿流体宜选择高转速以有利于溶液混合和能源节约。

关键词: 机械搅拌槽; 非牛顿流体; PIV; 数值模拟; 流场特性

中图分类号: TQ027

Study on Internal Flow Characteristics of Non-Newtonian Fluids in Mechanical Stirred Tank

FANG Yujian¹ ZHANG Min² SUN Xianpeng² ZHANG Jinfeng² QU Yefei¹

(1. Jingjiang College, Jiangsu University, Zhenjiang 212000;

2. Research Center of Fluid Machinery Engineering and Technology, Jiangsu University, Zhenjiang 212000)

Abstract: Most of the fluids, involved in mechanical agitation widely applied in the industry, are non-Newtonian ones and have different rheological properties from Newtonian fluids (elastic effect, shear thinning and shear thickening), so there is an urgent need to study the internal flow characteristics of non-Newtonian fluids in a mechanical stirred tank. Based on the results of Lin-A315 particle image velocimetry (PIV) experiment results, steady and unsteady numerical simulations are carried out with non-Newtonian fluid in the stirred tank. The distribution of flow field, turbulent kinetic energy at the axial section, the flow velocity profile at the radial transversely line, the necessary mixing time and the corresponding energy consumption are investigated and compared with experiments for xanthan gum solution with different mass fractions at different speeds. The results show that the internal flow characteristics revealed by numerical simulation agrees quite well with experiment for non-Newtonian fluid in the stirred tank. Increasing the stirring speed, the range and size of the main circulation flow are enlarged, and the distribution range of vortex and turbulent kinetic energy in the tank is increased as well. Compared with 100 r/min, higher stirring speeds 300 r/min and 500 r/min lead to the maximum axial velocity increased by 3.6 times and 5.9 times, and the necessary mixing time shortened by 0.46 times and 0.36 times. As the concentration of xanthan gum rising, the main circulation range of the flow field shrunk, the velocity gradient increased, the circulating velocity in the bottom zone is reduced, so the necessary mixing time is more sensitive to the stirring speed than the concentration of non-Newtonian fluid. But increasing the stirring speed for non-Newtonian fluid will lead to higher

* 国家重点研发计划(2018YFB06061001)和江苏省重点研发计划(BE2019009-1)资助项目。20200305 收到初稿, 20210318 收到修改稿

energy consumption. Therefore, medium speed shall be preferred for low concentration non-Newtonian fluid and high speed be preferred in case of high concentration for better mixing performance and energy saving.

Key words: stirred tank; non-Newtonian fluid; PIV; numerical simulation; flow field characteristics

0 前言

机械搅拌装置应用广泛,在传热、传质和物质混合等方面起到重要的作用^[1-2]。污水处理、食品加工、医药和厌氧发酵等搅拌溶液多属于非牛顿流体^[3],而非牛顿流体具有的特殊流变特性使得它被混合时表现出和牛顿流体混合时不同的黏度特性^[4],因此不能按照牛顿流体搅拌装备设计的一些关联式来设计非牛顿流体的搅拌设备。要解决这一问题,必须深入了解非牛顿流体特性对机械搅拌装置流场分布的影响,做出有效改善,从而为机械搅拌装备的设计提供依据,达到更好的效果。

由于非牛顿流体流场试验测量比较困难,大多数学者都选择数值模拟研究^[5]。雷诺时均模拟法是目前比较有效的计算方法。BAKKER 等^[6]采用了标准 $k-\varepsilon$ 模型和 RNG $k-\varepsilon$ 模型研究了折叶桨搅拌槽的流场,通过对比分析结果得出,两种湍流模型对时均速度的计算结果几乎一致。MURTHY 等^[7]采用标准 $k-\varepsilon$ 模型分别研究了 Rushton 桨、六折叶桨和翼型桨搅拌槽内湍流流场,结果表明雷诺时均模拟法对流场的时均特性的模拟结果比较精确。洪厚胜等^[8]研究了搅拌桨桨叶高度对流场结构和功率消耗的影响,数值模拟结果和文献中报道的试验结果有较好的一致性。2018 年 ZAMIRI 等^[9]用尺度自适应湍流模型模拟了 Rushton 涡轮搅拌槽内的湍流流场,将模拟结果与试验结果对比分析了轴向和径向不同位置的时均速度分布和湍流特性,发现在轴向和径向的时间/空间域中可以清楚地捕捉到搅拌槽内流动的不稳定和脉动行为。合适的数值计算可以实现试验研究无法得到的整个结构的流场信息,同时还可以得出流场中的物理量随着时间或操作条件变化的分布关系,能更直观地了解流场变化同时节省大量的试验经费,为实际工程操作提供有价值的指导^[10-11]。

