CIESC Journal, 2017, 68(10): 3717-3724　　化工学报 2017 年 第 68 卷 第 10 期 | www.hgxb.com.cn

研究论文

DOI：10.11949/j.issn.0438-1157.20170495

内循环微型流化床流动特性

姚梅琴，岳君容，战金辉，许光文，刘晓星

（中国科学院过程工程研究所多相复杂系统国家重点实验室，北京 100190）

摘要：针对开发适用于化学气相沉积反应动力学研究的微型流化床反应分析仪的应用需求，研究了外径为 30 mm 的内循环微型流化床中气固流动特性，具体考察了中心射流管伸入高度、内导流管直径和颗粒装载量对实现固体物料内循环的最小操作气速和导流管与环隙区间窜气的影响。结果表明，随着射流管伸入高度的增大，实现颗粒内循环流动的最小操作气速变大；存在最优的导流管直径（20 mm），使得实现颗粒环流的最小操作气速较小；增大颗粒装载量有利于降低颗粒内循环的最小操作气速。通过检测示踪气体在环隙区内的质谱信号，发现在所考察的参数范围内，反应器底部不存在导流管区向环隙区的窜气；在反应器上部，由于颗粒对气体的夹带，环隙区上部总能检测到示踪气体，且窜气特性随操作气速的增大而增强。研究结果可为设计适用于化学气相沉积反应的内循环微型流化床反应器提供参考。

关键词：微型流化床；内循环；流体力学；化学气相沉积

中图分类号：TQ 052.5　　**文献标志码**：A　　**文章编号**：0438—1157（2017）10—3717—08

Hydrodynamics of internally circulating micro fluidized bed

YAO Meiqin, YUE Junrong, ZHAN Jinhui, XU Guangwen, LIU Xiaoxing

(*State Key Laboratory of Multi-phase Complex Systems*, *Institute of Process Engineering*, *Chinese Academy of Sciences*, *Beijing* 100190, *China*)

Abstract: Considering the pressing needs of developing micro fluidized bed reaction analyzer (MFBRA) suitable for analyzing chemical vapor deposition reaction, this study conducted a preliminary research on the hydrodynamics of internally circulating micro fluidized bed. It investigated the influences of central jetting tube height, in-bed draft tube diameter and initial particle bed height on the start-up gas velocity of internal particle circulation and the gas bypass into the annulus. The results showed that raising the height of jetting tube increases the start-up gas velocity for particle internal circulation. There is an existed optimal draft tube diameter (20 mm) that minimizes such a start-up gas velocity. The start-up gas velocity becomes lower with the increase of initial particle bed height. The gas bypass into the annulus was evaluated according to the mass-spectrum intensities of the tracer gas. For the tested experimental conditions, the bypass of gas from draft tube to annulus was ignorable in the bottom section but discernable at the top of the annulus.

Key words: micro fluidized bed; internal circulation; hydrodynamics; chemical vapor deposition

引　言

气固相化学反应在工业生产中占有很重要的地位，合适的反应动力学测量仪器是获得基础数据的必要条件。鉴于目前常用的反应动力学分析仪器在等温快速反应分析方面的不足，中国科学院过程

2017-04-27 收到初稿，2017-05-08 收到修改稿。

联系人：刘晓星。**第一作者**：姚梅琴(1988—)，女，硕士。

基金项目：国家重点研发计划项目 (2016YFF0102600)；中国科学院“百人计划”项目(Y224051398)。

Received date: 2017-04-27.

Corresponding author: Prof. LIU Xiaoxing, xxliu@ipe.ac.cn

Foundation item: supported by the National Key Research and Development Program of China (2016YFF0102600) and the Hundred Talents Program of Chinese Academy of Sciences(Y224051398).

工程研究所创新研制了应用于反应动力学研究的微型流化床反应分析仪（micro fluidized bed reaction analyzer, MFBRA）[1-4]。该分析仪器利用流化床强化床料、反应样品和气体之间的传质和传热，最大程度地降低反应温度的不均匀性及外扩散对反应的影响，通过微量固体样品瞬间脉冲进样实现反应的微分化和等温下样品与床料的均匀混合。目前该仪器已成功应用于能源物质热转化反应[5-10]、不稳定物质快速复杂反应[11]、催化剂再生反应[12]、铁矿粉还原反应[13-14]及其他特殊气氛下的气固反应[2,15-17]等多种气固相化学反应动力学参数及机理的分析和测试。

目前研制的 MFBRA 所适用的气固相化学反应系统中，固相主要是反应物或者是固相反应物的产物。为了拓展微型流化床反应分析仪的应用领域，有必要研制适用于反应物为气相而产物为固相，即化学气相沉积反应的新型 MFBRA。对于化学气相沉积反应系统，固相产物不仅会沉积在反应器内固体颗粒表面，也会沉积在反应器壁面。从仪器开发角度，为了延长仪器的使用寿命，后者显然需要尽可能避免。一个可能的解决方案是在微型流化床中设置一简易可替换的导流管，并确保气相沉积反应仅发生在导流管区域。而实现此目标的基础是确保中心管区和环隙区之间固体物料能稳定循环流动而反应气体不会发生窜气行为。

