

催化裂解装置灵活调变策略的工业应用及经济性分析

田超 (中海油东方石化有限责任公司, 海南 东方 572600)

摘要: 催化裂解 (Deep Catalytic Cracking, DCC) 是实现重油直接转化生产乙烯、丙烯等低碳烯烃的重要二次加工工艺。本文针对不同原料性质和工艺特点, 基于同一套装置在不同运行阶段获得的两次工业标定数据, 系统研究在不改变装置设备结构条件下, 通过催化剂体系优化与工艺操作参数协同调整, 实现产品方案在油品导向与化学品导向之间灵活切换的工业实践^[2]。

关键词: 催化裂解; 油品方案; 化学品方案; 经济性

中图分类号: TE624.4 文献标识码: A 文章编号: 1674-5167 (2026) 009-0091-03

Industrial Application and Economic Analysis of Flexible Modulation Strategies for Deep Catalytic Cracking Units

Tian Chao (CNOOC Dongfang Petrochemical Co., Ltd., Dongfang Hainan 572600, China)

Abstract: Deep Catalytic Cracking (DCC) is a crucial secondary processing technology for the direct conversion of heavy oil into low-carbon olefins such as ethylene and propylene. In this paper, based on two sets of industrial calibration data obtained from the same unit during different operational phases, and considering varying feedstock properties and process characteristics, a systematic study is conducted on the industrial practice of flexibly switching the product slate between oil-oriented and chemical-oriented schemes without altering the unit's equipment structure. This is achieved through the synergistic optimization of the catalyst system and adjustment of process operating parameters^[2].

Keywords: Deep Catalytic Cracking; oil-oriented scheme; chemical-oriented scheme; economics

近年来, 国内成品油消费需求增速持续放缓, 而以丙烯、乙烯为代表的基础化工原料需求保持较快增长, 炼油企业普遍面临由传统燃料型炼厂向炼油-化工一体化炼厂转型的现实压力^[1]。装置运行柔性及产品结构可调性逐渐成为评价炼厂竞争力的重要指标。研究对象为一套设计加工能力为 120 万 t/a 的以常压渣油为原料的 DCC 装置。在不同年限的两次稳定工况下进行生产标定。

1 原料性质分析

两次标定原料性质整体接近但也存在一定差异, 如表 1 所示。

表 1 原料对比

分析项目		油品方案	化学品方案	
密度 (20℃) kg/m ³		898.45	900.8	
残炭 % (m/m)		4.81	5.58	
馏程	HK °C	252.5	258.3	
	350℃ 馏出 % (m/m)	9.6	12.15	
	500℃ 馏出 % (m/m)	58.2	61.5	
碱氮 mg/kg		553.3	700.25	
C% (m/m)		87.18	85.51	
H% (m/m)		12.94	12.86	
四组分分析	芳烃 % (m/m)	饱和烃 % (m/m)	48.83	52.86
		胶质 + 沥青质 % (m/m)	29.52	27.88
			21.65	19.26

2 主要工艺条件分析

从反应温度看, 化学品方案整体采用更高的反应

温度以强化裂化反应。第一提升管出口温度由油品方案的 527.2℃ 提高至 530℃, 提升幅度虽不大, 但结合原料进料混合温度由 191.4℃ 显著升至 214℃, 原料在进入反应器前已获得更高的热输入, 有利于缩短升温过程并提高初始反应速率。第二提升管出口温度的变化明显, 由 598.95℃ 提高至 615℃, 显示化学品方案强化了反应苛刻度, 为轻烯烃和芳烃前体的生成提供了更有利的条件。从操作条件看, 化学品方案的轻汽油回炼量由 18.6t/h 提高到 25.15t/h, 三反藏量由 5.85t 提高至 8.02t, 为多产低碳烯烃提供了有力条件。

综合来看, 化学品方案在主角工艺条件上体现出“高温、高回炼、强裂化”的运行特征, 与油品方案相对温和、以油品收率和稳定运行为主的操作思路形成对比。

表 2 主要工艺条件对比

项目名称	单位	油品方案	化学品方案
第一提升管出口温度	℃	527.2	530
原料进料混合温度	℃	191.4	214
新鲜原料进料量	t/h	144.2	139.8
第二提升管出口温度	℃	598.95	615
第二提升管轻汽油回炼量	t/h	18.6	25.15
三反藏量	t	5.85	8.02

3 平衡剂性质分析

综合原料性质与平衡剂演化特征可以看出, 化学品方案原料中较高的碱氮含量与较强的裂化苛刻度共同作用, 使催化剂由“强酸位主导的油品取向体系”

向“酸性受控、金属协同作用增强的化学品取向体系”转变^[3]。因此，在催化剂设计上，应侧重于提高分子筛骨架的水热稳定性与抗氮能力，合理配置抗 Ni、V 金属钝化组分，并通过优化基质酸性与孔结构分布，增强对轻烯烃和芳烃前体的选择性生成能力，以适应同套 DCC 装置在油品与化学品之间的灵活切换需求。

