

# 劣质重油最大化生产芳烃组合工艺研究

杨鑫\*, 孙世源, 闫鸿飞, 王慧

(中石化炼化工程(集团)股份有限公司洛阳技术研发中心反应工程室, 河南 洛阳 471003)

**摘要:**在当前炼化企业“油转化、油产化”的背景下,开发了劣质重油最大化生产芳烃组合工艺,可实现劣质催化裂化原料最大化转化为 BTX 等轻质芳烃。该工艺是在双提升管催化裂化装置的基础上,通过重油提升管汽、柴油产品轻重分离,选择性加氢裂化和第二提升管回炼富芳烃原料的方式实现最大化生产轻质芳烃。以重油提升管加工量计,该工艺轻质芳烃收率可达 30.14%, BTX 收率可达 21.94%, 为传统炼油装置实现增产高附加值化工原料提供了新路径。

**关键词:**劣质重油; BTX; 芳烃; 催化裂化; 加氢; 组合工艺

中图分类号: TE624.41

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2026)01-0228-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2026.01.037

## Study on combined process of maximum production of aromatics combination from inferior heavy oil

YANG Xin\*, SUN Shi-yuan, YAN Hong-fei, WANG Hui

(Reaction Engineering Department of Luoyang R&D Center of Technology, SINOPEC Engineering (Group) Co., Ltd., Luoyang 471003, China)

**Abstract:** Under the current background of “oil conversion and oil production” in refining and chemical enterprises, a combined process for the maximum production of aromatics from inferior heavy oil has been developed, which can maximize the conversion of catalytic cracking feedstock into light aromatics such as BTX. This process is based on the flexible and multi-effect characteristics of the double riser catalytic cracking unit and achieves the maximization of light aromatics production through the cutting of gasoline and light cycle oil from the heavy oil riser, selective hydrocracking, and the recycling of rich aromatics feedstock in the second riser. Calculated by the feedstock of heavy oil riser, the yield of light aromatics and BTX can reach 30.14% and 21.94% respectively. This process provides a new way to increase production of high value-added chemical raw materials in traditional oil refining units.

**Key words:** inferior heavy oil; BTX; aromatics; fluid catalytic cracking; hydrogenation; combined process

近年来,受我国经济结构不断调整和新能源迅速崛起等因素的影响,石油消费结构正在发生巨大变化,石油类产品的市场需求逐渐放缓,国内成品油消费增速由“十二五”期间年平均增长率 5.0% 降至“十三五”期间的年平均增长率 1.3%<sup>[1]</sup>。受新能源汽车行业冲击,2024 年中国汽油消费量下降至 1.52 亿 t,降幅达 2.0%;柴油消费量下降至 1.68 亿 t,降幅达 6.5%<sup>[2]</sup>。未来,炼化企业进行产品结构调整,实现由“炼油型”向“化工型”转变,仍将是其发展的主旋律<sup>[3]</sup>。

催化裂化(FCC)装置作为炼化企业重油轻质化的重要装置之一,是炼化企业的效益核心,我国车用汽油的 70%<sup>[4]</sup>、车用柴油的 30%<sup>[5]</sup>来自催化裂化装置。FCC 装置生产的汽、柴油产品中含有大量的芳烃资源<sup>[6-7]</sup>。而轻质芳烃作为重要的有机化工原料,未来将保持稳步增长态势<sup>[8]</sup>。

在此背景下,中石化炼化工程(集团)股份有限公司洛阳技术研发中心在 FDFCC-III 工艺<sup>[9]</sup>的基础

上开发了劣质重油最大化生产芳烃组合工艺技术,利用双提升管催化裂化工艺灵活多效的特点,采用劣质重油为原料,深度挖潜 FCC 装置所产汽、柴油产品中的芳烃资源,最大化转化为 BTX 等轻质芳烃,为传统炼油装置“油产化”改造、增产高附加值化工原料提供了新路径。

