

新型钾盐结晶器内部流场模拟及性能预测

李 昭 王文瑞* 张佳明

(北京科技大学 机械工程学院, 北京 100083)

摘 要: 由于钾盐结晶器内部流动的复杂性及流域的多态性,通过实验测量很难得到其流场形态。应用计算流体力学仿真技术,对某新型钾盐结晶器在连续结晶过程中形成的流场进行数值模拟,模拟连续结晶过程的晶体悬浮及固液相混合流动状态,得到了结晶器在不同搅拌速度下的内部流场速度分布、流线图、压力分布及固相悬浮状态分布等信息。模拟结果表明,搅拌速度对结晶器内部的流场分布具有明显的影响,通过比较流场特征确定能够使此新型结晶器运行经济合理的搅拌速度为 40 ~ 45 r/min,与厂家的测试结果相吻合。本文研究结果可为确定结晶器合适的电机功率奠定基础,为结晶器在不同搅拌速度下的性能预测提供参考依据。

关键词: 新型钾盐结晶器; 流场模拟; 搅拌速度; 性能预测

中图分类号: TH6; TP391.9; TQ115 **DOI:** 10.13543/j.bhxbzr.2018.03.005

引 言

目前在钾盐行业应用最为广泛的结晶器是 DTB 型结晶器^[1],该型结晶器在工作时搅拌速度会影响循环结晶效果和传热传质能耗,因此掌握结晶器内各种搅拌速度下的流场特征、确定合适的搅拌速度很有必要^[2]。目前的文献表明,人们大多通过经验与实验测量相结合的方法来确定合适的搅拌速度,但由于结晶器内流动的复杂性及流域的多态性,采用这些方法耗时费力,效率很低^[3-5]。

利用计算流体力学(CFD)数值模拟技术得到结晶过程所需数据已经被机械工程与流体力学领域的研究者们广泛采用。Sha 等^[6]的研究表明,固体悬浮状态对结晶过程的影响很大,固液相的流场信息是固体悬浮状态的外部基础。因此,CFD 数值模拟技术可以作为研究结晶过程中流场特性和固体颗粒悬浮状态的有力工具^[7-8]。已有研究者通过相关实验及激光测速技术等验证了 CFD 模拟流场分布及固体悬浮状态分布的准确性^[9-11]。

研究的新型钾盐结晶器是 DTB 型结晶器的改良形式^[12],它克服了 DTB 型结晶器料浆浓度低、

结晶颗粒小和颗粒循环差的不足,扩大了进料粒度,提高了结晶生产效率。应用计算流体力学仿真技术,对该新型钾盐结晶器内部三维流场进行数值模拟,模拟连续结晶过程中的晶体悬浮及固液相混合流动状态,并将大粒度晶体颗粒视为直径 15 mm 的颗粒,选择了经验工作转速范围内的 5 个工况,明确了不同转速下结晶器内的流场特征,根据计算结果确定结晶器运行经济合理的搅拌速度。

1 新型钾盐结晶器的结构与工作原理

以某新型钾盐结晶器为研究对象,将结晶器划分为循环区、结晶区和排料区,结晶器模型如图 1 所示。结晶器外筒、导流筒、给料挡板、碗形挡板与结晶器本体固定连接,两个搅拌装置通过支架和轴承与结晶器本体连接,在结晶器本体的上端设有母液溢流口,底部设有排料口,碗形挡板位于导流筒正下方,底部呈中间高四周低的拱形结构,底部四周设有物料连通孔。碗形挡板上端直径大于外筒下端直径,碗形挡板底部直径与导流筒下端直径相等。结晶器中央有一上部为倒圆台体、下部为圆柱体的导流筒,外筒和导流筒形状类似,下端设有碗型挡板^[12]。

结晶器工作时,物料从给料挡板内的进料口进入循环区,大部分物料在主搅拌装置的推动作用下向上流动,到达液面后沿着环形缝隙向下流动,在碗

收稿日期: 2018-01-02

基金项目: 中央高校基本科研业务费(FRF-GF-17-B21)

