

# 提升管-环流床耦合反应器环流床内的固含率分布

王德武, 卢春喜

[中国石油大学(北京)重质油国家重点实验室, 北京 102249]

**摘要:** 针对催化汽油辅助反应器改质降烯烃技术, 在提升管-环流床耦合反应器大型冷模实验装置上, 研究了上部环流床内局部固含率分布及操作条件的影响, 采用径向不均匀指数分析比较了提升管上端耦合环流床及耦合常规流化床的流化质量. 结果表明, 环流床内固含率随表观气速增加而减小, 导流筒底部固含率随外循环强度增加而增加, 中上部固含率受外循环强度影响较小, 环隙内固含率随外循环强度增加略有降低. 当导流筒内表观气速  $U_{g,d} < 0.85$  m/s 时, 固含率径向分布的均匀性沿轴向向上逐渐变好, 当  $U_{g,d} \geq 0.85$  m/s 时, 则沿轴向向上先变好, 在导流筒出口处又变差; 环隙内固含率分布趋于均匀的程度依次为环隙中部>环隙下部>环隙上部. 相同条件下, 环流床内固含率分布的径向不均匀指数小于常规流化床.

**关键词:** 耦合反应器; 气-固环流床; 径向不均匀指数; 固含率分布

**中图分类号:** TQ051.1; TQ052

**文献标识码:** A

**文章编号:** 1009-606X(2008)06-1051-06

## 1 前言

为了满足车用汽油的环保要求, 中国石油大学(北京)开发了“催化汽油辅助反应器改质降烯烃技术”, 根据降烯烃过程对动力学的要求, 并结合工业装置的结构特点及系统压力平衡的限制, 辅助反应器采用了下部提升管与上部流化床层耦合的形式. 耦合反应器中, 下部提升管主要用于实现高温催化剂与低温油气的换热及反应, 并满足系统压力平衡的要求; 上部流化床层主要用于延长反应时间、强化催化汽油的异构化和芳构化反应, 从而提高降烯烃幅度. 王德武等<sup>[1-3]</sup>采用下部提升管与上部常规流化床耦合, 着重研究了提升管部分的流体力学特性. 但此类耦合反应器的应用<sup>[4]</sup>表明, 上部采用常规密相流化床层对提升管出口的气固流动阻力较大, 加之大气泡破碎的影响, 会造成装置振动与操作不稳. 对此, 借鉴环流反应器的优点, 在常规流化床内设立导流筒, 变常规流化床为气-固环流床, 利用颗粒由环隙流入导流筒过程中的剪切作用, 可以把分布器上方的大气泡破碎成小气泡, 进而提高流化质量; 同时利用颗粒环流推动力可以降低分布器上方气固流动的阻力, 这些都有利于提高降烯烃效果和装置操作的稳定性, 弥补提升管-常规流化床耦合反应器的不足.

环流反应器的研究多集中于气-液<sup>[5]</sup>、液-固<sup>[6]</sup>或气-液-固体系<sup>[7]</sup>, 对气-固体系研究得较少<sup>[8-11]</sup>, 特别是气-固环流反应器与提升管耦合, 还未见报道. 本研究针对提升管与常规流化床耦合反应器存在的不足, 采用提升管-环流床耦合, 通过实验考察了该耦合系统环流床部

分的固含率分布特性, 同时, 为了对比提升管上端耦合环流床与耦合常规流化床的流化质量, 采用固含率分布径向不均匀指数<sup>[12]</sup>进行了分析.

