

循环流化床提升段径向气体混合的试验研究

杨建华, 杨海瑞, 岳光溪

(清华大学 热能工程系 教育部热科学和动力工程重点实验室, 北京 100084)

摘 要: 在 3 种规模的循环流化床(CFB)冷态试验台上对提升段稀相区径向气体混合规律进行了试验研究。3 种试验台提升段净高均为 4.0 m, 截面尺寸分别是内径 0.19 m 的圆管、0.3 m×0.3 m 的方截面和 0.25 m×0.5 m 的矩形截面。以 $d_p=120\mu\text{m}$, $\rho=2400\text{ kg/m}^3$ 的砂作为试验床料, CO_2 作为示踪气体, 对影响气体混合的因素如表观流化速度 U_g 、颗粒浓度、提升段尺寸等进行了试验研究。发现颗粒的存在减缓了气体横向混合的速度, 但颗粒对气体横向混合的影响不是单向的。对一定风速, 存在一个颗粒浓度转折点, 小于此浓度时 D_r 随颗粒浓度的增加而减小, 大于此浓度 D_r 随颗粒浓度的增加而增加。在本试验中此转折点浓度为 $8\sim 10\text{ kg/m}^3$, 应为气固流型的转折点。提升段直径 D_i 对 D_r 影响很大, 结合前人研究结果, D_r 随 D_i 呈线性增加, 但更确切的关系确定有待进一步数据积累。与颗粒浓度和提升段直径相比, 气体流化速度对 D_i 的影响很小。

关 键 词: 循环流化床; 提升段; 径向气体混合; 试验研究

中图分类号: TK224.1 文献标识码: A

符号说明

- C —示踪气体体积浓度/%;
- C_0 —示踪气体给入点气体体积浓度/%;
- d_p —颗粒平均直径/m;
- D_r —径向气体混合系数/ $\text{cm}^2\cdot\text{s}^{-1}$;
- D_i —提升段直径/m
- G_s —颗粒循环流率/ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$;
- R —提升段半径/m;
- r —半径方向的位置/m;
- U_g —表观流化速度/ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$
- Z —轴向上距气体给入点的距离/m;
- x —水平方向位置/m;
- x_0 —气体浓度峰值在水平方向的位置/m;
- a —浓度曲线的峰值/%;
- ϵ —空隙率。

引 言

为了提高燃煤循环流化床(CFB)锅炉中总的燃烧效率, 减少分离器中的后燃份额, 必须设法加强炉内气体混合效果。循环流化床中的气体混合效果主要由两个因素控制: 二次风的穿透深度和横向气体混合系数 D_r , 其中 D_r 描述的是气体在径向的扩散速度。本文只研究气体混合系数 D_r 及其影响因素, 对二次风射流穿透深度的研究将另文述及。

在 CFB 炉膛中上部的中心稀相区存在一个三角形的贫氧区, 此处的燃烧对气体混合很敏感。因为 CFB 炉膛中固体颗粒的存在, 气体混合系数 D_r 可能小于煤粉燃烧条件下的 D_r , 因此如何强化 CFB 炉膛上部区域的气体混合尤其是三角形的贫氧区的气体混合显得非常重要。

尽管在过去的数十年里有不少研究者发表过关于 CFB 锅炉中气体混合行为的研究成果^[1~7], 今天这一课题仍然是研究热点和难点。原因之一是越来越多的大型 CFB 锅炉投入商业化运行, 随着炉膛尺寸的放大气体混合不充分的问题越来越突出; 另一个原因是由于 CFB 流体动力的复杂性导致现有的研究成果存在许多相互矛盾的地方^[9, 11~12]。因此, 需要进行更多的试验研究以获取关于 CFB 内气体混合行为的更多信息, 积累试验数据, 建立更完善的数学模型, 服务于工业应用。

