

# 提升管反应器油剂间传热传质及混合特性研究

崔凌云\*, 王松江, 李国智, 刘璐

(中石化炼化工程(集团)股份有限公司洛阳技术研发中心, 河南 洛阳 471000)

**摘要:**以某炼厂 180 万 t/a 催化裂化装置提升管为模型,通过数值模拟研究了催化裂化初始原料油液雾(简称油雾)粒径对提升管反应器油剂间传热传质及混合特性的影响。结果显示,35  $\mu\text{m}$  油雾与 70  $\mu\text{m}$  油雾相比,在低高度段油雾温度更低,且温度分布更加均匀;同一高度段油雾粒径越小油雾蒸发速度更快,35  $\mu\text{m}$  油雾达到 98% 蒸发量所需时间几乎是 70  $\mu\text{m}$  油雾的一半;对于 35  $\mu\text{m}$  油雾来说,催化剂在提升管中心的聚集效应较弱,在不同高度横截面上比 70  $\mu\text{m}$  油雾的固含率低,且油气在横截面上分布的更加均匀,促使原料油与催化剂的均匀混合,有利于催化裂化反应,改善产品分布。

**关键词:**催化裂化;提升管;液雾粒径;传热传质;混合特性;反应器;喷嘴

中图分类号:TE621

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2024)S1-0322-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.S1.058

## Research on heat transfer, mass transfer and mixing characteristics between oil and catalyst in riser reactor

CUI Ling-yun\*, WANG Song-jiang, LI Guo-zhi, LIU Lu

(Luoyang R&D Center of Technology, Sinopec Engineering (Group) Co., Ltd., Luoyang 471000, China)

**Abstract:** Taking the riser at a 1.8 million ton/year catalytic cracking unit in a certain refinery as a model, the numerical simulation method is employed to study the influences of initial feedstock oil mist (referred to as "oil mist") particle size on heat transfer, mass transfer and mixing characteristics between catalyst and oil in a riser reactor for catalytic cracking. Results show that compared to 70  $\mu\text{m}$  oil mist, 35  $\mu\text{m}$  oil mist has lower temperature in low section of the riser, showing a more uniform temperature distribution. In the same height range, 35  $\mu\text{m}$  oil mist has a smaller particle size, vaporizes faster, and spends the time that reaches 98% evaporation capacity is almost half that 70  $\mu\text{m}$  oil mist spends. And 35  $\mu\text{m}$  oil mist has weaker catalyst aggregation effect at the center of the riser, lower solid holdup than 70  $\mu\text{m}$  oil mist in different cross section. In addition, 35  $\mu\text{m}$  oil mist is more conducive to the distribution of oil gas, the mixing between feedstock oil and catalyst, the catalytic cracking reactions, and improving products distribution. The conclusion provides support for the design of riser reactors and nozzles.

**Key words:** catalytic cracking; riser; oil mist particle size; heat and mass transfer; mixing characteristics; reactor; nozzle

流化催化裂化装置(FCCU)是重油轻质化的重要装置,也是炼油企业实现炼化一体化转型发展的核心装置。提升管反应器是 FCCU 的核心设备之一,原料油在提升管内与催化剂接触混合,反应生成柴油、汽油、丙烯等轻质油和化学品,此过程中发生原料油的升温蒸发汽化,良好的相间传热与原料油的蒸发效率是提高催化裂化装置油剂间催化裂化效率的关键<sup>[1-2]</sup>。

目前,关于提升管内气固两相的流动特性及原料油的蒸发研究较多。鄂承林等<sup>[3-4]</sup>通过冷模试验研究了气固两相在提升管内的径向分布以及混合特性,结果显示,催化剂颗粒随着提升管轴向位置的升高呈强“W”形转变为弱“W”形,最后变成“环-核”分布,原料油气沿提升管轴向由下至上依次呈强

“M”形、弱“M”形和“环-核”分布。闫子涵等<sup>[5-7]</sup>提出了一种油剂逆流接触的新型催化裂化提升管,考察了油剂“匹配”情况,结果表明喷嘴向下的进料方式可以强化油剂两相混合,缩短混合区长度,有利于催化裂化反应。傅梦倩等<sup>[8-9]</sup>数值模拟考察了双层喷嘴提升管内气固两相的流动特性,双层喷嘴即在主喷嘴下方增加了一对副喷嘴,结果发现双层喷嘴对提升管内气固两相的流动特性影响较大。许峻等<sup>[10-11]</sup>建立了用于描述提升管内射流二次流动中心流线的模型方程,与试验结果对比有较高的吻合度,并利用二次流理论通过大型冷模试验分析了逆向喷嘴射流二次流在提升管内的形成过程。高金森等<sup>[12-15]</sup>建立了提升管内气液固三相流动反应模型,从原料油液雾流动和气化的机理考察了原料油雾化