## 2 实验

### 2.1 实验装置及流程

图1为本实验装置流程示意图. 装置主体由下部提升管和上部环流床组成, 为便于观察实验现象, 其中的环流床部分设计成半圆形(图2). 提升管内径 0.10 m, 高 8.20 m; 环流床外筒体内壁半径  $R_o=0.39$  m, 高 5 m; 导流筒内壁半径  $R_d=0.295$  m, 高  $H_d=0.70$  m. 料仓在装置停运时用于储存环流床中的物料, 在装置刚开启时用于调控环流床中的装料高度, 在装置正常运行时, 料仓一侧的循环管线关闭. 空气由风机经缓冲罐、流量计, 分3路进入装置, 一路进入提升管底部, 为提升主风; 另一路进入料仓, 对物料起流化松动作用; 第三路进入环流床环隙中, 流化并松动其中的物料. 提升管中的颗粒在提升主风的作用下向上运动, 在提升管出口, 气体和颗粒经莲蓬头式分布器进入环流床导流筒中, 在导流筒上方进行气固分离后, 气体夹带进入稀相的少量颗粒进入旋风分离系统, 并经布袋除尘器净化后放空, 颗粒流入环隙中并向下运动. 在环隙底部, 部分颗粒在环隙与导流筒压差的推动下重新进入导流筒参与环流, 另一部分经循环管进入提升管.

### 2.2 实验介质及操作条件

本研究所用固体介质为 FCC 平衡催化剂, 其物性参数如表1所示, 流化介质为常温空气. 提升管内表观

收稿日期: 2008-07-01, 修回日期: 2008-09-03

基金项目: 国家自然科学基金重大基金资助项目(编号: 20490200); 国家杰出青年科学基金资助项目(编号: 20525621)

作者简介: 王德武(1980-), 男, 黑龙江省富锦市人, 博士研究生, 化学工程专业, Tel: 010-89733803, E-mail: xsdw\_ww@yahoo.com.cn; 卢春喜, 通讯联系人, E-mail: lxing@cup.edu.cn.

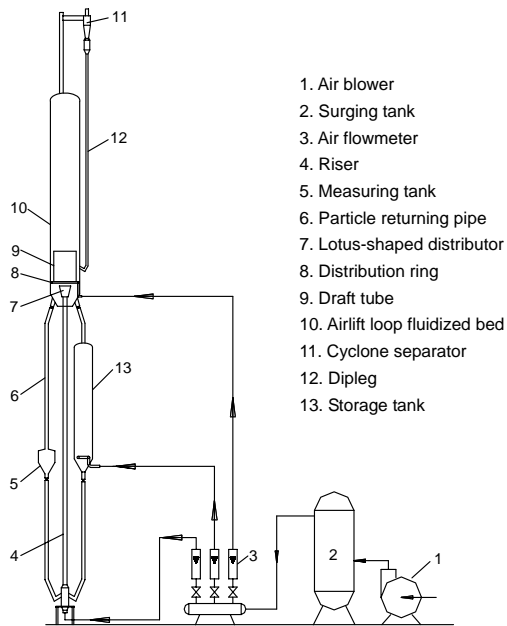


图1 实验装置示意图

Fig.1 Schematic diagram of experimental unit

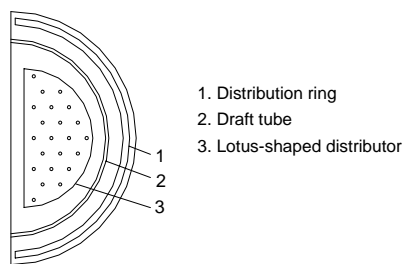


图2 环流床俯视图

Fig.2 Planform of airlift loop fluidized bed

气速为 7.78~16.63 m/s, 对应导流筒内的表观气速  $U_{g,d}=0.45\sim 0.95$  m/s, 环隙内表观气速为 0.18 m/s, 以提升管截面积为基准的颗粒外循环强度  $G_s=22.6\sim 114.9$  kg/(m<sup>2</sup>·s), 环流床内颗粒静床高度为 0.92 m, 物料淹没导流筒上沿 0.07 m.

表1 FCC平衡催化剂颗粒物性参数

Table 1 Properties of FCC equilibrium catalyst particles

Mean diameter ( $\mu\text{m}$ )	Particle density ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )	Bulk density ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )	Repose angle ( $^\circ$ )
60	1500	929	31.3

### 2.3 测量方法及测点布置

系统循环强度采用容积法测定, 局部固含率采用中国科学院过程工程研究所研制的 PV-4A 型光纤密度仪测定. 导流筒及环隙的轴向测点位置均以导流筒下沿为基准, 向上依次为  $H=0.02, 0.185, 0.35, 0.515, 0.68$  m. 以外筒体内径为基准, 导流筒内径向测点的无量纲半径  $r/R_0=0.03, 0.13, 0.28, 0.44, 0.59, 0.69, 0.74$ , 导流筒内壁的无量纲半径为 0.76, 环隙内径向测点的无量纲半径为

0.80, 0.86, 0.94, 0.99.

