

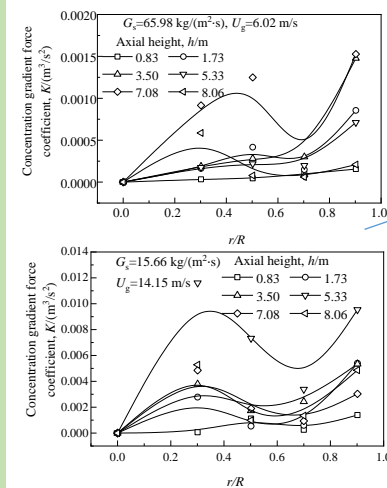


Characteristics of particle concentration gradient force in riser

Yafei ZHAO, Yiping FAN*, Han LÜ, Yang ZHAO

College of Mechanical and Transportation Engineering, China University of Petroleum (Beijing), Beijing 102249, China

Abstract: The particles in the riser are exerted by the Kutta-Joukowski transverse force and the concentration gradient force simultaneously in the radial direction. Thereby a great number of particles gather near the wall, as a result, a stable core-annulus structure occurs. Based on the experimental data, the radial distribution characteristics of the particle concentration gradient were analyzed. In addition, according to the proposed the relationship of the Kutta-Joukowski transverse force to the concentration gradient force, the expressions of the concentration gradient force, $F_\rho = K(d\rho/dr)A$, and that of the concentration



$$K = \frac{-\rho_g (v_{g,z} - v_{p,z}) \frac{\partial v_{p,z}}{\partial r} r}{\left| \frac{d\rho}{dr} + \frac{d^2\rho}{dr^2} r \right|}$$

gradient force coefficient $K = [-\rho_g(v_g - v_p)(\partial v/\partial r)r]/[d\rho/dr + (d^2\rho/dr^2)r]$ were presented. The concentration gradient force on the particles in riser was dependent on the concentration gradient force coefficient. Radial profiles of the concentration gradient force coefficient (K) in the riser was given and the influences of operating parameters were investigated. The results showed that the value of the concentration gradient force coefficient was 0 at riser center while the radial distribution assumed the N-profile. The concentration gradient force coefficient increased with the increasing of the superficial gas velocity. The value of the coefficient in the fully developed zone of the riser was significantly higher than that in the acceleration zone as well as the outlet constraint zone. Based on the analysis results, the empirical correlation of K in riser was established.

Key words: Kutta-Joukowski transverse force; concentration gradient force; concentration gradient force coefficient; formulation

收稿: 2019-06-27, 修回: 2019-09-26, 网络发表: 2019-10-28, Received: 2019-06-27, Revised: 2019-09-26, Published online: 2019-10-28

作者简介: 赵亚飞(1993-), 男, 河北省邢台市人, 硕士研究生, 化工过程机械专业, E-mail: 971377268@qq.com; 范怡平, 通讯联系人, E-mail: fanyipin2002@yahoo.com.

引用格式: 赵亚飞, 范怡平, 吕涵, 等. 提升管内颗粒浓度梯度力的特性. 过程工程学报, 2020, 20(5): 557-568.

Zhao Y F, Fan Y P, Lü H, et al. Characteristics of particle concentration gradient force in riser (in Chinese). Chin. J. Process Eng., 2020, 20(5): 557-568, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.219245.

提升管内颗粒浓度梯度力的特性

赵亚飞, 范怡平*, 吕涵, 赵洋

中国石油大学(北京)机械与储运工程学院, 北京 102249

摘要: 由于 Kutta-Joukowski 横向力与浓度梯度力的共同作用, 提升管内颗粒沿径向在边壁大量聚集并形成稳定的环-核结构。根据实验数据, 分析了颗粒浓度梯度的径向分布特征, 考察了不同操作条件下浓度梯度力系数 K 的分布特性。由 Kutta-Joukowski 横向力与浓度梯度的关系, 提出了浓度梯度力的表达式 $F_p = K(d\rho/dr)A$ 及浓度梯度力系数 K 的表达式 $K = [-\rho_g(v_g - v_p)(\partial v/\partial r)r]/[d\rho/dr + (d^2\rho/dr^2)r]$ 。提升管内颗粒群受到的浓度梯度力与浓度梯度力系数 K 有关。浓度梯度力系数 K 在提升管中心处为 0, 沿提升管径向呈“N”型分布, 随表观气速增加而增加; 提升管内充分发展段 K 的数值明显大于提升管加速区和出口约束区, 总结了浓度梯度力系数 K 的经验关联式。

关键词: Kutta-Joukowski 横向力; 浓度梯度力; 浓度梯度力系数; 公式化

中图分类号: TQ016 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2020)05-0557-12

1 前言

提升管催化裂化是重油催化裂化的重要技术^[1], 但提升管内颗粒浓度分布不均匀严重影响了产品收率。提升管内径向分布的不均匀结构^[2-8], 即颗粒的环-核结构, 大多研究将其原因归结于局部压降理论^[9]、气固相间的曳力理论^[10]和湍流扩散理论^[11], 并未给出具有说服力的定量分析。提升管内颗粒的径向分布不均匀明显是在力的作用下形成的, 因此需要对提升管内颗粒的受力进行分析。

颗粒所受的横向力主要有热泳力、贝赛特力、马格努斯力和萨夫曼力。根据相关研究^[12-17]可知, 热泳力与温度梯度有关, 冷模试验中温度梯度基本为零, 但颗粒浓度不均匀结构依然存在。贝赛特力主要涉及瞬时加速、减速运动的颗粒受力, 属瞬时力, 而颗粒的实际加速减速方向往往很难预测, 不可能存在所有颗粒同时朝同一方向加速或减速。此外, 提升管内颗粒的环-核结构具有时均性, 在分析其受力时需使用时均性质的力, 而非瞬时力。萨夫曼力在主流区域的作用很小, 一般可忽略, 只在边界层内考虑。马格努斯力与颗粒旋转有关, 但提升管中某一区域内所有颗粒不会都朝一个方向旋转。因此, 这些力均不能用于解释颗粒浓度径向分布不均匀。Fan 等^[12]、李晨等^[18,19]从颗粒群受力的角度分析了提升管内颗粒浓度的径向分布, 根据空气动力学理论及场论, 引入 Kutta-Joukowski 横向力, 方向指向边壁且力的大小与滑落速度、颗粒速度梯度有关, 解释了提升管内

颗粒浓度不均匀分布。颗粒沿径向一定受到一个与 Kutta-Joukowski 横向力相平衡的力, 即由浓度势产生的浓度梯度力, 使颗粒的径向分布保持相对平衡。正是这一对相互平衡的力存在, 提升管内才会形成稳定的环-核结构, 因此该结构的存在是 Kutta-Joukowski 横向力与浓度梯度力共同作用的结果。Fan 等^[12]、李晨等^[18,19]对 Kutta-Joukowski 横向力进行了研究, 本工作着重研究这对平衡力中另外一个力——浓度梯度力。

李晨^[18]根据浓度梯度力与颗粒浓度的分布特征提出了浓度梯度力的计算方法, 并确定了浓度梯度力系数 K 的表达式, 其提出的浓度梯度力的计算方法是基于浓度梯度力与颗粒浓度的径向分布, 即沿径向的分布特征相似。但本工作根据公开发表的实验数据, 对浓度梯度力进行了分析, 推导出更全面的浓度梯度力的计算方法及浓度梯度力系数 K 的表达式, 分析了操作条件对浓度梯度力系数 K 分布特征的影响。本工作提出了浓度梯度力系数 K 的经验模型式, 可供工程设计参考。

2 浓度梯度力与浓度梯度

2.1 Kutta-Joukowski 横向力与浓度梯度力

Fan 等^[12]、李晨等^[18,19]采用空气动力学中的 Kutta-Joukowski 升力定理对提升管内颗粒受力进行分析, 得到单连通域所包含颗粒群受到的单位面积 Kutta-Joukowski 横向力 F_{K-J} (N/m²) 的计算公式如下:

$$F_{K-J} = -\rho_g (v_{g,z} - v_{p,z}) \left(\frac{\partial v_{p,z}}{\partial r} \right) r \quad (1)$$

