

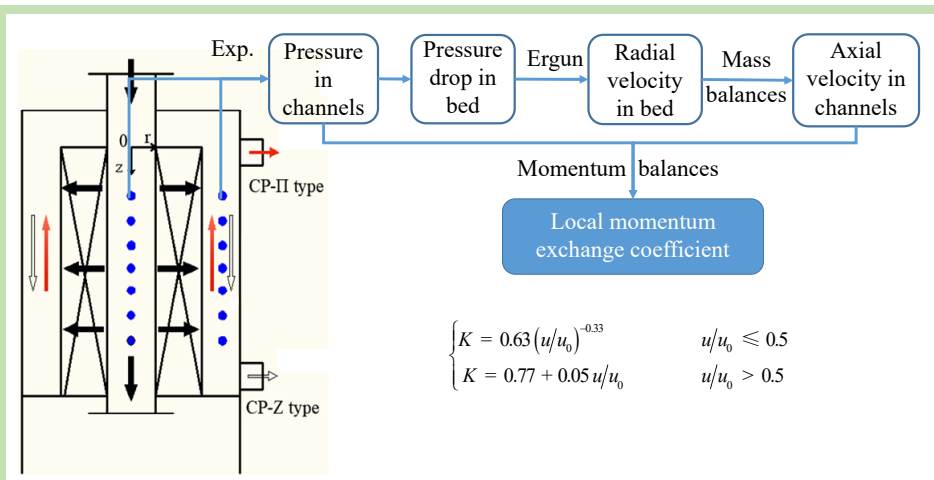
## Local momentum exchange coefficient in distribution channel of centrifugal radial fixed bed

Hongsheng WEI<sup>1</sup>, Ruojin WANG<sup>1\*</sup>, Dewu WANG<sup>1,2\*</sup>, Tianhang WU<sup>1</sup>, Yan LIU<sup>1,2</sup>,  
Shaofeng ZHANG<sup>1,2</sup>

1. School of Chemical Engineering, Hebei University of Technology, Tianjin 300130, China

2. National-Local Joint Engineering Laboratory for Energy Conservation of Chemical Process Integration and Resources Utilization, Tianjin 300130, China

**Abstract:** For the characteristic of gas variable mass flow in distribution/collection channels of centrifugal radial fixed bed, the pressure distribution was measured and analyzed in these two channels under both  $\Pi$ -type and Z-type operation modes in a set of cold experimental apparatus. The pressure had an increasing trend along the gas flow direction in the distribution



channel, while it had opposite trend in the collection channel. According to the uneven index of pressure distribution in particle bed and the axial distribution of gas radial velocity obtained by Ergun equation, it was found that the centrifugal  $\Pi$ -type was slightly better than the centrifugal Z-type. With the gas radial velocity distribution in particle bed, the flow and momentum balances were applied in the elemental body of the channels to obtain the gas velocity in distribution/collection channels and the local momentum exchange coefficient. Compared to the collection channel, the sensitivity of local momentum exchange coefficient to pressure change was relatively small in the distribution channel. In the distribution channel, the overall momentum coefficient almost unchanged with the operating mode, gas flow rate, and axial position. While the local momentum exchange coefficient was only a function of the flow rate ratio  $u/u_0$  (or axial position), which first decreased and then remained unvaried with the flow rate ratio. According to the experimental results, the equation of the local momentum exchange coefficient were obtained by the regression method within 11% error. It was anticipated to provide reference for the calculation of local pressure in the gas channels and the designation of the structural optimization.

**Key words:** centrifugal radial fixed bed; distribution channel; collection channel; pressure distribution; local momentum exchange coefficient

收稿: 2020-01-06, 修回: 2020-03-25, 网络发表: 2020-04-15, Received: 2020-01-06, Revised: 2020-03-25, Published online: 2020-04-15  
基金项目: 河北省自然科学基金资助项目(编号: B2017202185); 重质油国家重点实验室开放基金资助项目(编号: SKLOP201903002)  
作者简介: 魏鸿盛(1994-), 男, 河北省沧州市人, 硕士研究生, 主要研究方向为化工过程多相流; 通讯联系人, 王若瑾, E-mail: wangruojin92@foxmail.com; 王德武, E-mail: wangdewu@hebut.edu.cn.

**引用格式:** 魏鸿盛, 王若瑾, 王德武, 等. 离心型径向固定床分气流道内局部动量交换系数. 过程工程学报, 2020, 20(12): 1406-1415.  
Wei H S, Wang R J, Wang D W, et al. Local momentum exchange coefficient in distribution channel of centrifugal radial fixed bed (in Chinese). Chin. J. Process Eng., 2020, 20(12): 1406-1415, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.220007.

# 离心型径向固定床分气流动内局部动量交换系数

魏鸿盛<sup>1</sup>, 王若瑾<sup>1\*</sup>, 王德武<sup>1,2\*</sup>, 吴天航<sup>1</sup>, 刘燕<sup>1,2</sup>, 张少峰<sup>1,2</sup>

1. 河北工业大学化工学院, 天津 300130

2. 化工节能过程集成与资源利用国家地方联合实验室, 天津 300130

**摘 要:** 针对离心型径向固定床气体流动内变质量流动特点, 在一套冷模实验装置上, 分别采取  $\Pi$  型和  $Z$  型操作模式, 测量并分析了两气流动内压力分布, 发现分气流动内的压力沿气体轴向流动方向呈增加趋势, 集气流动与之相反。根据颗粒床层压降分布不均匀度和采用 Ergun 方程求得的径向气速轴向分布, 发现离心  $\Pi$  型均略优于离心  $Z$  型。通过对气流动内微元控制体进行流量和动量衡算, 由颗粒床层径向气速轴向分布可依次得到分气和集气流动内气速、局部动量交换系数计算方程。相较于集气流动, 分气流动内动量交换系数对压力测量误差的敏感度较小。分气流动中, 整体动量系数几乎不随操作模式、气体流量和轴向位置发生变化; 而局部动量交换系数仅是流速比  $u/u_0$  的函数, 随流速比增大先降低后保持稳定。根据实验结果, 回归得到的分气流动局部动量交换系数计算方程的误差在 11% 以内, 有望为气流动内局部压力计算和结构优化设计提供参考。

**关键词:** 离心型径向固定床; 分气流动; 集气流动; 压力分布; 局部动量交换系数

中图分类号: TQ460.6+4

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2020)12-1406-10

## 1 前 言

与轴向固定床相比, 径向固定床内气体沿径向流过颗粒床层, 气体流通截面积较大, 具有高气体流量、低压降和易于大型化等优点<sup>[1,2]</sup>, 已广泛应用于合成氨<sup>[3]</sup>、催化重整<sup>[4,5]</sup>、甲苯歧化<sup>[6]</sup>、空气纯化<sup>[7]</sup>、核燃料中放射性同位素的吸附<sup>[8-11]</sup>等过程。

