研究论文

DOI：10.11949/0438-1157.

下行床内Kutta-Joukowski横向力-颗粒浓度分布的研究

董小娜[1]，胡昊[1]，霍德玺[2]，范怡平[1]，卢春喜[1]

（[1]中国石油大学（北京）重质油国家重点实验室，北京 102249；[2]中国石油工程建设有限公司北京设计分公司，北京 100085）

摘要： 采用大型冷模实验与理论分析相结合的方法，考察了下行床内不同表观气速及颗粒流率条件下颗粒速度与颗粒浓度沿径向的分布。基于实验数据，并引入空气动力学理论中的Kutta-Joukowski横向力，对下行床内颗粒浓度沿径向的非均匀分布进行量化分析。分析了不同固含率径向分布形态对应的Kutta-Joukowski横向力作用方向的变化，发现Kutta-Joukowski横向力的方向与颗粒速度径向分布和两相速度差密切相关，且该横向力对颗粒浓度径向形态的形成具有关键影响。

关键词： 并流式下行床；Kutta-Joukowski横向力；颗粒浓度；颗粒速度；两相速度差

中图分类号： TQ 021.1　　**文献标志码：** A

文章编号： 0438-1157（XXXX）XX-0001-13

Radial distribution of Kutta-Joukowski transverse force and solids holdup in downer

DONG Xiaona[1], HU Hao[1], HUO Dexi[2], FAN Yiping[1], LU Chunxi[1]

([1]*State Key Laboratory of Heavy Oil Processing, China University of Petroleum, Beijing* 102249, *China*; [2] *China Petroleum Engineering & Construction Corporation Beijing Design Branch, Beijing* 100085, *China*)

Abstract: Combining the large-scale cold-model experimental results with theoretical analysis, the radial distribution of particle velocity and solids holdup in a downer were investigated under varying superficial gas velocities and particle solids fluxes. Based on the measured data, the Kutta-Joukowski transverse force(F_{K-J}) deriving from aerodynamics theory was introduced to quantify the non-uniform radial distribution of solids holdup in the downer. The varying patterns of the Kutta-Joukowski transverse force directions corresponding to the distinct radial distributions of solids holdup were analyzed. It was found that the direction of the Kutta-Joukowski transverse force is closely related to the radial distribution of particle velocity and the velocity difference between two phases; and this transverse force plays a crucial role in the radial distribution of solids holdup.

Keywords: cocurrent downer; Kutta-Joukowski transverse force; solids holdup; particle velocity; slip velocity

引　言

在石油化工领域，“高温-短接触”气固反应体系的应用十分普遍，如催化裂化、MTO及吡啶碱合成工艺等。气固并流上行的提升管反应器是目前应用最广泛的反应器类型，但常受限于相间返混剧

收稿日期： 2026-07-20　　**修回日期：** 2026-09-30

通信作者： 范怡平（1971—），男，博士，副教授，fanyipin2002@sina.com

第一作者： 董小娜（2003—），女，硕士研究生，519469634@qq.com；胡昊（1998—），男，博士研究生，cuphuhao@163.com

基金项目： 国家自然科学基金项目（22278427）

引用本文： 董小娜, 胡昊, 霍德玺, 范怡平, 卢春喜. 下行床内Kutta-Joukowski横向力-颗粒浓度分布的研究[J]. 化工学报, XXXX, XX(XX): 1-13

Citation: DONG Xiaona, HU Hao, HUO Dexi, FAN Yiping, LU Chunxi. Radial distribution of Kutta-Joukowski transverse force and solids holdup in downer[J]. CIESC Journal, XXXX, XX(XX): 1-13

烈、停留时间分布不均导致不良二次反应等瓶颈[1-2]。相比之下，气固并流下行床反应器得益于两相顺重力方向流动的特点，能够显著抑制两相返混和不良副反应，可提升目标产物的选择性[2-4]。因此，下行床在处理“高温-短接触”气固反应方面正逐渐显现出巨大的应用潜力[5-6]。

对于下行床内两相轴向分布，祁春鸣等[7-8]根据颗粒速度的变化过程将整个下行床分为加速段及恒速段，颗粒下行迅速加速进而保持稳定运动。杨勇林等[9]和王成秀[10]进一步发现，颗粒进入床层后速度沿轴向迅速增大，在距入口较短距离内即可超过气相速度，气速和颗粒流率对加速段长度及最终速度具有不同程度的影响。而提升管中颗粒须在逆重力场条件下依靠气相曳力加速，速度始终低于气速，易形成聚团不利于两相接触[11]。

下行床内两相流动参数沿径向的分布梯度明显优于提升管，但研究发现下行床仍存在颗粒浓度分布不均现象，具体表现为两种形态，一是边壁密相环、中心稀相核的“环-核”分布[12-14]；二是边壁稀相环、中心密相核的“反环-核”分布[12,15-16]。而颗粒速度的径向分布也呈现两种特点，一是类似于提升管中的中心高、边壁低的形态[15-17]；二是在无量纲径向位置0.6~0.9的区域出现局部高速区、中心区域和边壁附近速度数值较低的分布[13]。且两相流动参数的径向分布沿轴向不断变化，其发展的程度与下行床长度密切相关[15]。

Cheng等[16]指出，下行床中典型颗粒浓度径向分布的形成机理尚未能揭示；以往研究多是从湍流扩散、壁面效应、阻力分布及能量损失的角度进行定性解释[18-19]。Fan等[20-21]将空气动力学中的Kutta-Joukowski横向力引入气固两相流研究，定量分析了提升管中典型“环-核结构”的形成原因；发现在某些区域，该横向力甚至可达到颗粒重力的30%以上。此外，赵亚飞等[22]将Kutta-Joukowski横向力拓展至下行床两相流动的研究，但其针对下行床内颗粒径向非均匀分布的分析仍存在缺陷（详见下文）。本文通过引入Kutta-Joukowski力理论，结合大型冷模实验测得的局部颗粒固含率和颗粒速度，对颗粒浓度径向非均匀分布的形成原因进行分析，以期为下行床反应器设计和结构优化提供参考。

1　实验装置及方法

1.1　实验装置及流程

大型冷模实验装置如图1所示；主要由下行床、提升管、伴床以及轴流旋风分离器等设备构成。其中下行床高 H=5.7 m，内径 Φ=130 mm。为观察方便，下行床、提升管等关键部件均采用有机玻璃制作。

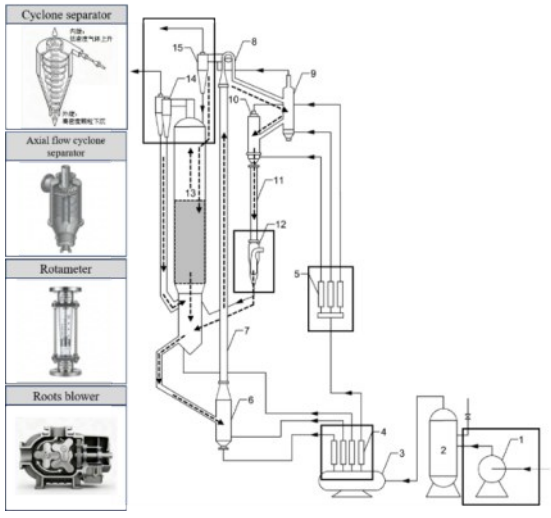


图1　实验装置示意图

Fig.1　Schematic diagram of experimental setup

注:1-罗茨鼓风机;2-缓冲罐;3-气相分配器;4、5-转子流量计;6-提升管预提升段;7-提升管;8-快速气固分离器;9-计量罐;10-下行床入口分布器;11-下行床;12-轴流旋风分离器;13-伴床;14、15-旋风分离器催化剂颗粒流向 气体流向

空气由罗茨鼓风机1引出，通过缓冲罐2、气相分配器3和转子流量计4、5后进入装置，分为六路。第一路进入伴床13底部促进颗粒流化；第二路进入提升管6实现颗粒输送循环；第三路进入提升管底部分布器流化颗粒；第四路进入下行床入口分布器10将入口区域颗粒流化；第五路为下行床11的主风；第六路进入计量罐9底部用于松动颗粒。实验开始时，颗粒存于伴床13中，将其流化后流入提升管7，在气相携带作用下上行，至提升管7顶端经气固分离后进入计量罐9及下行床11；再次经气固分离后回流至伴床13，由此实现颗粒循环。