因此,本文基于非牛顿流体机械搅拌的可视化试验模型和流变试验,运用多重参考系的模拟方法,选取不同浓度的非牛顿流体和不同搅拌转速对 Lin-A315 桨型的搅拌槽进行数值模拟,深入分析非牛顿流体搅拌过程中的内流场特性变化规律,计算搅拌过程中不同工况所需要的机械能耗和混合时间

等,为非牛顿流体机械搅拌提供更科学合理的设计及运行方案参考。

1 数值模拟及 PIV 试验对比

1.1 试验过程

1.1.1 PIV 测试

本文采用粒子图像测速技术(Particle image velocimetry, PIV)^[12],测试系统见图 1,是美国 TSI 公司研发的 2D-PIV 测试系统^[13],整个系统由同步器、激光器、激光镜头、相机和装有图像处理软件的计算机组成^[14-15]。激光器经过激光镜头照射到搅拌槽里,相机连续拍摄多帧搅拌画面,通过同步器把这些图片传递给计算机。

图 1 PIV 试验系统图

通过摄像机捕捉到搅拌槽溶液中加入示踪粒子反射的绿色激光,利用图像处理软件处理粒子位移随时间变化获得粒子运动轨迹及速度,以此来获得搅拌槽内溶液流动的特点。试验实测图见图 2,图 2a 是黄原胶溶液调配成透明溶液之后的状态,图 2b 是加入示踪粒子搅拌之后观察到的示踪粒子分布情况。

图 2 PIV 试验

1.1.2 流变测试

试验流体选用具有很好的热稳定性的黄原胶溶液^[16], 经流变测试得到不同质量分数的黄原胶溶液的流变参数如表 1 所示, 即后续计算所用的参数。

表 1 不同质量分数的黄原胶溶液的流变参数

溶液	溶液浓度 w_1	屈服应力/Pa	稠度系数/(Pa·s ⁿ)	流变指数 n	剪切速度/(1/s)	密度/(kg/m ³)
黄原胶溶液	0.1	0.014	0.08	0.65	0.08~700	999.4
	0.2	0.016	0.22	0.58	0.02~700	999.0
	0.4	0.067	0.87	0.46	0.06~700	998.1

1.1.3 物理模型

本文选取平底圆柱型透明有机玻璃搅拌槽, 为了避免试验过程中激光会因圆柱曲面发生折射, 将搅拌槽放置并固定在 350 mm×350 mm×350 mm 方形有机玻璃容器内, 形成内圆外方的容器, 这是实测用图, 也是模拟用图(图 3)。

其中搅拌槽直径 $T=300$ mm, 研究涉及湍流流动, 故设置挡板, 挡板宽度 $B=25$ mm, 液面高度 $H=300$ mm, 搅拌桨离槽底高度 $C=100$ mm, 且 $T=H=3D$, $B=0.25D$, $C=D$ 。模拟结果将取 $y=0$ 截面和 $Z/H=0.27$ 截线位置进行深入分析。

(a) 搅拌槽尺寸(mm)

(b) 搅拌槽和桨叶相对位置(mm)

图 3 搅拌槽的装置图

选用 Lin-A315 桨作为试验和模拟桨型, 其设计参数参考文献[17], 搅拌桨直径 100 mm, 转轴直径 20 mm, 叶片规格为 50 mm×40 mm×4 mm, 其三维结构见图 4。

