

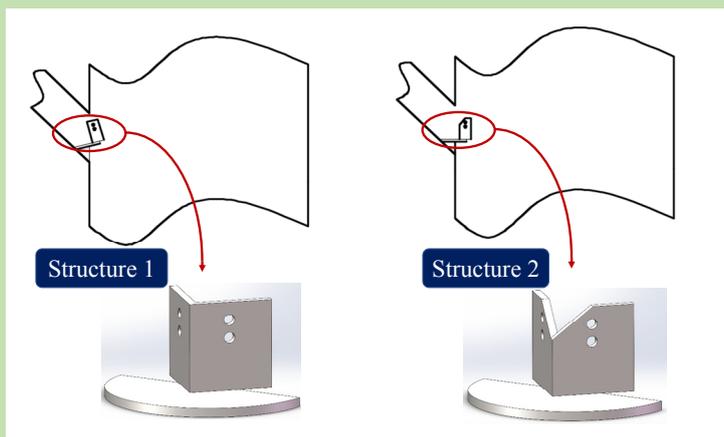


Investigation and optimization on catalyst distribution in the inlet region of FCC external catalyst cooler

Jiantao LI, Xiuying YAO*, Lu LIU, Chunxi LU*

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

Abstract: An external catalyst cooler is used to remove extra heat to ensure the heat balance in the system of fluid catalytic cracking (FCC). However, the single inlet in the cooler is difficult to make the catalysts distributed uniformly in the inlet region. Moreover, the catalysts streaming deviate from the original flow direction due to effect of valve plate. These influence their long period of stable operation. A pilot scale cold mode experimental device was built to study and optimize the catalysts distribution and deviation of flow direction in the inlet region of the external



cooling catalyst cooler. The effect of operation conditions on catalysts distribution and deviation of catalysts flow direction was measured. And two new inlet structures were designed to improve the non-uniform flow and deviation of catalysts flow direction. The experimental results showed that for the original inlet structure used in industry, the non-uniform distribution of the catalysts was first increased and then decreased with increasing the solid mass flux (G_s) in inlet tube. The worst circumferential distribution of catalysts occurred at $G_s=230\sim 620\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ and $u_g=0.2\sim 0.35\text{ m}/\text{s}$. The deviation of catalysts flow direction was determined by locally asymmetric distribution index. The index increased and then decreased as the solid mass flux increased. The maximum value was presented at $G_s=380\sim 720\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$. After installing two new inlet structures, the catalysts mass distribution in the inlet region of the external catalyst cooler got more uniform and the deviation of catalysts flow direction was weakened. The inlet structure 2 had better optimization effect on mass distribution and symmetrical distribution of catalysts. Pressure drop in inlet tube with structure 2 increased by about 0.14 kPa compared to that of the original inlet structure.

Key words: external catalyst cooler; inlet region of catalyst; circumferential distribution; asymmetrical distribution; optimization

收稿: 2019-12-06, 修回: 2020-01-06, 网络发表: 2020-01-14, Received: 2019-12-06, Revised: 2020-01-06, Published online: 2020-01-14
基金项目: 国家自然科学基金资助项目(编号: 21706280; U1862202); 中国石油大学(北京)科研基金资助项目(编号: 2462017YJRC011)

作者简介: 李建涛(1993-), 男, 河北省霸州市人, 博士, 化学工程与技术专业, E-mail: 18811597071@163.com; 通讯联系人, 姚秀颖, E-mail: xyyao2014@126.com; 卢春喜, E-mail: lcxing@cup.edu.cn.

引用格式: 李建涛, 姚秀颖, 刘璐, 等. 催化裂化外取热器入口区域催化剂分布及优化. 过程工程学报, 2020, 20(9): 1016-1024.
Li J T, Yao X Y, Liu L, et al. Investigation and optimization on catalyst distribution in the inlet region of FCC external catalyst cooler (in Chinese). Chin. J. Process Eng., 2020, 20(9): 1016-1024, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.219360.

催化裂化外取热器入口区域催化剂分布及优化

李建涛, 姚秀颖*, 刘璐, 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: 外取热器是维持催化裂化反应-再生系统热量平衡的关键设备, 在其入口区域内催化剂质量呈现非均匀分布, 加之入口管路内安装的调节阀门使催化剂流动出现偏流, 影响其稳定运行。在一套大型冷模实验装置上, 系统考察了入口区域催化剂质量分布特性和催化剂流动的偏流特性。结果表明, 对于工业采用的初始入口结构, 随入口管路内催化剂质量流率增大, 催化剂质量周向分布非均匀性先增强后减弱, 当 $G_s=230\sim 620\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$, $u_g=0.2\sim 0.35\text{ m/s}$ 时, 催化剂的质量周向分布均匀性最差; 随入口管路内催化剂质量流率增大, 催化剂流动偏流程度先增加后降低, 在 $G_s=380\sim 720\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 时, 催化剂流动偏流最显著; 通过设计安装入口结构 1 和入口结构 2, 入口区域的催化剂质量分布均匀性得到了显著提升, 催化剂流动偏流也被大幅弱化; 入口结构 2 的优化效果更明显, 其入口管路压降较初始入口结构升高约 0.14 kPa。

