文章编号:1008-1542(2025)06-0632-09

U 形管式流化床中下行段颗粒流动特性研究

马健钧,高德宏,于浩然,王建英,李彦菊,胡永琪

(河北科技大学化学与制药工程学院,河北石家庄　050018)

摘　要:为解决煤热解过程中因荒煤气冷却冷凝造成的管道堵塞和废水处理难题,提出将煤热解炉释放的高温荒煤气直接进行催化裂化,使其中的稠环化合物转化为低沸点的单环化合物,并采用 U 形管式气固流化床作为裂化转化反应器。为研究该反应器内的颗粒流动特性,设计并搭建了冷模实验装置,在较低床层密度条件下,测定了下行段和上行段的轴向压力分布,并考察了颗粒循环量和空塔气速对下行段轴向与径向颗粒浓度(即颗粒加和总体积占反应器体积的比例)及颗粒速度分布的影响。结果表明:下行段轴向压力自上而下逐渐增大,上行段则呈相反趋势;下行段轴向颗粒浓度先升高后平缓,且整体高于相同操作条件下的独立下行流化床;轴向颗粒速度沿流向逐渐降低;径向颗粒浓度分布呈现"密环"结构,颗粒速度在边壁处呈现下降的趋势。初步揭示了 U 形管式流化床的颗粒流体动力学特性,对后续的实验研究和反应器工程放大具有参考价值。

关键词:多相流反应工程;荒煤气;流化床;压力;颗粒浓度;颗粒速度

中图分类号:TQ522.5　　**文献标识码**:A　　**DOI**:10.7535/hbkd.2025yx06005

Study on particle-fluid flow characteristics in the downer of the U-bend tubular fluidized bed

MA Jianjun, GAO Dehong, YU Haoran, WANG Jianying, LI Yanju, HU Yongqi

(School of Chemical and Pharmaceutical Engineering, Hebei University of Science and Technology, Shijiazhuang, Hebei 050018, China)

Abstract: To address severe pipeline clogging and waste water issues caused by tar condensation during the cooling of raw coal pyrolysis gas, direct catalytic cracking of the hot raw gas from coal pyrolyzer was proposed in this study to convert the polycyclic compounds in tar into low-boiling-point monocyclic compounds. Furthmore, a U-bend tubular fluidized bed was introduced as the cracking reactor. To analyze the particle-flow dynamics in this reactor, a cold-flow model experimental setup was designed and constructed. Axial pressure profiles in both the downer section and riser sections were measured under relatively low bed densities. The effects of solid flux and superficial gas velocity on the axial and radial distributions of solid concentration (the ratio of the total volume

收稿日期:2025-08-06;修回日期:2025-09-03;责任编辑:胡姝洋

基金项目:河北省自然科学基金(B2022208045)

第一作者简介:马健钧(2000—),男,河北唐山人,硕士研究生,主要从事流化床反应器方面的研究。

通信作者:李彦菊,讲师。E-mail:liyanjv@163.com

胡永琪,教授。E-mail:yongqi_h@163.com

马健钧,高德宏,于浩然,等. U 形管式流化床中下行段颗粒流动特性研究[J]. 河北科技大学学报,2025,46(6):632-640.

MA Jianjun, GAO Dehong, YU Haoran, et al. Study on particle-fluid flow characteristics in the downer of the U-bend tubular fluidized bed [J]. Journal of Hebei University of Science and Technology, 2025, 46(6): 632-640.

of particles to the volume of the reactor) and particle velocity in the downer section were also investigated. The experimental results indicate that the axial pressure in the downer section increases gradually from top to bottom, while the opposite trend occurs in the riser section. In the downer section, the axial solid concentration first rises and then plateaus, exceeding that in a single downer under equivalent conditions. The axial particle velocity decreases in the direction of flow. Radially, the solid concentration exhibits a "dense annular" structure, and the particle velocity declines near the wall. This study offers fundamental insight into the particle hydrodynamics of the U-bend tubular fluidized bed, providing reference for subsequent experimental research and reactor scale-up.

Keywords: multiphase flow reaction engineering; raw gas; fluidized bed; pressure; solid concentration; particle velocity

低阶粉煤分质利用是指通过热解将低阶粉煤转化为焦炭或半焦，同时，将释放的高温荒煤气经冷却和冷凝分离得到焦炉煤气和煤焦油[1-2]，最终所有产物均可分别进行高效利用。目前，在低阶(粉)煤热解工艺中，高温荒煤气的冷却和冷凝一般采用氨水冷激或间接换热的方式[3]。由于煤焦油中除含有脂肪烃、芳香烃外，还含有高沸点的稠环化合物[4-6]，采用氨水冷激法会副产大量难以处理的含酚废水，而间接换热方式则因焦油与粉尘共结，易引发设备堵塞的问题[7]。为解决上述问题，文献[8]提出热解炉释放的高温荒煤气不经降温，直接在 500～800 ℃高温和催化剂作用下进行煤焦油组分的裂化和蒸汽转化，使煤焦油中的稠环化合物转化为低沸点的单环化合物、CH_4、CO 及 H_2，随后进行间接换热冷却降温、分离提纯和分别利用[3]。鉴于高温荒煤气具有压力低[9]、粉尘多[10-11]、裂化转化温度高等特点，且裂化转化过程中易因积碳造成催化剂失活，因此宜采用由反应器和再生器组成的循环流化床体系。

