

丁二酸结晶釜搅拌结构数值模拟与分析

孙金泽, 张海涛, 马宏方, 李涛*

(华东理工大学大型工业反应器工程教育部工程研究中心, 上海 200237)

摘要:基于计算流体动力学(CFD)对丁二酸连续结晶釜内固液两相流场进行模拟,探究不同叶轮结构、叶轮安装高度、釜底形状对结晶釜内固液分散情况的影响。模拟计算结果表明,减小桨叶倾角、增加叶片数量,有助于提升搅拌效果;搅拌功率、叶轮循环效率随桨叶倾角减小而增大。叶轮安装高度过高或过低均会造成颗粒堆积,影响固相悬浮状态;叶轮安装高度为 $1/3H$ 是较优的选择,其云高、均匀度优于其余安装高度,且搅拌功率相对不高。复曲面釜底能显著改善釜底颗粒堆积情况,相较锥形釜底、W型釜底效果更优且能耗更低。

关键词:丁二酸结晶釜;固液两相流;桨叶结构;安装高度;釜底形状

中图分类号:TQ027

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2024)02-0233-07

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.02.042

Numerical simulation and analysis of stirring structure of succinic acid crystallizer

SUN Jin-ze, ZHANG Hai-tao, MA Hong-fang, LI Tao*

(Large Industrial Reactor Engineering Research Center of the Ministry of Education, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

Abstract:Based on computational fluid dynamics (CFD), the solid-liquid two-phase flow field in a succinic acid continuous crystallizer is simulated to explore the effects of different impeller structures, impeller installation height, and bottom shape on the dispersion of solid in the crystallizer. The results indicate that both the smaller inclination angle of the blades and the higher number of blades can help improve the mixing quality. The stirring power and impeller circulation efficiency increase with the decrease of blade inclination angle. If the installation height of the impeller is too high or too low, it will cause particles accumulation and affect the solid dispersion state. The optimal impeller installation height is $1/3H$, showing higher cloud height and uniformity than other installation heights, and leading to a relatively low power consumption. A complex surface bottom can significantly improve the accumulation of particles at the bottom, and presents a better effect and consumes lower energy compared than the conical and W-shaped bottoms.

Key words: succinic acid crystallizer; solid-liquid two-phase flow; blade structure; installation height; bottom shape

丁二酸(SA)作为生物可降解塑料的主要原料^[1],市场规模从2018年的1.317亿美元以6.8%的复合年增长率扩大,到2023年将达到1.828亿美元^[2]。丁二酸结晶是顺酐加氢法生产丁二酸工艺的关键工段之一,而搅拌装置是结晶过程的关键设备^[3]。

斜叶片叶轮(PBT)具有抽水能力和剪切能力良好平衡的优点,是一种在实验室和工业反应器中用于机械搅拌的简单而通用的叶轮^[4]。Gu等^[5]研究了搅拌槽内4种斜叶片叶轮的固液分散效果,探究叶轮转速、叶片形状、固体颗粒粒径等对固体颗粒悬浮质量的影响。John等^[6]使用角动量平衡与计算流体动力学模拟相结合的方法,探究了斜叶片叶轮几何形状对功率和流量之间关系的影响。Kazemzadeh等^[7]通过分析比较搅拌釜内叶轮离底间隙和叶轮直径来确定最佳操作条件。

标准的斜叶片叶轮制作简单,但提供流动效率不高^[8],因此需要探究合适的叶片形状与操作条件。此外,Kondo等^[9]提出固相分布受容器底部形状影响较大。本文中旨在根据丁二酸结晶实验结果,通过CFD技术更详细地探究叶轮结构、叶轮安装高度以及釜底形状对丁二酸连续结晶器内固液分散质量的影响。首先用已报道的实验数据^[10]对CFD模型进行了验证,然后从均匀度、云高、搅拌功率等角度评价了不同叶轮结构、叶轮安装高度以及釜底挡板下固液分散情况,为结晶器设计提供理论依据。

1 模拟及模拟条件

1.1 几何模型

采用连续进出料结晶釜,结晶釜的结构如图1所示。

收稿日期:2023-04-21;修回日期:2023-12-14

作者简介:孙金泽(1997-),男,硕士生;李涛(1968-),男,博士,教授,研究方向为C1化工、催化反应工程,通讯联系人, tli@ecust.edu.cn。

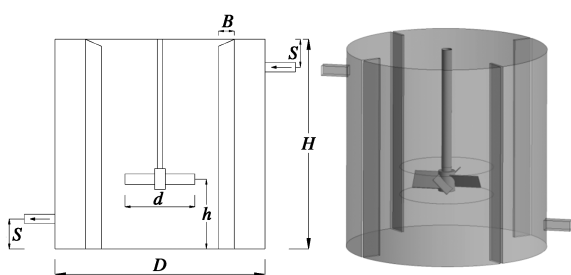


图 1 结晶釜几何结构

1.2 数学模型及边界条件

由于 Eulerian-Eulerian 模型计算量小^[11]且结果可靠^[12],广泛应用于固液悬浮计算^[13],故本文中采用 Eulerian-Eulerian 模型。Eulerian-Eulerian 模型将不同的相都处理为连续的介质,每一项都是连续相,相互穿透,相互影响。将固体颗粒也视为连续相,并引入了相体积分率的概念,将两者的总体积分率视为 1。连续性方程:

$$(\partial/\partial t)(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = 0 \quad (1)$$

