

doi: 10.12068/j.issn.1005-3026.2018.02.010

# 吹氩钢包内气泡聚并破碎和运动行为

勾大钊<sup>1,2</sup>, 王伟先<sup>2,3</sup>, 耿佃桥<sup>1,2</sup>, 雷洪<sup>1,2</sup>

(1. 东北大学 材料电磁过程研究教育部重点实验室, 辽宁 沈阳 110819; 2. 东北大学 冶金学院, 辽宁 沈阳 110819;  
3. 东北特钢集团 北满特殊钢有限责任公司, 黑龙江 齐齐哈尔 161041)

**摘 要:** 基于 Euler-Euler 双流体模型及 PBM 模型, 建立了吹氩钢包流场数学模型. 此模型考虑了吹氩钢包内气液两相之间的曳力、升力、湍流扩散力和气泡的聚并和破碎等因素. 研究了气泡聚并破碎对钢包钢液内含气率、气泡速度和混匀时间的影响, 并与定气泡直径下的流场进行对比. 数值结果表明: PBM 模型的预测值更接近实验结果; 钢包内气泡分布为中心区域气泡直径大, 从中心到气液边界处气泡直径逐渐减小, 气液两相区边界处直径最小; 在钢包轴线上气泡速度先急剧增加然后缓慢减小, 在接近液面处气泡速度又急剧减小.

**关键词:** 钢包; 气泡; 聚并破碎; Luo 模型; 群体平衡模型(PBM)

中图分类号: TF 769.2 文献标志码: A 文章编号: 1005-3026(2018)02-0195-05

## Bubble Coalescence/Breakage and Movement in the Ladle with Argon Blowing

GOU Da-zhao<sup>1,2</sup>, WANG Wei-xian<sup>2,3</sup>, GENG Dian-qiao<sup>1,2</sup>, LEI Hong<sup>1,2</sup>

(1. Key Laboratory of Electromagnetic Processing of Materials, Ministry of Education, Northeastern University, Shenyang 110819, China; 2. School of Metallurgy, Northeastern University, Shenyang 110819, China;  
3. Beiman Special Steel Company Limited, Dongbei Special Steel Group, Qiqihar 161041, China. Corresponding author: LEI Hong, E-mail: leihong@epm.neu.edu.cn)

**Abstract:** A mathematical model for the gas-liquid flow field in the ladle with argon blowing was built based on the Euler-Euler model and population balance model(PBM), which considered the effects of the drag force, lift force, turbulent dispersion force and bubble coalescence and breakage in ladle with argon blowing. The effects of bubble coalescence and breakage on the gas holdup, bubble velocity and mixing time were investigated and further compared with those from the constant diameter model. The numerical results show that the predicted data of the PBM agrees well with the experimental one. The bubble diameter is the largest one in center area and reduces gradually from the center to the gas-liquid interface, therefore it becomes the smallest one at gas-liquid interface in the ladle. At the ladle central axis, the bubble velocity firstly increases drastically and then decreases gradually, however, it decreases greatly near the free surface.

**Key words:** ladle; bubble; coalescence and breakage; Luo model; PBM

在钢包精炼过程中,底吹氩搅拌是最重要的搅拌方式.吹氩搅拌可以促进钢包内夹杂物去除、钢液温度和成分均匀等<sup>[1]</sup>.在钢包吹氩搅拌时,气泡通过透气砖不断地进入钢液,带动钢包内钢液循环.在气泡上升过程中,由于气泡运动速度的差异导致气泡不断发生碰撞聚合破碎行为,引起气泡直径不断变化.而气泡直径直接影响钢包内流场及夹杂物去除率,因此研究钢包精炼过程中

气泡直径变化过程对实际生产具有重要意义.目前,底吹氩钢包内气泡直径变化已经引起了研究者的注意,但现有工作均针对钢包水模型展开研究<sup>[2-5]</sup>,而对钢包钢液内气泡分布则未见报道.因此,本文将气液两相流欧拉模型与考虑气泡破碎聚并的群体平衡模型(PBM)相结合,分析了底吹钢包中气泡分布特性及均混时间,并与已有文献中的实验数据进行了对比.