由提升管反应器和鼓泡流化床再生器组成的循环流化床系统在石油催化裂化过程中得到了广泛的应用。在提升管反应器的基础上，研究人员提出了双提升管[12]、两段提升管[13]等多种改进措施，并已实现工程应用。同时，针对固体颗粒顺重力场流动的下行床反应器开展了大量的实验研究和计算模拟[14]。LI 等[15]则进一步提出下行床-提升管组合反应器，床层在高密度下操作，用于石油催化裂化过程，以期生产更多的轻油和低碳烯烃。鉴于目前热解炉释放的高温荒煤气的压力较低[9]，且所含稠环化合物难以开环裂化，文献[8]提出采用以 U 形管式流化床为裂化转化反应器和以鼓泡流化床为催化剂氧化再生器的循环流化床组合。高温荒煤气与催化剂一起由下行管式流化床(下行段)的顶部向下流动，经底部 U 形弯管后从上行管式流化床(上行段)的上部出口排出，随后在鼓泡流化床对催化剂进行氧化烧碳再生，实现催化剂的循环利用。荒煤气在下行段中发生脱支链反应，利用气固近平推流特性抑制环状化合物过度稠化；在上行段分段引入含少量氧气的水蒸气，与含有金属氧化物的分子筛催化剂共同作用，使多元环化合物发生氧化开环裂化反应，生成沸点较低的单环或双环有机化合物。由于下行段入口与上行段出口高度差较小，甚至上行段出口可低于下行段进口，气体在反应器中需克服的压头较小，因此 U 形管式流化床特别适合压力较低的高温荒煤气的裂化转化。

在冷模实验装置中开展气固流动特性测定是流化床反应器研究的基础，研究人员针对独立的上行床和下行床开展了较为全面的实验和模拟研究[16-19]，而对下行床与上行床组合的流化床研究十分有限。LI 等[15]在较高颗粒循环量(G_s，100～400 kg/(m^2 · s))的实验条件下，对下行床-提升管组合流化床的全床压力、提升管和下行床的颗粒浓度(即颗粒加和总体积占反应器体积的比例)分布等进行了初步的测定。因高温荒煤气中焦油组分体积含量仅为 2%左右[20]，本文所提出的 U 形管式流化床反应器属于低密度操作，而目前对于低密度下 U 形管式流化床中气固流动特性的研究鲜有报道。为了探究 U 形管式流化床内颗粒流动特性及其与高温荒煤气催化裂化反应的匹配性，本文搭建了 U 形管式流化床冷模实验装置，并对 U 形管式流化床下行段内轴向压力分布、轴径向颗粒浓度及颗粒速度分布进行了实验测定，同时与独立下行床进行对比研究。根据荒煤气催化裂化和转化的特点，本实验在较低的床层密度(颗粒循环量 10～22 kg/(m^2 · s))下进行测定。

1　U 形管式流化床实验装置及实验方法

U 形管式流化床冷模实验装置包括 U 形管式流化床、2 个固体颗粒储罐、气力输送管等装置(见图 1)。其中，U 形管式流化床由内径 102 mm、高度 5.4 m 的下行段和内径 127 mm、高度 5.2 m 的上行段通过内径 70 mm、高度 800 mm 的 U 形弯管连接构成，并配备有内径 100 mm、高度 9.3 m 的气力输送管。下行段

顶部设有环形多管喷射气体分布器。上行段和气力输送管出口均设有快速分离器和旋风分离器。U 形弯管段底部左侧设有吹堵管，可将 U 形弯管段底部堵塞的物料吹出并回收至储罐 2。由于颗粒流动会产生静电，造成颗粒聚集，因此 U 形管式流化床主体材质为 304 不锈钢，只有一小部分材质为有机玻璃，用于观察颗粒的流动状态。同时，整个流化床系统都进行了接地，以避免静电对实验测量产生影响。本实验所使用的流化介质为常温空气，由罗茨风机提供。

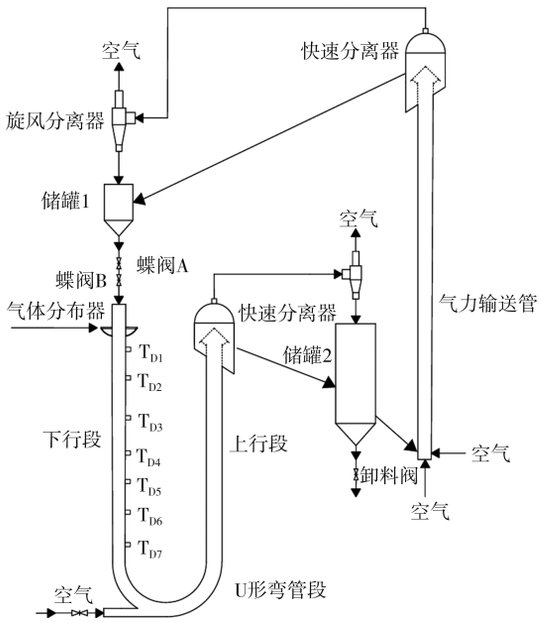


图 1 U 形管式流化床实验装置图

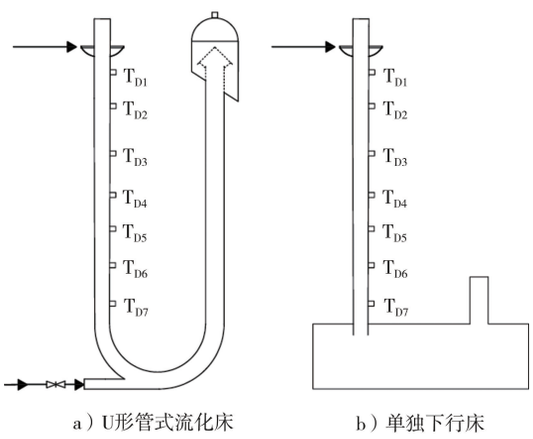
Fig. 1 Schematic diagram of the U-bend tubular fluidized bed experimental setup