本研究是对 CFB 提升段上部稀相区气体混合规律进行的试验研究。主要考虑了不同因素对气体混合的影响, 如表观流化速度 U_g 、颗粒浓度和提升段尺寸等。

收稿日期: 2007-12-02; 修订日期: 2008-01-02

作者简介: 杨建华(1970-), 男, 河南淮阳人, 清华大学博士研究生, 现工作于郑州电力高等专科学校, 副教授。

1 试验研究

在3种规模的循环流化床(CFB)冷态试验台上,对提升段稀相区径向气体混合进行了试验研究。3种试验台提升段净高均为4.0 m,截面尺寸分别是内径0.19 m的圆管、0.3 m×0.3 m的方截面和0.25 m×0.5 m的矩形截面,如图1所示。试验中以 $d_p=120\ \mu\text{m}$, $\rho=2\ 400\ \text{kg}/\text{m}^3$ 的砂作为试验床料, CO_2 作为示踪气体。流化气体由高压离心式风机产生,通过热式风速仪、蝶阀、布风板进入主床,飞逸出主床的颗粒被旋风分离器收集,通过自平衡J阀返回主床。试验中表观流化风速 U_g 控制在1.5~5.0 m/s,测量区(在布风板以上2.0~2.6 m之间)的颗粒浓度通过压差法测定,并通过调整 U_g 和床存量控制在0~20 kg/m³之间,这一浓度范围覆盖了大部分工业规模的CFB锅炉稀相区的悬浮颗粒浓度范围。

假定测量区为圆柱形,并做如下假设:

- (1) 测量区内气体为平推流,速度均匀一致;
- (2) 测量区内气体浓度为轴对称分布(同一半径 r 处径向 D_r 相等);

(3) 示踪气体连续稳定由截面中心点给入,与主流同向;

(4) 稳态工况;

(5) 测量区控制体内没有气体返混。

以上假设条件可以在提升段上部稀相核心区内达到。在试验期间保持各运行参数稳定,可以保证实现稳态条件下的数据测量。

CO_2 作为示踪气体连续稳定地由截面中心点给入,给入点距布风板高1.4 m,示踪气体出口流速被控制在等于或小于当地主流气体流速。为了使示踪气体流量长时间稳定,采用了经过校准的气体质量流量控制器^[10]。气体取样探头布置在示踪气体给入点上方的5个高度上(0.6、0.75、0.9、1.05和1.20 m),能沿整个截面径向自由移动,能够测量全部径向位置的气体浓度。为了得到更具代表性的试验数据,在试验过程中保持表观流化速度、床存量和示踪气体质量流量稳定,并采用了计算机数据采集系统(DAS)记录数据,连续测量并记录提升段各点压力、各点 CO_2 浓度,每实验点至少记录60组数据并计算平均值作为该试验点的测量值。

