

文章编号: 1007-2853(2003)02-0013-04

提升管轻烃反应器流体力学性能研究

何 峻¹, 张瑞驰¹, 许克家¹, 侯栓弟¹, 龙 军¹, 邹东雷²

(1. 中国石化股份有限公司 石油化工科学研究院, 北京 100083; 2. 吉林大学 环境资源学院, 吉林 长春 130026)

摘要: 鉴于我国成品油市场柴油短缺, 汽油烯烃高的特点, 为灵活调变催化裂化柴汽比, 并降低汽油烯烃含量, 开发了一种新型的套管式提升管反应器形式. 实验考察了套管流化线速对内外管床层密度、固体颗粒速度的影响, 研究了固体颗粒在内外管流量的分配关系. 实验结果表明: 采用该结构可以实现催化剂在内外管内流量的灵活调变, 外环内催化剂质量流量百分比可以在 24.5% ~ 44.3% 范围内调节.

关键词: 催化裂化; 轻烃反应; 流化; 提升管反应器

中图分类号: TQ 052; TQ 021.1

文献标识码: A

当前, 我国成品油市场柴油短缺, 新的汽油规模标准中, 规定烯烃含量 $< 35\%$ ^[1~3]. 而我国商品汽油三分之二来自催化裂化, 催化汽油 (尤其是重油催化生产的汽油) 的烯烃含量普遍偏高, 通常在 $45\% \sim 60\%$ ^[4], 不能满足新的汽油规格要求. 因此, 如何增加柴油产量、降低催化汽油的烯烃含量, 是当前炼油工业急待解决的课题之一. 石油化工科学研究院开发的 MGD (Maximun Gas Diesel) 技术^[5], 在催化裂化装置上同时增产液化石油气和柴油, 并较大幅度地降低 FCC 汽油中烯烃的含量. 但采用传统提升管反应器实施 MGD 技术时存在一些缺陷, 不能完全灵活发挥 MGD 工艺的技术特点和优势. 本文研究的目的是要开发一种新型的提升管轻烃反应器, 以充分发挥 MGD 工艺的特点, 并在冷模装置上考察了不同汽油注入位置对内外管中固体颗粒循环量分配的影响.

1 环形轻烃反应器

MGD 工艺是将汽油回炼和分段进料紧密结合为一个体系 (如图 1 所示), 原料按轻重分别从三个进料口进入提升管, 部分汽油在重质原料之前注入提升管. 技术关键之一是粗汽油的控制裂化, 通过粗汽油在密相床中的二次反应, 一方面使汽油中低碳烯烃裂化和芳构化, 达到降低汽油烯烃含量, 提高汽油辛烷值的目的; 另一方面通过调节裂化原料的反应环境和反应苛刻度, 增加柴油馏分的生成量和保留度. MGD 工艺在广石化催化

裂化装置实现了工业化^[6].

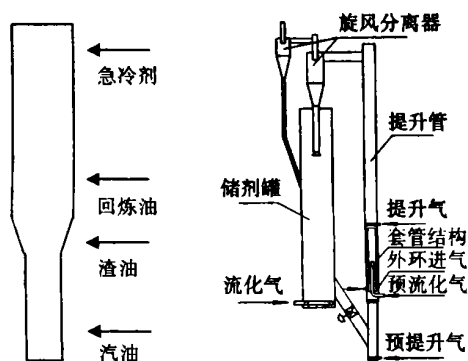


图 1 MGD 工艺示意图

图 2 实验装置简图

采用传统提升管反应器实施 MGD 工艺时存在以下缺点: (1) 由于在预提升段注入粗汽油, 汽油与全部的新鲜催化剂接触, 汽油反应的适宜油比无法调节. (2) 汽油注入量和注入高度较难确定. 为此, 本文提出了一种新型内外管式轻烃反应器, 该反应器的特点是在普通提升管反应器的下部增加一个内管, 再生催化剂进入预提升段后, 一部分从内管上升, 另一部分从内管和外管之间的环形空间上升. 在环形空间内设置回炼汽油喷嘴或分布器, 通过调节外环空间回炼汽油的注入量或内管流化介质的流量, 来控制催化剂在内管和外环间的流量分配, 从而达到控制外环空间内反应的剂油比和温度. 该反应器的外环空间不仅可以用来回炼汽油, 也可以用作其他非催化裂化新鲜进料的反应区, 从而使催化裂化装置具有了更大的产品灵活性和操作灵活性.