式中, ρ_g 为空气密度(kg/m^3), $v_{g,z}-v_{p,z}$ 为气相速度和颗粒速度的矢量差(m/s), $\partial v_{p,z}/\partial r$ 为颗粒轴向速度沿径向的梯度。

如果颗粒沿径向方向只受到 Kutta-Joukowski 横向力作用, 必然全部聚集于边壁, 不会形成稳定的环-核结构。因此, 颗粒除受到 Kutta-Joukowski 横向力之外, 还受到一个与 Kutta-Joukowski 横向力平衡的力, 即浓度梯度力 F_p , 与 Kutta-Joukowski 横向力大小相同、方向相反, 使提升管内颗粒浓度的径向分布保持相对稳定。

李晨^[18]将浓度梯度力定义为浓度梯度力系数 K 与颗粒浓度的函数, 计算浓度梯度力时必须确定浓度梯度力系数 K , 其表达式由浓度梯度力公式推导得到, 如图

1 所示。其中, r 为径向位置(m), R 为提升管半径(m), h 为测点轴向高度(m), G_s 为颗粒循环量 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$], U_g 为表观风速(m/s)。

由图 1 可知, 颗粒循环量较低时, 浓度梯度力系数 K 在中间区域较低, 靠近边壁的环形区域较高; 颗粒循环量较高时, 浓度梯度力系数 K 沿径向增加, $r/R=0.6\sim 0.7$ 时达最大值, 之后减小, 呈倒“V”型分布。浓度梯度力系数 K 在高循环量、低循环量下分布特征不同, 且对于循环量的高或低也没有明确的界限, 使浓度梯度力系数 K 的研究变复杂。李晨^[18]提出的浓度梯度力表达式不全面, 由浓度梯度力表达式推导得到的浓度梯度力系数 K 表达式也不全面。所以, 有必要对浓度梯度力及浓度梯度力系数 K 进行优化研究。

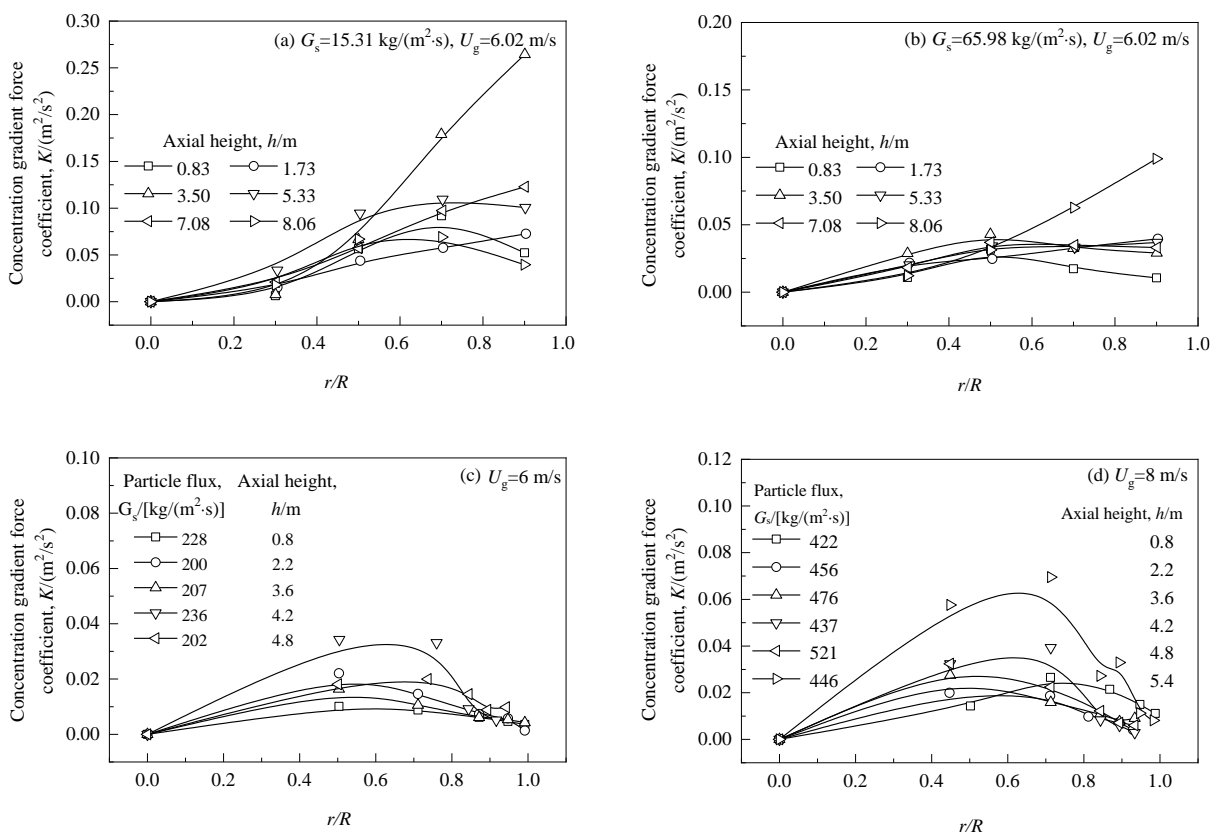


图 1 根据文献[18]数据所得颗粒浓度梯度力系数 K 的径向分布

Fig.1 Radial distributions of particle concentration gradient force coefficient K according to the literature [18] data

2.2 浓度梯度力与浓度梯度的关系

根据李晨^[18]和 Liu^[20]实验中给出的颗粒浓度、速度径向分布, 本工作对浓度梯度力与局部颗粒浓度、颗粒浓度梯度沿径向的分布进行分析, 如图 2 所示。其中, ρ 为局部流化密度(kg/m^3), $d\rho/dr$ 为颗粒浓度梯度 (kg/m^4), F_{KJ} 表示计算得到的 Kutta-Joukowski 横向力 (N/m^2)。沿提升管径向 Kutta-Joukowski 横向力与浓度梯

度力大小相等、方向相反, 因此用计算所得 Kutta-Joukowski 横向力的数值表征浓度梯度力与浓度梯度的关系。可以看出, 相同操作条件下, Kutta-Joukowski 横向力(浓度梯度力)与颗粒浓度沿径向分布的对应关系并不明显, 反而与颗粒浓度梯度呈显著的对应关系, 即浓度梯度力与颗粒浓度梯度沿径向的分布特征相同。

李晨^[18]的研究表明, Kutta-Joukowski 横向力在较低

循环量下沿径向逐渐增加。由图2可以看出,当循环量较大时, Kutta-Joukowski 横向力沿径向逐渐增大,并在 $r/R=0.7\sim 0.8$ 处达最大,之后减小。在较高及较低循环量

