



金精矿生物氧化反应器的 离底悬浮及设计优化

郑成辉^{1,2}, 白悦¹, 严佐毅¹, 陈伟立², 李晓伟³, 林诚¹

(1.福州大学 石油化工学院, 福州 350108;

2.福建省环境科学研究院, 福州 350013;

3.厦门紫金矿冶设计研究院有限公司, 厦门 361101)

摘要:难处理金精矿的生物氧化浸出过程是一种新型、低污染、清洁的生产工艺。该生物氧化过程是在气液固三相生物搅拌釜反应器中进行的。在气液固三相生物搅拌釜反应器中,离底悬浮状态具有较低剪应力、较低能耗和较高相间传质系数的特点,是保证生物反应持续高效进行的一个优化条件。为了优化设置搅拌桨离底高度以实现生物氧化浸出反应过程的节能和高效,本文提出了一种通用的计算离底悬浮转速的公式,并采用实验数据进行验证。结果表明:针对精金矿体系气液固三相离底悬浮转速的计算误差低于 20%,所提出的公式和研究方法能够快速确定工程设计的优化参数,以实现节能和减少生物浸出的污染。

关键词:难处理金精矿;离底悬浮;搅拌釜;搅拌桨离底高度;预测模型

文章编号:1004-0609(2019)-04-0864-14

中图分类号:TQ021.1

文献标志码:A

难处理金精矿是一类低品位、低得率的矿物,若采用传统方法处理,该类矿物回收价值很低。生物氧化预处理工艺作为一种新型低能耗、低污染、高效的,可以减少二氧化硫和含砷等有毒废气排放的清洁生产工艺,具有相对经济、成本低廉的优势,获得业界的高度重视。由于气液固三相流搅拌反应釜具有操作灵活、适用性强的优点,目前这种生物预处理反应过程均在气液固三相搅拌釜中进行。这种气液固三相搅拌釜反应器广泛用于化工、生物、制药、湿法冶金、污水处理等相关过程工业中,属于具有高效率、低能耗和低污染的清洁生产技术。

在气液固三相生物搅拌釜中,一方面需要降低能耗,另一方面需要保证固体悬浮。降低能耗可以保证经济效益,在涉及剪切敏感型细菌参与反应时,还意味着可以减少系统湍流能量耗散,减少流体剪切作用^[1-2],增加细胞的存活率^[3-4],保证反应效率^[5]。然而,固体悬浮同样重要,是维持液固两相间良好接触以保证传质效率实现反应持续进行的必要条件。

离底悬浮是衡量固体是否全部悬浮临界状态^[6]。当达到离底悬浮条件时,由于在最低功率输入下所有

颗粒均在运动且与液相相接触,颗粒与液相间传质效果达到最佳。这时的搅拌桨转速为临界离底悬浮转速。当搅拌转速高于临界离底悬浮转速时,随着液相传递到固相表面速度的增大,耗散功率显著增大^[7],而传质系数仅会缓慢增加。因此,多相流离底悬浮转速的研究至今经久不衰^[7-17]。ZWIETERING^[8]率先基于量纲分析提出计算固液两相临界悬浮转速(N_{jsu})的经验式。

$$N_{jsu} = s_u \cdot n = s_u \cdot D^a d_p^b v_l^{\frac{1+2a+2b}{3}} g^{\frac{2+a+b}{3}} \left(\frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right) \quad (1)$$

式中: s_u 为 Zwietering 系数, n 为 Zwietering 因子。

其后,为了扩展临界悬浮转速计算公式的应用范围,后续学者除了对原有的参数进行修正外,还引入了轴功率、桨净空高度、通气速率等变量来改进模型^[7,9-12,14,18]。在气液固三相体系中,大部分文献仍然引用该关联式计算非曝气条件的临界离底悬浮转速。对于曝气量的影响,只是引入曝气量(气体空速、表观气速或气含率)作为新的修正参数与三相体系的临界离底悬浮转速进行简单的关联。多数文献认为临界离底悬浮转速与表观气速(N_{jsg})呈线性关系^[10-11,13,19-20]:

基金项目:国家自然科学基金资助项目(21506033, 21506033);福建省自然科学基金资助项目(2015J01052);福建省科技厅资助项目(2014R1004-3, 2016H4023)

收稿日期:2018-03-27; **修订日期:**2018-10-16

通信作者:林诚,教授,博士;电话:18050282236; E-mail: clin@fzu.edu.cn

$$N_{\text{jsg}} - N_{\text{jsu}} = \alpha \cdot Q_{\text{gv}} \quad (2)$$

REWATKAR 等^[13]进一步指出临界离底悬浮转速与表观气速满足关系式:

$$N_{\text{jsg}} - N_{\text{jsu}} = 132.7TD^{-1.67}u_t^{0.5}u_g。$$

然而,徐魁等^[21]则提出截然不同通气量影响规律,即对临界离底悬浮转速的影响服从指数关系:

$$N_{\text{jsg}} = N_{\text{jsu}} \cdot e^{kQ_{\text{gv}}} \quad (3)$$

针对搅拌桨净空高度对临界离底悬浮转速的影响,目前存在不同的研究结论。多数文献认为临界离底悬浮转速与搅拌桨净空高度之间存在简单的幂函数关系^[12-13,15]:

$$N_{\text{js}} \propto (C/D)^{\gamma} \quad (4)$$

式中: γ 的取值分别为0.21、0.127和0.10。

然而,部分学者在研究轴向桨时,指出曝气时搅拌桨在靠近曝气管位置时, N_{jsg} 会显著增加并且会出现一个极大值^[9,13,19]。不论搅拌桨放置于曝气管上方或下方,当搅拌桨越靠近曝气管则曝气时的离底悬浮转速越高,反之亦然。进一步分析发现,REWATKAR 等^[13]与 SARAVANAN 等^[15]和 GRENVILLE 等^[12]的实验装置区别在于,曝气装置是否安装在搅拌釜某个特定高度上。显然,离底悬浮转速的计算中需要考虑曝气管与搅拌桨相对位置的影响。

AYRANCI 等^[22-23]在研究搅拌桨净空高度对离底悬浮转速影响时,指出不同搅拌桨类型其净空高度的影响规律不同,并提出与截然不同的变化规律。对于PBT6搅拌桨遵循二次方的关系,而对于A310搅拌桨则遵循线性关系为

$$\text{PBT6: } s_u = 26.13(C/T)^2 - 2.91(C/T) + 5.27$$

$$\text{A310: } s_u = 6.47(C/T) + 5.88 \quad (5)$$

可见,文献中关于搅拌桨净空高度、曝气速率对临界离底悬浮转速的影响存在不一致的结论。因此,本文致力于研究在气液固三相体系下,离底悬浮转速同时受到搅拌桨位置和曝气因素影响下的变化规律,以期实现在特定的曝气量下,设计出最佳的搅拌桨安装位置,减小系统能耗、提高传质效率、降低系统剪切作用提高反应效率,以实现难处理金精矿预处理过程节能降耗、减污增效的效果。

2 离底悬浮模型的改进

2.1 模型假设

众所周知,固体的离底悬浮主要由底部流场决定,

离底悬浮转速的大小反映着动量是否容易传递到搅拌釜底部的固体颗粒上。如图1(a)所示,径向搅拌桨上下方独立形成两个的循环流场,当搅拌桨靠近曝气管时,由于曝气管并不妨碍搅拌桨下方的循环流场的流动通道,因此传递到底部的固体颗粒的动量基本不会有太大的变化,径向搅拌桨的离底悬浮转速不会升高。但是,如图1(b)所示,轴向搅拌桨的上下方形成一个整体的循环流场,当搅拌桨靠近曝气管位置时,由于曝气管减小了流体上下循环通路的截面积,因此,减小了传递至搅拌釜底部固体颗粒的动量,轴向搅拌桨的离底悬浮转速升高。