收稿日期: 2016-09-26

基金项目: 国家自然科学基金与宝钢集团有限公司联合资助项目(U1460108);国家自然科学基金资助项目(51304038).

作者简介: 勾大钊(1992-),男,湖北宜昌人,东北大学博士研究生;雷洪(1973-),男,湖北武汉人,东北大学教授,博士生导师.

## 1 数学模型

### 1.1 基本假设

1) 气液两相都视为连续介质且能相互渗透,共同占有空间区域. 换言之,任意时刻在任何空间体积内,都被气相和液相充满;

2) 将液相和气相视为不可压缩牛顿流体,且湍流具有各向同性;忽略气液两相之间的热量、质量传递及化学反应等现象;

3) 钢包内气液两相流视为等温过程;

4) 钢液中的气泡均视为球形且气泡在上浮过程中,如果不发生聚并破碎,则体积保持不变;

5) 只考虑气泡的二元破碎与聚并,即一个气泡一次只能破碎成两个子气泡,一次聚合只能是两个子气泡聚并生成一个气泡,多元破碎与聚并由二元破碎与聚并分次完成.

### 1.2 气液两相流数学模型

#### 1.2.1 欧拉模型

对气液两相流的模拟采用欧拉-欧拉双流体模型.

1) 质量守恒方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_i \alpha_i) + \nabla \cdot (\rho_i \alpha_i \mathbf{u}_i) = 0. \quad (1)$$

式中: $i=1, g$ , 分别表示液相和固相; $\rho_i$  为液相或气相密度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  $\alpha_i$  为液相或气相分率;  $\mathbf{u}_i$  为液相或气相速度,  $\text{m}/\text{s}$ .

2) 动量守恒方程:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_i \alpha_i \mathbf{u}_i) + \nabla \cdot (\rho_i \alpha_i \mathbf{u}_i \mathbf{u}_i) = -\alpha_i \nabla p + \nabla \cdot [\alpha_i \mu_{\text{eff}} (\nabla \mathbf{u}_i + \nabla \mathbf{u}_i^T)] + \mathbf{M}_i + \rho_i \alpha_i \mathbf{g}. \quad (2)$$

式中: $i=1, g$ ;  $\mathbf{g}$  为重力加速度,  $\text{m}/\text{s}^2$ ;  $\mu_{\text{eff}}$  为有效黏度,由 RNG  $k-\varepsilon$  双方程模型确定,  $\text{Pa} \cdot \text{s}$ ;  $p$  为压力,  $\text{Pa}$ ;  $\mathbf{M}_i$  为液相对气相或气相对液相的动量交换,  $\text{N}/\text{m}^3$ .

#### 1.2.2 气液相互作用力

动量守恒方程中,相互作用力项  $\mathbf{M}_1$  ( $\mathbf{M}_g$ ) 定义为

$$\mathbf{M}_1 = -\mathbf{M}_g = \mathbf{F}_D + \mathbf{F}_{\text{VM}} + \mathbf{F}_L + \mathbf{F}_{\text{TD}}. \quad (3)$$

式中:  $\mathbf{F}_D$  为曳力,  $\text{N}/\text{m}^3$ ;  $\mathbf{F}_{\text{VM}}$  为虚拟质量力,  $\text{N}/\text{m}^3$ ;  $\mathbf{F}_L$  为升力,  $\text{N}/\text{m}^3$ ;  $\mathbf{F}_{\text{TD}}$  为湍动扩散力,  $\text{N}/\text{m}^3$ .

1) 曳力  $\mathbf{F}_D$ . 曳力是气液相互作用力中占主导的力,曳力使气泡受到与气泡运动相反的作用力.

$$\mathbf{F}_D = C_D \text{Re} \frac{\mu_g \rho_g f d_g A_i}{8 \rho_g d_g^2} (\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_1). \quad (4)$$

式中:  $A_i$  为气液交界面面积,  $\text{m}^2$ ;  $d_g$  为气泡直径,  $\text{m}$ ;  $C_D$  为曳力系数,本文选取 Schiller 和 Nauman 模型<sup>[6]</sup>.