图 4 Lin-A315 搅拌桨结构示意图

1.2 数值模拟 CFD

1.2.1 计算域及网格划分

本文对圆柱形搅拌槽及 Lin-A315 搅拌桨全流场进行分析, 采用 Gambit 来对三维模型进行网格划分, 由于本试验不考虑桨叶应力分布, 所以对搅拌桨桨叶及四个挡板做零厚度处理, 该处理方法有助于提高网格质量。网格划分过程中, 为使用六面体结构化网格, 对流体区域进行分块处理, 包含搅拌桨的流动区域使用四面体非结构化网格, 其他区域采用六面体结构化网格, 经网格无关性分析, 网格总数为 5 632 471。

1.2.2 边界条件及计算设置

基于本课题前期研究, 本文采用 Realizable $k-\varepsilon$ 湍流模型对搅拌槽内黄原胶水溶液流场分布进行模拟, Realizable $k-\varepsilon$ 模型不仅保证了标准 $k-\varepsilon$ 模型的模拟效果而且扩大了其运用范围, 尤其是对于强烈旋转流和弯曲壁面流的处理^[18-19]。具体方程可参见文

献[20]。

边界条件的设定: 选用多重参考系法(Multiple reference frame, MRF), 区分搅拌桨和搅拌槽之间的相对运动, 在 Gambit 软件中将桨叶所在的区域设置为 moving-zone, 其他区域都设置为 stationary-zone; 将搅拌槽的顶部液面设置为 Symmetry 类型。

求解器的设定: 采用 Fluent 软件, 运用 3D 平行求解模式, Realizable $k-\varepsilon$ 湍流模型被采用, 材料根据表 1 利用 TUI 功能添加黄原胶溶液的流变参数(ρ 、 k 、 n 、 γ_0)。区分动静区域, 设置旋转速度, 以残差 10^{-4} 进行定常计算, 计算收敛后进行非定常计算。

1.1 PIV 试验结果及模拟结果对比分析

图 5 给出黄原胶浓度为 0.1% 时, 搅拌桨转速为 500 r/min 时, 在 $Z/H=0.27$ 位置处的试验和模拟的无因次化平均轴向流速分布图。图 5 中横坐标 R 代表搅拌槽最大直径, r 代表监测点实际位置, U_{tip} 是最高转速下螺旋桨每秒旋转的路程。

图 5 $Z/H=0.27$ 试验结果和模拟结果的无因次化轴向流速分布图

从图 5 中看出, Realizable $k-\varepsilon$ 模型模拟的无因次化轴向流速分布规律整体上和试验结果较为吻合。图 5 中的正负符号代表流向和 Z 轴方向相同或者反向, 可以发现流速沿轴向分布的趋势是先反向增大再减小, 模拟流速和试验流速分别在 $r/R=0.24$ 和 $r/R=0.26$ 时出现极大值, 在 $r/R=0.35$ 左右位置流速大小发生突变, 流速变化减缓, 即无因次化流速在搅拌桨附近增大, 远离搅拌桨时流速减小, 因主循环流的作用在边缘附近流速正向小幅度增大。从图 6 可以看出模拟速度流场云图与试验速度云图分布吻合, 最大速度出现范围、速度涡的位置及搅拌区域以上的速度流向一样。

图 6 试验和模拟速度流场云图比较

取图 5 中较有代表性的误差点做误差分析见表 2。

表 2 误差表

P1	P2	P3	P4	P5	P6	平均误差
0.94	0.35	0.47	0.34	0.15	1.75	0.43

经误差分析可知, 通过 CFD 模拟的非牛顿流体机械搅拌的平均误差为 0.43, 和试验所得云图呈现出相似趋势。

2 计算结果分析

2.1 搅拌桨转速对内流场特性的影响

2.1.1 速度流场分布

流场分布可以直观反映流场结构(图 7), 给出了搅拌桨在三种不同搅拌速度($n=100$ r/min, $n=300$ r/min, $n=500$ r/min)下搅拌同一浓度($w_t=0.1\%$)的黄原胶溶液在 $y=0$ 截面的速度流场分布图。

