

130 万吨 / 年蜡油催化裂化装置掺炼渣油工况对比 及经济效益分析

郑凯隆（中石化（天津）石油化工有限公司，天津 300270）

摘 要：文章简单介绍了天津石化 130 万吨 / 年催化裂化装置为充分发挥催化装置加工重油能力，配合做好公司重油平衡，通过根据产品分布变化优化操作条件、调整催化剂单耗等措施不断探索提高原料中加氢重油比例，为不断降低原油加工成本控制和增产丙烯等高附加值产品创造效益做出贡献。

关键词：催化裂化；加氢渣油；降本增效；经济分析

1 装置现状

天津石化 130 万吨 / 年催化裂化装置始建于 1976 年，现装置加工能力为 1.3Mt/a，加工的原料为蜡油加氢装置的产品加氢蜡油，2020 年为优化产品结构，进行适应性 LTAG 工艺技术改造，改造后本装置加工原料为加氢蜡油和加氢 LCO，主要产品为汽油、轻柴油、液化气，副产品为干气、油浆和焦炭。

2 掺炼渣油的对比及分析

2023 年为充分发挥催化装置加工重油能力，配合做好公司重油平衡，装置在原料中开始掺炼渣油。根据掺炼渣油性质变化及装置加工负荷变化，将装置掺渣工况分为掺炼加氢和未加氢混合渣油、掺炼加氢渣油装置提至满负荷两个阶段。

2.1 掺炼加氢和未加氢混合渣油阶段

2.1.1 原料性质变化

装置于 2023 年 9 月 24 日开始投用加氢渣油流程，至 9 月 30 日加氢渣油提高至 30t/h。10 月 1 日至 11 月 14 日渣油掺炼量基本维持在 30t/h 左右波动，其中包括 50%–60% 左右的未加氢渣油，主要为 2# 常渣油。具体原料性质见表 1。

表 1 原料性质

原料性质	10月1日	10月7日	10月14日	11月7日	11月14日
密度(20℃) kg/m ³	891.3	899.3	896.8	894.8	896.9
残炭≤0.4% (质量分数)	0.37	2.07	1.21	1.73	1.65
硫含量≤0.5% (质量分数)	0.346	0.471	0.433	0.383	0.442
镍含量mg/kg	0.8	7.3	2.6	4	5.00
钒含量≤6.00 mg/kg	1.6	12.5	4.3	5.7	5.60

从表 1 可以看出掺炼渣油后原料油密度维持在 890–905kg/m³ 之间，11 月 15 日降低掺渣量后维持在 880kg/m³ 左右；原料油残碳维持在 1.5–2% 之间，11 月 15 日降低掺渣量后维持在 0.3% 左右；原料油硫含量维持在 0.4–0.5% 之间。

2.1.2 主要产品性质变化（见表 2）

表 2 主要产品性质变化

分析项目	10月1日	10月7日	10月14日	10月20日	10月26日	11月1日	11月7日	11月14日	11月20号	11月26日
干气产品性质										
氢气甲烷比	0.24	0.31	0.49	0.64	0.84	0.29	1.42	1.69	0.94	0.87
汽油产品性质										
汽油芳烃	25.2	25.4	21.5	23.9	23.9	23.5	23.1	20.8	18.6	20.4
汽油烯烃	11.9	19.6	21.8	22	22	20.1	24.3	28.7	22.3	21.4
汽油辛烷值	88.8	89.8	90.2	91.4	91.6	90.6	91.4	91.3	89.4	89.1
液化气产品性质										
丙烯	40.22	45.13	46.59	41.91	41.54	43.3	38.91	36.46	42.1	38.4
烷烯比	1.96	1.55	1.73	0.9	1.8	1.13	1.57	1.51	1.5	1.43

根据表 2 可以看出，掺炼渣油后，干气氢含量升高明显，说明催化剂镍中毒逐渐严重，氢含量最高 30% 以上，11 月 15 日降低掺渣量后维持在 18% 左右；液化气中丙烯含量维持在 42–47% 之间；汽油中辛烷值维持在 90.5–92.5 之间；汽油烯烃含量维持在 20–24% 之间，11 月 9 日开始明显升高，最高达 28% 以上，11 月 15 日降低掺渣量后维持在 20–22% 之间。

汽油苯含量维持在 0.65–0.75% 之间。

2.1.3 主要操作调整及产品收率变化

一反出口温度维持 520℃ 以上，11 月 15 日汽油烯烃升高后降低至 510–515℃ 控制；由于原料油中镍和钒金属含量升高较多，11 月 2 日开始加注捕钒剂、钝镍剂，主要产品收率见表 3。