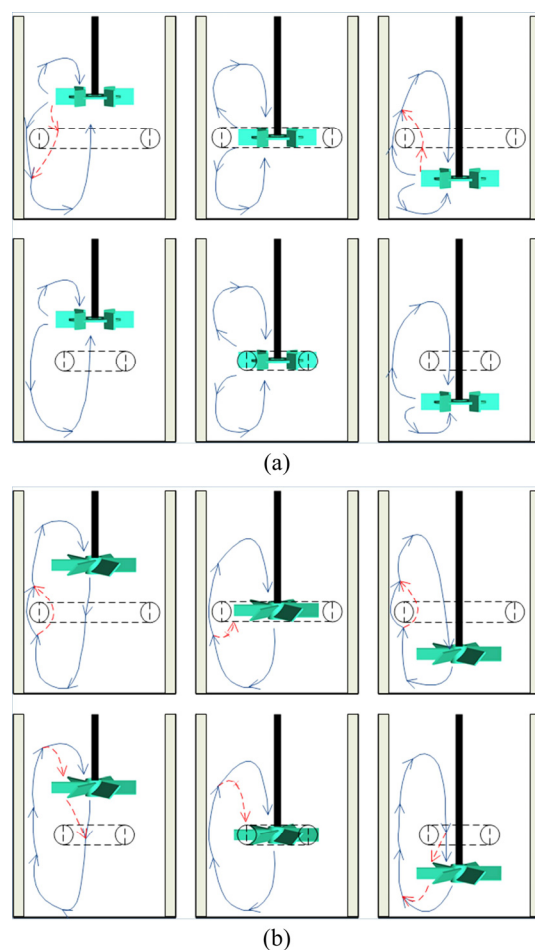


图1 搅拌釜内的流场示意图

Fig. 1 Schematic diagrams of flow field in stirred vessel: (a) Radial impeller; (b) Axial impeller (The impeller and sparger in middle bottom subfigures of (a) and (b) are just virtual relative position)

根据之前学者的工作^[9,13,19,22-23],针对采用轴流式向下推动桨且低固体积分率的情形,提出以下假设:

假设(1) 搅拌桨安装在任何一个高度临界离底悬浮转速都是一个正值, $N_{\text{jsg}} \geq N_{\text{jsu}} \geq 0$ 。

假设(2) 在理想状态下, 搅拌桨安装高度为 0 且不曝气时, 只要轻微的搅拌即可使固体悬浮, 因此可认为 $\lim_{C \rightarrow 0} N_{jsg} \geq \lim_{C \rightarrow 0} N_{jsu} = 0$ 。

假设(3) 曝气时搅拌桨在靠近曝气管位置时, 离底悬浮转速 N_{jsg} 会显著增加并且会出现一个极大值^[9,13], 因此, 在曝气管附近位置应该存在一个离底悬浮转速

的极大值, 即 $\left. \frac{\partial N_{jsg}}{\partial (C/D)} \right|_{C \approx h} = 0$ 。

假设(4) 随着搅拌桨与釜底距离的增加, 一方面, 搅拌对底部流场的影响逐步减弱, 此时临界离底悬浮转速会随着搅拌桨净空高度的增加而增加, 即

$\left. \frac{\partial N_{jsg}}{\partial (C/D)} \right|_{C \approx h+\Delta} < 0$; 另一方面, 随着搅拌桨与釜底距

离的增加, 搅拌桨与曝气管的距离也增加, 曝气对临界离底悬浮转速的影响逐渐减弱, 由假设(3)则得出在搅拌桨净空高度稍微大于曝气管所在位置高度时, 临界离底悬浮转速满足随着搅拌桨净空高度的增加而

降低, 即 $\left. \frac{\partial N_{jsg}}{\partial (C/D)} \right|_{C > h} > 0$ 。因此, 由于上述二因素的

反向影响, 在搅拌桨净空高度逐渐增加的过程中, 临界离底悬浮转速还会出现一个极小值, 即

$\left. \frac{\partial N_{jsg}}{\partial (C/D)} \right|_{C=x} = 0$ 。

假设(5) 当曝气量减小时, 对临界离底悬浮转速 N_{jsg} 的影响也逐步减小, 靠近曝气管位置的临界离底悬浮转速 N_{jsg} 逐步减小; 同时根据假设(4)所得的极小值会逐步向曝气管位置靠拢, 当曝气量趋近于 0 时, 假设(4)中曝气的影响消失, 产生极小值的位置无限逼近极大值点 ($x \rightarrow h$) 后消失形成驻点, 所以满足

$\left. \frac{\partial N_{jsu}}{\partial (C/D)} \right|_{C \approx h} = 0$, 且 $\left. \frac{\partial^2 N_{jsu}}{\partial (C/D)} \right|_{C \approx h} = 0$ 。

2.2 模型修正

影响临界离底悬浮转速的因素可以分为三类: 固液物性参数、几何结构参数、操作参数。可以表达为如下关联式:

$$N_{jsg} = f(\text{solid\&liquid properties, geometrical structure, operating conditions}) = f(d_p, v_1, \rho_s, \rho_l, D, \frac{C}{D}, \frac{h}{D}, \frac{D}{T}, B, Q_{gv}, \text{impeller type}) \quad (6)$$

虽然式(2)与式(3)看起来不同, 但采用泰勒展开式对式(3)展开并取前两项, 可以得到:

$$N_{jsg} \approx N_{jsu} (1 + k Q_g) = N_{jsu} + \alpha Q_{gv} \quad (7)$$

可见, 式(7)与式(2)是一致的。且当 $k Q_g \leq 0.5$ 时最大误差不超过 10%。因此, 本研究采用线性修正式(7)带入式(6), 整理可得:

$$N_{jsu} = N_{jsg} - \alpha Q_{gv} = f(d_p, v_1, \rho_s, \rho_l, D, \frac{C}{D}, \frac{h}{D}, \frac{D}{T}, B, \text{impeller type}) \quad (8)$$

Zwietering 系数作为一个与固液物性参数无关量, 可以用于简化临界离底悬浮关系式, 其与几何结构参数和操作参数之间的关系如下:

$$s_u = N_{jsu} / n = f(\frac{C}{D}, \frac{h}{D}, \frac{D}{T}, \text{impeller type}) \quad (9)$$

将式(9)代入式(4), 整理可得无因次参数关系式:

$$s_u \propto (C/D)^\gamma \quad (10)$$

为了满足假设(2)的要求, 结合文献的研究结果, 假设 Zwietering 系数 s_u 满足如下关系式:

$$s_u = f(\frac{C}{D}, \frac{h}{D}, \frac{D}{T}, \text{impeller type}) = \left(\frac{C}{D} \right)^\gamma f_1 \left(\frac{C}{D}, f_2 \left(\frac{h}{D}, \frac{D}{T}, \text{impeller type} \right) \right) \quad (11)$$

不论 $f_1 \left(\frac{C}{D}, f_2 \right)$ 采用何种表达式 C/D 项采用泰勒展开, 可以得到:

$$f_1 \left(\frac{C}{D}, f_2 \right) = k_1 + k_2 \left(\frac{C}{D} \right) + k_3 \left(\frac{C}{D} \right)^2 + O \left(\frac{C}{D} \right) \quad (12)$$

结合 Ayranci 提出的式(5), 式(12)中忽略高次项 $O \left(\frac{C}{D} \right)$, 并带入式(11)得到一个新的表达式:

$$s_u = \left(\frac{C}{D} \right)^\gamma \left[k_1 + k_2 \left(\frac{C}{D} \right) + k_3 \left(\frac{C}{D} \right)^2 \right] \quad (13)$$

结合假设条件, 则有: 1) $s_u|_{C/D=0}=0$, 且只有一个解; 2) $\frac{\partial s_u}{\partial (C/D)} = 0$ 只有一个解, 即

$$\delta \propto h/D \quad (14)$$

且 $\left. \frac{\partial^2 s_u}{\partial (C/D)^2} \right|_{C/D=\delta} = 0$ 。则可以得到以下线性方程组:

$$\gamma k_1 + (\gamma + 1) \delta k_2 + (\gamma + 2) \delta^2 k_3 = 0$$

$$\gamma(\gamma-1)k_1 + \gamma(\gamma+1)\delta k_2 + (\gamma+1)(\gamma+2)\delta^2 k_3 = 0 \quad (15)$$

设 $k_3=\beta$, 并解式(15)后带入式(13), 可得:

$$s_u = \beta \left(\frac{C}{D} \right)^\gamma \left[1 - \frac{2\gamma}{\gamma+1} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right) + \frac{\gamma}{\gamma+2} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right)^2 \right] = \beta' \left(\frac{C}{C} \right)^\gamma \left[\frac{1}{\gamma} (\delta)^2 - \frac{2\delta}{\gamma+1} \left(\frac{C}{D} \right) + \frac{1}{\gamma+2} \left(\frac{C}{D} \right)^2 \right] \quad (16)$$

