

# 费托合成轻柴油生产轻质白油装置 扩能改造模拟分析

李 虎, 杨占奇, 张飞跃, 温润娟, 海红莲, 袁 华, 石博文\*  
(国家能源集团宁夏煤业有限责任公司, 宁夏 灵武 750411)

**摘要:** 由于费托油存在轻质化问题, 针对轻白油装置的扩能改造问题进行了研究。在原有设备及产品分离条件的基础上, 利用模拟软件对原有系统进行模拟, 采用能量衡算、气液相平衡衡算及管路压降衡算结合的方法, 分析了装置扩能技术改造的可行性。经模拟验证, 装置负荷可提升至原有负荷的 130%~150%。

**关键词:** 轻质白油; 减压精馏; 模拟; 提负荷

**中图分类号:** TQ221.1

**文献标志码:** A

**文章编号:** 0253-4320(2023)05-0214-06

**DOI:** 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2023.05.041

## Simulation analysis on expansion and renovation of Fischer-Tropsch synthesis light diesel oil to light white oil plant

LI Hu, YANG Zhan-qi, ZHANG Fei-yue, WEN Run-juan, HAI Hong-lian, YUAN Hua, SHI Bo-wen\*  
(Ningxia Coal Industry Co., Ltd., China Energy Investment Corporation, Lingwu 750411, China)

**Abstract:** Because the oil produced by Fischer-Tropsch process is light, the capacity expansion and renovation of light white oil unit are studied. On the basis of the separation conditions of the original equipment and products, a simulation software is employed to simulate the original system. The method combining energy balance, gas-liquid phase equilibrium balance and pipeline pressure drop balance is used to analyze the feasibility of the technical renovation and capacity expansion on the unit. Through simulation verification, the load of the unit can be increased to 130%~150% of original load.

**Key words:** light white oil; vacuum distillation; simulation; loading increase

近年来,通过煤炭间接液化制备液体燃料或高附加值化学品的工艺路线得到了广泛应用。400 万 t/a 煤炭间接液化装置主要以生产柴油为主,因产品油具有硫、氮等含量低、十六烷值较高、品质清澈透明等特点,使产品具有很大优势。对 400 万 t/a 煤制油装置裂化常一线柴油进行物理切割,可生产符合 NB/SH/T 0913—2015 标准的 W2-60 号白油、W2-80 号白油、W2-100 号白油、W2-TB 号白油<sup>[1-3]</sup>。该产品主要用于香料加工、医药中间体用油、清洗剂、干洗剂、印染助剂、胶黏剂溶剂、油漆涂料稀释剂。

由于费托工艺调整,煤制油装置轻质柴油产量增大,为进一步提升轻白油产量,平衡市场轻白油供需,提高企业经济效益,需对轻白油装置关键设备及管道进行优化,提升轻白油生产负荷至 130%~150%,以满足企业需求。现有空冷器及水冷器即使

在宁夏夏季高温天气也可以满足装置 150% 负荷的冷量要求,同时根据机泵在常一线油提质装置 120% 负荷运行情况及机泵参数核算可以满足负荷提升要求。若要实现提升负荷至 130%~150% 的目的,首先需要对现有塔器进行模拟计算<sup>[4-7]</sup>,考察负荷提升后是否会造成液泛等影响轻白油产品质量的情况发生;其次需要计算现有换热器的热负荷是否满足要求;最后要考虑管道的冲蚀等安全问题是否满足要求。

### 1 常一线精馏塔系统模拟

#### 1.1 常一线精馏塔气液平衡衡算

基于常一线精馏塔实际运行参数,利用 Aspen Plus 对 150% 工况下塔运行情况进行评估。在模拟计算过程中逐一虚拟组分和通过石油蒸馏曲线生成虚拟组分<sup>[8-12]</sup>。

收稿日期:2022-12-21;修回日期:2023-03-08

基金项目:国家能源集团科技项目《加氢裂化常一线产品提质优化》(GJNY-18-46)