目前关于微型流化床流体力学特性的研究主要集中在探讨壁面效应对起始流化速度、床层压降、床层膨胀特性及气体返混特性的影响[18-24]，对于颗粒内部环流反应器的冷态研究主要集中在大型环流反应器的尺寸、结构和操作条件的优化，以更好指导工业生产[25-29]。而对于带有中心导流管的内循环微型流化床的流体力学特性研究还未见文献报道。针对开发适用于化学气相沉积反应动力学参数测量的新型 MFBRA 的具体需求，本研究工作通过开展冷模实验，研究了反应器结构及操作参数对气固两相在环隙区和中心管区之间的流动及分配影响，以期为新型 MFBRA 的设计与优化提供基础指导。

1　实　验

1.1　实验装置及材料

本工作所采用的内循环微型流化床实验装置流程如图 1 所示，主要由内循环微型流化床反应器、流量计控制系统、压力测试采集系统及气体检测系统构成。内循环微型流化床反应器由石英玻璃制成，反应器结构如图 2 所示。主体部分的直径为 30 mm、高度为 100 mm，顶部放大段的直径为 50 mm、高度为 100 mm。床内导流管高为 85 mm，底部距离分布板 15 mm，实验中将通过改变内导流管的直径 D_d（10、15、20 mm）来考察内导流管直径对反应器内气固流动特性的影响。在内导流管底部区域布置一内径为 6 mm、壁厚为 1 mm 的中心射流管，以控制内导流管区域反应气体的流量。实验中两种中心射流管伸入高度 H_i 分别为 30、45 mm（以分布板位置为基准）。表 1 列出了不同实验所对应的反应器几何结构信息。实验中为保证气体在反应器底部入口处的均匀分布，气体分布板采用激光打孔方

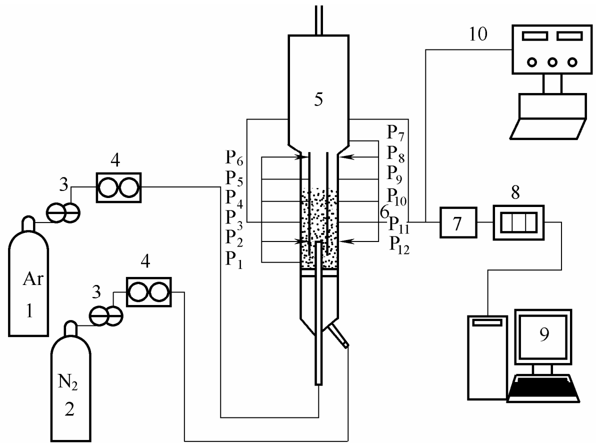

图 1　内循环微型流化床冷态实验装置流程

Fig. 1　Schematic diagram of internally circulating micro fluidized bed test system

1—Ar；2—N_2；3—pressure reducing valve；4—mass flowmeter；5—fluidized bed；6—monitoring position；7—pressure sensor；8—data acquisition system；9—computer；10—mass spectrum

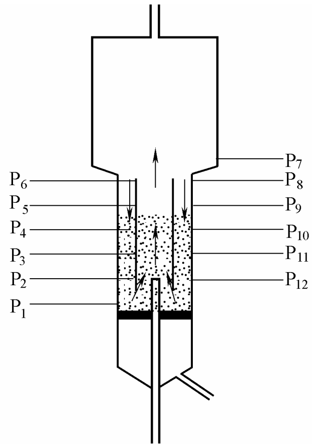

图 2　内循环微型流化床反应器结构

Fig.2　Schematic diagram of internally circulating micro fluidized bed

表 1 内循环微型流化床几何结构

Table 1 Geometrical information of investigated internally circulating micro fluidized beds

No.	H_i/mm	D_d/mm
1	—①	—
2	30	—
3	—	15
4	30	15
5	45	15
6	30	10
7	30	20

① Without jetting tube/draft tube.

式制得，孔径为 0.6 mm，并按正三角形均匀排布，分布板上方粘有一层 300 目（48 μm）的筛网以防止漏料。

为测量不同位置之间的床层压降以及气体组分信息，在分布板上方 5 mm（P1）、20 mm (P2、P12)、40 mm (P3、P11)、60 mm（P4、P10)、80 mm（P5、P9)、100 mm（P6、P8）处设置测量点，其中 P2～P6 测量点位于导流管内。压力传感器采用 DMP335 经济型差压变送器，其量程可在 0～500 Pa、0～1000 Pa、0～2000 Pa 间切换，实验过程中压差采样频率为 100 Hz，采样时间为 100 s。数据采集器为美国 MCCPMD-1608FS USB 数据采集器。气体组分信息通过过程质谱 LCD-200 检测。

实验在常温常压下进行，采用的气体为工业氮气和高纯氩气(99.999%)。所用颗粒为石英砂颗粒，通过马尔文激光粒度分析仪分析测得石英砂颗粒的平均粒径为 191 μm。

1.2 实验方法

实验中颗粒循环通量由 CCD 高速摄像的方式测得。具体操作如下[30]：在通入气体之前，于环隙区床层顶部加入高约为 5 mm 的示踪颗粒(所用的石英砂颗粒经亚甲基蓝染色后筛分，得同粒径的示踪颗粒)，本实验读取示踪颗粒在刚开始下降 20 mm 的时间来计算颗粒的循环量，计算式为

$$G_s = \frac{\rho_p A_a \Delta h}{\Delta t A_d} \tag{1}$$

式中，ρ_p 为颗粒的密度，kg·m^{-3}；A_a 为环隙的截面积，m^2；Δh 为示踪颗粒下降高度(本实验为 0.02 m)，m；Δt 为示踪颗粒降落 20 mm 所用的时间，s；A_d 为内导流管截面积，m^2。对于每种工况，实验重复 5 次，颗粒循环通量取 5 次测量结果的平均值。