关键词: 外取热器; 催化剂入口区域; 周向分布; 非对称性分布; 优化

中图分类号: TE966 文献标识码: A 文章编号: 1009-606X(2020)09-1016-09

1 前言

催化裂化(FCC)是石油加工过程中最重要的二次加工工艺之一, 能将附加值较低的重质原料转化为附加值较高的轻质产品, 如汽油、柴油、化工原料等^[1-5]。由于我国催化裂化原料的重质化加剧^[6,7], 催化剂再生过程产生的热量明显大于反应系统所需的热量, 为维持系统的热平衡, 需要借助外取热器将过剩的热量移除^[8-10]。外取热器根据催化剂的流动方式可分为上流式、下流式、返混式和气控式^[11,12], 下流式流化床外取热器由于操作相对灵活、换热效率较高且取热负荷易于调控, 在工业中得到广泛应用^[13,14]。但外取热器在实际应用中易出现换热不均和爆管等问题。高温催化剂由外取热器的单侧流入外取热器, 受换热管束的影响, 大部分催化剂聚集在入口管路一侧, 造成催化剂分布不均, 不仅会造成周向换热不均, 而且导致换热管受热不均, 产生不均匀热应力, 造成管束拉裂^[15,16]。外取热器入口区域催化剂对换热管的冲蚀使换热管不断减薄甚至磨穿^[17,18], 严重影响外取热器的长周期安全运行。深入分析外取热器入口区域催化剂的质量分布特性, 提出针对性的解决措施对外取热器的改进和工业应用具有重要的理论意义和实用价值。

催化剂颗粒通过入口管路流入外取热器, 催化剂流量由安装在管路上的滑阀控制, 不同阀门开度会导致催化剂在外取热器入口区域内发生不同程度的偏流, 这种由于入口管路阀门而出现催化剂颗粒流动的偏流在工

业中同样会对取热器的稳定运行造成影响。刘永伟等^[18]通过对某炼油厂重油催化裂化装置外取热器管束在生产过程中发生的故障情况进行分析, 发现入口管路的阀门会使催化剂颗粒流动出现偏流, 从而导致大部分催化剂冲击在外取热器管束局部区域, 造成管束局部泄漏。在设计阀门位置时, 入口管路阀门应保证与催化剂的入口有一定的距离, 从而使入口管路壁面形成约束弱化的催化剂颗粒流动的偏流; 由于入口管路壁面形成的约束较弱, 当入口管路直径较大且颗粒速度较大时需较长距离才能将颗粒流动的偏流弱化。这会增加设备成本, 过长的入口管路同样存在颗粒失流化, 甚至堵塞管路的危险。因此, 需要考虑用其他方式弱化催化剂颗粒流动的偏流。

针对工业中出现的外取热器入口区域催化剂质量分布不均和入口管路内催化剂颗粒流动的偏流, 本研究搭建了一套大型冷模实验装置, 在不同入口管路内催化剂质量流率 G_s 和料仓表观气速 u_g 下, 考察了外取热器入口区域催化剂的质量分布特性和由于催化剂颗粒流动的偏流而导致的非对称性分布。基于对工业采用的初始入口结构下入口区域催化剂的质量周向分布和催化剂颗粒流动的偏流特性的分析, 设计了新型入口结构 1 和 2, 比较了不同入口结构下外取热器入口区域催化剂的质量分布和入口管路内催化剂颗粒流动的偏流程度, 以期优化催化剂的质量分布均匀性、弱化颗粒流动的偏流, 为工业外取热器的设计优化提供理论依据。

2 实验

2.1 实验装置和操作条件

实验装置如图1所示,主要由提升管(5)、料仓(6)、催化剂入口管路(9)和计量罐(10)组成。空气由罗茨鼓风机(1)压缩至缓冲罐(2)中,经过转子流量计(3)依次进入提升管(5)和料仓(6);催化剂从料仓(6)通过催化剂入口管路(9)进入计量罐(10)中,通过改变入口管路蝶阀(8)的开度,实现对入口管路内催化剂质量流率的调控。在计量罐(10)的中下部,沿周向方向将其分为8个独立的空间用于定量统计催化剂的质量分布情况。完成计量后的

催化剂可经催化剂出口管路(12),在预提升段(4)底部流化风的作用下返回料仓(6)。所用催化剂颗粒为FCC平衡催化剂,颗粒的体积平均粒径为 $69.4\ \mu\text{m}$,堆积密度为 $856.9\ \text{kg/m}^3$,流化气体为常温常压空气。

实验分别考察了催化剂入口管路蝶阀开度为11%, 22%, 33%, 44%, 56%和78%,料仓表观气速为0.1, 0.2, 0.3, 0.4和0.5 m/s时,催化剂质量的周向分布和对称性分布规律。为保证实验准确度,每个实验工况下料仓的静床高度 $H_0=1\ \text{m}$ 且进行5组平行试验,取5组平行试验的平均值作为最终的测量结果。