第一作者: 男,1993年生,硕士生

* 通信联系人

E-mail: gmbitrrw@ustb.edu.cn

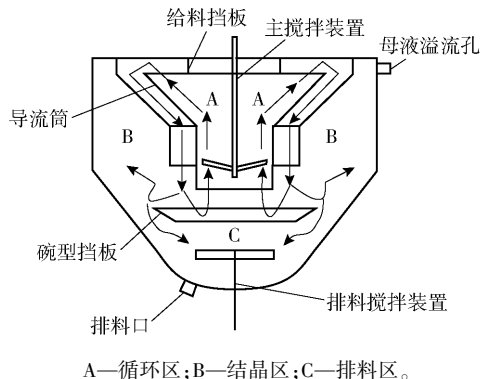


图1 结晶器模型图

Fig. 1 Model of the crystallizer

型挡板处停留时又被高速旋转主搅拌装置的负压吸入导流筒内向上流动,从而在循环区形成一个闭路循环;过饱和母液流向结晶区,结晶后矿浆流向排料区,当排料不充分时,部分溶液从分解溢流口排出。晶体在循环过程中混合良好后,再通过调节影响结晶动力的工艺条件控制溶液过饱和度和晶体生长速率,进而使料浆在此循环过程中不断生长出粒度大而均匀的晶体。

2 结晶器内流场求解模型

2.1 连续性方程

连续性方程由质量守恒定律推导得出,方程如式(1)所示^[13]

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon \rho_j) + \nabla \cdot (\varepsilon \rho_j \mathbf{u}_j) = 0 \quad (1)$$

式中, \mathbf{u}_j 为 j 相的速度, m/s; ε_j 为 j 相的体积分数; ρ_j 为 j 相的密度, kg/m³; j 为 1 时, 代表液相, j 为 s 时, 代表固相; ∇ 为拉普拉斯算子, $\nabla = \sqrt{\frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}}$ 。

2.2 动量方程

动量方程由动量守恒定律推导出, 方程如式(2)所示^[13]

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon \rho_j \mathbf{u}_j) + \nabla \cdot (\varepsilon \rho_j \mathbf{u}_j \mathbf{u}_j) = \nabla \cdot \{ \varepsilon \mu_{\text{eff},j} (\nabla \mathbf{u}_j + (\nabla \mathbf{u}_j)^T) \} + C_{js}^{(d)} (\mathbf{u}_s - \mathbf{u}_j) - \varepsilon_j \nabla p_j + \varepsilon_j S_a \quad (2)$$

式中, p_j 为压力, Pa; $\mu_{\text{eff},j} (\nabla \mathbf{u}_j + (\nabla \mathbf{u}_j)^T)$ 表示流体受到的剪应力, N/m²; S_a 为将传递方程写成通用形式而产生的源相; $C_{js}^{(d)} (\mathbf{u}_s - \mathbf{u}_j)$ 表示相间作用力, N, 主要指固相和液相之间的各种相互作用力, 包括湍

流阻力、曳力和形体阻力等。为了简化模拟, 仅考虑起主要作用的曳力, 相间动量传递系数 $C_{js}^{(d)}$ 由式(3)估算

$$C_{js}^{(d)} = \frac{3}{4} \frac{C_D}{d} \varepsilon \rho_l |\mathbf{u}_s - \mathbf{u}_j| \quad (3)$$

系数 C_D 可有多种模型, 本文使用 Schiller 等^[14] 的模型

$$C_D = \max \left[\frac{24}{Re} (1 + 0.15 Re^{0.687}), 0.44 \right] \quad (4)$$

式(4)中雷诺数 Re 定义为

$$Re = \frac{\rho_l |\mathbf{u}_s - \mathbf{u}_j| d_s}{\mu_l} \quad (5)$$

式中, μ_l 为液相的黏度, d_s 为颗粒直径。

2.3 湍流模型的选择

在绝大多数情况下, 钾盐结晶器内的流动状态为湍流, 而 $k-\varepsilon$ 模型是目前应用最为广泛的两方程湍流模型, 因此本文的液相应用 $k-\varepsilon$ 模型来模拟结晶器内流体的湍流流场情况。模型中湍流黏度定义为 $\mu_t = c_\mu \rho k^2 / \varepsilon$, 其中 c_μ 为常数, k 是湍动能, ε 是湍动能的耗散率。通过 $k-\varepsilon$ 湍流模型计算液相的湍动能和耗散率, 同时忽略分散粒子对液相的影响。与这些参数有关的输运方程为

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_l \varepsilon_1 k) + \nabla \cdot (\rho_l \varepsilon_1 \mathbf{u}_1 k) = \nabla \cdot \left(\varepsilon_1 \frac{\mu_t}{\sigma_k} \cdot \nabla k \right) + \varepsilon_1 \mu_t \left[\nabla \mathbf{u}_1 + \nabla (\mathbf{u}_1)^T \right] : \nabla \mathbf{u}_1 - \rho_l \varepsilon_1 \varepsilon \quad (6)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_l \varepsilon_1 \varepsilon) + \nabla \cdot (\rho_l \varepsilon_1 \mathbf{u}_1 \varepsilon) = \nabla \cdot \left(\varepsilon_1 \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \cdot \nabla \varepsilon \right) + c_1 \varepsilon_1 \mu_t \left\{ \left[\nabla \mathbf{u}_1 + \nabla (\mathbf{u}_1)^T \right] : \nabla \mathbf{u}_1 \right\} : \frac{\varepsilon}{k} - \rho_l \varepsilon_1 c_2 \frac{\varepsilon^2}{k} \quad (7)$$