## 3 结果与分析

### 3.1 环流床局部固含率分布

图3选取了环流床下部( $H=0.02$  m)、中部( $H=0.35$  m)和上部( $H=0.68$  m)的3个截面, 给出了一定条件下环流床导流筒及环隙内的局部固含率分布. 由图可见, 由于床体采用了半圆形结构, 受边壁效应的影响, 导流筒内局部固含率随无量纲半径  $r/R_0$  增大先降低再增加, 这不同于圆形床随无量纲半径  $r/R_0$  增大固含率单调增加的情形, 但二者所体现的靠近边壁处固含率大、远离边壁的中心固含率小的规律是一致的. 比较同一截面处环隙与导流筒内的固含率可以看出, 环隙内的固含率通常较大, 这主要是由于环隙内的表观气速较低所致. 正是由于环隙与导流筒内的这种固含率差, 形成了颗粒环流的推动力. 沿轴向导流筒下部各径向位置固含率大于中上部, 这是由于环隙中的颗粒刚进入导流筒时处于起始加速阶段, 速度较低缘故.

应注意到, 在导流筒出口截面(如  $H=0.68$  m 处), 靠近环隙一侧的局部固含率较中部截面(如  $H=0.35$  m 处)有所增加, 这是由于在导流筒出口处环隙中有一部分颗粒流入导流筒, 使导流筒上部的轴向返混增大, 降低环流的推动力. 因此, 在以后的设计中, 导流筒出口应采取合理的结构以减小这部分颗粒的返混. 在环隙上部, 由导流筒出来的颗粒夹带部分气泡进入环隙, 在向下运动的过程中不断脱气, 所以固含率在向下的过程中逐渐增大, 到达底部后, 部分颗粒流入导流筒下方投影区域. 由于环隙下部与导流筒下部的固含率差较大, 因此该区域推动力较大, 所以颗粒运动速度加快, 固含率降低.

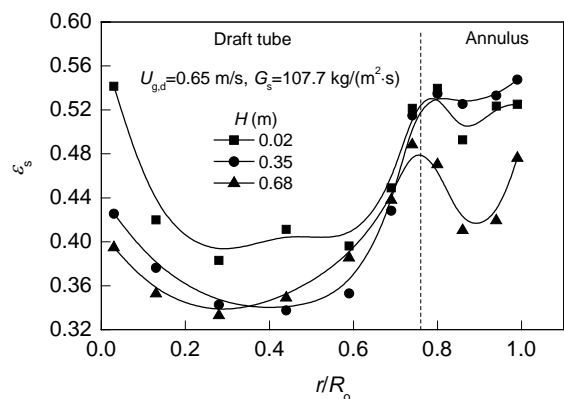


图3 环流床局部固含率分布

Fig.3 Typical radial distributions of solids hold-up in airlift loop fluidized bed

### 3.2 导流筒内表观气速对固含率径向分布的影响

图4分别给出了外循环强度一定时, 导流筒内表观

气速对导流筒及环隙内固含率径向分布的影响. 由图 4(a)可见, 在导流筒内同一截面上, 固含率随导流筒内表观气速的增加而降低. 在导流筒底端靠近环隙的区域, 局部固含率受表观气速的影响较大, 这是因为当导流筒内表观气速增加时, 颗粒环流速度加快, 导致颗粒由环隙流入导流筒时夹带的气泡数量增加, 所以在导流筒底端靠近环隙区域固含率随表观气速增加而降低的幅度较大.