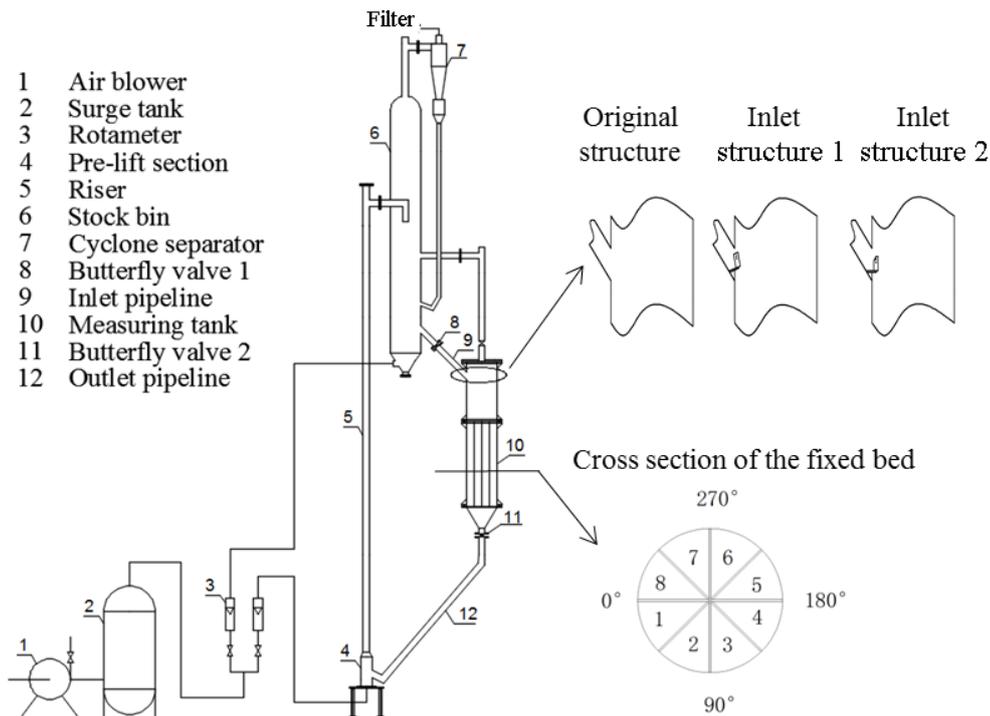


图1 实验装置图

Fig.1 Diagram of experimental device

设计的两种入口结构如图2所示,分别为入口结构1和2,均由垂直布置的减速板和整流板构成。其中,入口结构1的减速板安装时,与水平方向呈 15° 向上倾斜放置,对催化剂流动的阻力较大;而入口结构2的减速板安装时,与水平方向保持一致,对催化剂流动的阻力较小。入口结构1的整流板由垂直连接的两块板构成,每块板上均在上部开设两个圆形小孔,用于分布部分催化剂;入口结构2的整流板与入口结构1相似,只是在两板连接处的上部进行了开槽处理,用于催化剂从开槽处分流。减速板的作用是增加催化剂的流动阻力,降低取热器入口管路内催化剂的速度,弱化催化剂颗粒流动的偏流和对管束的冲蚀;整流板主要用于改变催化剂的

流型,从而实现入口区域催化剂质量分布的优化和弱化催化剂颗粒流动的偏流。

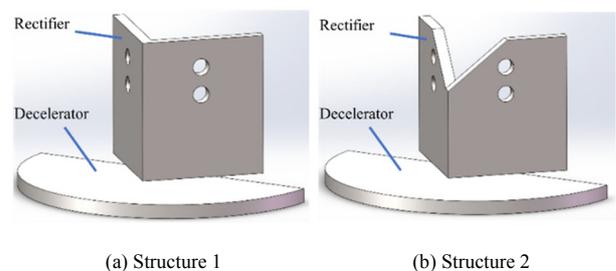


图2 两种入口结构简图

Fig.2 Schematic diagrams of two inlet structures

2.2 实验方法

利用容积法对不同操作条件下的入口管路内催化剂质量流率 G_s 进行了标定, 所有的操作条件下 G_s 的相对偏差范围均在 $\pm 10\%$ 以内。不同蝶阀开度下的入口管路内催化剂质量流率 G_s 如图 3 所示。

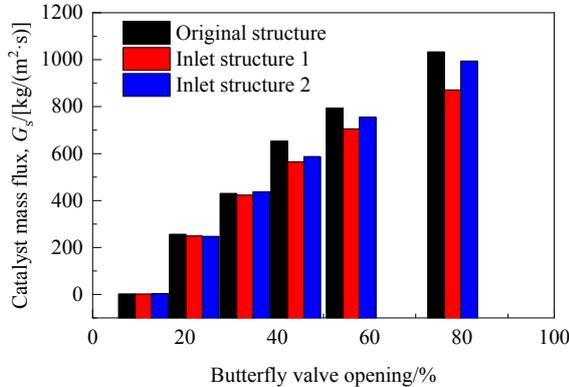


图 3 入口管路内催化剂质量流率随蝶阀开度的变化
Fig.3 Variations of catalyst mass flux in inlet tube with butterfly valve opening

为了考察外取热器入口区域催化剂的质量分布, 将计量罐沿周向均匀分为 8 个独立空间并编号, 如图 4 所示。

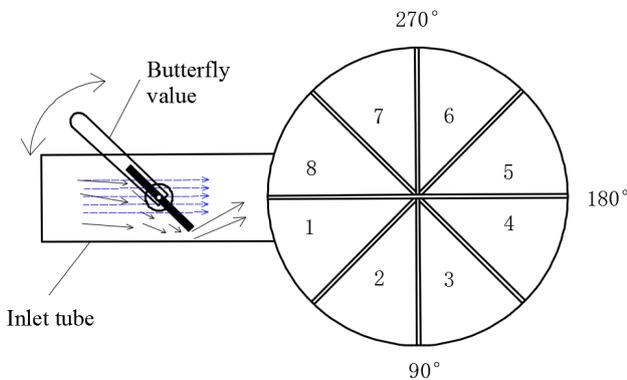


图 4 计量罐 8 个独立空间周向位置图
Fig.4 Circumferential distribution of 8 independent spaces in measuring tank

为比较不同工况下催化剂的质量分布, 将每个独立空间的催化剂质量进行无因次处理, 通过分配指数 DI_i 表示。

$$DI_i = m_i / \sum_{i=1}^8 m_i \quad (1)$$

其中, m_i 为第 i 个独立空间内催化剂的质量。

催化剂的质量周向分布特性通过分配指数的标准偏差 Sd 进行分析:

$$Sd = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^8 DI_i^2}{8}} \quad (2)$$

Sd 越大, 表明 8 个独立空间内的催化剂分配指数的差别越大, 入口区域催化剂的质量周向分布越不均匀。

由于实验装置的对称性, 将计量罐的 8 个独立空间分为 4 组, 分别为第 1 组(空间 1 和 8)、第 2 组(空间 2 和 7)、第 3 组(空间 3 和 6)和第 4 组(空间 4 和 5)。通过每组两个空间内催化剂质量的差别定性表征催化剂质量分布的对称程度。定义局部非对称性指数 AI_i 定量表征其局部非对称性。

$$AI_i = (m_j - m_i) / m_i \quad (3)$$

其中, m_i 和 m_j 分别代表每组两个空间内催化剂的质量。 AI_i 越接近 0, 对称性越好, 绝对值越大, 对称性越差。 AI_i 的正负代表催化剂不对称性的偏移方向, $AI_i < 0$ 则偏向于图 4 中的下半部分(周向 $0^\circ \sim 180^\circ$), $AI_i > 0$ 则偏向于图 4 中的上半部分(周向 $180^\circ \sim 360^\circ$)。