收稿日期: 2003 - 03 - 18

作者简介: 何 峻 (1970 -), 男, 新疆乌鲁木齐人, 硕士, 中国石化股份有限公司工程师, 主要从事化学工程方面的研究.

2 试验装置

试验装置如图 2 所示. 提升管直径为 200 mm, 高为 7 m. 内管直径为 150 mm, 外环和内管面积之比均为 0.78 1, 套管的长度均为 1.158 m. 为了便于观察试验现象, 装置的主体部分由有机玻璃制成. 流化风位于内套管的顶部, 内套管中部设置预流化分布器. 气体流量采用玻璃转子流量计计量, 固体颗粒的浓度和速度分别采用光纤颗粒浓度分析仪和光纤颗粒速度分析仪测量.

为了便于比较, 对每种结构形式, 均采用相同的预提升气速、提升管气速及催化剂质量流率. 预提升气速 $U_{pre} = 1.0 \text{ m/s}$, 提升管气体表观线速 $U_f = 7.2 \text{ m/s}$, 催化剂质量流率 $G_s = 144.7 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$. 外环气体表观线速为 $U_{f,out} = 1.0 \text{ m/s}, 1.44 \text{ m/s}, 1.86 \text{ m/s}, 2.27 \text{ m/s}, 2.69 \text{ m/s}$.

3 实验结果与分析

3.1 颗粒循环量

图 3 为外环线速对系统催化剂循环量的影响. 可以看出, 当外环气体流速达到 1.5 m/s 后, 系统催化剂质量流率基本上不随外环气速的变化而变化. 这说明在外环有催化剂向上流动的情况下, 调节外环的气量 (相当于调节外环空间回炼汽油的注入量), 基本上不会影响系统催化剂的循环量. 通过观察试验现象, 在现有结构和操作条件下, 当外环线速较小时 ($U_{f,out} < 1.3 \text{ m/s}$), 外环固体颗粒流动呈不稳定状态, 部分固体颗粒呈向下流动趋势. 出现这种现象的主要原因为: 在保证内管提升线速不变的情况下, 降低外环气体表观线速, 外环床层密度增大, 内外管床层密度差增大, 再次密度梯度的推动下, 部分固体颗粒向下流动从外管流向内管. 另外, 外管提升线速降低, 外管提升输送催化剂的能力下降. 外环气体表观线速增大, 外环空间内催化剂的流动速度也随之加快.

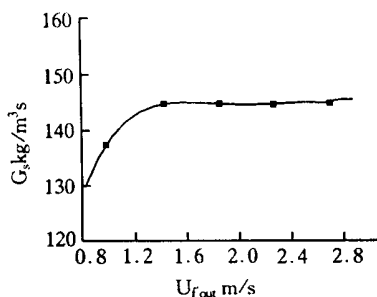


图 3 外环气体表观线速对固体颗粒循环量的影响

3.2 床层密度及固体颗粒浓度

内管中的催化剂床层密度随外环空间气体流速的变化情况如图 4 所示. 可以看出, 随着外环气体流速的加大, 内管中催化剂的床层密度逐渐降低. 由于内管中气体的流速保持不变, 内管中床层的密度降低, 说明从内管上升的催化剂量减少. 而系统的催化剂循环量在外环气体流速大于 1.5 m/s 后基本保持不变, 因此, 外环空间催化剂的流通量必然是随着气体流速的加大而增加的.

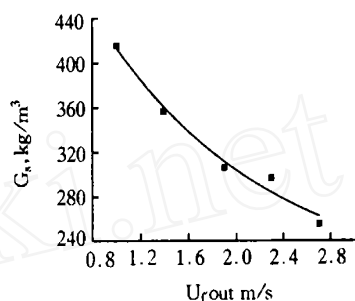


图 4 不同外环气速下内管的平均密度

不同外环气体表观气速下外环床层密度如图 5 所示. 随着外环进气量的增加, 外环床层密度逐渐降低. 外环床层密度从外环气速 1.0 m/s 时的 410 kg/m^3 降低到 2.7 m/s 时的 320 kg/m^3 , 这样的床层密度对于汽油反应来说基本上是合适的, 考虑到外环气速达到 1.5 m/s 后系统的催化剂循环量才能达到稳定, 外环空间的表观气速可以控制在 $1.5 \sim 2.5 \text{ m/s}$ 之间.

