

水泥分解炉冷态流动特性的数值模拟研究

张乐宇¹ 张忠孝¹ 魏小林² 李 森²

(1. 上海理工大学 环境与建筑学院, 上海 200093; 2. 中国科学院 力学研究所, 北京 100190)

摘要: 选取吉林某 3200 t/d 新型干法水泥生产线作为研究对象, 根据水泥生产线中分解炉设备的实际运行监测数据, 使用 Ansys-Fluent 软件进行仿真数值模拟, 分析不同的三次风速以及烟气流速对分解炉炉体内部流场的影响, 得到了分解炉内部流场的运动规律。模拟结果与生产线中分解炉的实际运行数据具有良好的相符程度。实验分别设定 2 组不同的三次风速以及烟气流速, 三次风速分别设定为 25、30、35 m/s, 烟气流速分别设定为 30、35、40 m/s。结果发现: 烟气流速必须与三次风速匹配, 三次风速应与烟气流速具有约 5 m/s 的差值, 建议三次风速设定值在 25 ~ 30 m/s, 烟气流速设定值在 30 ~ 35 m/s。

关键词: 水泥窑; 分解炉; 冷态; 流动特性; 数值模拟

中图分类号: TK175

文献标识码: A

文章编号: 1004 - 3950(2019) 02 - 0048 - 08

DOI: 10.16189/j.cnki.nygc.2019.02.009

Numerical simulation of cold flow characteristics in precalciners of cement industry

ZHANG Le-yu¹, ZHANG Zhong-xiao¹, Wei Xiao-lin², et al

(1. School of Environment and Architecture, University of Shanghai for Science and Technology, Shanghai 200093, China; 2. Institute of Mechanics, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100190, China)

Abstract: A new dry cement production line of 3200 t/d in Jilin was selected as the research object. According to the actual detection data of precalciner in the cement production line, Ansys-Fluent software was used to simulate. By analyzing the influence of three different wind speeds and flue gas velocity on the internal flow field of precalciner, the motion law of the flow field inside the calciner was obtained. The simulation results were in good agreement with the actual operating data. The tertiary air velocity was set to 25 m/s, 30 m/s, 35 m/s, and the flue gas velocity was set to 30 m/s, 35 m/s, 40 m/s respectively in the experiment. It turned out: the velocity of flue gas must match with the tertiary air, the tertiary air velocity should have a difference of about 5 m/s with the flue gas flow rate. It is suggested that the three wind speed setting value is 25 - 30 m/s, and the flue gas flow velocity setting value is 30 - 35 m/s.

Key words: cement kiln; pre-calciner; cold model; flow characteristics; numerical simulation

0 引言

伴随着我国水泥行业的迅猛发展, 环境污染问题日趋加重。我国《水泥工业“十三五”发展规划》中提出“十三五”是我国水泥行业转型升级, 实现转折性发展的重要时段^[1]。在 2013 年新修改的《水泥工业大气污染物排放标准》中规定 NO_x 最大排放限值为 400 mg/m³, 重点地区限值为 200 mg/m³^[2]。目前, 新型干法水泥生产工艺

因其优质、高产、低耗、环保的特点被国内外广泛采用^[3]。分解炉是新型干法水泥生产工艺中预分解技术的核心设备, 通过煤粉燃烧形成适当的温度场使生料充分受热分解。分解炉内的气相流场是影响煤粉燃烧效率及生料分解率的重要因素^[4]。

研究分解炉内气相流动规律的方法有实验测定法和数值模拟法^[5]。实验测定法是研究炉内气相流动规律的传统方法, 存在投资大、周期长、

收稿日期: 2018 - 01 - 04

基金项目: 国家重点研发计划课题(2016YFB0601503)

作者简介: 张乐宇(1992 -), 男, 江苏宿迁人, 主要从事水泥窑分解炉 SNCR 数值模拟研究。

通讯作者: 张忠孝(1959 -), 男, zzhx222@163.com

不易获得炉内燃烧及分解等复杂过程的全部规律等缺点^[6]。数值模拟法成本低、耗时少,所得数据与实验测定法接近。故本文中采用数值模拟法研究分解炉内三维气相湍流流动的特性,使用 CFD(计算流体力学)软件包 Flunt16.0 对分解炉内气相流动规律进行数值模拟,并给出分解炉内速度场的分布规律,可为后续实验的开展打下较好的基础^[7]。

1 数学物理模型及网格划分

1.1 数学模型

计算流体力学遵循质量守恒、动量守恒、能量守恒三大基本物理定律^[8]。数学模型即通过数学公式描述守恒定律,各守恒定律对应的控制方程如下:

(1) 连续性方程:

$$\frac{\partial(\varphi\rho_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\varphi\rho_g u_g)}{\partial x} + \frac{\partial(\varphi\rho_g v_g)}{\partial y} = S_s \quad (1)$$

(2) 动量方程:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\varphi\rho_g u_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\varphi\rho_g u_g u_g)}{\partial x} + \frac{\partial(\varphi\rho_g v_g u_g)}{\partial y} \\ = -\frac{\partial P_g}{\partial x} + F(u_g) \\ \frac{\partial(\varphi\rho_g v_g)}{\partial t} + \frac{\partial(\varphi\rho_g u_g v_g)}{\partial x} + \frac{\partial(\varphi\rho_g v_g v_g)}{\partial y} \\ = -\frac{\partial P_g}{\partial y} + F(v_g) \end{aligned} \quad (2)$$

以上式中: $u_g = \frac{\dot{m}_g}{\rho_g A}$ 为气相速度; $\rho_{g_i} = \frac{P}{R_i T_g}$ 为单

一气相组分密度; $\rho_g = \left(\sum_{i=1}^{i=n} \frac{\varphi_i}{\rho_{g_i}} \right)$ 为混合气体平均密度。

1.2 物理模型

分解炉炉型为第三代 TTF 型,具有两缩口、三喷腾特性,分解炉底部进口直径 1850 mm,内径 5800 mm,第一缩口处和第二缩口处直径分别为 4000 mm 和 3860 mm,出口直径为 3886 mm,分解炉炉体除去连接处后分为三段主体,高度分别为 10000、15280、10484 mm,总高度为 50000 mm。分解炉立式剖面如图 1(a) 所示。

依据分解炉实际尺寸,利用 Gambit 软件建立三维模型,将分解炉底部烟气进口所在平面与分

解炉纵向轴线交点作为坐标轴原点,建立三维坐标系,三次风管中心线逆时针方向作为 X 轴正方向,与三次风管正交指向纸外方向作为 Y 轴正方向,分解炉轴线从下往上作为 Z 轴正方向。

煤粉燃烧器分两层布置,每层对称布置 2 个,并偏离圆心 10°角以产生旋流效应,共布置 4 个,第一层位于三次风管中心线正下方 1250 mm 并按逆时针方向旋转 34°后的烟气缩口处,第二层位于三次风管中心线正上方 2976 mm 并按逆时针方向旋转 124°后的炉体第一段主体处。三次风管位于炉体第一段主体起始位置处,沿着 X 轴呈对冲分布;水泥生料下料口位于炉体第二段主体靠近缩口处,水泥生料撒料箱位于炉体第一段主体并与主燃区煤粉燃烧器所在高度持平,最下方为烟气进口,最上方为总出口,分解炉总体布局为 9 进口 1 出口。Gambit 软件建立的分解炉三维模型如图 1(b) 所示。

分解炉工艺参数如表 1 所示。

表 1 分解炉工艺参数

参数	数值
分解炉型号	TTF 型
产能/t·h ⁻¹	133
耗煤量/t·h ⁻¹	11
炉体内径/mm	5800
气体停留时间/s	5.7
炉内平均温度/°C	880
三次风温/°C	830
烟气进口温度/°C	1070

1.3 网格划分

根据图形特征,将模型主体按照两缩口、三喷腾的设计划分为六大区域,每个区域均以结构网格为主、非结构网格为辅的原则划分网格,在步长选取上经过多次尝试后确定适当长度,使得整体网格数量适中,防止出现因网格数量过多导致计算缓慢或因网格数量过少导致计算精确度低下等问题。在煤粉燃烧器喷口、烟气进口及三次风管进口附近采用局部加密网格处理,使其更准确细致地反映出喷口附近的流场规律。经 Fluent 软件检测,网格总数约为 106 万,数量适中,满足计算要求。网格划分如图 1(c) 所示。