2) 升力  $\mathbf{F}_L$ . 对于气液体系,升力是除曳力之外最为重要的相间作用力. 液相(1)对气泡(g)的升力作用表示如下:

$$\mathbf{F}_L = -C_L \rho_1 \alpha_g (\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_1) (\nabla \mathbf{u}_1). \quad (5)$$

式中  $C_L$  为升力系数,对于气液体系,气泡的升力系数和气泡大小、气泡形状和液相湍动都有关系;因此可以将  $C_L$  作为可调参数来模拟含气率的径向分布. 本文选取 Tomiyama 升力模型<sup>[7]</sup>.

3) 湍动扩散力. 湍动扩散力主要影响两相之间的湍流动量交换,湍动扩散力在气相中主要作用是湍流扩散,使含气率的径向分布趋于均匀. 湍动扩散力在平均的相间曳力公式中对于气泡相 g、液相 1 的湍流曳力为

$$K_{gl} (\bar{\mathbf{u}}_g - \bar{\mathbf{u}}_1) = K_{gl} (\mathbf{u}_g - \mathbf{u}_1) - K_{gl} \mathbf{u}_{\text{dr}}. \quad (6)$$

式中:左边是瞬时曳力,右边第一项为相之间的平均动量交换;  $K_{gl}$  为相间交换系数;  $\mathbf{u}_g$  和  $\mathbf{u}_1$  为相的平均速度,  $\text{m}/\text{s}$ ; 右边第二项为湍动扩散力;  $\mathbf{u}_{\text{dr}}$  为偏移速度,  $\text{m}/\text{s}$ , 决定由湍流流体运动传输引起气相的弥散. 针对不同模型,  $\mathbf{u}_{\text{dr}}$  有不同的表达式,本文选取广泛使用的 Simonin 模型<sup>[8]</sup>.

### 1.3 群体平衡模型 PBM

气液体系的 PBM 有 7 项:时间项、对流项、生成项和 4 个气泡破碎聚并的源项. 表达式为<sup>[9]</sup>

$$\frac{\partial}{\partial t} [n(V, t)] + \nabla \cdot [\mathbf{u}_1 n(V, t)] = B_{\text{ag}}(V, t) + B_{\text{br}}(V, t) - D_{\text{ag}}(V, t) - D_{\text{br}}(V, t). \quad (7)$$

式中:  $n(V, t)$  为  $t$  时刻在体积为  $V$  的空间内的气泡数量密度;  $\mathbf{u}$  为气泡的速度向量; 等号右端第 1 项至第 4 项分别为聚并生成项、聚并消失项、破碎生成项和破碎消失项. 本文气泡聚并模型采用 Luo 聚并模型<sup>[10]</sup>, 气泡破碎模型选取 Luo 破碎模型<sup>[11]</sup>.

### 1.4 示踪剂输运方程

为了描述钢包内混匀时间,示踪剂的输运方程如下:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_i \rho) + \nabla \cdot (\rho_i \mathbf{u}_i \rho) = \nabla \cdot \left[ \frac{\mu_i}{Sc_i} (\nabla \rho) \right]. \quad (8)$$

式中:  $\rho$  为示踪剂的质量浓度,  $\text{kg}/\text{m}^3$ ;  $Sc_i$  为湍流的施密特数,为 0.7.