1.2　测量仪器和方法

1.2.1　测量仪器　下行床内局部颗粒浓度及速度分布采用中国科学院过程工程研究所开发的PV-6M型光纤测定，该仪器已广泛应用于气固/气液多相流测试中[23-25]。颗粒浓度（局部固含率）测量的基本原理[23]为：光源产生的入射光通过光纤传输至颗

粒群表面，经反射后被接收光纤捕获并转化为电压信号。该电压信号强度与入射光强呈线性关系，经信号放大和A/D转换后，获得颗粒浓度有关的数据。实验开始前光纤探头需进行标定，建立光强信号电压值与颗粒浓度间的定量关系。而在颗粒局部速度测量过程中，光纤探头的两束光纤以预设方位布置于床内。当颗粒群沿光纤束排列方向运动时，因颗粒对光束的散射作用，两束光纤将分别采集到形状相似（或存在差异）的反射光信号。颗粒通过两束光纤产生的信号在时间上存在延迟特性，因此对两路信号进行互相关运算，测定两路瞬时电压信号之间的时间延迟，再基于已知两束光纤间距，即可得到颗粒的瞬时运动速度。

1.2.2 实验介质 实验采用常温空气作为流化、输送介质。固体颗粒为流化催化裂化（FCC）平衡催化剂，基于Geldart颗粒分类标准，该催化剂属于A类颗粒；其主要物性参数详见表1。

表1 FCC催化剂颗粒物性参数

Table 1 Properties of FCC particles

平均粒径（μm）	粒径范围（μm）	堆积密度（kg/m^3）	颗粒密度（kg/m^3）
60	30~120	870	1500

1.2.3 操作参数及测点布置 实验选取三组颗粒流率（G_s=45、70、100 kg/(m^2·s)）和三组表观气速（U_g=4.2、6.0、8.0 m/s），共计9个操作工况。

将下行床入口所在截面高度定义为H=0 m，实验测量颗粒局部速度和颗粒局部浓度（固含率）的下游六个截面位置分别为H=0.78 m、1.67 m、2.72 m、3.78 m、4.70 m和5.40 m。各截面均设置6个径向测点，其无量纲半径r/R分别为0、0.369、0.585、0.723、0.846、0.954。

2 气固两相流中的Kutta-Joukowski横向力

根据Fan等[21]针对提升管内两相流动特性的研究，对于两相流场中任一封闭单连域中的颗粒群，其所受到的Kutta-Joukowski横向力F_{K-J}如式（1）所示

$$F_{K-J}=\rho_g\left(v_{p,z}-v_{g,z}\right)\Gamma \tag{1}$$

式中，$v_{p,z}-v_{g,z}$为颗粒与气相之间的速度矢量差，Γ为等效速度环量。

根据场论的相关理论[26]，对于任一单连域内的流体，速度环量Γ、涡量强度I，速度旋度Ω以及单连通域面积A的关系如式（2）和式（3）所示

$$\Gamma = I \tag{2}$$

$$I = 2A\Omega \tag{3}$$

而速度旋度Ω和速度梯度的关系可由式（4）确定

$$\Omega=\frac{1}{2}\left(\frac{\partial v_{p,r}}{\partial z}-\frac{\partial v_{p,z}}{\partial r}\right) \tag{4}$$

$\partial v_{p,r}/\partial z$为该区域内颗粒径向速度分量$v_{p,r}$沿轴向$z$的梯度；$\partial v_{p,z}/\partial r$为颗粒轴向速度分量$v_{p,z}$沿径向$r$的梯度。联立以上各式，并考虑到下行床内径向速度分量的数值远小于轴向分量，即可得到床内任意位置颗粒所受的Kutta-Joukowski横向力F_{K-J}，如式（5）所示。

$$F_{K-J}=\rho_g\left(v_{p,z}-v_{g,z}\right)\left(\frac{\partial v_{p,z}}{\partial r}\right)r \tag{5}$$

该力的方向为，将速度矢量差方向逆环量方向旋转90°。而速度矢量差指的是以颗粒为基准，周围气相运动的相对方向。

在本文中，两相速度差$v_{p,z}-v_{g,z}$数值的确定，是基于本文实测实验数据，并根据曹春社等[27]提出的经验关联式计算，如式（6）所示。

$$u_s=5.478(1-\varepsilon)^{0.539}\left(\frac{Re}{Re_t}\right)^{0.042} \tag{6}$$

由式（5）可见，对于任意微小封闭单连通域内的颗粒群，无论两相速度矢量差$v_{p,z}-v_{g,z}$还是轴向速度的径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r$均不可忽略，则颗粒必然受到Kutta-Joukowski横向力。

为更清晰地揭示下行床内颗粒浓度的轴向分布演变特征，同时直观量化Kutta-Joukowski横向力的作用程度，本文以单颗粒重力为基准对该横向力进行无量纲化处理。无量纲表征可直接体现横向力相对于颗粒自重的相对强度，便于定量分析其对颗粒径向迁移行为及床层浓度分布的重要作用。本文采用Fan等[21]针对作用在单个颗粒上的Kutta-Joukowski横向力，如式（7）所示：

$$F_{K-J}=\rho_g A\left(v_{p,z}-v_{g,z}\right)\left(\frac{\partial v_{p,z}}{\partial r}\right)d_p=\rho_g\frac{\pi}{4}d_p{}^2\left(v_{p,z}-v_{g,z}\right)\left(\frac{\partial v_{p,z}}{\partial r}\right)d_p \tag{7}$$

而单颗粒重力为：

$$G=m_p g=\frac{\pi}{6}d_p^3\rho_p g \tag{8}$$

以单个颗粒重力为特征量对其进行无量纲化，则定义无量纲Kutta-Joukowski横向力，如式（9）所示：

$$F^{*}_{K-J}=\frac{F_{K-J}}{G}=\frac{\rho_g\frac{\pi}{6}d_p{}^2\left(v_{p,z}-v_{g,z}\right)\left(\frac{\partial v_{p,z}}{\partial r}\right)d_p}{\frac{\pi}{6}d_p{}^3\rho_p g}=\frac{\rho_g\left(v_{p,z}-v_{g,z}\right)\left(\frac{\partial v_{p,z}}{\partial r}\right)}{\rho_p g} \tag{9}$$

式中，F^{*}_{K-J}为无量纲 Kutta-Joukowski 横向力；F_{K-J}为单个颗粒所受Kutta-Joukowski横向力，N；ρ_p为颗粒密度，1500 kg/m^3；ρ_g为气相密度，1.169 kg/m^3；d_p为颗粒直径，60 μm；g为重力加速度，9.81 m/s^2。

3　实验数据与结果分析

基于实验测得的数据，对下行床内局部颗粒速度、局部颗粒浓度（固含率）分析如下——需要说明的是，为了避免探针伸入下行床内部太长影响流场结构，同时为了减少探针在测量时上下摆动的振幅，本文实验仅测量了无量纲量纲正半轴（r/R>0）区域内的数据，并对负半轴（r/R>0）范围内数据采用对称方法处理。

3.1　局部颗粒速度的分布

以颗粒流率G_s=100 kg/(m^2·s)为例，不同表观气速条件下颗粒速度的径向分布如图2所示。整体来看，颗粒速度的数值随表观气速递增[28-29]。这是因为颗粒在下行床中受重力和曳力共同作用，气速增加导致气固速度差增大，气体对颗粒的曳力增强。沿着流动方向向下（从上游H=0.78 m到下游H=5.40 m），颗粒速度径向分布呈现出两种不同的变化形态。