其中 α_q 为 q 相的浓度; ρ_q 为 q 相密度; \vec{v}_q 为 q 相速度。对于液固系统,液相动量守恒方程为:

$$(\partial/\partial t)(\alpha_l \rho_l \vec{v}_l) + \nabla \cdot (\alpha_l \rho_l \vec{v}_l \vec{v}_l) = -\alpha_l \nabla p - \nabla p + \nabla \cdot \bar{\tau}_l + \alpha_l \rho_l \vec{g} + K_{ls}(\vec{v}_l - \vec{v}_s) \quad (2)$$

$$\bar{\tau}_l = \alpha_l \mu_l [\nabla \vec{v}_l + (\nabla \vec{v}_l)^T] - (2/3) \alpha_l \mu_l \nabla \cdot \vec{v}_l \quad (3)$$

固相动量守恒方程为:

$$(\partial/\partial t)(\alpha_s \rho_s \vec{v}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s \vec{v}_s) = -\alpha_s \nabla p - \nabla p_s + \nabla \cdot \bar{\tau}_s + \alpha_s \rho_s \vec{g} + K_{ls}(\vec{v}_l - \vec{v}_s) \quad (4)$$

$$\bar{\tau}_s = \alpha_s \mu_s [\nabla \vec{v}_s + (\nabla \vec{v}_s)^T] + \alpha_s [\lambda_s - (2/3)\mu_s] \nabla \cdot \vec{v}_s \quad (5)$$

式中, p 为压力; $\bar{\tau}$ 为应力-应变张量 (stress-strain tensor); K_{ls} 为相间交换系数; μ 为剪切黏度; λ_s 为固相的体积黏度。由于标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型简单高效,故采用标准 $k-\varepsilon$ 湍流模型计算湍流流动。

实验所得丁二酸晶体粒径分布如图 2,对占比数量较多的丁二酸晶体进行模拟,固相粒径设置为 $d=0.2 \text{ mm}$,其余模拟参数见表 1。

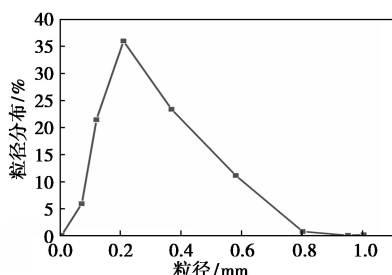


图 2 丁二酸晶体粒径分布

表 1 模拟参数

参数	数值
丁二酸晶体密度/($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	1572
水密度/($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	1000
搅拌转速/($\text{r}\cdot\text{min}^{-1}$)	200
进料流速/($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)	0.04
进料固相体积分率/%	10

加入颗粒模型,用 Syamlal-obrien 模型表征颗粒黏度,用 Lu-et-al 模型来计算颗粒体积黏度。采用多重参考系法 (multiple reference frame, MRF) 模拟桨叶的转动。液面定义为对称 (Symmetry) 边界,叶轮、搅拌轴、釜壁及挡板定义为壁面 (Wall) 边界,出口设置为压力出口。在模拟过程中监测局部固体浓度,当监测点固体浓度波动不明显时达到稳态。所有变量残差小于 10^{-3} 时认为模拟是收敛的。

基于溶液性质、结晶器结构上的一致性,将模拟数据与 Ranade 等^[10]的实验结果对比后符合良好,验证了所用模拟方法的正确性,保证了后续模拟结果的有效性。

2 结果与讨论

搅拌功率大小是衡量搅拌罐内运动状态和物料搅拌均匀程度的标准之一,是结晶釜几何参数、叶轮形状和位置、物料物性参数和转速等的函数^[14]。Heidari 等^[15]探究不同桨叶倾角对气液搅拌容器混合质量的影响,并用搅拌功率比较不同桨叶倾角优劣。

搅拌功率计算式为:

$$P = N_p \rho n^3 d^5 = M\omega \quad (6)$$

式中, N_p 为功率准数; M 为扭矩; ω 为角速度。

通过数值模拟得到搅拌浆的总力矩,由式(6)可以计算出对应的搅拌功率以及功率准数。

常用相对标准差 (RSD) 量化固体悬浮的均匀度。通过计算结晶器内局部固体体积分率相对于平均固体体积分数的标准差得到 RSD。当 RSD 接近最小值 0 时,达到了理想混合的条件。RSD 计算式^[5,16]为:

$$RSD = \sqrt{[1/(n-1)] \sum_{i=1}^{n_i} (\alpha_i/\alpha_{\text{avg}} - 1)^2} \quad (7)$$

式中, n 为样本数; α_i 和 α_{avg} 分别代表局部固体体积分率和平均固体体积分率。

本文中取轴向 30 个平面的局部固相体积分率计算 RSD。Bohnet 等^[17]用 RSD 值确定固体悬浮和

分散的程度,提出当 $RSD \leq 0.8$ 时固体颗粒处于完全离底悬浮状态。

2.1 叶轮结构的影响

对 4 种叶轮结构模拟探究:30°四叶浆式、45°四叶浆式、60°四叶浆式、45°三叶浆式,图 3 为 4 种叶轮结构。结晶釜尺寸为 $D=H$ 、 $h/H=1/3$ 、 $d/D=1/3$ 、 $B/D=1/10$ 、 $S1=S2=2/15H$ 。