图 7 不同转速下速度流场分布图

可以看出搅拌桨三种不同搅拌速度所激发的流场结构存在很大不同,首先在搅拌桨底部区域,整个主循环流的旋转中心位置不同,在搅拌桨转速为 100 r/min 时,主循环流的旋转中心位置明显较高,几乎和搅拌桨高度一样,轴向距离(0.04~0.2 m)较小,这种情况说明搅拌桨转速低的情况下易出现搅拌桨底部区域搅拌不均匀的现象;同时在搅拌槽底部形成反转向小循环流,主要因为桨叶的倾斜角度使主循环流具有径向速度,主循环流未到达槽底部,其流向就发生偏转;在搅拌桨转速为 300 r/min 和 500 r/min 时,主循环流的中心位置较低,轴向距离分别为(0.02~0.22 m)和(0~0.3 m),说明搅拌槽底部区域也被搅动起来,500 r/min 转速下搅动范围更广。在搅拌桨转速 100 r/min 和 300 r/min 时,在搅拌槽上部区域有明显的反向流产生,但位置不同,通过流线分布可知流体处于混流状态,而搅拌桨转速达到 500 r/min 时,搅拌槽上部区域的反向流现象消失,说明此时主流场覆盖整个搅拌槽。

结合速度云图发现,搅拌桨转速越大,流体的运动速度整体越大,从局部来看,高速流体的范围随着主循环流范围的变化而变化。

2.1.2 流速分布

基于流固耦合原理,在搅拌桨结构对流场的影响下,图 8 为不同搅拌速度下($n=100$ r/min, $n=300$ r/min, $n=500$ r/min)搅拌桨混合同一质量分数($w_t=0.1\%$)黄原胶溶液在 $Z/H=0.27$ 截线的轴向速度和径向速度沿径向的变化规律。图中 $R=0.15$,即搅拌槽最大直径, r 代表监测点实际位置, $U_{up}=2.6$ 是

最高转速下螺旋桨每秒旋转的路程。

图 8 不同转速下速度沿径向变化分布图

观察轴向速度图 8a,轴向速度呈现先增大后减小的趋势,可以发现,在 100 r/min 的转速下轴向速度大小在 $r/R=0.3$ 左右时达到最大,此时计算出 $r_0=0.045$ m,极大值为 0.177 m/s,在 300 r/min 和 500 r/min 转速下轴向速度极大值出现在 $r/R=0.25$ 左右,此时计算出 $r_1=0.0375$ m,极大值分别为 0.645 m/s 和 1.039 m/s,在 $r/R=0.35$ 左右时减小到基本稳定,此时计算出 $r_1=0.0525$,而搅拌桨半径 $r=0.05$,说明轴向速度在搅拌桨中心位置左右达到反向最大,在搅拌桨最大边缘处完成速度的大小变化过程,在搅拌桨边缘到搅拌槽壁的范围内,轴向速度变化不大,搅拌桨覆盖范围内的流场速度变化范围和搅拌桨大小基本一致,此现象也可以从图 7 中的速度云图看出。

从轴向速度图 7a 还可以看出,不同搅拌转速产生的轴向速度流线图有所差异,低转速情况下轴向速度在搅拌桨边缘处达到最大,整条线相对较平稳,高转速情况下轴向速度偏离轴的方向上前变化趋势相似,仅在大小上有所差别,后半段更高转速的情况下轴向速度变化明显,说明高转速下,边缘流体也被搅动。

从径向速度图 8b 可以看出,同一浓度的黄原胶溶液在搅拌桨的不同转速下的径向速度变化趋势和

轴向速度变化趋势相反, 径向速度没有随着搅拌桨覆盖范围的变化而发生明显变化, 反而在越靠近搅拌槽壁的过程中发生越来越明显的变化, 因此考虑径向速度受搅拌桨旋转的影响较小; 图中径向速度的正值代表其方向和 x 轴的正向同向, 负向代表相反方向, 100 r/min 转速下的径向力全部为正, 说明搅拌激起的漩涡会往 x 轴正方向移动, 漩涡中心在所截取的线下方, 和图 7a 相互印证, 而 300 r/min 和 500 r/min 转速下的径向力除了螺旋桨附近, 几乎全部为负, 这与图 7b 和图 7c 中涡的变化相符合。