需要指出的是，由式(1)计算颗粒循环通量是基于以下假设：系统通入气体后迅速进入稳态，即环隙区颗粒流动状态与时间无关；环隙区物料层以活塞流方式流动；环隙区物料层空隙率与操作条件无关。受实验条件的限制，以上假设的合理性及其带来的误差目前还无法定量评估，因此本实验中测得的颗粒循环通量只能作为定性评价指标。

实验中通过检测导流管区测量点 P2、P4、P6 和环隙区测量点 P8、P10、P12 处的气体质谱响应信号，考察气体在环隙区与导流管区之间的窜气特性。具体操作如下：在导流管内通入高纯氩气作为示踪气体，在环隙区通入工业氮气。在相应的检测点伸入毛细管，通过过程质谱检测监测点氩气和氮气的响应信号。质谱在每个气速下的采样时间为 40 s，采集频率为 10 Hz。

受实验条件的限制，本文工作中无法直接测量环隙区和内导流管区的气体流速。当中心射流管和反应器底部分布板均通入气体时，假设底部分布板处气体分布均匀，进而采用式（2)、式（3）进行环隙区和内导流管区气速的计算。

$$U_a = \frac{Q_{dis}}{A_{dis} - A_i} \tag{2}$$

$$U_d = \frac{Q_i + Q_{dis}(A_{dis} - A_i) / A_{dis}}{A_d} \tag{3}$$

2 结果与讨论

2.1 中心射流管/内导流管对最小流化速度的影响

已有的实验结果表明[18-23]，相比于常规流化床，微型流化床中强烈的壁面效应会使得物料最小流化速度(U_{mf})显著增大，床料流化滞后。为定量评估添加中心射流管和内导流管对床料流化特性的影响，采用降速法，通过测量床层压降测定了不同静床高度（H_s）下的最小流化速度。

采用 No.1 反应器和 No.2 反应器，图 3（a）比较了中心射流管对床料最小流化速度的影响，实验中流化床内中心射流管伸入高度为 30 mm。反应器中设置中心射流管稍稍提高了床料的最小流化速度。这可能是因为中心射流管的加入增大了单位体积床料所受到的壁面摩擦作用，从而延迟了床料的流化。图 3（b）比较了内导流管对床料最小流化速度的影响。实验中在空白管中垂直内置直径为 15 mm 的内导流管（No.3 反应器），将反应器分为导流管区和环隙区。内导流管底部距离分布板 15 mm。流化气体经分布板后进入整个床层。由图 3（b）可以看出，添加内导流管后，导流管内床料的最小流化速度与空白管床料最小流化速度基本相当，而环

隙区床料的最小流化速度略有提高。需要指出的是，本研究中没有直接测量环隙区和导流管区的气体流量，图 3 中所有的操作气速都是基于整个反应器直径计算得到的整体表观气速。图 3 也同时表明，提高床层的初始堆积高度也会导致最小流化速度稍稍增大，Liu 等[19]及 Guo 等[20]也得到了相似的实验结果。

综合图 3 的结果可以看出，在本文考察的内循环微型流化床系统中，床料的起始流化速度与床结构、床料高度有关，但起始流化速度的变化幅度不大（<10%）。为进一步比较床层结构和尺寸对床料起始流化速度的影响，对于所考察的气体、固体物料属性，采用流态化手册中推荐的经验公式计算了床料的起始流化速度[31]。

$$\frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu} = \left[33.7^2 + 0.0408 \times \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2}\right]^{0.5} - 33.7 \qquad (4)$$

基于式（4）计算得到的最小流化速度 U_{mf} 为 0.033 $m \cdot s^{-1}$，小于实验测量值，这说明本文所考察

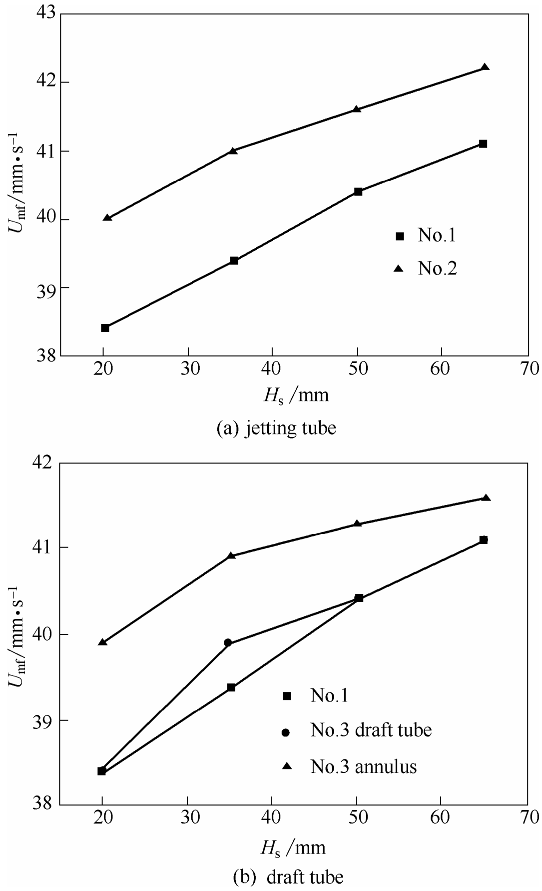

图 3 不同颗粒静床高度下射流管和导流管对最小流化速度的影响

Fig.3 Influence of jetting tube and draft tube on minimum fluidization velocity at various initial particle bed heights

