

初馏塔提压操作的适用性和经济性分析

张伟*, 王红涛, 张英

(中国石油化工股份有限公司抚顺石油化工研究院, 辽宁抚顺 113001)

摘要:利用 Aspen Plus 流程模拟软件建立初馏塔提压操作模型, 结合模型分析了初馏塔提压操作对常减压装置能耗、液化气收益和操作经济性的影响。同时, 详细阐述了初馏塔提压对原料和操作的适用性。结果表明, 初馏塔提压可以提高整个常减压装置的经济性, 对于原油加工量为 800 万 t/a 的常减压装置, 每年能增加收益 5 000 万元左右。

关键词:初馏塔; 提压; 液化石油气; 经济性

中图分类号: TE08

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2016)08-0186-04

DOI: 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2016.08.045

Applicability and economic analysis on pressurized operation of prefractionator

ZHANG Wei*, WANG Hong-tao, ZHANG Ying

(Fushun Research Institute of Petroleum and Petrochemicals, SINOPEC, Fushun 113001, China)

Abstract: A pressurized operation model of the prefractionator is established by using Aspen Plus process simulation program. The influence of the prefractionator conditions on atmospheric and vacuum distillation unit energy consumption, the liquefied gas economic performance and economical operation is analyzed. Meanwhile, the applicability to the crude oil and operation on pressurized operation of prefractionator is elaborated. The result shows that pressurized operation of prefractionator can improve the economic performance of the atmospheric and vacuum distillation unit, increasing 50 million yuan a year for 8 Mt/a atmospheric and vacuum distillation unit.

Key words: prefractionator; pressurized operation; liquefied petroleum gas; economic performance

我国原油一般密度较大, 轻质油馏分含量低, 在正常生产情况下, 一般将“三顶”气体引到加热炉燃料气管网。这样, 既可以利用这部分气体的能量, 也保护了环境^[1]。随着环保要求的愈加严格和原油蒸馏装置的大型化, 塔顶气需要进行提压送至相关装置(如催化裂化装置或焦化装置的气压机入口), 回收轻烃并脱硫处理后方可作为清洁燃料^[2]。

近些年来, 我国加工进口中东含硫轻质原油增多, 原油中的 C₅ 以下轻烃体积分数可达到 2% ~ 3%^[3], 比国内原油高得多。因此, 不设置轻烃回收设施在经济上不合理。目前, 轻烃回收方法主要有加压缩机回收和无压缩机初馏塔提压操作 2 种方式。国内外一些学者对 2 种轻烃回收方式进行了对比研究。

李和杰等^[4]进行了无压缩机提压操作回收轻烃和有压缩机闪蒸罐回收轻烃方案对比研究。其中无压缩机方案比有压缩机方案节约能量约 8.24 MW, 节约约 200 kW, 节省投资 337 万元, 同时节约人工及维修等费用。李宁等^[5]进行了有压缩机和不设压缩机 2 种流程的探讨。文中指出, 无压

缩机方案液化气回收率可以达到 98% 左右。与有压缩机方案相比, 液化气回收率降低了 0.93%, 少回收液化气 208 kg/h。按液化气与燃料气差价 1 400 元/t 计算, 折合 244 万元/a, 但少耗电 1 400 kW, 折合 611.5 万元/a。因此, 无压缩机方案的经济效益要高于有压缩机方案。张世文^[6]从经济效益角度对初馏塔提压操作改造做了分析。对于原有初馏塔压力从 0.01 ~ 0.02 MPa 提高到 0.2 MPa 左右, 甩掉了压缩机, 增加液体产品 1 327 kg/h, 按液体产品与炉用燃料气差价 1 000 元/t 计算, 全厂每年额外获得的经济效益为 1 000 万元左右。

以上文献均从不同的角度对初馏塔提压操作做了分析, 但是均缺乏统一的研究。本文中试图从适用性和经济性角度出发, 分析初馏塔提压操作分别对产品、加工流程等方面的影响。根据某炼厂的实际生产工况, 利用 Aspen Plus 流程模拟软件建模, 在保证初馏塔进料气化率不变的情况下, 分析了初馏塔提压操作对常减压装置能耗的影响及其经济性, 并对初馏塔提压操作的适用性做了详细阐述。