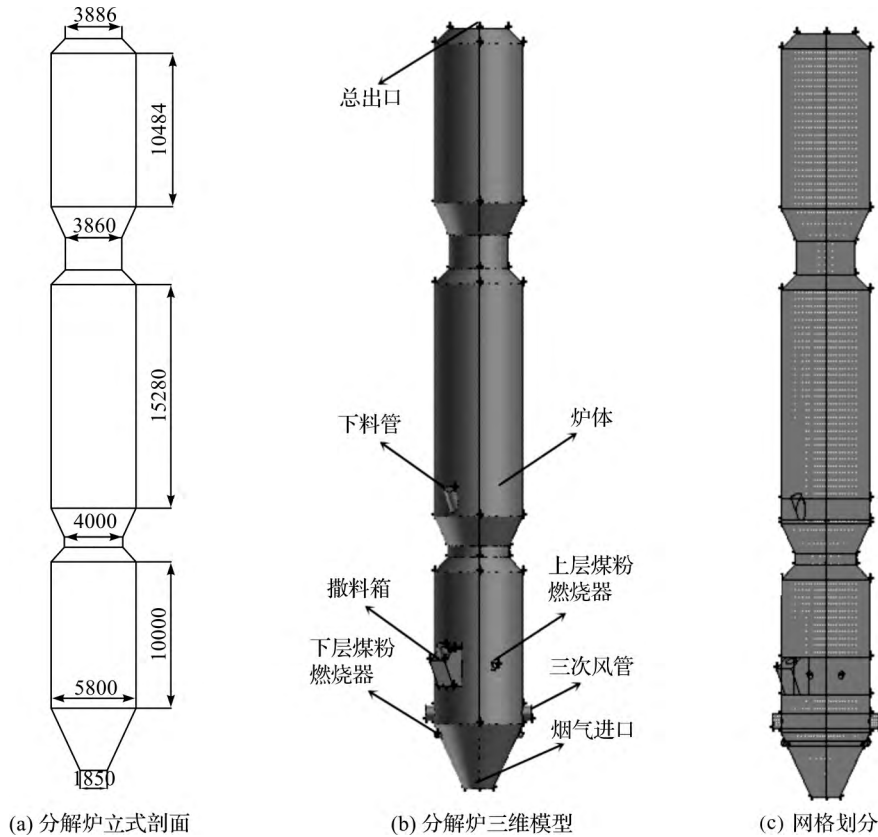


图1 分解炉物理模型

2 边界条件及数值模拟方法

2.1 边界条件

在已建立的模型基础上, 设定进出口截面, 其余设置为壁面。本次计算中, 工质采用理想状态下的空气。给定的边界条件包括: (1) 各个进口速度流量(或等效质量流量); (2) 炉体壁面采取无速度滑移及无质量渗透的边界条件; (3) 炉体上部出口采取 outflow 边界条件; (4) 过量空气系数设定为 1.05。

2.2 气相湍流流动模型

气相流动中采用了雷诺时均方程法(reynolds averaged navier stokes, RANS) 来描述。在粘性气体动力学基本方程组基础上, 将瞬时值分解为时均值和脉动值, 并忽略密度脉动, 推导得到 RANS 的描述方程组, 采用鲍斯尼斯克(Boussinesq) 的各向同性假设来封闭 RANS 方程。

$k-\varepsilon$ 模型是在工程应用中使用最广泛的模型^[9], 大量试验数据表明: 标准 $k-\varepsilon$ 模型在研究模拟强旋流、浮力流、重力分层流、曲壁边界层、低

Re 数流动、圆射流等问题方面存在缺陷^[10]。而本文中采用可实现 $k-\varepsilon$ 模型(Realizable $k-\varepsilon$ Model) 来描述空间的湍流流动^[11]。

可实现 $k-\varepsilon$ 模型由 SHIH 提出^[12], 与标准 $k-\varepsilon$ 模型相比, 有两个主要的不同点。

(1) 为扩散率增加了新的传输方程, 且此方程是为层流速度波动而作的精确方程。

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho\varepsilon u_j) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu}{\sigma_k} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S \varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{v\varepsilon}} + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b + S_g \quad (5)$$

式中: $C_1 = \max\left(0.43, \frac{\tilde{\eta}}{\eta + 5}\right)$; $\tilde{\eta} = Sk/\varepsilon$; $C_2 = 1.9$; $C_{1\varepsilon} = 1.44$; $\sigma_\varepsilon = 1.2$ 。

用 $C_{3\varepsilon}$ 来修正浮力对 ε 的影响 $C_{3\varepsilon} = \tanh\left|\frac{v}{u}\right|$, 其中 v 指平行于重力矢量的速度分量, u 指垂直于重力矢量的速度分量^[13]。

(2) C_μ 不再是常量, 定义为:

$$C_\mu = \frac{1}{A_0 + A_s U^* \frac{k}{\varepsilon}} \quad (6)$$

式中: $U^* = \sqrt{S_{ij}S_{ij} + \tilde{\Omega}_{ij}\tilde{\Omega}_{ij}}$, $\tilde{\Omega}_{ij} = \Omega_{ij} - 2\varepsilon_{ijk}\omega_k$, $\Omega_{ij} = \overline{\Omega_{ij}} - \varepsilon_{ijk}\omega_k$, $\tilde{\Omega}_{ij}$ 表示角速度为 ω_k 的旋转参考坐标下的时均转动速率; $A_0 = 4.04$; $A_s = \sqrt{6}\cos\varphi$, $\varphi = \frac{1}{3}\arccos(\sqrt{6}W)$, $W = \frac{S_{ij}S_{jk}S_{ki}}{(S_{ij}S_{ij})^{3/2}}$, $S_{ij} = \frac{1}{2}\left(\frac{\partial u_j}{\partial x_i} + \frac{\partial u_i}{\partial x_j}\right)$ 。