涉及方程(6)、(7)中的常数 $c_1 = 1.44$, $c_2 = 1.92$, $c_\mu = 0.09$, $\sigma_k = 1.0$, $\sigma_\varepsilon = 1.0$ 。

固相的湍流模型采用零参数模型, 模型中定义 $\mu_t = \rho f_\mu U_t I_t$, 其中, f_μ 为常数, 取值 0.01; U_t 采用流场中的最大流速; $I_t = \frac{(V_D)^{\frac{1}{3}}}{7}$, V_D 为结晶器的体积。

3 结晶器内流场模拟及其验证

3.1 结晶器内流场模拟

结合结晶器实际工况, 按照 1:1 建模。建模时考虑到结晶产品在排料搅拌装置的作用下直接从底部排出, 排料搅拌装置附近流场信息与结晶器内整体

流场关系不大,为减小计算量及简化模型,建模时只考虑循环区、结晶区及不含排料搅拌装置的排料区,并将底面设为出口。采用双流体模型将流体定义为连续相,将颗粒视为拟流体定义为分散相。对结晶器进行分区域划分网格并对主搅拌装置附近网格进行加密,网格数量为 2 063 860 个,模型网格划分结果如图 2 所示,网格划分结果三维图见图 2(a),取得中心截面的网格划分结果见图 2(b)。

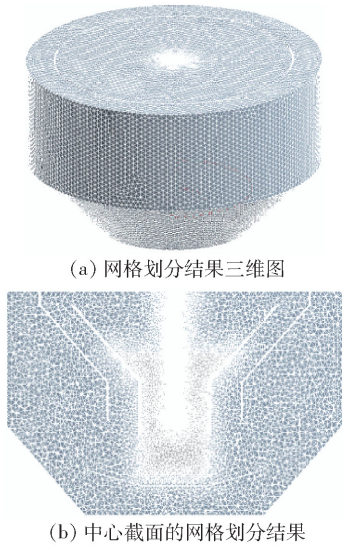


图 2 模型网格划分

Fig. 2 Model meshing

将连续的结晶过程简化为单一粒度晶体悬浮及固、液相混合流动状态的模拟,流体密度设定为 $1\,250\text{ kg/m}^3$,黏度 $0.005\text{ Pa}\cdot\text{s}$;颗粒密度 $1\,800\text{ kg/m}^3$,黏度设定为无限小;结晶器顶端进料口定义为速度入口 (velocity-inlet),流速 0.167 m/s ;底端定义为压力出口 (pressure-outlet)。在所研究工况中,进料颗粒体积分数为 32%,大粒度晶体颗粒视为直径 15 mm 的单一粒度,搅拌速度 50 r/min 。

固、液相的流场分布情况是固体悬浮和结晶的基础,因此结晶器内部的流场分布对结晶过程非常重要。结晶器内部液、固相的流场速度矢量分布及中心截面流线图分别见图 3~5。流场速度矢量分布在结晶器循环区变化最为显著,湍流程度较强,固、液相流速在循环区远远大于其他区域。结合流线图(图 5)可知,在循环区上两相速度场的循环情况明显,这表明在此工况下的结晶器内有足够的循环强度;固相流场速度分布同液相大致相同,但固相的最大速度要比液相的小 0.677 m/s 。

由图 6 的流场压力分布图可见,结晶器内压力

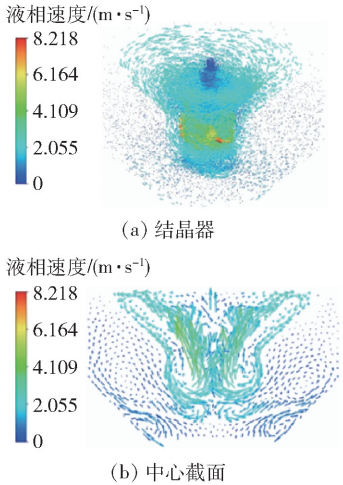


图 3 液相流场速度矢量分布

Fig. 3 Velocity vector distribution in the liquid phase flow field

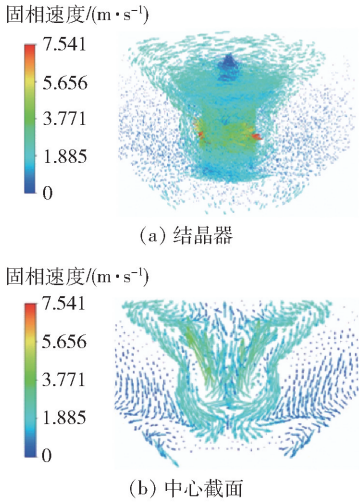
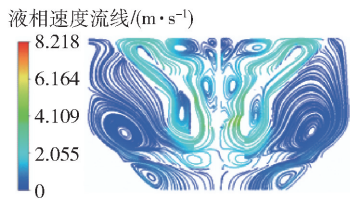


