

海南炼化原油加工方案优化分析

于长江

(中国石化海南炼化化工有限公司, 海南洋浦 578101)

摘要: 中国石化海南炼化化工有限公司采用常减压蒸馏—渣油加氢/加氢裂化—重油催化裂化为主的加工路线, 根据装置运行情况, 总结和分析该组合工艺的原油选择情况及效果, 并探讨其进一步优化原油选择, 达到提升经济技术指标的目的。

关键词: 重油加氢处理 催化裂化 加氢裂化 组合工艺 清洁生产

中图分类号: TE624 **文献标识码:** B **文章编号:** 1009-9859(2011)03-0205-06

中国石化海南炼化化工有限公司(简称海南炼化)的原油加工能力为 8 Mt/a, 原油为阿曼油与文昌油的混合原油(比例 4:1), 硫含量 0.87%, 属于石蜡—中间基混合型。原油加工采用以常减压蒸馏—渣油加氢/加氢裂化—重油催化裂化(CDU/VDU—RDS/HC—RFCC)为主的加工路线。

分析主要装置工艺特点, 对比了优化前后(2009年1月与6月)的原油加工情况, 提出了结合原油市场情况, 合理选择原油, 从而改善轻油收率、综合商品率等经济技术指标, 达到效益最大化的目的。

1 (CDU/VDU—RDS/HC—RFCC) 组合工艺简介

(1) 常减压装置

装置的设计能力为加工阿曼与文昌混合原油(比例 4:1) 8 Mt/a, 常压蒸馏能力 8 Mt/a, 减压蒸馏能力 2.5 Mt/a。

主要工艺特点: ①装置主要由原油电脱盐脱水、常压蒸馏、减压蒸馏、轻烃回收等单元组成; ②原油电脱盐脱水单元采用二级交直流电脱盐技术, 确保原油脱盐后含盐量不大于 3 mg/L; ③根据所加工的混合原油特点、全厂产品方案及下游装置对原料的要求, 采用电脱盐→闪蒸塔→常压塔→减压塔的工艺路线, 部分常压重油直接送出装置作为渣油加氢装置或催化装置的原料。

(2) 渣油加氢装置

渣油加氢装置设计能力 3.1 Mt/a, 采用双系列, 可单开单停。设计空速 0.4 h^{-1} , 原料为常压渣油和减压渣油(质量比 56:44)的混合重油, 硫质量分数 2.095%, 氮质量分数 0.261%, 残炭质量分数 9.825%, 金属(Ni+V)含量为 53.66 $\mu\text{g/g}$ 。加氢脱硫渣油作为催化装置的原料。

主要工艺特点: ①装置采用固定床反应器工艺; ②装置 2 个反应器系列按单开单停考虑, 最大限度的利用共有设备。两系列的催化剂分别采用石油化工科学研究所和抚顺石油化工科学研究所研制的催化剂; ③反应部分采用国内成熟的炉前混氢方案; ④分馏部分采用侧线出石脑油、柴油产品, 常压塔底出尾油的生产方案; ⑤本装置与加氢裂化装置联合布置, 公用工程部分共用。

(3) 催化裂化装置

催化裂化装置采用 MIP—CGP 工艺, 设计能力 2.8 Mt/a。装置以渣油加氢装置的加氢尾油为原料, 产品为干气、液化气、低烯烃汽油、柴油和油浆等产物。

主要工艺特点: ①采用新型旋流式高效雾化喷嘴(BWJ—III型)和雾化系统; ②提升管部分采用石油化工科学研究所开发的多产异构烷烃、丙烯的 MIP—CGP 工艺; ③在提升管上部采用急冷技术, 以利于抑制二次裂化, 提高理想产品收率;

收稿日期: 2011-05-10; 修回日期: 2011-08-05。

作者简介: 于长江(1971—), 男, 工程师。1993年毕业于华东石油大学炼制系, 现为中国石化海南炼化化工有限公司运行部主管。电话: 15008908386。