基于径向固定床“分气流动(气体流入)-颗粒床层-集气流动(气体流出)”的结构特点, 颗粒床层内径向气速分布的均匀性将直接影响床层温度分布、热稳定性、产品质量和产量等<sup>[12]</sup>。颗粒床层径向气速分布均匀性受气体在分气流动和集气流动内变质量流动引起的轴向压力变化的影响, 是径向固定床研究中关注的重点。前人针对气流动内压力分布进行大量研究, 提出了采用动量修正方程[式(1)]进行计算<sup>[13]</sup>。采用式(1)计算分气流动整体动量交换系数, 压力  $p$  及轴向高度  $z$  数据取  $z/H=0.22$  和 0.78 两处位置。速度  $u$  由式(8)可得。流体密度取 25℃, 1 个标准大气压下空气密度 1.2049 kg/m<sup>3</sup>。重力加速度  $g$  取 9.8 m/s<sup>2</sup>。摩擦阻力系数由式(15)得出, 其中当量直径  $D_e=70$  mm, 流动粗糙度取 0.2 mm。

$$\frac{dp}{dz} \pm \rho g + 2\rho K u \frac{du}{dz} \mp \frac{\lambda}{2D_e} \rho u^2 = 0 \quad (1)$$

式中,  $p$  为主流动内静压(Pa),  $z$  为主流动轴向位置(m),  $\rho$  为流体密度(kg/m<sup>3</sup>),  $g$  为重力加速度(m/s<sup>2</sup>),  $K$  为动量交换系数,  $u$  为主流动中心位置流速(m/s),  $\lambda$  为流体与管

壁摩擦阻力系数。当流体流动方向与重力方向相同时, 重力项取“-”, 反之则取“+”; 对于集气流动, 摩擦阻力项取“-”, 对于分气流动, 摩擦阻力项取“+”。该方程反映出两气体流动内压力变化主要受到沿流动方向的动量交换(速度变化)、重力、摩擦阻力的影响, 同时还受到气体径向穿过孔板(或约翰逊网)时的径向分量对动量变化、壁面摩擦、边界层等的影响, 并将后者的影响归于动量交换系数  $K$ <sup>[14]</sup>。因此, 动量交换系数是研究气流动内压力分布特征及反映颗粒床层径向气体分布均匀性的重要参数。

对于变质量流动系统的动量交换系数, 早期学者针对多孔管式气体分布器进行了研究, 基于主管开孔前后气体流速比  $u'/u''$  (或  $u''/u'$ ) 给出动量交换系数计算式<sup>[15]</sup>。借鉴该方法, 后期学者基于径向床颗粒床层壁面开孔前后气体流动流速比<sup>[16]</sup>或动能相对变化率  $(du/dz)/u$ <sup>[17]</sup> 给出了动量交换系数的计算式。但分析前人已有研究结果可知, 采用流速比的计算方法, 径向床颗粒床层壁面为约翰逊网时, 开孔前后气体流速比近乎为 1; 采用动能相对变化率的计算方法, 动能相对变化率为一定值。对于这两种计算方法, 每个初始气体流量只能得到一个整体动量交换系数, 不能反映局部的变化情况。由此造成压力分布的计算结果与实际结果仍可能存在偏差<sup>[15,16]</sup>, 因此还需要详细掌握局部动量交换系数的变化规律。

已有研究发现, 离心型径向床(离心型径向床中气体先进入中心流动, 进而径向穿过床层到达环形流动,

最后排入大气)整个气体流道内气速沿气体轴向流动方向发生变化。在初始的高气速端,靠近约翰逊网处气体流入颗粒床层,使流道内轴向气速沿径向分布不均,呈现中间高周边低的趋势<sup>[18]</sup>;而在后程的低气速端,气体径向穿过颗粒床层的速度变化不大,值仍较高<sup>[19]</sup>,但式(1)中第三项动量交换项中  $u \frac{du}{dz}$  数值较低,  $K$  可能需要保持较大值以反映气体径向穿孔对压力的影响。由此可见,气体流道内的局部动量交换系数在整个轴向区域极有可能是变化的,对于颗粒床层为约翰逊网形式的径向床,尚未见有关于局部动量交换系数的研究报道。如果能得到该情况下径向床气体流道内局部动量交换系数沿轴向的分布规律,则可更精确计算出气体流道内的压力分布,同时对于优化床体结构(两流道内横截面积比)<sup>[14]</sup>、调节多孔板开孔率<sup>[20]</sup>、加入锥形、厄流内构件<sup>[21]</sup>等的研究也有一定的借鉴和指导作用。

鉴于离心型径向床较向心型结构的气速分布更均匀<sup>[17]</sup>,本工作搭建了一套离心型径向固定床冷模实验装置,采用约翰逊网为颗粒床层壁面,在不同操作条件下测量了分气和集气流道中的压力分布,通过分析颗粒床层压降、气速分布等,建立了局部动量交换系数的计算方法,考察了不同模式和气体流量下气体流道沿程的局部动量交换系数的变化规律。

## 2 实验

### 2.1 实验装置及流程

实验装置及流程如图1所示。离心型径向固定床主体由内向外主要包括中心圆柱形分气流道、环形颗粒床层、环形集气流道。装置主体由不锈钢和有机玻璃构成,环形颗粒床层与分气和集气流道接触部分的上下两端为不开孔的不锈钢筒节(上部高 530 mm、下部高 225 mm),中间为高 850 mm、开孔率 16.7%的约翰逊网。约翰逊网管绕丝间隔 0.2 mm 均匀分布,宽度为 1 mm。圆柱形分气流道的内径为 70 mm,环形颗粒床层区域的内外径分别为 70 和 430 mm,环形集气流道的内、外径分别为 430 和 480 mm。集气流道最下方需要留出一定操作空间以方便维修和卸料。在圆柱形分气流道上部设有气体入口,在环形集气流道上部和下部分别设有 A 和 B 两个气体出口, A、B 出口供实验操作模式调节时,选择 A 出口时为离心 II(CP-II)型模式(即分气和集气流道中气体流动反向),选择 B 出口时为离心 Z(CP-Z)型模式(即分气和集气流道中气体流动同向)。来自鼓风机的气体经缓冲罐稳压及转子流量计计量后由装置上部进入分气流道内,在分气流道内竖直向下流动的过程中,同时伴随着气体沿径向通过侧壁的约翰逊网进入颗粒床