3 结果与讨论

3.1 催化剂的质量周向分布规律

不同操作条件下分配指数 DI 的周向分布如图 5 所示。随入口管路内催化剂质量流率增加, 外取热器入口区域催化剂的质量周向分布呈现出两种分布规律, 当入口管路内催化剂质量流率较小时 [$G_s = 1.0 \sim 2.5 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$], 外取热器入口区域的催化剂质量周向分布呈 W 型分布规律, 而随入口管路内催化剂质量流率增大, 在不同料仓表观风速下均出现了类似的单峰分布规律。这是由于在 G_s 较小时, 蝶阀开度较小, 而较小的蝶阀开度使催化剂在入口管路内所受的流动阻力较大, 导致催化剂水平速度较小, 使大部分催化剂流动至床中心区域, 其出口处的流型简图如图 6(a)中流线 1 所示, 对应的辐射区域为图 6(b)所示的区域 1, 因此在周向位置 $0^\circ \sim 45^\circ$, $135^\circ \sim 225^\circ$ 及 $315^\circ \sim 360^\circ$ 三个区域所对应的独立空间内催化剂分配指数较高, 催化剂质量沿周向呈 W 型分布; 在 G_s 较大时, 蝶阀开度较大, 催化剂在入口管路内所受的流动阻力较小, 水平速度则较大, 使催化剂流动至远离催化剂入口管路的位置, 甚至撞击到壁面上, 其流型简图如图 6(a)中流线 2 和流线 3 所示, 对应的辐射区域为图 6(b)所示的区域 2 和区域 3, 因此大部分催化剂会进入周向 $135^\circ \sim 225^\circ$ 对应的独立空间内, 使催化剂分配指数沿周向呈单峰分布。

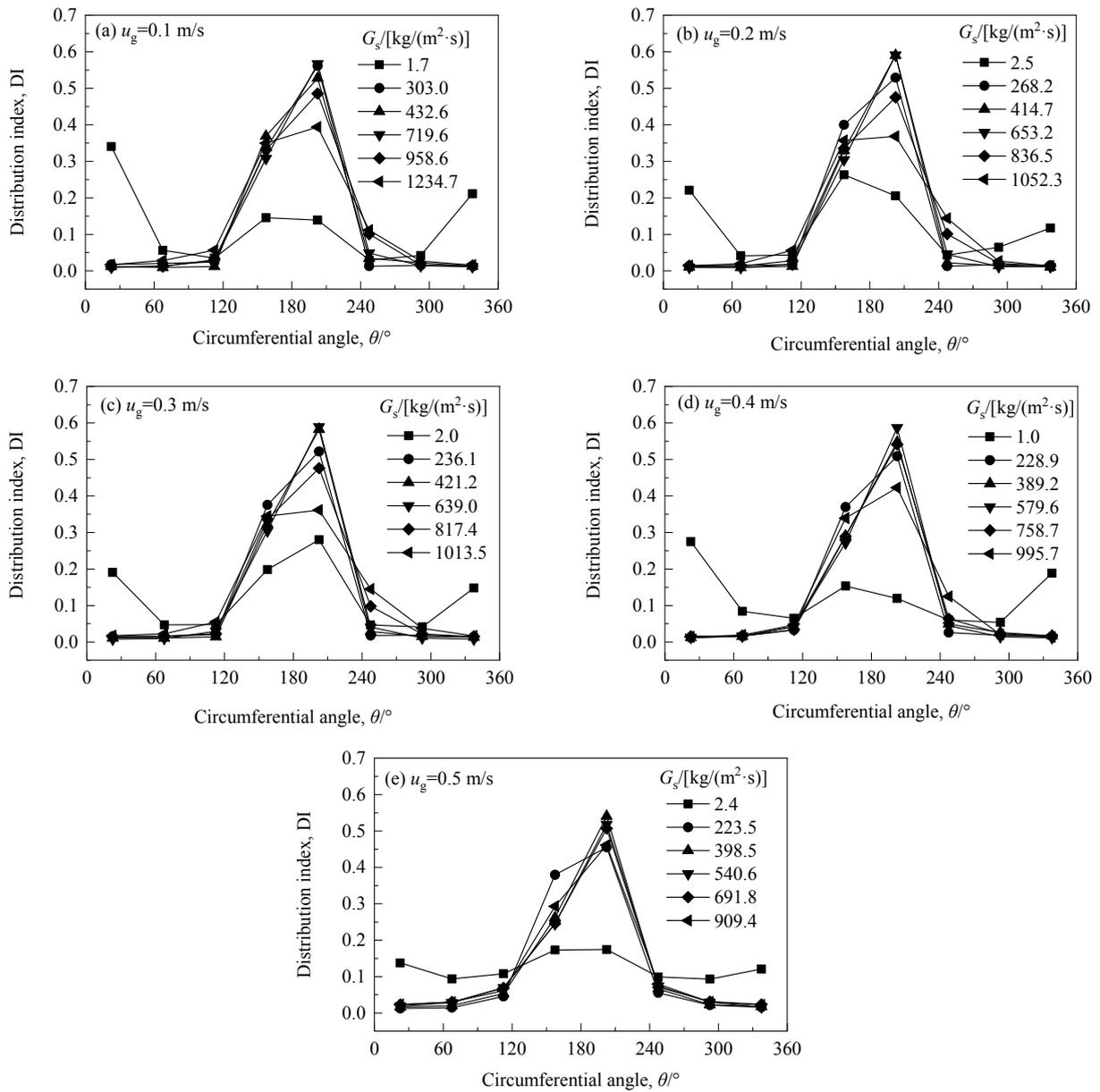


图5 不同操作条件下的催化剂质量周向分布
Fig.5 Catalyst circumferential mass distribution under different operating conditions