的流化床系统存在一定的壁面效应。在后文实验结果讨论中，为便于比较不同操作条件的实验结果，操作气速统一用量纲 1 化表观气速（U/U_{mf}）表示。考虑到式（4）计算得到的最小流化速度与实验测量值偏差不大(<30%)，因此为统一起见，后文中所提到的最小流化速度 U_{mf} 均取为式（4）的计算结果，即 0.033 $m \cdot s^{-1}$。

2.2 中心射流管伸入高度的影响

为了考察中心射流管伸入高度对内循环微型流化床流化特性的影响，对于导流管直径 D_d=15 mm 的条件，实验考察了两种不同的中心射流管伸入高度 H_i 为 30 mm (No.4 反应器)、45 mm(No.5 反应器)。由文献[29]可知，内循环环流反应器内颗粒实现流动的推动力来自导流管区和环隙区底部的压力差，当这一压力差大于颗粒环流流动产生的阻力时，就可以实现颗粒的环流流动，将此时的操作气速称为内循环流化床的颗粒内循环启动气速。固定环隙区的操作气速，调节内导流管区的操作气速，在实验中可观察到颗粒在导流管区向上流动，而在环隙区向下流动，这种内循环流动行为称为中心气升式环流。表 2 列出了初始床层高度 H_s=65 mm 时，不同环隙区操作气速所对应的导流管区的内循环环流启动气速。其中，U_a 为环隙区的操作气速，U_d 为导流管区的启动操作气速。由表 2 可发现，环隙区操作气速 $U_a \geqslant 1.77U_{mf}$ 时，相比于中心射流管伸入高度为 45 mm 条件，中心射流管伸入高度为 30 mm 条件下实现颗粒的循环流动的导流管区内循环环流启动气速明显变小。这说明降低射流管升入高度有利于降低内循环微型流化床的颗粒内循环启动时导流管区的操作气速。

图 4 给出了 U_a=2.22U_{mf} 时中心射流管伸入高度对固体物料循环量的影响。从图中可以看出，对于给定的中心射流管伸入高度，固体颗粒物料循环量随着导流管区操作气速的增加而增大，而增加到一定值后，固体颗粒物料的循环量受导流管区操作气速的影响变小。对于给定的导流管区表观气速，固

表 2 导流管区和环隙区启动气速随射流管伸入高度的变化

Table 2 Start-up gas velocities of draft tube and annulus for different heights of jetting tube

H_i/mm	U_d / U_{mf}			
	U_a =1.33U_{mf}	U_a =1.77U_{mf}	U_a =2.22U_{mf}	U_a =2.46U_{mf}
30	G_s=0	7.57	6.02	4.46
45	G_s=0	9.13	9.13	10.97

Note: D_d=15 mm, H_s=65 mm.

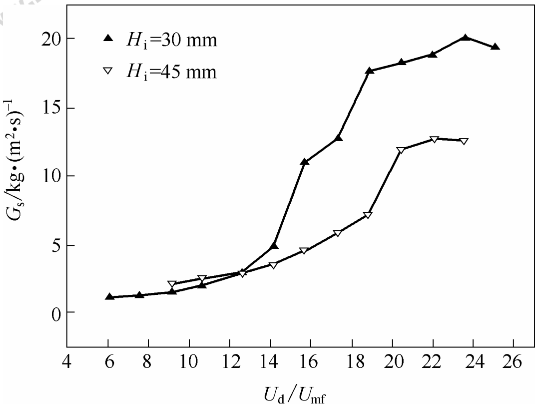

图 4　射流管伸入高度对颗粒循环量的影响

Fig.4　Influence of jetting tube height on solids circulation rate (D_d=15 mm, H_s=65 mm)

体颗粒物料的循环量随着射流管伸入高度的增加而减小。这主要是因为中心射流管伸入高度的增大，增强了内导流管和中心射流管间固体颗粒所受到的壁面摩擦作用，降低了固体颗粒的流动性，进而减小了颗粒循环通量。

由于中心射流管伸入高度为 30 mm 条件下操作气速范围、颗粒循环量都优于伸入高度为 45 mm 的条件，因此在后续的研究中将固定中心射流管伸入高度为 30 mm。