作者简介:李虎(1981-),男,博士生,高级工程师,研究方向为煤化工,15010874@chnenergy.com.cn;石博文(1987-),男,硕士,工程师,研究方向为费托烯烃产品增值利用,通讯联系人,sportmanshibowen@163.com。

根据模拟得到的水力学参数,取塔板上气液相负荷最大的第32块塔板进行流体力学计算。即:

$$\rho_L = 738.54 \text{ kg/m}^3 \quad (1)$$

$$W_L = 94\,452.4 \text{ kg/m}^3 \quad (2)$$

$$W_V = 68\,524.7 \text{ kg/h} \quad (3)$$

$$\mu_L = 0.38 \text{ cP} \quad (4)$$

填料塔的流体力学计算主要包括泛点速度和填料层压降。根据气液负荷及有关物性数据,求出横坐标为0.05,空塔气速 $u$ 为0.866 m/s,压降填料因子 $\varphi_p$ 取 $65.61 \text{ m}^{-1}$ (ZUPAC3.0规整填料),求出纵坐标0.006,查埃克特通用关联图得每米填料层压降 $\Delta p/Z$ 为47.09 Pa/m,已知填料层高度为30 m,则填料层总压降 $\Delta p$ 为1 412.7 Pa(10.6 mmHg),远远小于40 mmHg(常一线精馏塔原设计值),符合设计要求;针对波纹填料,泛点气速 $u_F$ 为2.28 m/s,因此在提负荷时需注意操作空塔速度要低于泛点速度。

埃克特通用关联图横纵坐标及泛点气速计算公式:

$$(W_L/W_V)(\rho_V/\rho_L) = 0.05 \quad (5)$$

$$[(\mu^2 \varphi_p \phi)/g](\rho_V/\rho_L)\mu_L^{0.2} = 0.006 \quad (6)$$

$$\mu_F = \mu_{cr} \sqrt{1.2/\rho_V} = 2.28 \text{ m/s} \quad (7)$$

参考孙兰义等<sup>[12]</sup>的《填料塔压降计算的新关联》,提到通常认为压降达到1 200 Pa/m是液泛初始条件,计算值远远小于该值,进一步证明了150%工况下该塔不会出现液泛。另外如表1所示,对标现场精馏塔侧线DCS实时监测数据,各侧线采出温度在合理范围内,初步判定不会影响产品质量。

表1 常一线精馏塔流股模拟信息

名称	温度/℃	压力/kPa
进料	182.88	41.6
常一线精馏塔顶	114.25	22.0
减一侧线抽出	133.45	22.6
减二侧线抽出	160.32	23.9
减三侧线抽出	179.65	30.2
减四侧线抽出	191.03	33.4
常一线精馏塔底	240.69	42.9

## 1.2 常一线精馏塔热量衡算

### 1.2.1 设计工况

壳程柴油入口温度231.0℃、出口温度241.6℃、入口压力0.04 MPa、进料量114.76 t/h;管程蒸汽出入口温度266.0℃、入口压力5.2 MPa、进料量127.98 t/h。计算换热面积余量为39.82%,满

足工艺需求;壳侧压降为0.287 kPa,管侧压降为3.099 kPa,均小于允许压降(30 kPa,参考原工艺设计数据表);壳侧流速为1.56 m/s,管侧流速为1.20 m/s,参考《化工工艺设计手册》<sup>[13]</sup>中壳侧流体常用流速范围为0.2~2.4 m/s,管侧气体常用流速范围为3~30 m/s,均在合理范围内;为保证换热器较好的传热效率,一般建议 $B>0.6$ ,模拟结果显示B流体分率为0.907,在设计合理范围内;传热系数为644.42 W/(m<sup>2</sup>·K),换热面积为519.91 m<sup>2</sup>。