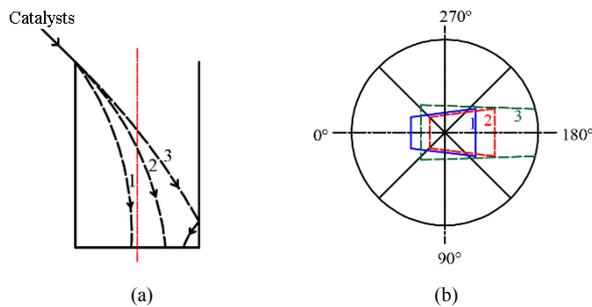


图6 催化剂流型(a)及其对应辐射区域(b)简图
Fig.6 Brief diagram of catalyst flow pattern (a) and radiation area (b)

催化剂质量周向分布的标准偏差如图7所示,可以看出,入口管路内催化剂质量流率 G_s 对入口区域催化剂的质量分布特性有明显影响。随入口管路内催化剂质量流率 G_s 增大,催化剂质量周向分布的标准偏差 S_d 先快速增大后缓慢减小。料仓表观气速 u_g 对催化剂质量分布均匀性同样存在影响,随料仓表观气速 u_g 增加,催化剂质量周向分布的标准偏差 S_d 先增大后减小。图7中存在一个催化剂的质量周向分布均匀性最差区域,即 $G_s=230\sim 620$ kg/(m²·s), $u_g=0.2\sim 0.35$ m/s。当入口管路内催化剂质量流率在该 G_s 区间以外时,料仓表观气速 u_g 增加,有利于催化剂的质量周向均匀分布; $G_s=230\sim 620$

kg/(m²·s)时, Sd 保持在较高水平, 随料仓表观气速 u_g 增加, 先缓慢增加, 后缓慢降低。因此, 当外取热器在 $G_s=230\sim 620$ kg/(m²·s)操作时, 催化剂的质量周向分布均匀性亟待优化。

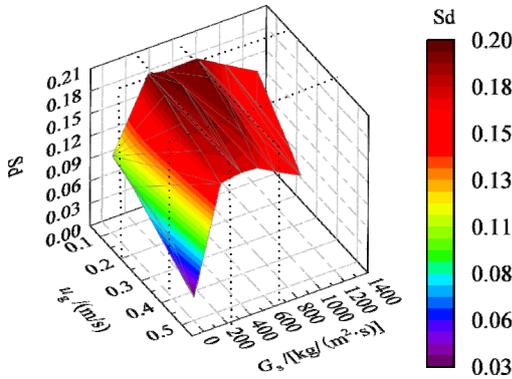


图 7 催化剂质量周向分布的标准偏差
Fig.7 Standard deviation of catalyst circumferential mass distribution

3.2 催化剂的质量对称性分布规律

图 5 中的催化剂质量周向分布表明, 催化剂在入口区域内的分布并非完全对称。表 1 统计了不同工况下的局部非对称性指数。统计 AI_i 的正负, 发现大部分操作条件下 AI_i 均为正值, 即每次实验统计的计量罐 8 个独立空间内催化剂的质量为 $8>1, 7>2, 6>3$ 和 $5>4$ 。特别是在距离催化剂入口管路最远的第 4 组(空间 4 和 5), 有 90%工况下的 AI_4 为正值, 这表明催化剂在流动中整体偏向于图 4 中阀板的背流方向(图中黑色箭头所示), 入口区域催化剂的水平速度分量出现了偏移, 水平速度方向不是由入口管路指向床层中心, 入口管路蝶阀对催化剂流动方向所造成的影响延续到了外取热器入口区域。

表 1 局部非对称性指数统计
Table 1 Local asymmetric index statistics

Group	Number of conditions as $AI_i>0$	Proportion of conditions as $AI_i>0$
1	15	55.00%
2	24	80.00%
3	22	73.33%
4	27	90.00%

第 4 组(空间 4 和 5)距离催化剂入口管路最远, 且通过对催化剂分布的分析发现, 大部分催化剂落入了周向空间 4 和 5, 因此选用第 4 组表征入口区域催化剂质量的非对称性分布。不同操作条件下, 第 4 组的局部非对称性指数 AI_4 如图 8 所示。可以看出, G_s 对入口区域催化剂质量的非对称性分布有较大影响。随入口管路内

催化剂质量流率 G_s 增大, 催化剂质量的非对称性分布先增强后减弱, $G_s\approx 550$ kg/(m²·s)时, 催化剂质量的非对称性分布最显著, 存在一个对称性分布较差的 G_s 区间 [$G_s=380\sim 720$ kg/(m²·s)]。入口管路内催化剂质量流率在该 G_s 区间内时, 随料仓表观气速增加, 催化剂质量的非对称性分布更显著; 当入口管路内催化剂质量流率 $G_s>720$ kg/(m²·s)时, 随料仓表观气速 u_g 增加, 催化剂质量分布的非对称性先减弱后增强; $G_s<380$ kg/(m²·s)时, 料仓表观气速对催化剂质量非对称性分布的影响较小。

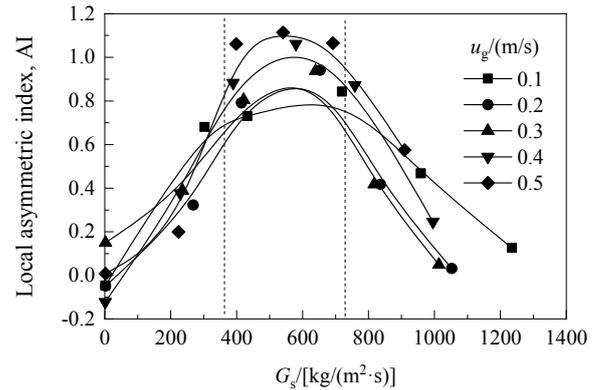


图 8 不同 G_s 下的催化剂质量对称性分布
Fig.8 Catalyst symmetrical mass distributions with different G_s