## 1 劣质重油最大化生产芳烃组合工艺介绍

劣质重油最大化生产芳烃组合工艺流程如图 1 所示,工艺方案如下。

(1) 催化裂化装置采用双提升管工艺型式,重油提升管加工常规催化裂化原料,第二提升管加工轻质原料。

(2) 重油提升管生产的催化粗汽油经分离塔分离得到轻汽油馏分和富含轻质芳烃的重汽油馏分。

(3) 重油提升管生产的催化柴油(LCO)经闪蒸塔分离得到富含单环芳烃的 LCO 轻馏分和富含双环及三环芳烃的 LCO 重馏分。

(4) LCO 重馏分经选择性加氢饱和,将部分双环及三环芳烃转化为单环芳烃,得到加氢催化柴油(HLCO)。

(5) 重汽油馏分、LCO 轻馏分和 HLCO 等轻质原料进入第二提升管进行加工,最大化生产富含轻质芳烃的汽油产品。

(6) 第二提升管加工得到的富芳烃汽油去芳烃抽提装置生产 BTX 等轻质芳烃,得到的 LCO 直接进入加氢处理装置进行选择性加氢。

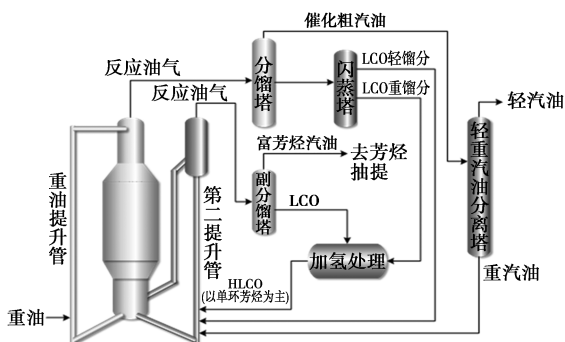


图 1 劣质重油最大化生产芳烃组合工艺流程

该工艺以常规劣质重油为原料,针对重油提升管生产的催化粗汽油和 LCO 产品,通过闪蒸分离得到富含单环芳烃的理想组分作为第二提升管生产 BTX 等轻质芳烃的优质原料;通过选择性加氢处理将富含双环及多环芳烃的非理想组分转变成理想组分后再返回第二提升管,实现对芳烃资源的深度挖潜。此外,与 LCO 直接加氢饱和相比,该工艺通过 LCO 选择性切割和选择性加氢转化,可以实现降低加氢装置负荷和加氢氢耗的目的。

## 2 试验部分

### 2.1 原料和催化剂

试验所用催化剂采用某炼厂 FCC 平衡剂,催化剂主要性质如表 1 所示。试验所用 LCO、HLCO 性质如表 2 所示。试验所用催化粗汽油性质如表 3 所示。

表 1 FCC 平衡剂主要性质

项目	值
表观松密度/( $\text{g}\cdot\text{cm}^3$ )	68
孔体积/( $\text{cm}^3\cdot\text{g}^{-1}$ )	0.138
比表面积/( $\text{m}^2\cdot\text{g}^{-1}$ )	136
微反活性/%	68
金属含量/( $\text{mg}\cdot\text{kg}^{-1}$ )	
Ni	3446

V	3901
Fe	9457
Na	1929
筛分组成(体积分数)/%	
20~40 $\mu\text{m}$	13.2
40~80 $\mu\text{m}$	46.7
>80 $\mu\text{m}$	40.1

表 2 LCO、HLCO 主要性质

原料油	LCO	HLCO
密度(20℃)/( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ )	946.9	882.1
黏度(20℃)/( $\text{mm}^2\cdot\text{s}$ )	3.646	—
元素组成(质量分数)/%		
C	89.34	85.17
H	9.36	10.67
S	0.766	<0.01
N	0.031	<0.01
族组成(质量分数)/%		
链烷烃	10.11	21.62
环烷烃	2.92	11.25
芳烃	86.96	67.13
其中:单环芳烃	25.68	52.02
双环芳烃	59.86	14.23
三环芳烃	1.42	0.88
馏程/℃		
IBP	203	131
10%	231	181
50%	252	233
90%	291	287
FBP	309	312

表 3 催化粗汽油主要性质

原料油	催化粗汽油
密度(20℃)/( $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ )	733.6
苯含量(体积分数)/%	0.68
S/( $\text{mg}\cdot\text{kg}^{-1}$ )	493
N/( $\text{mg}\cdot\text{kg}^{-1}$ )	60
族组成(体积分数)/%	
饱和烃	46.31
烯烃	25.47
芳烃	28.22
RON	92.6

续表

原料油	催化粗汽油
馏程/°C	
IBP	24
10%	40
50%	93
90%	173
FBP	200

## 2.2 试验装置

LCO 及催化粗汽油切割试验采用中试蒸馏装置,该装置为填料塔,总高约 2.5 m,最大进料量为 5 kg/h。原料油切割期间,经预热炉对原料油加热后,原料油气进入蒸馏塔,塔顶油气经冷却后收集计量,塔底油抽出量由液位仪与塔底油抽出泵联动控制。

