

水平流动边界层内气固相间作用的试验研究¹⁾

邱坤赞 李晓东 严建华 池 涌 倪明江 岑可法

(浙江大学热能工程研究所, 杭州 310027)

摘要 应用三维粒子动态分析仪 (three dimensional particle dynamics analyzer), 测量了含有 $230\ \mu\text{m}$ 颗粒的气固两相水平流的特性, 特别是壁面边界层内的两相流动特性. 结果表明颗粒载荷比 (质量流率) 对相间作用有较大影响, 随颗粒流率的增加颗粒对气流平均速度和湍流的影响增大, 颗粒使气流速度边界层变薄. 颗粒和气流相互作用在不同方向上呈各向异性, 颗粒对气流垂直方向的脉动影响较大. 颗粒与湍流边界层气流的作用行为大致可以分成三个区域: 贴壁区、中间区和外流区.

关键词 湍流, 边界层, 多相流, 相间作用, 粒子动态分析仪测量技术 (PDA)

前 言

气固流动的相间作用过程和机理是气固两相流动力学中的关键问题, 现有的文献中与相间作用有关的数据还很少, 数据较分散, 甚至完全相反. 一方面是由于问题本身十分复杂, 另一方面是由于测量技术的限制. 传统的介入式测试技术在测量两相流动时存在很多缺点, 测量探头对流动的干扰和颗粒对探头的撞击将影响测量精度. 三维粒子动态分析仪 (PDA) 是一种非接触式测量技术, 测量体体积小, 精度高, 反应快, 克服了传统测试手段的许多缺点, 可实现两相速度、颗粒浓度和颗粒直径的同时测量, 在测量贴近壁面的流动时更具优势.

许多学者应用 PDA 对两相流动进行了实验研究. 文献 [1] 对管状流的气固两相流动进行了测量, 主要研究颗粒在气流场内的分布, 即气流对颗粒相的影响, 而有关颗粒与气流的作用的结果较少. 文献 [2] 报道了强旋湍流气粒两相流动中颗粒对气相湍流的削弱作用, 但没有考虑颗粒因离心力出现的浓度偏差的影响. 文献 [3, 4] 对他人管流以及射流的实验数据进行了整理, 表明颗粒对气流湍流强度的影响与颗粒粒径和气流含能涡特征尺度的比值 dp/le 有关. 当 $dp/le < 0.1$ 时气流湍流度被抑制, 当 $dp/le > 0.1$ 时湍流度增加 [3]. 对于管流, 在壁面附近, 临界值 dp/le 增大, 实验数据很分散 [4]. Hetsroni (1989) [5] 通过数量级的分析, 得出当颗粒雷诺数 $Re_p < 110$ 时, 气相湍流度受抑制而减小, 而颗粒雷诺数 $Re_p > 400$ 时, 由于颗粒后面的尾迹或旋涡脱落使气流湍流度增强. Rogers 和 Eaton [6,7] 对垂流流动边界层的研究发现小颗粒使气相湍流度减弱, 在能谱中湍流能量向高波数移动, 即颗粒使气相湍流耗散增加, 但未给出颗粒脉动强度与气流湍流度的比较.

影响相间作用的因素很多, 如颗粒直径、密度、浓度、流动形式、方向、雷诺数和涡尺度以及边界条件等, 有必要对相间作用机理作仔细的研究. 在边界层中垂直壁面方向的湍流脉动对传热传质有重要影响, 现有的文献中主要研究了主流方向上的情况, 对其它两个方向研究极

1998-04-23 收到第一稿, 1998-11-17 收到修改稿.

1) 华中理工大学煤燃烧重点实验室开放基金资助项目.

少。为此本文采用 PDA, 对水平气固两相边界层的流动和相间作用特性进行测量, 对结果作了分析和讨论, 文中工况和数据详实, 可于验证气固两相流数值计算模型。

1 实验装置和测量系统

1.1 实验装置

实验装置为开式负压系统, 测试段为 $140\text{ mm} \times 140\text{ mm}$ 方形管, 长 1 m 。测量窗为浮法玻璃, 另三面为透明有机玻璃, 可直接观察管内流动。测试段中心平面处水平布置一宽 80 mm , 长 1 m 的光滑玻璃板。平板前端打磨成单面斜楔形, 使气流以零攻角流过产生边界层。测试段后面连接一旋风分离器, 分离气流中的固体颗粒。试验中固相选用有较好圆球度的树脂塑料颗粒, 密度为 1500 kg/m^3 , 平均粒径为 $230\text{ }\mu\text{m}$, 颗粒直径标准偏差为 $11.46\text{ }\mu\text{m}$ 。气相示踪粒子为蚊烟, 粒径小于 $5\text{ }\mu\text{m}$, 能很好地跟踪气体流动。

