

二流 T 型 23 t 中间包控流装置的数值模拟和结构优化

刘艳贺 贺铸 刘双 李黎

(武汉科技大学钢铁冶金及资源利用省部共建教育部重点实验室, 武汉 430081)

摘要 通过计算流体力学软件 FLUENT 建立的数学模型对钢厂 200 mm × 1 600 mm 铸坯二流 T 型 23 t 中间包现挡墙和坝、湍流控制器和坝、湍流控制器和现挡墙以及新挡墙 4 种结构方案进行三维数值模拟, 研究原中间包及安装不同控流装置后的钢水流动特性。结果表明, 在所有的设计方案中安装有湍流控制器和坝的中间包能够达到最佳优化效果; 中间包的死区体积分数由 30.18% 降到 16.51%, 活塞流区与死区的体积分数比 $R_{Vp/vd}$ 由 55.80% 增大到 129.44%; 中间包内流动稳定, 有利于夹杂物的上浮。

关键词 T 型中间包 控流装置 挡墙 湍流控制器 坝 数值模拟 结构优化

Numerical Simulation of Control Devices of Flow in a Two-Strand T-Shape 23 t Tundish and Structure Optimization

Liu Yanhe, He Zhu, Liu Shuang and Li Li

(Key Laboratory for Ferrous Metallurgy and Resources Utilization of Ministry of Education, Wuhan University of Science and Technology, Wuhan 430081)

Abstract Three dimensional numerical simulation on steel works 200 mm × 1 600 mm casting slab two-strand T-shape 23 t tundish 4 kinds of structure scheme-present baffle wall and dam, turbulence inhibitor and dam, turbulence inhibitor and present baffle, wall as well as new baffle has been carried out by using calculation fluid dynamics software FLUENT to study liquid flow characteristics of original tundish and with installed different flow control devices. Results show that in all design schemes the tundish with installed turbulence inhibitor and dam has best optimum effect; the volume fraction of dead zone in tundish decreases from 30.18% to 16.51%, the volume fraction ratio of piston flow zone and dead zone- $R_{Vp/vd}$ increases from 55.80% to 129.44%, the flow in tundish is stable to be available for inclusions in liquid floating up.

Material Index T-Shape Tundish, Flow Control Device, Baffle Wall, Turbulence Inhibitor, Dam, Numerical Simulation, Structure Optimization

近年来很多国内外学者针对中间包控流装置做了很多研究, 而且在研究方法和研究内容上也各不相同^[1-9]。本文根据钢厂 30 万 t 连铸机项目中的二流 T 型中间包结构特点和生产实际情况, 设计了几种符合此中间包的控流装置, 分别为挡墙、湍流控制器和坝, 并进行模拟和结构优化。

1 中间包数学模型建立方法

1.1 控制方程

中间包内钢液流动为不可压缩稳态流动, 密度为常数, 属湍流流动; 不考虑中间包表面渣层对钢液流动的影响, 钢水面为自由表面; 钢液流动由入水口初始速度驱动。描述该过程钢液的三维稳态不可压缩流体流动和传质问题的数学方程为^[10-11]:

$$\text{连续性方程: } \frac{\partial(\rho u_j)}{\partial x_j} = 0 \quad (1)$$

动量方程:

$$\rho u_j \frac{\partial u_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu_{\text{eff}} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \right] + \rho g_i \quad (2)$$

湍流模型采用 Launder 和 Spalding 的 $\kappa-\varepsilon$ 双方程来计算。

湍流动能 k 方程:

$$\rho u_j \frac{\partial k}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{\mu_{\text{eff}}}{\sigma_k} \times \frac{\partial k}{\partial x_j} \right) + G - \rho \varepsilon \quad (3)$$

湍流动能耗散系数 ε :

$$\rho u_j \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{\mu_{\text{eff}}}{\sigma_\varepsilon} \times \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right) + \frac{c_1 G \varepsilon - c_2 \rho \varepsilon^2}{k} \quad (4)$$

示踪溶液浓度 C 方程:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u_i \frac{\partial C}{\partial x_i} = -D_{\text{eff}} \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{\partial C}{\partial x_j} \right) \quad (5)$$

其中: $G = \mu_t \left(\frac{\partial u_j}{\partial x_i} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \right)$, $\mu_{\text{eff}} = \mu + \mu_t = \mu + \rho c_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}$

式(1)~(5)中: ρ - 流体密度/($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$); u_i - 流体在 x, y, z 方向的速度/($\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$); μ - 流体粘性系数/[$\text{kg} \cdot (\text{m} \cdot \text{s})^{-1}$]; μ_t - 湍流附加粘性系数/[$\text{kg} \cdot$

