

减粘裂化装置试生产操作条件分析

徐 建 (中海石油宁波大榭石化有限公司, 浙江 宁波 315812)

摘 要: 本文主要介绍某公司常减压减粘装置开工后, 为评估该减粘装置的减粘转化率, 在不同温度、不同原料下的反应深度以及装置开工初期对各运行参数的调整摸索与收集, 分别对在不同反应温度下的试生产期间装置运行情况进行数据收集分析, 为装置下一步生产运行、优化调整操作提供依据。

关键词: 减粘; 反应温度; 转化率

1 概况

某公司常减压减粘装置, 原料为减压渣油, 设计处理能力为 225 万 t/a, 装置于 2020 年 12 月投料生产。为评估该单元的减粘转化率, 对装置在不同温度、不同原料下的反应深度以及装置开工初期对各运行参数的调整摸索与收集, 分别对减粘装置在 360.0℃、370.0℃、380.0℃、390.0℃ 四个反应温度下的试生产期间装置运行情况进行数据收集分析。

2 减粘装置流程简介

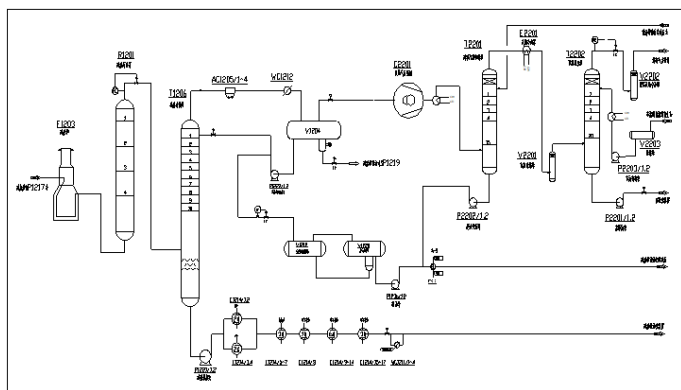


图 1 减粘装置流程简图

减压渣油自减底泵提升后, 热进减粘炉进行加热升温, 渣油被加热至 360~425℃ 后进入减粘反应器底部, 经过 40~90min 的减粘裂化反应后, 反应生成物从反应器顶部流出, 进入减粘分馏塔 T1206 进行分馏。

裂化反应物进入减粘分馏塔闪蒸段, 闪蒸后的液相 (减粘渣油) 进入分馏塔下部, 经塔底泵抽出至换热流程换热后去罐区。

减粘分馏塔顶气相经空冷器、水冷器冷却后, 进入减粘塔顶回流罐进行油气水的三相分离。石脑油一部分做塔顶回流油, 另一部分经泵升压后在常减压装置进行回炼; 酸性水经污水外送泵升压后, 作为常减压装置电脱盐注水。

减粘塔顶回流罐 V1204 不凝气至减粘瓦斯增压机 C2201 提压后, 至减粘瓦斯柴油吸收塔 T2201 和瓦斯分液罐 V2201, 分液后瓦斯进瓦斯脱硫塔 T2202 进行脱硫处理, 经过脱硫后瓦斯经分液罐 V2202 后并入全厂燃料气管网。

贫液由全厂贫液管网接至贫液罐 V2203, 经提升泵 P2203/1.2 提压后, 经水冷器 E2203 换热后进瓦斯脱硫

塔 T2202。

减粘瓦斯吸收塔 T2201 的贫吸收油为常减压装置常三线油, 富柴油由吸收塔底抽出, 经 P2202/1.2 提压后, 回炼至常减压装置脱盐罐前。

3 生产运行

3.1 原料

减粘装置试生产期间, 分别加工渤中、曹妃甸、秦皇岛以及曹妃甸 / 秦皇岛 / 番禺等混合原油所产渣油原料。

3.2 加热炉

3.2.1 反应温度

减粘装置设计温度为: 工况一反应温度 415℃、工况二反应温度 425℃。此次试生产期间, 反应温度分别按 360℃、370℃、380℃、390℃ 进行控制, 均低于设计温度。

