

38 m/54 m高循环流化床床内 流体动力特性研究

胡南, 王巍, 姚宣, 杨海瑞, 吕俊复

(清华大学热科学与动力工程教育部重点实验室, 北京市 海淀区 100084)

Study on Gas-solids Flow Properties in the 38m/54m Riser of Circulating Fluidized Bed

HU Nan, WANG Wei, YAO Xuan, YANG Hai-ru, LÜ Jun-fu

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

ABSTRACT: With the equipments in Baima 300 MW circulating fluidized bed (CFB) boiler Demonstration Power Station, a cold CFB test rig with a riser of 240 mm in inside diameter and 38 m and 54 m respectively in height was built to investigate the influence of operating conditions, such as riser height and solids inventory, on the axial voidage profile along the riser. The results showed that when the gas velocity exceeded the transport velocity, the voidage of top-dilute section reached saturation carrying capacity and the solids circulation rate and solids concentration of top-dilute section did not change with the height of the riser nor the solids inventory, but the critical solids inventory for saturation carrying capacity increased with the height. For the 600 MW supercritical CFB boiler in development with 54m furnace in height, a modest accretion in bed inventory could maintain the solid circulation rate high enough, and meet the heating surfaces located in the top furnace and in the circulation loop.

KEY WORDS: circulating fluidized bed; ultra-high riser; voidage profile; fast fluidization; inventory

摘要: 利用白马电厂300 MW循环流化床(circulating fluidized bed, CFB)锅炉现有的结构和设备, 搭建提升管内径240 mm, 高度分别为38和54 m的循环流化床冷态实验台, 研究提升管高度、系统物料量及流化风速对物料浓度分布的影响。实验结果表明, 当风速大于临界风速时, 上部气固流动达到饱和和携带状态, 炉膛高度及床料量不会改变上部气固浓度和循环流率的大小。但高度增加后达到饱和和空隙率的临界床料量增加。对于正在研发中的炉膛高度为54 m的

600 MW超临界循环流化床锅炉, 该结果表明只需要适当增加系统床料量, 就可以得到足够高的循环流率, 满足炉膛上部和循环回路中受热面布置得要求。

关键词: 循环流化床; 超高炉膛; 浓度分布; 快速床; 床料量

0 引言

循环流化床(CFB)燃煤技术具有煤种适应性强、污染物控制成本低等特点。因此, 在国家大力支持下, 循环流化床燃煤技术在我国得到了快速的发展, 目前我国循环流化床锅炉装机数量近3000台, 正朝着大容量, 高参数的方向发展。提高蒸汽参数必然导致炉膛几何尺寸的增加, 正在研发中的600 MW超临界CFB锅炉炉膛高度达54 m, 大大超过白马电厂300 MW亚临界CFB锅炉炉膛38 m的高度^[1-4]。

循环流化床锅炉系统受热面面积及布置方案受炉膛内气固浓度及外循环流率的影响, 同时浓度分布对二次风穿透和扩散、以及颗粒在炉膛内的停留时间也同样产生很大影响, 进而影响锅炉的燃烧效率。因此, 炉膛内固体颗粒浓度分布及外循环流率 G_s 对于循环流化床锅炉的设计和运行有着至关重要的意义^[5-6]。对于正在设计中的600 MW超临界循环流化床锅炉, 其炉膛高度将超过目前世界上所有CFB锅炉的实践范围, 为此锅炉设计者希望了解在如此高的炉膛中上部浓度及循环流率是否还能达到亚临界等级锅炉内相应水平; 为达到此水平床压降需要增加的数值; 是否导致一二次风机压头和功率的大幅度增加。

循环流化床锅炉物料具有较宽粒度分布, 炉膛

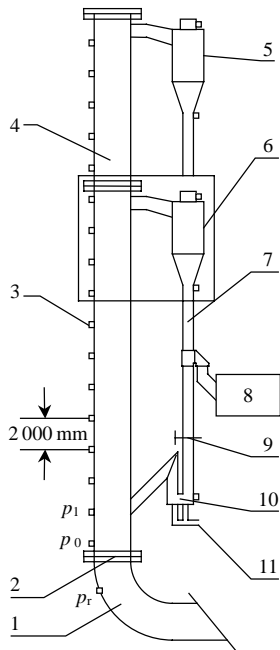
基金项目: 国家自然科学基金项目(50406002)。

Project Supported by National Natural Science Foundation of China (50406002).