图 4 固相流场速度矢量分布

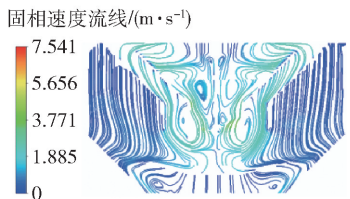
Fig. 4 Velocity vector distribution in the solid phase flow field

在循环区变化较大($65\,950\sim101\,900\text{ Pa}$ 范围波动),这是因为在循环区不同位置的两相速度和固相含量都不同,而在其他区域的变化较小;碗型挡板上面及底料排料区的压力值为 $100\,000\text{ Pa}$ 左右,是因为此处颗粒较多,压力较大;主搅拌装置的桨叶底部压力最小,为 $65\,950\text{ Pa}$ 。

固体悬浮状态直接影响结晶效果,结晶器内的固体悬浮状态分布如图 7 所示。从模拟结果可以看出,在此工况下有足够的动力推动固体在结晶器内形成循环,固体颗粒集中分布在循环区,且比较均匀,在其他区域的分布很少;固相体积分数在循环回



(a) 中心截面液相



(b) 中心截面固相

图5 中心截面流场液、固相流线图

Fig. 5 Streamlines of liquid and solid phase flow field in the central section

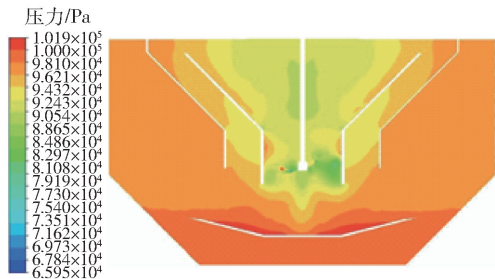


图6 流场压力分布

Fig. 6 Pressure distribution in the flow field

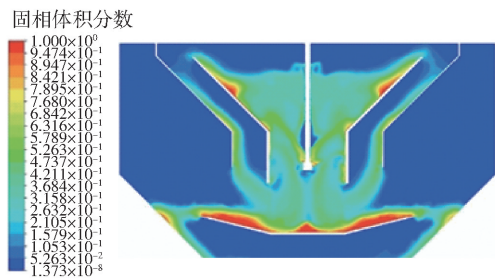


图7 固体悬浮状态

Fig. 7 Solid suspension state

路的区域都能达到 20% 以上,说明颗粒很多,只有少量停留在碗型挡板处。在结晶区分布的基本上都是液相,固相含量几乎为 0。

3.2 流场求解模型验证

用所选的流场求解方法模拟文献[11]中在一定操作条件下 DTB 型工业结晶器内的流场,得到液相流场的速度矢量分布见图 8,流场模拟结果与文献结果基本一致,速度场分布误差为 3.2%。证明本文的 CFD 仿真方法合理有效,结果可信。

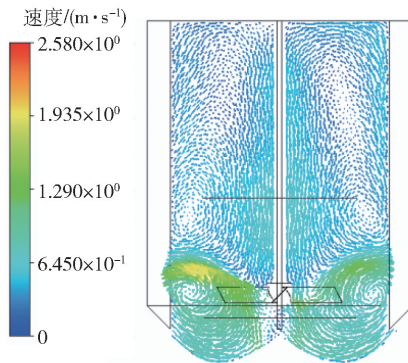


图8 液相流场速度矢量分布

Fig. 8 Velocity vector distribution in the liquid phase flow field

4 不同搅拌速度下的仿真结果与讨论

4.1 模型设置

结晶过程的好坏在很大程度上取决于结晶器内部的流场分布,只有固体充分悬浮及流场均匀循环分布,才能保证良好的结晶。因此选择搅拌速度为 60 r/min、50 r/min、45 r/min、40 r/min、30 r/min 的 5 种工况,考查这 5 种工况下结晶器内部的流场特征,其中转速为 50 r/min 的流场特征见图 3~7。

