

循环流化床返料阀结构对循环流率动态响应特性的影响

刘贤东,张 扬,杨海瑞,张 缦,张 海,吕俊复

(清华大学 热科学与动力工程教育部重点实验室,北京 100084)

摘 要:循环流化床锅炉燃烧技术是一种洁净煤燃烧技术,其应对负荷变化的灵活性未来会得到更多的关注。但目前对于负荷变化的研究集中于调峰策略优化,缺乏提升CFB本身变负荷速率的影响因素研究。在CFB锅炉负荷变化时,循环流率也随之变化,并达到新的平衡态,而返料阀的结构是循环流率的重要影响因素。因此,为了研究CFB锅炉变负荷响应速率的影响因素,基于CPFD方法对某75 t/h循环流化床锅炉立管及返料阀内在循环流率变化时的流动行为进行模拟,研究不同返料阀结构对循环流率变化的响应速度。结果表明,在立管远离回料阀侧及回料阀水平横段底部存在一定的流动死区,返料阀及立管内物料仅在较小的区域内有较大的移动速度。当循环流率增加时,较小的颗粒移动区域限制了其达到更大流量平衡的时间,减弱了系统变负荷的响应速率。在松动风、流化风分别为0.14和0.30 m/s,循环流率从50 kg/(m²·s)提升到60 kg/(m²·s)时,随着水平横段长度的增加,系统响应时间先急剧减小后缓慢上升;返料阀水平横段长度与立管直径之比为3.5时,最短响应时间为67 s。保持流化风量不变并改变松动风大小,系统响应时间随松动风量的增加而减小,但不同返料阀结构下系统响应时间的规律相似。返料阀对循环流率变化的响应速度与返料阀内的流动死区大小密切相关。

关键词:循环流化床;返料阀;循环流率;变负荷;响应时间;流动死区

中图分类号:TK229.6 **文献标志码:**A **文章编号:**1006-6772(2019)03-0094-06

Effect of loop seal structure of circulating fluidized bed on the dynamic response characteristics of circulating flow rate

LIU Xiandong, ZHANG Yang, YANG Hairui, ZHANG Man, ZHANG Hai, LYU Junfu

(Key Laboratory for Thermal Science and Power Engineering of Ministry of Education, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

Abstract: The boiler combustion technology of circulating fluidized bed (CFB) is a kind of clean coal combustion technology, and its flexibility to cope with load change will attract more attention in the future. Recent studies about load change are focused on the optimization of peak shaving, which lack the research of influence factors on CFB boiler itself. The circulation rate will change and reach a new equilibrium state as load of CFB boiler changes. The structure of loop seal is an important factor on the circulation state. Therefore, in order to investigate the influence factors on CFB boiler response rate to load change, the flow behavior of a 75 t/h in standpipe and loop seal of a CFB boiler with circulating rate change was simulated based on CPFD method. The dynamic response rate to circulating flow rate change under different loop seal structure was studied. The results indicate that there are some "flow-dead zone" on the away-recycle-valve side of the standpipe and the bottom of the loop seal. The gas-solid flow in that zones have relatively high moving velocity only in restricted areas, so the moving area of small particle limits the time to reach a higher flux equilibrium state when the circulation rate increases. The flow-dead zone decreases the response rate to the load change. When the loosening air and fluidizing air are 0.14, 0.3 m/s respectively and the circu-

收稿日期:2019-04-01; **责任编辑:**张晓宁 **DOI:**10.13226/j.issn.1006-6772.19040104

基金项目:国家重点研发计划资助项目(2018YFF0216002)

作者简介:刘贤东(1996—),男,湖南岳阳人,博士研究生,主要从事循环流化床燃烧研究。E-mail: liuxd18@mails.tsinghua.

edu.cn. 通讯作者:张 扬(1986—),助理研究员,博士,主要从事清洁燃烧技术研究。E-mail: yang-zhang@tsinghua.edu.cn

引用格式:刘贤东,张扬,杨海瑞,等.循环流化床返料阀结构对循环流率动态响应特性的影响[J].洁净煤技术,2019,25(3):94-99.