考虑到荒煤气在较高温度(500～800 ℃)下裂化转化，且所用的催化剂应是比表面积相对较小的颗粒，因此本实验所用颗粒为 220～240 目氧化铝粉末，平均粒径为 60 μm，真密度为 3.362 g/cm^3，松散堆积密度为 1.555 g/cm^3，振实堆积密度为 2.130 g/cm^3。经实验测定，240 目氧化铝粉末的最小流化速度为 0.01 m/s。实验中，U 形管式流化床中颗粒循环量为 10～22 kg/(m^2 · s)，下行段进气量为 80～120 m^3/h。

实验测量过程中，固体颗粒首先由储罐 1 自下行段顶部进入下行段，同时气体经分布器被均匀喷射至整个下行段截面，对固体颗粒提供初始加速。气固混合物在下行段并流向下，经底部的 U 形弯管进入上行段并流向上，然后经快速分离器和旋风分离器分离后进入储罐 2。从储罐 2 底部下来的颗粒由气力输送管提升至高于储罐 1 的位置，经过快速分离器和旋风分离器后进入储罐 1，从而实现颗粒的循环使用。储罐 1 和储罐 2 中的颗粒物料高度将直接影响进入下行段的颗粒流量。实验中通过调节各个阀门的开度，匹配装置各处的压力，可以使 2 个储罐内颗粒物料流入与流出的质量保持平衡和稳定，从而实现 U 形管式流化床气固流动的稳定操作。

为了测定下行段的轴向压力分布、轴径向颗粒浓度和速度分布，在下行段的轴向不同高度上设置了 7 个测量点 T_{D1}—T_{D7}，距离顶部的距离分别为 0.60、1.10、2.10、3.25、3.80、4.50、5.20 m，覆盖颗粒加速段、过渡段及充分发展段。为测定不同径向位置的参数，在每个测量点均焊接了一根端点可密封且具有一定长度的不锈钢保护管，以保证其中的测量探头能够水平抽拉。沿径向选取 8 个位置，其无因次半径(r/R)分别为 0、0.20、0.40、0.60、0.80、0.95、0.97 和 1.00。为确保数据的有效性与可重复性，每个位置至少测量 3 次。

U 形管式流化床通过压力变送器和 U 形管压差计进行压力值测定。采用中国科学院过程工程研究所开发的 PC6M 型颗粒浓度测定仪和 PV6D 型颗粒速度测定仪测定颗粒浓度与颗粒速度，测定原理可参考先前的研究[21-22]。采用一定时间累计料量的方法测定颗粒循环量 G_s：待装置稳定运行时，关闭蝶阀 B，蝶阀 B 上方降料管开始堆积料层，记录降料达到一定降料管高度所需要的时间，计算得到颗粒循环量 G_s[23]。在实验过程中，通过调整蝶阀 A 的开度可进行颗粒循环量的调节，实验结束后关闭蝶阀 A 与蝶阀 B。



a) U形管式流化床 b) 单独下行床

图 2 U 形管式流化床与独立下行床实验装置结构对比示意图

Fig. 2 Schematic diagram of structural comparison between U-bend tubular fluidized bed and independent downer

为了与下行流化床进行对比，还搭建了独立的下行床冷模装置。在下行段底部直接连接一个外径 500 mm、长 1.5 m 的有机玻璃料桶，料桶出口连接两级旋风分离器和布袋除尘器，简化的实验装置见图 2。

2　结果与讨论

2.1　U 形管式流化床轴向压力分布

选取颗粒循环量 22 kg/(m^2 · s)，操作气量 200 m^3/h，即下行段操作气速为 6.8 m/s 的条件，观察下行段和上行段的压力随床层高度的变化情况，结果见图 3。下行段压力的轴向变化自上而下可分为 2 个阶段：在下行段入口处 0～3.25 m 范围内，压力值增长较快；高度在 3.25～5.40 m 范围内，压力值增长较缓慢。这一结果与 WANG 等[14]在独立的下行床及 LI 等[15]在下行床-提升管组合流化床中的下行床压力分布实验结果相似。对于上行段，轴向压力随高度增加而逐渐降低，这与 SU 等[24]给出的提升管流化床轴向压力分布趋势是一致的。

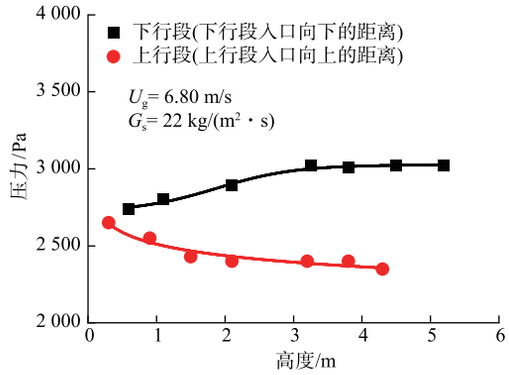


图 3　下行段和上行段轴向压力分布

Fig. 3　Axial pressure distribution in downer section and riser section

2.2　下行段轴向颗粒浓度分布

图 4 为空塔气速 U_g=2.72～4.08 m/s、颗粒循环量 G_s=10～22 kg/(m^2 · s)条件下的下行段轴向颗粒浓度分布。下行段轴向颗粒浓度的变化趋势为逐渐增长直至稳定，呈现上稀下浓的分布特征。在颗粒循环量为 22 kg/(m^2 · s)的条件下，下行段底部颗粒浓度最大值为 0.148%。颗粒在下行段内流动的过程中，其颗粒浓度变化可分为 2 个阶段：第 1 阶段，沿下行段流动方向颗粒浓度增加，颗粒经气体分布器加速后速度超越气体速度，曳力方向与颗粒运动方向相反，其高度范围在 0～3.0 m；第 2 阶段为固体浓度稳定段，当超过颗粒所受曳力与重力相等点(3.25 m 左右)后，颗粒浓度趋于稳定。这与图 3 中下行段轴向压力的分布趋势是一致的，但与 SUN 等[25]报道的独立下行床中颗粒浓度随轴向高度增加而降低的实验结果相反。产生这种现象的原因是 U 形管式流化床中 U 形弯管段与上行段内的气固流动对下行段内的颗粒存在反作用，使得颗粒沿下行段轴向逐渐累积且在底部逐渐达到平衡。