### 1.2.2 130%负荷工况

在壳程柴油进料量149.19 t/h、管程蒸汽进料量166.37 t/h的工况下(其余参数同设计工况),换热面积余量为14.21%,满足工艺需求;壳侧流速为1.94 m/s,管侧流速为1.53 m/s,均在合理范围内,管壳侧流速与设计流速相比均有所增加,使流体的湍动程度加剧,进而增大传热系数,计算显示传热系数增加至685.16 W/(m<sup>2</sup>·K),进而强化换热器传热效果,但流速增大将关系到换热器的压降,使磨蚀和振动破坏加剧。计算显示管壳侧压降均小于允许压降(30 kPa),符合要求;B流体分率为0.908,在合理范围内。

### 1.2.3 150%负荷工况

在壳程柴油进料量172.14 t/h、管程蒸汽进料量191.97 t/h的工况下(其余参数同设计工况),换热面积余量为3.72%,低于一般换热余量10%~20%的要求,随着设备长周期运行污垢逐渐增加,使总传热系数下降,可能会出现换热面积不足的情况;但壳侧流速为2.24 m/s,管侧流速为1.79 m/s,均在合理范围内,管壳侧流速与设计流速相比均有所增加,使得传热系数增加至717.44 W/(m<sup>2</sup>·K)利于传热,传热系数增加11.33%有效解决了由于换热面积余量不足带来的次生问题;管壳侧均小于允许压降(30 kPa),符合要求,不存在流速过高带来的磨蚀问题;B流体分率为0.908,在合理范围内。

## 1.3 常一线精馏塔再沸器蒸汽与凝液压降核算

主要对设计工况、实际工况、130%和150%负荷下管道运行情况进行评估,计算结果见表2。参考《化工工艺设计手册》<sup>[13]</sup>,高压蒸汽流速推荐值为40~60 m/s,最大百米压降为30 kPa;蒸汽凝液流速推荐值为0.5~1.5 m/s,最大百米压降为45 kPa;从表中可以看出在实际(123%)、130%和150%工况下高压蒸汽凝液管线流速和压降均在推荐值内,满足要求。

表 2 流体的流速和压降

管线类别	设计		实际		130%		150%	
	流速/ (m·s <sup>-1</sup> )	压降/ kPa	流速/ (m·s <sup>-1</sup> )	压降/ kPa	流速/ (m·s <sup>-1</sup> )	压降/ kPa	流速/ (m·s <sup>-1</sup> )	压降/ kPa
5.4 MPa 蒸汽	8.94	8.51	9.77	10.12	11.62	14.26	14.65	22.77
凝液 A	0.70	1.96	0.77	2.30	0.91	3.22	1.15	5.06
凝液 B	0.70	0.69	0.77	0.69	0.91	1.41	1.15	1.61
	0.31		0.34		0.41		0.61	

另外,针对现场凝液分液罐出口凝液管线调节阀后弯头冲蚀问题,利用 Fluent 软件对此处进行仿真模拟,该段管线的模拟结果如图 1 所示。图中左侧为该段管线速度云图,右侧为该段管线流动过程中产生空化效果的气体体积分数云图。