表 3 主要产品收率变化								
产品分布	10 月 1 日	10 月 7 日	10 月 14 日	10 月 20 日	10 月 25 日	11 月 1 日	11 月 7 日	11 月 25 日
干气	3.36	4	3.25	3.42	4.18	3.9	3.44	3.6
液化气	22.02	24.61	25.59	25.83	25.62	25.9	25	25.74
汽油	43.68	43.15	41.7	42.15	41.75	41.6	41.81	41.17
柴油	24.71	22.76	23.6	23.12	23.31	23	23.94	23.32
油浆	1.24	1.25	1.5	1.25	1.25	1.25	1.25	2.06
焦炭收率	4.99	4.23	4.36	4.23	3.89	4.35	4.56	4.11

从表 3 可以看出，随着反应温度的提高，汽油收率略有降低，液化气收率略有升高，干气和焦炭收率略有升高，柴油和油浆收率略有降低；11 月 15 日降低掺渣量和反应温度后，汽油收率升高，液化气收率降低，干气和焦炭收率降低，柴油和油浆收率升高。

2.2 掺炼加氢渣油装置提至满负荷阶段

2.2.1 原料性质变化

1# 催化掺炼渣油为全加氢渣油，同时提高装置负荷至 160t/h，并持续为此满负荷运行，蜡油加氢原料中掺炼催化柴油由 50t/h，1 月 15 日逐渐降低至 35t/h，1 月 23 日继续降低至 25t/h。1 月 22 日开始掺渣量由 20t/h 降低至 10t/h，2 月 15 日又提高至至 13t/h。具体原料性质见表 4。

表 4 原料性质					
原料性质	1 月 1 日	1 月 7 日	2 月 1 日	2 月 7 日	2 月 15 日
密度 (20℃) kg/m³	913.7	909.3	919	917	922
残炭 ≤ 0.4% (质量分数)	1.4	0.32	0.35	0.17	0.22
硫含量 ≤ 0.5% (质量分数)	0.326	0.33	0.439	0.477	0.484

从表 4 可以看出随着掺炼渣油量的降低，和催化柴油的降低，原料油密度由 905–915kg/m³ 略有升高至 910–920kg/m³ 左右；原料油残碳由 1–1.5% 之间，降低至 0.2–0.4% 之间；原料油硫含量由 0.32–0.36% 之间，升高至 0.45–0.5% 之间。

2.2.2 主要产品性质变化（见表 5）

表 5 主要产品性质变化								
分析项目	1 月 1 日	1 月 8 日	1 月 15 日	1 月 22 日	1 月 26 日	2 月 2 日	2 月 7 日	2 月 14 日
干气产品性质								
氢气甲烷比	1.69	1.55	1.43	0.69	0.97	0.87	0.80	0.79
汽油产品性质								
汽油芳烃	28.5	28.9	31	26.7	27.8	28.9	29	30.2
汽油烯烃	17.8	17.1	17.5	22	23.9	19.9	20	17.6
汽油辛烷值	92	92.1	92.3	92.5	93.2	92.7	93	92.3
液化气产品性质								
丙烯	43.87	44.24	36.85	43.68	43.63	43.03	36.34	41.19
烷烯比	1.55	1.50	1.49	1.56	1.76	1.53	1.44	1.41
柴油产品性质								
密度 (20℃) kg/m³	938.7	940	951	938.9	948	954	962	961.7

根据表 5 可以看出，随着掺炼渣油逐渐降低和掺炼催化柴油的逐渐降低，干气氢含量由 1 月初的 30–35%，逐渐降低至 20% 左右。液化气中丙烯含量 1

月初维持在 40–45% 之间, 逐渐提高 42–48% 之间, 丙烯含量略有升高; 汽油中辛烷值 1 月初前维持 91–92.5 之间, 逐渐提高维持在 92.5–93 之间, 略有升高; 汽油烯烃含量 1 月初前维持在 20% 以下, 1 月 20 日开始明显升高, 最高达 24.9, 降低反应温度和掺渣量后, 烯烃降低回 20% 以下; 汽油苯含量随着掺炼催化柴油, 1 月初最高达 1.25%, 降低催化柴油后, 逐渐降低至 1–1.1% 之间。