该模型用于计算有旋的均匀剪切流、平面混合流、圆形射流、管内充分发展流动及后台阶流, 都取得了与试验数据比较一致的结果^[14]。

采用一阶迎风离散格式, 对计算过程采用压力与速度耦合的 SIMPLE 算法及较低的松弛因子^[15], 收敛标准取能量方程的余项小于 10^{-6} , 其余各余项小于 10^{-3} 。

2.3 实验方法

实验设置两组工况, 第一组工况设定三个不同的三次风速做对比实验, 探究三次风速对分解炉整体流场的影响, 第二组工况设定三个不同的烟气流速做对比实验, 探究烟气流速对分解炉整体流场的影响。分别运行计算直至收敛, 实验设定值如表 2、表 3 所示。

表 2 实验工况 1 m/s

工况 1	烟气进口	三次风进口	燃烧器进口	生料进口	烟气出口
三次风速 1	35	25	26	2.47	13.17
三次风速 2	35	30	26	2.47	13.85
三次风速 3	35	35	26	2.47	14.55

表 3 实验工况 2 m/s

工况 2	烟气进口	三次风进口	燃烧器进口	生料进口	烟气出口
烟气流速 1	30	30	26	2.47	12.22
烟气流速 2	35	30	26	2.47	13.85
烟气流速 3	40	30	26	2.47	15.48

2.4 实验结果

2.4.1 实验工况 1

由图 2 可知, 当三次风速为 25 m/s 时, 受对冲布置的三次风对烟气的截流作用影响, 三次风管上方流场分布较为均匀, 缩口处加速效应显著, 靠近炉体内壁的回流区显现出来; 当三次风速为 30 m/s 时, 缩口处加速效应更加明显, 靠近炉体内壁的回流区无明显变化, 同时对冲的三次风使得三次风管周围的流场变得紊乱; 当三次风速为 35 m/s 时, 靠近炉体内壁的回流区仍无明显变化, 但缩口处加速效应更加明显, 且过大的三次风速使得三次风管周围的流场更加紊乱, 不利于物料混合。

由图 3 可知, 当三次风速为 25 m/s 时, 三次风对烟气的截流作用较小, 向外偏转设计的对冲煤粉燃烧器喷口吹出的一次风在炉体横截面上产生了良好的局部旋流效应, 有利于流场分布更加均匀; 当三次风速增加到 30 m/s 时, 煤粉燃烧器喷口吹出的一次风使得炉体横截面上的局部旋流效应增强, 更加有利于炉体内部流场的均匀分布; 当三次风速增加到 35 m/s 时, 三次风对烟气的截流作用过大, 使得三次风管周围的流场分布较为紊乱, 导致煤粉燃烧器喷口所在的截面上的局部旋流效应减弱, 不利于炉体内部流场的均匀分布。