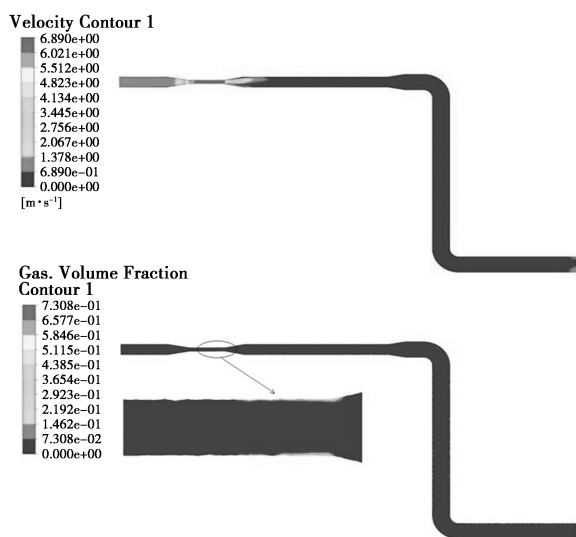


图 1 分液罐出口管线速度和气体分布云图

分析可知,产生冲蚀的主要原因是由于凝液分液罐出口管线调节阀后存在大小头、三通阻力件。流体介质流过调节阀以及相关阻力件区域时,由于节流作用,流速激增、压力达到最低点。当最小压力低于饱和蒸汽压  $P_v$  时,部分液体开始气化,在靠近壁面处发生空化现象生成气泡;产生的气泡在压力不高于饱和蒸汽压  $P_v$  情况下并不会破裂。此时,出现气液两相流状态,气泡随流体挟带输送。流体介质流出该区域之后,压力开始恢复,当流体进入弯头时由于弯头外侧的压力高于内侧的压力,此处气泡破碎转化为液体,对弯头产生冲刷,造成弯头处冲蚀。

解决该问题的最有效手段是降低调节阀后流体流速,减缓流体在流动过程中的压力变化,使凝液保持较为稳定的流动状态从而达到减缓调节阀后弯头

冲蚀的目的。为降低流体流速,将调节阀前后大小头改为 DN100 的直管以降低通过大小头时产生的压力变化,同时采用 DN100 的调节阀,其余管线布置和现有装置一致。

利用 Fluent 软件对该种情况进行模拟计算,管道内流体流动情况如图 2 所示。可以发现将管径增大后,在 130% 和 150% 负荷时管内流体速度的变化相比当前工况较为平缓,管内流动过程中也未产生气体,该种情况避免了管内气液两相流的产生,从而降低弯头发生冲蚀的可能性。综上所述,增大管径可有效减缓管线冲蚀。

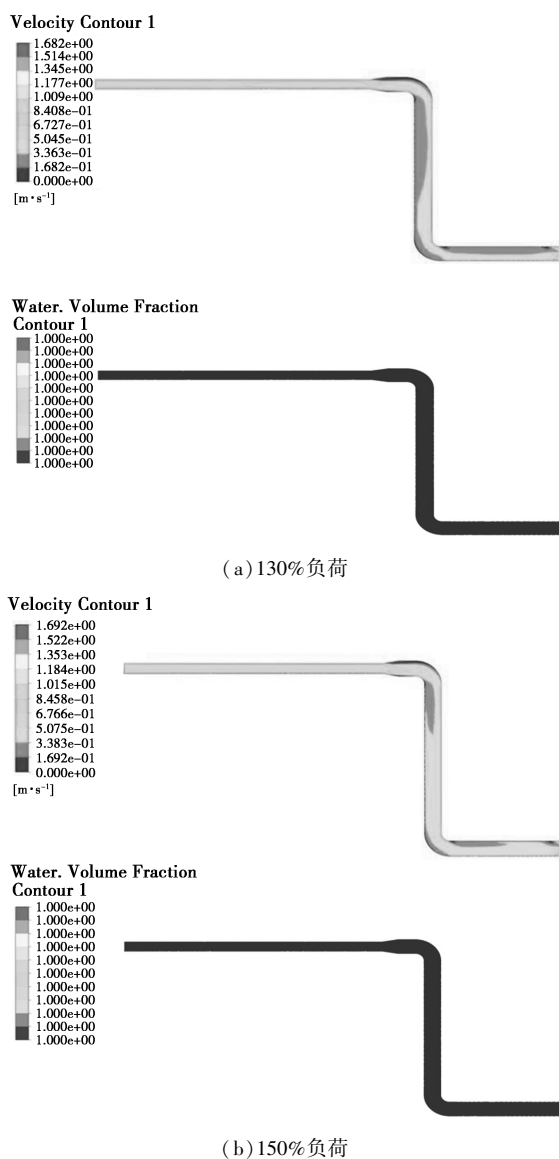


图 2 分液罐出口管线速度和气体分布云图

为减小弯头处的冲蚀还可以采取增大弯头弯径比的措施。弯头的弯径比主要影响流体在流过弯头时内外两侧的速度和压力值,弯径比增大后,流体在流过弯头时的速度变化会较为缓和,这就使得弯头