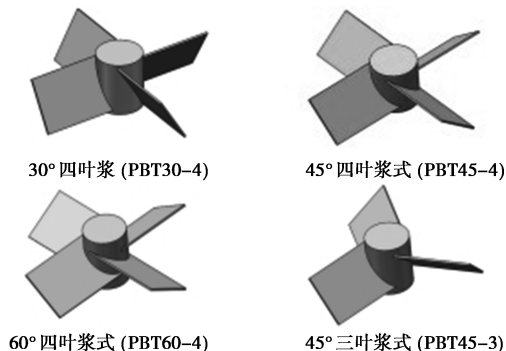


图 3 叶轮结构

固相分布是评价结晶釜固液混合性能的重要指标,为了分析叶轮结构对颗粒悬浮的影响,绘制了结晶釜纵剖面上的固相体积分布如图 4。PBT30-4 叶轮使结晶釜底部几乎没有颗粒堆积,而 PBT60-4 釜底仍有较多的颗粒堆积,意味着在相同转速下 PBT30-4 能够将更多的固体颗粒提升至悬浮状态。图 5 中釜底平面固相分布情况也证实了这一点。

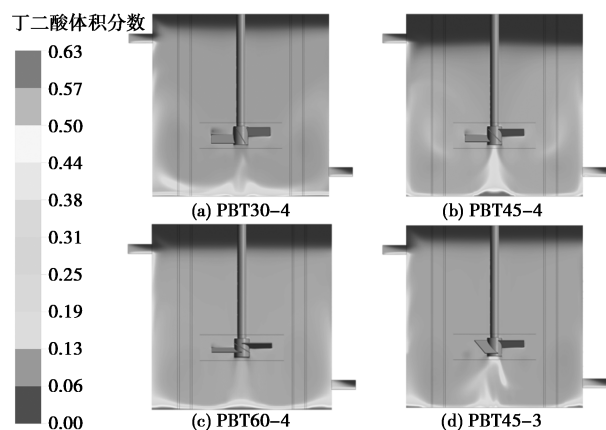


图 4 不同叶轮结构固相体积分布

在釜中叶轮通过旋转产生较大的轴向循环流场,循环流场的范围越大,越能够带动更多的颗粒悬浮^[18]。不同结构的叶轮能够产生各自的流场,从而使得颗粒在釜内分布产生差异,图 6 给出了 4 种不同结构的斜叶片叶轮固相体积分数轴向分布曲线。可以看出在结晶釜顶部,PBT30-4 叶轮与 PBT45-3 固相体积分数在釜内较高处才降低,正是较大的轴

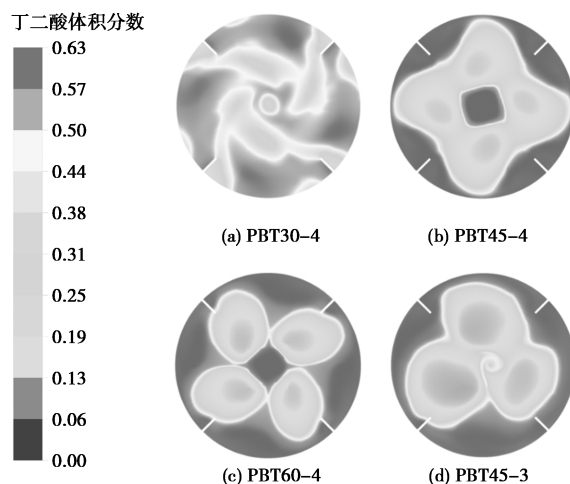
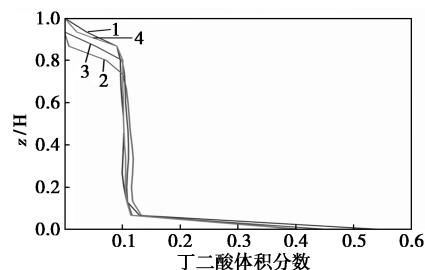


图 5 釜底固相分布



1—PBT30-4;2—PBT45-4;3—PBT60-4;4—PBT45-3

图 6 不同叶轮结构的固相体积分数轴向分布

向循环流场将丁二酸颗粒带到了釜内更高的位置。

许多研究者^[19-21]采用固体云高法来分析液固体系中固体颗粒悬浮的程度。Ochieng 等^[22]提出通过固含率轴向分布曲线的拐点来识别云高,使用该方法得到 4 种叶轮形状的釜内云高如表 2 所示。可以发现,PBT30-4 叶轮和 PBT45-3 叶轮的云高最高,表明它们能够将颗粒提升至更高的高度。

表 2 不同叶轮结构下结晶釜云高

叶轮类型	云高	叶轮类型	云高
PBT30-4	0.84	PBT60-4	0.80
PBT45-4	0.75	PBT45-3	0.84

表 3 为 4 种叶轮的搅拌功率与体积分数相对标准差。可以发现随着浆叶倾角的增大,搅拌功率逐渐降低,这是因为随着浆叶倾角增大,流体对叶片产生的阻力减小。 RSD 值代表了固相在结晶釜中分布的均匀度, RSD 值越低,均匀度越好。PBT60-4 叶轮的 RSD 值最高且大于 0.8,高于 Bohnet 等^[17]提出的对应颗粒完全离底悬浮的 RSD 值,说明釜内固体颗粒的混合效果较差。PBT30-4 的 RSD 值最低,因此在相同的搅拌转速下,PBT30-4 的搅拌效果最

好,更适合需要固液分散均匀以促进反应的丁二酸结晶系统。

表 3 不同叶轮结构的搅拌功率与体积分数
相对标准差 (RSD)

叶轮结构	功率/kW	RSD
PBT30-4	1.02	0.53
PBT45-4	0.63	0.71
PBT60-4	0.41	0.88
PBT45-3	0.56	0.73