层,通过颗粒床层的气体在集气流道内汇集,并由出口排入大气。根据气体出口方式不同,分别考察了离心 II 型和离心 Z 型模式。

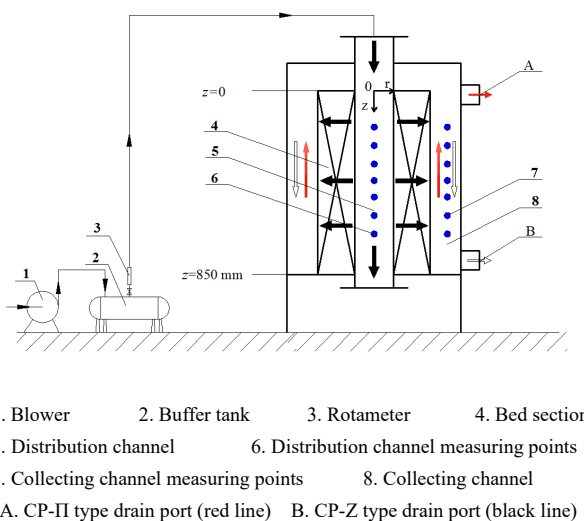


图1 实验装置及流程示意图  
Fig.1 Schematic diagram of experiment system and procedure

### 2.2 实验介质及操作条件

气体介质采用空气,颗粒床层内装填的固体介质采用石英砂颗粒。一般低压和常压径向床反应器端点动压  $\gamma u_0^2 / (2g) < 20 \sim 50 \text{ kg/m}^2 (0.2 \sim 0.5 \text{ MPa})$ <sup>[14]</sup>, 其中  $\gamma$  为流体重度 ( $\text{kg/m}^3$ ),  $u_0$  为分气流道进口表观气速 ( $\text{m/s}$ )。综合考虑实验安全性和考察内容,选择进气流量  $Q = 120 \sim 240 \text{ m}^3/\text{h}$ , 对应的分气流道进口表观气速  $u_0 = 8.66 \sim 17.33 \text{ m/s}$ 。石英砂颗粒的粒径为 0.40~1.41 mm, 平均粒径为 0.77 mm, 颗粒堆积密度约为  $1600 \text{ kg/m}^3$ , 床层堆积空隙率约为 0.35。

### 2.3 压力测量方法及测点布置

分气流道内压力信号的测量采用 CGYL-300B 型传感器(量程 0~5 kPa, 精度 0.25%, 北京中能博宇传感科技有限公司)。采样频率均为 1 Hz, 采样时间均为 60 s, 在每个工况下进行 3 次采样,然后取三组数据的平均值。为保证测量精度,集气流道内压力信号的测量采用 2000MACREHFLIC 型微压差计(量程 -60~60 Pa, 精度 2%, MACROSCOPIC 公司)。采用压力传感器测量后,当临近测量点压力差距不大时,再辅以微压差计测量两点间压差。微压差计主要用于集气流道的压力测量及分气流道的压差校核。

基于与分气流道和集气流道有效接触的约翰逊网区域 ( $H = 850 \text{ mm}$ ), 以该区域约翰逊网上平面所在高度为零点,在分气流道和集气流道的等高度位置,按照纵向

等间隔  $h=80\text{ mm}$  的方式, 沿轴向向下分别布置了 7 个压力测点(图 1), 对应的相对轴向位置分别为  $z/H=0.22, 0.31, 0.41, 0.50, 0.59, 0.69, 0.78$ 。其中, 分气流道测点靠近流道中心轴线, 由于对称性, 理论上和模拟结果均表明该处气体沿轴向流动。集气流道内测量点靠近边壁, 流体沿壁面流动, 近似看作轴向流动。同时, 将测量口沿径向、垂直于气体轴向流动方向布置, 以测量该位置处气体静压。

### 3 结果与讨论

#### 3.1 气体流道内压力及颗粒床层压降沿轴向的分布

##### 3.1.1 分气和集气流道内压力沿轴向的分布

图 2(a)~2(d)分别给出了径向固定床在离心  $\Pi$  型和离心  $Z$  型操作模式下分气和集气流道内的压力轴向分布。由图 2(a)和 2(c)可看出, 在分气流道中, 沿进气方向由上至下压力总体均呈上升趋势。结合式(1)分析, 这是由于流道内压力变化主要受到动量交换、摩擦阻力的影响, 低流速下还可能受重力影响, 其中气体与壁面的

摩擦作用会导致压力下降, 而高度降低引起的重力变化和流速降低产生的动量交换作用会使压力升高。当后者的作用比前者更显著时, 分气流道内的压力沿轴向向下总体呈上升趋势。在两种操作模式下, 虽然集气流道出口位置发生了改变, 但分气流道内压力沿轴向分布近乎相同, 未发生显著变化。

在离心  $\Pi$  型操作模式下[图 2(b)], 集气流道中压力沿轴向向下呈上升趋势; 在离心  $Z$  型操作模式下[图 2(d)], 压力沿轴向向下呈下降趋势。在离心  $\Pi$  型模式下, 集气流道内气体总体沿轴向向上流出, 在离心  $Z$  型模式下, 集气流道内气体总体沿轴向向下流出, 在两种模式的集气流道中, 压力均沿气体流动方向总体呈下降的趋势。这是由于流道内压力变化主要受到动量交换、摩擦阻力的影响, 低流速下还可能受到重力影响。集气流道内, 沿气体流动方向, 气体与壁面的摩擦作用和流速增大产生的动量交换作用相叠加, 导致压力有所下降; 而高度变化引起的重力变化使之降低(或增大); 当前者的作用比后者更显著时, 集气流道内的压力沿气体流动方向总体将呈下降趋势。