2.2.3 主要操作调整及产品收率变化

一反出口温度 1 月初维持 520℃ 左右, 1 月 3 日汽油苯含量升高后降低至 513–515℃ 控制, 1 月 20 日汽油烯烃升高后降低至 510℃ 控制, 后逐渐恢复至 515–517℃ 左右; 由于平衡剂金属含量较高, 活性持续较低, 导致油浆收率升高较多, 为满足增产液化气和汽油指标, 同时保证较好产品性质, 平稳加注钝镍剂和捕钒剂, 提高新鲜剂单耗至 1kg/t, 加大催化剂置换, 提高催化剂活性。1 月 3 日开始为增产丙烯, 恢复加注增丙烯助剂。主要产品收率见表 6。

表 6 主要产品收率变化

产品分布	1 月 1 日	1 月 7 日	2 月 7 日	2 月 11 日	2 月 15 日
干气 w%	4.16	3.47	3.6	3.53	3.6
液化气 w%	17.73	20	20.03	20.94	19.62
汽油 w%	40.58	40.16	41.01	41.09	41.39
柴油 w%	29.64	29.74	26.31	25.51	25.66
油浆 w%	3.64	2.62	5.2	5.09	5
焦炭收率 w%	4.25	4.01	3.85	3.84	4.73

从表 6 可以看出, 随着掺炼催化柴油和掺渣油量的降低, 反应温度的先降低后提高, 及丙烯助剂的加入, 汽油收率略有升高, 液化气收率略有升高, 柴油收率明显降低, 干气收率基本不变, 焦炭收率随掺渣量波动, 由于催化剂活性降低, 导致转化率降低, 油浆收率升高。

3 掺渣对比及经济效益分析

综上两种掺渣情况, 当加工负荷在 90% 以下时, 适宜提高掺渣量运行 20% 左右, 这样既可以满足装置热平衡, 又可以多发蒸汽, 提供足够反应热, 满足较

高的反应苛刻度, 增产液化气和汽油。

当装置满负荷工况下, 掺渣量需根据实际转化率情况适当调整, 其他条件满足掺渣工况下, 当柴油 + 油浆收率明显升高 > 30% 后, 继续维持高掺渣量, 会导致油浆收率升高较多, 转化率降低, 装置达不到优化运行的目的, 可维持掺渣量在 10%, 再根据实际运行转化率逐步提高。

同时当掺渣量提高至 10% 以上时, 需加强关注原料油性质分析, 包括残碳、金属含量、密度等数据会产生较大变化, 此时随着掺渣量继续提高, 汽油烯烃含量呈升高趋势; 原料油镍、钒含量逐渐升高, 干气氢气甲烷比呈升高趋势, 需稳定加注钝化剂和捕钒剂, 适当提高新鲜剂单耗, 维持平衡剂的活性, 加样关注平衡剂金属含量; 当催化柴油掺炼量大于 10% 以上时, 此时随着催化柴油量继续提高, 汽油苯、芳烃含量呈升高趋势。

故得出, 渣油掺炼量控制在 10% 左右的工况下, 液化气的收率可以提高 5–6%, 汽油收率下降 2% 左右, 柴油和油浆收率略有降低。在柴油市场持续低迷, 汽油市场需求量逐渐降低的市场大环境下, 渣油掺炼量在 10% 的工况下是较为经济的。

在掺炼渣油的工况下, 反再系统有多余的热量可以通过外取热进行发汽, 3.5MPa 蒸汽发汽量增加 4t/h, 忽略原料变化的经济效益, 按照高附加值产品的增产及发汽量对掺炼 10% 渣油的工况进行经济效益分析:

3.1 液化气的组成 (见表 7)

表 7

样品名称	C1+C2 %	丙烷 %	丙烯 %	C4 %
催化裂化液态烃	0.10	12.38	45.36	42.16

3.2 高附加值产品增产效益计算

按照日加工量 3850t, 掺炼 10% 的渣油进行计算。年效益:

$$(3850 \times 6\% \times 45.36\% \times 6142 + 3850 \times 6\% \times 12.38\% \times 4633 + 3850 \times 6\% \times 42.16\% \times 4527 - 3850 \times 2\% \times 5237) \times 365 = 2.97 \text{ 亿元}$$

注: 各产品价格, 丙烯 6142 元/t, 丙烷 4633 元/t, 液化气 4527 元/t, 汽油 5237 元/t

3.3 增产 3.5MPa 蒸汽效益计算

年效益: $215 \times 4 \times 24 \times 365 = 753.36 \text{ 万元}$

注: 3.5MPa 蒸汽价格, 215 元/t

综上, 装置满负荷运行, 渣油掺炼量在 10% 的工况下, 年效益预计 3.05 亿元。