2.3　内导流管直径的影响

为考察内导流管对颗粒内循环环流启动气速和颗粒循环量影响，实验中固定中心射流管伸入高度(30 mm)和床层初始高度(65 mm)，针对内导流管直径 D_d=10，15，20 mm（分别为反应器 No.6、No.4 和 No.7）3 种情况开展了相关实验。表 3 列出了不同内导流管直径下实现固体物料内循环流动的导流管区启动操作气速。实验结果表明，在环隙区操作气速 $U_a \geqslant 2.22U_{mf}$ 条件下，随着内导流管直径的增大，实现床料内循环的导流管区启动气速逐步减小。需要指出的是，本研究工作中并没有直接测量内导流管气体流量，内导流管操作气速和环隙区的操作气速是通过式（2）和式（3）计算得到。由于反应器分布板上开孔是均匀分布的，随着内导流管直径的增大，由气体分布板进入内导流管的松动风流量逐渐增大，使得导流管内总气体流量增大，因此基于中心射流管气体流量计算得到的导流管“最小表观气速”逐步减小。由表 3 可以看到，当内导流管直径为 20 mm 时，实现内循环环流流动时导流管区的启动操作气速最小。

表 3　导流管和环隙操作气速随导流管直径的变化

Table 3　Minimum superficial gas velocities of draft tube and annulus for different draft tube diamters

D_d/mm	U_d/U_{mf}			
	U_a=1.33U_{mf}	U_a=1.77 U_{mf}	U_a=2.22 U_{mf}	U_a=2.46 U_{mf}
10	10.03	6.53	6.53	6.53
15	G_s=0	7.57	6.02	4.46
20	G_s=0	4.26	4.26	3.84

图 5 比较了内导流管直径对颗粒循环量的影响（导流管直径为 10 mm 的颗粒循环量非常少，在图中不进行对比）。内导流管直径的增大会使得在相同操作气速下颗粒的循环量增加。这主要是因为增大内导流管直径会提高松动风进入内导流管的比率，进而提高内导流管底部颗粒物料的流动性。在给定内导流管直径的条件下，提高环隙区表观气速 U_a 有利于增大床料的循环通量。这主要是因为环隙区表观气速的增大，增强了环隙区、内导流管与中心射流管间固体密相区物料的流动性。

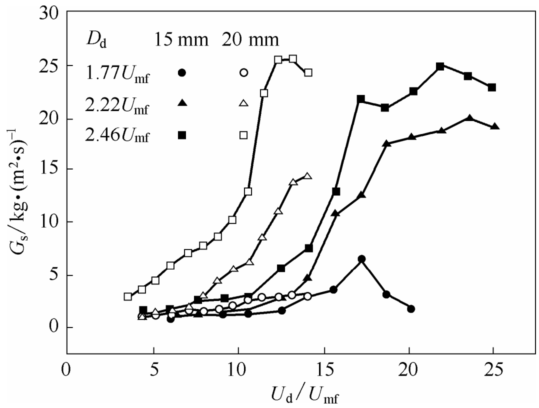

图 5　导流管直径对颗粒循环量的影响

Fig.5　Influence of draft tube diameter on solids circulation rate (H_i=30 mm, H_s=65 mm)

综合颗粒内循环环流流动的内导流管区启动气速和颗粒循环量，优选的内导流管直径为 20 mm。

2.4　颗粒装载量的影响

基于对中心射流管伸入高度和内导流管直径的实验结果，本部分实验中固定中心射流管高度为 30 mm、内导流管直径为 15 mm（No.4 反应器），考察物料装载量对启动气速和窜气特性的影响。

表 4 给出了不同颗粒装载量和环隙区操作气速情况下，实现稳定连续内循环流动的导流管启动气速。由于实验中很难直接测量环隙区和导流管区的气体流量，因此表 4 中环隙区和内导流管区表观气速（U_a、U_d）分别是通过式（2）和式（3）计算得到。实验结果表明，在给定颗粒装载量条件下，形成稳定内循环流动的导流管启动气速与环隙区表观

气速密切相关。当 $U_a=1.33U_{mf}$ 时，在颗粒装载量 $H_s<75$ mm 条件下，反应器中无法形成颗粒循环流动。当增大环隙区表观气速至 $1.77U_{mf}$ 时，除去颗粒装载量 $H_s=40$ mm，其他条件下系统内都形成了稳定的颗粒循环流动。进一步提高环隙区表观气速会使得内导流管启动气速降低。对于给定的环隙区操作气速，随着颗粒装载量的增大，实现稳定颗粒循环流动的内导流管启动气速逐步减小。这主要是因为颗粒装载量的增大减小了床料和内导流管上端间的距离，在同样床层膨胀率条件下，高颗粒装载量使得床料更易于溢出导流管，进而在环隙区和导流管区形成循环流动。由于颗粒装载量 $H_s=40$ mm 时，实现内循环流动时导流管区的启动气速太大，不利于实验操作；而颗粒装载量 $H_s>70$ mm 时，环隙区的颗粒物料容易堆积至放大段，不利于化学气相沉积反应，因此优选的床料初始堆积高度为 45～70 mm。

表 4　实现颗粒内循环流动的最小导流管表观气速

Table 4　Minimum superficial gas velocity of draft tube for realizing internal circulating flow of solids(No.4 bed)

H_s/mm	U_d/U_{mf}			
	$U_a=1.33U_{mf}$	$U_a=1.77U_{mf}$	$U_a=2.22U_{mf}$	$U_a=2.46U_{mf}$
40	G_s=0	G_s=0	15.69	10.97
45	G_s=0	12.54	12.54	9.13
50	G_s=0	12.54	10.97	9.13
55	G_s=0	12.54	10.97	9.13
60	G_s=0	10.97	9.13	6.02
65	G_s=0	7.57	6.02	4.46
70	G_s=0	4.46	2.90	2.90
75	7.57	4.46	2.90	2.90
80	7.57	2.9	2.90	2.90