比较 PBT45-4 和 PBT45-3 叶轮,发现叶片数量的增加提升了混合性能,但功耗也随之增加。搅拌功率较大是因为叶片数量的增加,而 RSD 值更低也是因为更多的叶片搅拌保证固体颗粒有更好的分散。因此,对于需要有良好均匀度的搅拌系统,提升叶片数量是一个较好的选择。

在叶轮研究中,叶轮循环效率往往是评价叶轮的重要指标^[23]。流量与功率公式为:

$$Q = N_Q ND^3 \quad (8)$$

$$P = N_p \rho N^3 D^5 \quad (9)$$

式中, N_Q 为流量准数,结合式(8)、式(9),叶轮泵送流量可表示为:

$$Q = (N_Q/P_0^{1/3}) [(P/\rho)D^4]^{1/3} \quad (10)$$

$N_Q/N_p^{1/3}$ 为叶轮循环效率因子,用来衡量叶轮循环效率。由式(10)可以看出, $N_Q/N_p^{1/3}$ 越大,单位功率输入产生的流量也越大。使用 John 等^[6] 提出的流量测量方法,用于计算流量准数 N_Q 。所得 PBT45-4 的 N_p 、 N_Q 与文献值对比如表 4 所示,模拟计算所得结果与 Hall^[24] 报道值偏差均在 14% 以内,与 Hadane 等^[25] 报道值偏差均在 8% 以内。各叶轮类型 N_p 、 N_Q 及叶轮循环效率因子模拟值汇总如表 5。

表 4 N_p 、 N_Q 对比

参数	Hall ^[24]	Hadane ^[25]	模拟结果
N_Q	0.76	0.68	0.73
N_p	1.27	1.15	1.09

表 5 不同叶轮 N_p 、 N_Q 及循环效率因子

叶轮类型	$Q/(m^3 \cdot s^{-1})$	N_Q	N_p	$N_Q/N_p^{1/3}$
PBT30-4	0.0033	0.94	1.75	0.78
PBT45-4	0.0026	0.73	1.09	0.71
PBT60-4	0.0025	0.58	0.57	0.69
PBT45-3	0.0025	0.72	0.96	0.73

流量数 N_Q 是叶轮在容器内泵送和循环流体能力的特征^[6]。对比发现, N_Q 、 N_p 以及叶轮循环效率因子均随着桨叶倾角的减小而显著增大。意味着在一定范围内,减小桨叶倾角虽然增加了能耗,但有助于增强釜内流场,提升固液分散效果。此外发现随着叶片数量从 3 个增加到 4 个, N_Q 、 N_p 增大,而叶轮循环效率因子减小,Ge 等^[8] 也提出了类似的规律。

2.2 叶轮安装高度的影响

叶轮安装高度指叶轮下方到釜底的距离。Hicks 等^[26] 实验测定不同安装高度 $h = H/2.5$ 、 $H/4$ 和 $H/10$ 下的固体悬浮高度,报道固液分散操作的最佳叶轮间隙为 $h = H/2.5$ 。Hosseini 等^[27] 模拟了不同安装高度的轴向叶轮,发现当叶轮安装高度在 $1/3H$ 时,搅拌效果最佳。本文中对 PBT45-4 叶轮的最佳安装高度进行探究,模拟比较了叶轮在 5 种高度 ($1/2H$ 、 $1/3H$ 、 $1/4H$ 、 $1/5H$ 、 $1/6H$) 时的固液分散情况。

图 7 为结晶釜纵剖面上的固相分布。叶轮安装高度为 $1/2H$ 时,结晶釜底部有大量的颗粒堆积,随着安装高度的下降,底部颗粒堆积数量减少;当安装高度降低到 $1/4H$,结晶釜底部基本没有颗粒堆积。但继续降低安装高度,釜底又出现颗粒堆积。原因是当叶轮安装高度过高时,反向旋转的二次循环回路就会出现在釜底附近。如图 8(a) 中所示,叶轮下方的二次循环回路将固体颗粒推向釜体中心,导致固体颗粒在该区域堆积。Kresta 等^[28] 也提出过这样的现象,认为是二次循环回路导致了这样的堆积。然而当安装高度过低时,如图 8(b),虽然没有二次回路,但是由于距离过近,底部难以产生较大的流速,不足以让颗粒克服固相间的摩擦力,也会使得颗粒发生堆积。

固相体积分数沿轴向分布曲线如图 9 所示。可以看出叶轮安装高度为 $1/3H$ 的曲线更为平缓,其对应的结晶器内颗粒分散效果较好。图中各条曲线都有一段浓度恒定区域,对比发现 $h = 1/3H$ 浓度恒定值更低,而 $h = 1/5H$ 与 $h = 1/6H$ 的浓度恒定值较高。出现这种情况的原因是叶轮安装高度为 $1/5H$ 与 $1/6H$ 时,结晶器内流场流动局限在小部分区域,造成这部分区域大量固体颗粒集中,从而提高了固相体积分数。此外 $h = 1/3H$ 的曲线在较高的高度处固体颗粒体积分数才下降,其次是安装高度为 $1/2H$ 。量化成云高如图 10 所示。