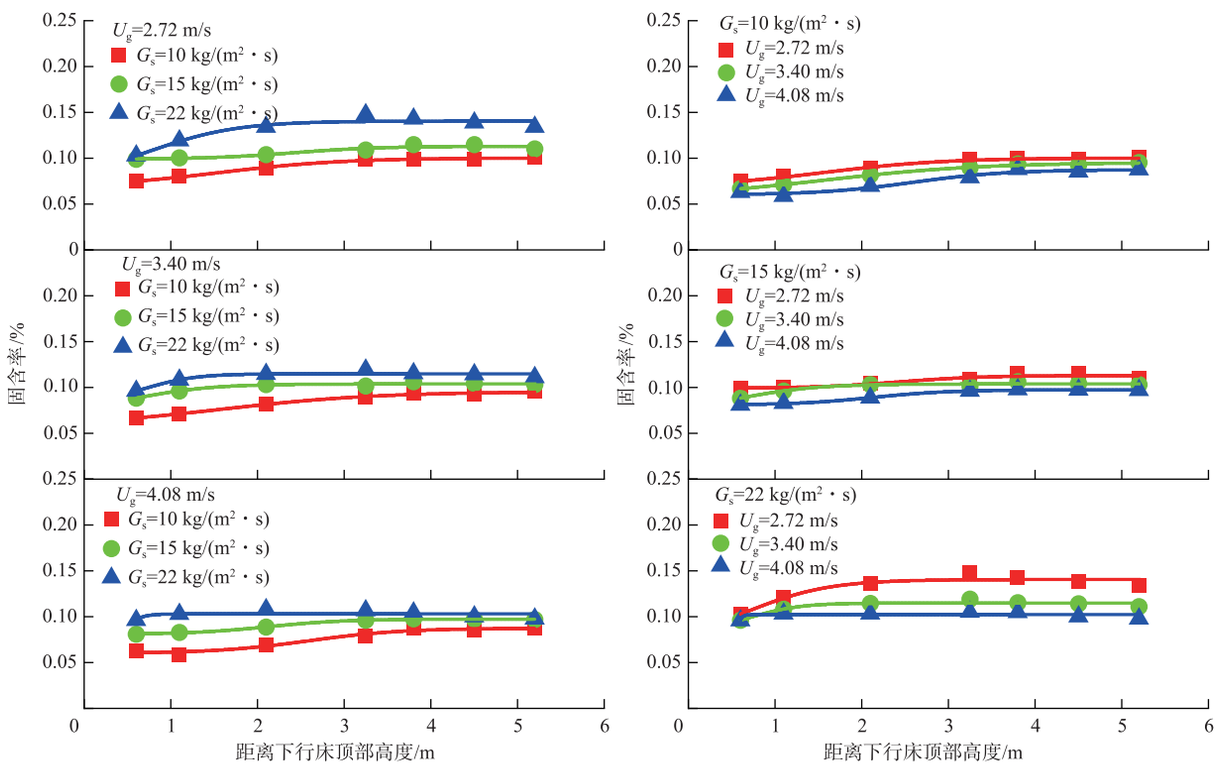


图 4　下行段轴向颗粒浓度分布

Fig. 4　Axial particle concentration distribution in the downer section

对比图 4 中不同操作条件下的实验结果可以看出，颗粒循环量 G_s 与空塔气速 U_g 均显著影响颗粒浓度的轴向分布。颗粒浓度随 G_s 增大而整体升高，随 U_g 增大而降低，这一变化趋势与 SUN 等[25]在独立下行床

中的实验结果相同。

为了进一步与独立的下行床进行比较，在搭建的独立下行床冷模装置上进行了测定实验。图 5 给出了在相同实验条件下，独立下行床和 U 形管式流化床下行段的颗粒浓度轴向分布实验结果。结果表明，独立下行床的轴向颗粒浓度分布整体上呈现沿轴向自上而下逐渐降低的趋势，而 U 形管式流化床下行段则呈现先增加后平稳的趋势；在所有轴向位置，U 形管式流化床下行段的颗粒浓度均高于独立的下行床。以完全发展段测量点 T_{D7} 为例，在空塔气速为 4.08 m/s 时，U 形管式流化床下行段颗粒浓度相较于独立的下行床提高了 26.2%。

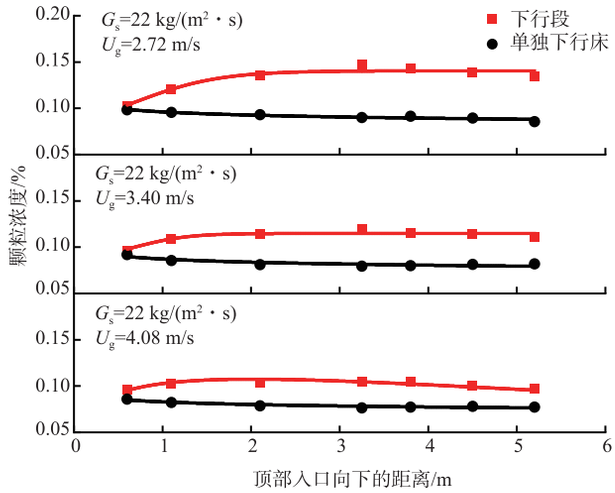


图 5 U 型管式流化床中下行段与独立下行床颗粒浓度的轴向分布

Fig. 5 Axial distribution of particle concentration in the downer sectionof U-bend tubular fluidized bed and in single downer