下, Kutta-Joukowski 横向力(浓度梯度力)与颗粒浓度梯度均呈显著的对对应关系。

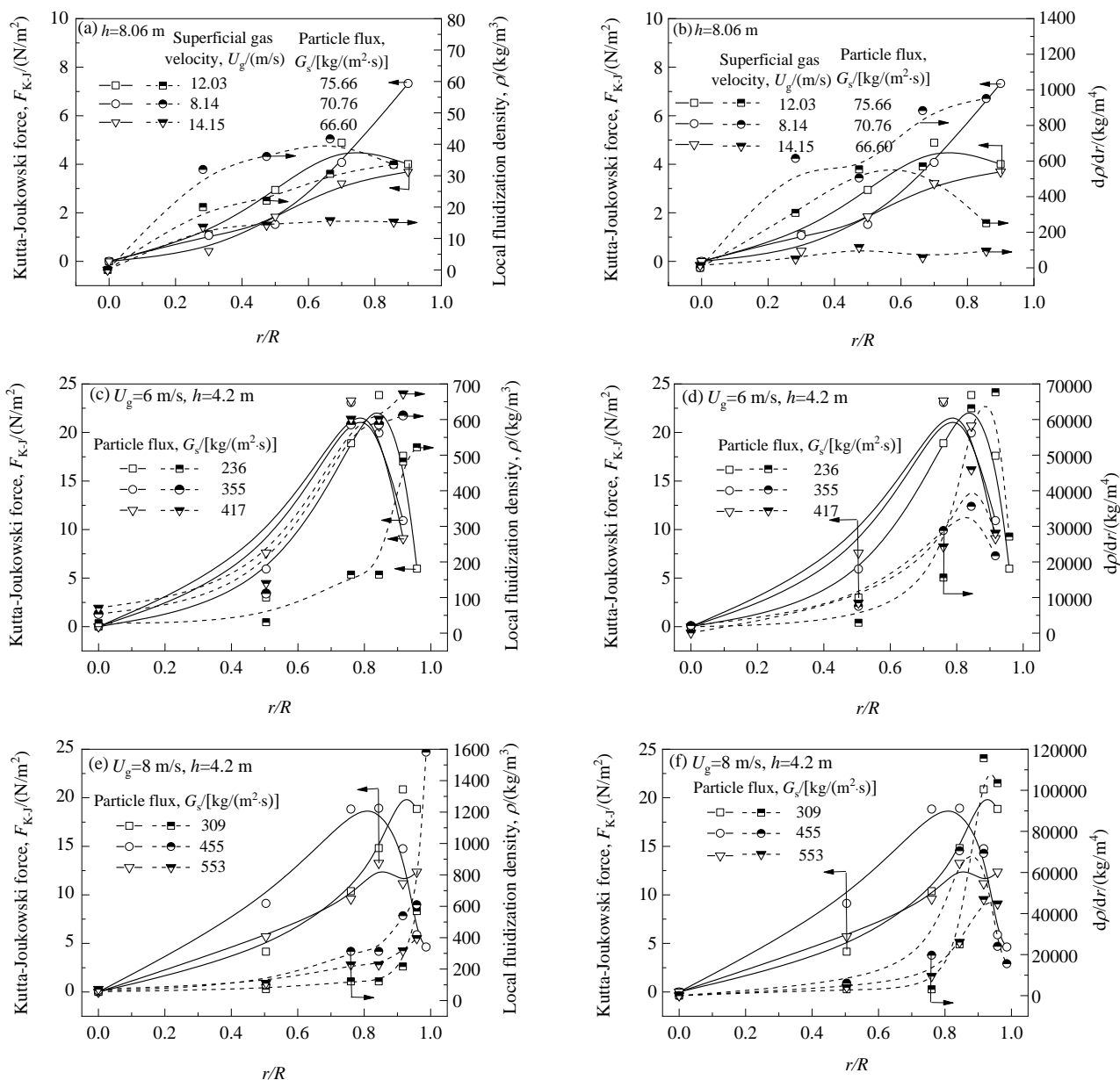


图2 根据文献[18,20]数据所得颗粒浓度和颗粒浓度梯度的径向分布特征

Fig.2 Radial distributions of particle concentration and particle concentration gradient according to the literature [18,20] data

图3为李晨^[18]实验中 Kutta-Joukowski 横向力(浓度梯度力)与浓度梯度的关系。可以看出, Kutta-Joukowski 横向力与浓度梯度沿提升管径向的分布形态极其相似,即沿提升管径向逐渐增大并在边壁达最大值,二者呈显著的对对应关系。同样,根据浓度梯度力产生的条件可知,浓度梯度力应为浓度“势”之间的差值,即与局部颗粒浓度的微分差值有关,也就是与浓度梯度有关。因此可以说,提升管内浓度梯度力与颗粒浓度梯度径向分布特

征一致,浓度梯度力的大小与浓度梯度有关。

2.3 提升管内浓度梯度的分布

2.3.1 颗粒浓度梯度的轴向分布特征

图4为李晨^[18]实验中不同轴向高度颗粒浓度梯度的分布。可以看出,提升管入口加速区($h=0.83, 1.73$ m)的颗粒浓度梯度较大,充分发展区($h=5.33, 7.08$ m)和出口约束区($h=8.06$ m)的颗粒浓度梯度较小。这主要是因为提升管入口加速区(底部密相区)颗粒浓度较高,而充

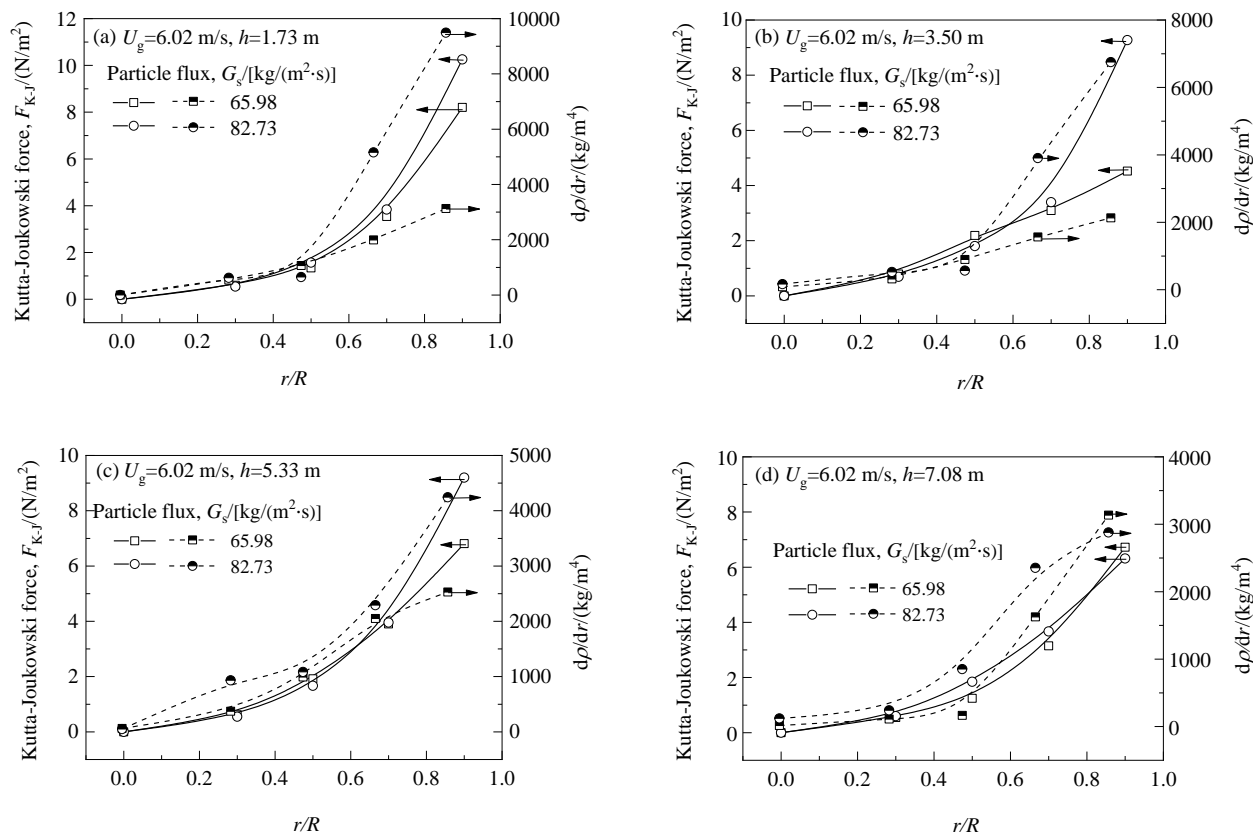


图3 根据文献[18]数据所得提升管内颗粒浓度梯度与 Kutta-Joukowski 力的径向分布

Fig.3 Radial distributions of particle concentration gradient and Kutta-Joukowski force in riser according to the literature [18] data