内气固流动由下部大颗粒构成的鼓泡流态化和上部细颗粒形成的快速流态化叠加而成,属于复合流态化^[7]。已有研究表明,对于可以参与外循环的细颗粒,其在炉膛内的流化状态受到多种因素的影响,除了颗粒自身性质(密度 ρ_p 、粒度 d_p 等)外,还包括提升管几何结构和运行条件(流化风速 U_g 和循环流率 G_s)的影响^[8-12]。关于床料量和床高对于提升管内气固浓度分布的影响,还存在一些分歧^[13-18]。鉴于大部分研究大都是在提升管高度不超过20m的实验台上进行的,且炉膛高度对炉内气固流态特性的影响还不确定,有必要进一步通过实验对此问题进行深入分析。因此,利用白马电厂300MW CFB锅炉现有的结构和设备,搭建提升管内径240mm,高度分别为38和54m的循环流化床冷态实验台,研究提升管高度 H_r 及系统物料量 I_v 对物料浓度分布的影响。

1 实验设备和方法

实验台设在四川白马电厂,利用现有300MW CFB锅炉钢架和平台扶梯搭建。如图1,实验系统包括提升管、分离器、下降管、回料阀、给风系统、测量系统等。提升管内径240mm,高度分别为38和54m。实验所用的流化风由电厂高压流化风机引



1—风室; 2—布风板; 3—压力测点; 4—提升管; 5—54m处分离器;
6—38m处分离器; 7—回料腿; 8—在线称重系统; 9—蝶阀;
10—气控回料阀; 11—反料风入口。

图1 实验系统简图

Fig. 1 Schematic diagram of experimental apparatus

出,通过阀门控制流化风速。气体通过布风板进入提升管,布风板由孔板加筛网构成。气体在提升管内将床料流化,并裹挟固体颗粒进入分离器内实现气固分离,循环固体通过回料腿和回料阀返回提升管,形成循环。回料腿内径75mm,回料阀采用U型气控阀。

所有的实验在常温条件下进行,流化气体为空气。采用石英砂为床料,粒度分布如图2,颗粒平均粒径为210 μm ,与循环流化床锅炉循环灰粒度一致。其真实密度为 $\rho_p=2650\text{kg/m}^3$,堆积密度为 $\rho_d=1550\text{kg/m}^3$ 。

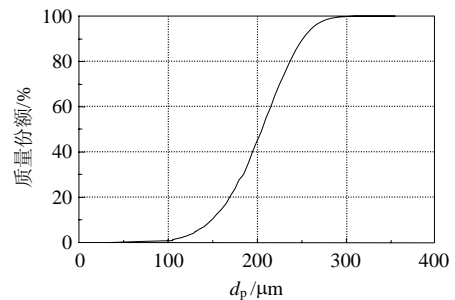


图2 固体颗粒粒度分布

Fig. 2 Particle size distribution

本文中采用压差法测量提升管轴向浓度分布。沿提升管高度每隔2m布置一个压力测点,测点探头固定在壁面上,插入深度为零,以避免对局部流场的干扰。风室压力测点 p_0 位于布风板下, p_1 点位于布风板上5cm, p_2 测点位于 p_1 测点上2m,依此类推,见图1。通过压差传感器测量相邻测点间的床层压降,根据