由结晶器内流场模拟可知,结晶器内的流场变化主要表现在循环区,循环区的流场分布对结晶过程影响最大,因此本文重点分析循环区的流场。为了便于对流场模拟结果进行量化分析比较,选择了轴向中心截面上结晶器循环路径的 8 个典型位置,如图 9 所示。当该点的速度方向与循环路径一致时,取值为正,当 8 个点取值都为正时,表示速度场在结晶器内能形成循环;反之则取值为负。只要有至少一个点取值为负,就表示速度场不能形成循环。

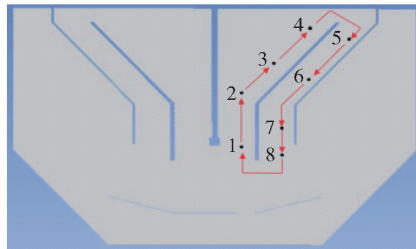
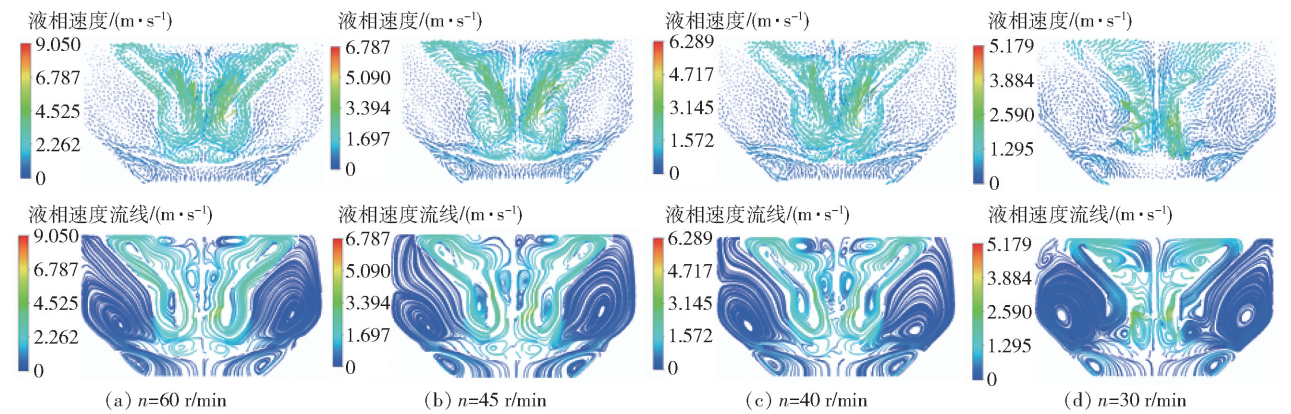


图9 所选截面及 8 个典型位置图

Fig. 9 Selected section and eight typical positions

4.2 流场速度的分布特征

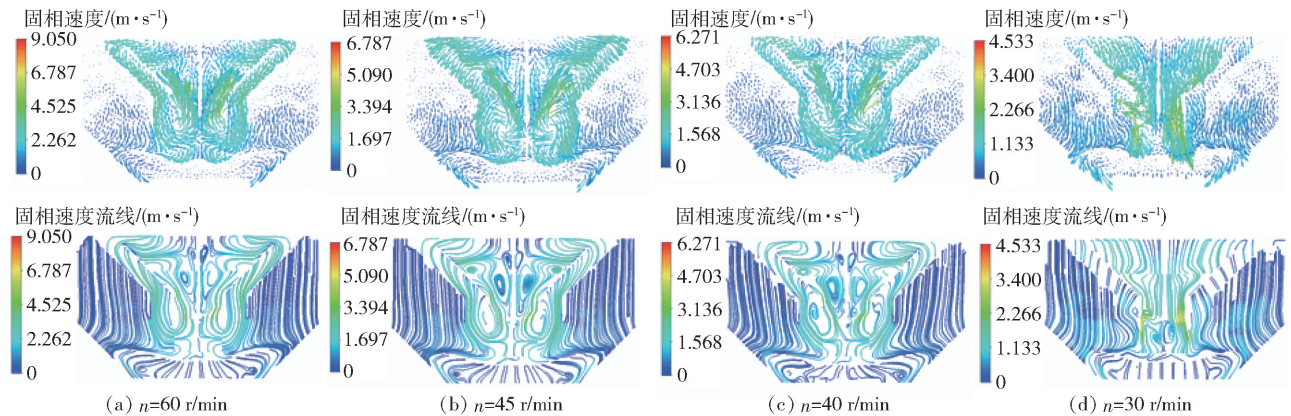
不同转速下液相、固相的流场速度矢量分布、流线图及循环路径上典型位置的速度分布分别如图 10~13 所示。从模拟结果的比较可以看出,转速