④再生部分采用重叠式两段再生型式,即一段再生器位于二段再生器之上。

(4) 加氢裂化装置

加氢裂化装置设计能力 1.2 Mt/a ,为尾油全循环的加氢裂化工艺。设计原料油为减一线、减二线和减三线混合蜡油。产品包括液化气、轻石脑油、重石脑油、航煤和柴油。

主要工艺特点: ①加氢裂化工艺选用两剂串联尾油全循环的工艺; ②反应部分采用炉前混氢流程,操作方便,流程简化,传热效率高; ③采用热高分流程,既降低能耗,又节省换热面积; ④分馏部分设置脱硫化氢汽提塔,并采用侧线出石脑油、航煤、柴油产品,塔底出尾油的生产方案; ⑤原料油缓冲罐、滤后原料缓冲罐等采用氮气保护,采用

了自动反冲洗原料过滤器。

2 2009 年原油优化前情况对比

2.1 优化前(2009 年 1 月份) 生产情况

2.1.1 2009 年 1 月份加工原油特点

1 月份原油加工量 638.886 kt,其中阿曼原油 276.374 kt,所占比例为 43.26%;文昌原油 165.243 kt,所占比例为 25.86%;萨利尔原油 91.605 kt,所占比例为 14.34%;普尔托尼原油 35.664 kt,所占比例为 5.58%;RDS 尾油 70 kt(催化裂化停工时储存在原油罐区的重油组分),所占比例为 10.96%。

设计原油的性质见表 1,1 月份加工混合原油的性质见表 2。

表 1 设计混合原油的性质

项目	原油性质	馏程范围/℃						
		0~65	65~165	165~245	245~360	360~530	360+	530+
密度(15.5℃)/(g·cm ⁻³)	0.857 0	0.636 6	0.734 4	0.793 6	0.844 9	0.902 6	0.942 9	0.984 4
馏分, %		2.61	12.26	12.57	20.43	24.83	52.13	27.30
w(硫), %	0.870	0.013	0.037	0.114	0.395	0.936	1.468	1.970
氮含量/(μg·g ⁻¹)	1 293.0					767.4	2 077.3	3 315.2
金属含量/(μg·g ⁻¹)	10.99						20.99	37.56
API 度	33.6	90.8	61.2	46.8	36.0	25.3	18.6	12.2
K 值		12.94	12.07	11.97	11.89	12.01	12.25	11.91
w(残炭), %							9.69	15.01

表 2 加工混合原油的性质

项目	原油性质	馏程范围/℃						
		0~65	65~165	165~245	245~360	360~530	360+	530+
密度(15.5℃)/(g·cm ⁻³)	0.860 0	0.636 6	0.734 4	0.793 6	0.844 9	0.902 6	0.942 9	0.984 4
馏分, %		2.01	13.26	11.63	22.10	22.86	51.00	28.14
w(硫), %	0.770	0.013	0.020	0.112	0.451	0.990	1.554	1.905
氮含量/(μg·g ⁻¹)	776.0					288.4	4 528.2	4 558.3
金属含量/(μg·g ⁻¹)	13.69						26.85	48.95
API 度	33.18	90.80	61.20	46.80	36.00	25.30	18.60	12.20
K 值		12.94	12.07	11.97	11.89	12.01	12.25	11.91
w(残炭), %							8.44	16.97

2.1.2 1 月份渣油加氢装置原料、产品性质及催化裂化装置产品分布

2009 年 1 月份加氢裂化装置停工检修,所有的渣油均由渣油加氢装置加工,催化裂化装置以渣油加氢尾油和部分蜡油为原料,渣油加氢原料和加氢尾油性质见表 3,产品分布见表 4,催化裂

化装置产品分布见表 5。

由表 4,5 可知,常、减渣经过加氢装置处理,并配合 MIP—CGP 的催化工艺,转化为汽柴油的收率接近 60%,液体收率在 81% 以上。可见采用渣油加氢—催化裂化组合工艺具有很高的渣油转化能力。