$(m \cdot s)^{-1}$]; k - 湍流动能/ $(m^2 \cdot s^{-2})$; ε - 湍流动能耗散率/ $(m^2 \cdot s^{-3})$; $c_1, c_2, c_\mu, \sigma_k, \sigma_\varepsilon$ - 经验常数, 采用 Launder 和 Spalding 的推荐值: $c_1 = 1.43, c_2 = 1.93, c_\mu = 0.09, \sigma_k = 1.0, \sigma_\varepsilon = 1.3$ 。

当流场计算达到稳定状态以后, 从钢包进水口向注流加入一定浓度的示踪剂, 并监测从出水口流出液体的浓度随时间的变化, 得到中间包流体流动停留时间分布 (RTD) 曲线。

1.2 中间包内流体流动各体积分率的计算

冶金反应器内流体的流动主要有 3 种^[12], 可以通过 RTD 曲线来表达 (图 1)。其中 A, B 分别表示两种理想流动情况。如果流动为活塞流, 示踪剂分子和加入前后的流体没有混合, 经过时间 τ 后全部示踪剂由水口流出, 所以仍然保持脉动特征, 这就是曲线 A。如果流动为全混流, 示踪剂脉冲加入后立即与反应器内流体混合, 混合均匀并立即由出口流出, 以后随着液体流出的示踪剂将逐步减少, 所以停留时间曲线呈现衰减特征, 这就是曲线 B。实际的反应器的流动介于这两种理想流动之间, 也就是曲线 C。分布曲线 B 和 C 的函数均值同样为 τ 。中间包是实际的反应器, 其内的流体流动属于非理想流动。

通过计算^[13], 可得活塞流体积积分率、死区体积积分率、混合区体积积分率以及实际平均停留时间, 最小停留时间, 峰值时间等流体流动特征参数, 这些流动特征参数决定了中间包的冶金效果。

1.3 边界条件

中间包内, 把垂直自由液面的速度设为 0, 其它物理量沿法线方向的梯度设为 0, 液面高度取 1 100 mm; 由浇铸速度根据流量平衡原理确定进水口钢液流速; 中间包出水口流速根据流量平衡原理确定, 各物理量沿该截面法线方向的导数为 0; 中间包固体壁面边界条件为边界无滑移。在结晶器内壁面附近的粘性边界层中, 湍流计算采用壁面函数法。

2 中间包控流装置分析

现有中间包控流装置由现有挡墙和坝组成。挡墙上开有 4 个导流孔, 分别与挡墙成一定夹角, 孔处于同一水平面。中间包结构如图 2 所示。

中间包的有效容积为 3.27 m^3 , 钢水容量 23 t, 工作液面高度

为 1 100 mm, 浇注铸坯断面尺寸为 200 mm \times 1 600 mm。挡墙将中间包分为冲击区和浇注区两个部分, 冲击区容积 $V = 0.946 m^3$, 仅占整个中间包容积的 28.87%, 流股的回流速度较大, 不利于夹杂物的上浮, 易引起卷渣, 且对水口和挡墙的冲刷严重。为抑制中间包钢液的湍流程度, 设计了湍流控制器 (图 3a)。

鉴于现有挡墙 (图 2b) 冲击区容积小的缺点, 设计了新挡墙 (图 3b)。依据淹没出流理论, 流体经挡墙上的孔的流量与孔的截面积和挡墙两边液位差的平方根成正比, 而与孔的位置无关。因此, 从流量角度考虑, 孔的高度可以是任意的, 但是考虑到开浇时浇注区与冲击区的液位差的大小、浇完时的残钢量的多少以及换包时从冲击区进入浇注区渣的多少等因素, 导流墙上孔的位置是非常重要的。为了避免流股正面冲向中间包侧墙及塞棒, 同时为了利于夹杂物的上浮去除, 要求导流孔有一定的上扬角。

3 设计方案

本文通过计算流体力学软件 FLUENT 建立数学模型, 对所设计的方案进行模拟。模拟的方案 (图 3c) 如下:

- (1) 现挡墙和坝的模拟 (方案 1);
- (2) 湍流控制器和坝的模拟 (方案 2);
- (3) 湍流控制器和现挡墙的模拟 (方案 3);
- (4) 新挡墙的模拟 (方案 4)。