内外侧压力变化较为平缓,从而达到降低弯头冲蚀速率的目的。如图3所示,为凝液管线上选取的90°弯头在弯径比1和3时的冲蚀速率云图,分析可知,弯管段外侧管壁受到冲蚀最严重,而直管段冲蚀现象不明显。这是因为当凝液流经管道弯头时,由于流向的改变,形成强烈的湍流,此处流体速度波动显著,增加了流场的复杂性,同时加大了气液两相与管道碰撞的可能性以及气泡破裂的概率,加快冲刷腐蚀。对比弯径比为1和3的情况,可以发现增大弯径比后管道的冲蚀速率的最大值由 $2.6 \times 10^{-5}$ 降低到 $1.29 \times 10^{-5}$ ,降幅达50%。

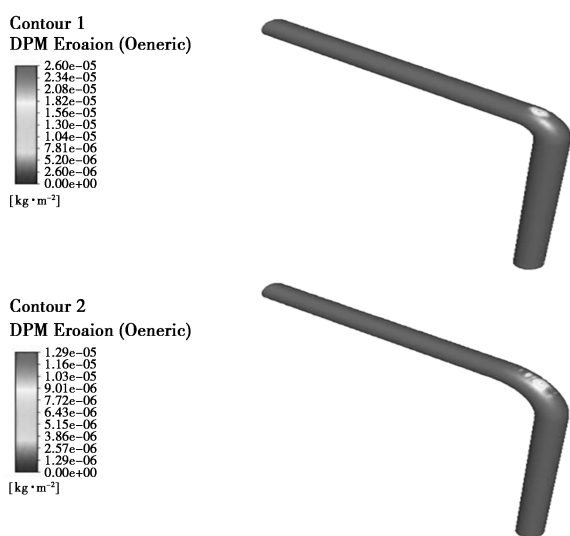


图3 90°弯头在弯径比1和3时的冲蚀速率云图

轻白油装置负荷提高后,各再沸器的分液罐能否将凝液中所包含的气体有效分离且不影响蒸汽凝液的输送成为关注的重点。150%负荷下凝液分液罐内气液分布情况如图4所示,从分液罐横截面的

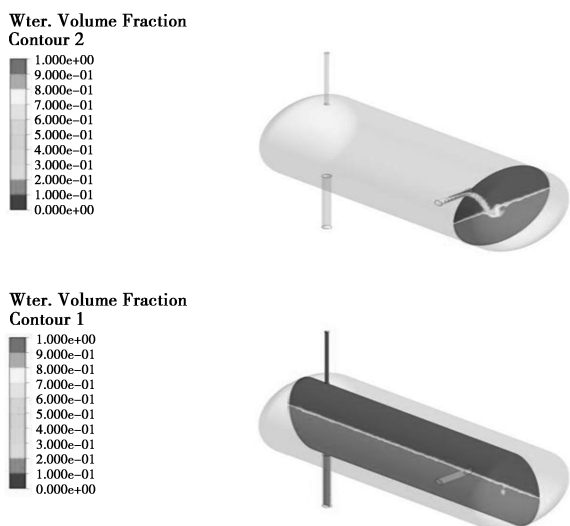


图4 分液罐液相体积分数云图

气液分布云图可以发现,整个分液罐内的液面较为稳定,分液罐入口处的液面波动对于罐内液面的稳定性影响较小。基于模拟结果,减一线、减二线、减三线、减四线分液罐在150%负荷下可以满足工艺要求。