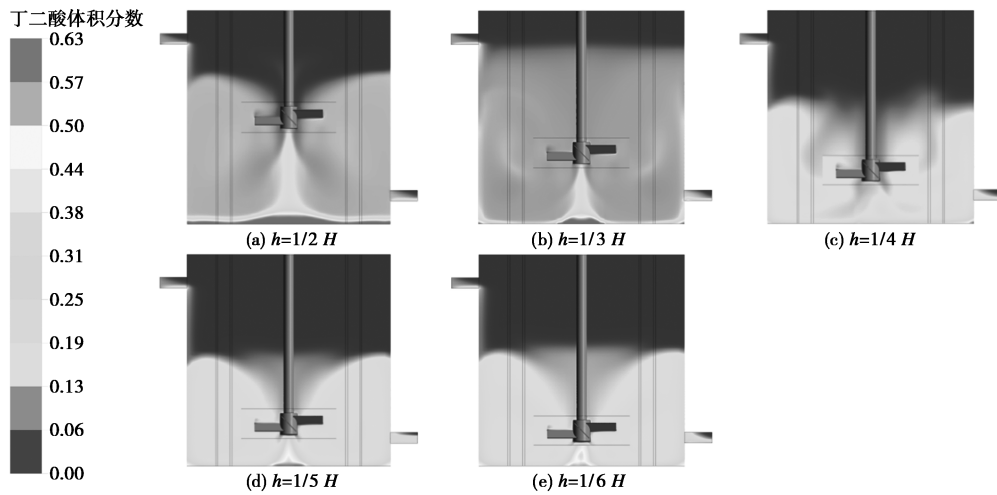
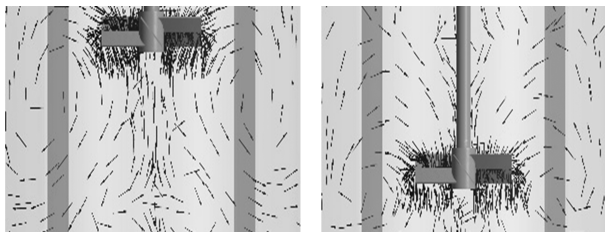
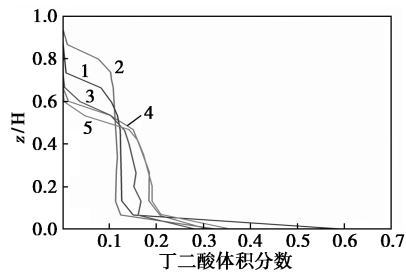


图 7 不同安装高度时固相体积分布



(a) $h=1/2H$ (b) $h=1/6H$

图 8 结晶釜底部速度矢量图



1— $1/2H$; 2— $1/3H$; 3— $1/4H$; 4— $1/5H$; 5— $1/6H$

图 9 不同叶轮安装高度固相体积分数轴向分布曲线

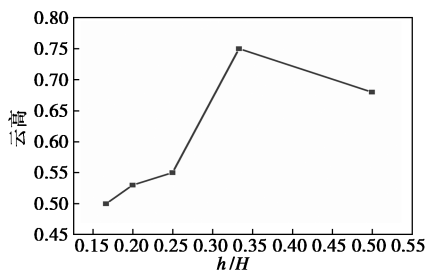


图 10 不同叶轮离底安装高度云高

随着叶轮安装高度的逐渐降低,云高先增大后减小,在叶轮安装高度为 $1/3H$ 时达到最大值,随后迅速下降。当叶轮安装高度为 $1/3H$ 时,釜内存

在较大的循环流场,使得颗粒能被带到釜内的更高处。图 11 为叶轮不同安装高度下的均匀度和搅拌功率。

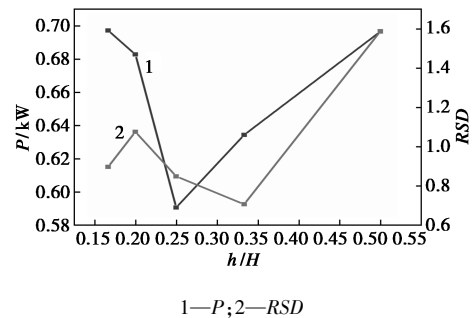


图 11 不同叶轮安装高度搅拌功率与体积分数相对标准差 (RSD)

当叶轮安装高度逐渐增加,所需功率先减小后增大。出现这样的原因是随着叶轮安装高度的提升,循环流的中心也随之提升。在结晶釜内,离循环中心的距离越远动能越低,底部颗粒难以被带离从而产生堆积,因此产生了更多的能耗;而当叶轮安装高度过低时,叶轮与釜底的距离过近,难以产生较好的循环流,一部分动能在釜底消耗。

叶轮安装高度的变化对均匀度也有较大的影响,并且也随着叶轮安装高度的增加先提升后降低。叶轮安装高度为 $1/3H$ 时有最好的均匀度,而 $h=1/2H$ 时,不仅能耗较高,同时均匀度也最差,不利于固液分散。

2.3 釜底形状的影响

由图 9 可知,叶轮下方存在二次循环回路区域,该区域易产生固体颗粒的沉积。此外在釜底与壁面的交接处,由于主循环流难以到达,也易发生颗粒沉积。为解决 2 个区域内颗粒沉积情况,可以通过增

加输入功率,使区域内流速达到能使粒子流态化的程度,从而使沉积颗粒悬浮。但随着搅拌转速的增加,亚稳区缩小,更容易产生细晶粒^[29]。也可以改变底部结构,例如钟天铨等^[30]在釜底加设小挡板后减少了颗粒在底部沉积。因此,本文中采用了 3 种釜底类型及尺寸如图 12。