由图 4(b)可见, 环隙内固含率随导流筒内表观气速增加而降低, 这是因为导流筒内表观气速增加, 颗粒环

流速度加快, 由颗粒连续性方程  $G_s = \rho_p \varepsilon U_p$  可知, 在循环强度  $G_s$  一定时, 颗粒速度  $U_p$  加快, 固含率  $\varepsilon_s$  必然降低. 由图 4(b)还可以看出, 表观气速对环隙轴向不同位置固含率影响程度不同. 在环隙上部, 固含率随导流筒内表观气速增加而降低得比较明显, 这是因为随导流筒内表观气速增加, 环流床上方区域的气固湍动程度加大, 导致颗粒由导流筒流入环隙时夹带的气泡数量增加, 这部分气泡随着环隙颗粒向下运动又不断被脱离, 因此, 环隙上部固含率随导流筒内表观气速增加而降低的程度大于环隙中部.

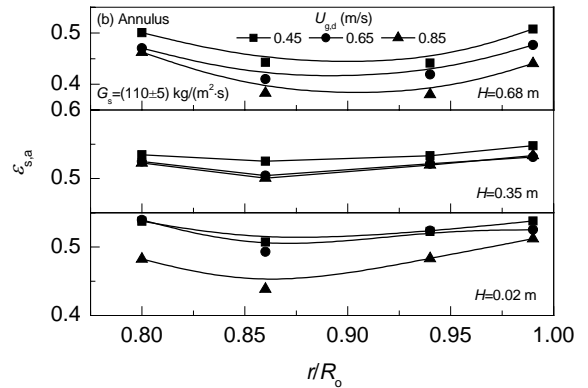
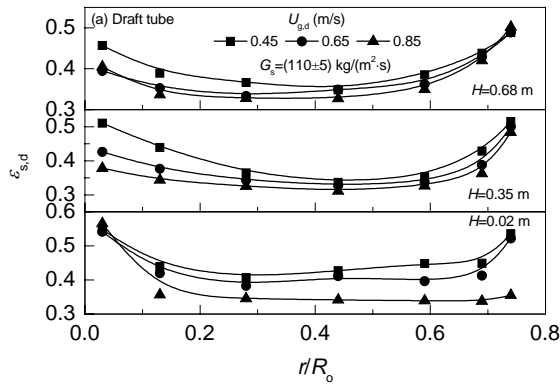


图 4 表观气速对环流床内固含率径向分布的影响

Fig.4 Effect of superficial gas velocity on radial distribution of solids hold-up in airlift loop fluidized bed

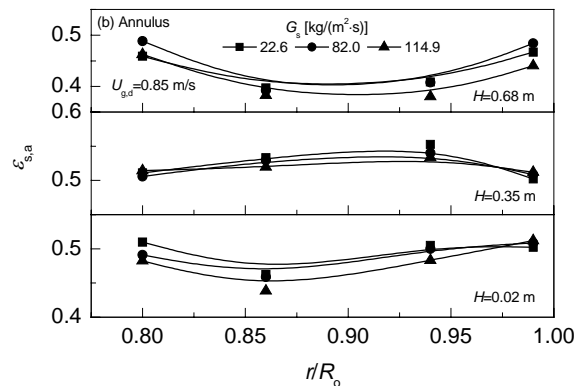
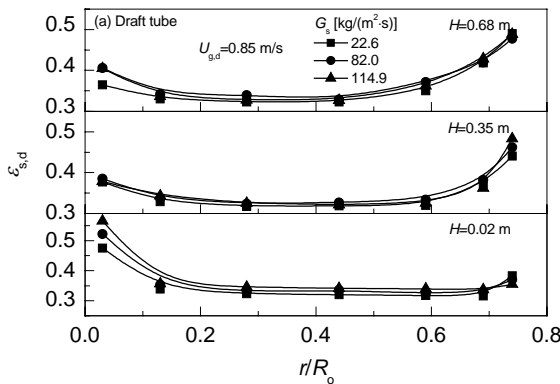


图 5 外循环强度对环流床内固含率径向分布的影响

Fig.5 Effect of outer solids flux on radial distribution of solids hold-up in airlift loop fluidized bed