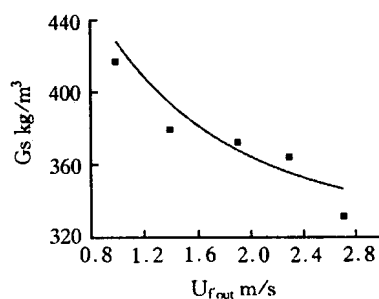


图 5 外环床层平均密度随气速的变化

不同外环气速下内管中床层密度分布如图 6 所示. 很显然, 内管床层中呈现明显的中间稀边壁浓的不均匀浓度分布. 但随着外环气体表观线速的增大, 内管固体颗粒的不均匀分布程度有所改善, 边壁固体颗粒浓度从 600 kg/m^3 下降到 400 kg/m^3 .

不同气速下外环床层的固体颗粒浓度分布如图 7 所示. 可以看出, 外环气速越高, 外环空间内

床层的密度就越低.这说明通入外环空间内的气体基本上是从外环上升的,没有窜入内管外环空间外部的浓度稍高于内部的浓度,但总的来说外环空间内催化剂的浓度分布还是比较均匀的.这有利于保证汽油在外环床层中反应时保持反应温度等条件的均匀性.

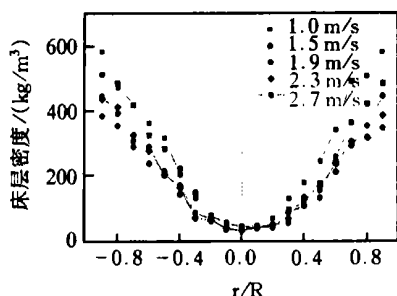


图6 不同外环气速下内环床层密度分布

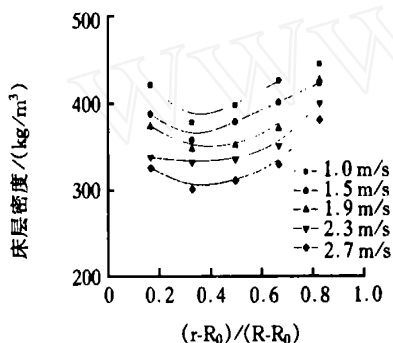


图7 不同气速下外环径向浓度分布

3.3 固体颗粒在内外管流量分布

图8给出了结构形式1下外环气速对内管和内外环内催化剂质量流率分配的影响.在外环气速从1.0 m/s增大到2.7 m/s时,外环空间内催化剂质量流率百分比从15%升到35%左右.这表明通过调节外环空间的表观气速,来调节催化剂在内管和内外环之间的流量分配的构思在技术上是可行的.但是在该结构上,外环催化剂的流量最多只能占系统催化剂流量的35%,而且外环催化剂流量的增加和外环气速的增加之间不是线性的比例关系.

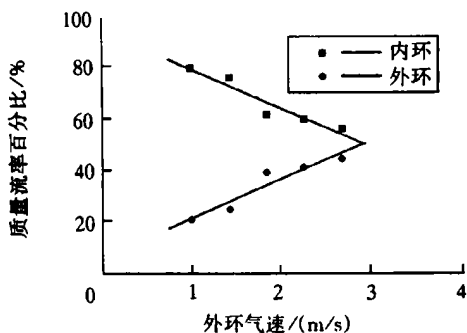


图8 催化剂流量在内管和内外环之间的分配

图9为结构形式2外环气速对内管和内外环内催化剂质量流率分配的影响.可以看出在此结构条件下,当外环气速从1.5 m/s加大到2.7 m/s,外环空间内催化剂质量流率占系统总的催化剂质量流率的百分比从27.8%上升到37.3%,而且内管和内外环中催化剂流量的变化和内外环气速的变化之间基本上是线性关系.这说明将提升风位置在内套管的上部比在内套管的中部更有利于汽油回炼量变化时剂油比保持稳定.但这种结构条件下外环催化剂流量占系统催化剂流量的比例在外环气速达到2.7 m/s时仍只能达到37.3%,对于汽油回炼反应所需要的剂油比来说,这样的百分比还偏小.