式中: $\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \propto \frac{C}{h}$ 代表着搅拌桨和曝气管的相对位置。

式(16)即是本文要推导的 Zwietering 系数与搅拌桨净空高度的新关系式。

由于径向桨与轴向桨相比不存在流体流动通路受阻的情况, 因此径向桨依然满足式(7)关系, 这里可以将轴向桨作为底桨和径向桨作为底桨的 Zwietering 系数与搅拌桨净空高度的关系式统一起来:

$$s_u = \beta \left(\frac{C}{D} \right)^\gamma \left[1 - \frac{2\gamma}{\gamma+1} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right) + \frac{\gamma}{\gamma+2} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right)^2 \right]^n \quad (17)$$

式中: 当轴向桨安装在底部时 $n=1$, 当径向桨安装在底部时 $n=0$ 。

结合式(17)和式(7)可得, 曝气条件下的 Zwietering 系数关联式为

$$s_g = \beta \left(\frac{C}{D} \right)^\gamma \left[1 + \frac{2\gamma}{\gamma+1} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right) + \frac{\gamma}{\gamma+2} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right)^2 \right]^n (1+kQ_{gv}) \quad (18)$$

这里, 在缺乏有效的理论基础分析条件下, k 可以通过实验数据拟合确定。

在曝气系统中, 不同的因素导致了曝气速率与离底悬浮转速之间的相互作用关系非常复杂, 从机理上确定影响关系非常困难, 但气体的加入会明显减少了液体流入搅拌釜底部而导致固体悬浮能力降低及搅拌能耗的增加^[9,13]。

2.3 模型验证

当曝气装置下移至搅拌釜底部或不存在曝气装置时, $h \rightarrow 0$, 则 $\delta \rightarrow 0$, 式(16)可以简化为

$$s_u = \frac{\beta'}{\gamma+2} \left(\frac{C}{D} \right)^{2+\gamma} = \frac{\beta'}{\gamma+2} \left(\frac{C}{D} \right)^\gamma \quad (19)$$

可见, 式(19)与式(10)的表达形式相同, 这与多数文献报道一致。

另外一种情形, 当 $\gamma \rightarrow 0$ 时, $\left(\frac{C}{D} \right)^\gamma$ 项可以忽略,

若还满足 $\lim_{\gamma \rightarrow 0} \frac{k\delta^2}{\gamma} = 1$, 式(16)可以简化为

$$s_u = \beta - \frac{2k\delta\beta}{\gamma+1} \left(\frac{C}{D} \right) + \frac{k\beta}{\gamma+2} \left(\frac{C}{D} \right)^2 \approx \beta - 2\delta k\beta \left(\frac{C}{D} \right) + \frac{1}{2} k\beta \left(\frac{C}{D} \right)^2 \quad (20)$$

若进一步满足 $|\delta| \gg 1/4$ 时, 则 $\left(\frac{C}{D} \right)^2$ 项也可以忽略, 式(20)可以简化为

$$s_u = \beta - 2k\delta\beta \left(\frac{C}{D} \right) \quad (21)$$

根据上文中提到的 Ayranci 关系式(5)在满足 $D=T/3$ 的条件下得出的, 因此可以进一步整理得:

$$\begin{aligned} \text{PBT6: } s_u &= 5.27 - 0.97(C/D) + 2.90(C/D)^2 \\ \text{A310: } s_u &= 5.88 + 2.16(C/D) \end{aligned} \quad (22)$$

对照式(20)、式(21)和式(22), 可见本模型经简化后与 AYRANCI 等^[22-23]研究结果一致。进一步利用式(16)拟合实验数据, 拟合后的参数见表1, 拟合效果见图2。

如表1所列, PBT6 的相关参数符合式(19)简化过程的假设条件 $\lim_{\gamma \rightarrow 0} \frac{k\delta^2}{\gamma} = 1$, A310 的相关参数还进一步满足式(20)简化过程的假设条件 $|\delta| \gg 1/4$ 。如图2所示, 利用式(16)重新拟合曲线和 Ayranci 关系曲线非

表1 新模型和 Ayranci 模型的参数差别

Table 1 Difference between new model and Ayranci model

Impeller	New model						k_{\max}	Ayranci model		
	β	γ	δ	R^2	$-2\delta\beta$	$\beta/2$		β	$-2\delta k\beta$	$k\beta/2$
PBT6	5.22	0.011	0.098	0.9985	-1.022	2.612	1.11	5.27	-0.97	2.90
A310	6.45	0.074	-0.880	0.9978	11.358	3.226	0.19	5.88	2.16	0

表 2 设备参数和实验条件

Table 2 Equipment setup and study factors

Equipment setup	Detail	Factors	Value
Reactor diameter	$T=226\text{ mm}$	Solid concentration	5%, 10%, 15%, 20%
Reactor height	$H=2.25T$	Aeration rate	0 L/min, 4 L/min, 8 L/min, 12 L/min
Impeller	PBT6: $D=100\text{ mm}$, 75 mm	Impeller clearance	0.20 T , 0.22 T , 0.25 T , 0.29 T , 0.33 T , 0.37 T , 0.40 T
	A310: $D=100\text{ mm}$		
	HEDT: $D=100\text{ mm}$		
	HEDT-A310: $D=100\text{ mm}$		
Baffle width	$T/10$	Aeration pipe position	Off bottom of reactor $h=40\text{ mm}$

4 结果与讨论

4.1 离底悬浮转速

4.1.1 搅拌桨类型的影响

为了研究不同类型桨对离底悬浮影响的规律, 轴向、径向和组合搅拌桨各选一组离底悬浮数据作图分析, 见图 4。轴向采用 PBT6 向下推动桨, 径向采用 HEDT 桨, 组合搅拌桨采用以 HEDT 为底桨、A310 为上层桨的组合搅拌桨。离底悬浮转速的变化趋势见图 4。

如图 4 所示, 当搅拌桨靠近曝气管位置, 径向搅拌桨和组合搅拌桨(底桨采用径向桨)的离底悬浮转速并不会出现升高的现象, 但轴向搅拌桨离底悬浮转速会出现升高的现象, 这与文献报道的相一致^[9,13]。如图 4(a)所示, 曝气量对离底悬浮转速的影响比较明显。如图 4(b)所示, 采用径向桨曝气量对离底悬浮转速的影响并不明显。如图 4(c)所示, 采用径向轴向桨组合曝气量对离底悬浮转速也有比较明显的影响。

4.1.2 曝气量的影响

针对气液固三相体系, 首先研究曝气对离底悬浮的影响, 以期实现在后续的研究中排除曝气量的影响。采用式(7)拟合临界离底悬浮转速与曝气速率的关系。进一步处理后可以得到一组的 N_{jsg} 预测值, 与实验测量结果的比较见图 5。

如图 5 所示, PBT6 桨、A310 桨、HEDT 桨和 HEDT-A310 组合桨拟合后的误差分别低于 25%、30%、5%和 10%。可见, 拟合结果与实验值很吻合, 这也进一步证实曝气条件下的离底悬浮转速增量与曝气量成正比。利用公式 $N_{jsu}=N_{jsg}-kQ_g$ 还可以得出一组 N_{jsu} 和 k 的值应用于后续分析。

4.1.3 固体浓度的影响

ZWIETERING^[8]提出离底悬浮转速与固液质量比之间的关系 $d=0.125$ 后, BALDI 等^[7]指出固液两相单桨、具有粒径分布的体系中满足 $N_{js} \propto B^d$ 的关系。后续研究者则提出离底悬浮转速与固体质量浓度之间的关系满足 $N_{js} \propto X^{d[9-10,13-15,24-25]}$ 。REWATKAR 等^[13]提出 PBT6 桨中 $d=0.10$, 而 DUTTA 等^[14]则认为 PBT6 桨中 $d=0.175$, SARAVANAN 等^[15]采用双桨搅拌器得到 $d=0.149$, 而后 BAO 等^[10]修改为 $d=0.15$, DOHI 等^[9]则针对大尺寸搅拌桨进行修正得到 $d=0.22$ 。可见不同学者对于固体浓度对临界离底悬浮转速的影响关系都采用指数形式, 但所给出的指数值均不相同, 因此应根据具体情况开展实验测定。