收稿日期:2024-01-15;修回日期:2024-03-10

基金项目:中国石油化工集团有限公司项目(JKL21007)

作者简介:崔凌云(1993-),女,硕士,工程师,研究方向为流态化、气固分离及催化裂化技术,通讯联系人,culiy.segr@sinopec.com。

效果的影响,结果发现雾化效果越好,越有利于催化裂化反应,产品分布越理想。Tuyen 等<sup>[16]</sup>对比分析了催化裂化原料油液雾的蒸发模型,预测了工业催化裂化原料油液雾的汽化时间,为工业催化裂化进料汽化区的设计提供了依据。Gupta 等<sup>[17-18]</sup>建立了一个预测催化裂化提升管反应器转化率和产率的模型,并分析了原料油平均雾化粒径对催化裂化反应的影响,研究结果与高金森等一致,原料油雾化的粒径尺寸是影响原料油汽化速率的最主要因素之一,雾化粒径越小越有利于催化裂化反应。朱晓丽等<sup>[19-20]</sup>建立了提升管反应器气液两相流数值模型,研究了射流原料油液雾与连续气相间传质传热特性及油剂接触分布状况。张智亮等<sup>[2]</sup>模拟分析了双层喷嘴提升管内原料油液雾的传质传热与混合特性。

但是关于不同原料油液雾(以下简称油雾)粒径对提升管反应器内油剂间传热传质及混合特性的影响鲜有报道。本文通过数值模拟的方法研究了不同油雾粒径对提升管反应器内油剂间传热传质及混合特性的影响,以期提升管反应器和喷嘴的设计提供支持。

## 1 研究方法

### 1.1 几何模型建立及网格划分

以某炼厂 180 万 t/a 催化裂化装置中的提升管反应器为计算模型,模型简图如图 1 所示。提升管反应器直径  $D_1$  为 1 200 mm,截取高度  $h_1$  为 10 000 mm;提升管反应器下部为预提升,直径  $D_2$  为 950 mm,截取预提升高度  $h_3$  为 1 000 mm;预提升与提升管反应器中间是过渡段,6 个喷嘴均匀布置在过渡段中间,喷嘴与提升管轴线夹角  $\theta$  为  $30^\circ$ ,原料油斜向上喷入提升管反应器;分布均匀的气固混合物经预提升与喷嘴喷入的原料油接触混合在提升管反应器内向上运动。结果分析时,选取模型入口横截面高度为 0 mm,喷嘴喷口处高度为 1 620 mm,纵截面提取穿过喷嘴的切面。

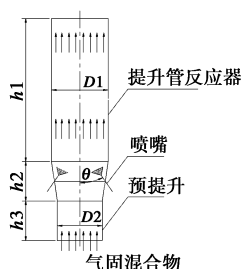


图 1 催化裂化提升管反应器结构简图

该几何模型总高 12 m,局部最小尺寸 0.01 m,网格尺寸比达 1 200,与此同时,提升管内部流场复杂,湍动明显,稀相区与密相区的固含率差较大,又存在复杂的多相传热传质和蒸发过程,对网格精度和模型调试的要求非常高。整个模型利用混合网格(结构化网格与非结构化网格结合)进行划分。对于喷嘴的喷口局部区域进行了网格加密处理。一般规定网格的扭曲度小于 0.90,网格扭曲度越小,网格量越高,模拟所采用网格最高扭曲度 0.65,总体来说网格质量高,满足计算要求。

### 1.2 数值方法

参照前期研究,采用有限体积法离散控制方程及 Phase Coupled SIMPLE 算法耦合离散气固方程组的压力速度模拟提升管中的三相流动过程、气固相间的传热过程以及固相曳力;采用 DPM 模型(离散相模型)模拟原料油液雾的流动和分布,选择 DPM-droplet 模型模拟原料油液雾与气相间传热传质和原料油蒸发汽化过程。

计算边界条件由实际提升管生产工况获得,模拟过程假设气固混合物均匀进入预提升,且未考虑化学反应的进行,原料油初始粒径设为  $35\ \mu\text{m}$  和  $70\ \mu\text{m}$ 。模拟采用 Realizable  $k-\varepsilon$  耦合近壁面 scalable wall functions 方法建立湍流模型;采用 Eulerian 方法处理气液固三相流,固相催化剂颗粒表征为颗粒流,与气相的曳力模型采用 emms 方法,与气相的传热模型采用 ranz-marshall 方法;气相混合气体采用组分运输的 species Transport 方法,充分考虑热扩散的作用;液雾喷射由 DPM 方法表征,通过 DPM-droplet 和组分运输实现蒸发过程的模拟。