3.3 入口结构对催化剂质量分布的优化

通过以上分析可知, 由于催化剂以较大的速度从单侧入口管路进入外取热器入口区域, 催化剂的质量周向分布均匀性较差, 同时, 由于入口管路阀门的存在而导致的催化剂颗粒流动的偏流, 使催化剂质量在入口区域出现了较明显的非对称性分布。为改善外取热器入口区域催化剂质量的周向非均匀性分布和非对称性分布, 本研究提出在入口管路催化剂出口处根据催化剂的流动特性增设入口结构(图 2), 考察不同入口结构对催化剂的质量周向分布和对称性分布的影响。

3.3.1 催化剂的质量周向分布对比

入口管路内催化剂质量流率 $G_s=230\sim 620$ kg/(m²·s)、料仓表观气速 $u_g=0.2\sim 0.35$ m/s 时, 催化剂的质量周向分布均匀性较差。 $G_s=420\sim 440$ kg/(m²·s), $u_g=0.3$ m/s 时, 不同入口结构下催化剂分配指数 DI 周向分布如图 9 所示。可知, 安装入口结构 1 后, 催化剂的质量周向分布仍呈现单峰分布, 相对于初始入口结构, $0^\circ\sim 135^\circ$ 和 $225^\circ\sim 360^\circ$ 周向区域的催化剂分配指数有所增加, $135^\circ\sim 225^\circ$ 周向区域的催化剂分配指数有所降低, 整体上催化剂质量分布的均匀性有所改善, 但效果有限。安装入口结构 2 后, 催化剂能更均匀地分布在 $90^\circ\sim 270^\circ$ 的

周向区域, 催化剂质量周向分布的均匀性得到了较大改善。

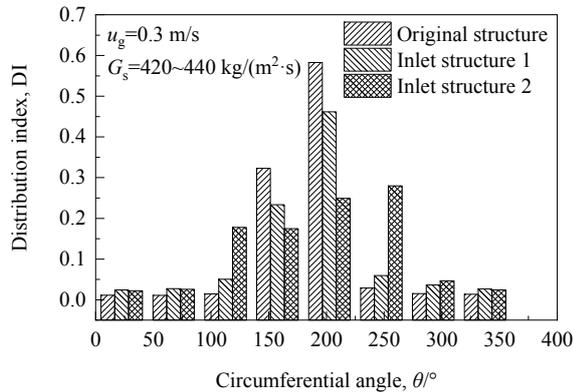


图9 不同入口结构下催化剂分配指数的周向分布
Fig.9 Circumferential distribution of catalysts under different inlet structures

为全面评价不同入口结构对催化剂质量周向分布均匀性的影响, 在 $G_s=2\sim 1033\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 和 $u_g=0.3\text{ m/s}$ 的条件下, 对催化剂分配指数的标准偏差 Sd 进行对比。从图 10 可看出, 较低的入口管路内催化剂质量流率 [$G_s<100\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$] 下, 安装入口结构 1 和 2 不利于催化剂质量的周向均匀分布。催化剂从入口管路流动进入外取热器过程, 主要受到两部分的阻力, 分别为蝶阀阻力及入口结构的阻力。 G_s 较小时, 催化剂在入口管路内流动所受到的蝶阀阻力较大, 因此水平速度较小, 安装入口结构后, 进一步增大了催化剂的流动阻力, 使大部分催化剂只能流动至距离入口管路较近的区域, 因此, 安装入口结构带来的阻力不利于催化剂质量的周向均匀分布。随入口管路内催化剂质量流率 G_s 增大, 催化剂受到的蝶阀阻力逐渐减小, 催化剂的速度逐渐增加, 使大部分催化剂颗粒分布在远离入口管路的周向区域, 此时, 适当地增加流动阻力对于催化剂的均匀分布有利。因此, 在催化剂质量周向分布均匀性较差的 G_s 区间 [$G_s=230\sim 620\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$] 内, 安装入口结构 1 和 2 后, 催化剂的质量周向分布均匀性得到改善。入口结构 2 中整流板上部的开槽使催化剂能更均匀地分布在 $90^\circ\sim 270^\circ$ 周向区域内(图 9), 因此其对催化剂质量周向分布均匀性的优化效果更显著。当入口管路内催化剂质量流率 G_s 进一步增大 [$G_s>800\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$], 催化剂颗粒速度过大, 入口结构能提供的阻力有限, 导致大部分颗粒仍然流动到远离入口管路的周向区域, 此时, 入口结构 1 和 2 对催化剂质量周向分布的改善效果不明显。

3.3.2 催化剂的质量对称性分布对比

安装入口结构 1 和 2 后催化剂的质量周向分布均

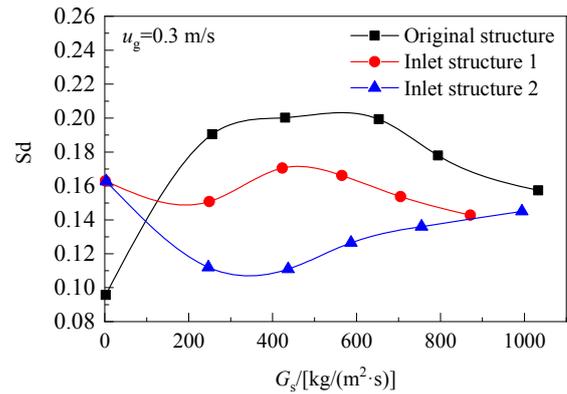


图 10 不同入口结构下 G_s - Sd 曲线的对比
Fig.10 Comparison of G_s - Sd curves under different inlet structures