LIU Xiandong, ZHANG Yang, YANG Hairui, et al. Effect of loop seal structure of circulating fluidized bed on the dynamic response characteristics of circulating flow rate[J]. Clean Coal Technology, 2019, 25(3): 94-99.



移动阅读

lating flow rate increases from $50 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ to $60 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, the system response time decreases sharply first and then increases moderately with the increase of horizontal section length. The shortest response time is 67 s , when the ratio of loop seal horizontal section length to the standpipe diameter is 3.5 . Keeping the fluidizing air and adjusting the loosening air, the system response time decreases with the increase of loosening air while the relation between system response time and the loop seal structure keeps similar. The response rate of loop seal to circulating flow rate change is closely related to the size of flow-dead zone in the loop seal.

Key words: circulating fluidized bed; loop seal; circulating flow rate; load change; response time; flow dead zone

0 引言

循环流化床(CFB)锅炉燃烧技术是一种洁净煤燃烧技术,具有燃料适应性广、污染排放控制成本低等特点。近年来 CFB 锅炉技术发展较快,在国内的发电市场份额持续增加^[1-2]。随着低碳及减排要求的升高,可再生能源在未来的能源市场上必将占据更大的比重^[3]。间歇性可再生能源的消纳对火电机组的灵活性提出了更高要求^[4],因此,循环流化床锅炉的负荷调节能力变得更加重要^[5]。与煤粉锅炉不同,CFB 锅炉内堆积大量物料,使 CFB 锅炉系统的热惯性较大,对负荷变化响应较慢^[6]。因此,循环流化床锅炉需进一步提升灵活性和变负荷能力^[7]。

灵活性的提升主要通过提高 CFB 锅炉自身负荷响应速率以及优化现有负荷调整策略来实现^[8]。目前已有研究主要集中于后者^[9-11],缺乏对于提高 CFB 锅炉自身变负荷响应速率特性的研究。刘云飞^[12]通过改变风煤比,研究其变负荷响应速率并得到最佳风煤比模型。但目前仍缺乏对负荷变化时的 CFB 锅炉响应速率影响因素探索。

在 CFB 锅炉变负荷过程中,可根据负荷曲线快速调节给煤和配风,物料的循环流率随之变化,达到新的平衡态^[13]。返料阀作为循环流化床的重要组成部分,其结构设计、操作参数会对 CFB 锅炉的循环流率产生重要影响^[14],同时也决定了循环流率对 CFB 锅炉负荷变化的响应速度。因此在一定程度上,返料阀的设计会影响 CFB 锅炉的灵活性。但目前鲜见对返料阀结构与循环流率动态响应特性关系的相关研究。另外,文献[14-15]表明,物料的循环流率对 CFB 锅炉的污染物控制具有显著影响,因此,精确控制 CFB 锅炉的循环流率对于 CFB 锅炉整体性能提升具有重要意义。

受限于目前的测量技术,实际锅炉返料阀内部的流动情况、循环流率的大小仍难以直接通过试验测得,因此缺乏相关的热态试验研究参数。随着计算机技术的发展,计算流体力学(CFD)使循环流化床内气固流动研究有了新的可能。在 CFD 方法中,

计算颗粒流体动力学(computational particles fluid dynamics,CPFD)方法在 CFB 计算中具有一定的优势。它将每个网格内一定数量的具有相同属性的颗粒视作单个计算颗粒并整体计算,在保证计算精度的同时显著减少了计算量,该方法尤其适宜于 CFB 锅炉密相区的模拟^[16]。本文将采用基于 CPFD 方法开发的 Barracuda 软件平台,对 CFB 锅炉立管及返料阀内流动进行数值模拟,研究其返料特性,并分析不同返料阀结构对其变循环流率响应速率的影响,以期对 CFB 锅炉返料阀的设计提供理论指导。

1 数学模型

在 CPFD 模型中,气相被视为连续相,采用欧拉方法求解^[17]。由于 CFB 立管和返料阀内的化学反应较弱,整个过程可认为恒温,故本文的数值模拟可不求解能量方程。同时因为模型中气相流速较低,可认为气相不可压缩。根据动力学理论,连续性方程及动量方程为