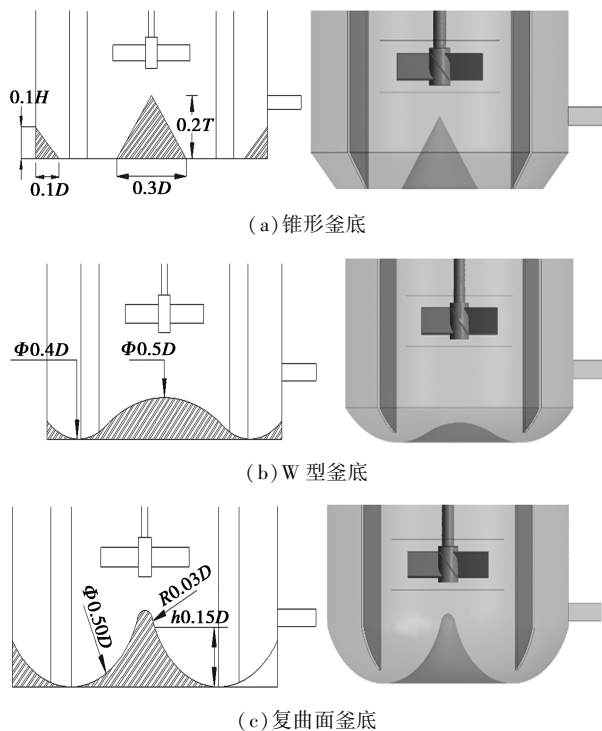


图 12 釜底类型及尺寸

针对丁二酸粒径分布中较大的颗粒 $d=0.5\text{ mm}$ 进行了模拟,模拟所用搅拌转速为 500 r/min ,基准釜为平底结晶釜。从图 13 可以看出,改变釜底形状后,叶轮正下方以及壁面处颗粒聚集完全消失,3 种釜底形状都有助于颗粒悬浮。由于上文提到,叶轮正下方颗粒堆积是因为二次循环回路的作用,因此为了探究釜底形状使得叶轮正下方颗粒悬浮的原因,绘制了叶轮下方速度矢量图 14。

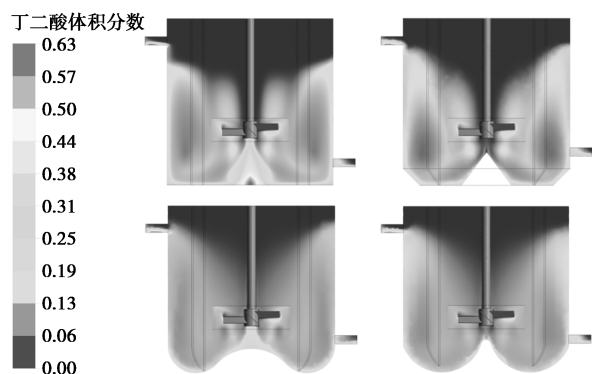


图 13 不同釜内固相体积分布

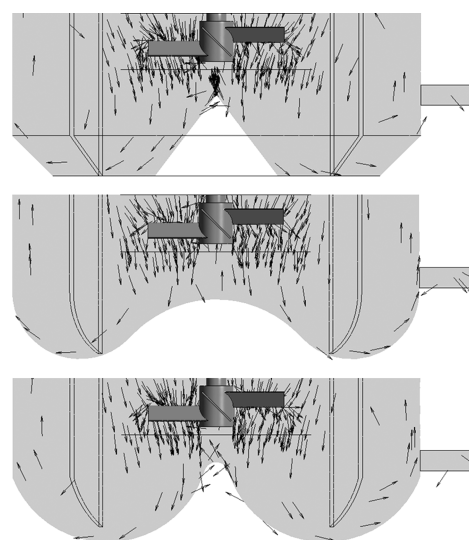
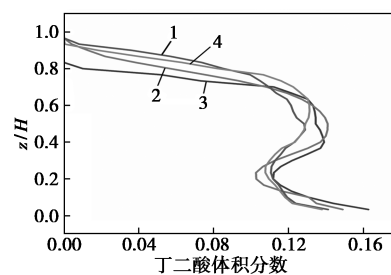


图 14 叶轮下方速度矢量图

由图 14 可以发现,釜底凸起部分可以在一定程度上抵消涡流带来的冲击,从而破坏釜内死区二次循环回路的形成,使其变小甚至消失。通过这样的办法也可以使得更多的颗粒进入主循环流,提升釜内固相分布的均匀性。

图 15 为不同高度上面平均固相体积分数。改变釜底形状后,颗粒被流场带到了更高的地方,在无量纲釜高 0.8 处仍然存在大量的固体颗粒,此时基准釜固相体积分数仅为 1.03%,而改变釜底形状后,固相体积分数分别为 5.69%、8.54% 以及 8.23%,远大于基准釜。



1—基准釜;2—锥形挡板;3—W 型挡板;4—复曲面挡板

图 15 不同高度上面平均固相体积分数

表 6 为结晶釜不同釜底形状与基准釜的 RSD 及功率消耗对比。从 RSD 值可以看出,3 种釜底形状结晶釜内固相分布均匀度显著提升。其中,W 型釜底与复曲面釜底的结晶釜固液分散效果最好,但同时功耗也随之上升。比较复曲面釜底与 W 形釜底搅拌功率可以判断,复曲面釜底的功耗更低,这是因为底部的光滑表面以及形状构造更符合流线,降低了流体流动的能量消耗^[29]。