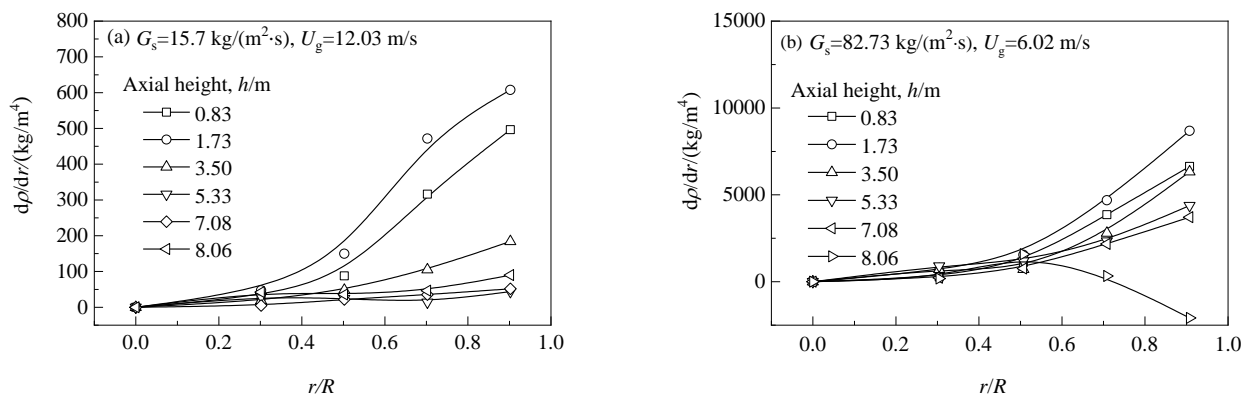


图4 根据文献[18]数据所得不同轴向位置颗粒浓度梯度分布

Fig.4 Radial distributions of particle concentration gradient at different axial positions according to the literature [18] data

分发展区和出口约束区的颗粒浓度较低, 因此相对来说入口加速区的颗粒浓度梯度较大。

2.3.2 表观气速对颗粒浓度梯度的影响

图 5 为李晨^[18]实验中表观气速对颗粒浓度梯度的影响。可以看出, 在颗粒循环量相等或相近的情况下, 颗粒浓度梯度随表观气速的增加而减小。这主要是因为随表观气速增大, 各截面颗粒浓度降低, 导致颗粒浓度的径向不均匀程度降低, 颗粒浓度梯度减小。

2.3.3 颗粒循环量对颗粒浓度梯度的影响

图 6 为采用李晨^[18]实验数据计算所得不同颗粒循环量下颗粒浓度梯度沿提升管径向的分布。可以看出, 颗粒浓度梯度随颗粒循环量的增加而增加, 靠近边壁的环形区颗粒浓度梯度增加的程度大于中心区域。因为提升管内局部颗粒浓度随颗粒循环量的增加而增大, 颗粒之间的动量交换随之增强, 导致颗粒速度径向不均匀程度增加, 从而使颗粒浓度在径向分布的不均匀程度增

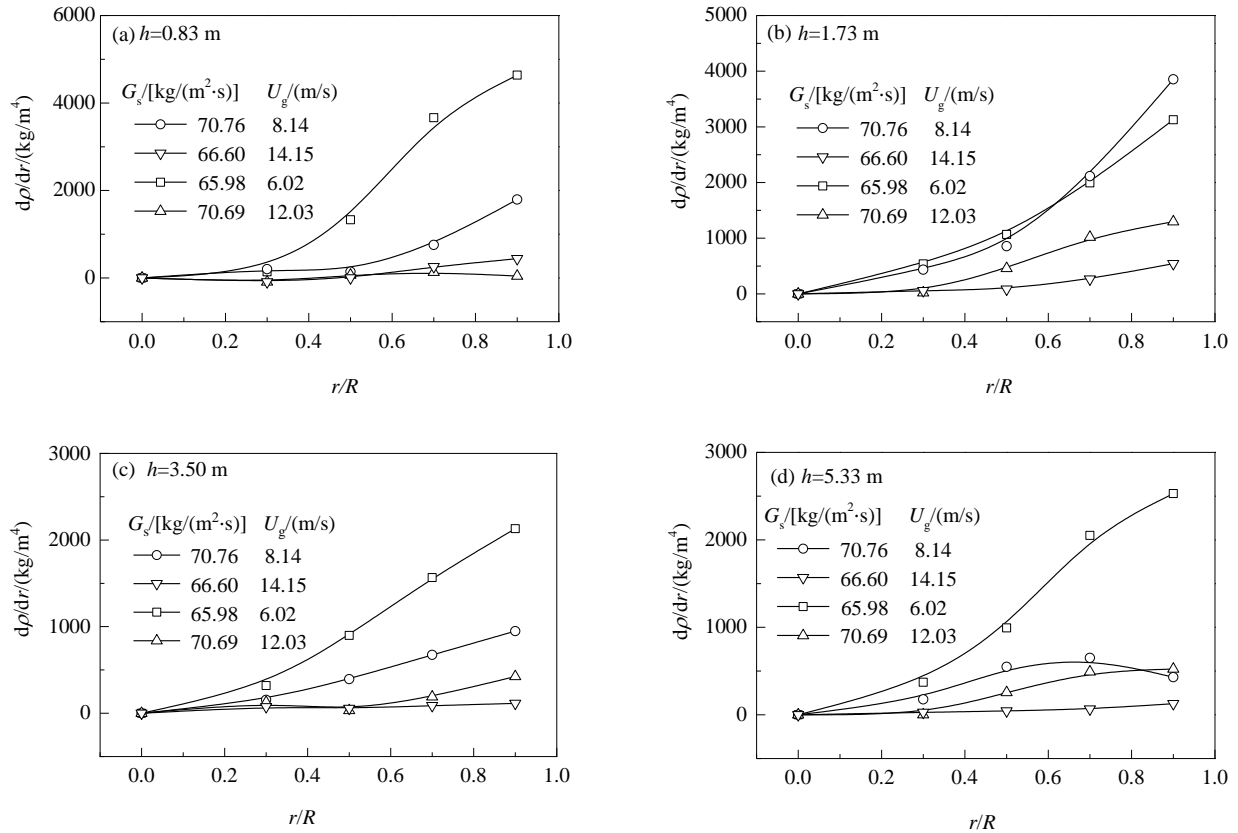


图5 根据文献[18]数据所得颗粒浓度梯度的径向分布

Fig.5 Radial distributions of particle concentration gradient according to the literature [18] data

加,因此颗粒浓度梯度增加。且大量颗粒聚集于近壁区,颗粒循环量的变化对近壁区的影响大于中心区域,因此近壁区颗粒浓度梯度的增幅较大。

3 理论分析

提升管中 Kutta-Joukowski 横向力^[18]如式(1)所示,结合上节内容,提升管内的浓度梯度力定义为

$$F_p = K \frac{d\rho}{dr} A \quad (2)$$

式中, K 为浓度梯度力系数(m^3/s^2),恒为正, ρ 为颗粒局部流化密度(kg/m^3), A 为浓度势作用区域在垂直于力作用方向的投影。

在李晨^[18]的研究中,提升管中颗粒浓度径向的不均匀分布是浓度梯度力与 Kutta-Joukowski 力共同作用的结果。Kutta-Joukowski 力的方向由低浓度区域指向高浓度区域,而浓度梯度力的方向由高浓度区域指向低浓度区域。Kutta-Joukowski 横向力与浓度梯度力的方向均与颗粒浓度梯度的正负有关。因为颗粒浓度沿提升管径向增加,因此浓度梯度为正值,可判断出 Kutta-Joukowski 横向力指向提升管边壁而浓度梯度力指向床层中心。根

据浓度梯度力与 Kutta-Joukowski 横向力的关系,本工作将浓度梯度力定义为式(2),同时规定浓度梯度力系数 K 恒为正,那么浓度梯度的正负同样决定了浓度梯度力的方向,即浓度梯度为正,浓度梯度力指向床层中心。

如图7所示,在该柱面坐标系中, z 为提升管沿轴向的坐标高度(m), θ 为柱坐标中角度($^\circ$)。

提升管内浓度梯度力的方向沿颗粒浓度梯度方向,即由颗粒浓度较高的区域指向较低的区域。图7中微元体的 EFGH 截面,靠近提升管中心,浓度势在该截面产生的力为

$$F_{\rho 1} = K \frac{d\rho}{dr} r d\theta dz \quad (3)$$

图7中微元体的 E'F'G'H'截面,靠近提升管边壁,浓度势在该截面产生的力为

$$F_{\rho 2} = K \left(\frac{d\rho}{dr} + \frac{d^2\rho}{dr^2} r \right) (r+dr) d\theta dz \quad (4)$$