利用前文获得的 N_{jsu} 数据和方程 $N_{jsu}=k'B^d$ 进行回归分析, 分别获得适用于的 PBT6 桨、A310 桨、HEDT 桨和 HEDT-A310 组合桨的指数 d 为 0.091、0.115、0.004、0.018。利用拟合式预测 N_{jsu} 值与实验值比较见图 6。

如图 6 所示, 针对 PBT6 桨、A310 桨、HEDT 桨和 HEDT-A310 组合桨, 拟合后的误差分别小于 20%、25%、10%和 15%。因此, 预测的结果与实验值吻合, 实验结果满足文献报道的 $N_{jsu}=k'B^d$ 的关系。利用式(9)可进一步计算出 s_u 用于后续分析。

4.1.4 搅拌桨离底高度的影响

为了进一步验证模型公式(18)的适用性, 分别对以下几种情形进行拟合: 1) 直径 100 mm 的 PBT6 桨; 2) 直径为 75 mm 的 PBT6 桨; 3) 直径为 100 mm 的 A310 桨; 4) 直径为 100 mm 的 HEDT 桨; 5) 直径为 100 mm 的 HEDT-A310 组合桨。

表 3 显示, 由实验数据拟合获得的 δ 值与 h/D 值极为接近, 相对误差均不为超过 8%, 即满足 $\delta \approx h/D$, 这和式(14)相一致。图 7(a)~(d)显示, PBT6、A310、

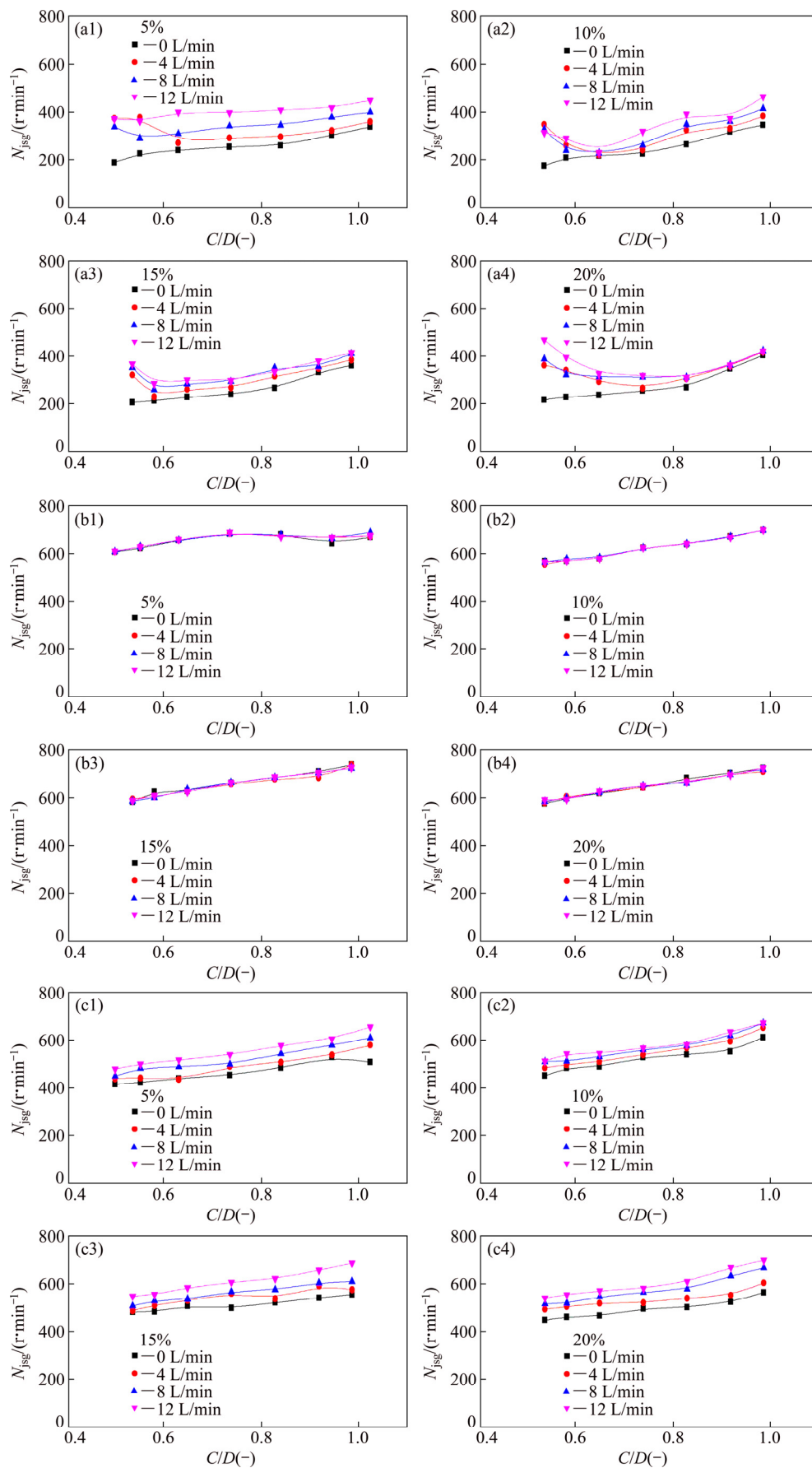


图4 搅拌桨净空高度对离底悬浮转速的变化趋势

Fig. 4 Change trend of just suspension speed via impeller clearances: (a) PBT6; (b) HEDT; (c) HEDT-A310