2.3 下行段轴向颗粒速度分布

图 6 展现了不同空塔气速和颗粒循环量时下行段颗粒速度的轴向分布情况。由图可知，固体颗粒在经过气体分布器加速后，在到达 T_{D1}（0.60 m）时或之前颗粒速度就达到了最大值（在实验操作范围内，颗粒速度最大可达到 4.7 m/s）。随后，颗粒速度沿轴向自上而下逐渐减小。这一趋势与图 4 中的下行段轴向颗粒浓度分布相对应：颗粒速度大，相对应的颗粒浓度低；颗粒速度小，对应的颗粒浓度高。颗粒速度持续降低的原因除上行段和 U 型弯管段的物料对下行段存在反向作用力外，相反方向的气固曳力也同样对颗粒速度起到了迟滞作用。

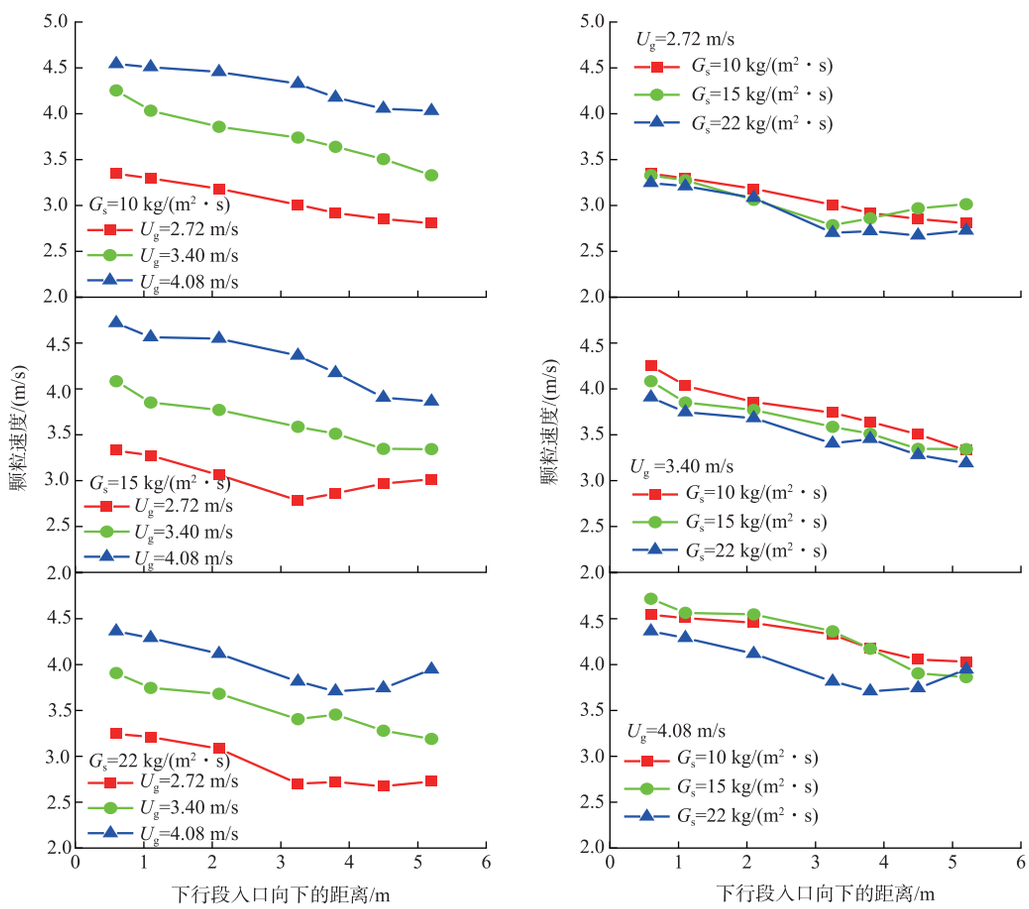


图 6 下行段轴向颗粒速度分布

Fig. 6 Axial distribution of particle velocity in the downer section

从图 6 中还可以看出，颗粒循环量和空塔气速均会影响颗粒速度的轴向分布，而空塔气速对颗粒速度的影响显著大于其对颗粒循环量的影响。在固定空塔气速的情况下，随着颗粒循环量的增加，同一轴向位置的颗粒速度呈现降低的趋势。

2.4　下行段径向颗粒浓度分布

为了更好地理解局部流动的发展，图 7 展示了颗粒循环量为 15 kg/(m^2 · s)，空塔气速不同(2.72～4.08 m/s)时，下行段不同轴向位置(自上而下 T_{D1}—T_{D7})的径向颗粒浓度分布情况。