催化裂化试验采用小型提升管中试装置,该装置提升管总高约 3 m,两器为高低并列式,最大进料量为 1.5 kg/h。装置标定期间,分别采用湿气表及烟气表对反应油气和再生烟气进行计量;标定结束后,对生成油进行收集计量并通过实沸点蒸馏得到汽、柴油产品;对试验得到的产品进行化验分析并以此计算物料平衡。

## 2.3 分析方法

反应油气采用 PerkinElmer Clarus 500 型气相色谱仪进行离线分析,测定反应油气中  $H_2$ 、 $N_2$  和  $C_1 \sim C_6$  烃的组成。再生烟气采用 Agilent6890 型气相色谱仪进行离线分析,测定  $CO$ 、 $CO_2$ 、 $O_2$  和  $N_2$  的体积分数,用于计算焦炭产率。生成油采用 PerkinElmer Clarus 500 气相色谱仪按照 ASTM D-2887 方法进行模拟蒸馏分析汽油、柴油及重油组成。HLCO、抽余油和抽出油的烃类组成采用气相色谱-质谱联用仪 (GC-MS),按 ASTM D-2425 方法进行分析。汽油 PONA 采用 Agilent6890 型气相色谱仪,按 NB/SH/T 0741—2010 方法进行分析。汽油辛烷值采用 CFR F-1 研究法辛烷值测定机,按 GB/T 5487—2015 方法进行分析。

## 3 结果与讨论

### 3.1 蒸馏切割中试试验

在中试蒸馏装置上,分别采用适宜的原料油预热温度和塔内温度对 LCO 及催化粗汽油进行切割,得到的 LCO 轻馏分、重馏分收率及主要性质如表 4 所示。得到的轻汽油馏分、重汽油馏分收率及主要

性质如表 5 所示。

表 4 LCO 轻馏分、重馏分收率及主要性质

原料油	LCO 轻馏分 (<240°C)	LCO 重馏分 (>240°C)
收率(质量分数)/%	18.25	81.75
密度(20°C)/(kg·m <sup>-3</sup> )	884.2	962.0
黏度(20°C)/(mm <sup>2</sup> ·s)	1.721	4.625
元素组成(质量分数)/%		
C	88.78	89.32
H	10.09	9.19
S	0.307	0.875
N	0.023	0.035
族组成(质量分数)/%		
链烷烃	16.37	8.74
环烷烃	5.17	2.43
芳烃	78.46	88.83
其中:单环芳烃	62.28	17.65
双环芳烃	16.15	69.46
三环芳烃	0.03	1.72
馏程/°C		
IBP	143	240
10%	190	249
50%	211	263
90%	223	295
FBP	243	311

表 5 轻汽油馏分、重汽油馏分收率及主要性质

原料油	轻汽油馏分(<75°C)	重汽油馏分(>75°C)
收率(质量分数)/%	33.88	66.12
密度(20°C)/(kg·m <sup>-3</sup> )	659.4	799.9
苯含量(体积分数)/%	1.12	0.36
S/(mg·kg <sup>-1</sup> )	99	661
N/(mg·kg <sup>-1</sup> )	2	94
族组成(体积分数)/%		
饱和烃	62.00	36.18
烯烃	36.39	19.66
芳烃	1.61	44.16
RON	87.8	94.2
馏程/°C		
IBP	23	69
10%	31	99
50%	48	138
90%	71	183
FBP	80	206

从表4可以看出,以240℃为切割温度可以得到质量分数18.25%的LCO轻馏分和81.75%的LCO重馏分。从族组成上看,LCO轻馏分饱和烃(链烷烃+环烷烃)质量分数可达21.54%,LCO轻馏分中芳烃以单环芳烃为主,质量分数为62.28%;LCO重馏分饱和烃质量分数仅为11.17%,且LCO重馏分中单环芳烃质量分数较低,为17.65%,而双环及三环芳烃质量分数可达71.18%。在该切割温度下,能够较好地实现LCO轻馏分富集饱和烃和单环芳烃,重馏分富集双环及三环芳烃的目的。

从表5可以看出,以75℃为切割温度可以得到质量分数33.88%的轻汽油馏分和66.12%的重汽油馏分。由于苯的沸点为80.1℃,在该切割温度下,轻汽油馏分中的芳烃仅为1.61%,而重汽油馏分中的芳烃质量分数可以达到44.16%。可以认为,采用该中试蒸馏装置能够实现汽油馏分的精准切割,将芳烃富集于重汽油馏分中。

### 3.2 催化裂化中试试验

采用小型提升管中试装置上分别以HLCO、LCO轻馏分和重汽油馏分为原料,对其催化裂化性能进行了考察。提升管出口温度为580℃,反应压力(表压)为0.17 MPa,剂油比为15,反应时间为3.2 s。催化裂化试验的主要操作条件及产品分布如表6所示。