### 1.5 边界条件及相关参数

由于湍流耗散率对气泡聚并及破碎影响很

大,所以湍流模拟采用计算急变流和旋流时比标准  $k-\varepsilon$  模型准确的 RNG  $k-\varepsilon$  模型. 模型计算参数如下:钢包底部直径为 2 000 mm,空气层高度为 300 mm,钢包倾斜角为  $2.34^\circ$ ,熔池深度 2 150 mm,透气砖直径 100 mm,氩气密度  $1.623 \text{ kg/m}^3$ ,氩气黏度  $2.13 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ,钢液密度  $7\,800 \text{ kg/m}^3$ ,钢液黏度  $0.0062 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ ,表面张力(钢液/氩气)  $1.5 \text{ N/m}$ ,气体流量  $420 \text{ L/min}$ ,气泡直径  $7 \sim 22.2 \text{ mm}$ ,气泡分 6 组,初始气泡直径为 7 mm. 在计算中,相间作用力主要考虑曳力、升力、湍流扩散力. 曳力系数采用 Shiller 和 Newmann 模型,升力系数采用 Tomiyama 模型,湍流扩散力采用 Simonin 模型,气体对液体湍流影响采用 Sato 模型. 钢包顶部出口采用压力出口边界条件,底部通过透气砖吹入氩气,采用速度进口边界条件,壁面采用无滑移边界条件,近壁面液相湍流模拟采用标准壁面函数. 初始时间步长为 0.01 s. 气泡数量守恒方程、动量守恒方程、 $k-\varepsilon$  湍流方程的对流项都采用二阶迎风离散格式,体积分率守恒方程采用 QUICK 离散格式. 流场计算采用相耦合 SIMPLE 算法,当离散方程残差小于  $10^{-4}$  且出口质量流量小于 0.1% 时,认为计算收敛. 计算区域采用结构化的六面体网格,为了保证计算精度及合理的计算量,对气液交界面处及气液两相中心区域进行了加密,最大网格尺寸为 10 mm,入口的最大网格尺寸为 2 mm,网格划分见图 1a,计算混合时间的示踪剂加入点和监测点为图 1b 中点 1 和点 2.

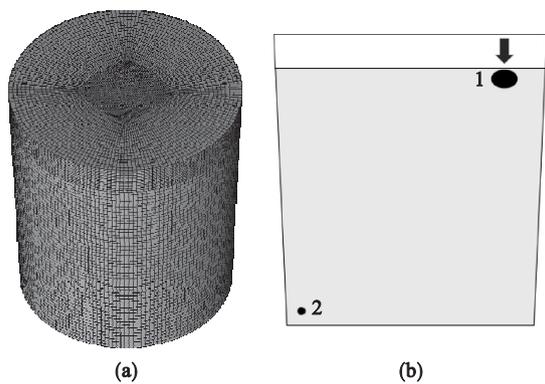


图 1 钢包示意图

Fig. 1 Schematic of ladle

(a)—网格划分; (b)—示踪剂加入点和监测点.

## 2 结果分析和讨论

### 2.1 模型验证

为了验证 PBM 的准确性,利用已有的实验数据与数值模拟计算结果进行对比. Hsiao 等<sup>[12]</sup>

对底吹氩气流量为  $420 \text{ L/min}$ ,60 t 底吹氩钢包(钢包为圆柱,直径为 2.44 m、高为 2.88 m)流场进行了实际测量,对近液面水平流速进行直接测定. 底吹氩气流量在  $420 \text{ L/min}$  左右时,实验结果与计算结果(定直径气泡  $d = 10 \text{ mm}$  和  $d = 20 \text{ mm}$ ,PBM 中气泡直径范围为  $7 \sim 22.2 \text{ mm}$ )如图 2 所示,其中  $R$  为钢包半径, $r$  为钢包中心到边界的距离.

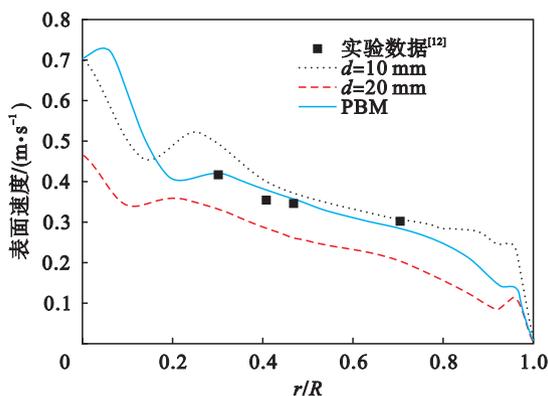


图 2 钢包内钢液近表面速度计算与实验对比

Fig. 2 Comparison between the predicted velocity near the surface of molten steel in the ladle and experimental one

PBM 的计算结果能够很好地符合实验结果,最大相对误差仅为 7.0%. 钢液在气液两相区,其水平流速随着含气率的减小而迅速减小,并在  $0.3R$  和  $0.7R$  之间速度下降的比较慢. 而在定直径气泡尺寸下,10 mm 气泡最大相对误差为 14.4%,20 mm 气泡最大相对误差为 35.6%. 因此,CFD-PBM 耦合模型计算结果比定直径气泡尺寸下的计算结果准确.