表 3 渣油加氢原料及加氢尾油性质

项目	渣油加氢原料油				加氢尾油			
	密度(20 ℃) / (g · cm ⁻³)	w (总硫) , %	w (残炭) , %	金属含量 / (μg · g ⁻¹)	密度(20 ℃) / (g · cm ⁻³)	w 总硫 , %	w (残炭) , %	金属含量 / (μg · g ⁻¹)
设计值	0. 96	1. 89	9. 35	53. 66	0. 93	0. 25	6. 50	11. 00
实际平均值	0. 95	1. 70	12. 18	47. 95	0. 93	0. 47	6. 67	18. 60

表 4 渣油加氢装置物料平衡

项目	数量/t	收率,%
进料		
常渣	132 721	59. 52
减渣	87 754	39. 36
新氢	2 497	1. 12
合计	222 972	100. 00
产品		
干气	6 722	3. 01
石脑油	1 218	0. 55
柴油	11 544	5. 18
渣油	203 488	91. 26
合计	222 972	100. 00

表 5 催化裂化装置物料平衡

名称	累计量/t	流量/(t · h ⁻¹)	收率,%
原料油	270 544	363. 63	
产品			
干气	10 302	13. 85	3. 81
液化气	63 920	85. 91	23. 63
稳定汽油	103 440	139. 03	38. 23
轻柴	54 304	72. 99	20. 07
外甩油浆	14 129	18. 99	5. 22
生焦量	24 314	32. 68	8. 99
损失	135	0. 18	0. 05
合计			100. 00
轻液			81. 93

2. 1. 3 1 月份技术经济指标情况

2009 年 1 月份全厂技术经济指标情况见表 6。2009 年 1 月份加工原油的 API 度 33. 18, 比设计值低 0. 42, 常减压装置轻油收率仅为 48. 47%, 重油收率 52. 53%。在加氢裂化装置停工检修情况下, 全厂重油全部进催化装置加工, 催化装置的加工负荷达到设计负荷 109. 1%。而在轻油收率方面, 催化装置比加氢裂化装置低 32. 92%; 在轻液收率方面, 催化装置比加氢裂化装置低 14. 67%, 全厂轻油收率 76. 76%, 比 2009 年目标值低 3. 64 个百分点; 高附加值产品产率比 2009 年的目标值低 2. 0 个百分点。另外由于催化装置能耗(标油) 比加氢裂化装置高 23. 11 kg /t, 致使

全厂综合能耗(标油) 升高至 74. 65 kg /t, 比 2009 年的目标值(标油) 高 2. 15 kg /t。

表 6 2009 年 1 月份全厂技术经济指标

项目	设计值	实际值	目标值
综合商品率,%	93. 04	91. 26	92. 55
轻油收率,%	80. 85	76. 76	80. 40
高附加值产品产率,%	90. 42	88. 40	90. 40
炼油综合能耗 (标油) /(kg · t ⁻¹)	84. 80	74. 65	72. 50

2. 2 2009 年全厂原油加工的优化

针对 2009 年 1 月份的轻油收率、综合商品率等技术经济指标较差的情况, 3 月份对原油进行优化, 多选择 API 度高的低硫轻质原油, 同时优化调整装置加工方案, 从而达到全面提升技术经济指标目的。

2. 2. 1 选择原油原则

为提高炼油厂经济效益, 对各装置情况进行分析, 从而确定原油选择原则:

(1) 针对常减压装置中约 3% 的柴油随着常渣进入 RDS 原料情况, 将减压塔进料由设计值的 300 t/h 提高至 380 t/h, 减一线 30 t/h 全部改做柴油加氢原料; 提高了减压装置的蜡油收率, 确保了加氢裂化装置高负荷运行的原料需求。因此, 应选择馏分油特别是减压馏分油收率高的原油。

(2) 由于 RDS 装置设计空速高(0. 42 h⁻¹), 原料残炭脱除率约为 45%, RDS 尾油残炭偏高, 造成催化裂化装置生焦量增大^[1], 催化装置被迫降低加工量; 需要生产大量燃料油来平衡全厂重油, 严重影响全厂的技术经济指标。因此, 从重油物料平衡角度考虑, 需要选用混合渣油中残炭、沥青质含量少或渣油收率低、API 度高的原油。