由式(3)和式(4)可计算出图7中微元体空间受到的浓度梯度力为

$$dF_{\Delta\rho} = K \left(\frac{d\rho}{dr} + \frac{d^2\rho}{dr^2} r \right) dr d\theta dz \quad (5)$$

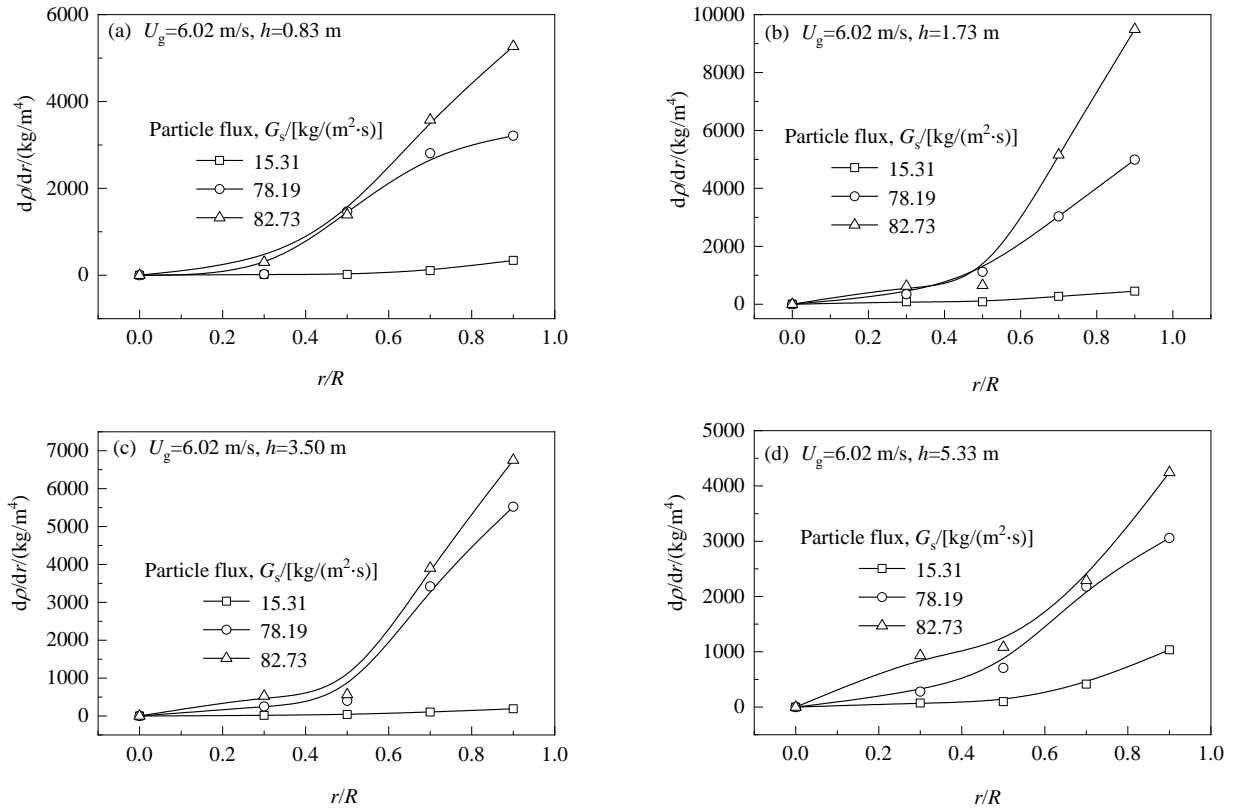


图 6 根据文献[18]数据所得颗粒循环量对颗粒浓度梯度的影响
Fig.6 Effects of particle flux on concentration gradient according to the literature [18] data

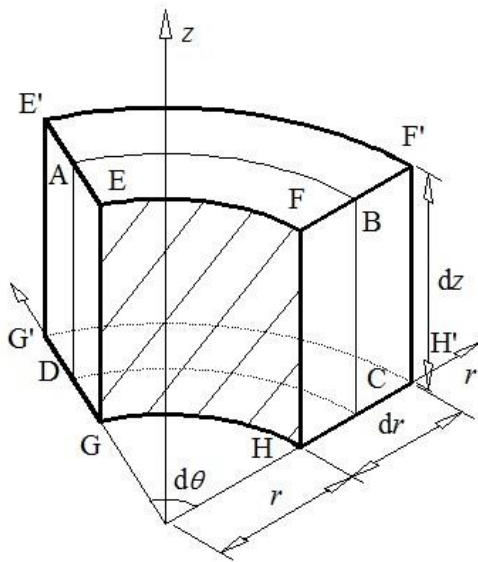


图 7 极坐标中提升管内微元体^[18]
Fig.7 Micro unit of riser in polar coordinates^[18]

式中，浓度梯度力的作用面为微元体的中间截面 ABCD。

根据李晨^[18]的研究，图 7 所示的微元体中颗粒所受 Kutta-Joukowski 横向力可由式(6)计算，其中 dF_{K-J} 单位为 N。

$$dF_{K-J} = -\rho_g (v_{g,z} - v_{p,z}) \frac{\partial v_{p,z}}{\partial r} \left(r + \frac{dr}{z} \right) dr d\theta dz \quad (6)$$

计算浓度梯度力，一定要先得到浓度梯度力系数 K 的数值。依据上文分析，可对提升管内微元体建立颗粒浓度梯度力和 Kutta-Joukowski 横向力的平衡方程 $|dF_{K-J}| = |dF_{\Delta p}|$ ，如下式所示：

$$\left| K \left(\frac{d\rho}{dr} + \frac{d^2\rho}{dr^2} r \right) dr d\theta dz \right| = \left| \rho_g (v_{g,z} - v_{p,z}) \left(-\frac{\partial v_{p,z}}{\partial r} \right) \left(r + \frac{dr}{z} \right) dr d\theta dz \right| \quad (7)$$

显然，确定浓度梯度力系数 K 是建立提升管内颗粒受力的力学模型及解释颗粒径向不均匀分布的关键。

将式 7 中高阶无穷小略去[式(1)计算得到的 Kutta-Joukowski 横向力为正值]，得浓度梯度力系数 K 的计算式为

$$K = \frac{-\rho_g (v_{g,z} - v_{p,z}) \frac{\partial v_{p,z}}{\partial r} r}{\left| \frac{d\rho}{dr} + \frac{d^2\rho}{dr^2} r \right|} \quad (8)$$

4 结果与讨论

结合颗粒浓度梯度力的计算方法,在计算提升管内颗粒所受浓度梯度力时,需要得到浓度梯度力系数 K 。

4.1 浓度梯度力系数在不同轴向位置的分布特征

图8和9给出了分别采用李晨^[18]和 Liu^[20]实验数据计算所得不同轴向位置处颗粒浓度梯度力系数的径向分布。由图可知,浓度梯度力系数 K 在提升管中心处为0,沿提升管径向呈“N”型分布,即沿径向先增加后减小,之后在近壁区逐渐增加。

颗粒循环量较低时,浓度梯度力系数 K 在 $r/R=0.25\sim 0.45$ 时达极大值,在 $r/R=0.55\sim 0.7$ 时达极小

值;在近壁区,浓度梯度力系数 K 沿提升管径向逐渐增加。

颗粒循环量较高时,浓度梯度力系数 K 的分布与颗粒循环量较低时的分布相似,只是极大值与极小值出现的位置更接近边壁,即无因次半径 r/R 较大。且高循环量下近壁区浓度梯度力系数 K 的增幅明显小于低循环量下浓度梯度力系数 K 的增幅。

根据图8和9可以看出在提升管轴向充分发展区(图8中 $h=5.33, 7.08$ m和图9中 $h=4.2, 4.8$ m)和出口约束区(图8中 $h=8.06$ m和图9中 $h=5.4$ m)的颗粒浓度梯度力系数 K 大于入口加速区(图8中 $h=0.83$ m和图9中 $h=0.8$ m)。