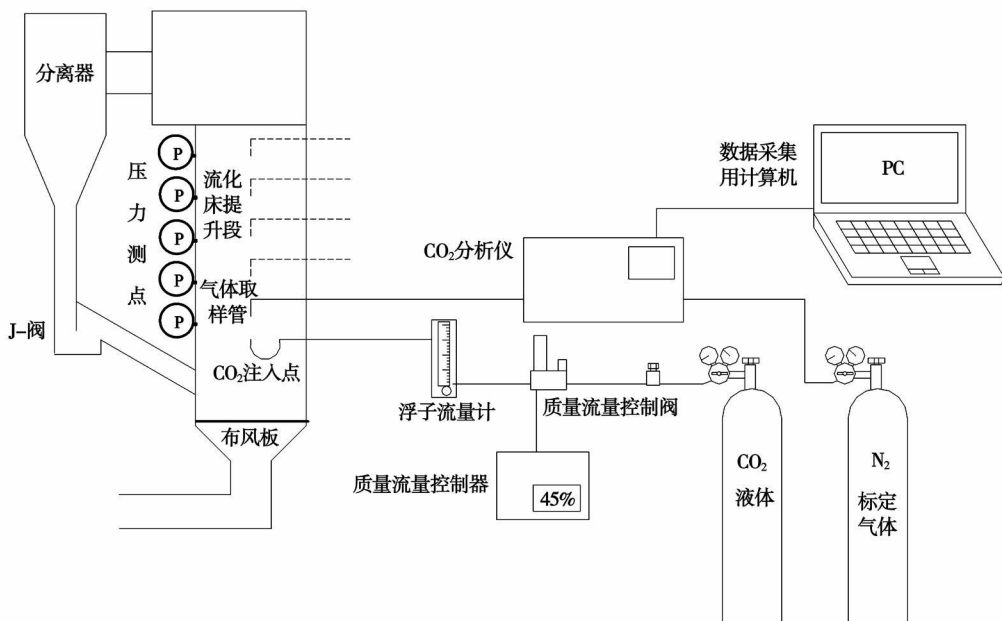


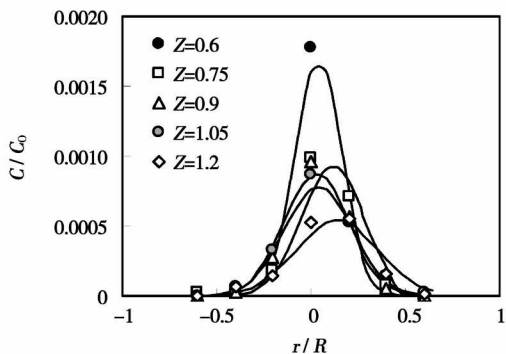
图1 气体示踪试验台及试验系统示意图

2 试验结果与分析

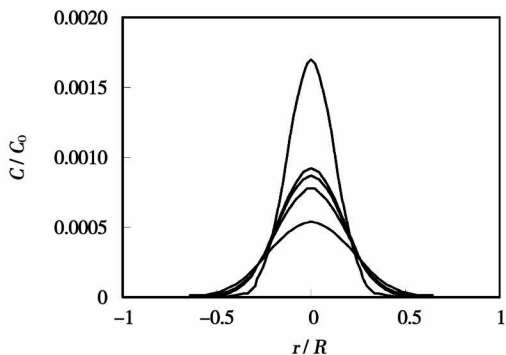
正确认识和理解示踪气体在提升段主流中的行为规律对分析处理试验数据非常重要。试验中发现,由于

气固两相流体运动行为的复杂性,试验数据并不总是稳定的,不能直接用来计算混合系数 D_r ,而需要进行适当的预处理。图2(a)所示为 $U_g=2.5\ \text{m}/\text{s}$ 和 $\rho_t=10\ \text{kg}/\text{m}^3$ 状态时的示踪气体浓度分布测量值。可以看出在每个测量高度上气体径向浓度分布曲线都近乎呈“钟形”,提示

这些曲线可以用统一的标准函数表示,即概率分布函数 $f(x) = ae^{-k^2(x-x_0)^2}$, 其中 a 代表曲线的峰值, x_0 为峰值点的径向位置。在质量守恒前提下(即在稳态下,流经每一测量截面的示踪气体质量流量相等,且等于给入点的质量流量),对测量数据点进行了处理,经过数据拟合得到的标准函数曲线也示于图 2(a)中。可以看到 x_0 几乎都不为零,与原来的试验假设不符。从图 3 的等浓度线上可以看出,示踪气体在测量区不是轴对称分布,而是蜿蜒上升,形似“烟羽”。如果用这样的原始数据直接计算 D_r ,将得到不符合客观实际的结果 因此要对气体分布进行“矫形”。矫形的办法就是对气体浓度分布曲线进行平移,使 $x_0=0$ 。平移后的气体浓度分布曲线如图 2(b)所示,用此预处理后的数据进行后面的计算。



(a) 原始数据及用概率分布函数 $f(x)=ae^{-k^2(x-x_0)^2}$ 拟合后的气体浓度分布曲线



(b) 峰值移至 $x_0=0$ 后的气体浓度分布曲线

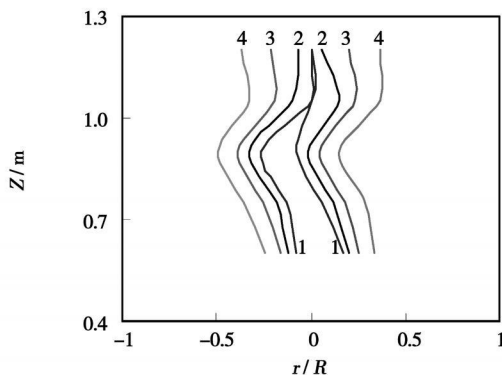
图 2 稀相区示踪气体浓度分布 ($U_g=2.5$ m/s)

计算径向气体扩散系数 D_r 的常用方法是利用 Fick 定律的柱坐标微分方程,求解方程组,同时得到轴向和径向气体扩散系数^[8]。但在研究中发现,采用此类模型得到的径向气体扩散系数 D_r 的结果很不稳定,原因是轴向气体扩散系数对结果的影响很大,测量数据的一些微误差都会导致轴向气体扩散系数有较大的波动,导致径向气体扩散系数 D_r 波动剧烈。为了得到稳定的径向气体扩散系数 D_r ,