## 2 结果与讨论

### 2.1 提升管内温度变化

提升管纵截面固相温度提取云图如图 2 所示。由图 2 可知,整个提升管内固相温度沿轴向呈对称分布,气体带动催化剂经预提升后在过渡段与喷嘴喷出的原料油接触,后沿提升管反应器向上运动,在预提升段内催化剂温度最高,接近催化剂进料温度,当催化剂与原料油接触后温度骤降,催化剂将热量传递给原料油,使得原料油升温汽化。在喷嘴后端提升管边壁处催化剂温度明显高于中间,一是由于催化剂的边壁效应(边壁催化剂含量较多),二是由于喷嘴喷出原料油的气动力使得催化剂未能与原料油充分接触即吹向边壁,催化剂的热量还未及时传递给原料油。

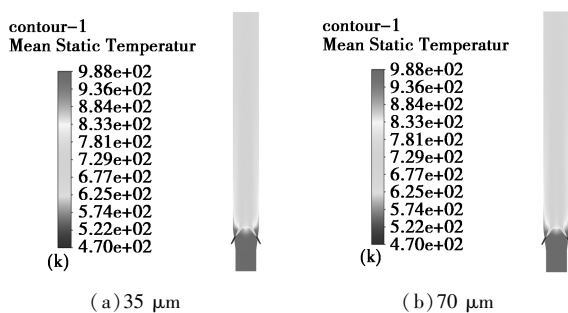
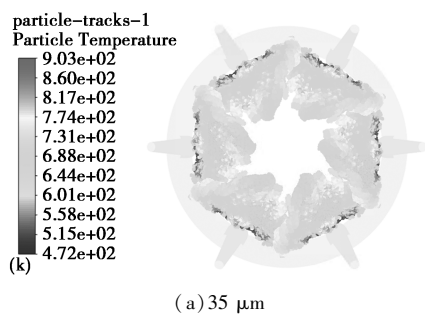


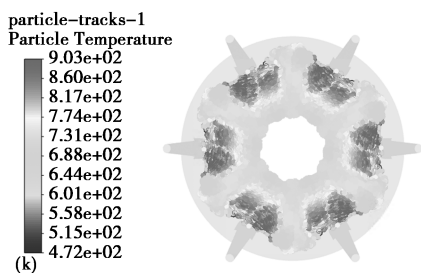
图 2 提升管纵截面固相温度云图

对比分析喷嘴喷出不同油雾粒径对催化剂温度的影响,发现宏观上 35  $\mu\text{m}$  和 70  $\mu\text{m}$  原料油液雾的提升管纵截面固相温度云图几乎一致,随着提升管位置的升高趋于均匀。

为了更加直观地对比不同油雾粒径对原料油温度的影响,提取了初始油雾粒径分别为 35  $\mu\text{m}$  和 70  $\mu\text{m}$  时喷嘴喷口上方提升管不同高度段油雾的温度分布,如图 3~图 5 所示。高度段指的是距离喷嘴喷口的距离。由于油雾在不同提升管高度时是呈现分散分布的,并不连续,所以提取不同高度段油雾的温度分布。