### 2.2 底吹钢包气泡特性

图 3 为不同直径气泡,以及采用 PBM 计算得到的钢包中心截面含气率分布,三种条件下均为钢包中心处含气率大,由中心移动到气液两相区交界处含气率逐渐减小. 气泡直径对气液两相区的分布有明显影响:在直径为 10 mm 时,随着高度增加,气泡扩散区域明显大于气泡直径为 20 mm 时气泡扩散区域,这是因为大气泡受浮力较大,大部分气泡垂直上升,而小气泡受流场影响较大,引起气泡的径向扩散. 当采用 PBM 并考虑气泡直径变化时,在入口附近含气率分布与气泡直径为 10 mm 时类似,随着气泡上升,含气率分布结构逐渐过渡到气泡直径为 20 mm 时的含气率分布结构. 这是因为在入口区域,气泡直径为 10 mm 左右,而在气泡上升区域,气泡直径为 20 mm 左右,如图 4 所示. 因此,定直径模型缺陷

在于,小直径气泡能准确描述入口段,大直径气泡能准确描述出口段;而采用 PBM 模型能整体描

述钢包内含气率变化.

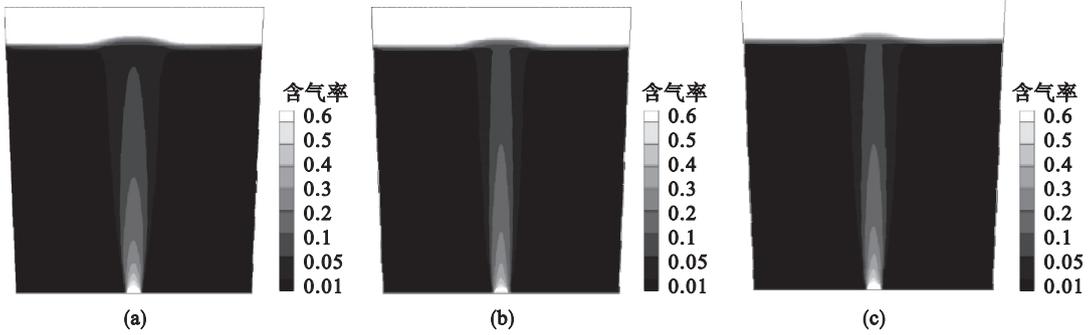


图 3 定直径气泡和 PBM 条件下钢包纵截面含气率分布

Fig. 3 Gas distribution in the longitudinal cross section of ladle with different bubble Sauter diameters and PBM

(a)— $d=10$  mm; (b)— $d=20$  mm; (c)—PBM.

图 4 为钢包中心截面的气泡直径分布. 钢包内气泡分布为中心区域气泡直径最大,气液两相区边界处直径较小,且随着距中心距离的增大,气泡直径逐渐减小. 在气液两相区边界处达到最小. 在钢包中心处,气泡直径逐渐增加,这是由如下两个原因造成的:①在钢包中心区域,液相的湍动能耗散率较大,气泡聚并速度较大.②从钢包中心到气液两相区边界,湍动能耗散率逐渐减小.

从考虑气泡破碎聚并时的中心轴线含气率与中心轴线气泡直径分布可以看出,中心轴线的含气率逐渐减小,这是因为随着高度增加,更多的液相进入气液两相区,使气液两相区区域增加,导致含气率随着高度的增加而减小. 气泡直径随着钢包高度的增加而增大,在接近液面处,气泡直径变化和含气率变化都逐渐减小.