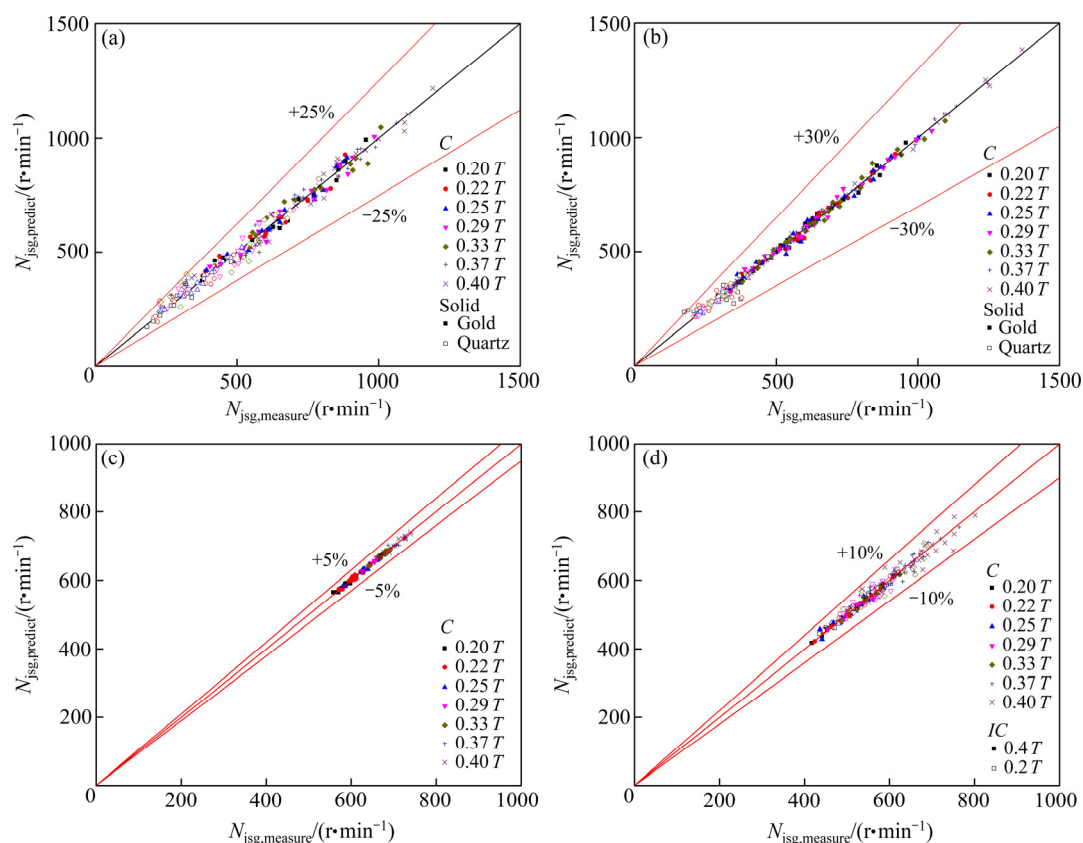
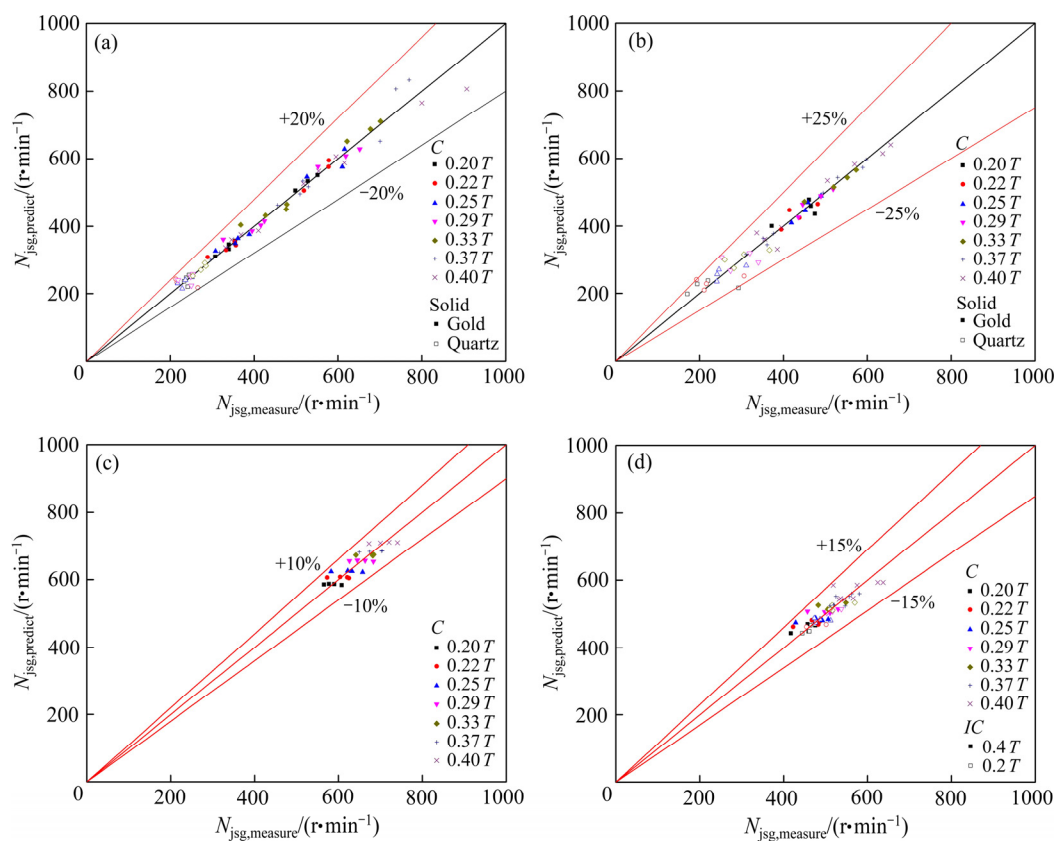
图5 N_{jsg} 的预测值和实验值对比结果Fig. 5 Comparison of predicted and experimental N_{jsg} : (a) PBT6; (b) A310; (c) HEDT; (d) HEDT-A310图6 N_{jsu} 的预测值和实验值对比结果Fig. 6 Comparison of predicted and experimental N_{jsu} : (a) PBT6; (b) A310; (c) HEDT; (d) HEDT-A310

表 3 离底悬浮和搅拌桨离底高度模型的拟合结果

Table 3 Fitting result of model between just suspension and impeller clearance

Impeller	Diameter/mm	Fitting result				h/D	$\delta-(h/D)$
		R^2	β	γ	δ		
PBT6	75	0.9984	18.86	0.4780	0.5414	0.5333	0.0081
PBT6	100	0.9964	19.24	0.5420	0.4122	0.4000	0.0122
A310	100	0.9891	14.21	0.323	0.3680	0.4000	-0.0320
HEDT	100	0.9674	15.45	0.2930	—	0.4000	—
HEDT-A310	100	0.9895	11.76	0.3243	—	0.4000	—

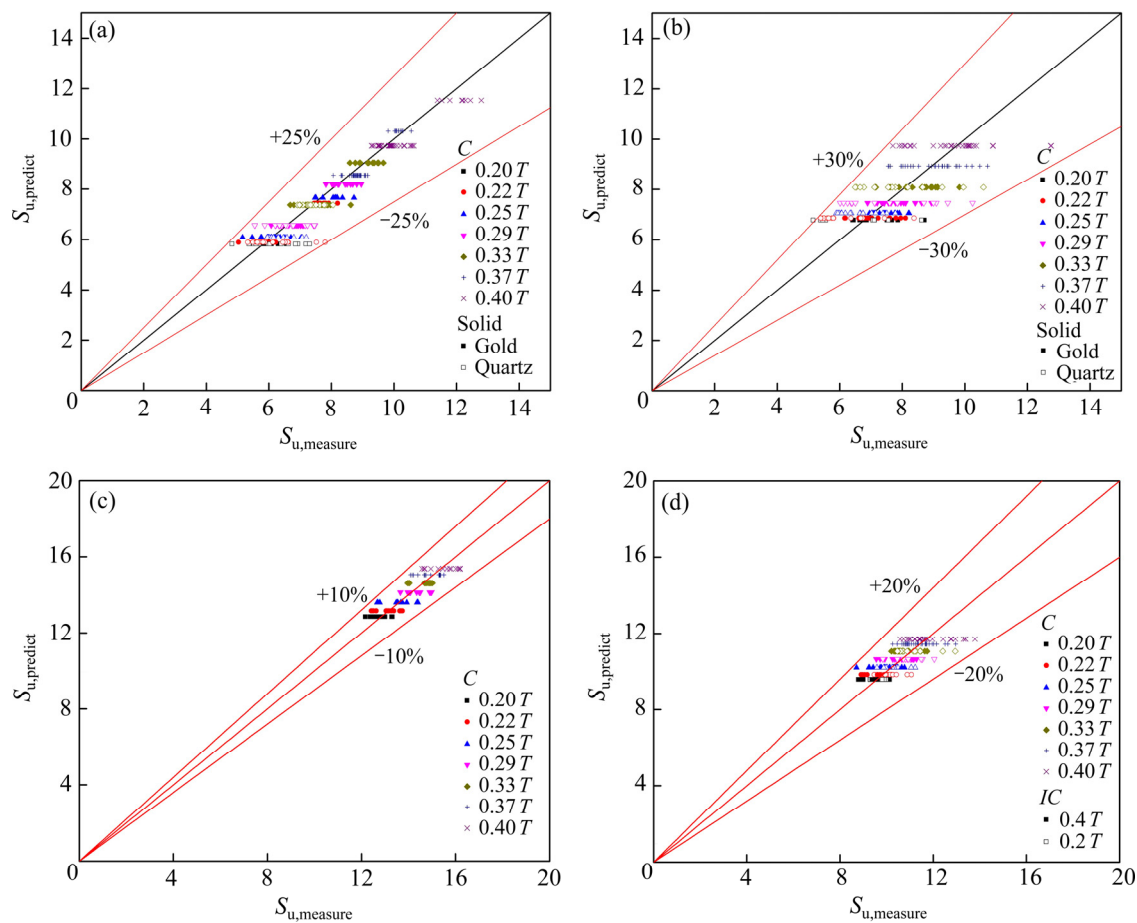


图 7 s_u 预测值和实验值对比结果

Fig. 7 Comparison of predicted and experimental s_u : (a) PBT6; (b) A310; (c) HEDT; (d) HEDT-A310

HEDT 和 HEDT-A310 预测值与实验结果的误差分别小于 25%、30%、10%和 20%。显然，本文推导的关系式同时适用于轴向桨和径向桨。

4.2 曝气量影响系数

文献[13]中指出曝气对离底悬浮转速的影响因素很复杂，为了进一步解释金精矿体系的离底悬浮转速的变化规律，需进一步研究曝气量影响系数的变化规律。为了排除多因素影响，本文选择金精矿颗粒做进