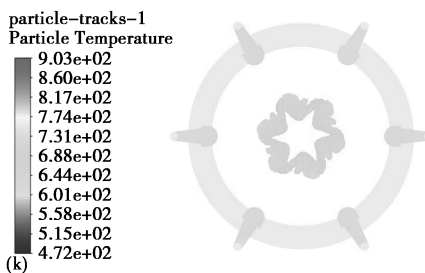


(a) 35  $\mu\text{m}$

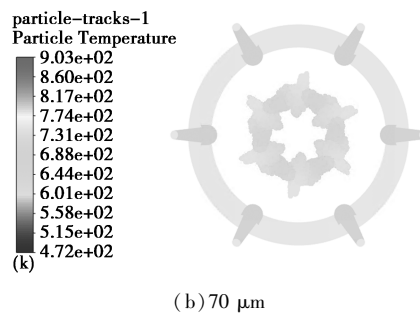


(b) 70  $\mu\text{m}$

图 3 50~500 mm 高度段油雾温度分布图

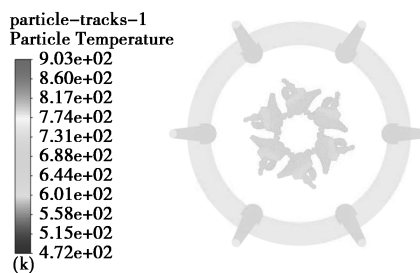


(a) 35  $\mu\text{m}$

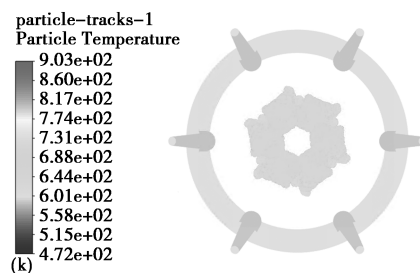


(b) 70  $\mu\text{m}$

图 4 1 000~1 500 mm 高度段油雾温度分布图



(a) 35  $\mu\text{m}$



(b) 70  $\mu\text{m}$

图 5 2 000~3 500 mm 高度段油雾温度分布图

由图 3~图 5 可知:①随着高度的增加,油雾分布向中间靠拢,这是由于喷嘴倾斜向上布置且有一定的喷射距离,在不同的喷射距离内喷射区域是不同的,一定范围内随着喷射距离的增高,原料油喷射区域越靠近中间区域。②低高度段范围( $\leq 500$  mm)内油雾温度相对较高,这是由于在低高度段范围内原料油与催化剂接触时间较短,部分油雾刚刚升温还未汽化,热量积蓄在油雾内部;随着高度的增加,油雾温度没有太大变化,大多数油雾温度接近催化剂温度,气液固温度达到平衡。③70  $\mu\text{m}$  油雾在低高度段的温度相较于 35  $\mu\text{m}$  更高,且温度均匀程度更差,这是由于油雾与气相间的传热过程远快于传质过程,70  $\mu\text{m}$  油雾在初始蒸发状态下蒸发速度相对较慢,即蒸发消耗潜热速度更慢,因此得以被气流环境加热到更高的温度。

### 2.2 提升管内油雾粒径变化

为了对比喷入不同初始油雾粒径时提升管内原料油的蒸发情况即原料油液雾粒径变化,提取了初

始油雾粒径分别为 35  $\mu\text{m}$  和 70  $\mu\text{m}$  时,喷嘴喷口上方不同高度段的油雾粒径分布图,如图 6~图 8 所示。

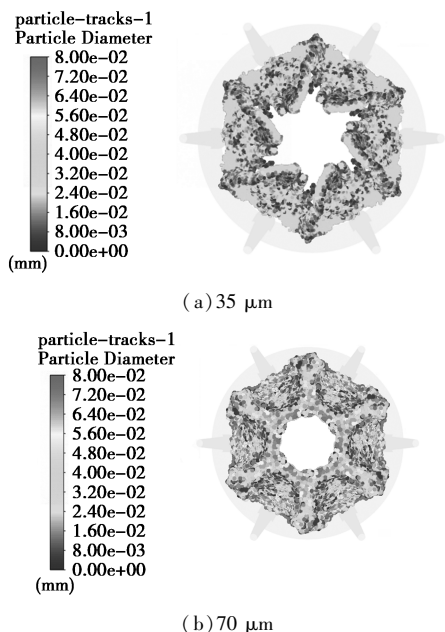


图 6 50~500 mm 高度段油雾粒径分布图

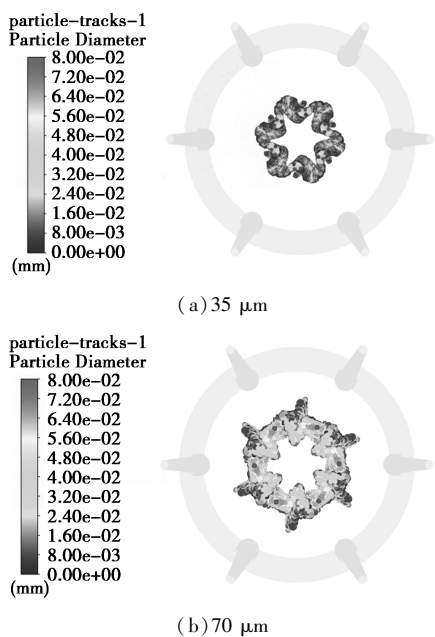


图 7 1 000~1 500 mm 高度段油雾粒径分布图

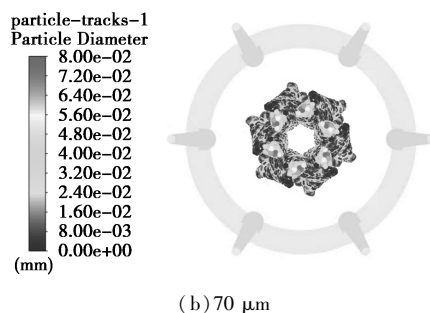
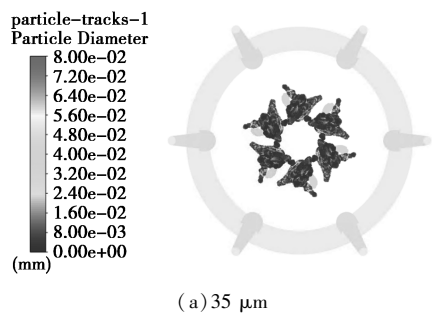


图 8 2 000~3 500 mm 高度段油雾粒径分布图

由图 6~图 8 可知:①随着高度的增加,油雾粒径逐渐减小,这是由于原料油进入提升管后与催化剂接触换热升温蒸发汽化,粒径在减小;高度越高,原料油与催化剂的接触时间越长,蒸发越多,粒径越小。②在同一高度段范围内,初始油雾粒径 70  $\mu\text{m}$  时原料油粒径比初始油雾粒径 35  $\mu\text{m}$  要大,且分布范围要广,这是由于初始粒径大时,其与催化剂的总接触面积小、传热面积小、传热速率慢、所需蒸发时间长导致的。③同一高度段范围内,对于同一初始油雾粒径,外环的油雾粒径小于内环,说明外环的蒸发快于内部,这是由于中间催化剂的温度较边壁要低、催化剂传递给油雾的热量较慢导致的。