## 2 侧线塔系统模拟

如表3所示,各侧线塔负荷提升后管壳程物流量发生变化。减一线、减二线再沸器选择1.0 MPa蒸汽作为加热介质,减三线、减四线再沸器选择4.0 MPa蒸汽作为加热介质。

表3 侧线塔负荷提升再沸器管壳程流量变化 t/h

项目	设计管程		130%~150%	
	油料	壳程油料	蒸汽	管程蒸汽
减一线再沸器	24.61	31.99~36.92	1.77	2.3~2.66
减二线再沸器	33.47	43.51	2.66	3.46
减三线再沸器	33.23	43.2~49.85	4.18	5.43~6.27
减四线再沸器	42.77	55.6~64.16	4.18	5.43~6.27

### 2.1 侧线塔热量衡算

基于再沸器设计数据表,将管壳程工艺参数及结构参数代入HTRI,主要对设计工况、130%、150%负荷下减一线、减二线、减三线、减四线再沸器运行情况进行评估,计算结果如表4~表7所示。可以看出,减一线再沸器在150%负荷条件下换热面积余量为2.65%,传热系数从 $776.94 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ 至 $844.07 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ,增加8.63%,满足换热余量要求,管壳侧压降等指标符合要求;减二线再沸器在130%负荷条件下换热面积余量为-5.23%,严重不足,不满足提负荷要求,需要进一步增加或更换换热器提高热负荷;减三线再沸器、减四线再沸器对于负荷提升换热面积余量不存在问题,可以满足换热要求。

表4 减一线再沸器模拟结果

名称	设计	130%	150%
壳侧流速/ $(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	0.94	1.21	1.4
管侧流速/ $(\text{m} \cdot \text{s}^{-1})$	5.39	6.98	8.03
壳侧压降/kPa	0.139	0.236	0.314
管侧压降/kPa	3.644	6.214	8.24
B流体分率	1	1	1
传热系数/ $(\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1})$	776.94	821.5	844.07
换热面积/ $\text{m}^2$	43.95	43.95	43.95
换热面积余量/%	41.21	15.11	2.65

表 5 减二线再沸器模拟结果

名称	设计	130%	150%
壳侧流速/( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	0.7	0.91	1.04
管侧流速/( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	1.79	2.31	2.67
壳侧压降/kPa	0.226	0.381	0.508
管侧压降/kPa	0.607	1.008	1.339
B 流体分率	1	1	1
传热系数/( $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$ )	584.79	624.78	634.62
换热面积/ $\text{m}^2$	208.99	208.99	208.99
换热面积余量/%	14.91	-5.23	-16.32

表 6 减三线再沸器模拟结果

名称	设计	130%	150%
壳侧流速/( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	1.63	2.09	2.4
管侧流速/( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	1.87	2.44	2.8
壳侧压降/kPa	0.228	0.386	0.514
管侧压降/kPa	2.264	4.113	5.743
B 流体分率	1	1	1
传热系数/( $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$ )	874.38	919.97	933.26
换热面积/ $\text{m}^2$	73.24	73.24	73.24
换热面积余量/%	97.23	59.82	40.75

表 7 减四线再沸器模拟结果

名称	设计	130%	150%
壳侧流速/( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	1.1	1.42	1.63
管侧流速/( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	0.9	1.17	1.34
壳侧压降/kPa	0.147	0.248	0.331
管侧压降/kPa	0.5	0.847	1.129
B 流体分率	1	1	1
传热系数/( $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$ )	731.06	776.16	800.93
换热面积/ $\text{m}^2$	155.11	155.11	155.11
换热面积余量/%	145.87	101.07	80.13