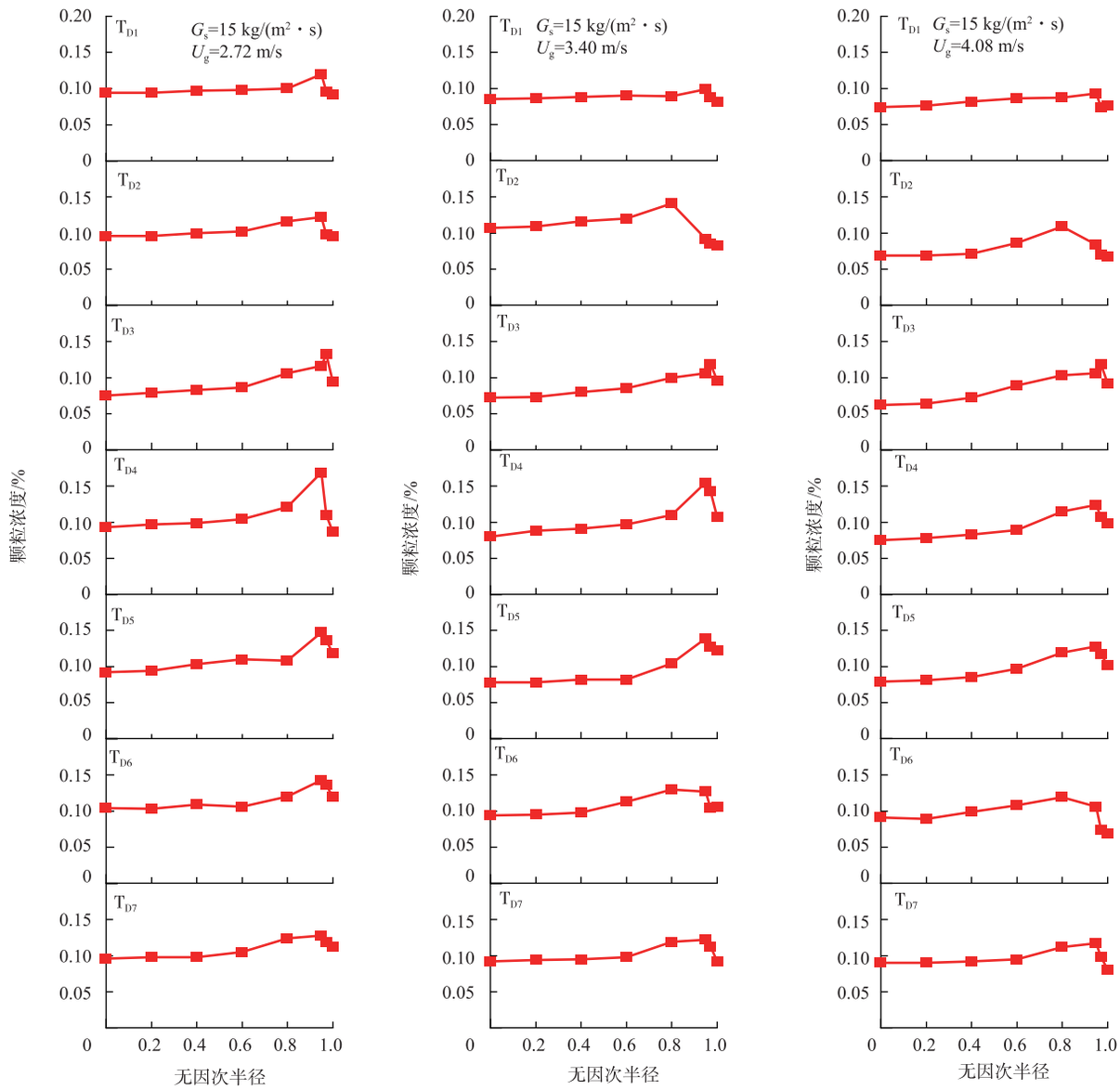


图 7　下行段颗粒浓度径向分布

Fig. 7　Radial distribution of particle concentration in the downer section

由图 7 可知，下行段颗粒浓度径向分布总体趋势为中心区颗粒浓度分布均匀，在接近边壁区域时，颗粒浓度逐渐增加，而在边壁处颗粒浓度有所降低，即在接近边壁区出现了“密环”结构。这一现象与 WEI 等[26]、WANG 等[14]和 WANG 等[27]在独立下行流化床中的测定结果相似。产生此现象的主要原因是，下行段中心区域颗粒速度较大，气固之间所产生的曳力较大，由能量最低原理，接近中心处的颗粒为了降低能量损失向近壁区移动，而在近壁处受颗粒与边壁间摩擦作用的影响，颗粒团聚的概率与数量大大增加；另一方面，为了降低气固之间、颗粒之间、边壁之间摩擦引起的能量损失，促使颗粒从边壁区向中心处迁移，使得在近边壁处出现了密环。