与此同时,为了进一步分析原料油的蒸发特性,提取了不同初始油雾粒径不同横截面上原料油蒸汽的质量流量与出口原料油蒸汽质量流量的比值随提升管高度的变化,如图 9 所示。

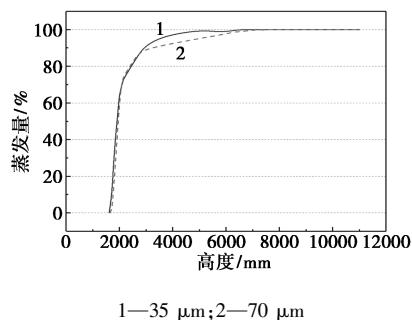


图 9 原料蒸发量随提升管高度的变化

由图 9 可知,在油雾喷射面(1 620 mm 处)至提升管 2 000 mm 高度范围内,初始油雾粒径为 35  $\mu\text{m}$  和 70  $\mu\text{m}$  两种原料油均完成了约 60% 的蒸发,但 70  $\mu\text{m}$  的蒸发速度稍慢于 35  $\mu\text{m}$ 。在约 3 000 mm 的提升管高度上,两种油雾粒径均完成了约 90% 的蒸发,两种油雾粒径在前 90% 蒸发量内蒸发速度差异不大,之后,初始粒径为 35  $\mu\text{m}$  的液滴蒸发速度明显快于初始粒径为 70  $\mu\text{m}$  的液滴。

对不同横截面的油雾流动信息进行采样,得到

油雾实现 95% 蒸发量和 98% 蒸发量的流动高度和流动时间如表 1 所示,表中蒸发高度为距离模型入口的高度。通过表 1,更加说明了 35  $\mu\text{m}$  油雾相较于 70  $\mu\text{m}$  油雾蒸发速度快,达到 98% 蒸发量所需时间几乎是 70  $\mu\text{m}$  油雾的一半,有利于原料油的蒸发汽化,增大原料油的汽化速率,改善催化裂化产品分布。

表 1 不同液滴粒径喷射条件下的蒸发时间和高度

项目	35 $\mu\text{m}$	70 $\mu\text{m}$
95% 蒸发时间/s	0.155	0.252
95% 蒸发高度/mm	3500	5000
98% 蒸发时间/s	0.226	0.412
98% 蒸发高度/mm	4300	6300

### 2.3 提升管内固含率及油气质量分数变化

为研究原料油喷入提升管内对固体催化剂分布的影响,提取提升管不同高度横截面的固含率分布云图以及不同提升管高度的固含率随径向比变化折线图(此处所取径向位置为所选纵截面与横截面的交线),分别见图 10 和图 11。

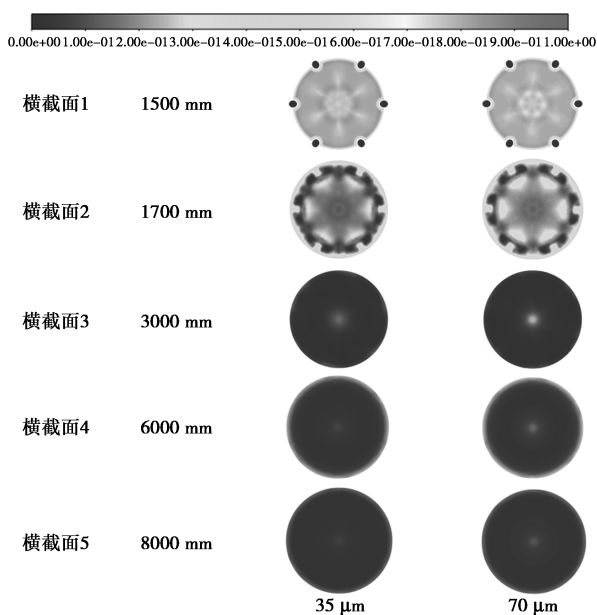
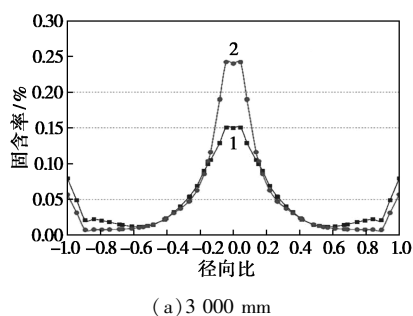
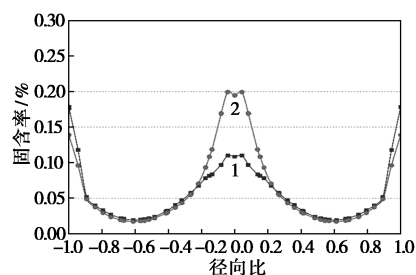