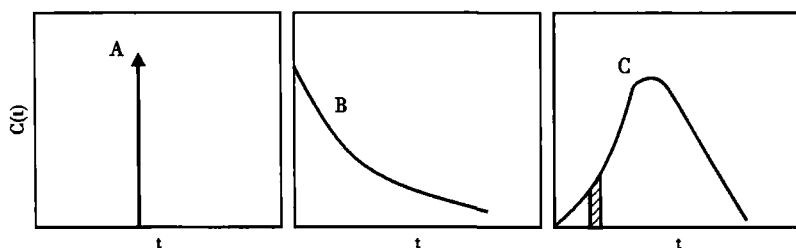


图 1 反应器内流体的 3 种流动状态的停留时间分布 (RTD) 曲线: A- 活塞流; B- 完全混合流; C- 非理想流动
Fig. 1 Residence time distribution (RTD) curves of three fluid flow states in reactor: A- piston flow; B- complete mix flow; C- non-ideal flow

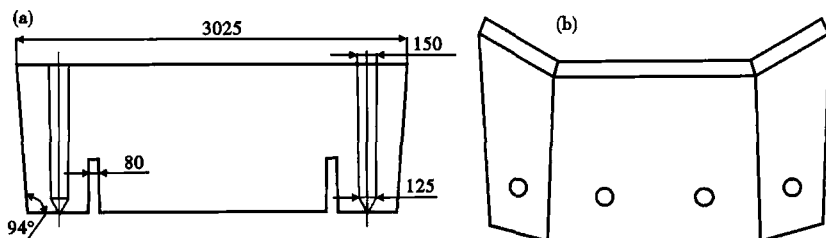


图 2 原型中间包 (a) 和现有挡墙 (b) 示意图
Fig. 2 Schematics of original tundish (a) and present baffle wall with inclined holes (b)

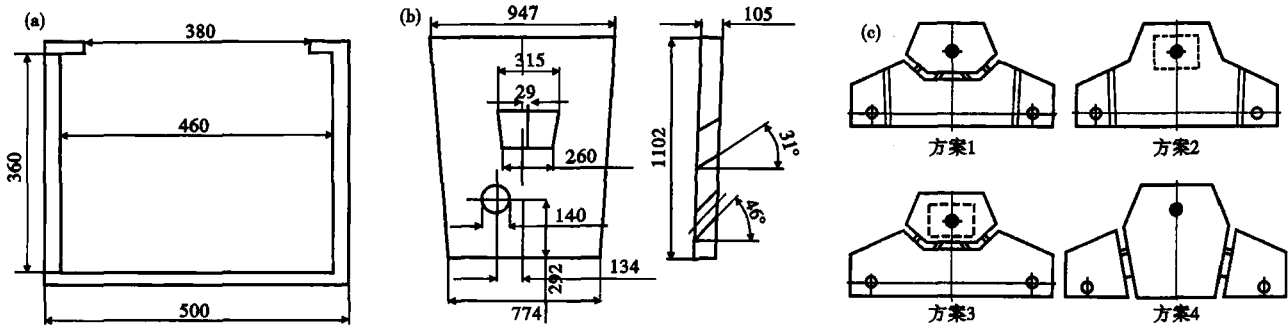


图3 湍流控制器(a),新挡墙(b)和4种方案(c)示意图

Fig. 3 Schematics of turbulence inhibitor (a), new baffle wall (b) and 4 kinds of structure scheme (c)