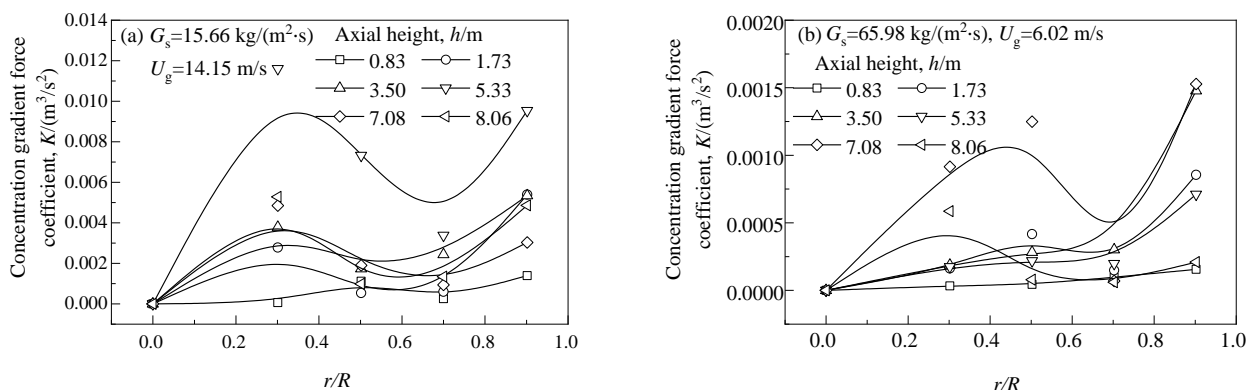


图8 根据文献[18]数据所得较低循环量下不同轴向位置颗粒浓度梯度力系数 K 的分布

Fig.8 Radial distributions of particle concentration gradient force coefficient K at different axial positions with low particle flux according to the literature [18] data

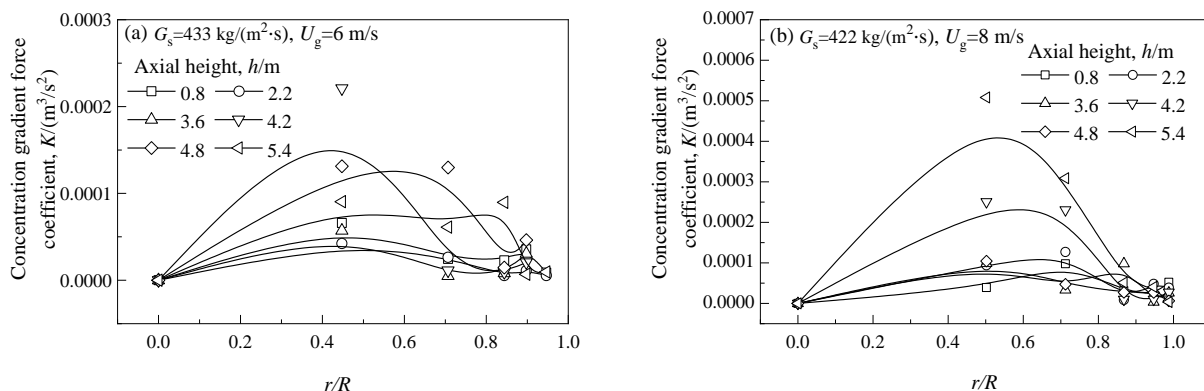


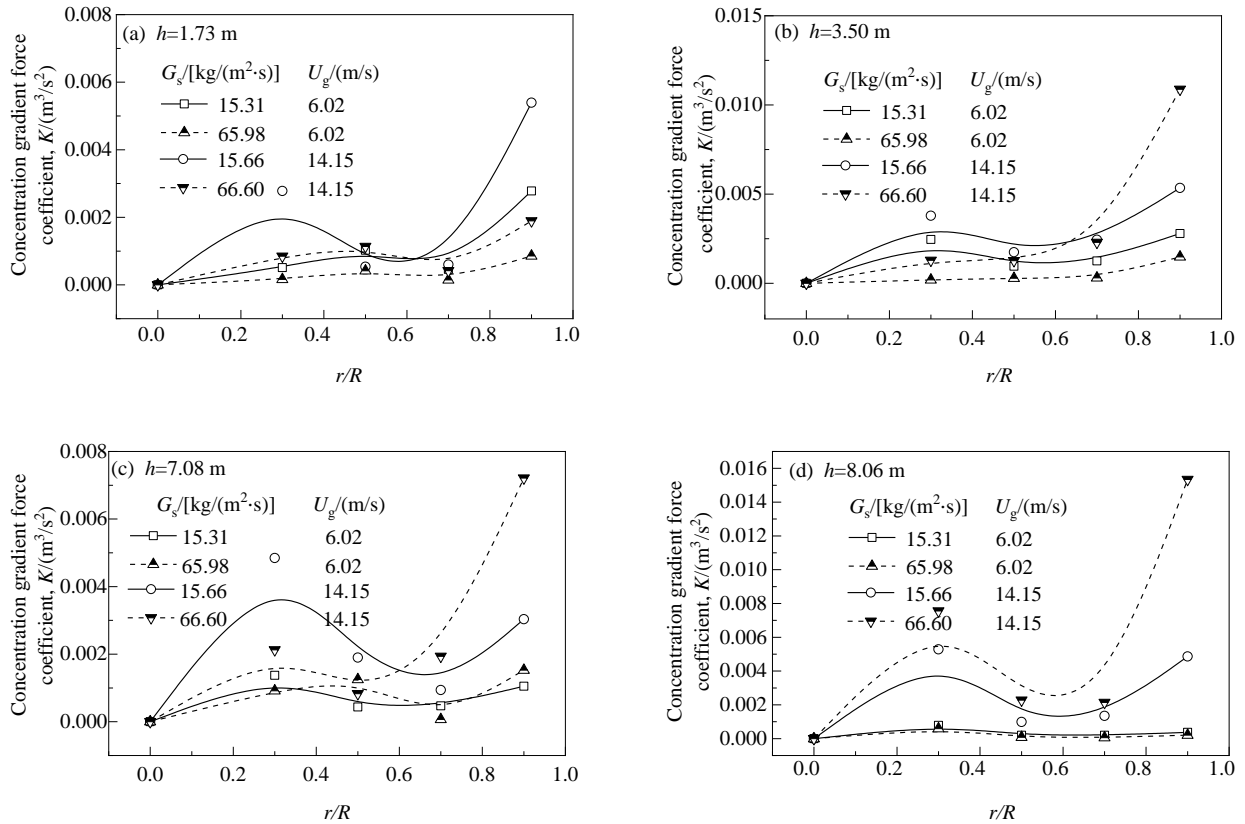
图9 根据文献[20]数据所得较高循环量下不同轴向位置颗粒浓度梯度力系数 K 的分布

Fig.9 Radial distributions of particle concentration gradient force coefficient K at different axial positions with high particle flux according to the literature [20] data

4.2 表观气速对浓度梯度力系数的影响

图10为用李晨^[18]实验数据计算所得浓度梯度力系数在不同表观气速下的分布。可以看出,表观气体速度增加,浓度梯度力系数随之增加。根据式(7)中浓度梯度力的计算方法,可知浓度梯度力系数 K 与浓度梯度力及

浓度梯度有关。表观气速对颗粒速度径向梯度的影响较小,因此 Kutta-Joukowski 横向力随表观气速增大的变化幅度不大,即浓度梯度力随表观气速增大的变化幅度不大。因为浓度梯度随表观气速增加而减小,所以浓度梯度力系数 K 有以上分布特征。

图10 根据文献[18]数据所得不同表观气速下颗粒浓度梯度力系数 K 的分布Fig.10 Radial distributions of particle concentration gradient force coefficient K at different superficial gas velocities according to the literature [18] data

4.3 循环量对浓度梯度力系数的影响

图11和12分别给出了在循环量 $G_s=15.31\sim 82.73$ 和 $11.3\sim 553\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 下, 颗粒浓度梯度沿提升管径向的分布。可以看出, 浓度梯度力系数 K 沿提升管径向呈“N”型分布, 即沿径向先增加后减小, 之后在近壁区呈增大趋势。较低循环量下, 近壁区域浓度梯度力系数 K 的增幅较大, 且近壁区浓度梯度力系数 K 大于床层中间位置的浓度梯度力系数 K 。当颗粒循环强度较高时, 近壁区浓度梯度力系数 K 的增幅很小, 床层中间位置的浓度梯度力系数 K 较大。