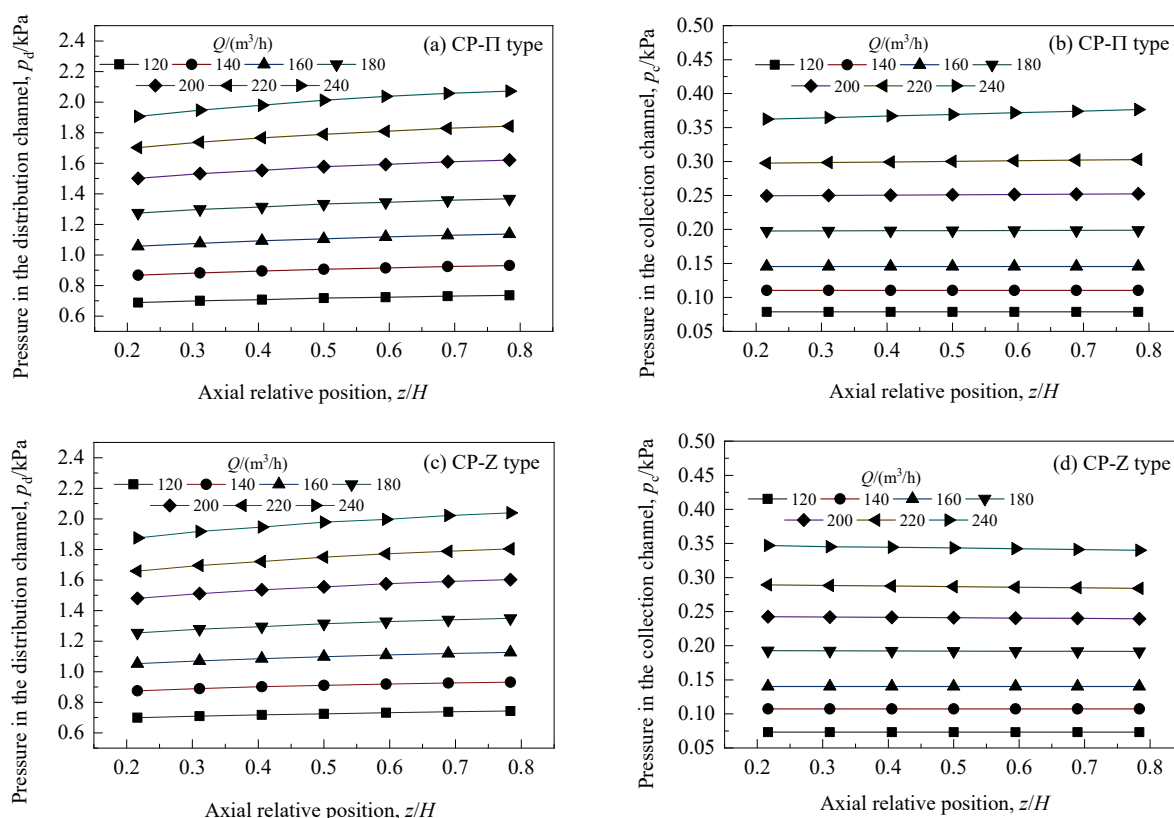


图 2 离心  $\Pi$  型和  $Z$  型操作模式下气体流道内的压力轴向分布

Fig.2 Axial distributions of pressure in the flow channels in the axial direction with CP-II type and CP-Z type operation mode

### 3.1.2 颗粒床层压降沿轴向的分布及压降分布不均匀度

相同轴向高度位置处,分气流道和集气流道间的压力差值即为该轴向位置的颗粒床层压降,可理解为气体通过颗粒床层的推动力。前人认为气速分布均匀的理想情况为床层两侧的压降不随轴向高度变化而变化<sup>[22]</sup>,故认为床层两侧的压降沿轴向方向变化越小时,气体在颗粒床层区域的分布越均匀。

图3(a)和3(b)为离心Π型和Z型的颗粒床层压降沿轴向的分布。结合图2可得出,在离心Π型气体流道

中,分气流道和集气流道内气体流动方向相反,两流道内压力均沿轴向方向增大,可相互抵消一部分;而在离心Z型气体流道中,分气流道和集气流道内气体流动方向相同,两流道内压力沿轴向方向分别增大和减小,两者相互叠加。虽然两种模式下颗粒床层压降(分气流道和集气流道间的压力差值)均沿轴向向下呈上升趋势,但离心Π型气体流道的颗粒床层压降沿轴向的变化量略小于离心Z型。

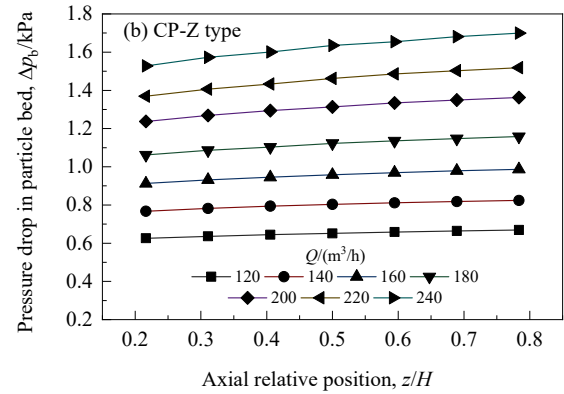
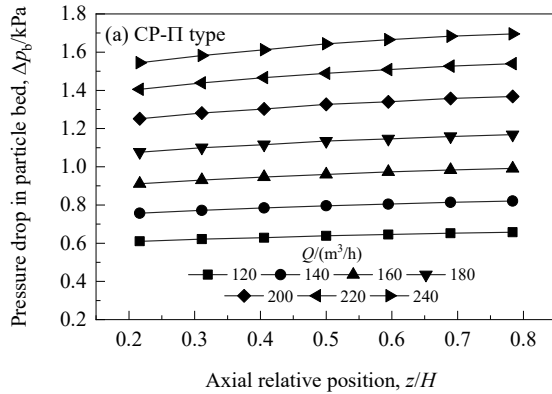


图3 离心Π型和Z型径向操作模式下固定床内颗粒床层压降沿轴向的分布

Fig.3 Axial distributions of pressure drop in particle bed in fixed bed with CP-II type and CP-Z type operation modes

根据颗粒床层压降沿轴向分布情况,通过式(2)<sup>[23]</sup>可计算颗粒床层压降轴向分布的不均匀度,用于分析颗粒床层压降沿轴向分布的均匀性。不均匀度越小,表明颗粒床层压降沿轴向分布越均匀。图4为离心Π型和Z型操作模式下颗粒床层压降分布不均匀度随气体流量的变化。由图可看出,两种模式下颗粒床层压降轴向分布的不均匀度均随气体流量增加有所增大,相较于离心Z型,离心Π型模式的压降分布不均匀度更小,其与宋续祺等<sup>[17]</sup>的研究结果一致。

$$\eta = \frac{\sqrt{\sum_{i=1}^m (\Delta p_{bi} - \overline{\Delta p_b})^2 / (m-1)}}{\overline{\Delta p_b}} \quad \left( \overline{\Delta p_b} = \sum_{i=1}^m \Delta p_{bi} / m \right) \quad (2)$$

式中,  $\eta$  为气体沿轴向分布不均匀度,  $m$  为实验中测点个数( $m=7$ ),  $i(1\sim7)$  为主流道测点位置,  $\Delta p_b$  为颗粒床层压降(Pa),  $\Delta p_{bi}$  为测点间颗粒床层压差(Pa),  $\overline{\Delta p_b}$  为测点间颗粒床层平均压差(Pa)。