2.1.3 湍动能分布

湍动能是反映湍流脉动强度的主要物理量, 图 9 是浓度为 0.1% 的黄原胶溶液在不同的搅拌速度下 $y=0$ 截面上流场的湍动能分布。

图 9 不同转速下流场的湍动能分布图

观察图 9, 发现搅拌桨转速的增加对搅拌槽流场湍动能强度的增加产生明显影响, 最大湍动能区

域位置发生变化, 随着旋转速度的增加逐渐趋向搅拌区域下方, 湍动能的变化范围也随着转速增加而增加, 搅拌槽内壁边缘对流场的影响随搅拌转速的增加愈加明显。观察等值线分布, 发现 100 r/min 和 300 r/min 两个转速的湍流数量级在一个等级, 最大湍动能不超过 0.01 J, 500 r/min 转速的最大湍动能不超过 0.12 J, 量级差了 10 倍, 说明 500 r/min 转速所激发的湍动能强度较大。

2.2 非牛顿流体浓度对流场混合的影响

2.2.1 速度流场分布

图 10 是搅拌桨在相同搅拌速度($n=500$ r/min)下搅拌不同浓度($w_t=0.1\%$, $w_t=0.2\%$, $w_t=0.4\%$)的黄原胶溶液在 $y=0$ 截面上的速度流场分布图。可见, 时均流场分布和流线分布明显受到黄原胶溶液的流变特性的影响, 随着黏度的增大, 流体的流向逐渐向径向偏移, 非牛顿流体的轴向速度在减小, 主循环流旋转中心向上偏移。

图 10 不同浓度溶液的速度流场分布图

0.1%浓度时,搅拌桨旋转可以带动整个槽内流体充分混合,(0~0.3 m)范围的轴向带动,0.2%浓度时,轴向带动范围变小(0.016~0.216 m),槽顶部分形成反向流动,0.4%浓度时,轴向带动范围更小(0.026~0.186 m),此时槽的顶部和底部区域均出现反向流,且反向流分层明显,反向循环流在搅拌槽顶部和底部范围变大,几乎搅不动槽的顶部和底部的溶液,并且随着浓度增大,低流速覆盖范围逐渐增加,槽底部区域流体流速明显降低。结合速度云图可以看出,高浓度溶液的槽底部和槽顶部区域的非牛顿流体的流速较低,部分区域甚至为 0,易形成没有搅动到的死水区,不利于非牛顿流体的混合。

2.2.2 流速分布

图 11 是搅拌桨在转速为 500 r/min 下 0.1%、0.2%、0.4%浓度的黄原胶溶液在 $Z/H=0.27$ 截线上的轴向速度和径向速度沿径向变化的分布图,从图 11a 可以发现,在同一搅拌速度下,轴向速度大小的变化趋势基本一致,轴向速度的最大速度位置却不相同,0.2%浓度的在 $r/R=0.22$,0.1%浓度的最大位置在 $r/R=0.25$,0.4%浓度的在 0.285,结合图 11b 发现,在黄原胶溶液浓度为 0.2%时,其径向速度方向为负,在位置 $r/R=0.2$ 时,出现相对极大值,在浓度为

图 11 不同浓度溶液速度沿径向变化分布图

0.1%时,其径向速度方向为负,整条径向速度图的前半段变化缓慢,没有相对极大值的出现,这也是造成图 11a 中 0.2%浓度相比较 0.1%浓度向左移的原因,在浓度为 0.4%时,其径向速度的方向先正后负,在 $r/R=0.28$ 时出现正向极大值,和图 11a 对比,解释了 0.4%浓度的轴向速度图右偏。

总之,除了高浓度溶液的极值位置有所不同,非牛顿流体溶液浓度的变化对最大轴向速度的大小和变化趋势的影响不大,径向速度的变化范围整体较小,在高溶液浓度下,径向速度在搅拌桨中间位置左右($r/R=0.3$)出现极值。

2.2.3 湍动能分布

图 12 是搅拌桨在转速为 500 r/min 的转速下浓度在 0.1%、0.2%、0.4%的黄原胶溶液的流场湍动能分布图。观察图 12,发现当黄原胶溶液浓度增加即非牛顿流体的流变指数减小,搅拌槽内的湍动能分