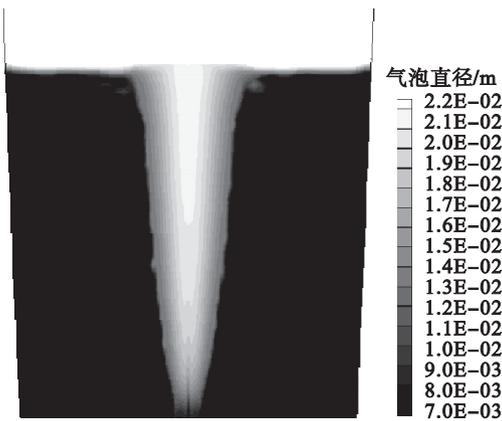


图 4 吹氩钢包内气泡直径分布

Fig. 4 Distribution of bubble Sauter diameter in the ladle with argon blowing

图 5 为不同条件下钢包中心轴线上含气率分布和采用 PBM 时气泡直径的分布. 采用 PBM 时,中心轴线上气泡直径是逐渐增大的,在入口附近,气泡直径在 10 mm 左右,故中心轴线含气率在入口区域与 10 mm 气泡变化一致,比恒定气泡直径为 20 mm 时大;随着高度  $H$  的增加,采用 PBM 的气泡直径增大,在  $H=0.8$  m 附近增加到 20 mm 左右,故含气率在此空间范围与恒定气泡直径为 20 mm 时含气率变化一致,比恒定气泡直径为 10 mm 时含气率大.

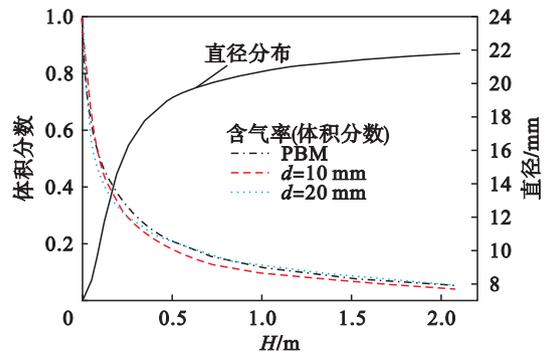


图 5 钢包中心轴线上含气率和气泡直径分布

Fig. 5 Distribution of gas volume fraction and bubble Sauter diameter at the central axis of the ladle

图 6 为不同条件下计算得到的中心轴线上气泡轴向速度分布. 气泡直径直接影响了气泡速度. 采用 PBM 和气泡直径为 10 mm 时气泡速度都是先急剧增加到最大速度后缓慢减小,在接近液面处气泡速度又急剧减小. 在入口附近,气泡受入口动能的影响做加速运动,因而受气泡直径的影响较小,两种模型下的气泡速度都急剧增加;当气泡继续上升时,更多的钢液进入气液两相区,气泡速度逐渐减小,在气泡即将到达液面时,气泡速度方向改变,导致气泡速度急剧减小. 图 6 还表明, $d=20$  mm 时,气泡在上升阶段的速度缓慢增加,这是因为大气泡受入口影响较小,且随着气泡上升,大气泡上升速度大. 采用 PBM 时,气泡速度在中心

轴线上逐渐增大,开始气泡直径较小(10 mm左右),气泡速度受入口影响大,但是随着高度增加,气泡直径增大,最后气泡速度与20 mm直径的气泡速度变化一致。

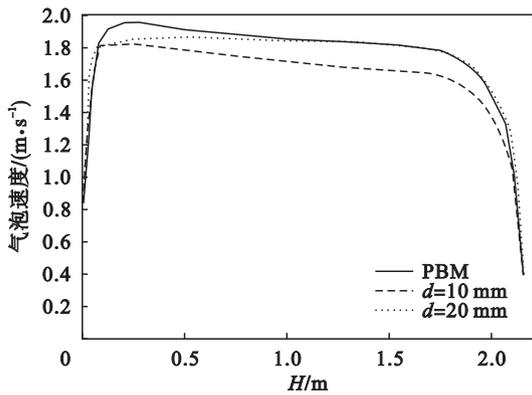


图6 钢包中心轴线上气泡轴向速度分布

Fig. 6 Distribution of bubble axial velocity at the central axis of the ladle

### 2.3 混匀时间

图7( $\rho_x$ 为平衡质量浓度)为采用PBM与恒定气泡直径时得到的钢包混匀时间,气泡直径对钢包流场的影响明显。在恒定气泡直径为10 mm时,钢包混匀时间为221.2 s,在恒定气泡直径为20 mm时,钢包混匀时间为202.5 s,采用PBM钢包混匀时间为211 s。从图6可以看出,气泡直径为10 mm的气泡上升速度较低,而气泡直径为20 mm的气泡上升速度较高,气泡速度高引起流场循环速度增加,故气泡直径为10 mm的混匀时间大于气泡直径为20 mm的混匀时间。在气泡上升阶段,考虑气泡破碎聚并的气泡速度介于直径为10 mm与20 mm气泡速度之间,故混匀时间小于气泡直径为10 mm的混匀时间,大于气泡直径为20 mm的混匀时间。