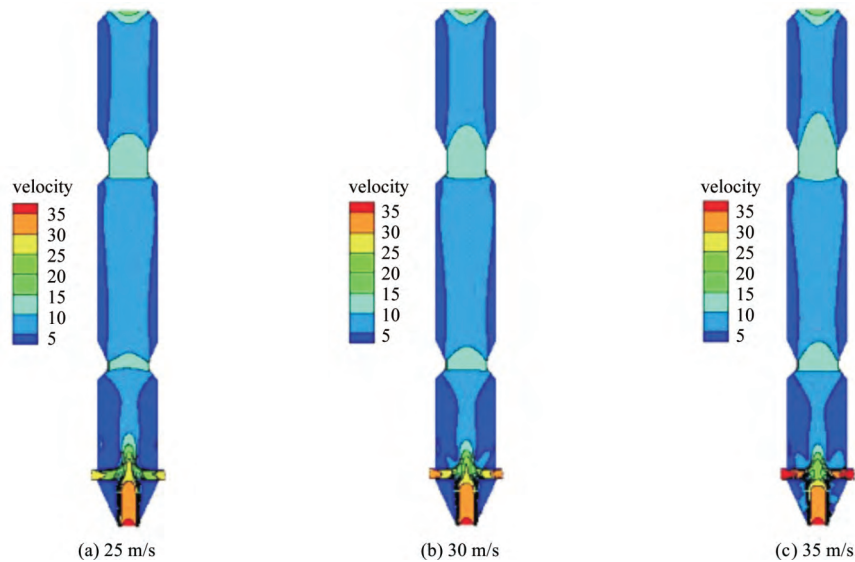


图 2 不同三次风速下分解炉内部纵截面流场分布

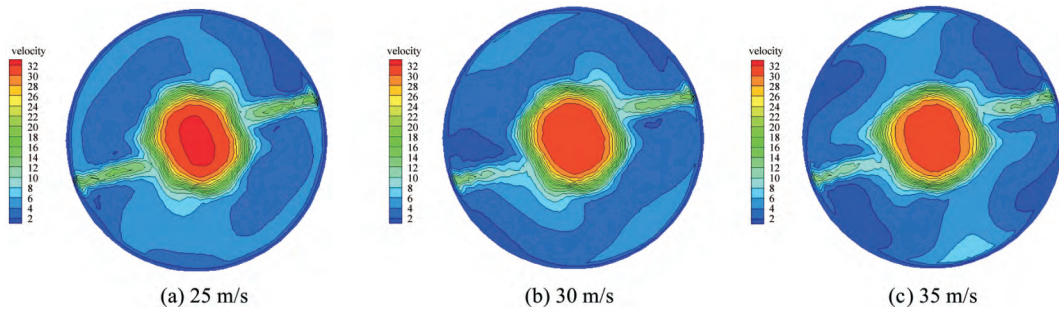


图3 不同三次风速下分解炉下层煤粉燃烧器横截面流场分布

由图4可知,当三次风速为25 m/s时,三次风对烟气产生一定的截留作用,使得炉体中心区域烟气流速大,炉体周围区域烟气流速小;当三次风速增加到30 m/s时,三次风对烟气产生的截留

作用增强,炉体横截面流场分布更加均匀;当三次风速增加到35 m/s时,三次风对烟气产生的截留作用过大,使得炉体中心区烟气流速损失过大,不利于炉体内部流场的均匀分布。

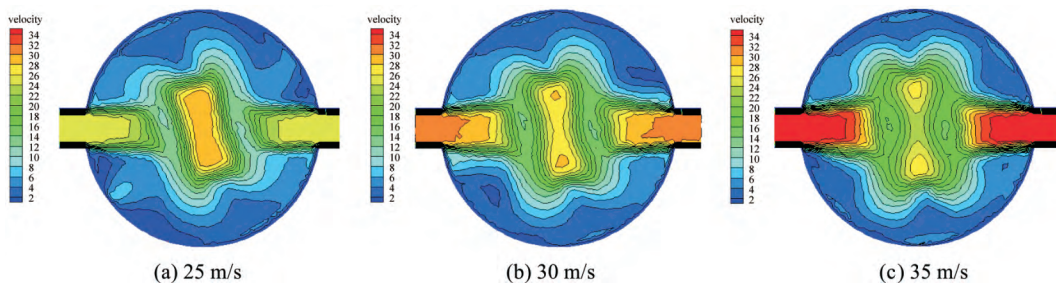


图4 不同三次风速下分解炉三次风管横截面流场分布

由图5可知,当三次风速为25 m/s时,三次风对烟气产生的截留作用较弱,使得炉体中心区域烟气流速大,炉体周围区域烟气流速小;当三次风速增加到30 m/s时,三次风对烟气产生的截留作用增强,使得炉体横截面速度梯度变小,流场分

布更加均匀;当三次风速增加到35 m/s时,三次风对烟气产生的截留作用进一步增大,使得炉体横截面速度梯度进一步变小,有利于炉体内部流场的均匀分布。且以上三种三次风速下,煤粉燃烧器喷口所在横截面均无法形成良好的局部旋流效应。

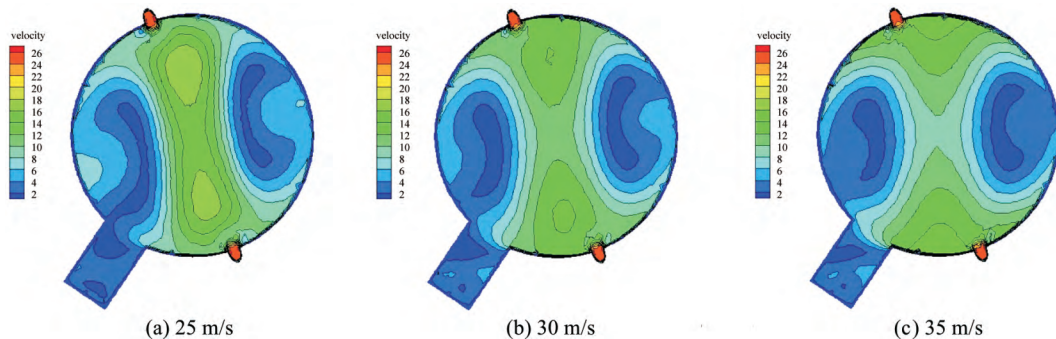


图5 不同三次风速下分解炉上层煤粉燃烧器横截面流场分布

总结图2至图5各对比实验,工况1显示出良好的两缩口、三喷腾效应,且随着三次风速的增加,缩口处加速效应更加明显;三次风速的变化对炉体整体流场影响较小,且流场的形态相似,靠近