表6 催化裂化试验产品分布

	CH-1	CH-2	CH-3
原料油	HLCO	LCO轻馏分	重汽油馏分
产品分布(质量分数)/%			
干气	5.17	5.70	5.84
液化气	15.51	12.81	17.55
汽油	41.12	42.55	60.60
柴油	24.99	24.93	7.32
重油	2.57	1.21	0.10
焦炭	10.64	12.80	8.59
合计	100.00	100.00	100.00
汽油+柴油收率/%	66.11	67.48	67.92
总液收/%	81.62	80.29	85.47

从表6中可以看出,在试验条件下,HLCO、LCO轻馏分和重汽油馏分3种反应原料均能达到汽油+柴油收率65%以上,总液收80%以上。此外,在相同的反应条件下,LCO轻馏分表现出了与HLCO相似的裂化性能,LCO轻馏分裂化后总液收达到

80.29%与HLCO相差不大,汽油+柴油收率达到67.48%高于HLCO的66.11%。说明由于切割分离使LCO轻馏分中富集了较多的饱和烃及单环芳烃等易裂解组分,裂化性能得到了明显改善。

为了进一步考察HLCO、LCO轻馏分和重汽油馏分裂化生产BTX等轻质芳烃的能力,对其裂化后汽油产品的芳烃组成及含量进行了分析,对催化裂化试验芳烃产率进行了计算,结果如表7所示。

表7 催化裂化试验汽油芳烃及产率

	CH-1	CH-2	CH-3
原料油	HLCO	LCO轻馏分	重汽油馏分
汽油产率/%	41.12	42.55	60.60
汽油芳烃含量(质量分数)/%	91.51	93.11	87.33
苯	4.68	4.13	4.62
甲苯	27.19	22.31	29.09
二甲苯	34.09	35.34	35.50
其他	25.55	31.33	18.12
BTX	65.96	61.78	69.21
芳烃产率/%	37.63	39.62	52.92
苯	1.92	1.76	2.80
甲苯	11.18	9.49	17.63
二甲苯	14.02	15.04	21.51
其他	10.51	13.33	10.98
BTX产率/%	27.12	26.29	41.94

从表7中可以看出,在试验条件下,裂化生成汽油产品中的芳烃均能达到较高水平,为90%左右,汽油中BTX质量分数可以达到60%以上,其中含量最高的为附加值较高的二甲苯。通过计算,HLCO和LCO轻馏分单程裂化后的芳烃产率分别为37.63%和39.62%,BTX产率分别为27.12%和26.29%。重汽油馏分单程裂化后的芳烃产率和BTX产率相对较高,分别为52.92%和41.94%。

### 3.3 组合工艺物料衡算

采用某炼厂以最大总液收为目标的重油催化裂化工艺产品分布数据为基础,结合HLCO、LCO轻馏分、催化重汽油小型提升管中试试验的产品分布数据和芳烃收率,按照本文中所述劣质重油最大化生产芳烃组合工艺,对重油提升管生产的LCO轻馏分和催化重汽油回炼至第二提升管,对重油提升管生产的LCO重馏分和第二提升管生产的LCO先加氢处理后回炼至第二提升管,重油提升管加工量以100万t/a计,预测组合工艺的产品分布和芳烃产

率,预测结果如表 8 所示。

表 8 组合工艺产品分布及芳烃产率

项目	重油催化裂化工艺	组合工艺
重油提升管	重油	重油
第二提升管	—	HLCO、LCO 轻馏分、催化重汽油
重油提升管加工量/(万 t·a <sup>-1</sup> )	100	100
第二提升管加工量/(万 t·a <sup>-1</sup> )	—	68.89
产品分布(质量分数)/%		
干气	2.57	6.37
液化气	10.50	21.71
汽油	48.16	50.91
其中轻质芳烃	13.59	30.14
柴油	25.46	0.00
重油	7.79	8.71
焦炭	5.52	12.30
合计	100.00	100.00
芳烃收率/%	—	30.14
BTX 收率/%	—	21.94

从表 8 可以看出,劣质重油最大化生产芳烃组合工艺中 LCO 不出装置,直接或间接作为第二提升管生产芳烃的原料,汽油产品的 60%左右为轻质芳烃产品。采用该工艺能够显著压减汽、柴油产品收率,深度挖潜了催化汽、柴油中的芳烃资源,组合工艺轻质芳烃收率可达 30.14%, BTX 收率可达 21.94%。此外,通过优化第二提升管原料进料位置,使第二提升管的原料分别匹配最大化生产芳烃