基于质量守恒,利用 Fick 定律构造了一个简化模型,如图 4 所示。在此模型中认为轴向气体混合均由气体对流输送引起,通过圆柱形控制体的进口截面的示踪气体总体积流量为 $\int_0^r a_1 e^{-k_1^2 r^2} U \circ 2\pi r dr$, 流出口截面的示踪气体总体积流量为 $\int_0^r a_5 e^{-k_5^2 r^2} U \circ 2\pi r dr$, 进出口流量之差即为通过圆柱侧面净流出的体积流量,由 Fick 气体扩散定律,控制体的质量守恒关系可表示为:

$$\int_0^r a_1 e^{-k_1^2 r^2} U \circ 2\pi r dr - \int_0^r a_5 e^{-k_5^2 r^2} U \circ 2\pi r dr = -2\pi r D_r \frac{\partial C}{\partial r}$$

实际计算中 r 取为 0~5 cm 之间,即计算的是提升段核心区范围,以保证柱塞流假设。利用此简化模型可以求出各试验点的 D_r 。



C/C_0 : (1) 0.001; (2) 0.0007; (3) 0.0004 (4) 0.0001

图 3 示踪气体等浓度线 ($U_g=2.5$ m/s)

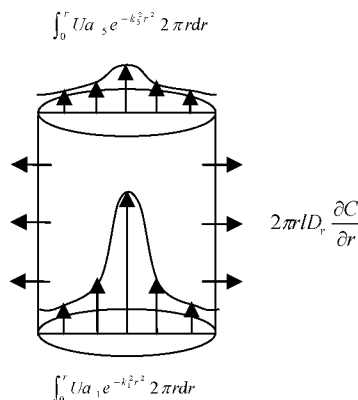


图 4 基于质量守恒的简化气体扩散模型原理示意图

2.1 颗粒浓度 ρ_f 对 D_r 的影响

颗粒浓度 ρ_f 对 D_r 的影响如图 5 所示。从图中可以看出,颗粒的存在减弱了气体径向混合速度,在试验取值范围内,空床时的气体径向混合系数最大。颗粒浓度 ρ_f 低时,随着颗粒浓度的增加, D_r 在减小,达到一

个转折点后, 随着颗粒浓度的增加, D_r 在增大。也就是说, 颗粒的存在对 D_r 的影响不是单纯的减弱或加强, 而是双向的。在本研究的试验取值范围内, 此颗粒浓度的转折点为 $8 \sim 10 \text{ kg/m}^3$, 随表观流化速度变化而变, 可能与提升段内流型转变有关。

气体的径向混合主要是由垂直于主流的横向湍动引起的。气固两相流中颗粒的存在可能减弱这种湍动, 也可能加强这种湍动。颗粒细小或浓度低时, 颗粒容易被气流挟带随主流运动, 部分气体涡流的能量就要转化为颗粒的动能, 在此情况下, 颗粒的存在减弱了涡流的湍动强度, 无疑也减弱了气体的横向混合。但当颗粒粗大或浓度高形成颗粒团时, 气固滑移速度增大, 可能形成强烈湍动的涡流; 颗粒团是不稳定的, 其快速形成和解体也会促进气固混合的加强。因此可以设想, 当颗粒浓度低于转折点浓度时 ($8 \sim 10 \text{ kg/m}^3$), 提升段测量区中的颗粒可能处于稀疏的状态被涡流挟带运动, 因此降低了主流的湍动强度, 也减弱了气体的横向混合。但当颗粒浓度高于转折点浓度时 ($8 \sim 10 \text{ kg/m}^3$), 颗粒已经形成颗粒团, 可以等效于大颗粒而强化主流湍动, 或在快速形成和解体过程中促进气体湍动, 因此加强了气体横向混合, 而且颗粒浓度对 D_r 影响的转折点也可能对应着提升段内颗粒流型的转变点。

从图 5(a) 中还可看出, 当表观流化风速 U_g 低时, 转折点会提前出现, 即转折点颗粒浓度随流化风速增加而提高。如当 $U_g = 3 \text{ m/s}$ 时, 转折点颗粒浓度约为 6 kg/m^3 ; $U_g = 5 \text{ m/s}$ 时, 转折点颗粒浓度约为 10 kg/m^3 。可以进行如下解释: 在相同的颗粒浓度下, 流化风速低可以使颗粒团更容易形成。

然而遗憾的是, 绝大多数的工业 CFB 锅炉运行时稀相区颗粒浓度低于 10 kg/m^3 , 在该浓度下颗粒团难以形成, 因此, 本来就微弱的气体径向混合很难通过颗粒浓度的增加得到加强。