$$f_s = 1 - \varepsilon = \frac{\Delta p}{\rho_s g \Delta h} \quad (1)$$

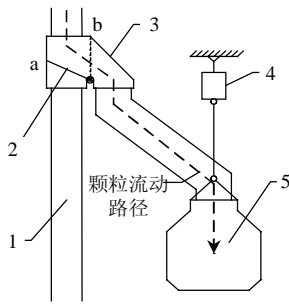
可以得到2点间的平均物料浓度 f_s 和空隙率 ε 。

循环流率的测量采用2种方法。

积料法:在系统稳定运行过程中,关闭蝶阀,通过测量蝶阀上部物料堆积速率计算系统的循环流率。

在线称重法:如图3所示,当系统处于稳定运行时,通过阀门控制,使回料腿中流动的固体全部进入称重桶,通过重量增长速率来求出某一瞬时的循环流率。在瞬态测量过程中,随着系统床料量减少,各测点压力的变化可以反映提升管内空隙率轴向分布变化规律。

为了确保提升管内的气固流动属于快速流态化,选择的流化风速应该大于快速流态化起始点气速 u_{tr} ^[19]。本文通过吹空法测量 u_{tr} ^[20]。实验分别在



1—回料腿；2—料封；3—三通阀；4—称重传感器；5—称重桶。

图 3 在线称重系统简图

Fig. 3 Schematic diagram of online weighing system

38 m 高和 54 m 高的提升管内进行，系统存料量均为 30 kg。随风速增加，颗粒携带率增加很快，当不存在物料循环时，床料很快被吹空。此时， u_{tr} 可以通过低速和高速条件下流化风速 u_g 和吹空时间 t_b 曲线的交点得到，如图 4。可以看出，随床高的增加，相同风速下的吹空时间都相应增加，但对输送风速 u_{tr} 的影响不大， u_{tr} 的值在 3.3~3.6 m/s，因此为了在提升管内形成快速流态化状态，实验时流化风速的选择须大于 3.6 m/s。

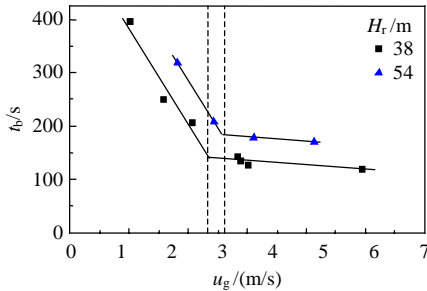


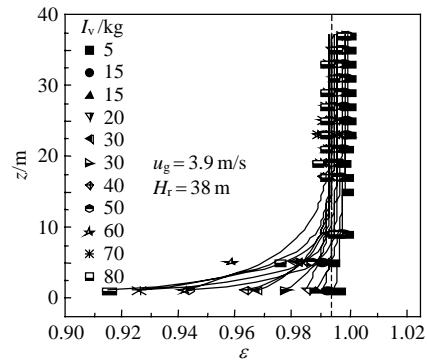
图 4 操作气速与吹空时间的关系

Fig. 4 Time required for all solids inventory to leave the riser at different fluidizing gas velocity

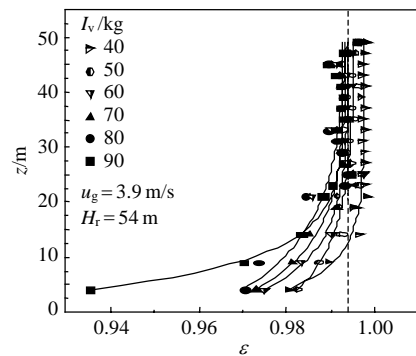
2 实验结果与讨论

2.1 床料量和床高对轴向空隙率分布的影响

图 5(a)、(b) 分别为 38 和 54 m 床高，固定流化风速的条件下，空隙率 ε 沿提升管高度 z 随床料量 I_v 的变化。可以看出在 38 m 提升管内(图 5(a))，上部稀相区的空隙率 ε 在 I_v 从 5 kg 增加到 40 kg 的过程中明显降低；当床料量大于 40 kg 时，空隙率的变化非常微弱，这与图 6(b) 通过光导纤维在 27 m 处测得的颗粒浓度的变化趋势一致。床高 54 m 的情况(图 5(b))与 38 m 相似，在上部稀相区，床料量从 40 kg 增加到 50 kg 的过程中，空隙率明显降低；当床料量大于 50 kg 时，空隙率几乎不变。同时可以看出，在 2 种高度的提升管中，当高度大于 25 m 时，颗粒浓度沿床高度基本不变。