(上接第 227 页)

- [17] Zhu Z, Xu Y, Li H, *et al.* Separation of isopropyl alcohol and isopropyl ether with ionic liquids as extractant based on quantum chemical calculation and liquid-liquid equilibrium experiment [J]. *Separation and Purification Technology*, 2020, 247: 116937.
- [18] Wang S, Liu J, Hembre R, *et al.* Liquid-liquid equilibria of ionic liquids-water-acetic acid mixtures [J]. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 2017, 62(2): 653-664.
- [19] Zhang Y Q, Zhang Q Q, Xin H, *et al.* COSMO-RS prediction, liquid-liquid equilibrium experiment and quantum chemistry calculation for the separation of n-butanol and n-heptane system using ionic liquids [J]. *The Journal of Chemical Thermodynamics*, 2022, 167: 106719.
- [20] Wen G, Geng X, Bai W, *et al.* Ternary liquid-liquid equilibria for systems containing (dimethyl carbonate or methyl acetate+methanol+1-methylimidazole hydrogen sulfate) at 298.15 K and 318.15 K

的工艺条件,还可进一步提高该工艺的芳烃收率。

## 4 结论

开发劣质重油最大化生产芳烃组合工艺,通过优化的切割分离方案和工艺路线,将双提升管催化裂化与加氢处理等重油轻质化装置转变为“油产化”装置,实现劣质重油原料低成本生产高附加值化工产品,是对传统炼油装置的重新赋能和对重质原料直接生产芳烃技术路线的有效开拓,在目前炼油产业结构由“炼油型”向“化工型”转变调整的背景下,具有广阔的市场应用前景。

## 参考文献

- [1] 张超然. 炼化企业压减柴油措施的应用及展望 [J]. *石油炼制与化工*, 2022, 53(8): 16-20.
- [2] 孔劲媛, 高鲁营, 张虹雨, 等. 中国成品油市场 2024 年回顾与 2025 年展望 [J]. *国际石油经济*, 2025, 33(3): 67-74, 93.
- [3] 孙仁金, 孙悦, 于楠, 等. 2022 年中国成品油行业运行特点分析与 2023 年展望 [J]. *现代化工*, 2023, 43(7): 1-7.
- [4] 李鹏, 任晔, 陈雪峰. 中国石化催化裂化装置运行状况分析 [J]. *石油炼制与化工*, 2022, 53(1): 53-59.
- [5] 余立公. 催化裂化装置采用 LTAG 工艺回炼不同物料的效果 [J]. *石油炼制与化工*, 2023, 54(6): 18-25.
- [6] 李经球, 孔德金. 汽油重组分制芳烃的生产策略与技术进展 [J]. *石油化工*, 2023, 52(3): 281-287.
- [7] 许双辰, 任亮, 杨平, 等. 催化裂化柴油选择性加氢裂化生产高辛烷值汽油或轻质芳烃原料的 RLG 技术开发和应用 [J]. *石油炼制与化工*, 2021, 52(5): 1-7.
- [8] 史君, 李振忠, 娄阳. “减油增化”背景下, 芳烃产业链技术路径发展探析 [J]. *当代石油石化*, 2023, 31(5): 1-5.
- [9] 孟凡东, 常剑, 王龙延, 等. 催化裂化低温接触大剂/油比理论与工艺开发 [J]. *石油学报: 石油加工*, 2010, 26(S1): 41-50. ■
- [10] The Journal of Chemical Thermodynamics, 2018, 121: 49-54.
- [21] Gao J, Ma Y, Zhang L, *et al.* Measurement and correlation of phase equilibria for ternary systems of water+(ethanol/1-propanol)+1-decyl-3-methylimidazolium bis(trifluoromethylsulfonyl) imide at 298.15 K [J]. *Fluid Phase Equilibria*, 2016, 427: 340-344.
- [22] Lu T, Chen F. Multiwfn: A multifunctional wavefunction analyzer [J]. *Journal of Computational Chemistry*, 2012, 33(5): 580-592.
- [23] Lu T. A comprehensive electron wavefunction analysis toolbox for chemists, Multiwfn [J]. *The Journal of Chemical Physics*, 2024, 161(8): 2503.
- [24] Humphrey W, Dalke A, Schulten K. VMD: Visual molecular dynamics [J]. *Journal of Molecular Graphics*, 1996, 14(1): 33-38.
- [25] Lu T, Chen Q. Independent gradient model based on Hirshfeld partition: A new method for visual study of interactions in chemical systems [J]. *Journal of Computational Chemistry*, 2022, 43(8): 539-555. ■