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \mathbf{v}_g) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial(\varepsilon_g \rho_g \mathbf{v}_g)}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \mathbf{v}_g \mathbf{v}_g) = -\varepsilon_g \nabla p + \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_g + \varepsilon_g \rho_g \mathbf{g} - \mathbf{F} \quad (2)$$

式中, ε_g 为气相体积分数; ρ_g 为气相密度; $\mathbf{v}_g$ 为气相速度; p 为气相压力; $\boldsymbol{\tau}_g$ 为应力张量; $\mathbf{g}$ 为重力加速度; $\mathbf{F}$ 为单位体积内气相与颗粒相的作用力。

对于牛顿流体,其应力张量 $\boldsymbol{\tau}_g$ 可表示为

$$\boldsymbol{\tau}_g = \mu_g [\nabla \cdot \mathbf{v}_g + (\nabla \cdot \mathbf{v}_g)^T] + \frac{2}{3} \mu_g (\nabla \cdot \mathbf{v}_g) \mathbf{I} \quad (3)$$

式中, μ_g 为气相的动力黏度; $\nabla \cdot \mathbf{v}_g$ 为气体速度向量的梯度; $\mathbf{I}$ 为单位矩阵。

颗粒相的求解是基于拉格朗日方法建立每个计算颗粒的运动方程。对于颗粒相的计算,气相参数是在该颗粒位置处进行插值以求解该颗粒的运动方程。故其加速度计算公式为

$$\frac{d\mathbf{v}_p}{dt} = D(\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p) - \frac{1}{\rho_p} \nabla p + \mathbf{g} - \frac{1}{\varepsilon_p \rho_p} \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_p \quad (4)$$

其中, $\mathbf{v}_p$ 为颗粒速度; ρ_p 为颗粒密度; ε_p 为颗粒体积分数; $\boldsymbol{\tau}_p$ 为颗粒的法向应力; D 为气固间的曳力

系数。式(4)等号右边4项分别表示气固曳力、压力梯度、重力和颗粒碰撞带来的加速度。气固曳力项的曳力 F_p 方程为

$$F_p = m_p D_p (\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p) \quad (5)$$

本文气固曳力选用 Wen-Yu 模型^[18],其曳力系数 D_p 计算公式为

$$D_p = 0.75 C_d \frac{\rho_g}{\rho_p} \frac{|\mathbf{v}_g - \mathbf{v}_p|}{d} \quad (6)$$

式中, d 为颗粒直径。

颗粒碰撞项中颗粒碰撞应力模型为 Haeis & Crighton 模型^[19],其正应力表达式为

$$\tau_p = \frac{p_s \varepsilon_p^\beta}{\max[(\varepsilon_{cp} - \varepsilon_p), \zeta(1 - \varepsilon_p)]} \quad (7)$$

式中, p_s 为材料参数; β 为模型内含参数, $\beta = 2 \sim 5$; ε_{cp} 为颗粒堆积极限; ζ 为一小量,用以消去模型中的奇异点。

加速度求解时,其颗粒体积分数 ε_p 可由任意网格 ξ 中的颗粒体积分数求解式得到。

$$\varepsilon_{p\xi} = \frac{1}{V_\xi} \sum_{i=1}^{N_p} n_p V_p S_{p\xi} \quad (8)$$

其中, V_ξ 为网格体积; N_p 为网格内计算颗粒总数; n_p 为每个计算颗粒所包含的颗粒数; V_p 为单个颗粒体积; $S_{p\xi}$ 为插值因子,颗粒在网格内时为1,反之为0。

由式(4)求得 $n+1$ 时刻的颗粒速度为

$$\mathbf{v}_p^{n+1} = \frac{\mathbf{v}_p^n + \Delta t (D_p \mathbf{v}_{g,p}^{n+1} - \frac{1}{\rho_p} \nabla p_p^{n+1} - \frac{1}{\varepsilon_p \rho_p} \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_p^{n+1} - \mathbf{g})}{1 + \Delta t D_p} \quad (9)$$