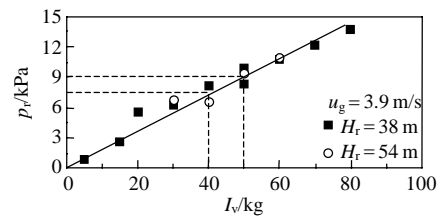


(a) 提升管高度 38 m

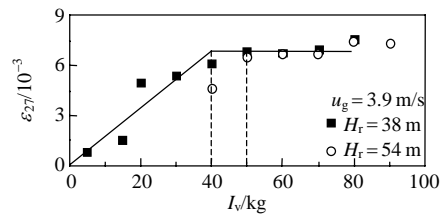


(b) 提升管高度 54 m

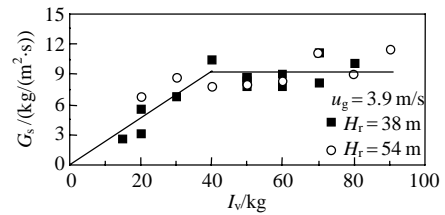
图 5 不同床高下床料量对空隙率的影响
Fig. 5 Variations of axial voidage profile with solids inventory



(a) 提升管压降



(b) 空隙率



(c) 循环速率

图 6 系统床料量对相关参数的影响
Fig. 6 Variations of related hydrodynamic parameters with solids inventory

对于提升管底部,密相区和过渡区的空隙率大小随 I_v 的提高明显减小。但是,由于返混剧烈,压力波动较大,对测量造成一定困难,因此得到的有效数据较少,同时由于底部颗粒加速度较大,对结果造成一定的系统误差,因此难以得到底部密相区的真实空隙率轴向分布。

2.2 床料量和提升管高度对循环流率的影响

本实验的循环流率分布在 $2.6\sim 11.4\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 间。从图 6(c)可以看出,在给定的流化风速下,循环流率先随 I_v 增加而增加, I_v 超过某一临界值后,循环流率维持不变。而 I_v 高于此临界值,上部颗粒浓度同样不再减少(图 6(b));床料量 I_v 的增加只是导致提升管压降升高(图 6(a)),说明底部密相区的物料量增加,同时也说明此时提升管上部稀相区已达到该风速下的饱和携带状态。

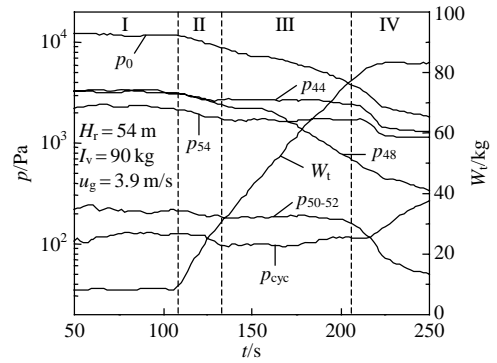
同时,从图 6(b)可知提升管高度变化并不改变饱和和空隙率的大小,饱和携带率维持在 $9\sim 10\text{kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 。目前已有文献给出了饱和携带率的计算模型和关联式^[21-22],由于不同作者采用的设备,床料及饱和携带率测量方式的不同,计算值差别很大,其中 Xu^[22]在总结已有文献实验数据得到关联式考虑了不同床高,不同床料的影响,因此适用性较强,计算值和本实验结果较接近。同时,高度升高后使系统达到饱和空隙率的临界床料量增加。在提升管高度分别为 38 和 54 m 时, I_v 的临界值分别为 40 和 50 kg,此时对应的提升管压降 p_i (风室压力减去提升管顶部压力),分别为 7 500 和 9 000 Pa。