3.2.2 炉管压降

加热炉炉管压降受装置加工量、反应深度、反应器反应压力控制以及运行周期等因素影响, 试生产期间, 炉管压降基本在 0.8~1.0MPa 之间。

3.2.3 加热炉重点参数

表 1 加热炉重要参数

序号	项目	控制指标	运行参数				备注
1	出口温度/℃	≤ 425	360	370	380	390	符合要求
2	进料温度/℃	/	350	350	350	350	/
3	炉膛温度/℃	≤ 800	242	490	550	600	符合要求
4	对流室烟气温度/℃	/	340	345	350	361	符合要求
5	氧含量 %	1.5~4.5	10	8~9	3~4	2~4	符合要求
6	热效率 %	≥ 90	89.4	90.2	91.7	91.7	符合要求
7	燃料气流量 Nm ³ /h	/	330	430	630	910	/
8	炉管注水 t/h	/	0	0	0	0	/

从表 1 可以看出, 试生产期间, 随着减粘反应温度的提高, 加热炉运行状况逐渐好转, 氧含量、热效率也稳步提高, 减粘炉炉管注除氧水系统因减粘反应温度较低, 未投用。

3.3 塔器运行情况

试生产期间, 减粘反应器与分馏塔运行基本稳定, 其中反应器压降基本维持在 0.19MPa 左右。

减粘分馏塔系统运行基本稳定,因减粘反应温度低、反应深度、转化率不高,分馏塔塔顶挥发系统运行负荷很低,塔顶裂化气气量少,瓦斯脱硫单元运行负荷低,不利于后续脱硫单元运行操作,不同反应温度下的减粘瓦斯量见表2。

表2 不同反应温度下减粘瓦斯流量

序号	项目	运行参数			
1	反应温度/℃	360	370	380	390
2	减粘瓦斯量 Nm ³ /h	约 100	200	400~600	700~1150

试生产期间,减粘反应温度在360℃、370℃、380℃下,分馏塔塔顶物料介质少,塔顶温度低,塔顶冷回流无需建立,可间断性打回流来控制塔顶温度。同时因分馏塔上部液相回流小,分馏塔内部分工业组分上升携带至塔顶油中,使减粘塔顶油组分偏重。上述反应温度下,减粘塔顶负荷小,塔顶物料约为5~10t/h,与设计工况一偏差大(工况一塔顶物料85.1t/h),仅占为设计负荷的8.0%,非常不利于塔顶挥发系统的稳定操作。减粘反应温度提高至390.0℃后,塔顶温度控制在165~175℃下,分馏塔塔顶挥发系统物料基本能维持在15t/h至25t/h,约为设计负荷的23.5%。

4 物料平衡

表3 减粘装置试生产期间物料平衡

日期		10 日 8 时至 12 日 13 时	19 日 12 时至 21 日 8 时	23 日 4 时至 24 日 11 时
原油品种		渤中 25-1	曹妃甸	秦皇岛
反应温度		370	380	390
进	进料量 t/h	177.9	189.0	244.6
	石脑油 t/h	0.6	0.6	0.8
	小计 1	178.5	189.6	245.4
出	减粘渣油量 t/h	178.1	189.1	244.8
	瓦斯量 t/h	0.1	0.1	0.1
	减粘塔顶油 t/h	0.0	0.0	0.0
	凝缩油 t/h	0.1	0.1	0.2
	小计 2	178.3	189.4	245.1
损失量 t/h		0.16	0.22	0.29
损失率 %		0.09	0.12	0.12

此次试生产期间,分别收集了渤中、曹妃甸、秦皇岛减粘渣油加工期间的装置物料平衡。从表3物料平衡表可以看出,装置进料减粘渣油经反应后,其生产油基本全部在减粘渣油中,占比近99.8%。同时从表中可看出,减粘装置无塔顶油输出,间接也表明分馏塔塔顶负荷较小。

5 产品质量

5.1 减粘渣油

表4 试生产期间,不同运行参数下的渣油质量情况

减底渣油原料	曹妃甸 / 番禺	渤中原油	曹妃甸 / 秦皇岛 / 番禺		曹妃甸		秦皇岛
时间	8 日至 9 日	10 日至 12 日	13 日至 15 日	17 日至 18 日	19 日至 21 日	21 日至 22 日	23 日至 24 日

进料量 t/h	175.5	175.5	208.6	196.5	185.4	177	244
加工负荷 %	65.7	65.7	78.1	73.6	69.4	66.4	91.2
反应温度/℃	360	370	370	380	380	390	390
反应器停留时间 h	1.6	1.6	1.3	1.4	1.48	1.55	1.1
减底渣油粘度 (50℃均值) mm ² /s (约)	25000	25000	35000	35000	25000	25000	51000
减粘渣油粘度 (50℃均值) mm ² /s	16118	12171	14350	9456	5851	4352	8500
减粘转化率 %	35.5	51.3	59	73	76.6	82.6	83.3