### 3.3 外循环强度对固含率径向分布的影响

图 5 给出了导流筒内表观气速一定的情况下, 环流床导流筒及环隙内固含率随颗粒外循环强度的变化情况. 由图 5(a)可以看出, 随外循环强度增加, 导流筒底部固含率增大, 其他位置固含率变化较小. 在表观气速一定的情况下, 气体提供的总能量一定, 当外循环强度增加, 气体用于输送外循环颗粒的能量增加, 导致气体通过莲蓬头式分布器的射流能量降低, 对导流筒底端颗粒的加速作用减弱, 使固含率增加. 由图 5(b)可以看出,

外循环强度增加, 环隙内固含率有一定程度降低, 主要是由于外循环强度增加使环隙颗粒下行速度略有增加的缘故. 对比图 4 与 5 可见, 导流筒内表观气速对环流床内固含率的影响程度大于外循环强度的影响, 相对来讲, 操作条件对导流筒内固含率的影响大于环隙内, 环隙中部固含率受操作条件影响较小. 同时, 在本实验条件下, 相同轴向位置环隙内固含率均大于导流筒内, 说明气固环流床在与提升管耦合的情况下, 颗粒环流的推动力始终存在, 因此, 提升管与环流床耦合结构能够保

证颗粒在导流筒与环隙之间的环流及环流床与提升管之间的外循环顺利进行.

### 3.4 环流推动力的关联

环隙与导流筒内整体固含率差是颗粒环流的推动力, 若以  $\bar{\varepsilon}'_{s,a}$  表示整个环隙内平均固含率, 以  $\bar{\varepsilon}'_{s,d}$  表示整个导流筒内平均固含率, 则环流推动力  $P_s$  表示为

$$P_s = \rho_p (\bar{\varepsilon}'_{s,a} - \bar{\varepsilon}'_{s,d}) g H_d. \quad (1)$$

利用局部固含率在每个截面上进行加权平均, 求得截面平均固含率, 再把截面平均固含率在导流筒高度上进行加权平均求得环隙及导流筒的整体平均固含率  $\bar{\varepsilon}'_{s,a}$ ,  $\bar{\varepsilon}'_{s,d}$ . 由上面分析可知, 导流筒及环隙内整体平均固含率受导流筒内表观气速的影响较为明显, 故利用实验数据进行回归, 得到环隙与导流筒内整体平均固含率差 ( $\bar{\varepsilon}'_{s,a} - \bar{\varepsilon}'_{s,d}$ ) 的关联式如下:

$$\bar{\varepsilon}'_{s,a} - \bar{\varepsilon}'_{s,d} = 4.62 \times 10^{-5} Fr + 0.0706, \quad (2)$$

式中,  $Fr = U_{g,d} / \sqrt{g d_p}$  为 Froude 准数. 式(2)与实验值的对比见图 6.

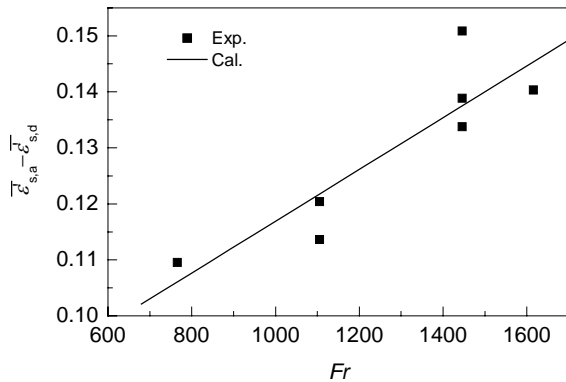


图6  $Fr$  与  $\bar{\varepsilon}'_{s,a} - \bar{\varepsilon}'_{s,d}$  的关系  
Fig.6 Correlation between  $Fr$  and  $\bar{\varepsilon}'_{s,a} - \bar{\varepsilon}'_{s,d}$

把式(2)代入式(1), 得到环流推动力的数学表达式为

$$P_s = (4.62 \times 10^{-5} Fr + 0.0706) \rho_p g H_d. \quad (3)$$

由图 6 可知, 随  $Fr$  增加,  $\bar{\varepsilon}'_{s,a} - \bar{\varepsilon}'_{s,d}$  基本呈线性关系增加, 表明环流床环流推动力随导流筒表观气速的增加而增大.