上为速度矢量图，下为流线图。

图 10 不同转速下的液相流场速度矢量图及流线图

Fig. 10 Velocity vector graphs and streamlines in the liquid phase flow field at different rotational speeds



上为速度矢量图，下为流线图。

图 11 不同转速下的固相流场速度矢量图及流线图

Fig. 11 Velocity vector graphs and streamlines in the solid phase flow field at different rotational speeds

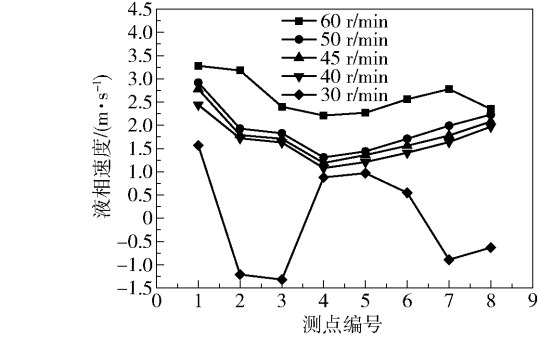


图 12 循环路径上典型位置液相的速度值分布

Fig. 12 Typical liquid velocity values at positions along the circulating route

对两相的流场速度分布有很大影响。

比较图 10、12 可知，液相的速度随着转速的减小而减小，这是由于液体流动的动力基本是由主搅拌装置提供的，转速越大，推动力越大。当转速为 60 r/min、50 r/min、45 r/min、40 r/min 时，典型位置

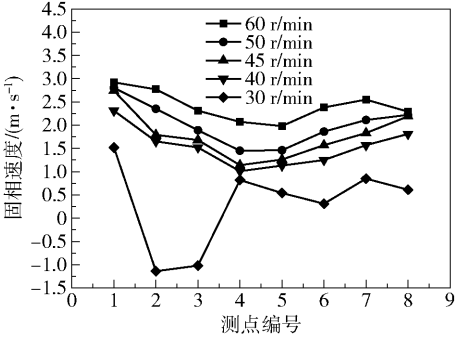


图 13 循环路径上典型位置固相的速度值分布

Fig. 13 Typical solid velocity values at positions along the circulating route

液相的速度值全为正，液相沿着循环路径的方向流动；当转速为 30 r/min 时，因为主搅拌装置的推动力不足，结晶器内某些位置如 2、3、7、8 点处的速度值变为负数，即速度方向与循环方向相反，结合液相速度流线图可知，液相的速度场已经不能在结晶器内

循环流动。

比较两相的流场速度分布可看出,固相的流场速度矢量分布与液相的速度矢量分布除速度值不同外,其相对分布相似,且循环路径上所取 8 个点的固体速度略小于液相速度。这是因为固相由主搅拌装置推动并受液相影响,故变化趋势同液相一样;但由于固、液相的密度、黏度等不同,导致两相的加速度一般不同,速度值也有差异。结合流线图来看,固相的速度场在 30 r/min 时也不能形成有效的循环。

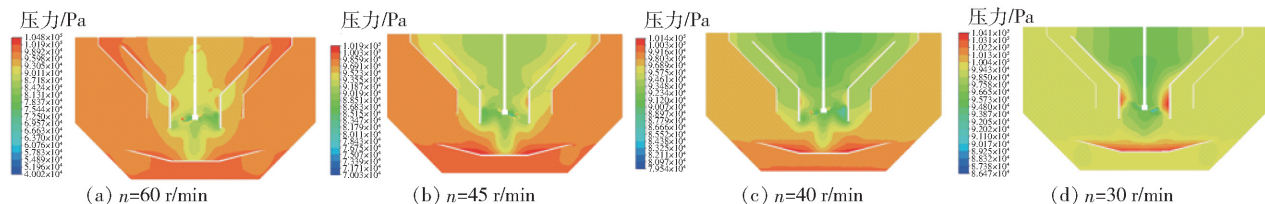


图 14 不同转速下的流场压力分布

Fig. 14 Pressure distribution in the flow field at different rotational speeds

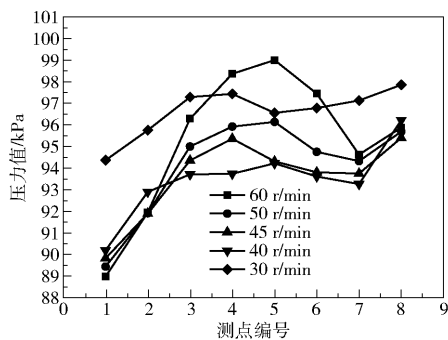


图 15 循环路径上典型位置的的压力分布

Fig. 15 Typical pressure values at positions along the circulating route

4.3 流场压力的分布特征

不同转速下的流场压力分布及循环路径上典型位置的的压力分布分别见图 14、15。综合来看,压力最小处都在叶片下方。当转速为 60 r/min 时,物料从导流筒流向环形循环区时会对外筒内壁形成很大冲击,故压力在这里形成峰值区域,此外叶片上方的压力也很大;高速旋转主搅拌装置的负压会致使在碗型挡板上停留的固体较少,压力较小。当转速为 30 ~ 45 r/min 时,主搅拌装置对物料的推动力及负压产生的吸力都较小,留在碗型挡板的固体颗粒较