1.2 测量系统

测量仪器是丹迪公司 (Dantec) 的三维粒子动态分析仪, 图 1 是该测量系统布置框图。粒子动态分析仪 (PDA) 的工作原理是利用激光多普勒频移测量速度, 利用不同接收器测到的多普勒相差测量颗粒直径。系统激光束分三组共六束: 绿光、蓝光和紫光, 可分别测出相应两束光所在平面内的速度, 测量精度为 1% 。颗粒粒径的测量原理基于 Mie 氏散射理论, 其速度测量精度可达 4% 。由计数器计录出通过测量体的颗粒数目, 即可计算出颗粒浓度, 测量误差约 30% 。整个系统由一台计算机控制, 实现系统参数设置和坐标定位。

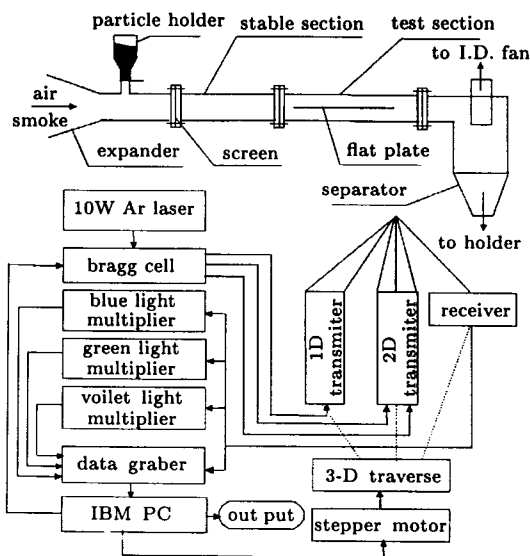


图 1 PDA 测量系统图

Fig.1 Schematic of the PDA measurement system

2 实验结果

实验测量了单相气流速度分布和脉动速度等的分布, 随后测量加入不同浓度颗粒后, 气相和颗粒相速度分布以及两相湍流度等在不同颗粒流率情况下的变化。

单相测量时, 流场由燃烧蚊烟产生的烟粒示踪, 烟粒径在 $1\mu\text{m}$ 左右. 蚊烟的粒径、浓度和密度都很小, 可以认为它对气流没有影响. 气固两相测量时, 气相仍由蚊烟示踪, 而固相用树脂颗粒来模拟. 在信号的检测过程中, 通过软件校正数据的合格率, 剔除非圆球颗粒的信号和大颗粒对小颗粒信号的串级. 测量数据存于计算机硬盘中, 实验完成后对数据作粒径分析, 粒径小于 $5\mu\text{m}$ 作为气相, 粒径大于 $5\mu\text{m}$ 作为固相. 在实验中固相颗粒的体积分数 (或体积浓度) $C_0 \ll 1$ (数量级为 $10^{-4} \sim 10^{-5}$), 流动属于稀疏气固两相流, 可以忽略颗粒与颗粒之间的相互作用.

气流和颗粒的平均速度 U 和平均脉动速度 U_{RMS} 通过如下的统计平均方法得到

$$U = \frac{\sum_{i=1}^N u_i}{N}, \quad U_{\text{RMS}} = \left(\frac{\sum_{i=1}^N (u_i - U)^2}{N - 1} \right)^{1/2} \quad (1)$$

式中, u_i 为采样的瞬时速度, N 为颗粒统计数目.

2.1 低颗粒流率时颗粒与湍流的相互作用

文献 [6] 表明颗粒质量流率较低时 (2%), 颗粒对垂直边界层的平均速度和湍流度没有影响. 我们做了低颗粒流率 (1.8%) 的实验, 其目的是测量颗粒在水平边界层中的情况. 实验时气流平均速度 U_0 为 8m/s , 固体颗粒质量流率为 1.8%, 平均体积浓度为 $C_1 = 1.46 \times 10^{-5}$.

图 2 是在此低颗粒流率时气相、颗粒相和无颗粒的单相气流水平方向平均速度在 $x = 100\text{mm}$ 和 $x = 700\text{mm}$ 截面处的分布. 图中, 水平方向 x 为主流方向, 速度为 U ; 垂直于实验平板的方向为 y , 速度为 V . 从图中可见加颗粒前后气流的平均速度变化很小. 因此在此低颗粒流率下, 颗粒对边界层速度的影响很小, 与文 [6] 结果一致. 由速度分布可以得出边界层的厚度, 在 100mm 处, $\delta = 4\text{mm}$, 在 700mm 处, $\delta = 15\text{mm}$. 在此低颗粒流率下, 边界层的表现特性没有明显的变化. 颗粒的速度在壁面附近要高于气流, 在 3mm 以外颗粒速度与气流速度相当. 这与文 [6] 中垂直边界层中颗粒运动不太一样. 文 [6] 中颗粒明显滞后于气流, 且他们由于测量技术的限制, 4mm 内的区域未测到.