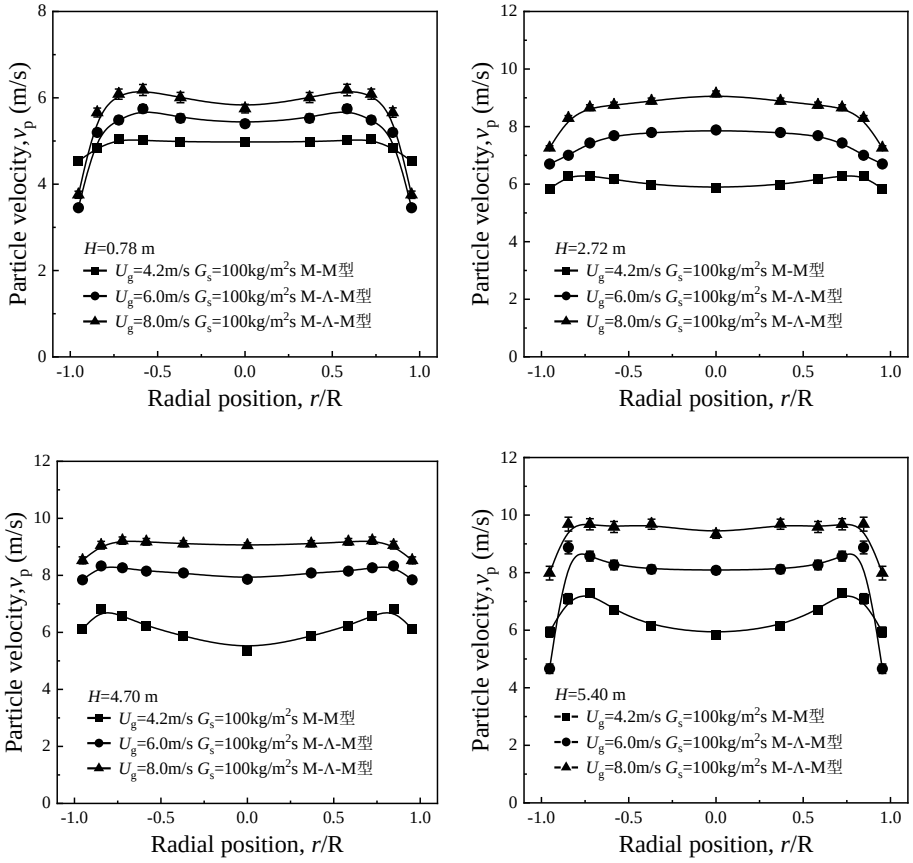


图2　不同表观气速条件下颗粒速度的径向分布

Fig.2　Radial distribution of local particle velocity under varying gas velocities

较低的表观气速U_g=4.2 m/s工况下，颗粒速度径向分布沿轴向始终呈现“M型”（中心处颗粒速度存在局部最低点，近壁区域对称分布两处速度局部最高点）。下行床入口H=0.78m处速度数值由中心沿径向增大，在r/R≈0.72附近达到峰值后逐渐减小，此时颗粒速度径向分布形态可用“M型”描述。沿轴向向下至H=2.72 m~5.40 m位置，颗粒速度依旧由中心向径向递增，在r/R≈0.85附近达到峰值后逐渐减小，此时颗粒速度径向分布仍可用“M型”描述；与上游截面的区别在于峰值位置的偏移——即低气

速时颗粒速度径向分布整体表现为“M-M型”转变(第一类演变)。

在较高表观气速(U_g=6.0、8.0 m/s)条件下,颗粒速度径向分布沿轴向依次完成“M型”向“Λ型”(颗粒速度于床层中心处达最大值)再向“M型”的形态演变。以U_g=6.0 m/s工况为例,H=0.78 m截面位置的颗粒速度数值由中心沿径向增大,在r/R≈0.70附近达到峰值后向边壁降低,径向分布为“M型”。颗粒下行至H=2.72 m,速度峰值出现在床层中心区域,数值则沿径向递减,此时径向分布形态变为“Λ型”。下行至出口H=4.70 m~5.40 m区段,颗粒速度峰值重新出现在r/R≈0.85位置,径向分布再次变为“M型”——即高气速条件下颗粒速度分布沿轴向整体呈现“M-Λ-M型”转变(第二类演变)。

颗粒流率对浓度分布的影响如图3所示,以U_g=8.0 m/s工况为例,颗粒速度随颗粒流率G_s升高整体降低,且高G_s可提高颗粒速度径向分布的均匀程度,该效应在近壁区域更为显著。

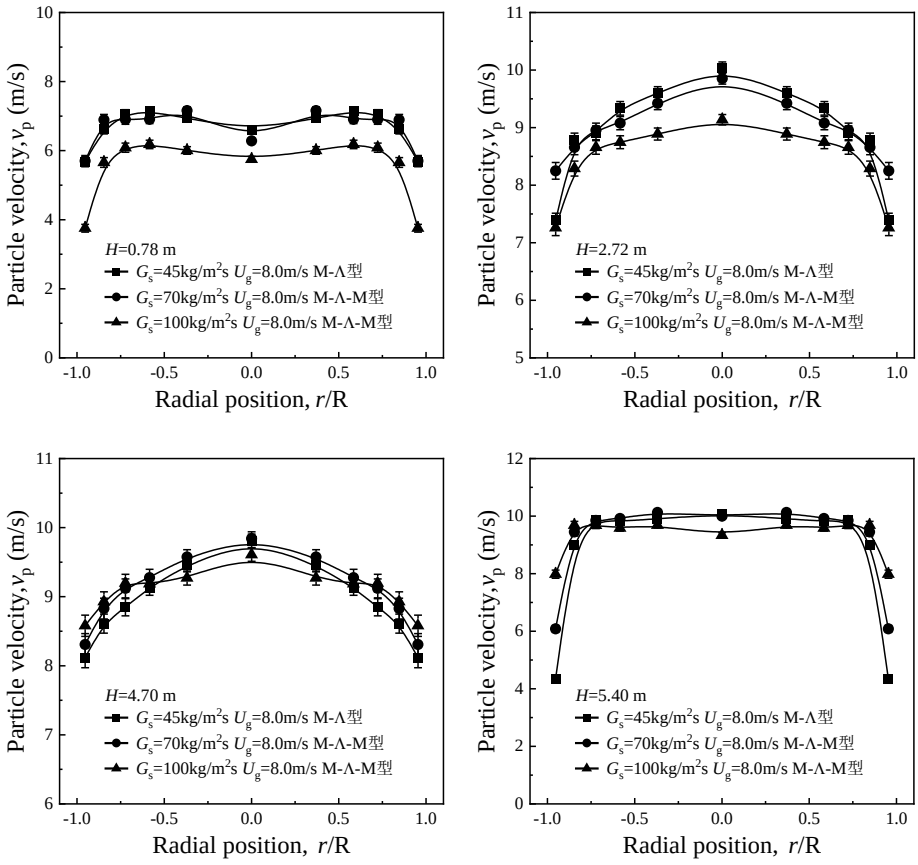


图3 不同颗粒流率条件下颗粒速度的径向分布

Fig.3 Radial distribution of local particle velocity under varying solids flux

沿着两相流动方向,不论颗粒流率G_s大小,中心区颗粒速度径向分布始终趋于均匀,而近壁区(r/R>0.85)颗粒速度的变化随G_s先减小后增大。沿轴向向下,速度径向分布同样呈现两种变化形态:

较低颗粒流率工况G_s=45 kg/(m^2·s)下,颗粒速度径向分布沿轴向整体呈现“M-Λ型”转变——以该工况为例,H=0.78 m截面处颗粒速度沿径向表现为“M型”分布(峰值出现在r/R≈0.65附近),而在下游的H=2.72 m~5.40 m截面区间内颗粒速度径向分布转变为“Λ型”(第三类演变)。

较高颗粒流率(G_s=80、100 kg/(m^2·s))条件下,颗粒速度径向分布沿轴向表现为“M-Λ-M型”转变。以G_s=100 kg/(m^2·s)工况为例,下行床入口H=0.78 m截面,颗粒速度在r/R≈0.72附近达峰值,其径向分布呈“M型”。颗粒下行至H=2.72~4.70 m位置,速度径向分布则转变为“Λ型”。最后在下行床出口H=5.40 m处,颗粒速度径向分布再次恢复为“M型”,速度峰值偏移至r/R≈0.85附近。

综上,无论表观气速还是颗粒流率对颗粒速度径向梯度的“演变”均产生显著的影响,并且相较于

颗粒流率，表观气速的作用更为明显。

3.2 局部颗粒浓度（固含率）的分布

图4、5为不同操作条件下颗粒浓度沿轴向的径向分布。以颗粒流率 G_s=100 kg/(m²·s)为例，由图4可知，表观气速从4.2 m/s提升至8.0 m/s，床内颗粒浓度整体呈下降趋势[30]。中心区域降低幅度较小，边壁区域颗粒浓度下降更为明显。图5则反映了固定表观气速（U_g=4.2 m/s），颗粒流率 G_s 对颗粒浓度分布的影响。结果表明，随 G_s 增大床内颗粒浓度显著上升，其中边壁区域的浓度增幅远大于中心区域，加剧了浓度径向分布的不均匀性[30-31]。