## 2.2 侧线塔再沸器蒸汽与凝液管道压降核算

参考《化工工艺设计手册》<sup>[13]</sup>, 低压蒸汽流速推荐值为 15~20 m/s, 最大百米压降为 20 kPa; 蒸汽凝液流速推荐值为 0.5~1.5 m/s, 最大百米压降为 45 kPa; 中压蒸汽流速推荐值为 20~40 m/s, 最大百米压降为 30 kPa; 蒸汽凝液流速推荐值为 0.5~1.5 m/s, 最大百米压降为 45 kPa; 从表 8~表 11 中可以看出实际、130%和 150%工况下低压与中压蒸汽凝液管线流速和压降均在推荐值内, 满足要求。

表 8 减一线再沸器蒸汽与凝液压降模拟结果

管线类别	设计		130%		150%	
	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa
1.0 MPa 蒸汽	13.42	4.95	17.45	4.83	20.13	10.93
凝液 A	0.34	1.15	0.44	1.96	0.51	2.53
凝液 B	0.34	0.58	0.44	1.04	0.51	1.23
	0.13		0.17		0.20	

表 9 减二线再沸器蒸汽与凝液压降模拟结果

管线类别	设计		130%		150%	
	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa
1.0 MPa 蒸汽	8.96	1.96	11.64	3.22	13.43	4.26
凝液 A	0.51	2.30	0.66	3.80	0.77	5.06
凝液 B	0.51	0.92	0.66	1.61	0.77	2.19
	0.13		0.17		0.19	

表 10 减三线再沸器蒸汽与凝液压降模拟结果

管线类别	设计		130%		150%	
	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa
4.0 MPa 蒸汽	8.70	9.66	11.30	16.33	13.04	21.74
凝液 A	0.35	0.58	0.45	1.04	0.52	1.38
凝液 B	0.35	0.23	0.45	0.46	0.52	0.58
	0.22		0.29		0.33	

表 11 减四线再沸器蒸汽与凝液压降模拟结果

管线类别	设计		130%		150%	
	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa	流速/ ( $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ )	压降/ kPa
4.0 MPa 蒸汽	3.86	1.27	5.02	2.19	5.80	2.88
凝液 A	0.52	0.81	0.45	0.69	0.52	0.81
凝液 B	0.52	0.69	0.45	0.46	0.52	0.69
	0.33		0.29		0.33	

## 3 裂化常一线油提质部分技术改造

为弥补 130%~150%工况下减二线侧线塔再沸器换热面积不足, 经初步核算, 需并联 1 台内径 700 mm、管长 4.5 m、换热面积 93.03  $\text{m}^2$  的换热器。

针对常一线精馏塔凝液分液罐调节阀后弯头冲蚀问题, 可从以下 2 方面进行处理: 可将调节阀前后

大小头(100×50)改为 DN100 的直管以降低流体通过大小头时产生的压力变化,同时采用 DN100 的调节阀,降低弯头前流体流速的变化,从而避免产生气液两相流对弯头造成冲蚀;在现场空间允许的范围内,可适当增加该处弯头的弯径比,减缓流体流过弯头时流体速度和压力的变化,以减少对弯头造成的冲蚀。

针对常一线精馏塔,充分考虑提负荷下的泛点率;再沸器的运行,初步判定单体设备提负荷可以满足换热需求,但需结合系统运行,充分考虑流体循环动力,在工艺调控上,要保障塔釜内液面高度高于再沸器的蒸发液面;针对分液罐的调节,工艺上确保液位稳定,避免外送凝液窜气而出现两相流引发的管道振动及磨蚀。

#### 4 结论

针对现有装置变化进行相应技术改造提升装置运载能力是一个系统工程,需要充分考虑传热、传质以及动量传递。一般情况装置建成后受制于设计情况及动静设备现有条件,很难进一步进行较大负荷调整,裂化常一线油提质装置本身就是一套煤制油装置提质改造装置,由于设计时留有一定余量以应对费托油轻质化,因此通过系统衡算后,通过技术改造可以有效将系统负荷提升至 130%~150%。系统改造后要重点关注机泵及冷却器的运行情况,着重关注电机容量、扬程及外送备压。煤制油装置的产品多样化任重道远,需要充分利用费托油碳数连续、 $\alpha$ -烯烃含量高的特点延伸煤炭间接液化下游产业