2.2 表观流化速度 (U_g) 对 D_r 的影响

从图 5 中也能看出表观流化速度对 D_r 的影响。在工业 CFB 锅炉运行的流化风速范围内, 风速对 D_r 的影响很小。但流化风速 U_g 仍然对 D_r 有影响。通常在相同的颗粒浓度下, 提高流化风速 U_g 可以提高气体横向混合系数 D_r 。但如 2.1 中所述, 流化风速低时颗粒团容易形成, 转折点提前, 转折点之后流化风速 U_g 对 D_r 的影响趋势发生了变化, 此时流化风速 U_g 越高颗粒团对湍动的增强作用越小, 气体横向混合系数 D_r 倒越低。

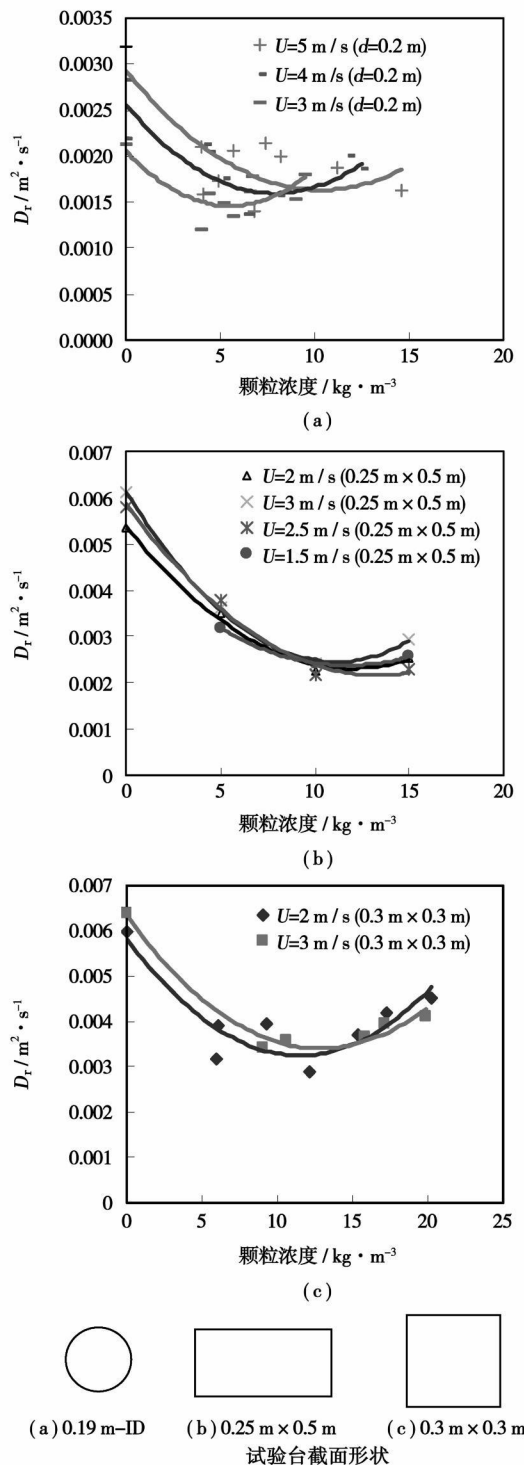


图 5 颗粒浓度和表观流化速度 (U_g) 对 D_r 的影响

2.3 提升段直径 (D_t) 对 D_r 的影响

提升段直径 (D_t) 对 D_r 的影响如图 6 所示 (和前人研究结果相比)。可以清楚地看出, 提升段直径对 D_r 的影响远大于颗粒浓度和表观流化风速的影响。

表 1 中列出了关于提升段直径 (D_t) 对 D_r 影响的本研究和前人研究的结果。总的来说, 随着提升段直

径的增加, D_r 几乎呈线性增加。利用表 1 中 D_r 数据的平均值作出了图 6 的结果。因为操作条件的不同, 拿这些结果作直接对比是困难的, 但仍然可以大致进行量级上的比较, 并得出 D_r 和 D_t 的大致关系:

$$D_r(\text{cm}^2/\text{s}) = 130.11 \times D_t(\text{m})$$

Yerushalmi 和 Avidan (1985) 曾提出, 提升段直径对横向气体扩散的影响规律可能是: 对于小直径

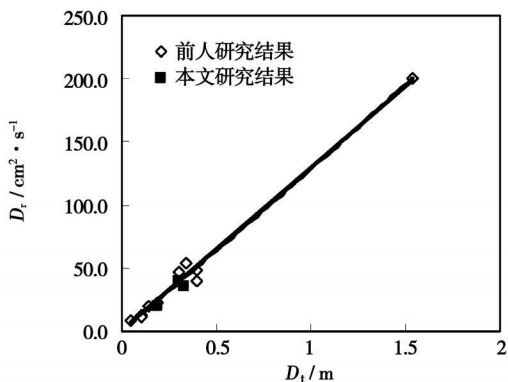


图 6 D_t 对 D_r 的影响

的 CFB 提升段是大于线性的, 在中等直径的提升段中是接近线性的, 而在大直径的提升段中是小于线性的, 但时至今日仍缺乏足够的试验数据确定这一趋势。从表 1 和图 6 中可以看到, 有相当大一段直径范围(0.4 ~ 1.74 m)的提升段没有气体横向混合的试验数据, 更不用说直径大于 1.74 m 的提升段的试验数据了。如果有更多的数据来验证这一趋势, 则对 CFB 锅炉大型化设计还是乐观的。

提升段直径(D_t)对 D_r 的影响规律可以作如下解释: 一个小直径的提升段将会限制湍动涡流的湍动范围和湍动强度的发展, 使流动层流化, 因而会在一定程度上抑制气体横向湍动和混合。而一个大直径的提升段则没有这些限制, 所以湍动涡流可以自由发展。按此逻辑应该存在一个临界提升段直径, 大于此直径后 D_t 对 D_r 的影响可以忽略。但根据目前已有数据尚不能确定这一直径尺寸, 期待有更多试验研究结果的出现, 特别是大直径提升段内的试验结果。

表 1 前人和本文关于 D_r 的研究结果

研究者	试验台尺寸/m	颗粒性质	颗粒尺寸/ μm	颗粒密度/ $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	示踪气体	表观流化风速/ $\text{U}_g/\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	$G/\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$	颗粒体积浓度(1- ϵ)	$D_r/\text{cm}^2\cdot\text{s}^{-1}$
van Zoonen 1962 ^[12]	0.05, 10	FCC catalyst	65	1 600	H ₂	1.5 ~ 12	00 ~ 1000		3.2 ~ 12.9
Zheng et al. 1992 ^[12]	0.102, 5, 25	Resins	701	1 392	CO ₂	4.4 ~ 6.12	0 ~ 55	< 0.04	5.8 ~ 18.3
Yang et al 1984 ^[12]	0.115, 8	Silica gel	220	730	He	3.5 ~ 5.5	34 ~ 160	0.02 ~ 0.10	2.2 ~ 7.6
Wei et al. 1995 ^[12]	0.14, 7.6	FCC	54	1 398	H ₂	2.5 ~ 9.0	0 ~ 75	< 0.009	14.7 ~ 25.2
		Al ₂ O ₃	354	1 710					
Martin et al. 1992 ^[12]	0.19, 11.7	Catalyst	62	1 560	He	3.8 ~ 5.6	0 ~ 400	0.02 ~ 0.07	12.0 ~ 33.8
Bader et al. 1988 ^[12]	0.305, 12	Cracking catalyst	76	1 710	He	3.66 ~ 6.1	97.9 ~ 177	< 0.06	25 ~ 70
Adams 1988 ^[12]	0.3 × 0.4, 4	Dolomite	200	2 600	CH ₄	3.8 ~ 4.5	30 ~ 45	< 0.017	42 ~ 67
			250	3 300					
Werther et al. 1992 ^[12]	0.40, 9	Sand	130	2 600	CO ₂	3.0 ~ 6.2	0 ~ 70	< 0.025	22.4 ~ 58
Kruse et al. 1995 ^[12]	0.40, 9	Quartz sand	124	2 600	CO ₂	3.0 ~ 6.2	4 ~ 70	< 0.02	27.0 ~ 71
Sterneus and Johansson 1997 ^[4]	1.7 × 1.4, 13.5	Silica sand	320	2 600	He	1.2 ~ 4.3		< 0.008	150 ~ 250
Namkung and Kim 2000 ^[4]	0.10, 5.3	Silica sand	125	3 055	CO ₂	2.5 ~ 4.5	0 ~ 53	< 0.05	7.0 ~ 17.2
	0.19, 4.0	Sand	120	2 400	CO ₂	3.0 ~ 5.0	0 ~ 20	< 0.007	12 ~ 32
本文	0.25 × 0.5, 4.0	Sand	120	2 400	CO ₂	1.5 ~ 3.0	0 ~ 10	< 0.007	20 ~ 62
	0.3 × 0.3, 4.0	Sand	120	2 400	CO ₂	3.0 ~ 4.0	0 ~ 12	< 0.008	28 ~ 63