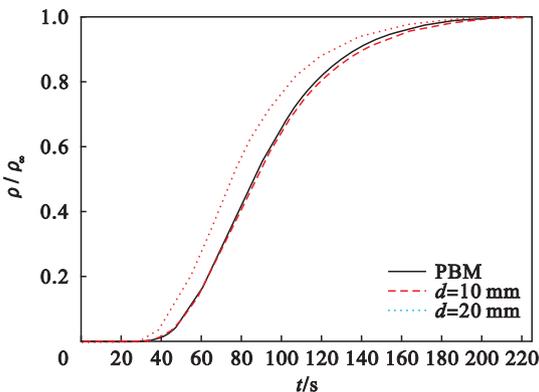


图7 不同模型下预测的混匀时间

Fig. 7 Predicted mixing time with different mathematical models

## 3 结 论

1) 相对于恒定气泡直径模型而言,PBM更接近实验数据。

2) PBM和恒定气泡直径模型在钢包含气率、气泡速度和混匀时间有明显差别。考虑气泡在上升过程中直径的变化能更为准确地描述钢包内流场模拟。

3) 钢包内气泡分布为中心区域气泡直径大,气液两相区边界处直径最小,随着距中心距离的增大,气泡直径也逐渐减小。

4) 气泡速度在中心轴线上受入口影响先急剧增大,达到最大速度后逐渐减小,最后气泡速度与恒定直径为20 mm的气泡速度变化一致。

5) 在恒定气泡直径为10 mm时,钢包混匀时间为221.2 s,在恒定气泡直径为20 mm时,钢包混匀时间为202.5 s,采用PBM模型钢包混匀时间为211 s。

### 参考文献:

- [1] Chung S L, Shin Y H, Yoon J K. Flow characteristics by induction and gas stirring in ASEA-SKF ladle [J]. *ISIJ International*, 1992, 32(12): 1287-1296.
- [2] Alexiadis A, Gardin P, Domgin J F. Spot turbulence, break-up and coalescence of bubbles released from a porous plug injector into a gas-stirred ladle [J]. *Metallurgical and Materials Transactions B*, 2004, 35(5): 949-956.
- [3] Alexiadis A. Bubble dispersion patterns in bubbly-flow released from a porous plug into a gas-stirred ladle [J]. *Applied Mathematical Modelling*, 2007, 31(8): 1534-1547.
- [4] Aniruddha M, Eric W G, Kumar D, et al. Detailed modeling of gas flow in liquid steel: bubble size distribution and voidage calculation [J]. *Steel Research International*, 2005, 76(1): 22-32.
- [5] Li L M, Liu Z Q, Li B K, et al. Water model and CFD-PBM coupled model of gas-liquid-slag three-phase flow in ladle metallurgy [J]. *ISIJ International*, 2015, 55(7): 1337-1446.
- [6] Schiller L, Naumann Z. A drag coefficient correlation [J]. *VDI Zeitung*, 1935, 77: 318-320.
- [7] Tomiyama A. Struggle with computational bubble dynamics [J]. *Multiphase Science and Technology*, 1998, 10(4): 369-405.
- [8] Simonin O, Viollet P L. Predictions of an oxygen droplet pulverization in a compressible subsonic coflowing hydrogen flow [J]. *Numerical Methods for Multiphase Flows*, 1990, 91(2): 65-82.
- [9] Fluent Inc. Fluent 14.0 user manual [EB/OL]. [2016-07-16]. <https://zh.scribd.com/doc/140163383/Ansys-fluent-14-0-Users-Guide>.
- [10] Luo H. Coalescence, breakup and liquid circulation in bubble column reactors [D]. Trondheim; Norwegian Institute of Technology, 1993.
- [11] Luo H, Svendsen H F. Theoretical model for drop and bubble breakup in turbulent dispersions [J]. *AIChE Journal*, 1996, 42(5): 1225-1233.
- [12] Hsiao T C, Lehner T, Kjellberg B. Fluid flow in ladles—experimental results [J]. *Scandinavian Journal of Metallurgy*, 1980, 9(3): 105-110.