(3) 重整装置(1. 2 Mt/a) 为主要产氢及生产汽油装置, 应选择芳潜、石脑油收率高的原油^[2]。

按照上述原则, 对已加工的原油进行排序, 结果列于表 7。在继续采购阿曼、沙轻等长期合同原油外, 4 月份购买埃斯锡德尔原油 130 kt、萨里尔原油 130 kt; 5 月份购买吉拉索原油 130 kt、马

西拉原油 130 kt; 6 月份购买吉拉索原油 130 kt、 萨里尔原油 130 kt、文昌原油 80 kt。

表 7 海南炼化适宜原油加工排序

原油名称	芳烃潜质量分数,%	石脑油收率,%	常压拔出率,%	沥青质质量分数,%	综合排名
穆尔班	35.54	23.12	61.08	0.60	1
南巴	47.89	23.20	58.10	1.60	2
科勒	60.34	17.66	55.12	0.12	3
萨里尔	45.52	19.33	55.21	0.84	4
扎菲洛	36.09	18.40	52.10	0.42	5
喜康巴	43.20	18.57	54.10	1.08	6
埃斯锡德尔	46.81	19.35	56.20	5.51	7
沙轻	44.15	18.65	54.12	4.81	8
文昌	36.42	17.90	57.10	5.62	9
吉拉索	54.12	15.38	51.10	0.65	10
萨达哈中质	52.36	14.68	55.21	3.11	11
马西拉	46.33	16.46	53.50	4.23	12
阿曼	33.77	15.42	47.10	1.46	13
普尔托尼	40.01	15.34	52.50	1.74	14
罕戈	48.60	14.05	50.70	3.08	15
卡滨达	35.54	15.50	47.50	4.50	16
杰诺	40.25	10.05	42.10	1.44	17
番禺	36.10	8.10	31.20	5.29	18

6 月份加工原油 692.256 kt,其中阿曼原油 203.314 kt,所占比例 29.37%;吉拉索原油 180.167 kt,所占比例 26.02%;沙轻原油 160.485 kt,所占比例 23.18%;文昌原油 73.366 kt,所占比例 10.60%;萨里尔原油 71.207 kt,所占比例 10.29%;埃斯锡德尔原油 3.717 kt,所占比例

0.54%。加工的混合原油的性质见表 8。

2.2.2 优化后(6 月份)渣油加氢装置原料、产品性质及脱除率

渣油加氢原料及催化原料性质见表 9,催化裂化装置物料平衡见表 10,渣油加氢装置物料平衡见表 11,加氢裂化装置平衡见表 12。

表 8 6 月份加工的混合原油的性质

项目	原油性质	馏程范围/℃						
		0~65	65~165	165~245	245~360	360~530	360+	530+
密度(15.5℃)/(g·cm ⁻³)	0.857 2	0.636 6	0.734 4	0.793 6	0.844 9	0.902 6	0.942 9	0.984 4
馏分,%		1.40	16.20	11.10	22.00	26.60	49.30	22.70
w(硫),%	0.77	0.01	0.02	0.12	0.53	1.18	1.71	2.19
氮含量/(μg·g ⁻¹)	1 210					328	4 142	4 163
金属含量/(μg·g ⁻¹)	17.22						25.60	61.54
API 度	33.14	95.80	64.37	44.08	36.80	24.28	18.49	14.93
K 值		12.94	12.13	11.98	12.16	12.20	12.37	11.99
w(残炭),%							7.04	17.31

表 9 2009 年 6 月份渣油加氢原料及催化原料性质

项目	渣油加氢原料油				加氢尾油(催化裂化原料)			
	密度(20℃)/(g·cm ⁻³)	w(总硫),%	w(残炭),%	金属含量/(μg·g ⁻¹)	密度(20℃)/(g·cm ⁻³)	w(总硫),%	w(残炭),%	金属含量/(μg·g ⁻¹)
设计值	0.955 2	1.89	9.35	53.66	0.928 5	0.25	6.50	11.00
实际平均值	0.955 4	1.95	12.38	42.26	0.933 1	0.43	7.21	13.03