其中, $\mathbf{v}_{g,p}^{n+1}$ 为插值得到的气相速度; ∇p_p^{n+1} 为插值压力梯度; $\nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_p^{n+1}$ 为颗粒的应力梯度。则 $n+1$ 时刻的颗粒位置为

$$\mathbf{x}_p^{n+1} = \mathbf{x}_p^n + \mathbf{v}_p^{n+1} \Delta t \quad (10)$$

颗粒相求解除了得到其颗粒运动参数外,还需得到颗粒相与气相的相互作用力 F ,由式(4)、(8)、(9)可得到任意网格 ξ 中的相互作用力为

$$F_\xi^{n+1} = \frac{1}{V_\xi} \sum_p S_{p\xi} [D_p (\mathbf{v}_{g,p}^{n+1} - \mathbf{v}_p^{n+1}) - \frac{1}{\rho_p} \nabla p_p^{n+1}] n_p m_p \quad (11)$$

式中, m_p 为颗粒质量。

2 模型设置

2.1 模拟对象

本文基于 Barracuda 17.0 软件平台,采用 CPFD 方法对返料阀内返料特性进行模拟。模拟对象为开

式的返料阀与立管,其返料阀尺寸参照某 75 t/h 循环流化床锅炉。为了保证颗粒的堆积时间,模拟中将立管长度延长,其结构示意与尺寸参数如图 1(a)所示。返料阀关键部分网格如图 1(b)所示,网格尺寸为 10 mm,网格划分为 Barracuda 自带网格划分工具,最终形成的网格数为 3×10^6 ,经网格无关性检验,网格进一步加密后对速度计算的影响 $< 1\%$ 。

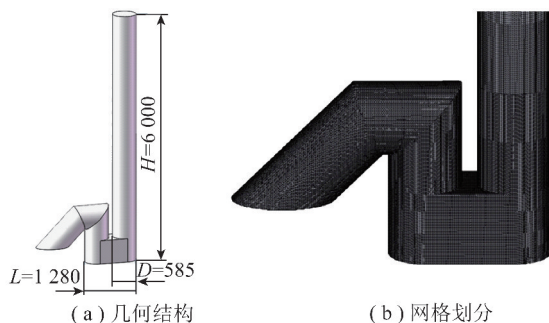


图1 模拟对象几何结构及网格划分

Fig. 1 Geometry structure and mesh generation of the simulation object

2.2 参数设置

模拟采用真实的宽筛分布石英砂颗粒,密度为 2600 kg/m^3 ,粒径分布如图 2 所示。

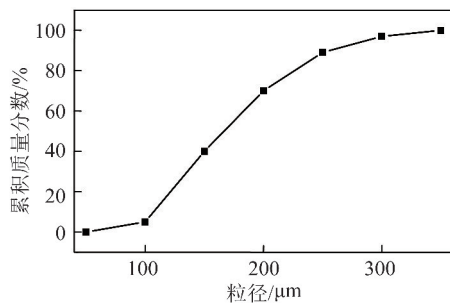


图2 模拟颗粒粒径分布

Fig. 2 Size distribution of the simulation particles

初始时,设定立管内堆积料位 2.5 m。为保证立管内流动状态,边界条件设置时人为设定入口给料流率与出口背压。本文工况设定入口边界压力为大气压,进料率为 $50 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,返料阀出口边界压力为 1 kPa。该模型已有学者应用于冷态试验中的立管及返料阀内模拟,并与试验结果较吻合^[20-21]。冷态试验中, $50 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 为典型循环流率值,由于该工况下计算模型有试验数据支撑,可较好符合物理流动规律,因此选取此给料率值;实际锅炉的立管内循环流率更大,但其流动规律相似。模拟中在返料阀底部给风,松动风速分别为 0.135、0.140、0.150 m/s,流化风速为 0.3 m/s,并保持二者风量相同,松动风速与颗粒最小流化风速之比为 6.5、6.8、7.1 (除特别说明外,本文均以风速