图 12 不同浓度溶液的流场湍动能分布图

布趋势有所变化,首先,0.1%浓度的黄原胶溶液的湍动能变化梯度较小,浓度大的溶液,其湍动能变化梯度越大,其次,0.4%浓度的黄原胶溶液的最大湍动能较大,湍动能的分布区域小且覆盖不到搅拌槽底部,出现这种现象的原因是溶液流变指数小,搅拌桨搅拌过程中需要克服的剪切力更大,力矩的传递范围也较小。

2.3 混合时间和机械搅拌能耗

2.3.1 混合时间

混合时间是流场达到设定均匀度所需要的搅拌时间。在 CFD 定常数值模拟的结果基础上进行非定常计算,设定流场均匀度为 95%时流场为完全均匀,利用 Fluent 中的 UDS(User define scalar) 结合“patch”功能,在流场内加入示踪剂,监测示踪剂浓度确定混合时间。本文笛卡儿坐标系原点以槽底圆心为坐标原点,液柱高度方向为 z 方向,相互垂直的挡板所在截面分别为 x 方向及 y 方向。示踪粒子填充位置为(0.1, 0, 0.25)。利用“Mark”功能在流场内划分半径为 0.005 m 的球型区域用于填充示踪粒子。

对整个内流场内示踪粒子的最大浓度 $c_{\max}$ 与最小浓度 $c_{\min}$ 随时间的变化趋势进行监测。图 13 为流场内示踪粒子最大浓度与最小浓度的变化趋势。

图 13 0.1%浓度黄原胶溶液在不同转速下的流场混合时间

起初流场内加入示踪粒子时,其最大浓度为“1”,由图 13 可知,随着搅拌的不断深入,流场内示踪粒子最大浓度逐渐减小,最小浓度逐渐增大,直至二者趋于相等并保持动态平衡。观察同一浓度下不同转速的流场混合时间图,在 100 r/min、300 r/min、500 r/min 的转速下混合时间分别是 28 s、13 s 和 10 s,说明搅拌速度越快,非牛顿流体混合时间越短,并且在高转速区段,混合时间减少缓慢,但当转速降低时,混合时间迅速增加,即混合效率急剧下降。

为了更好地观察比较相同转速下(500 r/min)不同质量分数(0.1%、0.2%和 0.4%)的黄原胶溶液充分混合所需要的时间,通过 Fluent 分别给 0.1%、0.2%和 0.4%的质量分数溶液设置半径为 0.005 m、0.01 m 和 0.015 m 的球型区域用于填充示踪粒子,经过模拟得出其混合时间分别是 9.6 s、9.65 s 和 11 s,观察图 14,发现在 500 r/min 的转速下,不同浓度的溶液混合时间虽然不同,但是混合曲线的趋势几乎一样,和图 13 进行对比,发现转速对搅拌混合曲线的变化趋势影响很大,而溶液浓度对其影响较小。

图 14 不同浓度黄原胶溶液在 500 r/min 转速下的流场混合时间

在此转速区间,随着黄原胶溶液浓度的增加,混合时间的增加变缓,尤其是从 0.1%的质量分数到 0.2%的质量分数,即混合效率降低缓慢,说明高转速的搅拌可以一定程度上克服溶液的浓度给混合时间带来的影响。

2.3.2 机械搅拌能耗分析

功率准数功率采用式(1)、(2)计算

$$n_p = \frac{P}{\rho n^3 d^5} \quad (1)$$

$$P = 2\pi n T \quad (2)$$

式中, n 为转速(r/min); T 为转矩(N·m); d 为搅拌桨直径(m); ρ 为流体密度(kg/m³)。

表 3 机械搅拌功率

参数	浓度 0.1%			浓度 0.2%	浓度 0.4%
	转速 100 r/min	转速 300 r/min	转速 500 r/min	转速 500 r/min	转速 100 r/min
转矩 $T/(N \cdot m)$	0.006 18	0.052 81	0.126 18	0.145 21	0.144 62
功率 P/W	3.880 68	99.498 40	396.215 28	455.966 50	454.098 76