2.3 1—6 月主要加工装置负荷变化
6 月份原油品种优化后,相应调整了生产加

工方案,1—6 月主要装置加工量占原油比例情况见图 1。

表 10 2009 年 6 月份催化裂化装置物料平衡

名称	累计量/t	流量/(t·h ⁻¹)	收率, %
原料油	223 613	310. 57	100
产品			
干气	8 365	11. 62	3. 74
液化气	52 568	73. 01	23. 51
稳定汽油	85 390	118. 60	38. 19
轻柴	42 293	58. 74	18. 91
外甩油浆	12 050	16. 74	5. 39
生焦量	22 500	31. 25	10. 06
损失	447	0. 62	0. 20
合计			100. 00
轻液			80. 61

表 11 2009 年 6 月份渣油加氢装置物料平衡

项目	数量/t	收率, %
进料		
常渣	136 429	56. 75
减渣	100 862	41. 95
新氢	3 107	1. 30
合计	240 398	100. 00
产品		
干气	7 352	3. 06
石脑油	2 002	0. 84
柴油	16 369	6. 80
渣油	214 675	89. 30
合计	240 398	100. 00

表 12 2009 年 6 月份加氢裂化装置平衡

项目	数量/t	收率, %
进料		
蜡油	109 783	97. 29
新氢	3 060	2. 71
合计	112 843	100. 00
产品		
干气	2 795	2. 48
液化气	5 302	4. 70
轻石脑油	4 498	3. 99
重石脑油	34 120	30. 23
柴油	54 592	48. 38
尾油	11 536	10. 22
合计	112 843	100. 00

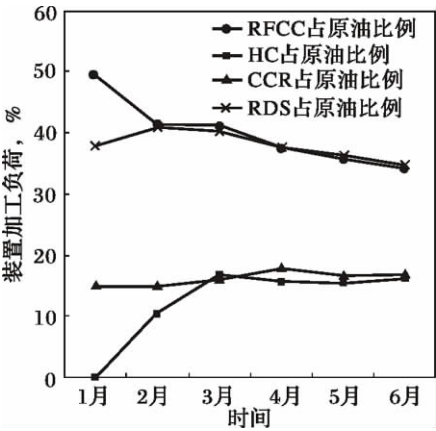


图 1 主要装置加工负荷变化情况

2.4 2009 年 1—6 月技术经济指标对比

2009 年 1—6 月经济技术指标对比见表 13。

表 13 2009 年 1—6 月经济技术指标对比

项目	实际值						2009 年 目标指标
	1 月	2 月	3 月	4 月	5 月	6 月	
综合商品率, %	91. 26	91. 24	93. 37	92. 87	92. 74	94. 33	92. 55
高附加值产品收率, %	88. 40	88. 60	91. 30	90. 81	91. 09	91. 99	90. 40
轻质油收率, %	76. 76	78. 04	80. 71	81. 04	81. 31	82. 76	80. 40
综合能耗(标油) /(kg · t ⁻¹)	74. 65	70. 13	73. 42	70. 12	71. 33	71. 43	72. 50

从表 13 可以看出,6 月份的技术经济指标比 1 月份有了较大幅度提高。选择石脑油收率高的原油,连续重整装置提高加工量,有利于提高轻油收率;选择蜡油含量较高的 API 高的轻质原油,既提高轻油收率、综合商品率,又提高加氢裂化装置的加工量,减少渣油产量,降低催化裂化加工负荷,即使渣油中残炭、沥青质含量没有降低,也可以降低全月催化装置的焦炭、干气产量,从而降低综合自用率及能耗指标。

2.5 经济效益

海南炼化 2009 年 1 月加工原油 564. 9 kt,生产产品 523. 7 kt,利润 1. 50 亿元,吨油利润为 262. 1 元。2009 年 6 月加工原油 700. 7 kt,生产产品 661. 0 kt,利润 3. 31 亿元,吨油利润 472. 5 元。