表 3 平衡剂分析对比

项目	单位	油品方案	化学品方案
定碳	% (m/m)	1.18	0.95
活性	%	64.5	61.5
Fe	mg · kg ⁻¹	4275	5254
Ni	mg · kg ⁻¹	8506	9431
V	mg · kg ⁻¹	964.5	933.8
Cu	mg · kg ⁻¹	16.8	19.2
Na	mg · kg ⁻¹	917.3	1071.5
Ca	mg · kg ⁻¹	981.2	774.9
Sb	mg · kg ⁻¹	1968	1534
< 20 μm	%	3.65	0.6
20 - 40 μm	%	20.3	17.15
40 - 80 μm	%	43.7	50.5
80 - 110 μm	%	18.45	19.85
> 110 μm	%	13.9	11.95
110 - 149 μm	%	10.2	9.55

4 产品分布

表 4 物料平衡对比

产品	单位	油品方案	化学品方案
干气	m%	5.77	7.46
液化气	m%	32.59	39.23
汽油	m%	34.63	25.67
柴油	m%	13.53	13.4
油浆	m%	4.48	3.84
焦炭	m%	8.7	9.94
损失	m%	0.3	0.47
合计	m%	100	100

与油品方案相比，化学品方案中干气收率由 5.77 m% 提高至 7.46 m%，液化气收率由 32.59 m% 提高至 39.23 m%，表明裂化反应明显向气相、尤其是低碳烯烃方向转移。与此同时，汽油收率由 34.63 m% 下降至 25.67 m%，显示部分原本停留在汽油馏分区间的中间产物进一步裂化生成气相产物。油浆收率由 4.48 m% 降至 3.84 m%，反映出重质组分裂化程度提高，此外，化学品方案中焦炭收率由 8.70 m% 提高至 9.94 m%，表明在更高反应苛刻度条件下，脱氢和缩合反应有所增强。综合来看，化学品方案通过牺牲部分汽油收率，显著提高气相产物比例，实现了产品分布由“液体燃料主导”向“低碳烯烃主导”的转变，而油品方案则更有利于维持汽油和柴油等液体产品收率的稳定。

5 主要产品性质分析

5.1 干气分析

由表 5 可见，与油品方案相比，化学品方案干气中氢气体积分数增加，表明在更高反应温度及更强化化学品取向条件下，脱氢反应程度有所增强。与此同时，甲烷含量降低，说明过裂化反应得到一定抑制，有利于提高有效化学品气体的比例。从低碳烃组成看，化学品方案中乙烯含量由 16.12% 显著提高至 20.38%，而乙烷含量由 9.02% 大幅降至 0.04%，显示裂化反应更加彻底，饱和烃向烯烃的转化程度明显增强。综合来看，化学品方案通过调控反应严酷度和催化剂状态，使干气组成由“燃料气特征”向“高烯烃化学品特征”转变。

表 5 干气对比

项目	单位	油品方案	化学品方案
H ₂	% (v/v)	39.67	40.98
O ₂	% (v/v)	0.24	0.32
N ₂	% (v/v)	6.99	7.23
CH ₄	% (v/v)	23.7	19.97
CO	% (v/v)	0.82	0.72
CO ₂	% (v/v)	1.22	0.91
H ₂ S	% (v/v)	0.26	0.045
C ₂ H ₄	% (v/v)	16.12	20.38
C ₂ H ₆	% (v/v)	9.02	0.04
C ₃ H ₆	% (v/v)	0.83	0.39
C ₃ H ₈	% (v/v)	0.09	0.04
≥ C ₂	% (v/v)	1.96	2.12

5.2 液化气分析

由表 6 可见，两种运行方案下液化气 C₃、C₄ 组成存在明显差异。与油品方案相比，化学品方案中丙烯体积分数由 48.23% 提高至 53.29%，显示 C₃ 组分中不饱和烯烃显著富集^[4]。同时，丙烷含量在两种方案中变化较小，分别为 7.02% 和 7.22%，表明丙烯比例的提升主要来源于饱和组分向不饱和组分的转化增强，而非 C₃ 总量的明显变化。

在 C₄ 组分中，油品方案以正丁烷和异丁烷等饱和烃为主，其中 i-C₄H₁₀ 含量达到 10.28%，明显高于化学品方案的 6.57%；而化学品方案中丁烯类组分 (i-C₄H_{8+n}-C₄H₈) 占比与油品方案接近，分别为 19.34% 和 19.48%，但饱和 C₄ 含量整体降低，反映出 C₄ 组分中脱氢程度有所提高。此外，顺、反丁烯含量在两种方案中变化幅度较小，说明丁烯异构体分布整体较为稳定。

综合来看，化学品方案在较高反应温度和强化回炼条件下，促使重质烃分子发生 β-断裂并伴随连续脱氢反应，生成以丙烯和丁烯为代表的低碳烯烃；同时，原料中碱性氮化物及催化剂表面金属物种对强酸位具有一定钝化作用，抑制了烯烃的二次裂解和氢转移反应，从而减少饱和轻烃的生成，使液化气中不饱