### 3.5 环流床固含率径向分布的均匀性

为了定量描述环流床轴向各位置局部固含率径向分布的均匀程度, 借鉴 Zhu 等<sup>[12]</sup>提出的径向不均匀指数 (Radial Non-uniformity Index,  $R_{NI}$ ) 来表征固含率径向分布的均匀程度:

$$R_{NI}(\varepsilon_s) = \frac{\sigma(\varepsilon_s)}{\sigma_{\max}(\varepsilon_s)}, \quad (4)$$

$\sigma_{\max}(\varepsilon_s)$  的表达式为

$$\sigma_{\max}(\varepsilon_s) = \sqrt{\bar{\varepsilon}_s (\varepsilon_{s,b} - \bar{\varepsilon}_s)}. \quad (5)$$

本实验所用颗粒的堆积固含率  $\varepsilon_{s,b} = 0.619$ .  $R_{NI}(\varepsilon_s)$  为归一化参数, 其值在 0.0~1.0 之间,  $R_{NI}(\varepsilon_s)$  越小表示固含率径向分布越均匀.

图 7 给出了不同操作条件下  $R_{NI}(\varepsilon_s)$  沿轴向的分布. 由图可见, 导流筒内径向不均匀指数沿轴向向上逐渐减小, 当气速较大时 (如  $U_{g,d} = 0.85$  m/s), 在导流筒出口又有所增加, 由此说明固含率径向分布的均匀性在颗粒向上流动的过程中逐渐变好, 在气速较大时, 在导流筒出口处均匀性会变差, 原因是气速较高时, 导流筒出口处床面湍动程度增加, 导致部分环隙的颗粒在靠近导流筒内壁一侧流入导流筒. 环隙内径向不均匀指数沿轴向呈两端大、中间小的分布特征, 且上部 > 下部 > 中部, 说明环隙固含率趋于均匀的程度依次为中部 > 下部 > 上部. 从外循环强度对均匀性的影响可以看出, 随外循环强度增大, 导流筒下部均匀性略有变差, 在中上部均匀性基本不受外循环强度的影响; 环隙内上下两端的均匀性随外循环强度增加变差, 中部均匀性随循环强度增加而变好. 从导流筒内表观气速对均匀性的影响可以看出, 导流筒内固含率分布的均匀性随表观气速的增加而变好, 这是因为表观气速增加时, 颗粒环流速度加快, 颗粒由环隙进入导流筒时对分布器上方气泡的剪切破碎能力增强, 使大气泡破碎为小气泡; 环隙内固含率分布的均匀性基本不受导流筒内表观气速的影响. 比较环流床导流筒与环隙两部分的  $R_{NI}(\varepsilon_s)$  表明, 在本实验条件下环隙内的径向分布均匀性优于导流筒内.

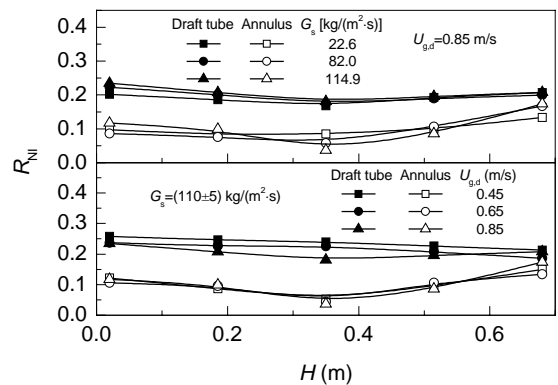


图7 环流床的径向不均匀指数  
Fig.7 Axial distributions of  $R_{NI}(\varepsilon_s)$  of airlift loop fluidized bed