匀性在 $G_s=210\sim 800\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 内得到了改善, 但入口结构 1 和 2 对催化剂颗粒流动偏流的改善效果还不明确。图 11 比较了不同入口结构下第 4 组的催化剂的质量对称性分布。可以发现, 入口结构 1 和 2 的非对称指数明显小于初始入口结构, 表明催化剂质量的对称性分布得到显著改善。在对称性分布较差的 G_s 区间 [$G_s=380\sim 720\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$] 内, 入口结构 2 的优化效果更明显; 当 $G_s<380\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 和 $G_s>720\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 时, 两种新型入口结构对催化剂颗粒流动偏流的优化效果相当。

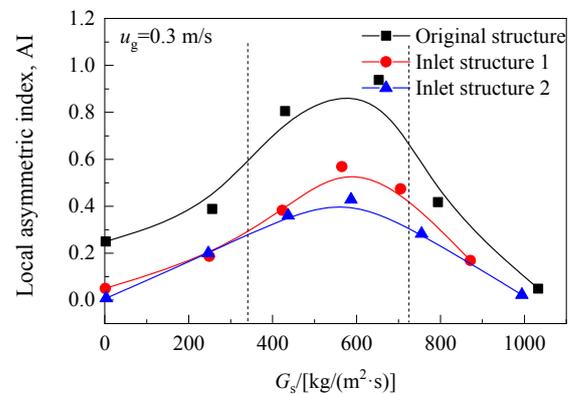


图 11 不同入口结构下 G_s -AI 曲线的对比
Fig.11 Comparison of G_s -AI curves under different inlet structures

3.3.3 入口管路压降对比

由于入口结构安装在颗粒的流电路径内, 会增加入口管路的压降。如图 12(a)所示, 在初始入口结构内, 随入口管路内催化剂质量流率 G_s 增加, 入口管路压降缓慢增加, 但在实验 G_s 范围内, 入口管路压降均很小, 约为 0.02 kPa ; 安装入口结构 1 后, 由于入口管路出口过强的约束, 导致入口管路压降显著增加, $G_s<600\text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$ 时, 随着入口管路内催化剂质量流率的增加,

压降缓慢增加, 当 $G_s > 600 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 时, 压降迅速增加至 0.55 kPa ; 入口结构 2 相对于入口结构 1, 进行了开槽处理, 其对催化剂形成的约束有所减弱, 其入口管路压降低于入口结构 1, 在 $G_s < 600 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 时, 入口管路压降约为 0.10 kPa , 相对于初始入口结构, 仅增加约 0.08 kPa , 同样在 $G_s > 600 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 时, 入口管路压降快速上升, 在实验范围内, 最高达到约 0.3 kPa 。料仓表观气速的影响

如图 12(b) 所示, 在初始入口结构下, 入口管路压降受料仓表观气速的影响不大, 在实验表观气速范围内, 入口管路压降均小于 0.02 kPa ; 安装新的入口结构后, 入口管路压降随料仓表观气速增加而逐渐升高, 入口结构 1 的平均入口管路压降为 0.28 kPa , 而入口结构 2 的平均入口管路压降有所降低, 为 0.16 kPa , 比初始结构升高约 0.14 kPa 。

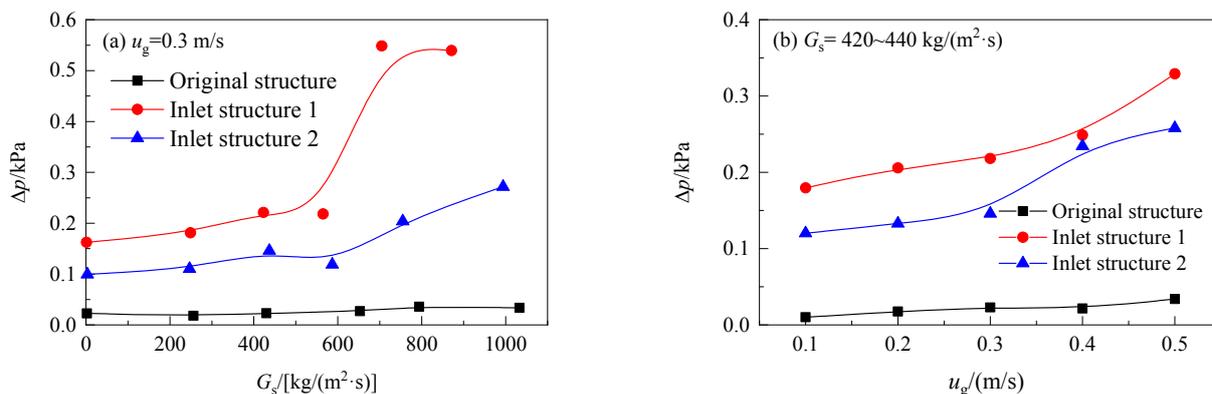


图 12 不同入口结构的压降曲线

Fig.12 Pressure drop curves of different inlet structures

4 结论

对不同工况下的外取热器入口区域内催化剂质量的周向分布和颗粒流动的偏流特性进行了系统地实验测量和分析, 提出了两种新的入口结构, 用于优化催化剂质量的周向分布和解决颗粒流动的偏流问题, 比较了新型入口结构的增设对入口管路压降的影响, 得到如下结论:

(1) 初始入口结构下入口管路内催化剂质量流率 G_s 对入口区域催化剂的质量周向分布影响较大, 随入口管路内催化剂质量流率 G_s 增大, 催化剂质量的周向分布非均匀性先增强后缓慢减弱。入口管路内催化剂质量流率 $G_s = 230 \sim 620 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 、料仓表观气速 $u_g = 0.2 \sim 0.35 \text{ m/s}$ 时, 催化剂质量的周向分布均匀性最差。

(2) 通过引入局部非对称性指数 AI_i , 对初始入口结构下催化剂颗粒流动的偏流特性进行分析。通过统计局部非对称性指数的正负, 发现大部分操作条件下的 AI_i 均为正值, 表明催化剂在流动中整体偏向于阀板的背流方向, 入口管路蝶阀对催化剂颗粒流动偏流的影响延续到了外取热器入口区域。随入口管路内催化剂质量流率 G_s 增大, 催化剂质量的非对称性分布先增强后减弱, 在 $G_s = 380 \sim 720 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 时最显著。