1 模型建立

1.1 模拟方法

利用 Aspen Plus 流程模拟软件的 PetroFrac 模型模拟初馏塔和常压塔的操作过程,采用工厂实际数据建立装置的工艺稳态模型。

适用于常减压装置模拟的物性计算方法主要有 BK10 状态方程、GRAYSON 状态方程、PR 状态方程等。对于 GRAYSON 这个物性方法,其压力适用范围太宽,使得计算结果不精确。PR 和 RKS 的适用范围很广,精确度就难以保证。BK10 的压力范围只适用于几个大气压以下的系统,而且其关联式是基于图表开发的,相比较而言更加精确^[7]。在本文中的模拟过程中,选择 BK10 作为系统的物性计算方法。

1.2 原油基础数据

以国内某炼厂的 1 套常减压装置为例,装置设计加工伊朗重油、巴士拉等混合原油,混合原油相对密度为 0.8924,设计原油加工量为 800 万 t/a,混合原油的实沸点数据如表 1 所示。

表 1 混合原油实沸点蒸馏数据

温度/℃	收率/%	累计收率/%	温度/℃	收率/%	累计收率/%
0~80	4.28	4.28	260~280	3.67	31.08
80~100	2.24	6.51	280~300	3.85	34.93
100~120	2.17	8.68	300~320	3.11	38.04
120~145	2.86	11.54	320~350	3.16	41.20
145~160	2.42	13.96	350~380	6.66	47.85
160~180	2.60	16.57	380~400	2.95	50.80
180~200	2.65	19.22	400~450	7.44	58.25
200~220	2.78	22.00	450~470	3.84	62.08
220~240	3.11	25.11	470~500	4.27	66.35
240~260	2.30	27.41			

1.3 基础模型

计算基础模型如图 1 所示。初馏塔实际塔板数为 23 层,设计进料 800 万 t/a,塔顶出石脑油,侧线产品直接进入常压塔中部,底部拔头油进入常压炉加热进而进入常压塔,中部有一中段回流。

常压塔实际含有 60 块塔板,来自常压加热炉的进料进入第 55 层塔板,塔顶出石脑油,含有 4 个侧线,分别出溶剂油、煤油馏分和柴油馏分。常压塔设有 3 个汽提塔和 3 个回流取热段,常底渣油进入减压塔。

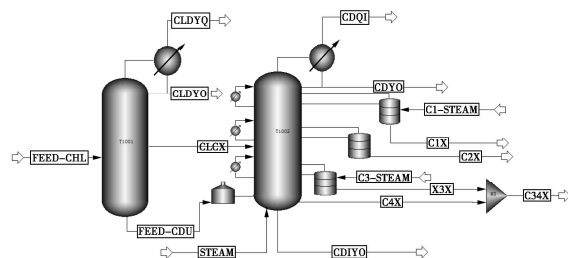


图 1 初馏塔和常压塔模型

1.4 主要操作条件和模拟结果

初馏塔和常压塔的主要操作条件如表 2、表 3 所示。

表 2 主要模拟结果

项目	模拟值	设计值	偏差/%
初馏塔			
进料温度/℃	236	236	0
塔顶压力/MPa	0.2	0.2	0
塔顶温度/℃	142	143	0.70
塔底温度/℃	235	234	0.43
常压塔			
进料温度/℃	358	358	0
塔顶压力/MPa	0.08	0.08	0
塔底温度/℃	351	349	0.57
常一线温度/℃	151	157	3.82
常二线温度/℃	233	235	0.85
常三线温度/℃	258	261	1.15
常四线温度/℃	312	310	0.65

表 3 常压塔侧线产品质量对比

项目	模拟值	化验值	偏差/%
常一线干点/℃	200	200	0
常二线干点/℃	246	252	2.38
常三线 95% 点/℃	362	364	0.55

从模拟结果来看,模拟结果中初馏塔、常压塔的操作参数与设计工况参数的误差小于 5%,常压塔各侧线产品干点与化验值取得了较为一致的结果,可以认为模拟结果合理,可以用于模拟计算分析。

2 结果与讨论

通过采用 Aspen Plus 对初馏塔提压操作过程进行模拟,在保证初馏塔进料气化率不变的情况下,模拟结果如表 4 所示。

表4 初馏塔提压操作与非提压操作结果对比

参数	非提压操作	提压操作
操作压力/MPa	0.083	0.2
进料温度/°C	206	236
初顶油量/(t·h ⁻¹)	71.59	78.42
初顶气量/(t·h ⁻¹)	6.87	0.05
侧线抽出量/(t·h ⁻¹)	15	15
塔底温度/°C	202	235