和组分得以稳定富集。液化气组成由油品方案“饱和 C₄ 含量较高、丙烯占比相对受限”的分布特征,转变为化学品方案“丙烯显著富集、饱和 C₄ 受控”的分布特征。

表 6 液化气对比

项目	单位	油品方案	化学品方案
< C ₂	% (v/v)	< 0.01	0.055
C ₃ H ₆	% (v/v)	48.23	53.29
C ₃ H ₈	% (v/v)	7.02	7.22
n-C ₄ H ₁₀	% (v/v)	3.54	2.55
i-C ₄ H ₁₀	% (v/v)	10.28	6.57
i-C ₄ H ₈ +n-C ₄ H ₈	% (v/v)	19.48	19.34
c-C ₄ H ₈	% (v/v)	4.53	4.43
t-C ₄ H ₈	% (v/v)	6.93	6.57

5.3 稳定汽油分析

表 7 稳定汽油对比

项目	单位	油品方案	化学品方案
密度 (20℃)	kg·m ⁻³	728.7	756.5
初馏点	℃	30.6	39.2
10%	℃	42.2	55.5
50%	℃	75.2	96.5
90%	℃	168.5	174.1
终馏点	℃	197.8	200.3
蒸气压	kPa	77.5	48.7
诱导期	min	411	266
RON	—	96	96
MON	—	83	83.3
烯烃	% (v/v)	30.4	37.26
芳烃	% (v/v)	40.41	30.38
环烷烃	% (v/v)	4.48	4.77
烷烃	% (v/v)	24.04	23.34

如表 7 所示,与油品方案相比,化学品方案稳定汽油密度降低,显示汽油整体趋于偏重;馏程温度亦略有上移,表明轻质组分比例下降。化学品方案汽油蒸气压由 77.5 kPa 显著降低至 48.7 kPa,而诱导期由 411 min 缩短至 266 min,反映出汽油中不饱和组分含量上升、氧化安定性有所降低。尽管如此,两种方案汽油的 RON 均为 96,MON 差异较小,说明辛烷值水平整体保持稳定。从组成特征看,化学品方案汽油中烯烃体积分数由 30.4% 提高至 37.26%,而芳烃含量由 40.41% 降至 30.38%,这表明在化学品取向运行条件下,裂化反应更有利于烯烃生成并向气相迁移,液相汽油中芳烃富集程度降低^[5]。综合来看,稳定汽油性质由油品方案下“轻质、高挥发、芳烃占比较高”的

特征,转变为化学品方案下“馏程偏重、挥发性降低、烯烃比例提高”的分布规律。

6 工业运行经济性、能耗特征及工程推广意义

在炼油—化工一体化背景下,装置运行方案的选择不仅取决于产品结构,还受到能耗水平、操作稳定性及整体经济性的综合制约。

在以化学品为主的运行方案下,为强化低碳烯烃生成,装置通常采用较高的反应温度和注汽量。反应温度升高有利于裂解反应向生成乙烯、丙烯方向推进,但同时会导致生焦率上升,再生系统燃烧负荷加重,从而引起燃料气消耗增加和装置综合能耗水平上升。此外,气体产率提高也使气压机及吸收稳定系统负荷明显增加,对电耗和设备运行稳定性提出更高要求。相比之下,在以油品为主的运行方案下,装置反应苛刻度相对降低,生焦率和干气产率相应下降,再生系统和气体系统运行负荷减轻,装置综合能耗水平明显低于化学品方案。

从经济性角度分析,当丙烯等化工产品价格处于高位时,尽管化学品方案运行能耗较高,但低碳烯烃带来的产品附加值提升可有效覆盖能耗增加带来的成本上升,装置整体经济效益仍优于油品方案。当化工产品价格回落或成品油需求改善时,将装置切换至油品方案运行,有利于降低能耗、提高液体产品产出,实现炼厂整体利润的稳定。

综合以上分析认为,DCC 装置通过催化剂优化与工艺参数协同调整,能够在较宽范围内实现产品结构的动态调控,为炼油企业在复杂市场环境下提高经营灵活性和抗风险能力提供了重要技术支撑。

参考文献:

- [1] 何鸣元. 催化裂化技术进展与炼油—化工一体化发展 [J]. 石油学报 (石油加工), 2018, 34(1): 1-10.
- [2] 张伟, 刘强, 周勇. FCC/DCC 装置油品与化学品灵活切换运行实践 [J]. 炼油技术与工程, 2020, 50(4): 12-18.
- [3] 李志强, 陈洪波. 碱氮对催化裂化催化剂酸性及反应性能影响研究 [J]. 石油学报 (石油加工), 2019, 35(3): 487-495.
- [4] 万涛, 赵磊, 田华, 等. 多级孔择形分子筛催化裂解催化剂的工业应用 [J]. 石油炼制与化工, 2023, 54(12): 55-63.
- [5] 李大东, 赵文智. 重油催化裂解反应机理与产物分布调控 [J]. 石油炼制与化工, 2016, 47(6): 1-7.

作者简介:

田超, (1990-), 男, 满族, 辽宁抚顺人, 本科学历, 中级工程师, 研究方向: 化学工程与工艺, 炼油技术等。