图8~12均表明浓度梯度力系数 K 在提升管中心处为0; 沿提升管径向, 浓度梯度力系数 K 呈“N”型分布。在提升管中心处, 由于 Kutta-Joukowski 横向力为零, 因此浓度梯度力为零, 所以该位置的浓度梯度力系数 K 为零, 与计算结果吻合。沿提升管径向, 浓度梯度力系数 K 在不同循环量下的分布特征存在差异—高循环量下, 浓度梯度力系数 K 的“N”型分布中极大值与极小值的径向位置更接近边壁。

4.4 浓度梯度力系数 K 径向分布的经验关联

提升管内浓度梯度力系数 K 的分布主要受表观气体速度、颗粒循环量、提升管直径、气体的运动黏度、径向位置、轴向位置影响。所以浓度梯度力系数 K 的函数形式为

$$K = f(U_g, G_s, D, \mu, r/R, h/H) \quad (9)$$

式中, D 为提升管直径(m), μ 为气体运动黏度(Pa·s), H 为提升管总高度(m)。

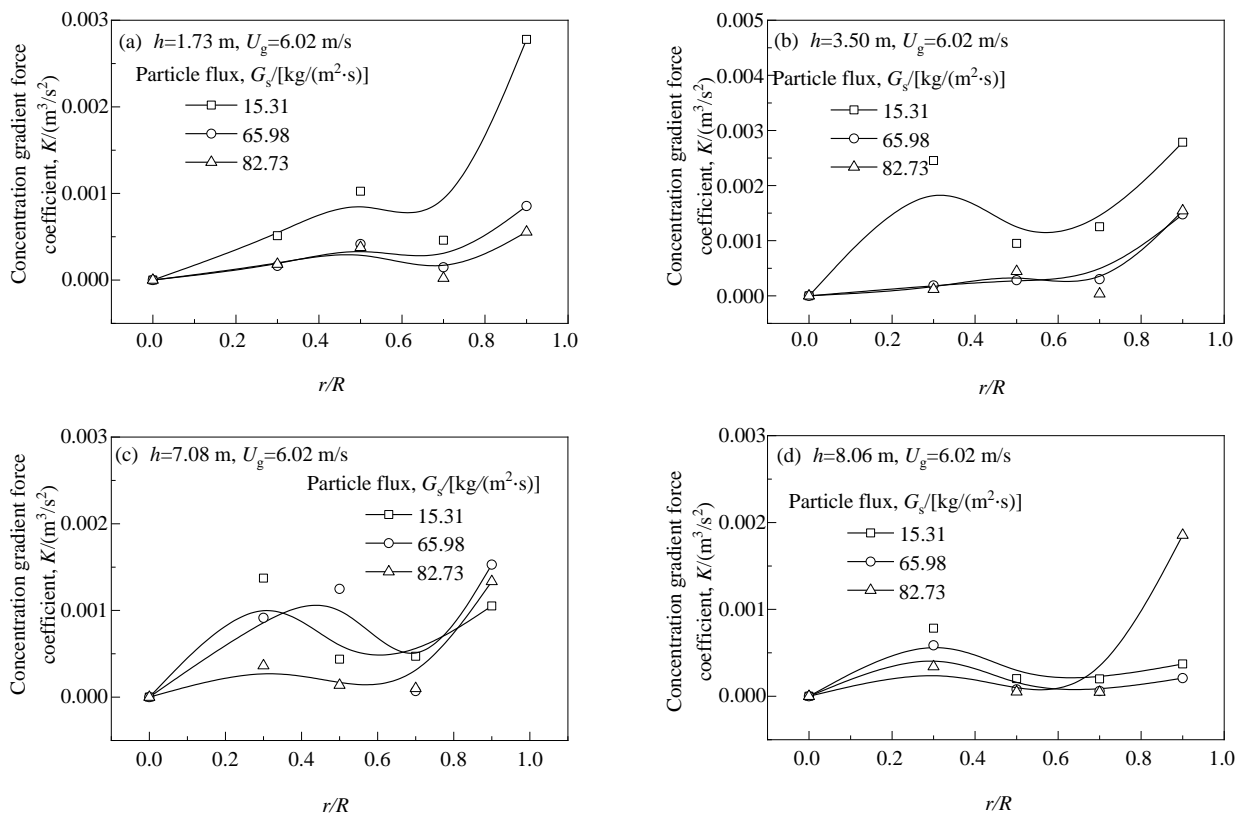
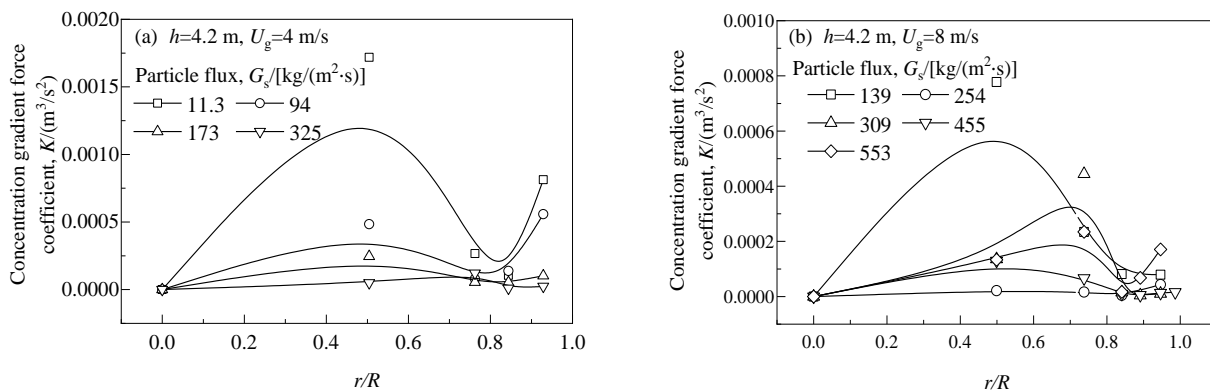
将各参数进行无量纲化后可得如下表达式:

$$\frac{K}{RU_g^2} = a(Re_{ap})^b (Re_{ag})^c (1-r/R)^d (h/H)^e \quad (10)$$

式中, $Re_{ap}=G_s d_p/\mu$ 为表观颗粒雷诺数, d_p 为颗粒平均粒径(μm), $Re_{ag}=U_g(d\rho_g)/\mu$ 为表观气体雷诺数。

根据李晨^[18]实验数据, 得到循环强度较低时浓度梯度力系数 K 的经验公式为

$$K = 1.311 \times 10^{-6} RU_g^2 (Re_{ap})^{0.478} (Re_{ag})^{0.213} (1-r/R)^{-0.761} (h/H)^{-0.099} \quad (11)$$

图 11 根据文献[18]数据所得低循环量下颗粒浓度梯度力系数 K 的径向分布Fig.11 Radial distributions of particle concentration gradient force coefficient K with low particle flux according to the literature [18] data图 12 根据文献[20]数据所得高循环量下颗粒浓度梯度力系数 K 的径向分布Fig.12 Radial distributions of particle concentration gradient force coefficient K with high particle flux according to the literature [20] data

根据 Liu^[20] 实验数据得循环强度较高 [>200 kg/(m²·s)] 时浓度梯度力系数 K 的经验公式:

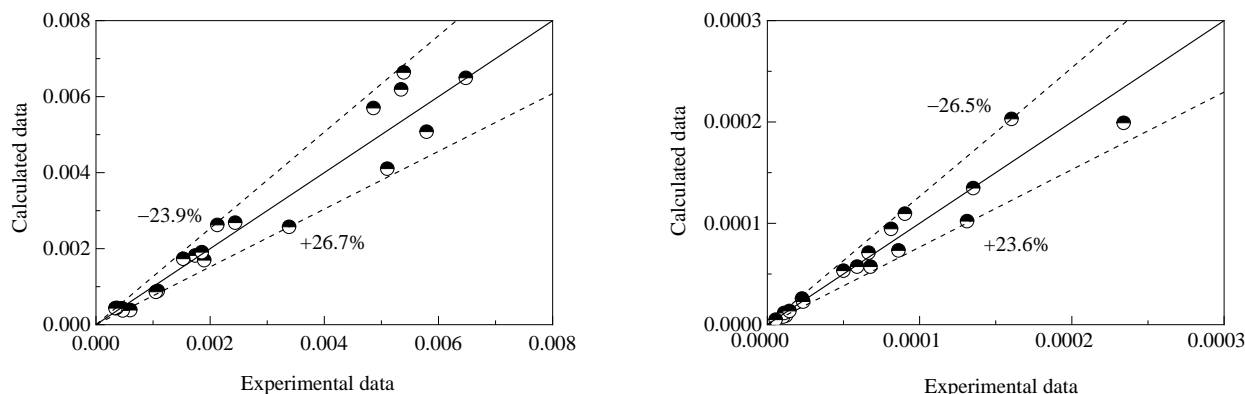
$$K = 0.002RU_g^2 (Re_{ap})^{-1.004} (Re_{ag})^{0.508} (1-r/R)^{1.747} (h/H)^{-0.512} \quad (12)$$

图 13 分别为低、高循环强度下由经验公式计算所

得浓度梯度力系数 K 与实验值的对比, 图中虚线为误差线(表示误差范围)。由图 13 可知, 计算值与实验值的最大误差为 26.7%, 可供工程设计参考。

5 结论

根据实验数据, 分析了浓度梯度沿提升管径向的分布特征, 考察了不同操作条件下浓度梯度力系数 K 的分

图13 颗粒浓度梯度力系数 K 实验值与计算值对比Fig.13 Comparisons of particle concentration gradient force coefficient K between experimental and calculated data

布特征, 推导出了提升管内浓度梯度力系数 K 的经验关联式, 得到如下结论:

(1) 提升管内浓度梯度力可由 $F_p = K(d\rho/dr)A$ 计算, 力的方向由浓度较高区域指向浓度较低区域。

(2) 提升管内浓度梯度力 K 可由 $K = [-\rho_g(v_g - v_p)(\partial v/\partial r)r]/[d\rho/dr + (d^2\rho/dr^2)r]$ 计算。

(3) 浓度梯度力系数 K 在提升管中心处为 0, 沿提升管径向, 浓度梯度力系数 K 呈“N”型分布。

(4) 颗粒循环量相近时, 表观气体速度增加, 浓度梯度力系数随之增加。

(5) 在较低颗粒循环量下, 浓度梯度力系数 K 在 $r/R=0.25\sim 0.45$ 时达极大值, 在 $r/R=0.55\sim 0.7$ 时达极小值; 颗粒循环量较高时, 浓度梯度力系数 K 的分布与颗粒循环量较低时的分布相似, 但极大值与极小值的径向位置更接近边壁。

(6) 浓度梯度力系数 K 的主要影响因素为表观气速、颗粒循环强度、提升管直径、气体的运动黏度、径向位置、轴向位置。

参考文献

- [1] 金涌, 祝京旭, 汪展文, 等. 流态化工程原理 [M]. 北京: 清华大学出版社, 2001: 11.
Jin Y, Zhu J X, Wang Z W, et al. Fluidization engineering principles [M]. Beijing: Tsinghua University Press, 2001: 11.
- [2] 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: 51–58.
- [3] 漆小波, 黄卫星, 潘永亮, 等. 循环流化床气固提升管内的颗粒浓度及环核结构研究 [J]. 四川大学学报(工程科学版), 2003, 35(1): 43–47.
Qi X B, Huang W X, Pan Y L, et al. Investigation on solids concentration and core-annulus flow structure in circulating fluidized bed risers [J]. Journal of Sichuan University (Engineering Science Edition), 2003, 35(1): 43–47.
- [4] Zhang W, Tung Y, Johnsson J E. Radial voidage profiles in fast fluidized beds of different diameters [J]. Chemical Engineering Science, 1991, 46: 3045–3052.
- [5] 黄卫星, 漆小波, 潘永亮, 等. 气固循环床提升管内的局部颗粒浓度及流动发展 [J]. 高校化学工程学报, 2002, 16(6): 626–631.
Huang W X, Qi X B, Pan Y L, et al. Local solid-particle concentration and flow development in a long CFB riser [J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2002, 16(6): 626–631.
- [6] 黎梅, 诸海碧, 王冬琼, 等. 气固提升管内颗粒浓度的分布与计算 [J]. 化工机械, 2008, 35(2): 73–75.
Li M, Zhu H B, Wang D Q, et al. Distribution and calculation of the solid concentration in gas–solid risers [J]. Chemical Engineering & Machinery, 2008, 35(2): 73–75.
- [7] 刘宝勇, 郭庆杰, 郭贞, 等. 大型循环流化床底部区域颗粒浓度分布研究 [J]. 中国粉体技术, 2009, 15(4): 1–6.
Liu B Y, Guo Q J, Guo Z, et al. Distribution of panicle concentration in bottom zone of a plant circulating fluidized bed [J]. China Powder Science and Technology, 2009, 15(4): 1–6.
- [8] 王德武, 卢春喜. 耦合流化床提升管内固含率径向分布及沿轴向的发展 [J]. 过程工程学报, 2008, 8(2): 217–223.
Wang D W, Lu C X. Radial distribution and axial development of solids hold-up in the riser coupled with fluidized bed [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2008, 8(2): 217–223.
- [9] 肖海涛, 祁海鹰, 由长福, 等. 循环流化床气固曳力模型 [J]. 计算物理, 2003, 20(1): 25–30.
Xiao H T, Qi H Y, You C F, et al. Theoretical model of drag between gas and solid phase in circulating fluidized bed [J]. Chinese Journal of Computational Physics, 2003, 20(1): 25–30.
- [10] Gidaspow D. Multiphase flow and fluidization [M]. Boston: Boston Academic Press, 1994: 221–235.
- [11] 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.
- [12] 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.
- [13] Maxwell J C. On stresses in rarified gases arising from inequalities of temperature [J]. Philosophical Transactions of the Royal Society of London, 1879, 170: 231–256.
- [14] Zhao J F, Li W. An analysis of characteristics of unsteady forces on accelerated particles [J]. Mechanics in Engineering, 1998, 20(3):

- 43–44.
- [15] 黄社华, 李炜, 程良骏. 任意流场中稀疏颗粒运动方程及其性质 [J]. 应用数学和力学, 2000, 21(3): 265–276.
Huang S H, Li W, Cheng L J. On equation of discrete solid particles' motion in arbitrary flow field and its properties [J]. Applied Mathematics and Mechanics, 2000, 21(3): 265–276.
- [16] 吴学成, 王勤辉, 骆仲泐, 等. 高速数字摄影应用于流化床内颗粒旋转特性的测试 [J]. 中国电机工程学报, 2005, 25(17): 72–77.
Wu X C, Wang Q H, Luo Z Y, et al. Measurement of particle rotation in CFB riser with high-speed digital video camera technique [J]. Proceedings of the CSEE, 2005, 25(17): 72–77.
- [17] 骆仲泐, 吴学成, 王勤辉, 等. 循环流化床中颗粒旋转特性 [J]. 化学工程, 2005, 56(10): 1869–1874.
Luo Z Y, Wu X C, Wang Q H, et al. Particle rotation characteristics in CFB riser [J]. Chemical Engineering (China), 2005, 56(10): 1869–1874.
- [18] 李晨. 催化裂化提升管颗粒浓度径向分布特性的研究 [D]. 北京: 中国石油大学, 2016: 31–71.
Li C. Radial distribution of particle concentration in riser [D]. Beijing: China University of Petroleum, 2016: 31–71.
- [19] 李晨, 范怡平, 贾海兵, 等. 提升管反应器中颗粒浓度径向分布的力学特性 [J]. 过程工程学报, 2016, 16(4): 541–548.
Li C, Fan Y P, Jia H B, et al. Mechanical radial distribution of particles concentration in a riser reactor [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2016, 16(4): 541–548.
- [20] Liu J Z. Particle and gas dynamics of high density circulating fluidized beds [D]. Vancouver: The University of British Columbia, 2001: 63–134.