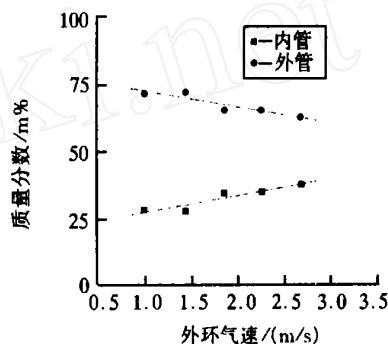


图9 结构2催化剂流量在内管和内外环之间分配

结构形式3催化剂流量在内套管和外部环形空间之间分配如图10所示.可以看出,当外环气速从1.5 m/s加大到2.7 m/s时,外环空间内催化剂流量占系统总的催化剂流量的百分比从24.5%上升到44.3%.两者之间的变化也近似成线性关系,和前两种结构相比,结构3中外环催化剂流量占系统总的催化剂流量的比例有所增加.外环空间在这样的催化剂流量下,基本满足汽油回炼对剂油比的要求,但仍稍显不足.从图10可以看出,进一步加大外环空间的气速还可以提高外环催化剂流量占系统总催化剂流量的比例.

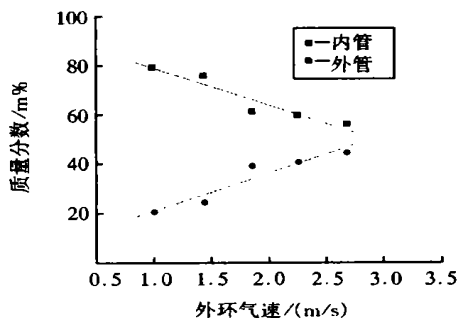


图10 结构3催化剂流量在内管和内外环之间分配

4 结 论

根据 MGD 工艺特点提出了套管式环形轻烃反应器形式,冷模试验结果表明,将汽油等轻质原料通入提升管反应器底部进行回炼时,用套管式提升管反应器来控制轻质油回炼的剂油比在技术上是可行的,可以灵活调节催化剂在内外管质量流量的分配。当套管式提升管反应器的外环气速从 1.0 m/s 加大到 2.7 m/s 时,外环空间内催化剂质量流率占系统总的催化剂质量流率的百分比从 24.5 % 左右上升到 44.3 % 左右。而且流过套管式提升管反应器外环空间的催化剂流量随外环空间的气速加大近似按线性比例关系增加。

参考文献:

- [1] 侯笑生. 21 世纪我国催化裂化可持续发展战略[J]. 石油炼制与化工, 2002, 33(1): 1 - 6.
- [2] 曹湘洪. 我国炼油技术开发的若干思考与建议[J]. 石油炼制与化工, 2002, 33(9): 1 - 8.
- [3] 王基铭. 21 世纪我国炼油工业面临的挑战和对策[J]. 石油炼制与化工, 1999, 30(5): 1 - 4.
- [4] 张瑞驰. 催化裂化操作参数对降低汽油烯烃含量的影响[J]. 石油炼制与化工, 2001, 32(6): 11 - 66.
- [5] 钟孝湘, 张执刚, 黎仁克, 等. 催化裂化多产液化气和柴油技术开发与应用[J]. 石油炼制与化工, 2001, 32(11): 1 - 5.
- [6] 陈祖庇, 张久顺. MGD 工艺技术的特点[J]. 石油炼制与化工, 2002, 33(3): 21 - 25.
- [7] 胡勇仁, 彭永强, 张执刚. 催化裂化多产液化气和柴油技术在广石化的工业应用[J]. 石油炼制与化工, 2001, 32(12): 16 - 20.
- [1] 侯笑生. 21 世纪我国催化裂化可持续发展战略[J].

Study on hydrodynamics of light hydrocarbon cracking riser

HE Jun¹, ZHANG Ri-chi¹, XU Ke-jia¹, HOU Shuan-di¹, LONG Jun¹, ZOU Dong-lei²

(1. Research Institute of Petroleum Processing, China Petroleum Processing Co. Ltd., Beijing 100083, China; 2. College of Environment and Resources, Jilin University, Changchun 130026, China)

Abstract: The key problems in Chinese oil market are the shortage of diesel and high olefin content in gasoline. A novel riser reactor is developed to flexibly adjust the FCC diesel/ gasoline ratio and efficiently reduce the olefin content in gasoline. Influences of the outside gas velocity on the density in the central tube and annular fluidized bed and the particle velocity in the annular reactor are studied. The effects of gas velocity on the ratio of particles mass rate in the inner tube and the annular part are also carried out as well. The experimental results show that with this central-and-annular structure, catalyst flowrate in the central tube and the annular part can be adjusted flexibly. The mass flowrate percentage of the catalyst in the annular part can be adjusted between 24.5 % and 44.3 %.

Key words: catalytic cracking; light hydrogen cracking; fluidization; riser reactor