表6 不同釜底形状RSD以及功率消耗对比

釜底形状	功率/kW	RSD
基准釜	3.90	0.66
锥形釜底	3.81	0.39
W型釜底	4.25	0.31
复曲面釜底	3.99	0.32

因此,综上可以判断改为复曲面釜底虽然能耗略微提升,但可以显著减少固体颗粒在釜底的大量聚集,提升搅拌混合效果,效果好于锥形、W型釜底。

3 结论

分析了不同叶轮结构、不同叶轮安装高度以及不同釜底形状下的流场,比较其云高、功率与均匀度。

(1)对于PBT叶轮来说,减小桨叶倾角有助于提升混合效果与混合效率。同时比较了45°四叶片与三叶片叶轮,叶片数量的增加有助于固体颗粒更好地分散悬浮,但是增加了功耗以及降低了叶轮循环效率。

(2)随着PBT叶轮安装高度的增加,云高先增大后减小,在安装高度为1/4H时功耗最低,在安装高度为1/3H时颗粒分散情况最好。离底安装高度为1/3H时,不仅有着最高的云高、最优的均匀度,功耗也相对更低。因此,PBT45-4叶轮的的最佳安装高度为1/3H。

(3)锥形釜底、W型釜底以及复曲面釜底均能破坏釜底二次循环回路形成,显著减少颗粒在釜底的沉积。其中复曲面釜底对混合效果提升大,且能耗增加不多,适合丁二酸连续结晶器使用。

参考文献

- [1] 曹超,许战军,李德安.新型可降解聚酯材料的绿色发展分析[J].聚酯工业,2022,35(3):5-7.
- [2] Ninawe A, Kumar A, Mohadikar P, et al. Separation of succinic acid from aqueous phase using nontoxic solvents[J]. Chemical Data Collections, 2022, 39: 7854-7869.
- [3] 何西峰,龙湘犁,谢明辉,等.搅拌釜内氯化钾降温结晶的实验研究[J].当代化工,2018,47(12):2564-2567.
- [4] Qiao S, Wang R, Yang X, et al. CFD prediction of mean flow field and impeller capacity for pitched blade turbine[J]. Transactions of Tianjin University, 2015, 21(3): 250-258.
- [5] Gu D, Cheng C, Liu Z, et al. Numerical simulation of solid-liquid mixing characteristics in a stirred tank with fractal impellers[J].

Advanced Powder Technology, 2019, 30(10): 2126-2138.

- [6] John T P, Fonte C P, Kowalski A, et al. The effect of radial impeller geometry on the link between power and flow numbers[J]. AIChE Journal, 2021, 68(1): 17405.
- [7] Kazemzadeh A, Ein-Mozaffari F, Lohi A. Hydrodynamics of solid and liquid phases in a mixing tank containing high solid loading slurry of large particles via tomography and computational fluid dynamics[J]. Powder Technology, 2020, 360: 635-648.
- [8] Ge C Y, Wang J J, Gu X P, et al. CFD simulation and PIV measurement of the flow field generated by modified pitched blade turbine impellers[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2014, 92(6): 1027-1036.
- [9] Kondo S I, Motoda M, Takahashi K, et al. The Influence of the bottom shape of an agitated vessel stirred by dual Impellers on the distribution of solid concentration [J]. Journal of Chemical Engineering of Japan, 2007, 40(8): 617-621.
- [10] Ranade V V, Joshi J B. Flow Generated by pitched blade turbines I: Measurements using laser doppler anemometer[J]. Chemical Engineering Communications, 2007, 81(1): 197-224.
- [11] Shi P, Rzehak R. Solid-liquid flow in stirred tanks; Euler-Euler/RANS modeling [J]. Chemical Engineering Science, 2020, 227: 227-250.
- [12] Chen Z, Wu Y, Wang J, et al. Study on the solid-liquid suspension behavior in a tank stirred by the long-short blades impeller[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2022, 47: 79-88.
- [13] Sirasithichoke C, Teoman B, Thomas J, et al. Computational prediction of the just-suspended speed, N_j , in stirred vessels using the lattice Boltzmann method (LBM) coupled with a novel mathematical approach[J]. Chemical Engineering Science, 2022, 251: 7-19.
- [14] 宋学官. ANSYS 流固耦合分析与工程实例[M]. 北京: 中国水利水电出版社, 2012.
- [15] Heidari A. CFD simulation of impeller shape effect on quality of mixing in two-phase gas-liquid agitated vessel[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2020, 28(11): 2733-2745.
- [16] Tervasmäki P, Tiihonen J, Ojamo H. Comparison of solids suspension criteria based on electrical impedance tomography and visual measurements [J]. Chemical Engineering Science, 2014, 116: 128-135.
- [17] Bohnet M, Niesmak G. Distribution of solids in stirred suspensions [J]. German Chemical Engineering, 1980, 3(1): 57-65.
- [18] Derksen J J. Eulerian-Lagrangian simulations of settling and agitated dense solid-liquid suspensions-achieving grid convergence [J]. AIChE Journal, 2018, 64(3): 1147-1158.
- [19] Gu D, Ye M, Liu Z. Computational fluid dynamics simulation of solid-liquid suspension characteristics in a stirred tank with punched circle package impellers [J]. International Journal of Chemical Reactor Engineering, 2020, 18(9): 1-14.
- [20] Altintas E, Ayrançi I. Cloud height in stirred tanks: Identification of limitations and clarification of the definition [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2023, 190: 395-406.