图 3 是低颗粒流率时气相的脉动速度在 100mm 截面处的分布. 由图可见, 气相的水平脉动速度均方根 U_{RMS} 值比无颗粒时单相气流的平均脉动值稍高. 在垂直方向上, 在距壁面 3mm 以内的区域, 垂直脉动速度 (V_{RMS}) 增加, 而在 3mm 以外的区域脉动速度没有明显的变化. 湍流脉动速度在截面内的分布变得更为平坦.

图 4 为 700mm 截面处气相脉动速度的分布. 水平方向平均脉动速度在距离壁面为 $2\text{mm} \sim 12\text{mm}$ 的区域内较单相时有所减小, 而在 2mm 以内区域气流湍流度较单相时略有增加. 在垂直方向, 距壁面 14mm 以内的区域气相垂直平均脉动速度有较明显的减小, 而在此距离以外的区域气相的垂直脉动没有明显的变化.

由上面的实验结果, 在低颗粒质量流率下, 颗粒对水平边界层的平均速度影响很小. 由颗粒浓度分布 (见图 8 上半部分) 可见, 在 5mm 以上浓度分布较均匀, 而向壁面接近, 颗粒浓度逐渐增大, 到壁面处达平均浓度的 2 倍. 由平均速度的分布来看, 在这么低的颗粒流率下, $2 \sim 3$ 倍的浓度偏差对平均速度的影响依然很小. 但是, 颗粒在流场中起到一个扰动源和改变湍流能量分布的作用 [8], 使气流间的动量交换增加, 湍流分布更为均匀. Rogers 和 Eaton (1990) [6] 认

为, 气流脉动在边界层厚度以外区域表现出增加是由于测量的误差. 事实上, 基于激光多普勒的流动测量, 较大的误差是在贴壁 0.2 mm 内, 由于在壁面处光的反射、噪音以及测量体光斑内较大速度梯度引起的^[12]. 本实验的测量点均在 0.3 mm 以外, 由上面所述原因导致的误差较小, 在 2% 以内. 颗粒加入后, 气流湍流脉动的均匀化反映流体湍流能量的输运的增强^[8].

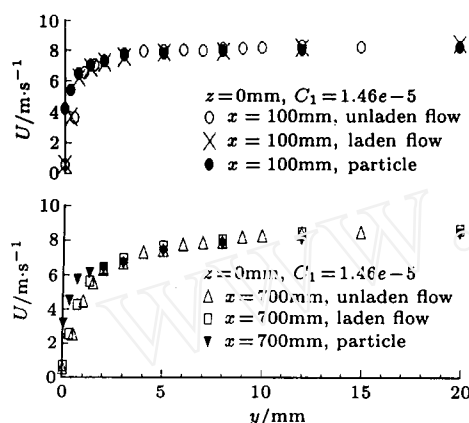


图 2 低颗粒流率时两相水平方向平均速度 U 的分布
Fig.2 Horizontal velocity U of two-phase flow with low particle load ratio

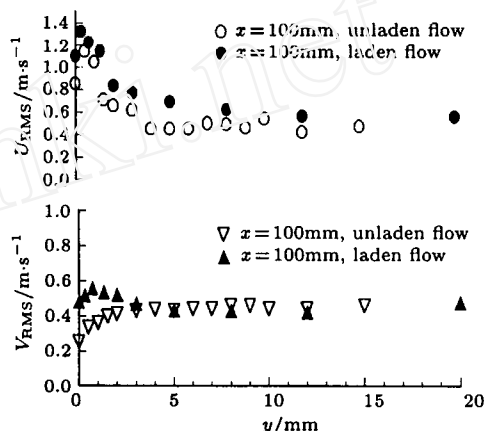


图 3 100 mm 截面处低颗粒流率时气相脉动速度的变化
Fig.3 Gas fluctuation velocity at 100 mm section with low particle load ratio

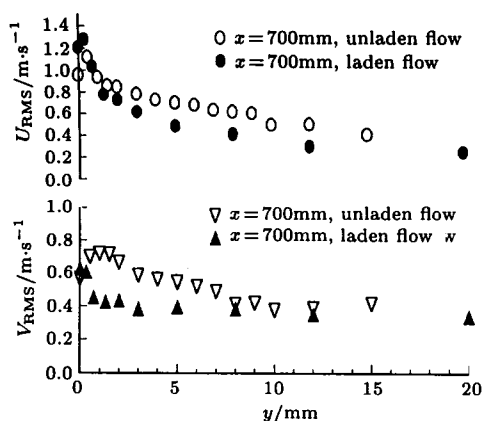


图 4 700 mm 截面处低颗粒流率时气相脉动速度的变化
Fig.4 Gas fluctuation velocity at 700 mm section with low particle load ratio