对于在建的 600 MW 超临界 CFB 锅炉机组,选取投运的 300 MW CFB 锅炉机组床压降(10 kPa 左右),一二次风机压头和功率只需适度增加,就可以得到相同的物料浓度和循环流率。

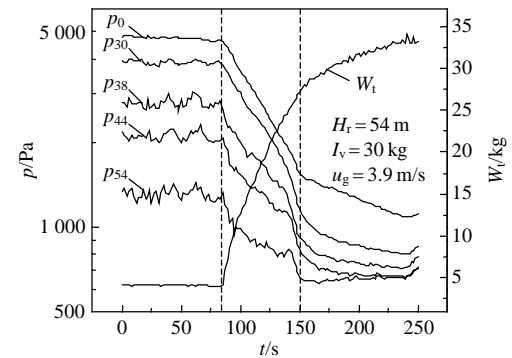
2.3 在线称重结果

如 2.1 节中所述,对于底部密相区,颗粒返混剧烈,压力波动较大,同时固体颗粒存在加速度,因此由压差传感器测得的空隙率轴向分布误差较大。为此,本文还通过在线称重实验来测量提升管内轴向空隙率的分布(图 3)。图 7(a)为提升管高 54 m,流化风速 3.9 m/s,床料量 90 kg 时在线称重过程中各测点压力或压差和称重质量随时间的变化规律,其中 W_t 为称重桶内物料质量。图中按时间段分为以下 4 个区域:

I 区为稳定运行区。在这一时间段阀门挡板在图 3 中 b 处,系统稳定运行,压力不变。



(a) 床料量 90 kg



(b) 床料量 30 kg

图 7 在线称重过程中提升管不同高度压力和压差变化

Fig. 7 Variations of pressures or pressure drops at different parts during on-line weighing

II 区为过渡区。将阀门挡板突然关向 a 处,此时由于阀门处的压力突然变为大气压,系统原有的压力平衡发生变化,并迅速达到新的压力平衡。

III 区为称重区。在该时间段内,称重桶内固体颗粒重量在相当长的一段时间内随时间线性增长,求导可以得到循环流率的变化。在这段时间内整个循环系统的循环流率没有发生变化,即该段时间内上部稀相区一直处于饱和携带状态。50~52 m 高的压差 p_{50-52} 维持在 200 Pa 左右,证明在床料量减少的过程中,该段高度平均空隙率维持不变。同时,44 m 压力 p_{44} 和 54 m 的压力 p_{54} 均没有发生变化,压差维持在 1 000 Pa 左右,由压差可计算出该区域平均空隙率维持不变。该区间内分离器阻力 p_{cyc} 基本维持不变,当风量一定时,分离器阻力不变表明颗粒循环流率是不变的^[23]。对于提升管高 4 与 8 m 处的压差 $p_{4,8}$,其值远大于 50~52 m 的压差,说明在床料量为 90 kg 时,该高度处于密相区内。 $p_{4,8}$ 在 III 区前 20 s 时间维持不变,说明在床料量减少、密相区高度下降过程中,密相区空隙率维持不变。而 $p_{4,8}$ 在 III 区后 30 s 时间逐渐减小,说明当密相区高度下降到 8 m 以下时, $p_{4,8}$ 开始减小。通过上面的分析可知,空隙率

沿提升管轴向分布为上部稀相区空隙率及下部密相区空隙率分别为恒定值, 中间存在一个拐点, 拐点高度随着床料量的减小而降低。即空隙率沿提升管轴向分布为S形分布。

IV 为吹空区。随着床料量减少, 循环流率低于流化风的饱和携带能力, 进入气力输送状态, 随床层压降迅速降低, 循环流率迅速减少, 直至吹空。

在相同高提升管和相同流化风条件下, $u_g = 3.9 \text{ m/s}$ 的稳定运行条件下(图 7(b)), 当 I_v 为 30 kg 时, 在线称重测量过程中, 没有发现循环流率不变的阶段。同时, 沿提升管不同高度的测点压力均随床料量减少而降低, 上部孔隙率随之不断增加, 因此可以推断在此条件下, 提升管内气固流动没有达到饱和携带状态。