为了检验颗粒环流对气泡的剪切破碎效果, 图 8 给出了相同条件下, 提升管上端耦合常规流化床和在流化床内设置导流筒后常规流化床与导流筒内的径向不均匀指数, 导流筒及常规流化床的轴向测点位置均以分布器为基准向上算起。由图可见, 环流床与常规流化床固含率径向分布均匀性沿轴向的变化趋势相近, 但在整个导流筒高度范围内, 环流床的径向不均匀指数均小于常规流化床, 说明环流床内固含率径向分布的均匀性优于常规流化床。这也进一步证实了颗粒环流对分布器上方的气泡有较强的剪切破碎作用, 提高了床内流化质量, 并且环流颗粒与来自莲蓬头式分布器的气体和颗粒的动量交换能进一步强化颗粒的径向混合, 可使整个导流筒内的固含率分布更为均匀, 这对气固反应十分有利。

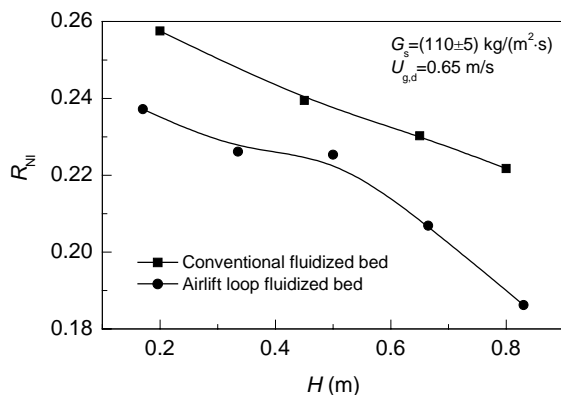


图 8 环流床径向不均匀指数与常规流化床的比较

Fig.8 Comparison of  $R_{NI}(\epsilon_s)$  between airlift loop fluidized bed and conventional fluidized bed

## 4 结论

(1) 提升管-环流床耦合反应器的环流床内局部固含率均呈边壁大、中心小的分布形式。沿轴向向上, 导流筒内局部固含率逐渐减小, 在出口靠近环隙一侧局部固含率又有所增大; 环隙局部固含率在轴向上的大小次序为中部>下部>上部。

(2) 环流床内局部固含率随导流筒内表观气速增加而降低; 导流筒底部固含率随外循环强度增加而增加, 导流筒内其他位置固含率受外循环强度的影响较小, 环隙内固含率随外循环强度的增加略有降低。

(3) 本实验条件下耦合反应器的环流床部分, 当  $U_{g,d} < 0.85$  m/s 时, 导流筒内固含率径向分布的均匀性沿轴向向上逐渐变好, 当  $U_{g,d} \geq 0.85$  m/s 时, 沿轴向向上先变好, 在导流筒出口处又变差; 环隙内固含率分布的均匀程度依次为中部>下部>上部; 环隙内固含率分布的均匀性优于导流筒内。

(4) 相同操作条件下, 提升管上端耦合环流床结构

的局部固含率分布均匀性优于上端耦合常规流化床结构。

(5) 环流推动力随导流筒内表观气速增加而增加, 建立了环流推动力的半经验模型, 实验值与计算值基本吻合。

### 符号表:

$d_p$	颗粒平均粒径 ( $\mu\text{m}$ )
$Fr$	Froude 准数
$g$	重力加速度 ( $\text{m/s}^2$ )
$G_s$	颗粒外循环强度 [ $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ]
$H$	导流筒及环隙的轴向位置 (m)
$H_d$	导流筒总高度 (m)
$P_s$	环流推动力 (Pa)
$r$	导流筒及环隙径向位置 (m)
$R_d$	导流筒内壁半径 (m)
$R_{NI}$	径向不均匀指数
$R_o$	环流床外筒体半径 (m)
$U_{g,d}$	导流筒内表观气速 (m/s)
$U_p$	颗粒速度 (m/s)
$\epsilon_s$	局部固含率
$\bar{\epsilon}_s$	截面平均固含率
$\epsilon_{s,a}$	环隙局部固含率
$\bar{\epsilon}_{s,a}$	环隙平均固含率
$\epsilon_{s,b}$	颗粒堆积固含率
$\epsilon_{s,d}$	导流筒局部固含率
$\bar{\epsilon}_{s,d}$	导流筒平均固含率
$\rho_p$	颗粒密度 ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
$\sigma(\epsilon_s)$	局部固含率标准偏差
$\sigma_{\max}(\epsilon_s)$	截面平均固含率最大标准偏差
下标	
a	环隙
d	导流筒
s, p	颗粒