0.140 m/s 工况为例)。模拟时间为 15 s,计算步长为 5×10^{-4} s。其他模拟参数设置见表 1。

表 1 模拟参数

Table 1 Key parameters in the simulation

参数	网格大小/mm	颗粒体积堆积极限	壁面正向碰撞能量保留系数	壁面切向碰撞能量保留系数
数值	10	0.58	0.3	0.99

3 模拟结果与讨论

3.1 返料阀内流动特性

计算中通过模拟返料阀及立管内流动情况,可得到返料阀内流动细节。为便于观察,仅显示返料阀内及立管内有物料堆积部分的物料流动,记水平横段方向为 x 方向,立管轴向为 y 方向,颗粒速度分布如图 3 所示。可知,物料在贴近壁面部分有较大的移动速度,而在返料阀底部的立管侧形成了较大的“黏滞区”,即物料运动非常缓慢的“死区”,该区内物料的停留时间较长。图 3(a)为 x 方向的速度分布,在返料阀水平横段上部物料有较大的横向速度,但在横段下部物料的横向移动速度基本为 0。同时在立管内有一段区域存在横向移动速度,这对应于立管料位顶端,远离返料阀侧,颗粒向近侧滑

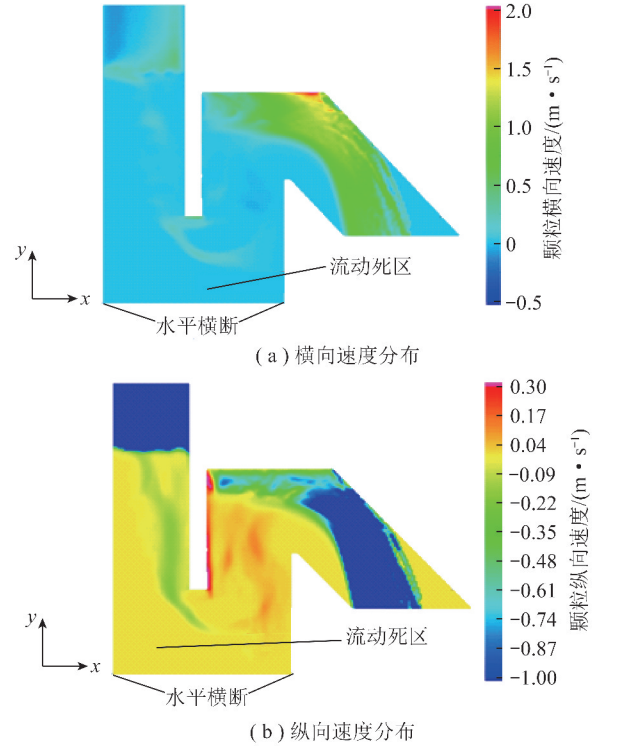


图 3 立管及返料阀内颗粒速度分布

Fig. 3 Particle velocity distribution in standpipe and recycle valve

落,因此产生横向移动速度。图 3(b)为 y 方向的速度分布,在立管内物料下行区仅有近返料阀侧有较大的速度。同样返料阀底部靠立管侧及立管远返料阀侧形成一定的黏滞区。

文献[21]研究发现,立管横段内物料的流动主要由流体静压及流体曳力驱动。本文计算得到的立管及返料阀内气相速度及压力分布如图 4、5 所示。由图 4 可知,水平横段底部的压力较均匀,因此流体的静压驱动力较小。图 5 中 x 方向的气相速度也具有类似的颗粒速度分布规律:横段上部具有较大的速度,底部速度较低,底部的气固相对速度也较低。因此水平横段底部的颗粒所受的静压驱动和气固曳力驱动均很弱,导致横段底部流动死区的产生,与文献[22]研究结果相符。该流动死区会减小物料流通面积,物料流量改变时,死区大小会影响返料阀对循环流率变化的响应特性。