炉体内壁的回流区变化不明显;三次风速的增加使得对冲布置的三次风管的风速损失变大,且对烟气产生的截留作用更加明显,不利于流场的均匀分布。

2.4.2 实验工况 2

由图 6 可知,当烟气流速为 30 m/s 时,受三次风的截流作用影响,第一段炉体内三次风管上方流场分布较为均匀,但不利于回流区的形成;当烟气流速为 35 m/s 时,缩口处加速效应开始显现,第一段炉体内三次风管上方显示出形态良好的回流区,而第二段及第三段炉体内流速明显增

大使得炉体内壁附近速度衰减变小;当烟气流速为 40 m/s 时,烟气流速的进一步增加促使炉体内部整体流速的增加,缩口处加速效应更加明显且第二段及第三段炉体内壁附近速度衰减更小,但过强的三次风速使得第一段炉体内三次风管上方的回流区面积受到压缩,不利于物料回流,降低了物料的停留时间。

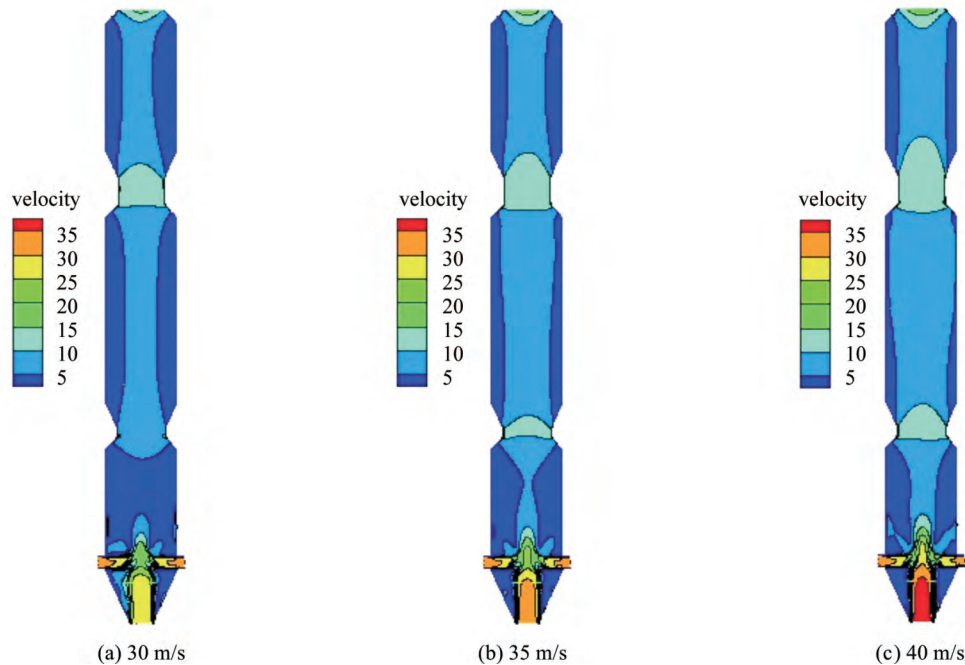


图 6 不同烟气流速下分解炉内部纵截面流场分布

由图 7 可知,当烟气流速为 30 m/s 时,底部进口的烟气受三次风的截留作用影响较大,使得对冲布置的煤粉燃烧器喷口吹出的一次风无法形成局部旋流效应,周围流场较为紊乱;当烟气流速为 35 m/s 时,烟气流速的增加使得三次风对烟气的截留作用减弱,流场分布趋于均匀,呈现出中心流速大,

周围流速小的特点,有利于煤粉燃烧器喷口吹出的一次风形成良好的局部旋流效应;当烟气流速为 40 m/s 时,烟气流速的进一步增加使得三次风对烟气的截留作用进一步减弱,煤粉燃烧器喷口吹出的一次风形成的局部旋流效应更加明显,但炉体中心区流场梯度变大,不利于流场的均匀分布。