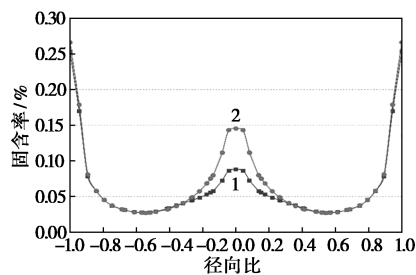
图 10 不同高度横截面固含率分布云图



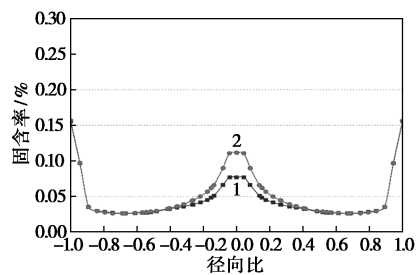
(a) 3 000 mm



(b) 4 000 mm



(c) 6 000 mm



(d) 8 000 mm

1—35  $\mu\text{m}$ ; 2—70  $\mu\text{m}$

图 11 不同初始油雾粒径在不同高度固含率随径向比的变化图

图 10 中横截面 1(1 500 mm)代表该横截面距离整个模型入口 1 500 mm,在喷嘴下方 120 mm 处;横截面 2(1 700 mm)代表该横截面距离整个模型入口 1 700 mm,在喷嘴上方 80 mm 处。由图 10 可知,原料油的喷入使得固体催化剂的分布受到影响。在喷嘴下方,固体催化剂受到喷嘴喷出气流的影响,在横截面 1 出现分布不均的情况;在喷嘴上方,固相催化剂被喷嘴喷出的大量气体冲击聚拢到中间位置,形成固含率从中间向边缘递减的规律。随着高度进一步提升,固相分布呈“W”型分布,即边缘和中间固含率高,而其间固含率低。这一趋势在提升管更高处得到了延续,但由于油雾蒸发和气固混合流场的稳定,固相分布总体趋向于均匀化。

由图 11 可知,35  $\mu\text{m}$  和 70  $\mu\text{m}$  的变化规律总体一致,而同一高度横截面上 70  $\mu\text{m}$  固含率均大于 35  $\mu\text{m}$ 。

由图 11 可知,不同初始原料油粒径在不同高度横截面固含率随径向比变化呈“W”形分布,随着高度提升固含率分布逐渐平缓。对比 35  $\mu\text{m}$  和 70  $\mu\text{m}$  结果,大油雾粒径条件下固相颗粒在提升管中心聚集的效应更加明显,在不同高度横截面上均比小油雾粒径条件下的固含率高。

为了定量分析不同初始油雾粒径条件下提升管内固含率在不同横截面径向方向的分布,统计不同初始油雾粒径在不同高度横截面条件下提升管内径向固含率标准差,如表 2 所示。由表 2 可知,在任一横截面上 35  $\mu\text{m}$  径向固含率标准差均小于 70  $\mu\text{m}$ ,说明 35  $\mu\text{m}$  条件下径向固含率要比 70  $\mu\text{m}$  条件下更加均匀。

表 2 不同初始油雾粒径在不同高度横截面径向固含率标准差

横截面高度/mm	35 $\mu\text{m}$	70 $\mu\text{m}$
3000	0.0432	0.0669
4000	0.0385	0.0558
6000	0.0476	0.0550
8000	0.0278	0.0326

提取不同高度横截面油气质量分数分布云图,如图 12 所示。由图 12 可知,在不同的横截面上,70  $\mu\text{m}$  条件下的油气质量分数要稍低于 35  $\mu\text{m}$ ,这是由于 70  $\mu\text{m}$  条件下的油雾蒸发速度要稍慢于 35  $\mu\text{m}$ 。当高度达到约 3 000 mm 后,油气的分布达到比较均匀的状态。

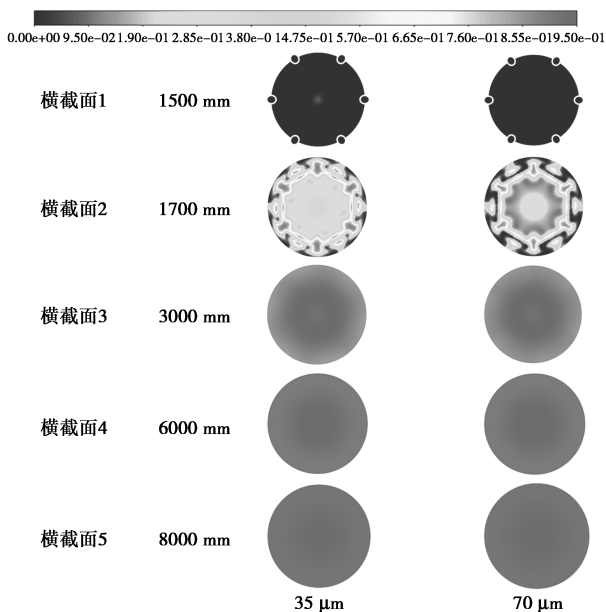


图 12 不同横截面油气质量分数分布云图

### 3 结论

(1)通过数值模拟对比,分析了不同初始油雾粒径对催化裂化提升管反应器内油剂间传质传热及油剂混合特性的影响,结果发现 35  $\mu\text{m}$  油雾比 70  $\mu\text{m}$  油雾具有更大的优势,可为提升管及喷嘴的设计提供支持。