一步研究。首先，分析固体浓度对系数的影响。PBT6 桨、A310 桨、HEDT 桨和 HEDT-A310 组合桨的曝气量影响系数与固体浓度的相关系数分别小于 0.313、0.316、0.232 和 0.370，所以固体浓度的影响很小，可以排除。其次，将曝气量影响系数 k 与 C/D 进行作图，见图 8。

根据图 8，得到轴向桨 PBT6 桨和 A310 桨均的曝气量影响系数与 C/D 的关系大致呈二次方关系，采用二次方程来拟合。而径向 HEDT 桨和 HEDT-A310 组

合浆的曝气量影响系数与 C/D 的关系趋势大致呈线性关系效果, 采用线性方程来拟合。金精矿体系中适用于各种桨的拟合关系式为

$$\text{PBT6: } k=0.215-0.332(C/D)+0.157(C/D)^2$$

$$\text{A310: } k=0.136-0.154(C/D)+0.0866(C/D)^2$$

$$\text{HEDT: } k=0.000594-0.000589(C/D)$$

$$\text{HEDT-A310: } k=0.00781+0.01463(C/D) \quad (23)$$

4.3 曝气条件下 Zwietering 系数的预测

综上分析结果, 可以得出适用于曝气体系的通用 Zwietering 系数预测公式:

$$s_g = \beta \left(\frac{C}{D} \right)^\gamma \left[1 - \frac{2\gamma}{\gamma+1} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right) + \frac{\gamma}{\gamma+2} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right)^2 \right]^n \cdot \left[1 + \left(a + b \left(\frac{C}{D} \right) + c \left(\frac{C}{D} \right)^2 \right) Q_g \right] \quad (24)$$

式中: 当轴向桨安装在底部时, $n=1$, 当径向桨安装在底部时, $n=0$ 。

利用式(24)预测不同条件下的 Zwietering 系数,

并与实验数据一起作图, 见图 9。如图 9 所示, 预测的曲线与实验数据非常吻合。为了进一步分析误差, 利用预测和实验数据进行作图, 见图 10。如图 10 所示, 针对金精矿体系, 上述研究得到的拟合方程的预测曝气条件下 PBT6、A310 桨、HEDT 桨和 HEDT-A310 组合桨的 Zwietering 系数所产生的误差均小于 20%。

5 结论

1) 推导出更通用的适用于表征搅拌桨净空高度对临界离底悬浮转速影响的 Zwietering 系数模型, 即

$$s_u = \beta \left(\frac{C}{D} \right)^\gamma \left[1 - \frac{2\gamma}{\gamma+1} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right) + \frac{\gamma}{\gamma+2} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right)^2 \right]^n$$

当轴向桨安装在底部时 $n=1$; 当径向桨安装在底部时 $n=0$ 。该关联式可以简化为普遍报道的关系式, 即

$$s_u = \frac{\beta'}{\gamma+1} \left(\frac{C}{D} \right)^{\gamma'}$$

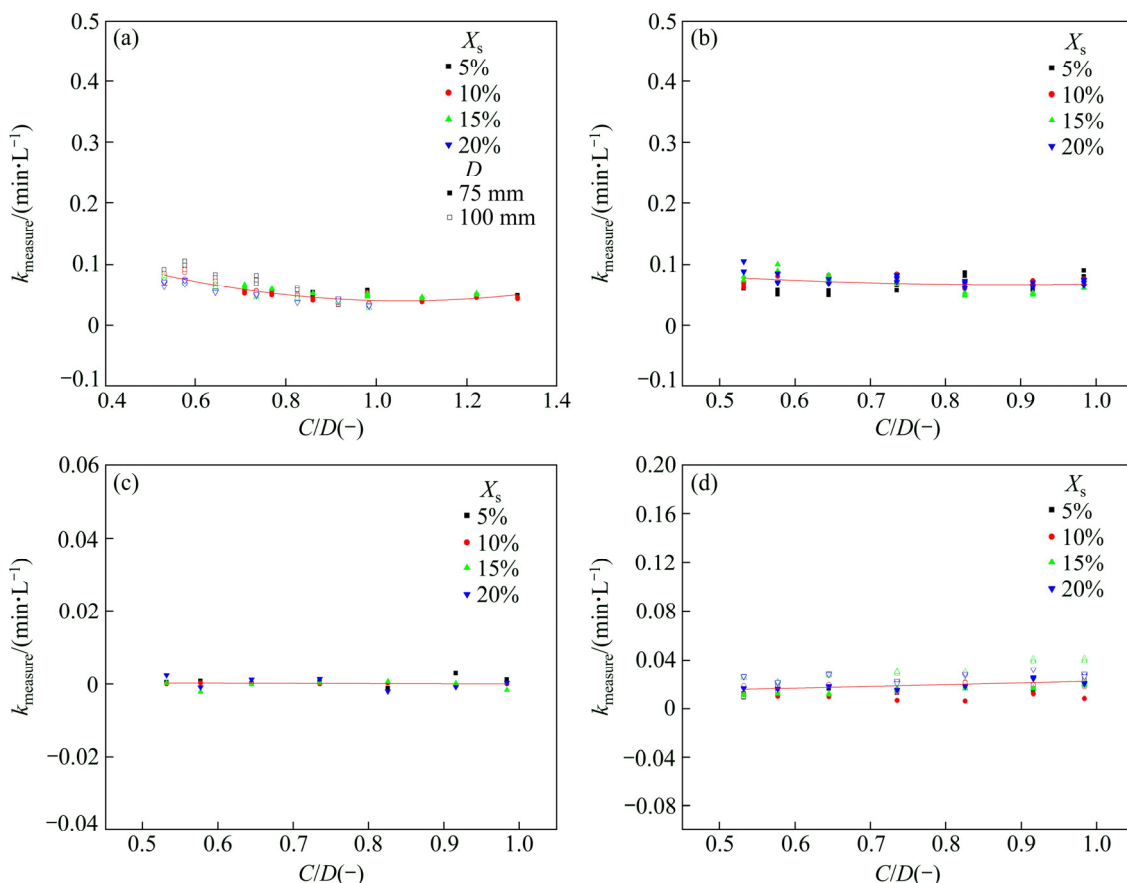


图 8 曝气量影响系数的变化趋势

Fig. 8 Change trend of Zwietering coefficient in aeration stirred vessel: (a) PBT6; (b) A310; (c) HEDT; (d) HEDT-A310