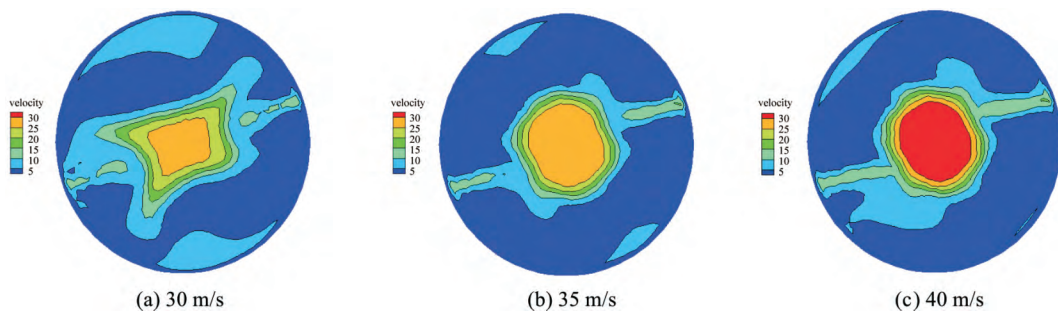


图 7 不同烟气流速下分解炉下层煤粉燃烧器横截面流场分布

图 8 为三次风管横截面流场分布。由图 8 可知,当烟气流速为 30 m/s 时,对冲布置的三次风

管吹出的三次风对烟气产生较大的截留作用,使得炉体中心区域流场分布较为均匀但炉体周围区域流场分布较为紊乱;当烟气流速为 35 m/s 时,烟气流速的增加使得三次风对烟气产生的截留作

用减弱,炉体横截面流场分布更加均匀;当烟气流速为 40 m/s 时,三次风对烟气产生的截留作用进一步减弱,炉体中心区域流速梯度变大,不利于炉体内部流场的混合。

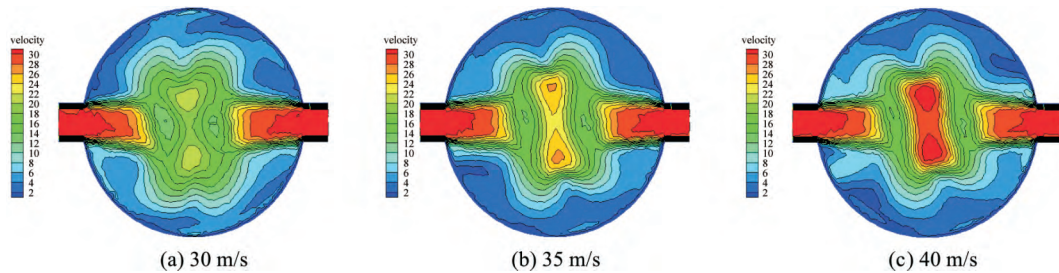


图 8 不同烟气流速下分解炉三次风管横截面流场分布

由图 9 可知,当烟气流速为 30 m/s 时,三次风对烟气产生的截留作用较强,使炉体横截面速度梯度较小,有利于炉体内部流场的均匀分布;当烟气流速为 35 m/s 时,三次风对烟气产生的截留作用减弱,使得炉体横截面速度梯度变大,流场分

布变得不均匀;当烟气流速为 40 m/s 时,三次风对烟气产生的截留作用进一步减弱,使得炉体中心区域烟气流速大,炉体周围区域烟气流速小。且以上三种烟气流速下,煤粉燃烧器喷口所在横截面均无法形成良好的局部旋流效应。

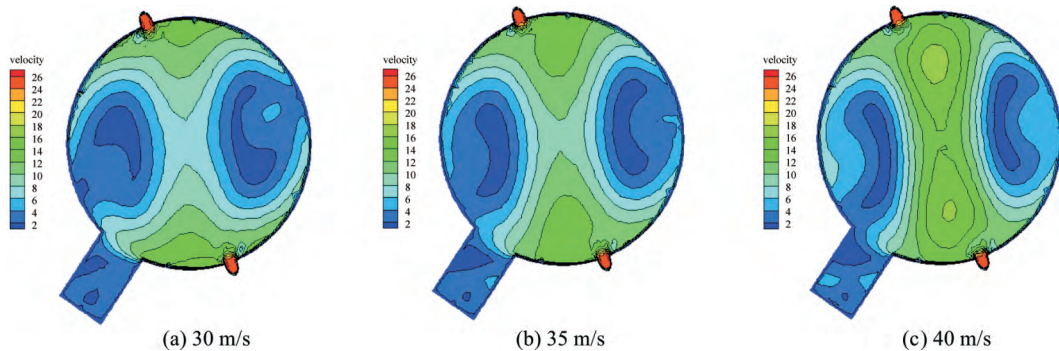


图 9 不同烟气流速下分解炉上层煤粉燃烧器横截面流场分布

总结图 6 至图 9 各对比实验,工况 2 显示出良好的两缩口、三喷腾效应,且随着烟气流速的增加,缩口处加速效应更加明显;烟气流速的变化对炉体整体流场影响较三次风速大,炉体内部靠近壁面的区域流速衰减变小;烟气流速的增加使得三次风对烟气的截留效应减弱,有利于流场的均匀分布,但过大的烟气流速使三次风管上方的回流区域面积变小,喷腾效应减弱,不利于物料混合。