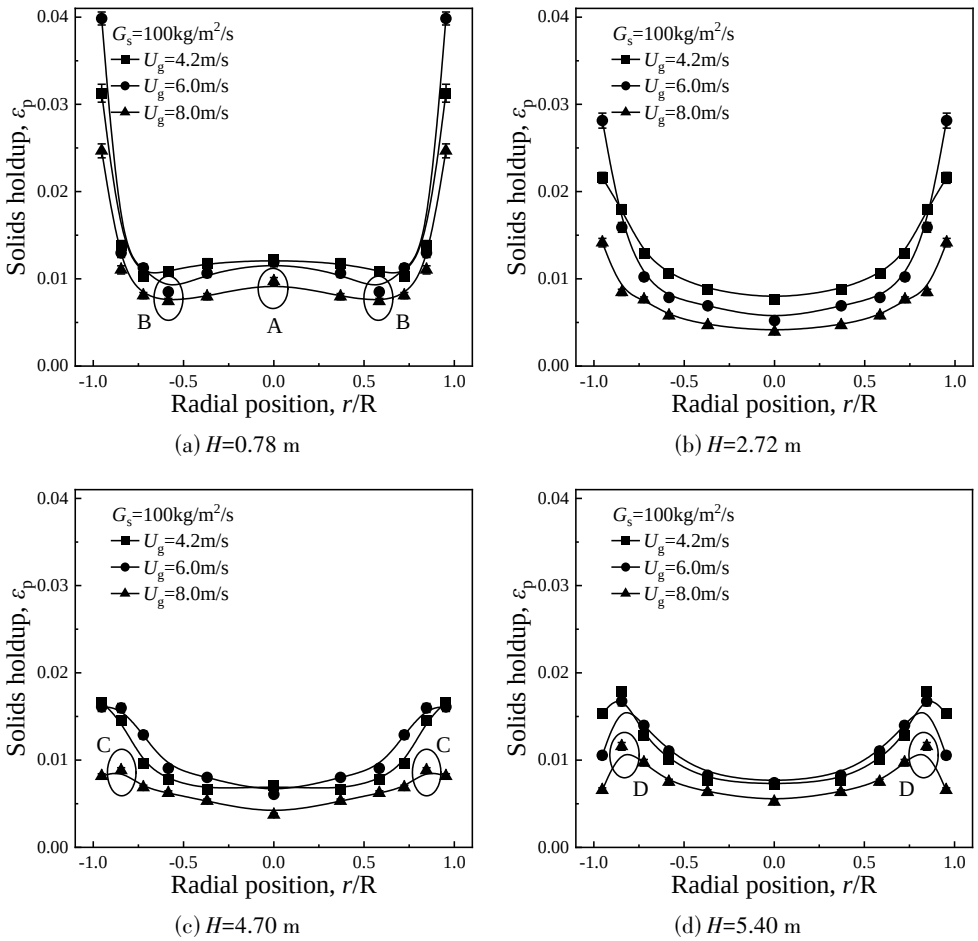


图4　不同表观气速条件下颗粒浓度的径向分布

Fig.4　Radial distribution of solids holdup under varying gas velocities

沿两相流动方向，颗粒浓度径向分布的演化过程为：由入口附近的“W型”（床层中心区域 r/R=0出现浓度局部最高点，沿径向减小至 r/R≈0.70附近出现最低值，后又沿径向增大），逐渐过渡至床层中段的“U型”（数值由中心沿径向增大），最终在出口附近演变为“M型”（颗粒浓度在中心区域出现局部最低值，沿径向增大至 r/R≈0.85附近出现峰值，后沿径向减小）——即沿轴向的变化呈“W-U-M型”转变。图4中固定颗粒流率 G_s=100 kg/(m²·s)，以表观气速 U_g=8.0 m/s为例，入口 H=0.78 m截面处颗粒浓度径向分布呈“W型”，在图4(a)点A处出现浓度局部最高点，沿径向减小至点B处颗粒浓度达最小值。沿轴向向下至 H=2.72 m截面，颗粒浓度在中心区域 r/R=0数值最小，沿径向逐渐增大，即其分布形态呈“U型”。由图4(c、d)可见，在截面 H=4.70 m~5.40 m区段，颗粒浓度径向分布逐渐转变为“M型”：中心区域 r/R=0出现浓度局部最小值，浓度沿径向增大，分别在点C、点D处出现浓度峰值，后又沿径向逐渐减小。并且沿两相流动方向，随轴向位置的提高，图4(d)中D位置的浓度拐点相较于图4(c)更为突出——在Zhang等[12]的研究中也出现了这种分布形态。

然而，本文实验并未观测到Zhang等[12,15]和

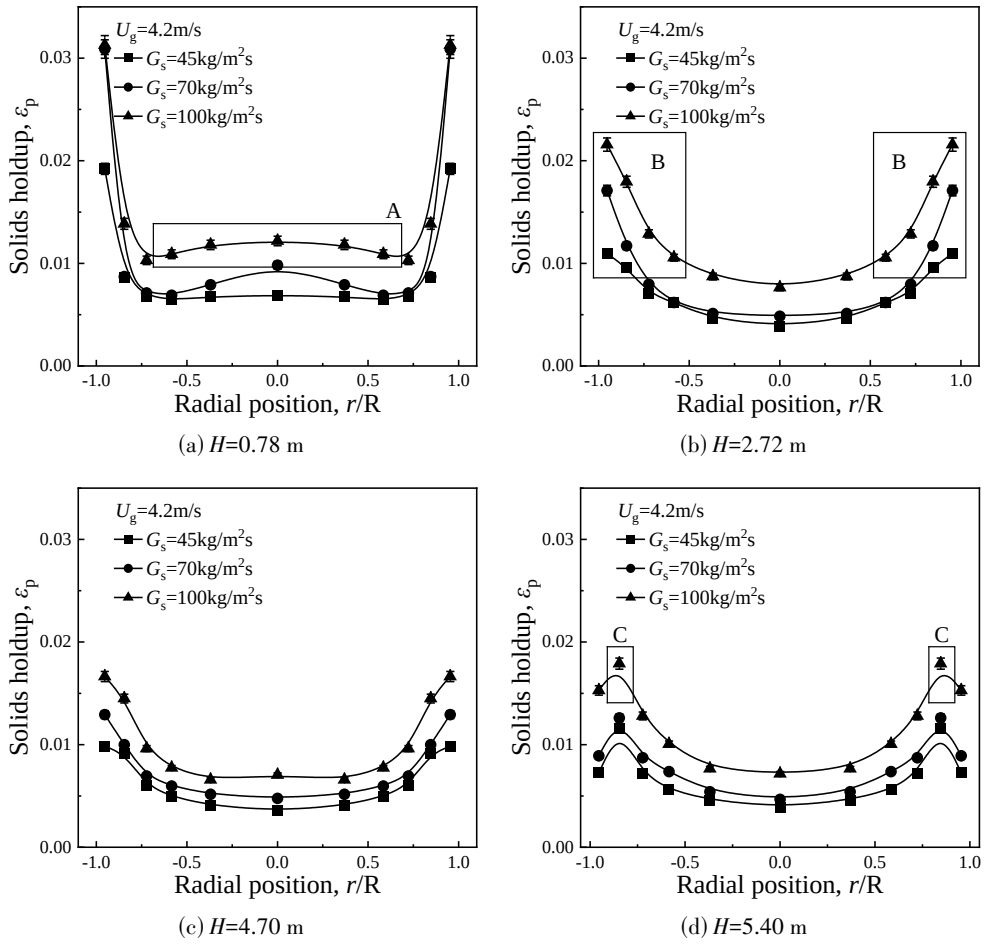


图5 不同颗粒流率条件下颗粒浓度的径向分布

Fig.5 Radial distribution of solids holdup under varying solids flux

Cheng等[16]报道的颗粒浓度中心浓,边壁稀的“反环-核结构”。这主要是因为Zhang等[12]所采用的下行床高度为9.3 m,而本文实验装置的下行床为5.7 m。较短的下行距离使下行床内颗粒流动尚未得到充分发展,导致上述差异的出现。此外,沿轴向向下,颗粒浓度的径向分布整体趋于均匀,这一现象在较高表观气速(U_g=8.0 m/s)与较低颗粒流率(G_s=45 kg/(m²·s))下表现得更为显著。