2.5　下行段径向颗粒速度分布

图 8 对比了颗粒循环量为 15 kg/(m^2 · s)时，3 种不同空塔气速(2.72～4.08 m/s)下，下行段不同轴向

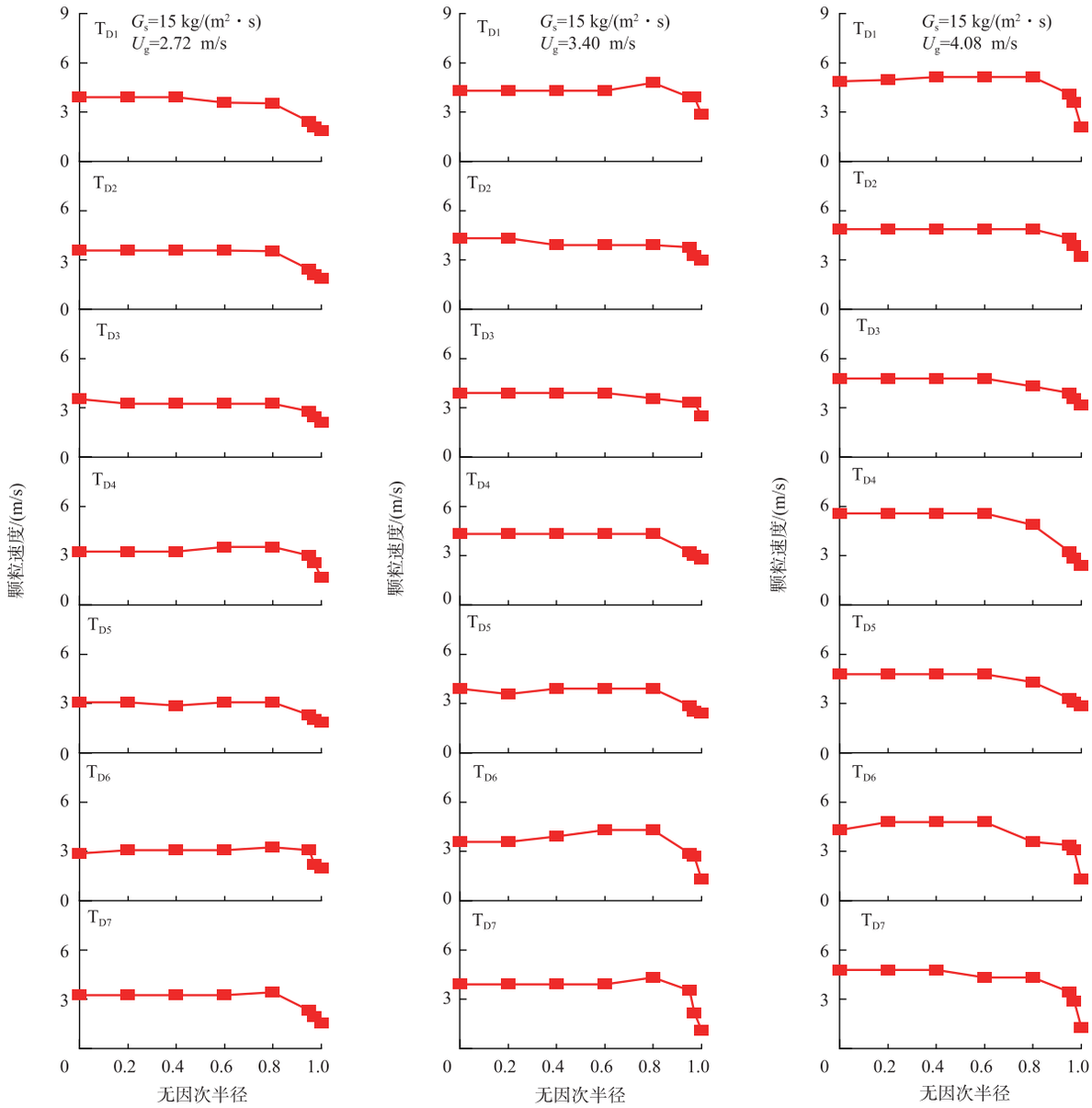


图 8 下行段颗粒速度径向分布

Fig. 8 Radial distribution of particle velocity in the downer section

位置(自上而下 T_{D1}—T_{D7})的径向颗粒速度分布。由图可知,颗粒速度的径向分布更接近“抛物线”型,在下行段中心处最大,整体上沿径向逐渐降低,但在核心区($0<r/R<0.8$)分布相对稳定,在 $r/R=0.95$ 的径向位置处速度开始降低。形成此趋势的主要原因是,颗粒在中心处速度较大,产生的气固曳力使得颗粒向边壁移动,同时近壁处颗粒由于受到颗粒与颗粒之间、颗粒与边壁之间摩擦所导致的壁效应,使得颗粒速度出现了降低的趋势[27-29]。

结合轴向颗粒浓度与颗粒速度的分布,同时与独立的下行床轴向颗粒浓度对比可以确定,U 型流化床中上行段对下行段具有反推动作用。这种反推动作用使得下行段颗粒浓度整体上得到了提高,在轴向上颗粒浓度趋于稳定,在径向上颗粒浓度趋于均衡,比独立的下行流化床更具有平推流的特征。下行段反应器凭借气固平推流特征,使得通过调节气体流量和固体颗粒循环量来控制反应进程更为容易,有利于下行段荒煤气催化裂化中对环状化合物支链脱除反应进程的调控。

3 结 语

针对工业高温荒煤气的特性,提出采用 U 形管式气固流化床在高温条件下对其中的焦油组分直接进行催化裂化,以避免传统工艺中因荒煤气冷却而引起的管道堵塞与废水问题,并在搭建的冷模实验装置上进行

轴向压力分布、颗粒浓度和轴径向速度分布的实验研究，主要结论如下。

1）U 形管式流化床下行段的轴向压力自上而下逐渐增大，在高度约 3.25 m 处变化趋于平缓，上行段压力则沿床高自下而上递减。

2）下行段轴向颗粒浓度自上而下先增加后趋于平缓，与独立下行床相比，U 形管式流化床下行段各轴向位置的颗粒浓度均更高。下行段轴向颗粒速度呈逐渐降低趋势，与颗粒浓度的轴向分布相对应。这些结果验证了后续的 U 型弯管段和上行段对下行段的颗粒具有“迟滞”作用。

3）下行段径向颗粒浓度在核心区分布较为均匀，在近边壁处呈现“密环”结构，颗粒速度的径向分布在边壁处出现降低。

4）与独立的下行床相比，下行段内气固的轴径向流动更接近平推流，这有利于在荒煤气催化裂化中对环状化合物支链脱除反应进程进行调控。

本文在较小颗粒循环量条件下开展实验，探究了下行段内颗粒流动特性，后续仍需在更高颗粒密度条件下开展进一步的实验研究，并对上行段的颗粒浓度和速度的轴径向分布进行实验测定。

参考文献/References：

[1] LIU Zhenyu，GUO Xiaojin，SHI Lei，et al. Reaction of volatiles：A crucial step in pyrolysis of coals[J]. Fuel，2015，154：361-369.

[2] WANG Qian，LI Ting，SHEN Yanfeng，et al. Formation and evolution of coke of pyrolytic volatiles of low-rank coal on the carbon-based catalysts[J]. Fuel，2025. DOI：10.1016/j.fuel.2024.133309.

[3] 于浩然. 低阶粉煤热解和荒煤气裂解组合反应器冷模试验研究[D]. 石家庄：河北科技大学，2023.
YU Haoran. Cold-Model Experimental Study of Low Rank Coal Pyrolysis and Raw Coal Gas Cracking with Coupled Reactor[D]. Shijiazhuang：Hebei University of Science and Technology，2023.

[4] DENG Jin，LANG Wenkai，OUYANG Junying，et al. Catalytic upgrading of coal tar to produce value-added chemicals and fuels：A review on processes，catalytic mechanisms and catalysts[J]. Chemical Engineering Journal，2024. DOI：10.1016/j.cej.2024.157420.