从表4可以明显的看出,随着反应温度的提高,从减粘渣油转化率呈升高、减粘后渣油粘度明显下降。

①减粘装置试生产初期,减底渣油进加热炉温度约350℃~355℃,减粘炉适当升温度到360.0℃,在该反应温度及停留时间为1.5h的条件下,减粘转化率约为35.5%;

②曹妃甸、勃中所产的减底渣油运动粘度约为25000mm²/s。此次试生产期间,勃中减底渣油在加工负荷、反应器停留时间相一致的前提条件下,将反应温度由360℃提高至370℃后,减粘转化率由35.5%提高至51.3%,提高约15.8%,其减粘渣油运行粘度为12171mm²/s,略高于工艺卡片指标(<8000mm²/s)的要求;

③曹妃甸/秦皇岛/番禺混合原油所产的减粘渣油质量分析。此次装置加工原油为混合原油,其中掺炼减底渣油粘度高的秦皇岛原油,使减粘原料粘度高,在停留时间基本一致、反应温度提高10.0℃,其减粘转化率提高约14.0%。该混合原料与勃中原料在反应温度一致,停留时间降低的情况下,其转化率升高约7.7%,可见不同原料的减粘转化率是不同的,针对不同原油,合理选择减粘转化率;

④曹妃甸所产减粘渣油质量分析。曹妃甸减底渣油在停留时间约为1.5h、反应温度380℃下,减粘渣油粘度5851mm²/s,已达到工艺卡片要求;再进一步提高反应温度至390℃时,其减粘转化率达到82.6%,50℃运行粘度为4350mm²/s,针对曹妃甸原油,若是生产运行粘度符合公司工艺卡片的减粘渣油调和油,反应温度380℃可满足生产要求;

⑤曹妃甸减底渣油在反应温度由380℃提高至390℃时,其减粘转化率提高约6.0%,可见随着反应温度的不断提高、以及粘度低水平下,相对勃中、曹妃甸/秦皇岛/番禺混合原油,其转化率提高幅度有所下降。故在追求低粘度减粘渣油,其所需反应温度将越高,装置运行能耗及燃动成本将越高,其性价比需合理评价;

⑥秦皇岛减粘渣油质量分析。秦皇岛减底渣油50℃运行粘度达51000mm²/s,在反应器内停留时间1.1h、反

应温度 390℃ 下, 其减粘渣油粘度约为 8500mm²/s, 虽超工艺卡片指标, 但减粘转化率达到约 83.3%, 可见秦皇岛原油减粘转化效果较好, 只因其原料粘度大, 因而需更加苛刻的反应温度, 若需生产合格粘度减粘渣油, 需进一步提高反应温度;

⑦试生产期间, 未对同一种原料在相同反应温度下, 不同停留时间下的转化率进行对比。根据理论资料, 同一个反应温度下, 渣油在反应器中的停留时间越长, 其裂化反应越深, 蜡油、轻油、裂化气越多。同理裂化反应越深, 其不良反应如不饱和烃类、重烃组分、胶质、沥青质发生缩合、结焦的几率也越大;

⑧减粘装置在生产过程中, 需合理选择减粘反应温度和停留时间, 同使对加热炉炉管压降及反应器压降等重要运行参数进行监控, 结合减粘转化率合理选择反应深度。

5.2 减粘塔顶油

表 5 减粘塔顶油分析数据表

采样时间	初馏点 (°C)	10% (°C)	50% (°C)	90% (°C)	终馏点 (°C)	全馏出 (mL)	硫含量 % (w/w)	溴价 (gBr/100g)
2020-12-11	42	81	121	194	257	98	/	23
2020-12-15	54	92	136	230	268	97	/	/
2020-12-16	36	66	103	188	258	98	/	/
2020-12-18	29	53	87	152	200	98	0.12	/
2020-12-19	29	52	87	163	219	98	/	/
2020-12-21	34	53	88	170	227	96	/	/
2020-12-23	29	48	83	181	236	96	/	/
2020-12-25	31	60	102	197	245	95	/	/