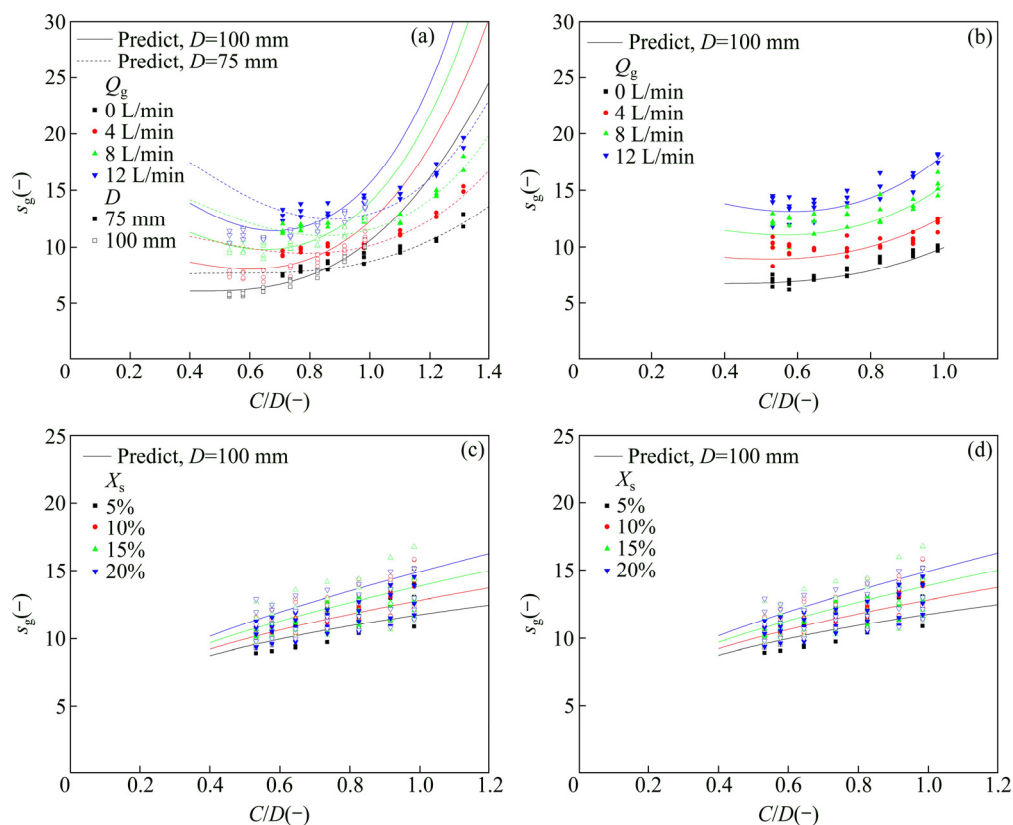
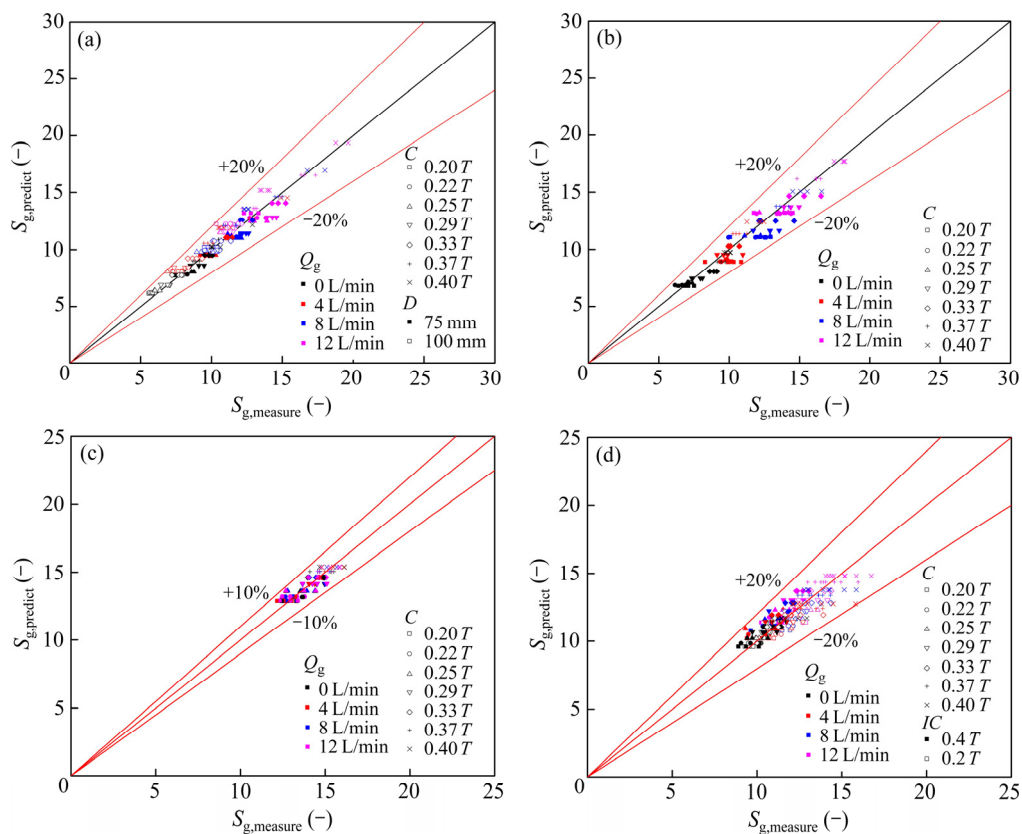


图9 曝气条件下 Zwietering 系数的变化趋势

Fig. 9 Change trend of Zwietering coefficient in aeration stirred vessel: (a) PBT6; (b) A310; (c) HEDT; (d) HEDT-A310

图10 s_g 的预测值和实验值对比结果Fig. 10 Comparison of predicted and experimental s_g : (a) PBT6; (b) A310; (c) HEDT; (d) HEDT-A310

在特定条件下(如采用轴向桨, $\gamma \rightarrow 0$, $|\delta| \gg 1/4$)还可以简化为 AYRANCI 等^[22]关系式, 即

$$\text{PBT6: } s_u = \beta - 2\delta k\beta(C/D) + 1/2k\beta(C/D)^2$$

$$\text{A310: } s_u = \beta - 2\delta k\beta(C/D)$$

2) 针对以金精矿为固体的体系, 曝气量相关系数 k 与 C/D 呈二次方关系, 并可以得到曝气条件下的 Zwietering 系数 s_g 的计算公式, 即

$$s_g = \beta \left(\frac{C}{D} \right)^\gamma \left[1 - \frac{2\gamma}{\gamma+1} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right) + \frac{\gamma}{\gamma+2} \left(\frac{1}{\delta} \frac{C}{D} \right)^2 \right]^n \cdot \left[1 + \left(a + b \left(\frac{C}{D} \right) + c \left(\frac{C}{D} \right)^2 \right) Q_g \right]$$

式中: 当轴向桨安装在底部时 $n=1$, 当径向桨安装在底部时 $n=0$ 。

利用上式预测的 Zwietering 系数与实验数据误差低于 20%。通过该公式还可确定不同曝气量下搅拌桨与曝气管的最佳相对位置, 确保离底悬浮转速最小, 降低系统能耗和剪切作用, 提高系统传质效率, 保证生物氧化预处理过程持续高效运行, 减少污染物产生。

3) 利用本文推导的模型进行逐步拟合分析, 每个步骤拟合后预测结果与实验数据比较误差均低于 30%, 其中 PBT6 和 A310 轴向桨的参数 δ 与理论值 h/D 相对误差不超过 8%, 而 HEDT 径向桨和 HEDT-A310 组合桨遵循简化关系式 $s_u = \beta(C/D)^\gamma$ 。因此, 本文导出的临界离底悬浮转速的 Zwietering 系数 s_u 和 s_g 的计算公式是可靠的。

NOMENCLATURE

a exponent of impeller diameter in Zwietering expression
 a' coefficient in the relationship between just suspension speed and the gas volume fraction
 B mass of solid per liquid times 100
 b exponent of solid particle size in Zwietering expression
 b' coefficient in the relationship between just suspension speed and the gas volume fraction
 C distance of the impeller from the reactor(tank, also called vessel)bottom, also called impeller clearance(m)
 c exponent of density ratio in Zwietering expression
 D impeller diameter (m)
 D_s solid dispersion coefficient (m^2/s)
 D_g gas dispersion coefficient (m^2/s)

d exponent of B or X in Zwietering expression
 d_b gas bubble size(m)
 d_p solid particle size (m)
 g acceleration of gravity (m/s^2)
 H height of liquid above reactor(tank)bottom (m)
 h ring sparger clearance, the placed height from the center of the flat bottom(m)
 k factor of the equation
 k_c constant accounts for the net effect of liquid circulation on solid suspension
 N_{js} critical impeller speed, also called just suspension impeller speed (r/min)
 n factor in the Zwietering's expression (s^{-1})
 Q_{gv} volume basis as specific aeration rates (s^{-1})
 s dimensionless parameter used in Zwietering's correlation, called Zwietering constant
 T reactor (tank) diameter (m)
 X solid concentration, also called solid mass fraction or, solid loading (%wt)
 u_g surface-based air addition rate or superficial gas (m/s)
 u_t terminal settling velocity (m/s)
 u_c liquid circulation velocity (m/s)

Greek symbols

α coefficient between the volume basis as specific aeration rates and the just suspension speed increment cause by aeration
 α' coefficient between the volume basis as specific aeration rates and the Zwietering constant increment cause by aeration
 β coefficient in the relationship between Zwietering constant and impeller clearance
 γ exponent in the relationship between just suspension speed (or Zwietering constant) and impeller clearance
 γ' exponent in the relationship between just suspension speed and the gas volume fraction
 δ stagnation point of the new model
 μ liquid viscosity ($\text{Pa}\cdot\text{s}$)
 ν kinematic viscosity (m^2/s)
 ρ density (kg/m^3)
 ε volume fraction(%)

Subscripts

B bottom of reactor(tank)
 g gas or gassed conditions

H height of liquid
 u ungassed conditions
 l liquid
 S position of sparger
 s solid
 p particle
 js just suspended condition for solids