可以看出,提压之后初馏塔的初顶油量略微升高,初顶气量明显减少。这是因为初顶气的主要组成为C₃、C₄组分,其溶解度随压力升高而增大。通过初馏塔提压操作,液化石油气等成分在较高压力下几乎全部吸收溶解于初顶油中。

2.1 初馏塔提压对常减压能耗的影响

2.1.1 初馏塔进料温度升高对装置燃料消耗的影响

初馏塔在正常操作工况压力为0.083 MPa时,进料温度为206°C。如果进行初馏塔提压操作,会影响初馏塔的拔出率,使得原油在相同进料温度下气汽化量降低,塔顶石脑油和初馏塔侧线抽出量减少,初底油量增大。因此,为保证相同原油气汽化率,提压后的初馏塔进料温度需要提高至236°C才能满足常减压装置产品收率。

通过模拟计算,初馏塔进料温度由206°C升高到236°C所需热量为26.58 MW。

2.1.2 初馏塔塔底温度升高对装置燃料消耗的影响

从表4对比结果来看,为保证相同的原油气汽化率,提压操作后初馏塔塔底温度从202°C升高到235°C,规定原油换热终温为300°C,通过模拟计算,非提压操作工况下,初馏塔塔底温度从202°C升高到300°C所需热量为65.43 MW;提压操作工况下,初馏塔塔底温度从235°C升高到300°C所需热量为45.03 MW。相比非提压工况,提压操作过程中常压炉可减少燃料消耗为65.43 - 45.03 = 20.40(MW)。

2.1.3 对压缩机电耗的影响

通过初馏塔提压可将初顶气中大部分液化气压缩到初顶油中,从而节省因设置压缩机造成的电耗量,初馏塔因提压减少的气体量为6.87 t/h。

经模拟计算,初馏塔顶气体由0.083 MPa压缩到0.2 MPa所需电功为0.09 MW左右。

综上所述,初馏塔提压操作对常减压装置能耗的影响主要由3部分构成,分别是初馏塔进料温度

升高产生的装置燃料增加量、初馏塔底温度升高产生的装置燃料减少量、压缩机电耗的减少量。最终由于初馏塔提压而导致装置多消耗能量为26.58 - 20.40 - 0.09 = 6.09(MW),折算成标准油耗约为0.55 kg/t。

2.2 初馏塔提压操作的经济性

2.2.1 回收液化气经济性

炼油企业对待初顶气、常顶气一般采用排入瓦斯管网作为燃料气使用,然而对于轻质原油特别是国外中东原油来说,初顶气中含有较多液化气成分,直接烧掉造成资源浪费。因此通过初馏塔提压操作,将初顶气中绝大部分液化气直接压入初顶油中,再通过轻烃回收将液化气释放出来,将大大增加炼油企业的收益。

模拟计算中初馏塔因提压减少的气体量为6.87 - 0.05 = 6.82(t/h)。

按照液化气质量分数为80%计算,初馏塔顶气中共有液化气为6.87 × 80% = 5.5(t/h)。

按照液化气与燃料气差价为1400元/t计算,每年可回收液化气的费用为6000多万元。

因初馏塔提压操作多耗燃料(折合标油)为0.55 kg/t,折算成燃料费用约为900万元/a。与液化气收益相比,因初馏塔提压而获得的经济效益为5000万元/a左右。

2.2.2 操作经济性

对于设置初馏塔的常减压原油蒸馏系统,初馏塔提压回收轻烃不需要设置压缩机,因而一次投资较低,也避免了压缩机带来的噪音大、机械故障多、设备难以长周期运行等问题。因此,从设备投资和操作方面,提压操作具有显著的经济性。

3 初馏塔提压操作适用性分析

3.1 对原料要求

一般来说,当原油含轻质馏分较多时,需采用原油预蒸馏,原油在换热网络中逐渐被加热,轻质馏分随原油温度上升而渐次气汽化,致使原油混相体积增加,流速增大,压力降也增加,从而增大了原油泵所需扬程和换热网络(包括脱盐罐系统)中设备、管路、仪表的压力等级。

因此,采用设置初馏塔进行原油预蒸馏,部分轻质馏分在初馏塔顶蒸出,拔头油再进换热网络的第二段。由于拔头原油中轻质馏分减少,在第二段换热网络中气汽化量减少,因而减少了原油在换热网络中的压力降。通常,初馏塔提压操作所需原料应