(下转第245页)

回炼效率不变,当混合戊烯报价超过9 000元/t时,回炼效益为负。

表6 碳五回炼物料平衡和经济性核算

输入			输出				
名称	回炼量/ (t·h ⁻¹)	单价/ (元·t ⁻¹)	回炼成本/ (元·h ⁻¹)	名称	多产 出量/ (t·h ⁻¹)	单价/ (元·t ⁻¹)	回炼 产值/ (元·h ⁻¹)
混合 碳五	3.15	7200	16049	聚乙烯	0.32	8000	18688
				聚丙烯	0.75	7600	
				混合碳四	0.37	6013	
				混合戊烯	1.54	7200	
				燃料气	0.20	1914	
				丙烷	0.00	5200	
收益:回炼产值-回炼成本/(元·h ⁻¹)						2512	

注:以上单价均为含税价格,价格以2023年2月报价为准。成本计算过程中,所有原料和产品扣除13%增值税,混合碳五额外扣除消费税2100元/t,聚烯烃产品额外扣除700元/t的能耗和剂耗成本,聚烯烃单耗按照1.0 t/t计。

6 结论

(1)混合碳五回炼期间MTO装置运行平稳,水洗系统影响较小,得益于混合碳五裂解吸热特性,再生催化剂入反应器温度相比无混合碳五回炼流程低50℃左右,有利于降低反应器中副反应的发生。

(2)碳五回炼后乙烯和丙烯的收率明显提高,更有利于丙烯收率的提升,双烯收率提高1.03%,乙丙比降低0.011。分析认为混合碳五回炼通过裂

解和“预积碳”2方面起作用。

(3)初步估算混合碳五回炼转化率51%,双烯总选择性为69%,依然有较大提升空间。

(4)混合碳五回炼量为3.15 t/h时,可增效2 512元/h,即2 000万元/a(8 000 h/a计),当混合戊烯报价超过9 000元/t时,回炼工艺失去经济性。

参考文献

- [1] 李民,孙乙淋.煤基甲醇制烯烃副产碳四综合利用工艺路线选择及优化[J].天然气化工: C1 化学与化工, 2021, 46(S1): 122-126.
- [2] 李继文,高枝荣,李诚炜,等.甲醇制烯烃副产C₅和裂解C₅的比较分析及综合利用探讨[J].石化技术与应用, 2014, 32(1): 68-73.
- [3] 张世杰,吴秀章,刘勇,等.甲醇制烯烃工艺及工业化最新进展[J].现代化工, 2017, 37(8): 1-6.
- [4] 谢在库,滕加伟,金文清,等.C₄烯烃催化裂解生产丙烯的方法:CN200510028787.3[P].2007-02-21.
- [5] 王滨,高强,索继栓.C₄、C₅烯烃制乙烯丙烯催化技术进展[J].分子催化, 2006, (2): 188-192.
- [6] 邢爱华,孙琦,朱伟平,等.有机含氧化合物制低碳烯烃与C₅+烃催化裂解耦合工艺:CN103804110B[P].2015-11-11.
- [7] Lin L, Zhao S, Zhang D, et al. Acid strength controlled reaction pathways for the catalytic cracking of 1-pentene to propene over ZSM-5[J]. ACS Catal, 2015, 5: 4048-4059.
- [8] 王晓宁,赵震,徐春明,等.C₄/C₅烃催化裂解制低碳烯烃的研究进展[J].应用化学, 2007, (11): 1225-1231.
- [9] 叶帅,何国军,袁春亮,等.C₄和C₅回炼对提高甲醇制烯烃(MTO)收率的研究[J].化学工程, 2019, 47(12): 68-72.
- [10] 刘生海,乌忠理,高翔,等.DMTO装置碱洗塔黄油生成原因分析与控制措施[J].石油化工, 2017, 46(10): 1332-1336. ■

(上接第239页)

- [21] Wang S, Jiang X, Wang R, et al. Numerical simulation of flow behavior of particles in a liquid-solid stirred vessel with baffles[J]. Advanced Powder Technology, 2017, 28(6): 1611-1624.
- [22] Ochieng A, Lewis A E. CFD simulation of solids off-bottom suspension and cloud height[J]. Hydrometallurgy, 2006, 82(1/2): 1-12.
- [23] Fořt I. On hydraulic efficiency of pitched blade impellers[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2011, 89(6): 611-615.
- [24] Hall S M. Rules of thumb for chemical engineers[M]. Elsevier Inc, 2018.
- [25] Hadane A, Khamar L, Benjelloun S, et al. CFD investigation of the agitation in the desupersaturation during the wet-process phosphoric acid (WPPA) process[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2020, 28(8): 2064-2074.
- [26] Hicks M T, Myers K J, Bakker A. Cloud height in solids suspension agitation[J]. Chemical Engineering Communications, 2007, 160(1): 137-155.
- [27] Hosseini S, Patel D, Ein-Mozaffari F, et al. Study of solid-liquid mixing in agitated tanks through computational fluid dynamics modeling[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2010, 49(9): 4426-4435.
- [28] Kresta S M, Wood P E. The mean flow field produced by a 45° pitched blade turbine: Changes in the circulation pattern due to off bottom clearance[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1993, 71(1): 42-53.
- [29] Pan H, Li J, Jin Y, et al. Numerical investigation of the effect of bottom shape on the flow field and particle suspension in a DTB crystallizer[J]. International Journal of Chemical Engineering, 2016, 2016: 1-11.
- [30] 钟天铨,汤文成,刘碧茜.推进式搅拌器固液混合的计算流体力学模拟[J].东南大学学报:自然科学版, 2016, 46(4): 713-719. ■