3 结 论

根据本文和前人的研究结果,可以得出以下结论:

(1) 在气固两相流中,颗粒的存在将会减弱稀相区气体的横向混合,提升段中无颗粒时的气体横向混合系数达到最大;

(2) 颗粒浓度 ρ_f 低时,随着颗粒浓度的增加 D_r 减小;达到一个转折点后,随着颗粒浓度的增加 D_r 增大。在本研究的试验取值范围内,此颗粒浓度的转折点为 $8 \sim 10 \text{ kg/m}^3$,随表观流化速度变化而变,可能与提升段内流型转变点有关;

(3) 风速对 D_r 的影响很小。通常在相同的颗粒浓度下,提高流化风速 U_g 可以提高气体横向混合系数 D_r 。但在转折点之后流化风速 U_g 对 D_r 的影响趋势发生了变化,此时流化风速 U_g 越高颗粒团对湍动增强的作用越小,气体横向混合系数 D_r 越低;

(4) 提升段直径 D_t 对 D_r 的影响远大于颗粒浓度和表观流化风速的影响。随着提升段直径的增加, D_r 几乎呈线性增加。应该存在一个临界直径 D_c ,大于此直径后 D_t 对 D_r 的影响可以忽略。但根据目前已有数据尚不能确定这一直径的范围。

参考文献:

[1] VERLOOP, WILLEM CORNELIS. The fluid dynamics of the freeboard

in a fluidized bed reactor [R]. ISBN: 90-370-0107-6, 1990.

- [2] BI H T, ELLIS N, ABBA I A, et al. Review of a state-of-the-art review of gas-solid turbulent fluidization [J]. Chemical Engineering, 2000, 55: 4789-4825.
- [3] STERNEUS J, JOHNSON F, LECKNER B. Gas mixing in circulating fluidized-bed risers [J]. Chemical Engineering Science, 2000, 55: 129-148.
- [4] NAMKUNG W, KIM S D. Radial gas mixing in a circulating fluidized bed [J]. Powder Technology, 2000, 113: 23-29.
- [5] NAMKUNG W, KIM S D. Gas backmixing in a circulating fluidized bed [J]. Powder Technology, 1998, 99: 70-78.
- [6] GAYAN P, DE DIEGO L F, ADANEZ J. Radial gas mixing in a fast fluidized bed [J]. Powder Technology, 1997, 94: 163-171.
- [7] MARZOCHELLA A, ARENA U. Hydrodynamics of a fluidized bed operated with different secondary air injection devices [J]. Powder Technology, 1996, 87: 185-191.
- [8] AMES W F. Numerical methods for partial differential equations [R]. ISBN 0-17-771086-1, 1997.
- [9] BASU P, HORIO M, HASATANI M. Circulating fluidized bed technology III [R]. ISBN 0-08-040508-8, 1991.
- [10] CHEREMISSINOFF N P. Applied fluid flow measurement, fundamentals and technology [R]. ISBN 0-8247-6871-X, 1979.
- [11] DARBY R. Chemical engineering fluid mechanics [R]. ISBN 0-8247-0444-4, 2001.
- [12] GRACE J R, AVIDAN A A, KNOWETON T M. Circulating Fluidized Bed [R]. ISBN 0-7514-0271-0, 1997.

(编辑 何静芳)

新技术、新工艺

煤和石油残余物的联合加工

煤和石油残余物的联合加工,其基础是在机械压力的作用下将煤的有机成分和高分子石油残余化合物裂解,形成最小分子量的液态和气态物质,这是机械化学法。

该技术要点是:煤和石油残余混合物在活化研磨机中在机械化学力下处理 $10 \sim 15 \text{ min}$,可保证研磨物体的加速度可达 1000 m/s^2 。根据不同的起始石油残余物成分、技术特点、煤的品牌、外形、冲撞作用、机械化学处理时间,可得到不同成分要求的产品:既有大量的透明组分,该组分中带有不同的烃官能团(异构化合物、环烷烃化合物、芳构化合物),又有大量的沥青焦油物(可作为煤坯粘合的原料等)。