2.5　气体窜气特性

为研究导流管区和环隙区之间的窜气行为，实验中在内导流管区通入高纯氩气作为反应示踪气体，在环隙区通入氮气作为惰性流化气体。通过考察每个内导流管区操作气速下选定测量点处氩气及氮气的质谱信号强度，定性检测系统内的窜气特性。基于颗粒物料循环流动特性的实验研究结果，本部分实验中导流管直径为 15 mm，射流管伸入高度为 30 mm。

图 6 给出了典型的测量结果（H_s=65 mm），其

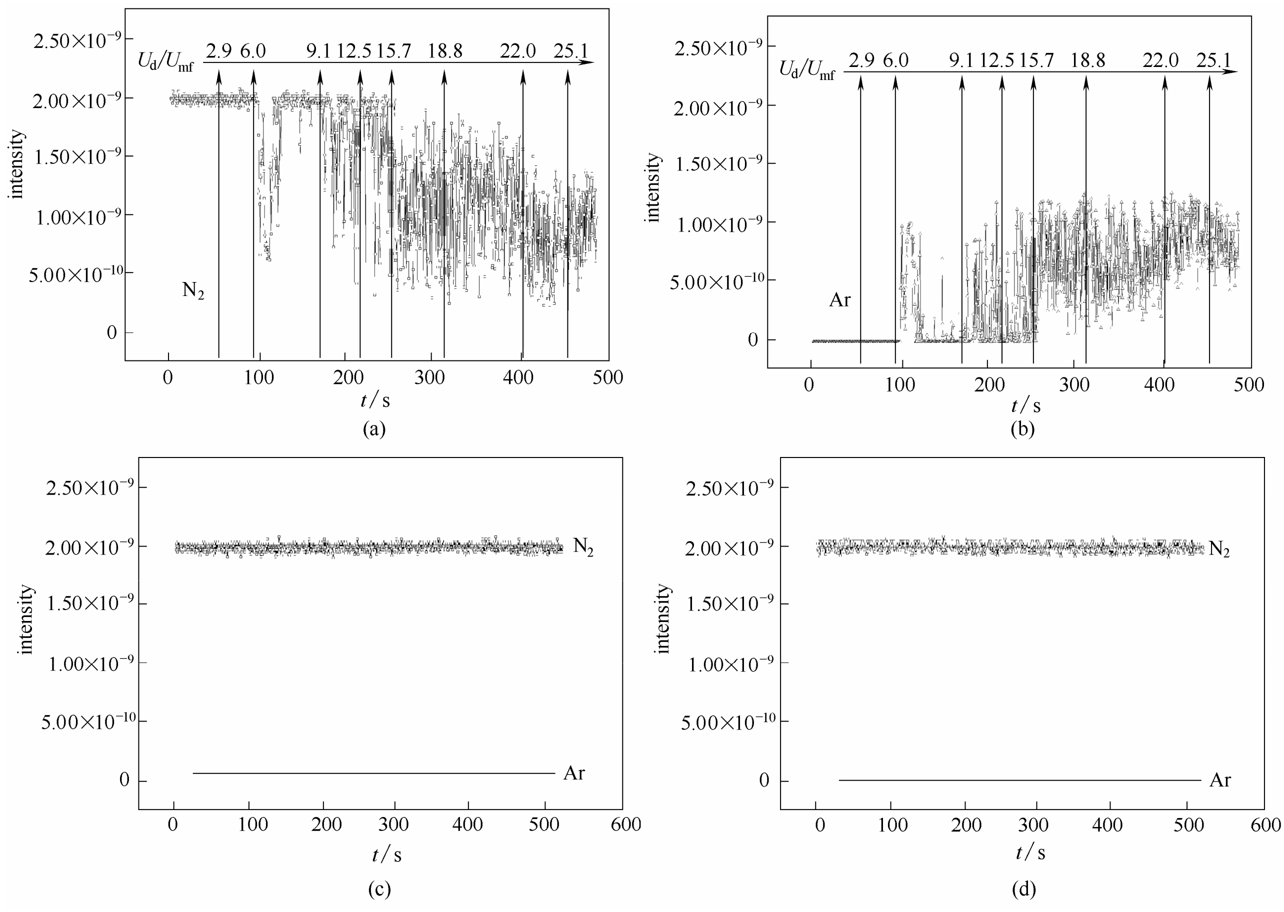

图 6　P8(a、b)、P10(c)和 P12(d)测得的氩气和氮气信号强度

Fig.6　MS intensities of N_2 and Ar at P8(a,b), P10 (c) and P12 (d)(H_s=65mm, $U_a=2.22U_{mf}$, D_d=15 mm, H_j=30 mm)