链,提高产品附加值,实现产品多元化、精细化和煤炭清洁高效利用。

#### 参考文献

- [1] 代铁军,张飞跃,庄壮,等.费托合成油品提质生产轻质白油产品工业应用[J].山东化工,2021,50(12):105-107.
- [2] 金吉海.加氢柴油掺炼减一线加氢生产轻质白油和变压器油的研究[J].现代化工,2022,42(12):247-251.
- [3] 孙国权,姚春雷,全辉,等.费托合成轻油加氢生产轻质白油技术[J].当代化工,2019,48(5):985-991.
- [4] 刘涛刚.精馏塔控制和节能优化研究综述[J].石化技术,2021,28(2):173-174.
- [5] 聂莉莎.精馏装置操作的研究[J].广东化工,2020,47(16):31-32.
- [6] 李志宇.精馏装置节能改造分析[J].化学工程与装备,2014,(11):58-60.
- [7] 罗利杰.精馏塔通用动态模拟与研究[D].北京:北京化工大学,2017.
- [8] 李惠成,刘凯凯,李小菊.Aspen Plus 在精馏实验中的模拟优化[J].广州化工,2021,49(6):112-114.
- [9] 孙兰义.化工过程模拟实训-Aspen Plus 教程[M].北京:化学工业出版社,2017.
- [10] Kamal I M Al-Malah.Aspen Plus 化工应用实例教程[M].北京:化学工业出版社,2019.
- [11] William L Luyben.Aspen 模拟软件在精馏设计和控制中的应用[M].上海:华东理工大学出版社,2015:39-47.
- [12] 孙兰义,李军,朱大亮,等.填料塔压降计算的新关联[C].中国化工学会:第二届全国塔器及塔内件技术研讨会会议论文集,2007:85-87.
- [13] 中石化上海工程有限公司.化工工艺设计手册[M].北京:化学工业出版社,2018.■
- [1] 吕高伟.甲醇精馏工艺技术改进研究[J].中国化工贸易,2019,11(11):86-86.
- [2] 朱莉莉.甲醇精馏三塔工艺技术[J].同煤科技,2018,(6):27-28.
- [3] 李佩东.甲醇精馏工艺的优化分析[J].中国化工贸易,2020,12(3):107-108.
- [4] 渠兵,王明清,李春兰,等.甲醇精馏工艺的优化分析[J].化工管理,2019,(4):190-191.
- [5] 叶田友.甲醇精馏工艺参数的优化[J].山西化工,2020,40(2):58-60.
- [6] 郭慧冬.“3+1”塔甲醇精馏工艺优化[J].化工设计通讯,2019,45(3):12.
- [7] 刘芸.甲醇精馏工艺自动控制系统的应用[J].山西化工,2018,38(6):103-105.
- [8] 余美琼,杨金杯,郑志功.变压精馏和萃取精馏分离乙腈和水工艺模拟及优化[J].中南大学学报:自然科学版,2014,45(9):2966-2971.■
- [1] 王学丽,王富丽,张毅,等.乙酸异丙酯催化合成研究进展[J].工业催化,2006,14(3):29-33.

(上接第 213 页)

(1)选择在预精馏塔加入隔板板和逆流双效的方式对工艺进行优化,整体工艺设备成本有所增加,需要加大设备投入成本。

(2)利用软件进行分析可知,优化后的加压塔可以减少蒸汽和冷却水的消耗,具有较好的节能效果,同时获得更高质量的精甲醇。相比起设备成本,能源和蒸汽节约效果显著,有助于设备成本的回收。在本文中研究的工厂中,优化后的工艺 1 年可产生 1 000 多万元的经济效益。

#### 参考文献