从表 3 可以看出, 在相同的非牛顿流体溶液浓度下, 转速越大机械搅拌所需要的功率越大, 明显呈现正相关关系, 和 100 r/min 相比, 300 r/min 转速下所需要搅拌功率是其 25.6 倍, 500 r/min 转速下所需要搅拌功率是其 103.1 倍; 在相同的转速条件下, 非牛顿流体溶液浓度增加的过程中, 搅拌所需要功率越大, 但不存在明显的正相关关系。在高转速状态下, 0.4% 浓度搅拌所需要的功率反而比 0.2% 浓度所需要的功率小一点, 考虑高浓度溶液情况下, 非牛顿溶液黏性大, 搅拌桨搅不动。

3 结论

本文以黄原胶溶液作为具有透明性的非牛顿流体, 通过流变试验分析其流变特性, 利用 PIV 技术对机械搅拌槽内非牛顿流体的流场特性进行试验研究, 根据试验结果验证了基于 Realizable $k-\epsilon$ 模型的 CFD 模拟的正确性, 完成了对不同搅拌转速和不同非牛顿流体浓度的搅拌桨内部流场变化的分析, 得到以下结论。

(1) 针对 Lin-A315 桨型, 流场的桨叶下部区域轴向流速较大, 混合物不易于沉积, 但是搅拌桨上部区域的流场流速较小, 局部区域易形成隔离区域, 不利于流体的混合。

(2) 对于牛顿流体, 转速增大导致流场能量输入增大, 不改变流场的流型; 但因非牛顿流体具有特殊的流变特性, 当转速变化时引起流体的剪切速率变化使搅拌槽内流体黏度发生变化, 从而使流场的流型发生变化。增大转速可以使流场流速增大, 主循环流影响范围增大, 湍动能增大, 有利于非牛顿流体的混合。

(3) 流体的流变性质对流场也有较大影响, 随着流变指数的减小, 即流场流体黏度的增大, 使流场的主循环流区域和流速减小, 同时在槽底部形成流速较小的反向循环流, 导致搅拌桨附近的流体湍流强烈, 其他区域的流体近似缓慢层流甚至静止, 故对于流变指数较低的流体, 应适当地增大搅拌速度。

(4) 在稳态流场基础上, 模拟分析同一浓度的非牛顿流体溶液在不同转速下和不同浓度非牛顿流体在同一转速下的混合时间, 发现混合时间随着搅拌速度的增大而减小, 随着非牛顿流体溶液浓度的增大而增大。随着搅拌转速降低, 所需要的混合时间急剧增多, 但在高转速下(500 r/min), 随着非牛顿流体溶液浓度增加, 所需要的混合时间缓慢增加。

参 考 文 献

- [1] BUFFO A, VANNI M, MARCHISIO D L. Multidimensional population balance model for the simulation of turbulent gas-liquid systems in stirred tank reactors[J]. Chemical Engineering Science, 2012, 70(10): 31-44.
- [2] 王凯, 虞军. 搅拌设备[M]. 北京: 化学工业出版社, 2003.
WANG Kai, YU Jun. Stirring equipment[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2003.
- [3] EIN-MOZAFFARI F, UPRETI S R. Using ultrasonic Doppler velocimetry and CFD modeling to investigate the mixing of non-Newtonian fluids possessing yield stress[J]. Chemical Engineering Research & Design, 2009, 87: 515-523.
- [4] 栾德玉, 张盛峰, 郑深晓, 等. 基于流固耦合的错位桨搅拌假塑性流体动力学特性[J]. 化工学报, 2017, 68(6): 2328-2335.
LUAN Deyu, ZHANG Shengfeng, ZHENG Shenxiao, et al. Dynamic characteristics of impeller of perturbed six-bent-bladed turbine in pseudoplastic fluid based on fluid-structure interaction[J]. CIESC Journal, 2017, 68(6): 2328-2335.
- [5] 韩丹, 李龙, 程云山, 等. 现代搅拌技术的研究进展[J]. 食品与机械, 2004, 20(4): 31-34.
HAN Dan, LI Long, CHENG Yunshan, et al. Research development of modern stirring technology[J]. Food and Machinery, 2004, 20(4): 31-34.
- [6] BAKKER B, VAN DEN AKKER H E A. Single-phase flow in stirred reactors[J]. Chemical Engineering Research & Design, 1994, 72(4): 583-593.
- [7] MURTHY B N, JOSHI J B. Assessment of standard $k-\epsilon$, RSM and LES turbulence models in a baffled stirred vessel agitated by various impeller designs[J]. Chemical Engineering Science, 2008, 63(22): 5468-5495.
- [8] 洪厚胜, 张庆文, 万红贵, 等. 搅拌生物反应器混合特性的数值模拟与试验研究[J]. 过程工程学报, 2005, 5(2): 131-134.
HONG Housheng, ZHANG Qingwen, WAN Honggui, et al. Numerical simulation and experimental study on mixing characteristics of stirred bioreactor[J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2005, 5(2): 131-134.
- [9] ZAMIRI Ali, CHUNG Jin. Numerical evaluation of turbulent flow structures in a stirred tank with a Rushton turbine based on scale-adaptive simulation[J]. Computers & Fluids, 2018, 170(18): 236-248.