符合以下条件。

(1)原油含轻组分较多。一般来说,原油中含汽油组分(实沸点小于 180°C) $\geq 20\%$ 时,宜采用初馏塔流程。

(2)原油含硫、含盐量较高。由于常压塔顶系统低温部位的 $\text{H}_2\text{S}-\text{HCl}-\text{H}_2\text{O}$ 型腐蚀较严重,虽然采取脱盐及“三注”(注氨、注缓蚀剂、注水)措施可以减轻腐蚀,但并不能彻底解决腐蚀问题。设置初馏塔流程后,将大部分腐蚀移至温度较低的初馏塔系统,减轻了常压塔顶的腐蚀。

(3)原油含砷量较高。随着原油温度升高,大部分砷化物被分解并随轻质馏分进入常压塔塔顶,致使塔顶产品的砷含量增高。如果塔顶产品用作铂重整装置原料时,直接影响该装置预加氢催化剂的使用寿命。以大庆原油为例,初馏塔塔顶汽油馏分砷含量一般小于 200 ng/g ,而常压塔塔顶汽油馏分中砷含量可以达到 $1\ 500\text{ ng/g}$ 以上。因此,若将初馏塔顶油作重整原料将大大降低砷对催化剂的影响。

3.2 对工艺的要求

初馏塔提压操作通常需要大型常减压装置,根据中石化炼油生产装置基础数据汇编统计,中石化初馏塔提压操作常减压装置的原油加工量绝大多数在 500万 t/a 以上,而且装置下游一般匹配催化重整装置,加工自初馏塔顶分离出的重整石脑油。

为保证一定的原油气化率和产品收率,提压操作的同时需要将初馏塔进料温度提高。而初馏塔进料温度的热量来源是通过常减压换热网络获得的,所需的这部分热量只能通过后续的加热炉多消耗燃料才能实现。因此,相对正常原料、常规操作工况,初馏塔提压更适合减压深拔的情况,或者减压塔需要出沥青料,为保证沥青针入度,减压炉物料出口温度需要适当提高。

另外,初馏塔进行提压操作后,轻烃中液化石油气等成分可在较高压力下几乎全部溶解在初顶油中,初顶油流量增加,初馏塔顶产品气量显著降低。因此,对于原有初馏塔装置进行提压操作改造,只需

改造或增加相应管道,切除压缩机,使塔顶气自流至催化裂化装置。同时,对换热网络中的换热物流匹配和加热炉负荷要合理调整,满足装置进料要求。此外,为防止管道中油气冷凝,对产品气去催化装置沿程管线要进行蒸汽伴热和保温处理。

4 结语

通过流程模拟,对初馏塔提压操作的经济性和适用性进行了详细分析,得出结论如下。

(1)相比常规操作,为保证同等产品收率,初馏塔提压操作需要提高初馏塔进料温度,由此而导致装置多消耗燃料(折合标油) 0.55 kg/t 。

(2)对于将含有高液化气含量的初顶气作为燃料气和单独收集液化气相比,每年通过单独收集液化气可以多收入 $6\ 000$ 多万元。初馏塔因提压操作产生的多耗燃料费用和因回收液化气产生的总收益为 $5\ 000$ 万元/a左右。

(3)初馏塔提压操作适用于含轻烃组分较多的原油,原油加工量一般在 500万 t/a 以上,下游含有催化重整装置;原油进行减压深拔或者减压塔出沥青料的操作工况。

(4)对于原有初馏塔装置进行提压改造,只需改造相应管道,同时合理匹配原油换热网络,适当增加减压炉负荷。

参考文献

- [1] 陈开攀. 进口原油蒸馏过程轻烃回收流程设计[J]. 炼油设计, 1996, 26(2): 20-25.
- [2] 李志强. 原油蒸馏工艺与工程[M]. 北京: 中国石化出版社, 2010: 437-439.
- [3] 侯美生. 中国炼油技术[M]. 北京: 中国石化出版社, 2011: 69-70.
- [4] 李和杰, 甘丽琳, 彭世浩. 不用压缩机回收轻烃的蒸馏装置设计[J]. 炼油设计, 1996, 26(2): 15-19.
- [5] 李宁, 王青宁, 王德会, 等. 大型炼油厂轻烃回收流程整合的探讨[J]. 炼油技术与工程, 2008, 38(2): 11-14.
- [6] 张世文. 初馏塔提压操作回收轻烃[J]. 炼油设计, 1995, 25(5): 29-31.
- [7] 丁晓明. 常减压蒸馏装置换热网络的模拟优化[D]. 青岛: 中国石油大学, 2009. ■