### 3.2 径向床内气速分布情况

#### 3.2.1 颗粒床层内侧壁面处径向气速沿轴向的分布

由于颗粒床层内径向气速随半径增大而降低,本研究重点分析颗粒床层内侧壁面处(即气体刚由分气流道进入颗粒床层的径向位置处)径向气速沿轴向的分布情况。根据不同轴向位置的局部颗粒床层压降,颗粒床层

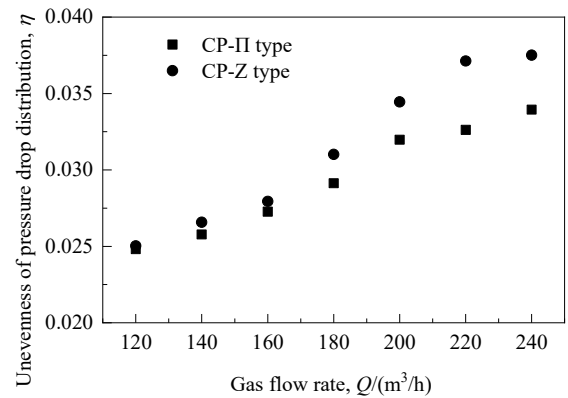


图4 离心Π型和Z型操作模式下颗粒床层压降分布不均匀度随气体流量的变化

Fig.4 Variations of unevenness of pressure drop distribution in particle bed with gas flow rate with CP-II type and CP-Z type operation modes

内侧壁面处的局部径向气速可由 Ergun 方程的转换式(3)计算得出。

$$\Delta p_b = \frac{\mu u_n}{\alpha} \ln \frac{R}{r_1} + \frac{C_2 \rho u_n^2}{2} \left( \frac{1}{r_1} - \frac{1}{R} \right) \quad (3)$$

式中,  $\mu$  为流体黏度(Pa·s),  $u_{r1}$  为颗粒床层内侧壁面处径向初始气速(m/s),  $\alpha$  为黏性阻力系数,  $R$  为集气流道半



径(m),  $r_1$  为分气流道半径(m),  $C_2$  为惯性阻力系数。

以分气流道一侧为例, 图 5 为离心  $\Pi$  型和 Z 型气体进入颗粒床层处径向风速随轴向位置和气体流量的变化。由图可看出, 在离心  $\Pi$  型和 Z 型操作模式中, 气体进入颗粒床层位置处径向风速在相同气体流量下均随轴向位置下移而略有增大, 且均随气体流量增大而增大。

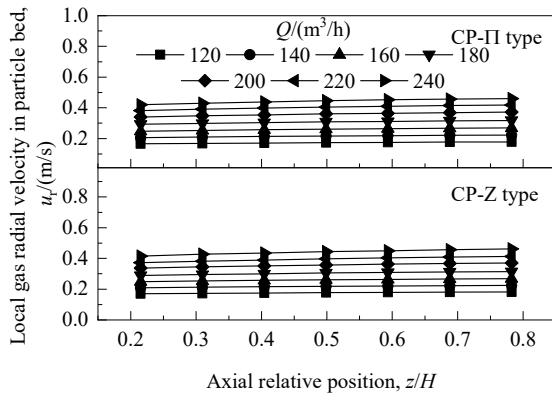


图 5 不同气体流量下颗粒床层内侧面处径向风速随轴向位置的变化

Fig.5 Variations of local gas radial velocity in inner wall of particle bed with axial relative position under different gas flow rates

### 3.2.2 基于气体质量衡算的流道内风速沿轴向分布的计算方程

根据图 5 中离心  $\Pi$  型和 Z 型径向风速分布随气体流量的变化, 任一给定气体流量下可拟合得到颗粒床层内侧面处的局部径向风速  $u_{r1}=az+b$ 。考虑到可能存在的误差, 修正为  $u_{r1}=E_0(az+b)$ , 式中,  $E_0, a, b$  为常数。

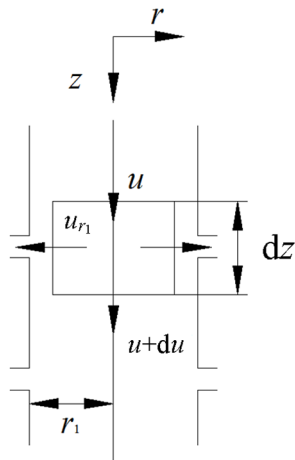


图 6 分气流道气体流动过程示意图

Fig.6 Schematic diagram of gas flow process in the distribution channel

在分气和集气流道内可选取高为  $dz$  的微元控制体 (图 6), 对气体进行流量衡算, 可得式(4)。通过颗粒床层内侧面处的局部径向风速  $u_{r1}$  可求得流道内风速  $u$  沿轴向的分布式。

$$uA_0 = (u + du)A_0 + u_{r1}A_1 \quad (4)$$

式中,  $A_0$  为分气流道横截面积( $m^2$ ),  $A_1$  为所取微元控制体的侧面积( $m^2$ )。

将  $A_0 = \pi r_1^2$ ,  $A_1 = 2\pi r_1 dz$  代入式(4)可得式(5)。

$$\frac{du}{dz} = -\frac{2u_{r1}}{r_1} \quad (5)$$

将  $u_{r1}=E_0(az+b)$  代入式(5), 积分可得到式(6)。

$$u = -\frac{2E_0}{r_1} \left( \frac{a}{2} z^2 + bz \right) + E_1 \quad (6)$$

将边界条件  $\begin{cases} u|_{z=0} = u_0 \\ u|_{z=H} = 0 \end{cases}$  与式(6)联立可得式(7)。

$$E_1 = u_0, \quad E_0 = \frac{r_1 u_0}{aH^2 + 2bH} \quad (7)$$

式中,  $H$  为床层有效接触区高度(m),  $E_1$  为常数。

将式(7)代入式(6)即可得分流流道风速沿轴向分布式。

$$u = -\frac{2u_0}{aH^2 + 2bH} \left( \frac{a}{2} z^2 + bz \right) + u_0 \quad (8)$$

采用相同方式可得到离心  $\Pi$  和 Z 型操作模式下集气流道内的风速  $u_R$  沿轴向的分布式。

$$u = \begin{cases} \frac{2u_R}{aH^2 + 2bH} \left( \frac{a}{2} z^2 + bz \right) & \text{CP-Z} \\ u_R - \frac{2u_R}{aH^2 + 2bH} \left( \frac{a}{2} z^2 + bz \right) & \text{CP-}\Pi \end{cases} \quad (9)$$