他初始床高下床层环隙区床料表面和床料内部的测量结果与图 6 基本类似。图中纵坐标均为质谱检测得到的气体信号强度值，横坐标为整个操作过程的时间。需要指出的是，在整个操作过程中，导流管区的操作气速随时间以阶跃的方式逐步增大[图 6(a)]。图 6(b)表明，当反应器内固体物料实现持续内循环环流后，环隙区上部(P8 测量点)总能监测到氩气；而从图 6(c)和图 6(d)中可以看出，环隙区物料层内部(P10 测量点)和环隙区物料层底部(P12 测量点)氩气的含量基本可忽略，这说明 P8 测量点处监测到的氩气是由导流管上部进入到环隙区。由于导流管内的颗粒由环隙区上部进入环隙区时，会夹带部分氩气，因此图 6 的结果表明，气体由导流管到环隙区的窜气行为主要是由于固体夹带所导致。由图 6 可以看出，在一定气速范围内，增大导流管气速会加剧导流管区向环隙区的窜气。这主要是因为增大内导流管气速会提高物料循环量，从而增强了气体夹带效果。

3 结 论

（1）在微型流化床反应器内添设中心射流管和内导流管使得床料的最小流化速度稍稍增大，流化滞后。

（2）在给定的环隙区操作气速条件下，增大中心射流管伸入高度使得实现颗粒内循环流动的导流管区最小操作气速增大；对于所考察的反应器直径和导流管直径，存在一最优的导流管直径（20 mm），此时导流管区的实现颗粒内循环环流的最小操作气速较低，并且产生较大的颗粒循环量。

（3）物料装载量的增大有利于降低实现床内颗粒内循环流动的导流管区的最小操作气速，但装载量过大会导致环隙区内床料上端面达到内部导流管的上端。

（4）质谱检测信号显示，对于本实验中考察的所有条件，在反应器底部不存在导流管区向环隙区的窜气；但由于固体对气体的夹带，环隙区的上端面存在少量的窜气。

符 号 说 明

A_{dis} ——分布板的截面积，m^2
A_{i} ——中心射流管的截面积，m^2
D_{d} ——内导流管的直径，mm
d_{p} ——颗粒平均粒径，μm
G_{s} ——颗粒循环通量，$\mathrm{kg\cdot(m^2\cdot s)^{-1}}$
g ——重力加速度，$\mathrm{m\cdot s^{-2}}$
H_{i} ——中心射流管伸入高度，mm
H_{s} ——静床高度，mm
Q_{d} ——进入导流管区的气体流量，$\mathrm{m^3\cdot s^{-1}}$
Q_{dis} ——进入底部分布板的气体流量，$\mathrm{m^3\cdot s^{-1}}$
Q_{i} ——进入中心射流管的气体流量，$\mathrm{m^3\cdot s^{-1}}$
U_{a} ——环隙区气速，$\mathrm{m\cdot s^{-1}}$
U_{d} ——导流管区操作气速，$\mathrm{m\cdot s^{-1}}$
U_{mf} ——颗粒最小流化速度，$\mathrm{m\cdot s^{-1}}$
μ ——气体黏度，μPa·s
ρ_{g} ——气体密度，$\mathrm{kg\cdot m^{-3}}$

References

[1] 余剑, 朱剑虹, 岳君容, 等. 微型流化床反应动力学分析仪的研制与应用[J]. 化工学报, 2009, **60**(10): 2669-2674.
YU J, ZHU J H, YUE J R, *et al*. Development and application of micro kinetic analyzer for fluidized bed gas-solid reactions[J]. CIESC Journal, 2009, **60**(10): 2669-2674.

[2] YU J, YUE J R, LIU Z E, *et al*. Kinetics and mechanism of solid reactions in a micro fluidized bed reactor[J]. AIChE Journal, 2010, **56**(11): 2905-2912.

[3] 余剑, 岳君容, 刘文钊, 等. 非催化气固反应动力学热分析方法与仪器[J]. 分析化学, 2011, **39**(10): 1549-1554.
YU J, YUE J R, LIU W Z, *et al*. Thermal analysis approach and instrument for non-catalytic gas-solid reactions[J]. Chinese Journal of Analytical Chemistry, 2011, **39**(10): 1549-1554.

[4] 余剑, 李强, 段正康, 等. 微型流化床中的等温微分反应特性[J]. 中国科学: 化学, 2011, **41**(1): 152-160.
YU J, LI Q, DUAN Z K, *et al*. Isothermal differential characteristics of the reaction in micro fluidized bed[J]. Scientia Sinica Chimica, 2011, **41**(1): 152-160.

[5] YU J, YAO C B, ZENG X, *et al*. Biomass pyrolysis in a micro-fluidized bed reactor: characterization and kinetics[J]. Chemical Engineering Journal, 2011, **168**: 839-847.

[6] 蔡连国, 刘文钊, 余剑, 等. 煤程序升温与等温热解特性及动力学比较研究[J]. 煤炭转化, 2012, **35**(3): 6-14.
CAI L G, LIU W Z, YU J, *et al*. Comparative study on coal pyrolysis *via* programmed and isothermal heating[J]. Coal Conversion, 2012, **35**(3): 6-14.

[7] ZENG X, WANG F, WANG Y G, *et al*. Characterization of char gasification in a micro fluidized bed reaction analyzer[J]. Energy Fuels, 2014, **28**: 1838-1845.

[8] 王芳, 曾玺, 王永刚, 等. 微型流化床与热重测定煤焦非等温气化反应动力学对比[J]. 化工学报, 2015, **66**(5): 1716-1722.
WANG F, ZENG X, WANG Y G, *et al*. Comparison of non-isothermal coal char gasification in micro fluidized bed and thermogravimetric analyzer[J]. CIESC Journal, 2015, **66**(5): 1716-1722.