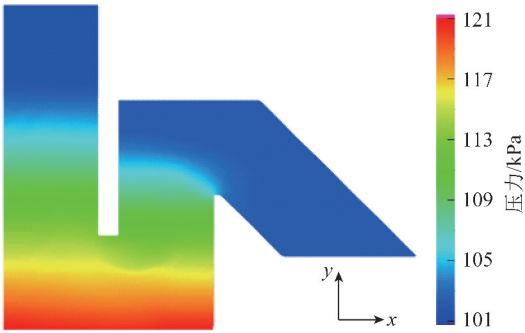


图 4 立管及返料阀内压力分布

Fig. 4 Pressure distribution in standpipe and recycle valve

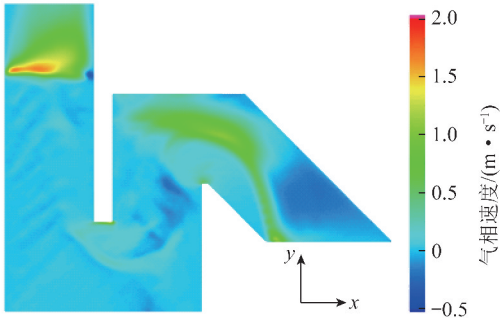


图 5 立管及返料阀内气相 x 方向速度分布

Fig. 5 x direction gas velocity distribution in standpipe and recycle valve

3.2 不同返料阀结构对变循环流率的响应速度

对于常见的 loop seal 返料阀,水平横段流动阻力较大是其存在的主要问题之一^[23]。该水平横段内形成了较大的流动死区,阻碍物料流通。因此该横段结构对物料流动、返料阀变负荷特性均有影响。

本模拟计算参数设置与前文一致,为节省计算

时间,将模拟对象等比例缩小至立管直径 60 mm,改变返料阀结构使水平横段长度 L (图 1(a))与立管直径 D 之比在 2.5~4.0(水平横段长度进一步减小时,其返料能力下降,因此暂不予考虑)。模拟初始阶段设置给料率为 $50 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,25 s 后可认为返料阀已达到第 1 个平衡态,将给料率突变为 $60 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,计算系统存料量和返料流量至系统达到第 2 个平衡态为止。当 10 s 内系统存料量的变化幅度小于 1%,即认为系统到达第 2 个平衡态。返料阀对变循环流率的响应时间定义为从给料率突变到系统达到第 2 个平衡态的时间间隔。

图 6 为返料阀结构为 $L/D=3.0$ 时,系统存料量随时间的变化曲线。前 25 s 为返料阀平衡时间,初始时系统内有一定的物料堆积。由于颗粒流出率与回料风速、立管料位有关,因此初始阶段较高的料位导致较大的颗粒流出率,因此系统存料量减小。随着颗粒不断给料,立管料位下降,导致颗粒流出率下降并与给料率平衡,系统存料量在 $t=25 \text{ s}$ 前达到稳定状态。 $t=25 \text{ s}$ 时改变进料率为 $60 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$,该时刻颗粒给料率阶跃上升,颗粒流出率暂时不变,因此系统存料量逐渐增加。随着存料量增加,立管料位上升,颗粒流出率随之增加,并再次与颗粒给料率达到平衡。由图 6 可知,该结构下系统在 $t=113 \text{ s}$ 时再次达到稳定状态。

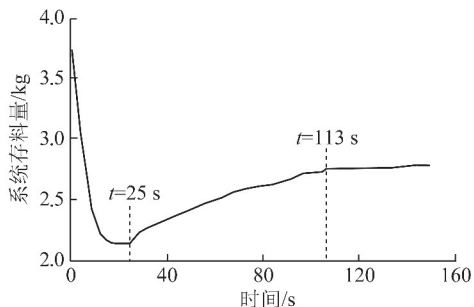


图 6 $L/D=3$ 时颗粒存料量随时间的变化曲线

Fig. 6 The change curve of particle storage mass with time when $L/D=3$

改变返料阀结构和松动风风速,得到不同水平横段长度下系统响应时间的变化,如图 7 所示。可知, L/D 较小时,系统响应时间较大;随着水平横段长度的增加,系统响应时间急剧减小并趋于稳定,且改变松动风风速后其响应时间变化趋势相似。该响应时间随返料阀结构的变化趋势,与不同结构下返料阀的流动死区形态有关。图 8 对比了 $L/D=2.5$ 、3.0 下返料阀内颗粒在 x 方向的速度分布,可知, $L/D=3.0$ 时,返料阀内颗粒输运范围更大,这是由于颗粒从立管进入返料阀,需要从竖流动转变为水

平流动,而更长的水平横段有利于其流动的充分发展,使其颗粒流动范围更大,即颗粒处于黏滞的流动死区更小。但当水平横段增加到一定长度后,其流动死区大小并不会有明显变化,而更长的水平横段长度会带来更大的流动阻力,因此随着 L/D 增大,系统响应时间趋于稳定后会缓慢增加。松动风风速的增加会提高颗粒流动性,进而减小流动死区大小。因此随着风速增加,系统响应时间减小。