从表 5 可以看出, 试生产期间塔顶油终馏点高且波动明显, 主要是因为减粘反应温度较低, 分馏塔塔顶运行负荷低、物料少, 操作中难以建立连续的塔顶冷回流, 根据塔顶温度, 间断性打塔顶冷回流所致。为了降低常顶油补油量, 操作中提高分馏塔塔顶温度至指标上限 ($\geq 176^\circ\text{C}$) 控制, 此举虽能降低常顶油补油量, 但造成塔顶油馏程 KK 值偏高, 不符合工艺卡片。鉴于目前无塔顶油外送, 故实际操作中主要以减少常顶油补油量为主, 避免过多的轻油损失。在后续生产中, 可从稳定塔顶运行操作, 结合塔顶油质量优化调整。塔顶油溴价为 23gBr/100g, 可见该塔顶油, 含有较多的不饱和烃类, 符合裂化塔顶油规律。

6 运行能耗

减粘装置运行期间, 主要耗能介质有燃料气、电力、循环水、除氧水、除盐水、新鲜水、净化风等, 其中燃料气、电力、循环水为主要耗能介质。此次试生产期间, 对不同反应温度下装置运行能耗进行收集, 见表 7 所示:

表 6 试生产期间装置运行能耗表 kgOE/ 吨原油

反应温度/°C	运行能耗 (相对进料)	增加幅度
360	2.00	/
370	2.29	0.29
380	2.81	0.52
390	3.44	0.63

从表 6 可以看出, 装置运行能耗随着反应温度的升高而增加明显, 且运行能耗增幅逐渐变大。在反应温度达到 390℃ 后, 装置运行能耗为 3.44 kgOE/ 吨原料, 明显优于《炼油单位产品能源消耗限额》(GB30251-2013) 所规定的能源定额值 9.0 kgOE/ 吨原料。主要是本装置原料采用热供料形式, 常减压约 355℃ 的减底渣油由塔底泵输送直接进加热炉提温, 这是装置运行能耗低的主要原因。

7 存在的不足

装置试生产期间, 减粘分馏塔塔顶运行负荷低, 物料介质量少, 与设计值存在较大偏差, 致使装置塔顶系统运行不稳定、塔顶防腐效果不佳、瓦斯脱硫单元运行操作不佳等问题。随着减粘反应温度的逐渐提高至 390.0℃ 后, 塔顶运行负荷有所好转并稳定。建议在后续生产运行中, 减粘反应温度可按 390.0℃ 进行控制, 以确保减粘装置各单元的稳定操作。

8 总结

①减粘装置试生产期间, 在反应温度 390.0℃、停留时间约 1.5h 的条件下, 曹妃甸、勃中 25-1 原油所产的减粘渣油, 其 50℃ 运行粘度已满足工艺卡片指标 ($< 8000\text{mm}^2/\text{s}$) 的要求, 且装置反应温度低于设计反应温度, 优于设计值;

②从装置经济型、长周期安全运行角度考虑, 因曹妃甸 / 渤中原油所产减底渣油粘度低, 在较低反应温度 (约 380.0℃)、较低运行能耗下即可生产出符合工艺卡片的减粘渣油, 性价比高; 秦皇岛 32-6 原油所产减底渣油粘度大, 胶质、沥青质含量高, 需在较高反应温度才能产出符合控制指标的减粘渣油, 其性价比低, 且易结焦, 不利于装置长周期运行, 不建议秦皇岛原油所产减底渣油作为生产减粘装置的原料;

③减粘反应温度在低于 380.0℃ 时, 分馏塔塔顶运行负荷仅为设计负荷的 8.0%, 明显低于设计值, 不利于塔顶系统的平稳操作, 也不利于防腐工作开展。在反应温度提高至 390.0℃ 后, 其分馏塔塔顶负荷有所增加, 但也仅为设计负荷的 23.5%。后续操作中需加强调整, 尽可能提高分馏塔上部运行负荷、增加挥发系统物料量, 改善其运行环境;

④此次试生产期间, 在反应温度达到 390℃ 后, 装置运行能耗为 3.44 kgOE/ 吨原料, 明显优于《炼油单位产品能源消耗限额》(GB30251-2013) 所规定的能源定额值 9.0kgOE/ 吨原料;

⑤装置各种原油所产减底渣油的减粘转化率不同, 建议根据减粘渣油运行粘度, 合理选择减粘转化率, 合理控制反应温度及停留时间。常规原油所产减粘渣油运动粘度由低到高依次为曹妃甸、勃中、秦皇岛原油, 可根据此项规律指导生产操作。

参考文献:

[1] 徐春明, 杨朝合. 石油炼制工程 [D]. 北京: 石油工业出版社.