3 结论

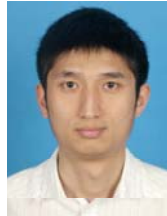
对于提升管高度分别为 38 和 54 m 的循环流化床, 当风速大于快速流态化起始点风速 u_{tr} 时, 且系统床料量高于临界值时, 可以在提升管内形成轴向快速流态化S型分布, 上部气固流动达到饱和携带状态, 炉膛高度及床料量不会改变上部气固浓度和循环流率的大小。但高度增加后达到饱和携带的临界床料量增加, 在提升管高度分别为 38 和 54 m 时, I_v 的临界值分别为 40 和 50 kg, 此时对应的提升管压降分别为 7 500 和 9 000 Pa。

热态条件下气体黏度和密度变化会导致颗粒终端速度和 u_{tr} 发生变化, 因而本实验结果还无法直接应用到实际CFB锅炉中去, 但是炉膛高度和床料量的影响规律是不变的。因此, 对于正在研发中的炉膛高度为 54 m 的 600 MW 超临界循环流化床锅炉, 该结果表明只需要适当增加系统存量, 一二次风机压头和功率只需适度增加, 就可以得到与 300 MW 亚临界CFB锅炉相同的循环流率, 从而满足炉膛上部和循环回路中受热面布置得要求。

参考文献

- [1] 骆仲泮, 何宏舟, 岑可法, 等. 循环流化床锅炉技术的现状及发展前景[J]. 动力工程, 2004, 24(6): 761-767.
Luo Zhongyang, He Hongzhou, Cen Kefa, et al. Status quo-technology of circulating fluidized bed boiler and its prospects of development[J]. Power Engineering, 2004, 24(6): 761-767(in Chinese).
- [2] 蒋敏华, 孙献斌. 大型循环流化床锅炉的开发研制[J]. 中国电机工程学报, 2007, 27(23): 1-6.
Jiang Minhua, Sun Xianbin. Research and development of large CFB boilers in China[J]. Proceedings of the CSEE, 2007, 27(23): 1-6(in Chinese).
- [3] 李燕, 李文凯, 吴玉新, 等. 带隔墙的 600 MW 超临界循环流化床锅炉水冷壁水动力特性[J]. 中国电机工程学报, 2008, 28(29): 1-5.
Li Yan, Li Wenkai, Wu Yuxin, et al. Hydrodynamics of the water wall in a 600 MW supercritical circulating fluidized bed boiler with water cooled panels within the furnace[J]. Proceedings of the CSEE, 2008, 28(29): 1-5(in Chinese).
- [4] 吕俊复, 刘青, 张建胜, 等. 220 t/h 水冷方形分离器循环流化床锅炉的设计及运行[J]. 中国电机工程学报, 2003, 23(8): 178-182.
Lü Junfu, Liu Qing, Zhang Jiansheng, et al. Design and operation experience of the first pilot 220 t/h circulating fluidized bed boiler with a water cooled square cyclone[J]. Proceedings of the CSEE, 2003, 23(8): 178-182(in Chinese).
- [5] Xiao Xianbin, Yang Hairui, Zhang Hai, et al. Research on carbon content in fly ash from circulating fluidized bed boilers[J]. Energy & Fuels, 2005, 19(4): 1520-1525.
- [6] 刘鸿, 周克毅, 徐啸虎, 等. 循环流化床炉内传热特性分析[J]. 中国电机工程学报, 2004, 24(6): 211-213.
Li Hong, Zhou Keyi, Xu Xiaohu, et al. The heat transfer characteristics of circulating fluidized bed boiler[J]. Proceedings of the CSEE, 2004, 24(6): 211-213(in Chinese).
- [7] Yue Guangxi, Lü Junfu, Zhang Hai, et al. Design theory of circulating fluidized bed boilers[C]. 18th International Fluidized Bed Combustion Conference, Toronto, Canada, 2005.
- [8] Bai Dingrong, Jin Yong, Zhu Jingxu, et al. The axial distribution of the cross-sectionally averaged voidage in fast fluidized beds[J]. Powder Technology, 1992, 71(1): 51-58.
- [9] Xu Guangwen, Nomura K, Nakagawa N, et al. Hydrodynamic dependence on riser diameter for different particles in circulating fluidized beds[J]. Powder Technology, 2000, 113(1): 80-87.
- [10] Lim K S, Zhu Jingxu, Grace J R. Hydrodynamics of gas-solid fluidization[J]. International Journal Multiphase Flow, 1995, 21(1): 141-193.
- [11] 马必中, 张世红, 刘德昌. 带有内置过滤元件流化床床内颗粒浓度分布的实验研究[J]. 中国电机工程学报, 2001, 21(8): 47-50.
Ma Bizhong, Zhang Shihong, Liu Dechang. Research on particle concentration distribution for a novel granular filter in fluidized bed [J]. Proceedings of the CSEE, 2001, 21(8): 47-50(in Chinese).
- [12] 黄卫星, 石炎福, 祝京旭. 16 m 高气固提升管中的压力梯度与流动行为研究[J]. 高校化学工程学报, 2001, 15(2): 109-114.
Huang Weixing, Shi Yanfu, Zhu Jingxu. Pressure gradients and flow behaviors in a 16 m high gas-solid riser of CFB[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2001, 15(2): 109-114 (in Chinese).
- [13] Li Youchu, Mooson K, The dynamics of fast fluidization[C]. 3th International Fluidization Conference, New York, 1980.
- [14] Weinstein H, Graff R A, Meller M, et al. The influence of the imposed pressure drop across a fast fluidized bed[C]. 4th International