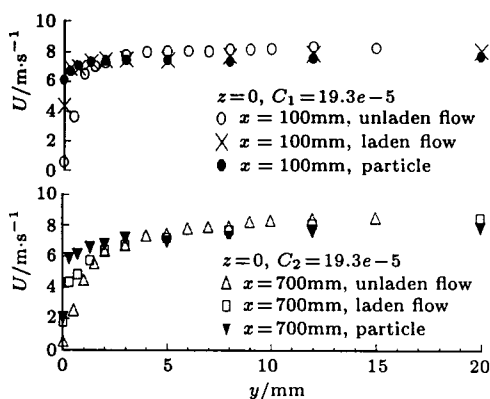


图 5 高颗粒流率时两相水平方向平均速度 U
Fig.5 Horizontal velocity U of two-phase flow with high particle load ratio

2.2 大颗粒流率时相间相互作用

当颗粒质量流率增大, 质量分数达 24%, 颗粒平均体积浓度 $C_2 = 19.3 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{m}^3$, 颗粒对气相速度分布产生了影响, 如图 5. 由图中速度分布可见, 气相在颗粒流率增加后气相主流速度减小而在壁面附近气相速度增加. 颗粒速度在壁面附近高于气相而在外部低于气相速度, 两相滑移速度在壁面附近为负而在外部区域为正. 这一现象与 Lee 和 Durst (1982)^[9] 100 μm 和 200 μm 的颗粒和 Tsuji 等 (1982, 1984)^[10,11] 200 μm 颗粒在壁面附近的速度分布相似, 即颗粒速度曲线与气相速度曲线有一交叉点. 计算发现气流速度边界层的厚度由于颗粒的影响变薄了

(边界层厚度定义为壁面到 99.5% 外流速度处的距离). 可见颗粒质量流率增加到一定程度影响了气流的平均速度分布. 外部气流受到惯性颗粒的阻抑作用和紧贴壁面的区域颗粒对气流的加速影响, 随颗粒流率的增加而更加明显, 结果使边界层变薄. Tsuji 等 (1982, 1984)^[10,11] 在更高的颗粒流率 (300%~600%) 的管流实验中发现气相最大速度位置偏离轴线, 水平管中速度呈明显的不对称分布且颗粒流率越大不对称越明显; 在垂直管中速度出现双峰分布, 且颗粒流率越高粒径越大越显著. 本实验中颗粒流率相对较低, 未发现速度分布扭曲变形的现象, 速度变形的扭曲很大程度是由于颗粒当地浓度分布的不均造成的. 文 [10, 11] 没有给出管内颗粒浓度的分布, 但比较文 [10] 与文 [11] 中气流的速度曲线, 可以推断在水平管中颗粒浓度分布极不均匀, 特别是高颗粒流率的情况. 为了分析在水平流动中颗粒与气流作用的特点, 我们测量了截面内颗粒浓度的分布, 图 8 下半部分是高颗粒流率时颗粒浓度的垂直分布, 与低颗粒流率时的分布相似, 下浓上稀, 体现了重力的影响, 但是浓度的波动要比低颗粒流率时大, 而且在 100mm 截面处浓度的波动要比 700mm 处波动大得多. 无平板时测量表明两截面处颗粒浓度和颗粒脉动相差不大. 颗粒浓度在 100mm 截面处波动较大, 可能是因 100mm 截面距平板前端太近, 颗粒运动受平板影响较大的缘故.

气相湍流脉动速度的分布如图 6 和图 7 所示. 在 100mm 截面处气流的水平方向脉动速度, 由于颗粒流率的提高而减弱, 在 2mm 以外区域, 气流脉动速度平均降低了 10%. 在垂直方向, 气相脉动速度在 10mm 以内的区域减小, 在此以外的区域变化不大, 湍流脉动的分布在 2mm~5mm 间出现一低谷, 随后逐渐恢复到与单相流相当的脉动水平, 在壁面处高于单相流. 图 7 是 $x = 700\text{mm}$ 截面处气相平均脉动速度在高颗粒流率时与单相气流的比较. U_{RMS} 变化与图 4 中低颗粒流率时相似, 在紧贴壁面的 2mm 以内脉动速度比单相时有所增大. 在 2mm~12mm 区域内气流脉动减弱. 在 12mm 以外脉动速度表现出大于单相气流脉动的趋势. 在垂直方向, 气流垂直脉动速度 V_{RMS} 在中间区域比低浓度时有更大程度的减弱, 而在壁面约 0.5mm 以内的区域和 12mm 以外的区域气流的脉动速度增大, 在 2mm~5mm 区域出现一低谷.