利用该技术可获得发动机用燃料馏分、锅炉用燃料、碎煤做煤坯用粘合剂,在节省或提高能源质量的情况下可将生产成本降低为原来的 $1/2$ 。

应用范围:煤和石油残余物加工,提高高价产品的回收率。

(辉 供稿)

fact that the thermal efficiency of the polygeneration system will increase with a decrease of the electric load. **Key words:** polygeneration system, load variation, methanol synthesis, four-quadrant chart, leading factor

采用增量法的 BCHP 系统经济性分析 = **Cost-effectiveness Analysis of a BCHP (Building Cooling, Heating and Power) System by Using an Incremental Method** [刊, 汉] / FU Lin, JIANG Yi (Building Technology and Science Department, Tsinghua University, Beijing, China, Post Code: 100084) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2008, 23(5). — 490 ~ 493

On the basis of a comparison with the traditional energy source system versions, proposed was an incremental method for evaluating the cost-effectiveness of a BCHP (building cooling, heating and power) system. As a result, man-made interference factors, such as the heat and cooling energy prices etc. can be avoided, making the evaluation of the cost-effectiveness of the BCHP system more objective. In addition, the authors have also conducted a case analysis of the cost-effectiveness of the BCHP system employed on campuses. The results of the analysis indicate that a host of factors, such as the maximum utilization hours, operation efficiency, energy price and system capacity etc., exercise a major influence on the cost-effectiveness of a “cooling, heating power supply” cogeneration system. One is further led to believe that because such facilities, as stadiums and assembly halls etc. are characterized by few utilization hours and residential housings feature a low kilowatt-hour price, it is inappropriate for users of this category to employ the BCHP system. A proper capacity is favorable for enhancing the cost-effectiveness of the BCHP system. **Key words:** building cooling, heating and power (BCHP) supply, incremental evaluation, cost-effectiveness

循环流化床提升段径向气体混合的试验研究 = **Experimental Study of Radial Gas Mixing at the Riser Section of a Circulating Fluidized Bed** [刊, 汉] / YANG Jian-hua, YANG Hai-nui, YUE Guang-xi (Education Ministry Key Laboratory on Thermal Sciences and Power Engineering, Thermal Energy Engineering Department, Tsinghua University, Beijing, China, Post Code: 100084) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2008, 23(5). — 494 ~ 499

On CFB (circulating fluidized bed) cold-state test rigs of three sizes, an experimental study has been performed of the law governing the radial gas mixing in the dilute-phase zone of a riser section. The above-mentioned three test rigs all have a riser section with a net height of 4.0 m and the section dimensions are respectively: a round tube with an inner diameter of 0.19 m, a square section of 0.3 m × 0.3 m and a rectangular section of 0.25 m × 0.5 m. With the sand of $d_p = 120 \mu\text{m}$ and $\rho = 2400 \text{ kg/m}^3$ serving as test bed material and CO_2 as a tracer gas, an experimental study was performed of such factors as visual fluidization speed U_g , particle concentration and dimensions of the riser section etc. which may influence gas mixing. It has been found that the presence of the particles could reduce the gas lateral-mixing speed. However, such an influence of the particles on the gas lateral-mixing is not unidirectional. For a given wind speed, there exists a particle concentration turning point. In case of a concentration less than the one at the turning point, D_r will decrease with an increase of the particle concentration. When the particle concentration is greater than the one at the turning point, D_r will increase with an increase of the particle concentration. During the present tests, the concentration at the turning point was 8 ~ 10 kg/m^3 and such a turning point should be one of a gas-solid flow pattern. The diameter of the riser section D_t exercises a major influence on D_r . According to the research findings of academics-predecessors, D_r will assume a linear increase with an increase of D_t . However, a more precise relationship can be determined only when further data have been accumulated. Compared with the particle concentration and the diameter of the riser section, the gas fluidization speed exercises a very small influence on D_r . **Key words:** circulating fluidized bed, riser section, radial gas mixing, experimental study

烟气脱硫塔内气固流动耦合特性探讨 = **An Exploratory Study of Gas-solid Flow Coupling Characteristics in a Desulfuration Tower** [刊, 汉] / PENG Zheng-biao, YUAN Zhu-lin (Education Ministry Key Laboratory on Clean Coal Power Generation and Combustion Technology, Southeast University, Nanjing, China, Post Code: 210096) // Journal of Engineering for Thermal Energy & Power. — 2008, 23(5). — 500 ~ 506

By adopting a numerical calculation method combining direct simulation Monte Carlo Method (DSMC) with Euler