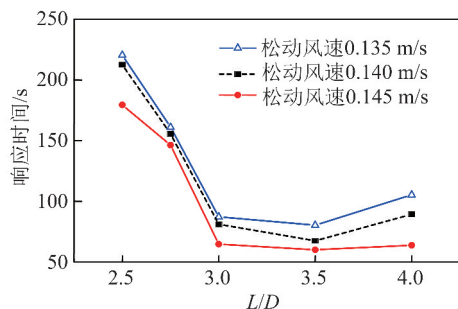


图 7 循环流率响应时间随 L/D 的变化

Fig. 7 Response time to circulating flow rate change under different L/D structure

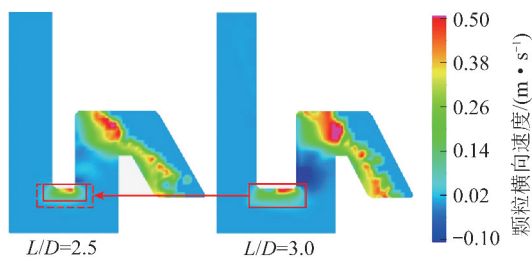


图 8 不同水平横段长度下的颗粒横向速度分布

Fig. 8 Particle lateral velocity distribution under different horizontal length structure

4 结 论

1) 返料阀对变循环流率的响应速度与回料阀内流动死区大小相关。在锅炉运行时,立管底部远离回料阀侧,且水平横段底部会形成一定的流动死区,这是由于回料阀底部压力分布较均匀且气相移动速度趋于 0,进而颗粒的静压驱动力和气固曳力驱动力均较小造成的。

2) 流动死区的大小影响返料阀对变循环流率的响应速度,较大的流动死区会减小颗粒流通面积,进而减慢返料阀对循环流率变化的响应速率。当返料阀的水平横段长度与立管直径比 L/D 逐渐增大时,系统的变负荷响应时间呈先急剧减小至稳定再缓慢增加的趋势。这是由于水平横段长度较小时,颗粒流动难以充分发展,导致较大流化死区形成,而当 L/D 增至 3 以上时,死区大小变化不明显。

3) 在保持流化风不变、调整松动风风速的情况

下,随风速增加,系统响应时间减小,这是由于风量增加导致颗粒流动性增强。系统响应时间随返料阀结构的变化趋势在不同松动风风速下无明显差别。

参考文献(References):