多,压力在碗型挡板处及叶片上方较大。

4.4 固相悬浮状态的分布特征

不同转速下的固体悬浮状态及循环路径上典型位置的固相体积分数分布分别如图 16、17 所示。根据模拟结果可知,结晶器在 40 ~ 60 r/min 转速下工作时,固、液相能沿着循环路径形成完整的循环。随着搅拌速度的降低,从导流筒流向环形循环区的固体颗粒越来越少,因此循环路径上的 5、6、7 点处的固相体积分数值越来越小,当转速为 30 r/min 时,循环路径上 4、5、6、7、8 点处的固相体积分数值都为 0,不能再形成完整的循环。当转速为 40 r/min 时,固

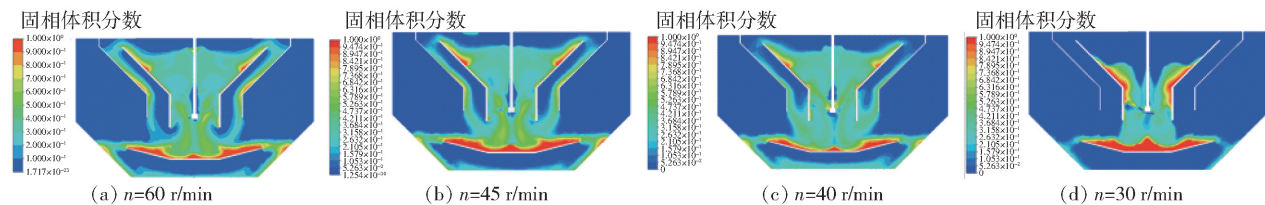


图 16 不同转速下固体悬浮状态

Fig. 16 Solid suspension states at different rotational speeds

体颗粒的体积分数在循环路径上所选 8 个典型位置都能达到 10% 以上。因此在本文所研究的搅拌速度内,固体颗粒在结晶器内能形成良好循环效果的最低转速为 40 r/min,与 4.2 节的流场分析结果一致。

5 结论

(1) 含大颗粒固体(直径 15 mm)的物料在所研究的 5 种转速下能形成良好循环和结晶效果的最低搅拌速度为 40 r/min。综合考虑循环结晶效果及能

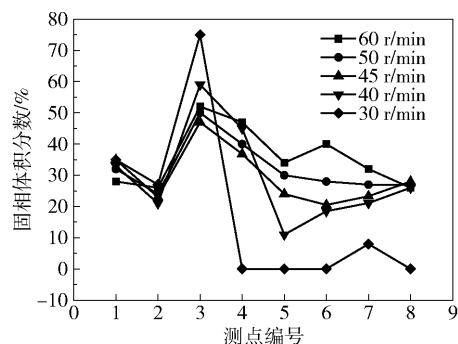


图 17 循环路径上典型位置的固相体积分数分布

Fig. 17 Typical solid volume fraction values at positions along the circulating route

耗,此新型钾盐结晶器运行经济合理的搅拌速度为 40~45 r/min,这与厂家的测试结果一致,可用来计算电机功率。

(2)当结晶器工作时,结晶器内部流场变化主要体现在循环区。与其他 3 种搅拌速度相比,搅拌速度为 30 r/min、60 r/min 时结晶器内部流场波动更为剧烈,可见在这两种搅拌速度下该结晶器内部流场不稳定,不利于钾盐的稳定生产。

本文的研究方法可为结晶器内部两相流场的计算提供参考,模拟结果为结晶器的生产使用及性能预测提供实际依据。

参考文献:

- [1] RANE C V, GANGULI A A, KALEKUDITHI E, et al. CFD simulation and comparison of industrial crystallizers [J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 2014, 92(12): 2138–2156.
- [2] 高绍楠. 结晶反应器搅拌桨型优化[D]. 北京: 北京化工大学, 2013.
GAO S N. Optimization of crystallization reactor impellers [D]. Beijing: Beijing University of Chemical Technology, 2013. (in Chinese)
- [3] 冯连芳. 搅拌设备设计的发展与建议[J]. 化工设备与管道, 2010, 47(5): 1–4.
FENG L F. Development and proposal of mixing equipment design[J]. Process Equipment & Piping, 2010, 47(5): 1–4. (in Chinese)
- [4] WU Q, GUO L P, CHEN J X, et al. Process simulation of anchor stirring in crystallizer[J]. Advanced Materials Research, Trans Tech Publications, 2014, 834/835/836: 1548–1552.
- [5] 刘心洪. 搅拌槽内湍流特性的实验研究[D]. 北京:

北京化工大学, 2010.