### 3.3 分气流道内整体和局部动量交换系数

#### 3.3.1 动量交换系数对压力的敏感性分析

采用上述方法求解时, 需保证动量交换系数计算的准确性, 为此考察了压力对动量交换系数的影响。根据式(1), 假设压力测量值偏差为  $p_w$ (Pa), 引起动量交换系数误差为  $K_w$ , 可得到式(10)。

$$\frac{d(p + p_w)}{dz} \pm \rho g + 2\rho(K + K_w)u \frac{du}{dz} \mp \frac{\lambda}{2D_c} \rho u^2 = 0 \quad (10)$$

将式(1)和(10)相减, 得到式(11)。实验中计算动量交

换系数时, 需要两个测点位置的数据, 此时可将式(11)离散为式(12)。

$$\frac{dp_w}{dz} + 2\rho K_w u \frac{du}{dz} = 0 \quad (11)$$

$$\frac{|\Delta p_w|}{\Delta z} = \rho K_w \frac{|\Delta u^2|}{\Delta z} \quad (12)$$

式中,  $\Delta p_w$  为两侧点间压力测量值偏差值之差(Pa),  $\Delta u$  为流道内两测点气速之差(m/s),  $\Delta z$  为流道首末两测点轴向位置间距(m)。

由于  $|\Delta p_w| \leq 2p_{w,\max}$ , 故有式(13)。

$$K_{w,\max} = \frac{2p_{w,\max}}{\rho|\Delta u^2|} \quad (13)$$

式中,  $K_{w,\max}$  为最大动量交换系数偏差,  $p_{w,\max}$  为最大压力测量值偏差(Pa)。

离心型径向床中, 分气和集气流道根据文献[14]设计, 分气流道横截面积远小于集气流道, 气速较大, 压力变化对动量交换系数  $K$  的影响较小。从降低实验测量误差影响, 尽可能准确反映动量交换系数变化规律的角度考虑, 本研究主要基于分气流道内的动量交换系数进行考察。

### 3.3.2 分气流道内整体动量交换系数

采用式(1)计算分气流道整体动量交换系数, 得到分气流道的整体动量交换系数如表1所示。由表1可以看出, 离心型径向固定床分气流道中的整体动量交换系数几乎不随离心 II 型、Z 型模式和气体流量的变化而变化, 其值均在 0.76~0.84 范围内, 这与李瑞江等[16]在大型径向反应器中所得数值范围相近。

表1 离心型径向固定床分气流道的整体动量交换系数  
Table 1 Overall momentum exchange coefficients in the distribution channel of centrifugal radial fixed bed

$Q/(m^3/h)$	$u_0/(m/s)$	$Re_0 \times 10^4$	$K_d$	
			CP-II type	CP-Z type
120	8.66	4.10	0.83	0.76
140	10.11	4.78	0.84	0.76
160	11.55	5.46	0.83	0.77
180	12.99	6.14	0.77	0.79
200	14.44	6.83	0.82	0.84
220	15.88	7.51	0.79	0.82
240	17.33	8.19	0.81	0.79
Average			0.82	0.79

### 3.3.3 基于气体动量衡算的流道内局部动量交换系数的计算方法

以分气流道为例, 气体进口处为高气速端, 靠近约翰逊网壁面的气体沿径向分流入颗粒床层, 使流道内气速沿径向分布不均; 而低气速端, 径向穿过约翰逊网的气速仍维持在较高值[18], 穿孔气体对流道内的流动和边界层的影响仍较显著, 这些均极有可能影响局部动量交换系数。

借鉴式(1)的计算方法, 在流道内可选取高为  $\Delta z$  的微元控制体(图7), 对气体进行动量衡算, 可得到不同轴向位置的局部动量交换系数的计算方程, 如式(14)所示。其中摩擦阻力系数采用式(15)计算, 不同轴向位置的局部气速采用式(8)计算。

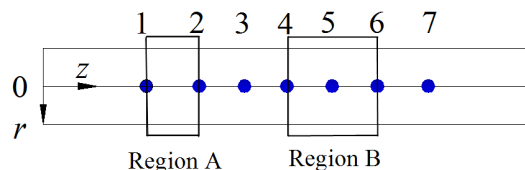


图7 分气流道内局部动量交换系数的计算区域示意图  
Fig.7 Schematic diagram of the calculation area of the local momentum exchange coefficient in the distribution channel

$$K = \frac{\Delta p_i \pm h_{f_i} \mp \rho g}{\rho \Delta u_i^2}, \quad h_{f_i} = \lambda_i \frac{\rho u_i^2 \Delta z}{2D_c} \quad (14)$$

$$\begin{cases} \lambda_i = \frac{u_i \rho D_c}{\mu} & Re \leq 4000 \\ \frac{1}{\sqrt{\lambda_i}} = -2 \lg \left( \frac{2.51}{Re_i \sqrt{\lambda_i}} + \frac{\varepsilon}{3.7 D_c} \right) & Re > 4000 \end{cases} \quad (15)$$

式中,  $h_f$  为摩擦阻力损失(Pa),  $Re$  为主流道雷诺数,  $\Delta p$  为主流道轴向压力差(Pa),  $\varepsilon$  为管壁绝对粗糙度(m),  $h$  为相邻测点间隔(m)。

将根据实验测点的布置情况, 结合图7计算不同位置处局部动量交换系数。式(14)和(15)中,  $\Delta p_i$ ,  $\Delta u_i^2$  的计算过程如下: (1) 首末2个点采用迎风差分格式进行计算, 即第1个点  $\Delta p_1 = p_2 - p_1$ ,  $\Delta u_1^2 = u_2^2 - u_1^2$ ,  $\Delta z_1 = h$ ; 第7个点  $\Delta p_7 = p_7 - p_6$ ,  $\Delta u_7^2 = u_7^2 - u_6^2$ ,  $\Delta z_7 = h$ (图7区域A)。(2) 中间5个点采用中心差分法进行计算, 在位置  $i$  处,  $\Delta p_i = p_{i+1} - p_{i-1}$ ,  $\Delta u_i^2 = u_{i+1}^2 - u_{i-1}^2$ ,  $\Delta z_i = 2h$ (图7区域B)。