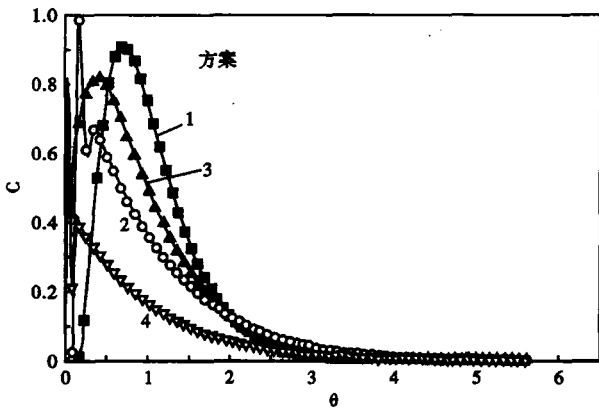


图4 4种方案下的RTD曲线

Fig. 4 Residence time distribution curves of 4 kinds of structure scheme

的RTD曲线,如图4。

表1为4种方案下RTD曲线的测量结果,中间包特征参数及活塞流区体积与死区体积分率比 $R_{Vp/Vd}$ 。

根据中间包的结构特点,在冲击区由于搅拌动能大,可认为是全混流状态,而在浇注区流体流动相对稳定,可认为是活塞流区和滞流区(即死区)的并连。

相对于无控流装置的中间包,使用现有的方案1中间包浇注区由死区占主导地位变为活塞流区与死区所占体积分率基本相当,钢液流动状态得到改善。

方案2中钢液流动状态改善明显,中间包的死区体积分率由30.18%降到16.51%,死区所占的比例大为降低, $R_{Vp/Vd}$ 由55.80%

增大到129.44%。浇注区由死区占主导地位变为活塞流区占主导地位,这样既有利于夹杂物的上浮,又减少了热量的损失。

而采用方案3中间包内的流体流动也得到了改善,但效果没有使用湍流控制器和坝时显著。

采用方案4时,中间包内的流体流动得到了较大改善,死区体积分率由30.18%减少到24.32%, $R_{Vp/Vd}$ 由55.80%扩大到77.63%。

图5为中间包进水口截面的速度矢量图。从图5可以看出,钢水在入口流股处直冲包底,然后向四方散开,在入水口左右两侧各形成一个湍流区。在安装湍流控制器的中间包图5(b,c)截面上,湍流区被控制在湍流控

表1 4种方案下的模拟数据

Table 1 Simulation data for 4 kinds of structure scheme

设计方案	响应时间 Tr/s	峰值时间 Tp/s	停留时间 Ta/s	死区 Vd/ %	活塞流区 Vp/ %	混合流区 Vm/ %	活塞流区与死区体积分率比 $R_{Vp/Vd}$
1	55	108.3	255.7	30.18	16.84	52.98	55.80
2	70	118.5	325.5	16.51	21.37	62.12	129.44
3	68.5	134	264	27.69	20.95	51.66	75.66
4	65	164	259.5	24.32	18.88	55.80	77.63

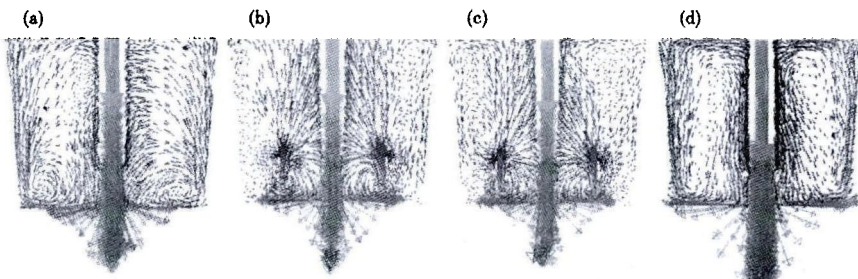


图5 方案1(a),2(b),3(c),4(d)进水口速度矢量图

Fig. 5 Schematics of velocity vector at inlet of structure scheme 1 (a), 2 (b), 3 (c) and 4 (d)

4 计算机模拟结果及分析

模拟计算中间包控流装置的4种组合方案得到

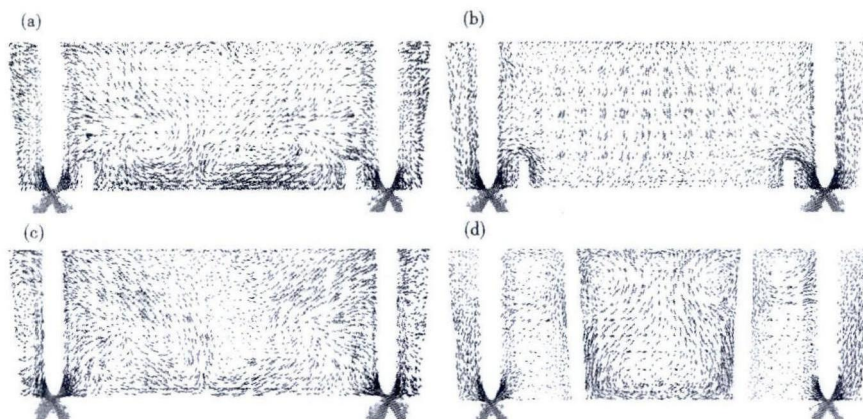


图 6 方案 1(a)、2(b)、3(c)、4(d) 出水口速度矢量图

Fig. 6 Schematics of velocity vector at outlet of structure scheme 1 (a), 2 (b), 3 (c) and 4 (d)

制器以上,抑制了钢包开浇及换包时高速注流所产生的钢液飞溅,降低了中间包内长水口注入区的湍流程度,从而抑制因吸入氢、氧对钢液造成的二次污染和表面卷渣,而且还能延长钢液在中间包内的停留时间,有利于夹杂物的上浮。相对于没有安装湍流控制器的中间包图 5(a,d),湍流区分散在整个中间包截面上,中间包底部钢液速度矢量较大,长时间冲刷会降低中间包使用寿命,而且在安装有挡墙的中间包图 5(c,d)内,钢液在靠近挡墙附近,沿挡墙向上速度分量较大,不利于通过挡墙。