- LIU X H. Experimental investigation of turbulence characteristics in stirred vessels[D]. Beijing: Beijing University of Chemical Technology, 2010. (in Chinese)
- [6] SHA Z L, PALOSAARI S. Modeling and simulation of crystal size distribution in imperfectly mixed suspension crystallization[J]. Journal of Chemical Engineering of Japan, 2002, 35(11): 1188–1195.
- [7] SHI X, XIANG Y, WEN L X, et al. CFD analysis of liquid phase flow in a rotating packed bed reactor[J]. Chemical Engineering Journal, 2013, 228: 1040–1049.
- [8] WADNERKAR D, UTIKAR R P, TADE M O, et al. CFD simulation of solid-liquid stirred tanks[J]. Advanced Powder Technology, 2012, 23(4): 445–453.
- [9] 王振松, 李良超, 黄雄斌. 固-液搅拌槽内槽底流场的 CFD 模拟[J]. 北京化工大学学报(自然科学版), 2005, 32(4): 5–9.
WANG Z S, LI L C, HUANG X B. CFD simulation of the flow field in the bottom of solid-liquid stirred tank [J]. Journal of Beijing University of Chemical Technology (Natural Science), 2005, 32(4): 5–9. (in Chinese)
- [10] 武首香, 王学魁, 沙作良, 等. 工业结晶过程的多相流与粒数衡算的 CFD 耦合求解[J]. 化工学报, 2009, 60(3): 593–600.
WU S X, WANG X K, SHA Z L, et al. Solution of population balance in multiphase flow field for industrial crystallization process[J]. CIESC Journal, 2009, 60(3): 593–600. (in Chinese)
- [11] 聂毅强, 包雨云, 施力田. 改进 PIV 技术在测量搅拌槽内流场中的应用[J]. 北京化工大学学报(自然科学版), 2002, 29(1): 6–9.
NIE Y Q, BAO Y Y, SHI L T. Application of the modified PIV for measurement of flow field in stirred tank[J]. Journal of Beijing University of Chemical Technology (Natural Science), 2002, 29(1): 6–9. (in Chinese)
- [12] 化工部长沙设计研究院. 钾盐工业用机械结晶器: CN201620204469.1[P]. 2016-09-14.
China BlueStar Changsha Design and Research Institute. Mechanical crystallizer for potash industry: CN201620204469.1[P]. 2016-09-14. (in Chinese)
- [13] AL-RASHED M, WÓJCIK J, PLEWIK R, et al. Multiphase CFD modeling: fluid dynamics aspects in scale-up of a fluidized-bed crystallizer[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2013, 63: 7–15.
- [14] SCHILLER L, NAUMANN A. Fundamental calculations

in gravitational processing[J]. Zeitschrift des Vereines

Deutscher Ingenieure, 1933, 77: 318–320.

Simulation of the flow field and performance prediction for a new crystallizer

LI Zhao WANG WenRui* ZHANG JiaMing

(School of Mechanical Engineering, University of Science & Technology Beijing, Beijing 100083, China)

Abstract: It is very difficult to obtain the flow field form through experimental measurements due to the complexity of the flow in a mechanical mold and the polymorphism of the drainage basin. The flow field formed by the crystallization of a potassium salt was simulated using computational fluid dynamics for a new type of crystallizer with various stirring speeds. The continuous crystallization process is simplified as a simulation of single crystal suspension and solid–liquid flow state. Information about the velocity field and streamlines of the solid and fluid, the static pressure field, and the distribution of the crystals volume fraction were obtained. The simulation results indicated that the rotational speed has a significant impact on the distribution of the flow field and the crystal volume fraction. The most economic and reasonable stirring speed in the crystallizer, in accordance with the test results of the manufacturer, was found to be 40–45 r/min. The results lay the foundation for determining the appropriate moter power, and also provide a reference for predicting the performance of the crystallizer at different speeds.

Key words: new potassium salt crystallizer; flow simulation; stirring speed; performance prediction

(责任编辑:吴万玲)