下行床内固含率径向分布沿轴向整体上均呈“W-U-M型”变化过程,而局部固含率峰值位置的改变则说明颗粒下行过程中,存在着横向输运。如图5所示,以U_g=4.2 m/s、G_s=100 kg/(m²·s)工况为例,由截面0.78 m至2.72 m再至4.70 m,图5(a)中心附近的局部高浓度区域A逐渐消失,转变成为典型的环核结构,此时只在图5(b、c)所示的边壁附近观察到密相区域B。这说明在H=0.78 m~2.72 m的下行过程中,部分颗粒发生了由中心向边壁的径向迁移。而至5.40 m截面处,浓度峰值出现在图5(d)中C区域,即无量纲径向位置r/R=0.85附近,即该区域流场内存在颗粒的向心输运以及中心区颗粒的向外运动。

上述颗粒浓度径向分布的复杂变化,是由气固两流场的非均匀性尤其速度径向分布所决定的。作为反应器内局部流场运动产生的力,Kutta-Joukowski横向力可用于分析颗粒的径向输运。针对上述固含率径向分布沿轴向的演变过程,详见下文Kutta-Joukowski横向力分析。

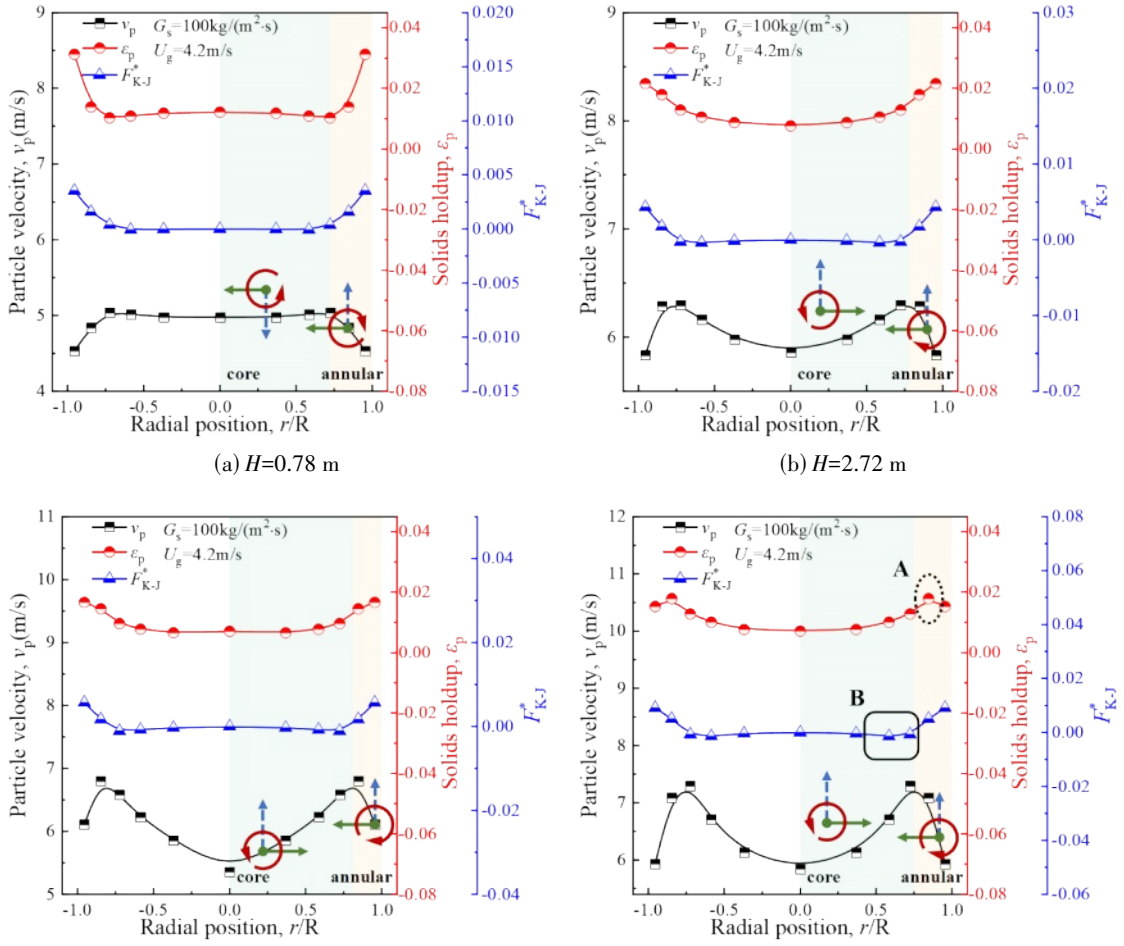
3.3 下行床内Kutta-Joukowski横向力及颗粒浓度径向梯度的变化分析

设柱坐标中的z轴正方向朝下,根据场论的理论,环量方向数值为正为顺时针方向。则可根据第2节所述,判断颗粒在下行过程中所受Kutta-Joukowski横向力方向的变化,由此可进一步分析该横向力对颗粒沿径向方向的输运,由此解释上述“W-U-M型”固含率径向分布的演变过程。

为描述方便,下文针对颗粒浓度展开的详细分

析均在无量纲径向正半轴区间范围内(r/R>0)进行讨论。

3.3.1　颗粒速度M-M型分布对应的固含率变化分析　图6给出了颗粒速度径向分布沿轴向始终保持“M型”分布时,颗粒局部速度、局部固含率和无量纲Kutta-Joukowski横向力的径向分布(第一类演变)。



(a) H=0.78 m　(b) H=2.72 m

(c) H=4.70 m　(d) H=5.40 m

图6　颗粒速度“M-M型”分布下固含率及F^*_{K-J}力轴向变化示意图

Fig.6　Axial variation of solids holdup and F^*_{K-J} force under “M-M type” particle velocity distribution

如图6(a)所示,在下行床入口处,该轴向位置中心区域(core)颗粒速度沿径向数值增大,但因z轴向上为正方向,则颗粒速度的径向梯度满足$\partial v_{p,z}/\partial r<0$,此时速度旋度$\Omega=-\frac{1}{2}\partial v_{p,z}/\partial r>0$,对应的环量$\Gamma=I=2A\Omega>0$方向为逆时针。另一方面,入口处的颗粒处于加速阶段,气相速度高于固相速度,气固速度差的方向向下,即$v_p<v_g$(如图6(a)中心区域蓝色箭头所示)。根据前文所述,Kutta-Joukowski横向力的方向是将指向下的速度矢量差沿顺时针(逆环量)方向旋转90°,则该区域作用于颗粒群上的F_{K-J}由边壁指向中心(如图6(a)中心区域绿色箭头所示)。

图6(b)中近壁区域(annular)的颗粒速度数值沿径向减小,则速度径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r>0$,对应旋度$\Omega<0$、环量$\Gamma<0$方向为顺时针。由于壁面附近气相速度近似为0,颗粒速度的数值大于气相速度$v_p>v_g$,因此气固速度差方向向上(图6(a)中近壁区域蓝色箭头所示)。同样,将指向上的速度矢量差沿逆时针(逆环量)方向旋转90°,该区域内颗粒受F_{K-J}方向由壁面指向中心(图6(a)中近壁区域绿色箭头所示)。

因此,图6(a)中不同径向位置颗粒所受F_{K-J}力均指向床层中心,这种受力状态意味着存在颗粒向中心迁移的运动趋势。这种径向运动趋势在下游截面处的颗粒浓度分布中得以体现,表现为中心区和边壁区颗粒浓度梯度的减小,颗粒浓度曲线变得更为平坦,如图6(b)所示。

图6(b)~(d)分别为H=2.72 m、4.70 m和5.40m截

面颗粒速度的径向分布。床中心区域的颗粒速度的数值沿径向递增，则速度的径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r<0$，对应旋度$\Omega>0$，环量$\Gamma>0$方向为逆时针。在这个轴向区段，颗粒速度逐渐增大并已超过气相速度，即$v_p>v_g$，气固矢量差方向向上（如图6(b)~(d)中心区域蓝色箭头所示）。将指向上的速度矢量差逆环量方向旋转90°，得到由中心指向边壁的F_{K-J}力。在近壁区域，颗粒速度沿径向的数值减小，颗粒速度径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r>0$，环量$\Gamma<0$方向为顺时针。壁面附近速度差同样为向上（如图6(b)~(d)近壁区域蓝色箭头所示），同理可判断该区域颗粒所受F_{K-J}力的作用方向由壁面指向中心。