图 8 是颗粒浓度在垂直截面内的分布. 在 5mm 以上浓度分布较均匀, 向壁面接近, 颗粒浓度逐渐增大, 壁面处达平均浓度的 2 倍, 约是外区颗粒浓度的 5 倍. 因此对 $200\mu\text{m}$ 颗粒重力

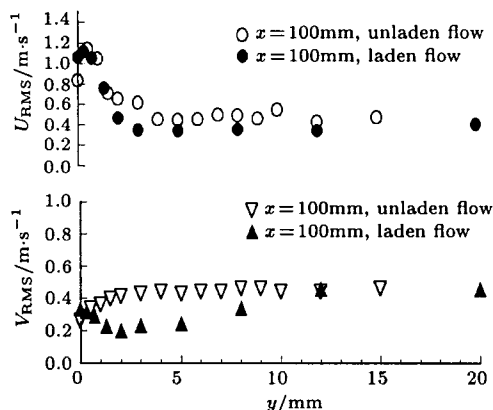


图 6 100 mm 截面处高颗粒流率时气相脉动速度的变化
Fig.6 Gas fluctuation velocity at 100 mm section with high particle load ratio

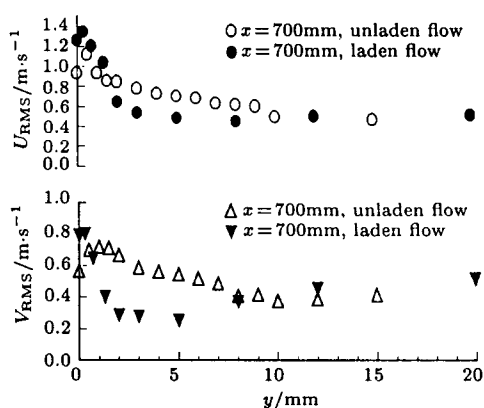


图 7 700 mm 截面处高颗粒流率时气相脉动速度的变化
Fig.7 Gas fluctuation velocity at 700 mm section with high particle load ratio

的影响不可忽略。由图还可见, 在 100 mm 截面处颗粒的浓度波动较大。图中下半部分是高颗粒流率时颗粒浓度的垂直分布, 与低颗粒流率时的分布相似, 但是边界层中颗粒浓度差和波动比率要比低颗粒流率时小。图 9 和图 10 是颗粒平均脉动速度在不同颗粒流率下在两截面处的分布。在 $x = 100$ mm 截面处 (图 9), 颗粒流率提高后颗粒水平方向和垂直方向的平均脉动速度均增大, 在水平方向颗粒的 U_{RMS} 值在 $y > 12$ mm 以外比低颗粒流率时约增加了 30%, 而在垂直方向 V_{RMS} 在 $y > 3$ mm 以外的增加接近一倍。在 $x = 700$ mm 截面处 (图 10), 颗粒水平方向的脉动速度在两不同颗粒流率下几乎相同; 在垂直方向上, 颗粒 V_{RMS} 在紧贴壁面区

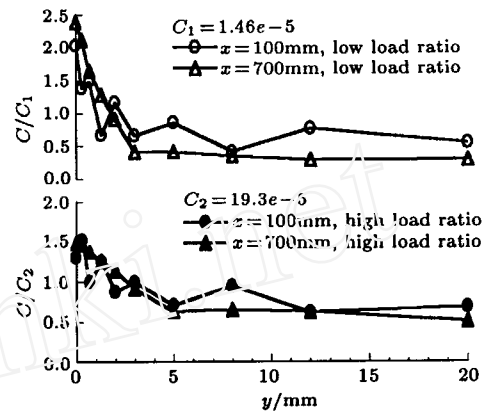


图 8 颗粒浓度在截面内垂直方向上的分布
Fig.8 Profile of particle concentration in vertical direction

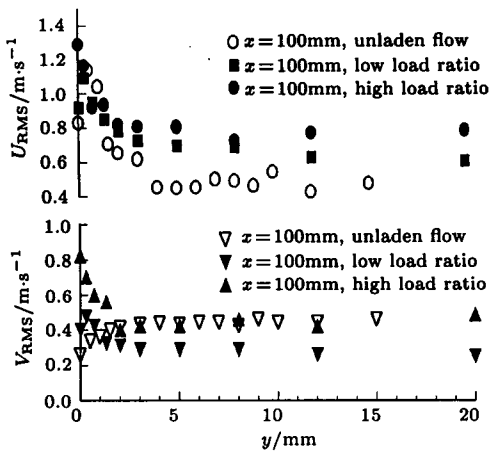


图 9 不同颗粒流率时颗粒脉动速度在 $x = 100$ mm 截面处的分布
Fig.9 Profile of particle fluctuation velocity at $x = 100$ mm section with different load ratio