- Fluidization Conference, New York, 1984.
- [15] Li Jinghai, Tung Y, Mooson K. Axial voidage profiles of fast fluidized beds in different operating regions[C]. 2nd International Conference on Circulating Fluidized Beds, Oxford, 1988.
- [16] Rhodes M J, Laussmann P. A study of the pressure balance around the loop of a circulating fluidized bed[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1992, 70(4): 625-630.
- [17] Chang H, Louge M. Fluid dynamic similarity of circulating fluidized beds[J]. Powder Technology, 1992, 70(3): 259-270.
- [18] Xu Guangwen, Gao Shiqiu. Necessary parameters for specifying the hydrodynamics of circulating fluidized bed risers-a review and reiteration[J]. Powder Technology, 2003, 137(1): 63-76.
- [19] Yerushalmi J, Cankurt N T, Further studies of the regimes of fluidization[J]. Powder Technology, 1979, 24(2): 187-205.
- [20] Matsen J M. Mechanisms of choking and entrainment[J]. Powder Technology, 1982, 32(1): 21-33.
- [21] Bai Dingrong, Kato K. Quantitative estimation of solids holdups at dense and dilute regions of circulating fluidized beds[J]. Powder Technology, 1999, 101(3): 183-190.
- [22] Xu Guangwen, Nomura K, Gao Shiqiu, et al. More fundamentals of dilute suspension collapse and choking for vertical conveying systems [J]. AIChE Journal, 2001, 47(10): 2177-2196.
- [23] Li Shaohua, Yang Shi, Yang Hairui, et al. Determining cyclone particle holdup by pressure drop for a CFB boiler[J]. Chemical Engineering & Technology, 2008, 31(2): 224-230.



胡南

收稿日期: 2009-02-27。

作者简介:

胡南(1985—), 男, 吉林长春人, 博士研究生, 现主要从事循环流化床锅炉相关研究, hun04@mails.tsinghua.edu.cn;

杨海瑞(1972—), 男, 博士, 副教授, 主要从事循环流化床锅炉燃煤技术的相关研究。

(责任编辑 王庆霞)