正是在上述边壁区指向中心、中心区指向边壁的Kutta-Joukowski横向力的共同作用下，使得边壁区颗粒向内迁移，中心区颗粒向外输运。最终使颗粒浓度的峰值出现在$r/R\approx0.85$附近，形成图6(d)中区域A标示的拐点。且在同一轴向位置，F^*_{K-J}力在图6(d)所示的B区域同样出现拐点，其变化特点与颗粒浓度径向分布变化特征相似。

3.3.2 颗粒速度“M-Λ型”分布对应的固含率变化分析 图7是颗粒速度径向分布由上游“M型”转变为中下游“Λ型”时，颗粒局部速度、局部固含率和无量纲Kutta-Joukowski横向力的径向分布（第三类演变）。

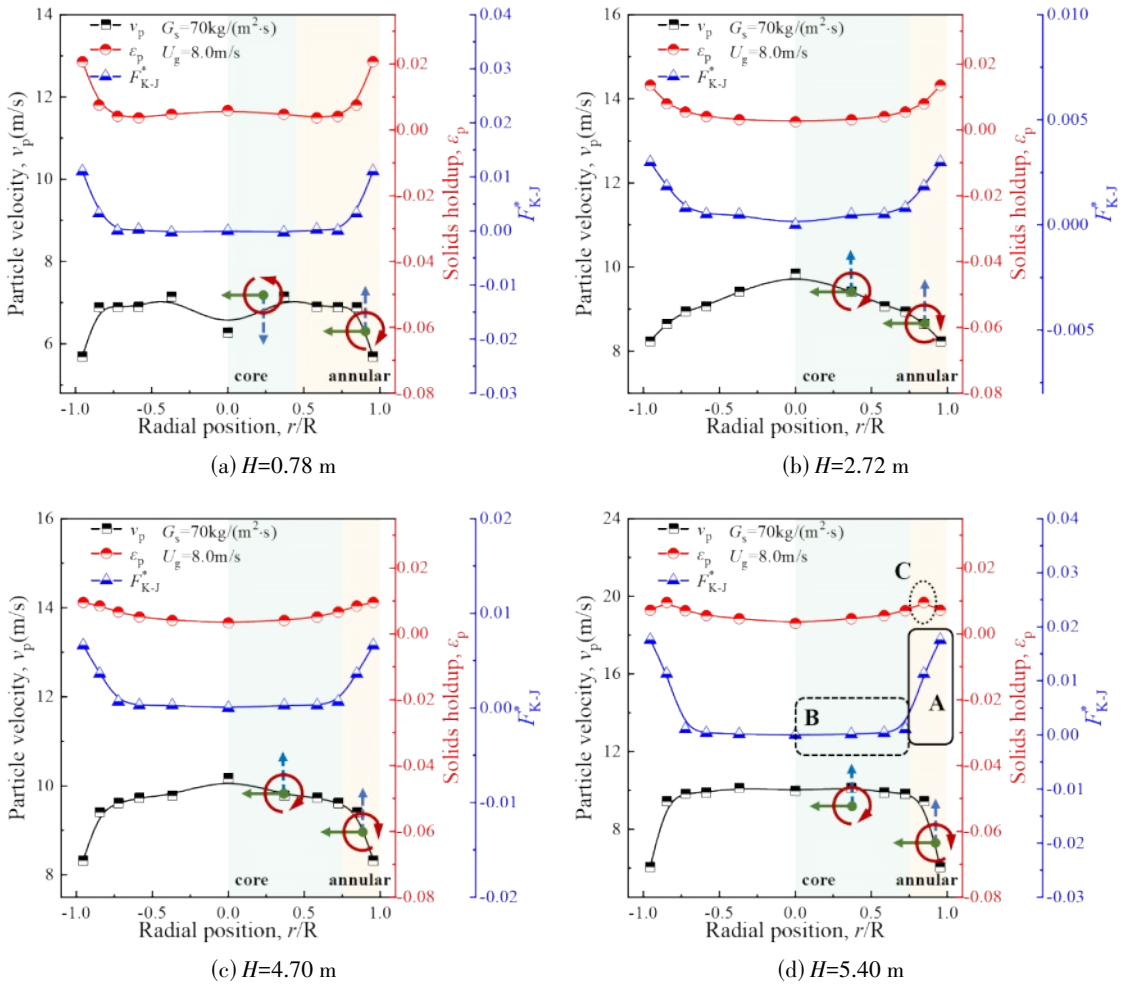


图7 颗粒速度“M-Λ型”分布下固含率及F^*_{K-J}力轴向变化示意图

Fig.7 Axial variation of solids holdup and F^*_{K-J} force under “M-Λ type” particle velocity distribution

如图7(a)所示，在下行床入口处，F_{K-J}作用方向与第一类演变过程中同一位置处类似：H=0.78 m截面处中心区域的颗粒速度数值沿径向增大，因z轴向上为正方向，其径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r<0$，对应旋度$\Omega>0$，环量$\Gamma>0$方向为逆时针。且由于下行床入口处颗粒处于加速段，其速度小于气相速度，因此气固速度矢量差方向向下，即$v_p<v_g$（如图7(a)中心区域蓝色箭头所示）。将向下的速度矢量差方向逆环量方

向(顺时针)旋转90°得到F_{K-J}的方向,即该区域颗粒受F_{K-J}力的作用方向为由壁面指向中心(如图7(a)中心区域绿色箭头所示)。在相同截面位置近壁区域,颗粒速度径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r>0$,对应旋度$\Omega<0$、环量$\Gamma<0$方向为顺时针,同样由于壁面附近气相速度近似为0,气固速度差方向向上,即$v_p>v_g$(如图7(a)近壁区域蓝色箭头所示)。将向上的速度矢量差方向逆时针旋转90°,该区域颗粒所受F_{K-J}力作用方向仍为由壁面指向中心(如图7(a)近壁区域绿色箭头所示)。

由图7(a)可知,该截面各径向位置处颗粒所受F_{K-J}力均由边壁指向中心。从而使颗粒向床层中心产生径向迁移。且这种径向输运趋势延续至下游截面,变现为图7(b)中颗粒浓度径向分布趋于均匀。

图7(b)~(d)分别表示H=2.72 m、4.70 m和5.40 m截面的颗粒速度径向分布。该轴向范围内,颗粒速度径向分布形态一致:中心及边壁区域颗粒速度均沿径向减小,即颗粒速度径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r<0$,对应旋度$\Omega>0$,环量$\Gamma>0$方向为逆时针。床中心颗粒经过加速后速度超过气相速度即$v_p>v_g$,同时壁面附近气相速度近似为零,因此在中心和边壁区的气固速度矢量差方向都向上(如图7(b)~(d)中心及近壁区域蓝色箭头所示)。根据相同的方法,可知该轴向段内床层中心和边壁区域颗粒所受F_{K-J}力均为由边壁指向床层中心(如图7(b)~(d)中心及近壁区域绿色箭头所示)。

由图7(d)可知,下行床出口截面的中心区和边壁区内,Kutta-Joukowski横向力方向仍指向床层中心。在此作用下,中心区域颗粒浓度不断增大。同时,图7(d)边壁区域A的颗粒速度径向梯度及气固两相速度差均高于中心区域B,从而使边壁处的F_{K-J}力对颗粒群的作用更为显著,最终颗粒浓度在无量纲径向位置r/R≈0.85形成峰值,对应图7(d)中C区域的浓度分布拐点。

3.3.3 颗粒速度“M-Λ-M型”分布对应的固含率变化分析 图8是颗粒速度径向分布呈“M-Λ-M型”演化时,颗粒局部速度、局部固含率和无量纲Kutta-Joukowski横向力的径向分布(第二类演变)。