从总体来说,采用大常压蒸馏、小减压蒸馏设置,将部分减压蜡油作为加氢裂化原料、常压渣油和减压渣油混合油作为渣油加氢原料的组合路线具有很好的轻油收率 and 经济效益。加氢裂化装置

高负荷运行方案,对提高全厂经济效益至关重要。需要提高减压塔进料量,多拔出蜡油作为加氢裂化装置原料,但是渣油加氢装置将面临原料变劣的问题,从渣油加氢原料残炭值要高于设计值也可看出这一点。由于渣油加氢装置空速高,催化剂总装填体积小,在加工高残炭原油时,渣油加氢尾油残炭较高,将会造成催化裂化生焦量过大,装置能耗高并影响装置处理量,降低了经济效益。在兼顾轻重质原油价差的情况下,应尽量选择轻质的含硫原料,使渣油加氢装置可以处理性质较好的原料,并尽可能使加氢裂化装置满负荷运行,才能获得更好的经济效益。

为在轻重原油价差拉大时能加工较重的、硫含量较高的原油,获得更好经济效益,建议对渣油加氢装置进行技术改造。将渣油加氢装置由现在高空速 0.4 h^{-1} 恢复到常规渣油加氢所通常采用的空速 0.2 h^{-1} 左右,以适应更劣质的渣油原料。

3 结论

(1) 海南炼化以 CDU/VDU—RDS/HC—RF—CC 为主的总体加工流程,在轻油收率、综合商品

率、产品质量、环境保护和经济效益等方面具有明显的优势,经济效益明显好于重油走焦化路线的炼厂。

(2) 海南炼化渣油加氢装置空速较大,对原油性质要求较高。选择轻收高、蜡油收率高、渣油中残炭、沥青质少的原油进行加工,保证加氢裂化满负荷生产,多产轻质油品,保证渣油在渣油加氢装置和催化裂化装置中更有效地加工,带来较大效益。

(3) 为应对未来优质和劣质原油价差扩大情况,需对渣油加氢装置进行技术改造。建议每列增加 2 台反应器,反应空速由 0.4 h^{-1} 降为 0.2 h^{-1} ,使装置能够加工劣质渣油、改善渣油加氢尾油性质,降低催化裂化生焦率,多产汽油、液化气等高附加值产品,取得较大的经济效益。

参考文献

- [1] 徐承恩. 催化重整工艺与工程 [M]. 北京: 中国石化出版社, 2009.
- [2] 石亚华, 李家栋. 渣油加工方案与技术经济性的研究 [J]. 石油炼制与化工, 2007, 38(3): 1-4.

OPTIMIZATION ANALYSIS ON PROCESS SCHEME FOR CRUDE OIL OF HAINAN PETROCHEMICAL CO., LTD.

Yu Changjiang

(Hainan Petrochemical Co., Ltd., SINOPEC, Yangpu Hainan 578101)

Abstract: Processing routes of atmospheric and vacuum distillation – residue hydrotreating/hydrocracking – residue FCC is mainly adopted in Hainan Petrochemical Co., Ltd., SINOPEC. According to the device operation, this paper summarized and analyzed the crude oil selection and its effect for this integrated process, discussed further optimization of crude oil selection to promote economic and technical indicators.

Key words: residue hydrotreating; FCC; hydrocracking; integrated process; cleaner production

巴斯夫扩大新型增塑剂产能

日前,公司计划到 2013 年前将其不含邻苯二甲酸酯的增塑剂 DINCH 产能增加 1 倍,以满足市场不断增长的需求。

DINCH 现已被德国和欧盟管理机构批准用于食品包装行业,此外,该产品也可用于医疗、玩具、运动和休闲产品、织物涂料和化妆品等应用领域。

为此,巴斯夫将在德国路德维希港建设第二条设计产能为 0.1 Mt/a 的生产线。目前,该工厂内已经运营着 1 套相同规模的 Hexamoll DINCH 生产线。届时该公司在路德维希港的新型增塑剂产能将达到 0.2 Mt/a 。

(本刊摘编)