3 结论

(1) 模拟结果与工程实际运行监测数据具有良好的统一性,两种工况下均显示出良好的两缩

口、三喷腾效应,烟气流速比三次风速对炉体内部流速影响更大,且随着三次风速及烟气流速的增加,缩口处加速效应更加明显;

(2) 烟气流速增大使得炉体内部流速显著增大,炉体内部靠近壁面处速度衰减变小,有利于炉体内部流场的均匀分布,但过大的烟气流速使三次风管上方的回流区域面积变小,喷腾效应减弱,不利于物料混合。而三次风速的增大使得三次风对烟气的截留作用增强,对冲的三次风速度损失变大,导致流场分布较为紊乱,不利于流场的均匀分布;

(3) 在实际的生产实践中,既要防止三次风对烟气截流作用过大,使得流场分布不均匀,又要

防止烟气流速过大导致回流区面积受压缩。因此烟气流速必须和三次风速相匹配,三次风速应与烟气流速具有约 5 m/s 的差值,因此建议在生产线运行前根据实验工况合理选取风速值,推荐值为三次风速在 25 ~ 30 m/s,烟气流速在 30 ~ 35 m/s,保持三次风速与烟气流速约 5 m/s 的差值。

参考文献:

- [1] 中国水泥协会. 水泥工业“十三五”发展规划[J]. 中国水泥, 2017(7): 7-17.
- [2] GB 4915—2013, 水泥工业大气污染物排放标准[S].
- [3] 巴清心. 水泥生产用分解炉传热和流动特性的数值模拟及实验研究[D]. 济南: 山东大学, 2015.
- [4] HOUSHFAR E, KHALI R A, LØVÅS T, *et al.* Enhanced NO_x reduction by combined staged air and flue gas recirculation in biomass grate combustion [J]. *Energy & Fuels* 2012, 26: 3003-3011.
- [5] 马相国, 马保国, 胡贞武. 分解炉内流动特性数值模拟的探讨[J]. 水泥工程, 2004(3): 4-7.
- [6] XIA Z, LI J, WU T, *et al.* CFD simulation of MSW combustion and SNCR in a commercial incinerator [J]. *Waste Management*, 2014, 34(9): 1609-1618.
- [7] 黄来, 陆继东, 李昌君. 双喷腾分解炉内气固两相流的数值模拟[J]. 硅酸盐学报, 2003(8): 748-753.
- [8] 蔡鑫. 水泥分解炉内流场和 SNCR 脱硝工艺的数值模拟[D]. 北京: 清华大学, 2014.
- [9] DIEGO L F D, OBRAS-LOSCERTALES M D L, RUFAS A, *et al.* Pollutant emissions in a bubbling fluidized bed combustor working in oxy-fuel operating conditions: Effect of flue gas recirculation [J]. *Applied Energy*, 2013, 102(2): 860-867.
- [10] HUAN Bo-wen. Combustion theory and application of boilers [M]. Shanghai: Shanghai Jiao Tong University Press, 1999.
- [11] 白涛. 燃煤锅炉低 NO_x 燃烧系统的数值模拟与试验研究[D]. 北京: 华北电力大学, 2014.
- [12] THOMAS K M. The release of nitrogen oxides during char combustion [J]. *Fuel*, 1997, 76(6): 457-473.
- [13] CHAMBRION P, KYOTANI T, TOMITA A. C-NO reaction in the presence of O_2 [J]. *Symposium on Combustion*, 1998, 27(2): 3053-3059.
- [14] AIHARA T, MATSUOKA K, KYOTANI T, *et al.* Mechanism of N_2 formation during coal char oxidation [J]. *Proceedings of the Combustion Institute*, 2013, 28(2): 2189-2195.
- [15] WANG Quan, WANG Qing-cheng, CAI Jian-jun. Experimental study of urea on SNCR removal of NO_x [J]. *Journal of Chemical and Pharmaceutical Research*, 2014, 6(7): 2541-2546.

(责任编辑 丁丽霞)