(2)宏观上,35  $\mu\text{m}$  和 70  $\mu\text{m}$  原料油液雾在提升管纵截面上的固相温度云图几乎一致,随着提升管位置的升高趋于均匀。微观上,低高度段油雾温度相对较高,35  $\mu\text{m}$  油雾相较 70  $\mu\text{m}$  条件下更低,且温度分布更加均匀。

(3)油雾粒径随着提升管高度的增加在减小,初始油雾粒径小时,其与催化剂的接触面积大,传热面积大,传热速率快,所需蒸发时间短。35  $\mu\text{m}$  油雾相较于 70  $\mu\text{m}$ ,在同一高度段油雾粒径小,蒸发速度快,35  $\mu\text{m}$  油雾达到 98% 蒸发量所需的时间几乎是 70  $\mu\text{m}$  油雾的一半。

(4)35  $\mu\text{m}$  油雾比 70  $\mu\text{m}$  油雾更加有利于催化剂颗粒和油气在横截面上的均匀分布,促使油剂混合的更加均匀,有利于催化裂化反应,改善产品分布。

(5)本文的数值模拟假定了气固混合物均匀地进入预提升中,且没有考虑化学反应,而实际的催化裂化提升管反应器中气固混合物并非均匀进入预提升中,且存在着复杂的化学反应,后期模拟过程可以进行优化,考虑预提升中气固的不均匀性以及化学反应。

### 参考文献

- [1] Rajesh P, Pengfei H, Bo Z, *et al.* Transport of interacting and evaporating liquid sprays in a gas-solid riser reactor[J]. *Chemical Engineering Science*, 2013, 100(2): 433-444.
- [2] 张智亮,牟沛,李文军,等. 双层喷嘴提升管油剂间传质传热特性研究[J]. *石油机械*, 2022, 50(6): 114-120.
- [3] 鄂承林,范怡平,卢春喜,等. 喷嘴进料对提升管进料段内颗粒浓度径向分布的影响[J]. *过程工程学报*, 2008, 8(1): 18-22.
- [4] 鄂承林,蔡丹枫,范怡平,等. 喷嘴油气在提升管进料段的浓度径向分布及混合行为[J]. *化工学报*, 2010, 61(9): 2208-2216.
- [5] 闫子涵,秦小刚,陈昇,等. 油剂逆流接触提升管进料段固含率及颗粒速度的径向分布[J]. *过程工程学报*, 2014, 14(5): 721-729.
- [6] 闫子涵,王钊,陈昇,等. 新型催化裂化提升管进料段油、剂两相混合特性[J]. *化工学报*, 2016, 67(8): 3304-3312.
- [7] 卢春喜,范怡平,陈昇,等. 一种促进原料油与催化剂高效混合的催化裂化提升管进料混合段结构: CN201410014516.1[P]. 2017-07-21.

(下转第 331 页)

在顶部出现近圆环状涡管及强度较弱的拉长型涡旋,中心射流速度比改进型下渣口的低,气流径向扩散显著,导致壁面液膜蒸发量增加,产生的蒸汽对中心射流有一定侵蚀作用。因此要对气化炉下渣口结构进行改造,具体改造方法是在原有渣口设计的基础上进行修改,只改变了下渣口直筒段内径,由596 mm 缩小至500 mm,对于各法兰管口、下渣口冷却水通道等相关工艺尺寸和结构未做改动。

通过气化炉内流场的模拟结果,使用氧气旋流角为25°、煤粉通道半径为92 mm 的主烧嘴和直筒段内径500 mm 的下渣口进行生产试运行实验,结果如表2所示。

表2 固定氧气旋流角和煤粉通道半径时的气化热损失

时间/ d	总热损/ MW	渣口热损/ MW	热裙热损/ MW	渣口压差/ kPa	有效气 含量/%
1	4.8	0.21	0.36	56	86.98
2	3.9	0.18	0.34	54	89.38
3	3.4	0.12	0.28	51	87.73
4	4.0	0.14	0.24	55	88.76
5	3.5	0.20	0.18	47	89.94
6	4.5	0.21	0.16	43	88.89
7	3.3	0.30	0.13	52	87.97