### 参考文献:

- 王德武, 卢春喜. 提升管-流化床耦合反应器颗粒约束返混区的流动特性及约束作用分析 [J]. 化工学报, 2008, 59(4): 859-865.
- 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.
- 王德武, 卢春喜, 丁姗姗, 等. 提升管与流化床耦合反应器内固含率的轴向分布 [J]. 石油炼制与化工, 2007, 38(11): 41-45.
- 魏晓明. 催化裂化汽油辅助反应器改造降烯烃技术工业应用存在的问题及其改进 [J]. 石化技术与应用, 2007, 25(6): 512-515.
- 于伟, 王铁峰, 汪展文. 两级气液内环流反应器内气含率和循环液速 [J]. 化工学报, 2008, 59(5): 1107-1113.
- 郁亮, 高金森, 徐春明, 等. 液固环流反应器反应-再生系统结构对液固流动的影响与窜液分析 [J]. 高校化学工程学报, 2005, 19(3): 320-326.
- 张同旺, 高继贤, 王铁峰, 等. 三相环流反应器中的局部相含率 [J]. 过程工程学报, 2005, 5(5): 485-489.
- Liu M X, Lu C X, Shi M X. Hydrodynamic Behaviour of a Gas-Solid Air-loop Stripper [J]. Chin. J. Chem. Eng., 2004, 12(1): 55-59.
- 刘梦溪, 卢春喜. 单段高料位气-固密相环流汽提器的密度分布 [J]. 石油化工, 2001, 30(11): 850-854.
- 张永民, 卢春喜, 时铭显. 催化裂化新型环流汽提器的大型冷模实验 [J]. 高校化学工程学报, 2004, 18(3): 377-380.
- 严超宇, 卢春喜, 王德武, 等. 石油焦燃烧器环流混合段内床层的轴向密度分布 [J]. 过程工程学报, 2007, 7(1): 1-7.
- Zhu J X, Manyele S V. Radial Nonuniformity Index ( $R_{NI}$ ) in

## Distributions of Solids Hold-up in the Airlift Loop Fluidized Bed of a Riser–Airlift Loop Fluidized Bed Coupled Reactor

WANG De-wu, LU Chun-xi

(*State Key Laboratory of Heavy Oil, China University of Petroleum, Beijing 102249, China*)

**Abstract:** Based on olefin reduction technology with auxiliary reactor for FCC naphtha upgrading, a large-scale cold model experimental setup with a riser–airlift loop fluidized bed coupled reactor was established. The distributions of solids hold-up in the upper airlift loop fluidized bed were investigated. The effects of superficial gas velocity and outer solids flux on the radial distribution of local solids hold-up were analyzed. The fluidization quality of coupled airlift loop fluidized bed and coupled conventional one was compared in radial non-uniformity index. The results show that the solids hold-up of airlift loop fluidized bed decreased with increasing superficial gas velocity, and the solids hold-up in the bottom of draft tube increased with increasing outer solids flux, while outer solids flux had little effect on that in the middle-upper part of draft tube. The solids hold-up of annulus decreased slightly with increasing outer solids flux. When  $U_{g,d} < 0.85$  m/s, the uniformity of radial distributions of local solids hold-up in the draft tube gradually became well along axial direction; when  $U_{g,d} \geq 0.85$  m/s, firstly the uniformity became well along axial direction, then became worse in the exit of draft tube. The uniformity extent of distributions of solids hold-up in the annulus is middle part of annulus > bottom part of annulus > upper part of annulus. In the same condition, the radial non-uniformity index of distributions of solids hold-up of airlift loop fluidized bed was less than that of conventional fluidized bed.

**Key words:** coupled reactor; gas–solid airlift loop fluidized bed; radial non-uniformity index; distribution of solids hold-up