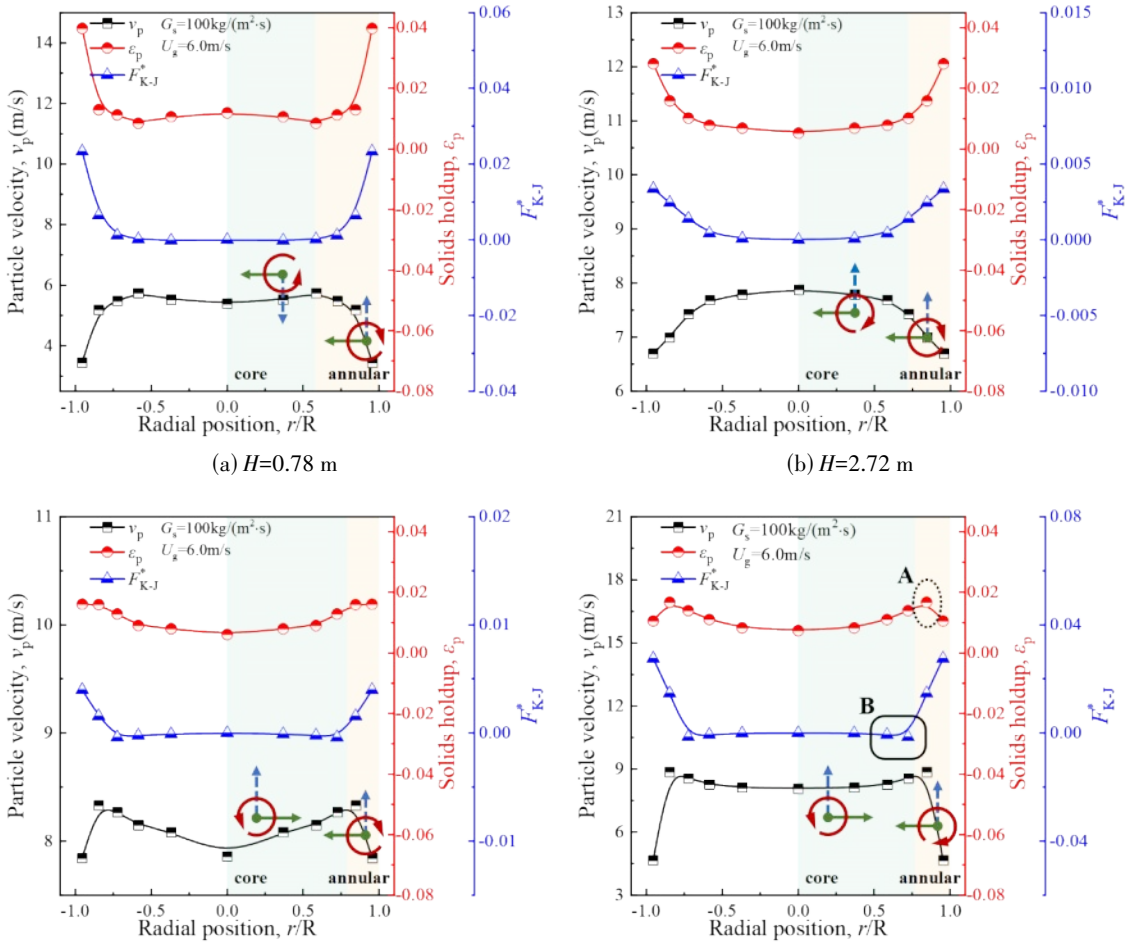
采用前述相同的分析方法:如图8(a)所示,下行床入口H=0.78 m截面中心区域颗粒速度径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r<0$,对应旋度$\Omega>0$,环量$\Gamma>0$方向为逆时针。该区域颗粒速度小于气相速度$v_p<v_g$,气固速度矢量差方向向下(如图8(a)中心区域蓝色箭头所示),将其逆环量顺时针旋转90°后可得,入口中心区域颗粒所受F_{K-J}力作用方向为由边壁指向中心(如图8(a)中心区域绿色箭头所示)。相同截面边壁区域颗粒速度径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r>0$,对应旋度$\Omega<0$、环量$\Gamma<0$方向为顺时针,气相速度矢量差方向为向上,即$v_p>v_g$(如图8(a)近壁区域蓝色箭头所示),将其逆环量方向逆时针旋转90°,得到边壁区域颗粒所受F_{K-J}作用方向也由边壁指向中心(如图8(a)近壁区域绿色箭头所示)。

在下行床中段H=2.72 m(图8(b)),中心及边壁区域颗粒速度径向梯度均为$\partial v_{p,z}/\partial r>0$,对应旋度$\Omega<0$、环量$\Gamma<0$方向为顺时针。经过加速,中心与边壁区域颗粒速度均大于气相速度$v_p>v_g$,气固速度矢量差方向均向上(如图8(b)中心及边壁区域蓝色箭头所示)。据此判定,该轴向不同径向位置的颗粒所受F_{K-J}力均由边壁指向床层中心(图8(b)中心及边壁区域绿色箭头所示)。

中、上游不同径向位置颗粒所受F_{K-J}力均为由边壁指向床层中心,则颗粒沿径向向床层中心迁。同时,中心区及边壁区内颗粒速度径向梯度均减小,使颗粒速度径向分布趋于均匀。

在下行床下游区域(图8(c)、(d)),床层中心区域颗粒速度径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r<0$,对应旋度$\Omega>0$,环量$\Gamma>0$方向为逆时针,此时颗粒速度高于气相速度$v_p>v_g$,气固速度矢量差方向向下,因此中心区域颗粒受$F_{K-J}$力作用方向为由中心指向边壁(如图8(b)中心区域绿色箭头所示);边壁区域颗粒速度径向梯度$\partial v_{p,z}/\partial r>0$,对应旋度$\Omega<0$、环量$\Gamma<0$方向为顺时针,气固速度矢量差方向向上,即$v_p>v_g$,该区域颗粒所受$F_{K-J}$力方向为由边壁指向床层中心(图8(b)近壁区域绿色箭头所示)。

在上述轴向高度范围内,在中心区指向边壁和边壁区指向中心的Kutta-Joukowski横向力的作用下,中心区颗粒向边壁输送、边壁区颗粒向中心迁移,颗粒下行至出口处在无量纲径向位置r/R≈0.85处出现浓度峰值,对应图8(d)中A区域。同时,图8(d)中F^*_{K-J}力在B区域同样出现了拐点。结合前文分析可以看出,该横向力的径向分布演变特点与颗粒浓度的径向分布的变化特征“契合”,说明该横向力对下行床内对颗粒浓度径向形态的形成、演化具有关键影响。



(a) H=0.78 m (b) H=2.72 m

(c) H=4.70 m (d) H=5.40 m

图8 颗粒速度“M-Λ-M型”分布下固含率及F^*_{K-J}力轴向变化图

Fig.8 Axial variation of solids holdup and F^*_{K-J} force under “M-Λ-M type” particle velocity distribution

4 结 论

基于实验数据并结合空气动力学理论分析，考察下行床内颗粒速度、浓度径向分布，分析了Kutta-Joukowski横向力对颗粒浓度分布的关键作用，得到以下结论：

(1)表观气速的增加及颗粒流率的降低均会降低整体颗粒速度，且表观气速对颗粒速度径向分布的影响显著强于颗粒流率。

(2)下行床内颗粒速度径向分布沿轴向表现出三类演变特征：“M-M型”、“M-Λ型”、“M-Λ-M型”。

(3)减小表观气速或增加颗粒流率会导致颗粒浓度整体增加，且边壁区域的浓度增幅较大于中心区域，加剧了浓度径向分布的不均匀性。

(4)下行床内颗粒浓度径向分布沿轴向呈现“W-U-M型”演变规律：入口附近表现为“W型”(中心区域出现局部高浓度，近壁对称分布两处浓度最低点)，中段转变为“U型”(中心低、边壁高)，出口附近演变为“M型”(中心局部低浓度，峰值出现在r/R≈0.85附近)。该演变过程反映了颗粒在轴向运动过程中存在的横向输运行为。

(5)Kutta-Joukowski横向力作为气固两相流流场作用的产物，对解释颗粒浓度的径向分布特性具有关键作用。基于三类颗粒速度分布下固含率径向分布沿轴向演化的分析表明，该横向力的方向特征反映床层内固含率的径向分布变化状态，且该横向力的径向分布与颗粒浓度径向分布形态高度契合，说明其对下行床内颗粒浓度径向形态的形成及演化规律具有重要影响。

符 号 说 明

A ——单连通域面积，m²

$F_{K\text{-}J}$ ——Kutta-Joukowski横向力，N

F^*_{K-J} ——无量纲Kutta-Joukowski横向力

g——重力加速度，9.81 m/s^2

G_s——颗粒流率，kg/(m^2·s)

H——反应器内测点截面高度，m

I——涡量强度，s^{-1}

r——反应器内径向坐标，m

R——反应器半径，m

Re——Reynolds数

Re_t——终端速度Reynolds数

u_s——滑落速度($=v_{p,z}-v_{g,z}$)，m/s

U_g——表观气速，m/s

v_g——气相表观速度，m/s

$v_{g,z}$——气体轴向速度分量，m/s

v_p——颗粒速度，m/s

$v_{p,r}$——颗粒径向速度分量，m/s

$v_{p,z}$——颗粒轴向速度分量，m/s

Γ——速度环量，m^2/s

ε——局部床层空隙率，%

ρ_g——气相密度，kg/m^3

ρ_p——颗粒密度，kg/m^3

Ω——速度旋度，s^{-1}

下角标

g——气相

p——颗粒

r——径向

s——固相

z——轴向

参考文献

[1] Wu C N, Cheng Y, Jin Y. Understanding riser and downer based fluid catalytic cracking processes by a comprehensive two-dimensional reactor model[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2009, **48**(1): 12-26.