- [1] YUE Guangxi, CAI Runxia, LYU Junfu, et al. From a CFB reactor to a CFB boiler: The review of R&D progress of CFB coal combustion technology in China[J]. Powder Technology, 2017, 316: 18–28.
- [2] 吴优福. 循环流化床锅炉 SO₂ 超低排放技术研究[J]. 洁净煤技术, 2017, 23(2): 108–113, 118.
WU Youfu. Study on SO₂ ultra low emission technology on circulating fluidized bed boiler[J]. Clean Coal Technology, 2017, 23(2): 108–113, 118.
- [3] 刘晓娟, 殷卫峰. 国内外生物质能开发利用的研究进展[J]. 洁净煤技术, 2008, 17(4): 7–9.
LIU Xiaojuan, YIN Weifeng. Biomass energy and its application technology in China and the world[J]. Clean Coal Technology, 2008, 17(4): 7–9.
- [4] LIU Zhongyuan, MA Suxia, PAN Xiongfeng, et al. Experimental study on the load response rate under the dynamic combined combustion of PC coal and CFB coal in a CFB boiler[J]. Fuel, 2019, 236(15): 445–451.
- [5] GAO Mingming, HONG Feng, LIU Jizhen, et al. Investigation on the energy conversion and load control of supercritical circulating fluidized bed boiler units[J]. Journal of Process Control, 2018, 68: 14–22.
- [6] 李金晶, 吕俊复, 岳光溪, 等. 循环流化床锅炉热惯性分析[J]. 热能动力工程, 2009, 24(5): 609–613, 681.
LI Jinjing, LYU Junfu, YUE Guangxi, et al. An analysis of thermal inertia of a CFB (circulating fluidized bed) boiler[J]. Journal of Engineering for Thermal Energy & Power, 2009, 24(5): 609–613, 681.
- [7] 陈俊. 循环流化床原煤—煤粉动态复合燃烧的污染物排放特性研究[D]. 太原: 太原理工大学, 2018.
- [8] 潘雄峰. 循环流化床低热值煤—高热值煤粉动态复合燃烧负荷响应特性研究[D]. 太原: 太原理工大学, 2018.
- [9] 朱昊凌. 大型 CFB 机组调峰性能优化技术研究[D]. 昆明: 昆明理工大学, 2015.
- [10] 刘朝阳. CFB 锅炉效率与机组变负荷速率特性研究[D]. 南京: 东南大学, 2017.
- [11] 刘吉臻, 洪峰, 高明明, 等. 循环流化床机组快速变负荷运行控制策略研究[J]. 中国电机工程学报, 2017, 37(14): 4130–4137, 4292.
LIU Jizhen, HONG Feng, GAO Mingming, et al. Research on the control strategy for quick load change of circulating fluidized bed boiler units[J]. Proceeding of the CSEE, 2017, 37(14): 4130–4137, 4292.
- [12] 刘云飞. 循环流化床锅炉最佳风煤比模型研究[D]. 保定: 华北电力大学, 2017.
- [13] 宋畅, 吕俊复, 杨海瑞, 等. 超临界及超超临界循环流化床锅炉技术研究与应[J]. 中国电机工程学报, 2018, 38(2): 338–347, 663.
SONG Chang, LYU Junfu, YANG Hairui, et al. Research and application of supercritical and ultra-supercritical circulating fluidized bed boiler technology[J]. Proceeding of the CSEE, 2018, 38(2): 338–347, 663.
- [14] 柯希玮, 蔡润夏, 吕俊复, 等. 钙基脱硫剂对循环流化床 NO_x 排放影响研究进展[J]. 洁净煤技术, 2019, 25(1): 1–11.
KE Xiwei, CAI Runxia, LYU Junfu, et al. Research progress of the effects of Ca-based sorbents on the NO_x reaction in circulating fluidized boilers[J]. Clean Coal Technology, 2019, 25(1): 1–11.
- [15] 柯希玮, 蔡润夏, 杨海瑞, 等. 循环流化床燃烧的 NO_x 生成与超低排放[J]. 中国电机工程学报, 2018, 38(2): 390–396, 669.
KE Xiwei, CAI Runxia, YANG Hairui, et al. Formation and ultra-low emission of NO_x for circulating fluidized bed combustion[J]. Proceeding of the CSEE, 2018, 38(2): 390–396, 669.
- [16] HUANG Yiqun, ZHANG Man, LYU Junfu, et al. Effects of gas leakage on the separation performance of a cyclone. Part 2: Simulation[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2018, 316: 906–915.
- [17] LIU H, CATTOLICA R J, SEISER R, et al. Three-dimensional full-loop simulation of a dual fluidized-bed biomass gasifier[J]. Applied Energy, 2015, 160: 489–501.
- [18] DING J, GIDASPOW D. A bubbling fluidization model using kinetic theory of granular flow[J]. AIChE Journal, 1990, 36(4): 523–538.
- [19] HARRIS S E, CRIGHTON D G. Solitons, solitary waves, and voidage disturbances in gas-fluidized beds[J]. Journal of Fluid Mechanics, 1994, 266: 243–276.
- [20] 丁瑞锋. Loop seal 阻力特性研究[D]. 北京: 清华大学, 2015.
- [21] 邢文崇. 循环流化床锅炉 N 型返料阀的研究开发[D]. 北京: 清华大学, 2014.
- [22] PRABIR Basu, JAMES Butler. Studies on the operation of loop-seal in circulating fluidized bed boilers[J]. Applied Energy, 2009, 86(90): 1723–1731.
- [23] DONG Li, JI Wenfeng, ZHAO Zhigang, et al. Elimination of stagnant particles from a N-valve with side aeration in circulating fluidized bed[J]. Advanced Powder Technology, 2014, 25(3): 1155–1161.