图 6 为中间包出水口截面的速度矢量图。从 4 幅图中可以明显看出,安装有湍流控制器和坝的中间包图 6(b) 出水口截面上速度矢量分布最为均匀稳定。未安装湍流控制器的中间包图 6(a) 和未安装坝的中间包图 6(c) 出水口截面湍流程度相对较

高,湍流区分布在整个中间包区域。图 6(d) 是单独采用新挡墙的情况,虽然此时中间包内的湍流程度也很高,但大湍流区被控制在挡墙之间,挡墙外相对较为稳定,一定程度上利于夹杂物的上浮。所以在不考虑方案 2 的情况下,方案 4 也能得到不错的流动效果。

5 结论

(1) 使用现有的控流装置(方案 1)对钢液流动状态有一定的改善作用,但冲击区内流体流动速度大,对耐火材料的

冲刷严重,且钢液的停留时间相对较短,容易引起卷渣,不利于夹杂物的上浮。中间包内的死区体积分数 V_d 为 30.18%,也相对较大。

(2) 比较和分析几种设计方案,湍流控制器和坝组合使用(方案 2)的控流效果最好,既有利于夹杂物的上浮,又减少了热量的损失,同时也避免了钢液对耐火材料的过度冲刷。

(3) 当不考虑采用湍流控制器时,使用新挡墙(方案 4)也可以得到很好的控流效果,死区体积分数减少到 24.32%。

国家科技支撑计划资助项目(2011BAK06B02),武汉科技大学钢铁冶金及资源利用省部共建教育部重点实验室开放基金资助项目(FMRU200907)

参考文献

- [1] Koria S C, Singh S. Physical Modeling of the Effects of the Flow Modifier on the Dynamics of Molten Steel Flowing in a Tundish[J]. ISIJ International, 1994, 34(10): 784-793.
- [2] Alizadeh M, Edris H, Shafeyi A, et al. Fluid Flow and Mixing in Non-Isothermal Water Model of Continuous Casting Tundish[J]. Journal of Iron and Steel Research, 2008, 15(2): 7-13.
- [3] 谢 健,郑淑国,吴永来,等. 五流 T 型中间包内控流装置优化的水模型实验[J]. 材料与冶金学报, 2002, 1(4): 285-289.
- [4] Jha P K, Dash S K. Employment of Different Turbulence Models to the Design of Optimum Steel Flows in a Tundish[J]. International Journal of Numerical Methods for Heat & Fluid Flow, 2004, 14(8): 953-979.
- [5] 许长军,胡小东,艾新港,等. 六流方坯中间包内流场的数值模拟及优化[J]. 特殊钢, 2011, 32(4): 7-9.
- [6] Zhong Liangcai, Li Baokuang, Zhu Yingxiang, et al. Fluid Flow in a Four-strand Bloom Continuous Casting Tundish with Different Flow Modifiers[J]. ISIJ International, 2007, 47(1): 88-94.
- [7] Kinnor C, Mainul H, Mihaiela I, et al. Physical and Mathematical Modeling of Inert Gas-Shrouded Ladle Nozzles and Their Role on Slag Behavior and Fluid Flow Patterns in a Delta-Shaped, Four-Strand Tundish[J]. Metallurgical and Materials Transactions B, 2010, 41B: 225-233.
- [8] 刘中兴,张捷宇,冯贵军. 首钢中间包优化设计[J]. 包头钢铁学院学报, 2001, 20(1): 23-26.
- [9] 王德永,冯丽萍,刘承君. 几种中间包控流装置的作用及比较[J]. 钢铁研究学报, 2008, 20(8): 21-24.
- [10] Patanker S V. Numerical Heat Transfer and Fluid Flow[M]. New York: Mc Graw-Hill, 1980.
- [11] 贺友多. 传输过程的数值方法[M]. 北京: 冶金工业出版社, 1991.
- [12] 李永祥,程乃良,陈志平. 三流 T 型中间包内控流装置优化的物理模型[J]. 中国冶金, 2008, 18(2): 29-32.
- [13] Lopez-Ramirez S, Barreto J, Vite-Martinez P, et al. Physical and Mathematical Determination of the Influence of Input Temperature Changes on the Molten Steel Flow Characteristics in Slab Tundishes[J]. Metallurgical and Materials Transactions B, 2004, 35B: 957-966.

刘艳贺(1989-),男,硕士研究生(武汉科技大学),2012年山西大同大学毕业,冶金过程中间包控流数学模型研究。
E-mail: LiuYanhe6@163.com

收稿日期:2013-04-12