### 3.3.4 分气流道局部动量交换系数变化

为更好描述局部动量交换系数的变化, 对沿程流速比  $u/u_0$  (分气流道不同轴向位置的气速与入口速度之比) 进行了研究。

基于文献[17,24]和实验数据, 利用式(14)可得到分

气流道的局部动量交换系数, 其随沿程流速比的变化如图 8 所示。可发现分气流道内相对局部动量系数沿流动

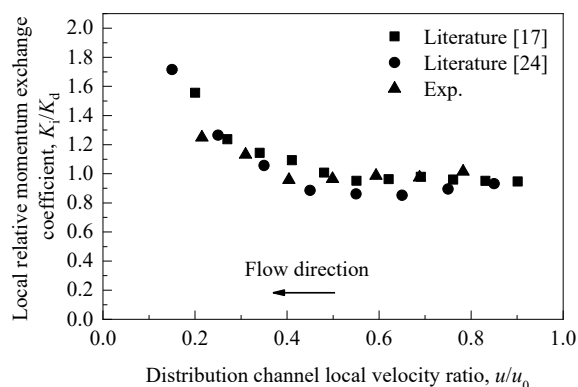


图 8 分气流道内相对局部动量交换系数随沿程流速比的变化

Fig.8 Variation of local relative momentum exchange coefficient in the distribution channel with velocity ratio

方向(流速比  $u/u_0$  由高到低)发生变化, 并非一个定值。气体流经分气流道中上部时, 局部动量交换系数  $K$  相对较低且随高度变化较小; 但当到达分气流道中下部时,  $K$  呈现较大的增加趋势。这说明分气流道内, 靠近气体入口的高流速端虽然存在较大的流速分布不均匀性, 但

其对局部动量交换系数影响较小; 远离气体入口的低流速端虽然轴向流速减小, 但径向穿孔气体对主流道内流体流动、管壁边界层等的影响仍然较大, 且动量交换项中速度值较低, 从而使局部动量交换系数有所增大。

离心型径向床分气流道在离心  $\Pi$  型和  $Z$  型操作模式和不同入口气体流量下的局部动量交换系数如图 9 所示。可看出, 在离心  $\Pi$  型和  $Z$  型操作模式下, 不同入口气体流量下的分气流道局部动量交换系数均沿轴向发生变化, 高流速端数值几乎不变, 但在低流速端数值有所增大。不同模式和入口气体流量下, 相同流速比  $u/u_0$  时的局部动量交换系数较接近。由此可见, 局部动量交换系数仅表现为流速比  $u/u_0$  的函数, 与流动模式和气体流量无关。由图 9 可看出, 数据曲线转折点大致在 0.4~0.5。通过拟合结果与实验值对比后可发现, 0.43 为转折点时最大误差和平均误差分别为 11%和 5%, 均为最小值。基于本研究实验数据, 拟合得到分气流道局部动量交换系数方程如式(16)所示。经过对比发现, 计算值与实验值误差在 11%以内, 计算较精确。

$$\begin{cases} K = 0.577 (u/u_0)^{-0.385} & u/u_0 \leq 0.43 \\ K = 0.806 - 0.034 u/u_0 & u/u_0 > 0.43 \end{cases} \quad (16)$$

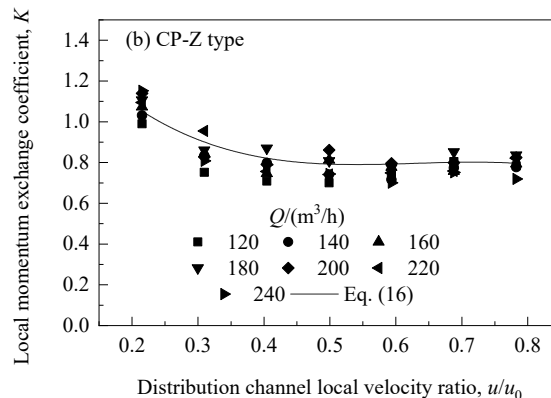
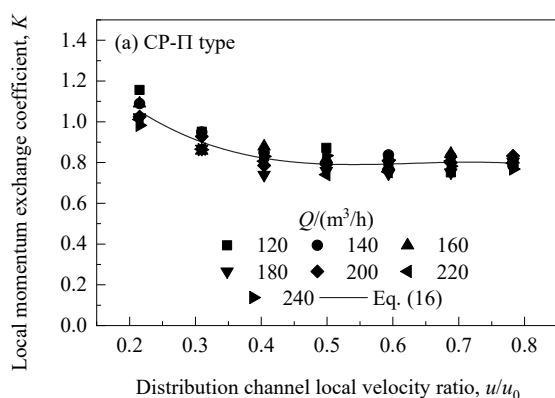


图 9 径向固定床分气流道的局部动量交换系数实验值和计算值的对比

Fig.9 Comparisons of experimental and calculation values of local momentum exchange coefficient in the distribution channel of radial fixed bed

## 4 结 论

在离心型径向固定床冷模实验装置上, 采取离心  $\Pi$  型和  $Z$  型操作模式, 研究了不同入口气体流量下, 气流道内的压力分布和局部动量交换系数的变化规律, 得到以下结论:

(1) 离心型径向固定床中, 分气流道内的压力沿气体轴向流动方向呈增加趋势, 集气流道内的压力沿气体

轴向流动方向呈降低趋势。离心  $\Pi$  型操作模式下的颗粒床层压降分布曲线和分布不均匀指数略优于离心  $Z$  型。

(2) 颗粒床层内侧壁面处径向流速分布可根据颗粒床层压降分布采用 Ergun 方程计算, 气体分布均匀性离心  $\Pi$  型略优于离心  $Z$  型。分气和集气流道内流速沿轴向分布可通过对流动内气体进行流量衡算得到, 流速沿轴向发生非线性变化。

(3) 相较于集气流道, 分气流道内动量交换系数对



压力测量误差的敏感度较小。整体动量交换系数不随操作模式、气体流量发生变化,与文献结果相近。而局部动量交换系数仅是流速比  $u/u_0$  的函数,在靠近气体入口的高流速端数值相对较低且变化较小,而在远离气体入口的低流速端数值较大且呈增加趋势,可表达为

$$\begin{cases} K = 0.577 (u/u_0)^{-0.385} & u/u_0 \leq 0.43 \\ K = 0.806 - 0.034 u/u_0 & u/u_0 > 0.43 \end{cases}$$