Abbreviations

HEDT half elliptical blades disk turbine

REFERENCES

- [1] AMEUR H, BOUZIT M. Power consumption for stirring shear thinning fluids by two-blade impeller[J]. *Energy*, 2013, 50(2): 326–332.
- [2] BUFFO M M, CORRÊA L J, ESPERANÇA M N, CRUZ A J G, FARINAS C S, BADINO A C. Influence of dual-impeller type and configuration on oxygen transfer, power consumption, and shear rate in a stirred tank bioreactor[J]. *Biochem Eng J*, 2016, 114(10): 130–139.
- [3] CHISTI Y, JAUREGUI-HAZA J U. Oxygen transfer and mixing in mechanically agitated airlift bioreactors[J]. *Biochem Eng J*, 2002, 10(2): 143–153.
- [4] LIU Yu, WANG Ze-Jian, XIA Jian-ye, HARINGA C, LIU Ya-ping, CHU Ju, ZHUANG Ying-ping, Zhang Si-liang. Application of Euler-Lagrange CFD for quantitative evaluating the effect of shear force on *Carthamus tinctorius* L. cell in a stirred tank bioreactor[J]. *Biochem Eng J*, 2016, 114: 209–217.
- [5] ZHENG Cheng-hui, HUANG Yi-juan, GUO Jia-shun, CAI Ru-yu, ZHENG Hui-dong, LIN Cheng, CHEN Qing-gen. Investigation of cleaner sulfide mineral oxidation technology: Simulation and evaluation of stirred bioreactors for gold-bioleaching process[J]. *Journal of Cleaner Production*, 2018, 192(8): 364–375.
- [6] ANGST R, KRAUME M. Experimental investigations of stirred solid/liquid systems in three different scales: Particle distribution and power consumption[J]. *Chem Eng Sci*, 2006, 61(9): 2864–2870.
- [7] BALDI G, CONTI R, ALARIA E. Complete suspension of particles in mechanically agitated vessels[J]. *Chem Eng Sci*, 1978, 33(1): 21–25.
- [8] ZWIETERING T N. Suspending of solid particles in liquid by agitators[J]. *Chem Eng Sci*, 1958, 8(3): 244–253.
- [9] DOHI N, TAKAHASHI T, MINEKAWA K, KAWASE Y. Power consumption and solid suspension performance of large-scale impellers in gas-liquid-solid three-phase stirred tank reactors[J]. *Chem Eng J*, 2004, 97(2/3): 103–114.
- [10] BAO Yu-yun, HAO Zhi-gang, GAO Zheng-ming, SHI Li-tian, SMITH J M, THORPE R B. Gas dispersion and solid suspension in a three-phase stirred tank with multiple impellers[J]. *Chem Eng Commun*, 2006, 193(7): 801–825.
- [11] VAN DER WESTHUIZEN A P, DEGLON D A. Solids suspension in a pilot-scale mechanical flotation cell: A critical impeller speed correlation[J]. *Miner Eng*, 2008, 21(8): 621–629.
- [12] GRENVILLE R K, MAK A T C, BROWN D A R. Suspension of solid particles in vessels agitated by axial flow impellers[J]. *Chem Eng Res Des*, 2015, 100: 282–291.
- [13] REWATKAR V B, RAGHAVA RAO K S M S, JOSHI J B. Critical impeller speed for solid suspension in mechanically agitated three-phase reactors. 1. Experimental part[J]. *Ind Eng Chem Res*, 1991, 30(8): 1770–1784.
- [14] DUTTA N N, PANGARKAR V G. Critical impeller speed for solid suspension in multi-impeller agitated contactors: Solid-liquid system[J]. *Chem Eng Commun*, 1995, 137(1): 135–146.
- [15] SARAVANAN K, PATWARDHAN A W, JOSHI J B. Critical impeller speed for solid suspension in gas inducing type mechanically agitated contactors[J]. *Can J Chem Eng*, 1997, 75(8): 664–676.
- [16] ZHU Yong-gang, WU Jie. Critical impeller speed for suspending solids in aerated agitation tanks[J]. *Can J Chem Eng*, 2002, 80(4): 1–6.
- [17] RAGHAVA RAO K S M S, REWATKAR V B, JOSHI J B. Critical impeller speed for solid suspension in mechanically agitated contactors [J]. *AIChE J*, 1988, 34(8): 1332–1340.
- [18] BAO Yu-yun, ZHANG Xin-nian, GAO Zheng-ming, CHEN Lei, CHEN Jian-feng, SMITH J M, KIRKBY N F. Gas dispersion and solid suspension in a hot sparged multi-impeller stirred tank[J]. *Ind Eng Chem Res*, 2008, 47(6): 2049–2055.
- [19] CHAPMAN C M, NIENOW A W, COOKE M, MIDDLETON J C. Particle-gas-liquid mixing in stirred vessels. Part III: Three-phase mixing[J]. *Chem Eng Res Des*, 1983, 61(5): 167–181.
- [20] WONG C W, WANG J P, HUANG S T. Investigations of fluid dynamics in mechanically stirred aerated slurry reactors[J]. *Can J Chem Eng*, 1987, 65(3): 412–419.
- [21] 徐 魁, 戴干策. 气-液-固三相体系颗粒完全离底悬浮的临界搅拌转速[J]. *华东理工大学学报*, 1996, 22(4): 369–374.
- [22] XU Kui, DAI Gan-ce. Studies on the impeller speed of complete suspension of particles for gas-liquid-solid three phases system in stirred vessels[J]. *Journal of East China University of Science and Technology*, 1996, 22(4): 369–374.
- [22] AYRANCI I, KRESTA S M. Design rules for suspending concentrated mixtures of solids in stirred tanks[J]. *Chem Eng Res Des*, 2011, 89(10): 1961–1971.
- [23] AYRANCI I, KRESTA S M. Critical analysis of Zwietering

- correlation for solids suspension in stirred tanks[J]. Chem Eng Res Des, 2014, 92(3): 413–422.
- [24] REWATKAR V B, JOSHI J B. Critical impeller speed for solid suspension in mechanically agitated three-phase reactors. 2. Mathematical model [J]. Ind Eng Chem Res, 1991, 30(8): 1784–1791.
- [25] DUTTA N N, PANGARKAR V G. Critical impeller speed for solid suspension in multi-impeller three phase agitated contactors[J]. Can J Chem Eng, 1995, 73(3): 273–283.

Just suspension and design optimization of bio-oxidation stirred reactor for refractory gold concentrate

ZHENG Cheng-hui^{1,2}, BAI Yue¹, YAN Zuo-yi¹, CHEN Wei-li², LI Xiao-wei³, LIN Cheng¹

(1. School of Chemical Engineering, Fuzhou University, Fuzhou 350108, China;

2. Fujian Provincial Academy of Environmental Science, Fuzhou 350013, China;

3. Xiamen Zijin Mining & Metallurgy Technology Co., Ltd., Xiamen 361101, China)

Abstract: The bio-oxidation leaching process of the refractory gold concentrate, which proceeds in a gas-liquid-solid stirred bioreactor, is a new type of the lower pollution and cleaner production technology. In gas-liquid-solid stirred bioreactor, the just suspension is the optimal condition for bio-reaction, because of its advantage in the minimum of shear stress and power consumption and the maximum of mass transfer efficiency between phases. In order to save the energy and ensure the bio-reaction efficiency, this paper is devoted to study the optimal location of the impeller. Based on the previous studies, a general formula for calculating the just suspension speed is derived and verified by the experimental data. The results show that the overall errors of the prediction result are less than 20% when the refractory gold concentrate is used as solid phase in gas-liquid-solid three phase flows. The formula and method recommended in this paper can quickly acquire the optimal parameters for engineering design, so that the energy saving and reducing pollution in the bio-leaching of the refractory gold concentrate can be realized.

Key words: refractory gold concentrate; just suspension; stirred reactor; impeller clearance; prediction model

Foundation item: Projects (21506033, 21506033) supported by the National Natural Science Foundation of China; Project (2015J01052) supported by the Natural Science Foundation of Fujian Province, China; Projects (2014R1004-3, 2016H4023) supported by Science and Technology Department of Fujian Province, China

Received date: 2018-03-27; **Accepted date:** 2018-10-16

Corresponding author: LIN Cheng; Tel: +86-18050282236; E-mail: clin@fzu.edu.cn; doki_z@qq.com

(编辑 何学锋)