[5] SARDI B，UNO I，PASILA F，et al. Low rank coal for fuel production via microwave-assisted pyrolysis：A review[J]. FirePhysChem，2023，3(2)：106-120.

[6] MI Qiyuan，LI Bin，LI Yifan，et al. Kinetic analysis of pyrolysis reaction of hydrogen-containing low rank coals based on thermogravimetric method[J]. Processes，2023. DOI：10.3390/pr11030706.

[7] JIANG Yuan，ZONG Peijie，BAO Yuan，et al. Catalytic conversion of gaseous tar using coal char catalyst in the two-stage downer reactor[J]. Energy，2022. DOI：10.1016/j.energy.2021.123013.

[8] 王建英，于浩然，胡永琪，等. 一种含碳物质高效分质利用的系统及方法：CN114272859A[P]. 2024-04-05.

[9] GUELTON N，ROZHKOVA T V. Prediction of coke oven wall pressure[J]. Fuel，2015，139：692-703.

[10] MA Donglai，MA Hua，LYU Peng，et al. Influence of vitrinite and inertinite on the soot formation characteristics during coal rapid pyrolysis in a drop tube furnace[J]. Chemical Engineering Science，2025. DOI：10.1016/j.ces.2025.121722.

[11] 王立新，王斌，黄凤山. 高炉煤气流速对蝶阀区域粉尘沉降特性影响[J]. 河北科技大学学报，2016，37(1)：58-64.
WANG Lixin，WANG Bin，HUANG Fengshan. Influence of blast furnace gas flow speed on dust deposition characteristics in butterfly valve region[J]. Journal of Hebei University of Science and Technology，2016，37(1)：58-64.

[12] 汤海涛. 灵活多效催化裂化工艺技术应用研究[J]. 炼油设计，2001，31(6)：8-10.
TANG Haitao. Research and development of flexible multi-functional FCC process[J]. Petroleum Refinery Engineering，2001，31(6)：8-10.

[13] 张建芳，山红红，李正，等. 两段提升管催化裂化新技术的开发Ⅰ. 两段串联提升管反应器[J]. 石油学报(石油加工)，2000，16(5)：66-69.
ZHANG Jianfang，SHAN Honghong，LI Zheng，et al. New development of FCC through two-staged riser in series Ⅰ. The reactor of two-staged riser[J]. Acta Petrolei Sinica(Petroleum Processing Section)，2000，16(5)：66-69.

[14] WANG Chengxiu，LI Chunyi，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.

[15] LI Zhiqiang，WU Changning，WEI Fei，et al. Experimental study of high-density gas-solids flow in a new coupled circulating fluidized bed[J]. Powder Technology，2004，139(3)：214-220.

[16] ZHANG Jianping，JIANG Peijun，FAN L S. Flow characteristics of coal ash in a circulating fluidized bed[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research，1998，37(4)：1499-1509.

[17] 卢妍华，卢春喜. FCC 湍流流化床稀相区夹带颗粒粒度分布规律的研究[J]. 河北科技大学学报，2001，22(1)：59-64.

LU Yanhua,LU Chunxi. Study on the distributor law of entrainment particles in the dilute phase of turbulent fluidized beds of FCC regenerator[J]. Journal of Hebei University of Science and Technology,2001,22(1):59-64.

[18] MILLER A,GIDASPOW D. Dense, vertical gas-solid flow in a pipe[J]. AIChE Journal,1992,38(11):1801-1815.

[19] ZHANG Minghui,QIAN Zhen,YU Hao,et al. The solid flow structure in a circulating fluidized bed riser/downer of 0.42-m diameter[J]. Powder Technology,2003,129(1/2/3):46-52.

[20] 李奎,祝伟,彭坚,等. 神府地区兰炭企业现状与改进建议[J]. 中外能源,2016,21(3):21-30.
LI Kui,ZHU Wei,PENG Jian,et al. Semi-coke producers in Shenfu area today and suggestions on improvement[J]. Sino-Global Energy,2016,21(3):21-30.

[21] WU Cheng,GAO Yongxiang,CHENG Youwei,et al. Solid concentration and velocity distributions in an annulus turbulent fluidized bed [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering,2015,23(7):1077-1084.

[22] LI Yongzheng,ZHAI Guangwei,ZHANG Haitao,et al. Experimental and predictive research on solids holdup distribution in a CFB riser [J]. Powder Technology,2019,344:830-841.

[23] WANG Jiaying,GUO Kuankui,SHAO Yuanyuan,et al. Fluidization of nano-modulated Group C particles in a circulating fluidized bed[J]. Powder Technology,2024. DOI:10.1016/j.powtec.2024.120245.

[24] SU Xin,WANG Chengxiu,LAN Xingying,et al. Axial flow structure of solids holdup in an 18-m high-density CFB riser based on pressure measurements[J]. Particuology,2021,54:116-125.

[25] SUN Zeneng,ZHU J,ZHANG Chao. Numerical study on the hydrodynamics in high-density gas-solid circulating fluidized bed downer reactors[J]. Powder Technology,2020,370:184-196.

[26] WEI Xiaoyang,ZHU J. A comprehensive characterization of aggregative flow in a circulating fluidized bed (2): High-Density downer[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2020,59(22):10622-10633.

[27] WANG Chengxiu, BARGHI S, ZHU J. Hydrodynamics and reactor performance evaluation of a high flux gas-solids circulating fluidized bed downer: Experimental study[J]. American Institute of Chemical Engineers, 2014, 60(10): 3412-3423.

[28] WANG Chengxiu,ZHU J,LAN Xingying,et al. Radial solids flow structure in high flux gas-solids circulating fluidized bed downers[J]. Powder Technology,2016,301:848-857.

[29] LI Dongbing,RAY M B,RAY A K,et al. A comparative study on hydrodynamics of circulating fluidized bed riser and downer[J]. Powder Technology,2013,247:235-259.