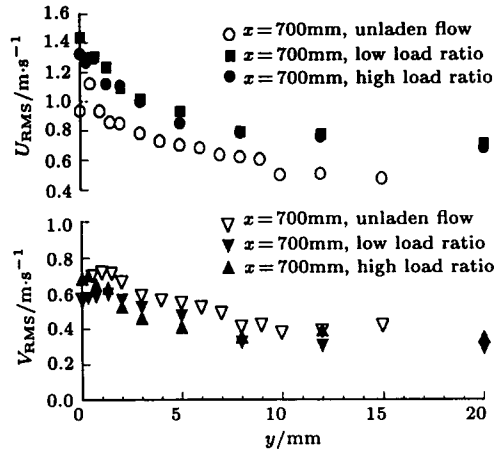


图 10 不同颗粒流率时颗粒脉动速度在 $x = 700$ mm 截面处的分布
Fig.10 Profile of particle fluctuation velocity at $x = 700$ mm section with different load ratio

域和距壁面 12 mm 以外的区域比低颗粒流率时高, 而在 2~10 mm 的中间区域内, 颗粒脉动速度稍有降低。在图 9 和图 10 的上部分, 颗粒水平方向的脉动速度都大于气流的脉动速度, 而在垂直方向, 颗粒的脉动在大部分区域都小于气流。Tusji 等^[10,11] 在低浓度时也有同样的结果。Steimke 和 Dukler (1983)^[13] 认为这是由于颗粒惯性的影响, 而 Tusji 等把颗粒脉动大于气流的原因归于颗粒尺寸的变化和颗粒间的相互碰撞。Rogers 和 Eaton^[6] 发现粒径有 10 μ m 的增加会导致颗粒脉动强度有 30% 的增加。本实验浓度很低, 颗粒间的碰撞影响很小, 而粒径平均偏差为 11 μ m, 因此粒径的变化和颗粒的惯性是主要原因。浓度的波动^[12] 和颗粒惯性^[7,13] 对数学统计得到的颗粒平均脉动都有较大的影响。在 100 mm 处颗粒浓度波动比 700 mm 截面处要大得多, 使得颗粒在 100 mm 截面处的脉动速度有较大的增加 (图 8)。由此可见对于较大的颗粒, 颗粒的脉动和气流的脉动基于不同的机理, 这是气流脉动和颗粒脉动在本实验中关系不

大的原因 [6,7,8,10,14].

3 分析与讨论

3.1 滑移速度

颗粒滑移速度 (或相对速度) 定义为气流速度与颗粒速度之差, 即

$$U_r = U - U_p \quad (2)$$

由实验结果, 我们发现滑移速度在边界层中符号发生变化: 壁面附近的负滑移速度区和远离壁面的正滑移区. Lee 和 Durst (1982)^[9] 发现滑移速度改变符号的位置离壁面的距离远大于粘性次层的厚度; 对于 100 和 200 μm 的颗粒, 该距离分别为管半径的 20% 和 10%. 根据颗粒对气流的反应频率, 将颗粒在管流中的输运分为两个区域: 中心的湍流扩散控制区和平均流动控制的准层流壁面区, 并发现对于大于 20 μm 的颗粒, 已不存在湍流控制区, 用层流剪切升力理论分析颗粒运动, 可以解释垂直管流中壁面附近出现无颗粒区的原因. 在本实验中由于颗粒较大, 颗粒在壁面附近沉降富积浓度较高, 不能分辨上述升力机理的影响. Lee 和 Durst 的理论以颗粒对气流无反作用为基础, 没有考虑颗粒对气流的作用. 由我们的结果可以看到颗粒对气流湍流有较大影响, 尽管颗粒浓度的量级很小. 当颗粒滑移速度符号不同时, 气流曳力和剪切升力的方向也随之改变. 因此, 分析颗粒与气流的相互作用时, 应分区讨论. 由实验结果我们将气流脉动速度的变化可以大致分成三个区域: 外流区、中间区和贴壁区. 在壁面附近的贴壁区, 如不考虑其它因素, 当发生负滑移时, 颗粒平均速度大于气流, 颗粒对气流起加速作用, 气流动量增加, 将导致气相脉动速度增大; 在正滑移区, 颗粒滞后于气流, 气流不断消耗能量以运输颗粒, 使气流的脉动速度降低. 另外在壁面处与壁面碰撞的颗粒将发生动量改变, 增加了对气流的扰动也会使气流脉动增强. 在中间区域, 颗粒与气流速度相当, 气流湍流的减弱主要由于振动颗粒而消耗能量. 中间区域是气流湍流尺度变化较大的区域, 本实验所用颗粒的尺寸与该区域湍流尺度相当, 相互作用也最强, 对湍流的抑制效果也最强. 在外流区, 颗粒与气流湍流尺度相差较大, 相互作用减弱. 在 $x = 100\text{mm}$ 截面处, 速度边界层厚度约为 4mm. 贴壁区和中间区的分界不明显. 在 $x = 700\text{mm}$ 截面处, 速度边界层的厚度为 14mm, 贴壁区厚度约为 3mm, 中间区为距壁面 3mm~14mm 的区域, 外流区为边界层厚度以外的区域. 由 Rogers 和 Eaton (1991)^[7] 的结果, 850mm 截面处湍流强度的变化也可以明显分出中间区和边界层外区, 由于该文未能测量到距壁面 4mm 以内的区域, 因此未给出贴壁区的情况. 分析文献 [9~11] 的实验结果还发现, 上述区域范围的大小与颗粒尺寸有关, 具体关系有待进一步的实验和理论研究. 由文献结果来看, 大致是颗粒粒径增大贴壁区和中间区域减小, 外区范围扩大.