通过新配型的气化炉生产实验结果可以看出,气化炉水冷壁热损偏高,在3.0~5.0 MW 波动,渣口热损在0.1~0.3 MW 之间,热裙热损呈缓慢下降趋势,渣口压差较稳定,合成气有效气组分含量平均值在88.48%,比原设计提高了2.4%,证明新烧嘴及新渣口的配型对提升气化效率有一定的效果。不同配型的烧嘴对气化效率的影响见表3。

表3 不同配型的烧嘴对气化效率的影响

	比煤耗/ (kg· 1000 Nm <sup>-3</sup> )	比氧耗/ (kg· 1000 Nm <sup>-3</sup> )	渣残碳/ %	饼残碳/ %	碳转化率/ %
原设计	558.5	301.7	1.42	23.75	98.51
新配型	550.4	294.2	0.75	20.49	98.73

由表3可以看出,在同样条件下,新配型的气化炉运行期间比煤耗和比氧耗更低,渣、饼残碳量也较低,碳转化率更高,煤粉燃烧效率更好。

## 4 结论

干煤粉气化炉选择氧气旋流角为25°、煤粉通道半径为92 mm 的组合烧嘴,与下渣口直筒段内径为500 mm 的渣口进行匹配,所产生的有效气含量最高,渣、饼残碳量最低,碳转化率最高,气化反应更充分,是一种较好的匹配选择。

## 参考文献

(上接第327页)

- [8] 傅梦倩.催化裂化提升管进料区双层喷嘴进料下两相流动特性的模拟研究[D].北京:中国石油大学,2020.
- [9] 傅梦倩,姚秀颖,范怡平,等.双层喷嘴提升管进料区内气固流动特性的数值模拟[J].过程工程学报,2020,20(7):757-769.
- [10] 许峻,范怡平,钱筱婕,等.催化裂化提升管进料段喷嘴射流运动-扩散特性的分析[J].化工学报,2020,71(4):1450-1459.
- [11] 许峻,王智峰,侯凯军.双层喷嘴进料提升管内气固流动混合特性的大型冷模实验研究[J].化工学报,2021,72(8):4019-4029.
- [12] 高金森,郭印诚.催化裂化提升管反应器气液固三相流动反应的数值模拟: I.气液固三相流动反应模型的建立[J].石油学报(石油加工),1999,15(3):18-24.
- [13] 高金森,徐春明,杨光华,等.催化裂化提升管反应器气液固三相流动反应的数值模拟: II.原料液雾流动化过程的数值模拟[J].石油学报(石油加工),1999,15(4):19-24.
- [14] 高金森,郭印诚.催化裂化提升管反应器气液固三相流动反应

- [1] 匡建平,郭伟,井云环,等.单喷嘴顶置干煤粉气化烧嘴与气化炉匹配性能研究[J].煤炭科学技术,2015,43(S1):102-105,69.
- [2] 王国梁.烧嘴氧气旋流角度对干煤粉气化性能的影响[J].煤化工,2022,50(2):26-28,60.
- [3] 郭伟,匡建平.单喷嘴顶置粉煤气化炉热态数值模拟及烧嘴头部受热分析[J].当代化工,2016,45(6):1170-1172.
- [4] 马银剑,井云环,吴跃,等.干煤粉气化炉模拟软件开发及应用[J].煤炭科学技术,2015,43(S1):124-125,129.
- [5] 马宝国.煤粉气化炉激冷室关键部件模拟分析及结构优化[D].杭州:浙江大学,2021.
- [6] 李晓东,张镛铎.干煤粉气化炉下渣口结构的设计及应用对比分析[J].化肥设计,2016,54(3):23-26.■

- 的数值模拟: III.流动传热及反应的数值模拟[J].石油学报(石油加工),1999,15(5):28-37.
- [15] 高金森,郭印诚.催化裂化提升管反应器气液固三相流动反应的数值模拟: IV.原料液雾油滴粒径变化的数值模拟[J].石油学报(石油加工),2000,16(1):26-30.
- [16] Tuyen T B N, Subhasish M, Vishnu P, et al. Comparison of vaporization models for feed droplet in fluid catalytic cracking risers[J]. Chemical Engineering Research & Design, 2015, 101: 82-97.
- [17] Gupta A, Rao D S. Effect of feed atomization on FCC performance: Simulation of entire unit[J]. Chemical Engineering Science, 2003, 58(20): 4567-4579.
- [18] Gupta A, Rao D S. Model for the performance of a fluid catalytic cracking (FCC) riser reactor: Effect of feed atomization[J]. Chemical Engineering Science, 2001, 56(15): 4489-4503.
- [19] 朱晓丽,崔运静,仇性启.提升管进料段油剂间传质传热及混合特性研究[J].石油化工,2017,46(3):309-314.
- [20] 朱晓丽.提升管内油雾蒸发及传热流动特性研究[D].青岛:中国石油大学(华东),2017.■