[9] MAO Y B, DONG L, DONG Y P, *et al*. Fast co-pyrolysis of biomass and lignite in a micro fluidized bed reactor analyzer[J]. Bioresource Technology, 2015, **181**: 155-162.

[10] GAI C, DONG Y P, LV Z C, *et al*. Pyrolysis behaviou and kinetic study of phenol as tar model compound in micro fluidized bed reactor[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2015, **40**:

7956-7964.

[11] YU J, ZENG X, ZHANG G Y, *et al*. Kinetics and mechanism of direct reaction between CO_2 and $Ca(OH)_2$ in micro fluidized bed[J]. Environmental Science & Technology, 2013, **47**: 7514-7520.

[12] ZHANG Y M, YAO M Q, SUN G G, *et al*. Characteristics and kinetics of coked catalyst regeneration *via* steam gasification in a micro fluidized bed[J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2014, **53**: 6316-6324.

[13] LIN Y H, GUO Z C, TANG H Q, *et al*. Kinetics of reduction reaction in micro-fluidized bed[J]. Journal of Iron and Steel Research, International, 2012, **19**(6): 6-8.

[14] LIN Y H, GUO Z C, TANG H Q. Reduction behavior with CO under micro-fluidized bed conditions[J]. Journal of Iron and Steel Research, International, 2013, **20**(2): 9-13.

[15] SONG Y, WANG Y, YANG W, *et al*. Reduction of NO over biomass tar in micro-fluidized bed[J]. Fuel Processing Technology, 2014, **118**: 270-277.

[16] ZHENG Y M, YAO M Q, GAO S Q, *et al*. Reactivity and kinetics for steam gasification of petroleum coke blended with black liquor in a micro fluidized bed[J]. Applied Energy, 2015, **160**: 820-828.

[17] WANG F, ZENG X, WANG Y G, *et al*. Characterization of coal char gasification with steam in a micro fluidized bed reaction analyzer[J]. Fuel Processing Technology, 2016, **141**: 2-8.

[18] POTIC B, KERSTEN S R A, YE M, *et al*. Fluidization with hot compressed water in micro-reactors[J]. Chemical Engineering Science, 2005, (60): 5982-5990.

[19] LIU X H, XU G W, GAO S Q. Micro fluidized beds: wall effect and operability[J]. Chemical Engineering Journal, 2008, **137**: 302-307.

[20] GUO Q J, XU Y Q, YUE X H. Fluidization characteristics in micro-fluidized beds of various inner diameters[J]. Chemical Engineering Technology, 2009, **32**(12): 1992-1999.

[21] WANG F, FAN L S. Gas-solid fluidization in mini- and micro-channels[J]. Ind. Eng. Chem. Res., 2011, **50**: 4741-4751.

[22] WANG J W, TAN L H, HOEF M A, *et al*. From bubbling to turbulent fluidization: advanced onset of regime transition in micro-fluidized beds[J]. Chemical Engineering Science, 2011, **66**: 2001-2007.

[23] LIU X X, ZHU C Q, GENG S J, *et al*. Two-fluid modeling of Geldart A particles in gas-solid micro-fluidized beds[J]. Particuology, 2015, **21**: 118-127.

[24] 耿爽, 余剑, 张聚伟, 等. 微型流化床内气体返混[J]. 化工学报, 2013, **64**(3): 867-876.
GENG S, YU J, ZHANG J W, *et al*. Gas back-mixing in micro fluidized beds[J]. CIESC Journal, 2013, **64**(3): 867-876.

[25] LIU M X, LU C X, ZHU X M, *et al*. Bed density and circulation mass flowrate in a novel annulus-lifted gas-solid air loop reactor[J]. Chemical Engineering Science, 2010, **65**(22): 5830-5840.

[26] JEON H J, KIM S D, KIM S J, *et al*. Solid circulation and gas bypassing characteristics in a squire internally circulating fluidized bed with draft tube[J]. Chemical Engineering and Processing, 2008, **47**: 2351-2360.

[27] BYUNG H S, YOUNG T K, SANG D K. Circulation of solid and gas bypassing in an internally circulating fluidized bed with a draft tube[J]. Chemical Engineering Journal, 1997, **68**: 118-122.

[28] CHANDEL M K, ALAPPAT B J. Pressure drop and gas bypassing in recirculating fluidized beds[J]. Chemical Engineering Science, 2006, **61**: 1489-1499.

[29] 刘梦溪, 卢春喜, 时铭显. 气固环流反应器的研究进展[J]. 化工学报, 2013, **64**(1): 116-123.
LIU M X, LU C X, SHI M X. Advances in gas-solid airlift loop reactor[J]. CIESC Journal, 2013, **64**(1): 116-123.

[30] XUE H F, XIAO H, WU Z P. Study of the bed density and pressure balance within a circulating fluidized bed[J]. Chemical Reaction Engineering and Technology, 1997, **13**(1): 38-44.

[31] 郭慕孙, 李洪钟. 流态化手册[M]. 北京: 化学工业出版社, 2008: 405-633.
GUO M S, LI H Z. Handbook of Fluidization[M]. Beijing: Chemical Industry Press, 2008: 405-633.