- [10] MERONEY R N, COLORADO P E. CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks[J]. *Water Research*, 2009, 43(4): 1040-1050.
- [11] AMEUR H. Agitation of yield stress fluids in different vessel shapes[J]. *Engineering Science & Technology an International Journal*, 2016, 19(1): 189-196.
- [12] 徐玉明, 迟卫, 莫立新. PIV 测试技术及其应用[J]. *舰船科学技术*, 2007, 29(3): 101-105.
XU Yuming, CHI Wei, MO Lixin. PIV test technology and its application[J]. *Ship Science and Technology*, 2007, 29(3): 101-105.
- [13] SHARP K V, ADRIAN R J. PIV study of small-scale flow structure around a Rushton turbine[J]. *AIChE*, 2001, 47(4): 766-778.
- [14] KHAN F R, RIELLY C D, BROWN D A R. Angle-resolved stereo-PIV measurements close to a down-pumping pitched-blade turbine[J]. *Chemical Engineering Science*, 2006, 61(9): 2799-2806.
- [15] CHUNG K H K, BARIGOU M, SIMMONS M J H. Reconstruction of 3-D flow field inside miniature stirred vessels using a 2-D PIV technique[J]. *Chemical Engineering Research & Design*, 2007, 85(5): 560-567.
- [16] SONG K W, KIM Y S, CHANG G S. Rheology of concentrated xanthan gum solutions: Steady shear flow behavior[J]. *Fibers & Polymers*, 2006, 7(2): 129-138.
- [17] JUNKER B H, STANIK M, BARNA C, et al. Influence of impeller type on mass transfer in fermentation vessels[J]. *Bioprocess Engineering*, 1998, 19(6): 403-413.
- [18] SHIH T H, LIOU W W, SHABBIR A, et al. A new kappa-epsilon eddy viscosity model for high Reynolds number turbulent flows[J]. *Computers and Fluids*, 1995, 24(3): 227-238.
- [19] KIM S E, CHOUDHURY D, PATEL B. Computations of complex turbulent flows using the commercial code fluent[J]. *Modeling Complex Turbulent Flows*, 1999: 259-276.
- [20] 李鹏飞, 徐敏义, 王飞飞. 精通 CFD 工程仿真与案例实战[M]. 北京: 人民邮电出版社, 2011.
LI Pengfei, XU Minyi, WANG Feifei. Proficient in CFD engineering simulation and case practice[M]. Beijing: People's Posts and Telecommunications Press, 2011.

作者简介: 方玉建, 男, 1976 年出生, 博士, 讲师。主要研究方向为流体机械水力设计优化及内部流动特性。

E-mail: eugenef@126.com

张金凤(通信作者), 女, 1981 年出生, 博士, 研究员。主要研究方向为流体机械水力设计优化及内部流动特性。

E-mail: zhangjinfeng@ujs.edu.cn