(3) 两种新型入口结构的增设对外取热器入口区域

催化剂质量的非均匀性分布和颗粒流动的偏流问题均有所改善。相比于入口结构 1, 入口结构 2 的优化效果更明显。虽然安装入口结构后, 入口管路压降均有所升高, 但入口结构 2 的压降明显小于入口结构 1 的, 相比于初始入口结构, 入口结构 2 的入口管路压降仅升高 0.14 kPa 。

参考文献

- [1] Wilson J W. Fluid catalytic cracking technology and operations [M]. Tulsa: PennWell Publishing Company, 1997: 13-19.
 - [2] 卢春喜. 炼油过程及设备 [M]. 北京: 中国石化出版社, 2014: 85-89.
 - [3] 陈俊武. 催化裂化工艺与工程 [M]. 北京: 中国石化出版社, 2005: 44-49.
 - [4] 左丽华. 我国催化裂化技术发展现状及前景 [J]. 石油技术与经济, 2000, (1): 16-21.
 - [5] 刘海燕, 于建宁, 鲍晓军. 世界石油炼制技术现状及未来发展趋势 [J]. 过程工程学报, 2007, 7(1): 180-189.
- Liu H Y, Yu J N, Bao X J. The state-of-the-art and future perspectives of world petroleum refining technology [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2007, 7(1): 180-189.

- [6] 赖周平. 重油催化裂化过程中的取热技术 [J]. 炼油技术与工程, 1995, (6): 44–48.
Lai Z P. Technology of heat extraction in heavy oil catalytic cracking [J]. Refining Technology and Engineering, 1995, (6): 44–48.
- [7] 温浩, 许志宏, 王韶锋, 等. 重质石油烃利用技术—重质烃气化—裂解集成工艺的模拟研究 [J]. 过程工程学报, 2008, 8(4): 682–689.
Wen H, Xu Z H, Wang S F, et al. Techniques for utilization of heavy hydrocarbons: simulation study on the integrated gasification–pyrolysis process for heavy hydrocarbons [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2008, 8(4): 682–689.
- [8] 王想平. RFCC 装置外取热器芯子损坏原因探讨 [J]. 石化技术与应用, 2001, 19(3): 161–163.
Wang X P. Damage reasons for tube bundle of outside heat remover in heavy oil catalytic cracking unit [J]. Petrochemical Technology & Application, 2001, 19(3): 161–163.
- [9] 姚秀颖, 卢春喜. 催化裂化再生催化剂取热技术研究进展 [J]. 石油学报(石油加工), 2018, 34(2): 217–228.
Yao X Y, Lu C X. Advances in regenerated catalyst cooler of FCC [J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2018, 34(2): 217–228.
- [10] 张荫荣, 亓玉台, 李淑勋, 等. 重油催化裂化取热技术及其进展 [J]. 抚顺石油学院学报, 2002, 22(3): 22–26.
Zhang Y R, Qi Y T, Li S X, et al. The technology of catalyst cooler in RFCC and its progress [J]. Journal of Fushun Petroleum Institute, 2002, 22(3): 22–26.
- [11] 孙富伟, 张永民, 卢春喜, 等. 催化裂化外取热器传热与流动特性的大型冷模实验 [J]. 石油学报(石油加工), 2013, 29(4): 97–104.
Sun F W, Zhang Y M, Lu C X, et al. Large cold-model experiment on heat transfer and hydrodynamics of an FCC external catalyst cooler [J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2013, 29(4): 97–104.
- [12] 张荣克, 张蓉生. FCC 装置下流式密相催化剂强化传热外取热器的开发和应用 [J]. 石油炼制与化工, 2006, 37(4): 50–54.
Zhang R K, Zhang R S. Development and application of a dense phase FCC catalyst cooler with enhanced heat-transfer capability [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2006, 37(4): 50–54.
- [13] Yao X Y, Zhang Y M, Lu C X, et al. Investigation of the heat transfer intensification mechanism for a new fluidized catalyst cooler [J]. AIChE Journal, 2015, 61(8): 2415–2427.
- [14] 陆继峰, 杨惠谷. 催化装置外取热器蒸发管断裂原因及其处理措施 [J]. 化工装备技术, 2005, 26(3): 50–53.
Lu J F, Yang H G. The reason of the rupture of evaporative tube in the external heat extractor of the catalytic unit and its treatment measures [J]. Chemical Equipment Technology, 2005, 26(3): 50–53.
- [15] 周学峰. 催化裂化外取热器炉管泄漏处理及原因分析 [J]. 石油和化工设备, 2012, (15): 64–66.
Zhou X F. Treatment and cause analysis of leakage in furnace tube of FCC external heat extractor [J]. Petro & Chemical Equipment, 2012, (15): 64–66.
- [16] 周辉. 外取热器管束的损坏原因及改进 [J]. 石油化工设备技术, 2001, 22(2): 8–11.
Zhou H. Reason analysis and improvement of external heat remover failure for catalytic cracker [J]. Petro-Chemical Equipment Technology, 2001, 22(2): 8–11.
- [17] 郭凤凤, 刘建新, 李凤新, 等. 催化裂化装置外取热器运行分析 [J]. 炼油技术与工程, 2008, 38(11): 31–34.
Guo F F, Liu J X, Li F X, et al. Analysis of FCCU catalyst cooler operation [J]. Petroleum Refinery Engineering, 2008, 38(11): 31–34.
- [18] 刘永伟, 苏永利, 刘进军. 重油催化装置外取热器管束损坏原因分析及解决措施 [J]. 机械工程师, 2016, (8): 231–232.
Liu Y W, Su Y L, Liu J J. Analysis on the causes of tube bundle damage in external heat reclaiming of heavy oil catalytic unit and countermeasures [J]. Mechanical Engineer, 2016, (8): 231–232.