计算值与实验值误差在 11% 以内。

## 参考文献

- [1] Mu Z Z, Wang J F, Wang T F, et al. Optimum design of radial flow moving-bed reactors based on a mathematical hydrodynamic model [J]. Chemical Engineering and Processing, 2003, 42(5): 409–417.
- [2] 李瑞江, 朱子彬. 径向流反应器的研发和应用 [J]. 化学反应工程与工艺, 2008, 24(4): 368–374.  
Li R J, Zhu Z B. Development and application of radial flow reactor [J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 2008, 24(4): 368–374.
- [3] Panahandeh M R, Fathikaljahi J, Taheri M. Steady-state modeling and simulation of an axial-radial ammonia synthesis reactor [J]. Chemical Engineering & Technology, 2003, 26(6): 666–671.
- [4] 朱子彬, 朱学栋, 李瑞江, 等. 一种连续催化重整、脱氢反应器: CN1454972 [P]. 2003–11–12.  
Zhu Z B, Zhu X D, Li R J, et al. Continuous catalytic reforming and dehydrogenation reactor: CN1454972 [P]. 2003–11–12.
- [5] Wang R J, Fan Y P, Lu C X. Gas axial dispersion behavior and gas residence time in the radial flow bed [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2017, 56(42): 12203–12214.
- [6] 朱子彬, 杨宝贵, 李瑞江, 等. 二甲苯异构化和甲苯歧化的反应方法及装置: CN1341585 [P]. 2002–03–27.  
Zhu Z B, Yang B G, Li R J, et al. Reaction method and device for xylene isomerization and toluene disproportionation: CN1341585 [P]. 2002–03–27.
- [7] 唐忠利, 徐明杨, 张俊. 径向流空气纯化器内流场的模拟与分析 [J]. 天津大学学报(自然科学与工程技术版), 2016, 49(3): 305–313.  
Tang Z L, Xu M Y, Zhang J. Simulation and analysis on gas flow distribution in radial flow air adsorber [J]. Journal of Tianjin University (Science and Technology Edition), 2016, 49(3): 305–313.
- [8] Mohamed A, Wayne E M, Abdo A H, et al. The use of nutshell carbons in drinking water filters for removal of trace metals [J]. Water Research, 2003, 38(4): 1062–1068.
- [9] Nan Y, Lin R, Liu J, et al. Adsorption equilibrium and modeling of water vapor on reduced and unreduced silver-exchanged mordenite [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2017, 56(28): 8095–8102.
- [10] Nan Y, Tavlarides L L, Depaoli D W. Adsorption of iodine on hydrogen reduced silver exchanged mordenite: experiments and modeling [J]. AIChE Journal, 2017, 63(3): 1024–1035.
- [11] Lin R, Ladshaw A, Nan Y, et al. Isotherms for water adsorption on molecular sieve 3A: influence of cation composition [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2015, 54(42): 10442–10448.
- [12] 宋续祺, 金涌, 俞芷青. 移动床技术的现状与发展前景 [J]. 化工进展, 1994, (3): 40–45.
- [13] Song X Q, Jin Y, Yu Z Q. Present status and development of moving bed technique [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 1994, (3): 40–45.
- [13] 徐志刚, 俞丰, 李瑞江, 等. 垂直多孔通道中的变质量流动 [J]. 过程工程学报, 2003, 3(1): 1–7.  
Xu Z G, Yu F, Li R J, et al. Variable-mass flow through the vertical perforated channels [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2003, 3(1): 1–7.
- [14] 张成芳, 朱子彬, 徐懋生, 等. 径向反应器流体均布设计的研究 [J]. 化工学报, 1979, 30(1): 67–68.  
Zhang C F, Zhu Z B, Xu M S, et al. An investigation of design on the uniform fluid distribution for radial reactors [J]. CIESC Journal, 1979, 30(1): 67–68.
- [15] 金涌, 俞芷青, 孙竹范, 等. 流化床多管式气流分布器的研究(II) 分布器设计参数的确定 [J]. 化工学报, 1984, 35(3): 203–212.  
Jin Y, Yu Z Q, Sun Z F, et al. Investigations on branched pipe distributors for fluidized beds (II) determination of design parameters for branched pipe distributors [J]. CIESC Journal, 1984, 35(3): 203–212.
- [16] 李瑞江, 陈春燕, 吴勇强, 等. 大型径向流反应器中流体均布参数的研究 [J]. 化学工程, 2009, 37(10): 32–35.  
Li R J, Chen C Y, Wu Y Q, et al. Parameters for uniform distribution of stream in large-scale radial flow reactors [J]. Chemical Engineering (China), 2009, 37(10): 32–35.
- [17] 宋续祺, 汪展文, 金涌, 等. 移动床径向反应器中流体力学行为的研究 [J]. 化工学报, 1992, 43(3): 16–22.  
Song X Q, Wang Z W, Jin Y, et al. Study on hydrodynamic of radial flow moving-bed reactor [J]. CIESC Journal, 1992, 43(3): 16–22.
- [18] 吴民权, 黄发瑞, 杜贫, 等. 径向流固定床反应器的流动特性研究及结构参数的合理选择 [J]. 化学反应工程与工艺, 1993, 9(4): 74–80.  
Wu M Q, Huang F R, Du P, et al. A study on flow characteristics and reasonable selection of structural parameters on radial flow fixed bed reactors [J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 1993, 9(4): 74–80.
- [19] 李瑞江. 无控制 II 型动量交换型径向流反应器催化剂封和床层流场行为的研究 [D]. 上海: 华东理工大学, 2010: 37–41.  
Li R J. Study on catalyst seal and bed flow field behavior of uncontrolled II-type momentum exchange radial flow reactor [D]. Shanghai: East China University of Science and Technology, 2010: 37–41.
- [20] 王金福, 杜晓华, 金涌, 等. 重整径向反应器布气系统的流体力学行为及其优化设计 [J]. 石油炼制与化工, 1997, 28(4): 47–53.  
Wang J F, Du X H, Jin Y, et al. Hydrodynamic behavior and optimal design of gas distribution system in radial flow moving-bed reactor [J]. China Petroleum Processing Petrochemical Technology, 1997, 28(4): 47–53.
- [21] 王恒, 顾雄毅. 丁烯氧化脱氢径向床反应器流体力学特性研究 [J]. 化学工程, 2018, 46(3): 36–40, 56.  
Wang H, Gu X Y. Hydrodynamic characteristics of radial reactor for oxidative dehydrogenation of butene to butadiene [J]. Chemical Engineering (China), 2018, 46(3): 36–40, 56.
- [22] 王金福, 景山, 王铁峰, 等. 径向移动床反应器流场特性及其数学模拟 [J]. 高校化学工程学报, 1999, 13(5): 435–441.  
Wang J F, Jing S, Wang T F, et al. Mathematical modeling and flow field characteristics of radial moving bed reactors [J]. Journal of

- Chemical Engineering of Chinese Universities, 1999, 13(5): 435–441.
- [23] 李瑞江, 崔春霞, 吴勇强, 等. 多床层径向反应器中床层的流场行为 [J]. 过程工程学报, 2010, 10(2): 209–214.
- Li R J, Cui C X, Wu Y Q, et al. Characteristics of flow field in a multi-layered radial reactor [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2010, 10(2): 209–214.
- [24] Kareeri A A, Zughbi H D, Al-Ali H H. Simulation of flow distribution in radial flow reactors [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2006, 45(8): 2862–2874.