3.2 颗粒雷诺数

根据 Gore 和 Crowe (1989)^[3] 颗粒雷诺数的定义:

$$Re_p = U_r d_p / \nu \quad (3)$$

式中 U_r 为气流与颗粒的相对速度, d_p 为颗粒粒径, ν 为气流运动粘度.

由图 2 和图 5, 颗粒与气流的相对速度 $U_r < 2\text{m/s}$, 由上式可得 $Re_p < 30$. 按文献 [3] 颗粒的加入将使气流湍流度降低, 与本文测量结果大体一致, 但是不能反映贴壁区和外流区的情况. 在各向同性和均匀流中, 可以用颗粒雷诺数反映颗粒与流体的相互作用, 在边界层中滑移速度

是变化的, 因此颗粒雷诺数也是变化的. 颗粒雷诺数只反映了单颗粒在气流中运动时的阻力和尾涡的影响, 没有反映颗粒与气流相对运动方向, 因此不能单纯由颗粒雷诺数的大小来判断颗粒与气流作用的结果. 当颗粒雷诺数在 100~400 的中间区域时更加无法判断.

3.3 颗粒的脉动

颗粒的惯性可用颗粒反应时间和流体涡生存时间之比, Stokes 数 S_t 衡量^[15],

$$S_t = \frac{t_p}{t_e} = \frac{4}{3C_D} \left(\frac{\rho_p}{\rho_f} \right) \left(\frac{u_z}{u_r} \right) \left(\frac{d_p}{\lambda_e} \right) \quad (4)$$

其中, C_D 为阻力系数, ρ_p 和 ρ_f 分别为颗粒和气体密度, u_e 和 u_r 分别为涡特征速度和相对速度, d_p 和 λ_e 分别为颗粒粒径和涡的特征尺度.

本实验 S_t 数量级约为 10^3 , 因此气流湍流脉动对颗粒运动影响很小, 即颗粒对流体脉动不敏感, 颗粒与气流脉动的相关可以忽略^[15]. 颗粒流率提高后, 颗粒脉动强度有较大的增加, 特别在垂直方向, 但是相应区域气相的脉动并没有明显的增加而是降低了 (图 6, 图 8). 因此, 用颗粒脉动速度的增大或减小为标准来判断气相的变化, 如 Liljegren & Vlachos^[12], 可能会造成错误. 颗粒脉动增强的原因更可能是受颗粒惯性和颗粒粒径以及颗粒浓度的影响, 因此大颗粒的脉动机理与流体脉动机理不同.

4 结 论

应用 PDA 测量了水平流动平板边界内气固两相流动特性, 得出如下结论:

- 1) 颗粒在流率高到影响气流的速度分布后使外部气流受阻抑和使壁面区气流加速, 使主流区变得平坦, 壁面区域气流加速而壁面处速度梯度增大, 使气流速度边界层变薄.
- 2) 在不同方向上颗粒对气流湍流作用效果不同, 颗粒在垂直方向对气相湍流有较大影响. 颗粒对气流的作用可大致分为三个区域: 在紧贴壁面区、中间区和边界层外区.
- 3) 颗粒的浓度对边界层中颗粒与湍流相互作用有较大影响, 浓度越高影响越大. 颗粒的平均脉动速度随颗粒流率的提高而增大, 但气相脉动的和颗粒脉动关系不大. 在稀相条件下, 颗粒的脉动主要与颗粒粒径和当地浓度的变化以及颗粒的惯性有关.

致谢 感谢华中理工大学煤燃烧重点实验室郑楚光教授等, 刘诗楼教授等的热心帮助.

参 考 文 献

- 1 吕清刚. 直立弯管道和直立分叉管中气固两相流的研究. [博士论文]. 西安: 西安交通大学, 1991 (Lü Qinggang. Study of the gas-solid two-phase flow in vertical bend duct and vertical bifurcate duct. [Doctorial thesis]. Xi'an: Xi'an Jiaotong University, 1991 (in Chinese))
- 2 李勇, 崔龙铉, 周力行. 强旋湍流气粒两相流动的 PDPA 研究. 力学学报, 1996, 28(5): 591~596 (Li Yong, Cui Longxuan, Zhou Lixing. Studies on strongly swirling turbulent gas-particle flows by a phase-Doppler particle anemometer. *Acta Mechanica Sinica*, 1996, 28(5): 591~596 (in Chinese))
- 3 Gore RA, Crowe CT. Effect of particle size on modulating turbulent intensity. *Int J Multiphase Flow*, 1989, 15(2): 279~285
- 4 Gore RA, Crowe CT. Modulation of turbulence by a dispersed phase. *Trans ASME J Fluids Eng*, 1991, 113: 304~307
- 5 Hetsroni G. Particles-turbulence interaction. *Int J Multiphase Flow*, 1989, 15: 735~746
- 6 Rogers CB, Eaton JK. The behavior of solid particles in a vertical turbulent boundary layer in air. *Int J Multiphase Flow*, 1990, 16 (5): 819~834