[2] Liu Y C, Wu Y Y, Shi X G, et al. 3D CPFD simulation of circulating fluidized bed downer and riser: comparisons of flow structure and solids back-mixing behavior[J]. Processes, 2020, **8**(2): 161.

[3] Zhao Y Z, Cheng Y, Wu C N, et al. Eulerian - Lagrangian simulation of distinct clustering phenomena and RTDs in riser and downer[J]. Particuology, 2010, **8**(1): 44-50.

[4] Yan Z H, Wang D D, Wu L N, et al. Mixing effects of high-speed jets in gas-solid riser and downer reactors[J]. Particuology, 2024, **92**: 196-209.

[5] Deng R S, Wei F, Liu T F, et al. Radial behavior in riser and downer during the FCC process[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2002, **41**(3): 259-266.

[6] Shaikh A A, Al-Mutairi E M, Ino T. Modeling and simulation of a downer-type HS-FCC unit[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2008, **47**(23): 9018-9024.

[7] 祁春鸣, 俞芷青, 金涌, 等. 气-固并流下行快速流态化的研究(I)[J]. 化工学报, 1990, **41**(3): 273-280.
Qi C M, Yu Z Q, Jin Y, et al. Hydrodynamics of concurrent downflow fast fluidization (I) [J]. CIESC Journal, 1990, **41**(3): 273-280.

[8] 祁春鸣, 金涌, 俞芷青, 等. 气-固并流下行快速流态化的研究(Ⅱ)[J]. 化工学报, 1990, **41**(3): 281-290.
Qi C M, Jin Y, Yu Z Q, et al. Hydrodynamics of concurrent downflow fast fluidization (Ⅱ) [J]. CIESC Journal, 1990, **41**(3): 281-290.

[9] 杨勇林, 金涌, 俞芷青, 等. 气固并流下行快速流化床反应器颗粒运动规律的研究[J]. 石油化工, 1991, **20**(11): 765-770.
Yang Y L, Jin Y, Yu Z Q, et al. Particle flow patterns in a gas-solid cocurrent downflow fast fluidized bed[J]. Petrochemical Technology, 1991, **20**(11): 765-770.

[10] 王成秀. 循环流化床反应器的增浓—高密度提升管及下行床流体力学特性研究[D]. 东营: 中国石油大学(华东), 2014.
Wang C X. Increasing the density of circulating fluidized bed reactors—hydrodynamics in high-density riser and downer[D]. Dongying: China University of Petroleum (Huadong), 2014.

[11] Bai D R, Jin Y, Yu Z Q, et al. The axial distribution of the cross-sectionally averaged voidage in fast fluidized beds[J]. Powder Technology, 1992, **71**(1): 51-58.

[12] Zhang H, Zhu J X, Bergougnou M A. Hydrodynamics in downflow fluidized beds (1): solids concentration profiles and pressure gradient distributions[J]. Chemical Engineering Science, 1999, **54**(22): 5461-5470.

[13] Wang C X. High density gas-solids circulating fluidized bed riser and downer reactors[D]. London: Western University, 2013.

[14] Hu H, Huo D X, Jin W X, et al. Transverse force on the particles in gas - solid two-phase: Riser *vs*. Downer[J]. Chemical Engineering Science, 2026, **321**: 122991.

[15] Zhang H, Zhu J X. Hydrodynamics in downflow fluidized beds (2): Particle velocity and solids flux profiles[J]. Chemical Engineering Science, 2000, **55**(19): 4367-4377.

[16] Cheng Y, Wu C N, Zhu J X, et al. Downer reactor: From fundamental study to industrial application[J]. Powder Technology, 2008, **183**(3): 364-384.

[17] Wang C X, Li C Y, Zhu J, et al. A comparison of flow development in high density gas-solids circulating fluidized bed downer and riser reactors[J]. AIChE Journal, 2015, **61**(4): 1172-1183.

[18] Kim Y N, Wu C N, Cheng Y. CFD simulation of hydrodynamics of gas - solid multiphase flow in downer reactors: revisited[J]. Chemical Engineering Science, 2011, **66**(21): 5357-5365.

[19] 魏飞, 祝京旭. 气固下行流化床反应器 Ⅲ气、固混合[J]. 化学反应工程与工艺, 1996, **12**(4): 429-437.
Wei F, Zhu J X. Cocurrent gas solid downflow fluidized bed (downer) reactors[J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 1996, **12**(4): 429-437.

[20] Fan Y P, E C L, Shi M X, et al. Diffusion of feed spray in fluid catalytic cracker riser[J]. AIChE Journal, 2010, **56**(4): 858-868.

[21] Fan Y P, Li C, Fan H W, et al. Core-Annulus radial solids concentration distribution in riser[J]. Chemical Engineering Science, 2018, **192**: 318-334.

[22] 赵亚飞, 范怡平, 吕涵, 等. 下行床内Kutta-Joukowski横向力与颗粒浓度径向分布[J]. 高校化学工程学报, 2020, **34**(2): 420-431.
Zhao Y F, Fan Y P, Lü H, et al. Radial distributions of Kutta-Joukowski force and particle concentration in a downer[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2020, **34**(2):

420−431.

[23] 朱华兴, 王景效, 许建良, 等. 双出口分级气流床气化炉内颗粒速度和浓度分布[J]. 化工学报, 2022, **73**(10): 4355−4365.
Zhu H X, Wang J X, Xu J L, et al. Particle velocity and concentration distribution in double−exit staged entrained−flow gasifier[J]. CIESC Journal, 2022, **73**(10): 4355−4365.

[24] 李瑞萱. 气体驱动的逆液固流化床液体及颗粒循环速度的研究[D]. 天津: 天津大学, 2022.
Li R X. Studies on liquid and particle circulation velocities of the gas−driven inverse liquid−solid fluidized bed[D]. Tianjin: Tianjin University, 2022.

[25] Li Y Z, Zhai G W, Zhang H T, et al. Experimental and predictive research on solids holdup distribution in a CFB riser[J]. Powder Technology, 2019, **344**: 830−841.

[26] 陈材侃. 计算流体力学[M]. 重庆: 重庆出版社, 1992.
Chen C K. Computational Fluid Mechanics [M]. Chongqing: Chongqing Publishing Group, 1992.

[27] 曹春社, 金涌, 俞芷青, 等. 并流下行循环流化床中气固速度剖面以及滑落现象的研究[J]. 化工学报, 1995, **46**(2): 180−187.
Cao C S, Jin Y, Yu Z Q, et al. Gas−solids velocity profiles and slip phenomenon in a cocurrent downflow circulating fluidized bed[J]. CIESC Journal, 1995, **46**(2): 180−187.

[28] Sun Z N, Zhu J, Zhang C. Numerical study on the hydrodynamics in high−density gas−solid circulating fluidized bed downer reactors[J]. Powder Technology, 2020, **370**: 184−196.

[29] Yang Y L, Jin Y, Yu Z Q, et al. The particle velocity distribution in a riser of dilute circulating fluidized bed[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 1991, (2): 182−191.

[30] Li Z M, Han Y X, Sun Y S, et al. Gas−solid flow characteristics in downstream reactor[J]. Powder Technology, 2025, **464**: 121307.

[31] 宋大山. 高密度循环流化床聚团特性对反应性能的影响[D]. 北京: 中国石油大学(北京), 2024.
Song D S. The influence of cluster properties in high−density firculating fludized bed on reaction performance[D]. Beijing: China University of Petroleum (Beijing), 2024.