- 7 Rogers CB, Eaton JK. The effect of small particles on fluid turbulence in a flat-plate, turbulent boundary layer in air. *Phys Fluids*, 1991, A3: 928~937
- 8 Yohei Sato, Koichi Hishida. Transport process of turbulence energy in particle-laden turbulent flow. *Int J Heat and Fluid Flow*, 1996, 17(3): 202~210
- 9 Lee S L, Durst F. On the motion of particles in turbulent duct flows. *Int J Multiphase Flow*, 1982, 8(2): 125~146
- 10 Tsuji Y, Morikawa Y. LDA measurements of an air-solid two-phase flow in a horizontal pipe. *J Fluid Mech*, 1982, 120: 385~409
- 11 Tsuji Y, Morikawa Y, Shiomi H. LDA measurements of an air-solid two-phase flow in a vertical pipe. *J Fluid Mech*, 1984, 139: 417~434
- 12 Liljegren LM, Vlachos NS. Laser velocimetry measurements in a horizontal gas-solid pipe flow. *Exp Fluids*, 1990, 9, 205~212
- 13 Steimke JL, Dukler AE. Laser Doppler velocimeter measurements of aerosols in turbulent pipe flow. *Int J Multiphase Flow*, 1983, 9(6): 751~764
- 14 Durst F, Jovanovic J, Sender J. LDA measurements in the near-wall region of a turbulent pipe flow. *J Fluid Mech*, 1995, 293: 305~335
- 15 Lun CKK, Liu HS. Numerical simulation of dilute turbulent gas-solid flows in horizontal channels. *Int J Multiphase Flow*, 1997, 23(3): 575~605

EXPERIMENTAL INVESTIGATION ON INTERACTIONS BETWEEN PHASES IN GAS-SOLID HORIZONTAL BOUNDARY LAYER ¹⁾

Qiu Kunzan Li Xiaodong Yan Jianhua Chi Yong Ni Mingjiang Cen Kefa
(Institute for Thermal Power Engineering, Zhejiang University, Hangzhou 310027, China)

Abstract In this paper the interactions between air flow and particles have been investigated with a three dimensional particle dynamics analyzer (PDA) for the gas-solid two-phase flow in a horizontal boundary layer. The mean velocity and the statistics of turbulence fluctuations for both phases in the streamwise and the vertical direction were obtained simultaneously. Effects of particles with nominal diameter of $230\mu\text{m}$ at two different particle mass loading ratio, 1.8% and 24%, on the air flow boundary layer were examined. The turbulence modification due to the addition of particles was compared at two cross-sections along the flat plate, which was used to develop the boundary layer.

The experimental results show that the particles have significant effects on the statistic characteristics of the boundary layer. Different interaction features are shown at the two different cross-sections, with $x = 100\text{mm}$ and $x = 700\text{mm}$, from the front sharp tip. Though the mean velocity of the air flow was not distinguishably changed, augments in the Root Mean Squared fluc-

Received 23 April 1998, revised 17 November 1998.

1) The project supported by the Opening Fund of the National Key Laboratory in Huazhong University of Science and Technology.

tuation velocity were observed in both directions at the 100 mm cross-section under the low load ratio condition, but not the case at the 700 mm section. At the $x = 700$ mm location, attenuation effects were detected in both directions, the streamwise and the vertical direction. The augments of fluctuation at the front cross-section, which is opposite to that at the 700 mm location, may be due to the considerable fluctuation in the particle concentration. As the particle mass loading ratio is increased, the modification effects on turbulence in the boundary layer will be more significant. In the case of high load ratio, the change of turbulence in the vertical direction is more considerable than that in the streamwise direction.

The particle/turbulence interaction behavior can be demarcated into three regions: the near wall region, the intermediate region and the outer region. In the region adjacent to the wall, increases in the bulk velocity and the fluctuation were detected, with evidence in the velocity and the concentration of the particles in the area. The particles are moving faster than the air and the particles are denser near the wall. In the region above the near wall region, the lowest turbulence was located. Out of the boundary layer, the influences of particles on the fluid are not as significant as those in the intermediate region.

In the paper, the behaviors of particles in the boundary layer regarding the slip velocity, the particle Reynolds number and the Stokes number are also discussed.

Key words turbulence, boundary layer, multiphase flow, turbulence modification, particle dynamics analyzer technique