

LNG 液化厂脱乙烷塔系统的动态模拟

贾保印 林畅

中国寰球工程公司

摘要 基于某天然气液化装置的脱乙烷塔系统,应用 HYSYS Dynamic 流程模拟软件,建立脱乙烷塔系统动态模型,研究脱乙烷塔系统在回流量扰动、再沸器热负荷增加等因素扰动变化时,整个系统的温度、压力、产品组成等工艺参数随之变化的动态响应过程,并针对具体工况提出应对措施。分析表明,动态模拟能够清晰地反映脱乙烷塔系统工艺参数随扰动变化的动态响应特性,可离线预测应对扰动的措施,指导设计工作中设备设计裕量的选取,验证所选取控制系统的稳定性。

关键词 脱乙烷塔 HYSYS 动态模拟 精馏塔 动态特性

中图分类号:TE962 文献标志码:A DOI: 10.3969/j.issn.1007-3426.2016.02.009

Dynamic simulation analysis of deethanizer in LNG plant

Jia Baoyin, Lin Chang

(China Huanqiu Contracting & Engineering Corp., HQCEC, Beijing 100012, China)

Abstract: A dynamic model of deethanizer system has been developed by a process simulation software-HYSYS Dynamic based on a real specified LNG plant. Dynamic responses of process parameters such as temperature, pressure, product component, etc. have been studied when the factors such as reflux rate, reboiler heat load, etc. were changed. The measures have been taken to deal with the specified scenarios. The analysis showed that dynamic simulation could clearly reflect the dynamic response of the deethanizer system, predict the rationality of the system to deal with the interference factors, instruct the selection of equipment design margin during the design stage and verify the stability of the selected control system.

Key words: deethanizer, HYSYS dynamic simulation, distillation column, dynamic characteristic

HYSYS Dynamic 模块可用于模拟分析并指导原油及天然气生产、储运系统的运行,反映实际生产中流量、温度、压力、产品组成等随时间及其他干扰因素的响应变化过程,指导生产装置的正常操作及稳定运行^[1-3],已被国内外研究机构和工程公司大量应用^[4-10]。

天然气液化厂主要由预处理、液化、轻烃分离、储运以及燃料气等系统组成。本项目原料天然气来自上

游输气管道,原料天然气经预处理系统脱除二氧化碳、少量硫化物、水及汞后进入轻烃分离系统。轻烃分离系统设置有脱甲烷塔、脱乙烷塔、脱丙烷塔等设施,脱除原料气中的轻烃,防止在后续的深冷液化工段产生结冻问题,影响设备的正常安全操作;生产冷剂产品乙烷和丙烷,为液化单元提供冷剂,实现自产自销;也可用于调整液化天然气的热值,以提高天然气整体经济效益^[11];分离得到 LPG 与凝析油,在一定程度上产生

一定的经济效益,降低液化工厂的操作费用。以本项目已有的脱乙烷塔系统为依托,建立脱乙烷塔系统的动态模块,模拟计算出脱乙烷塔系统主要工艺参数对干扰因素的动态响应和偏差情况,并针对具体工况的偏差提出解决措施和建议,在此过程中验证所选取控制系统的稳定性。

1 计算基础

该项目的脱乙烷塔系统进料组成及主要操作参数列于表 1 和表 2。

表 1 脱乙烷塔系统的进料组成

Table 1 Feed gas composition of deethanizer system

| 组成 | 摩尔分数 |
|--------------------------------------|---------|
| 乙烷(C ₂ H ₆) | 0.256 8 |
| 丙烷(C ₃ H ₈) | 0.195 5 |
| 正丁烷(C ₄ H ₁₀) | 0.105 4 |
| 异丁烷(C ₄ H ₁₀) | 0.152 8 |
| 正戊烷(C ₅ H ₁₂) | 0.041 5 |
| 异戊烷(C ₅ H ₁₂) | 0.068 3 |
| 己烷(C ₆ H ₁₄) | 0.179 7 |

表 2 脱乙烷塔系统的进料主要操作参数

Table 2 Feed gas operation parameters of deethanizer system

| | |
|------------------------------|-------|
| 进料流量/(kmol·h ⁻¹) | 769 |
| 进料压力(表压)/kPa | 3 450 |
| 进料温度/℃ | 68 |

脱乙烷塔的分选指标和计算物性方法等主要计算参数见表 3 所示。

经计算,脱乙烷塔的理论板数为 40 块(不包括塔顶冷凝器和塔底再沸器),第 10 块塔板作为塔板进料位置,第 8 块塔板作为灵敏板,回流比为 2.852,对应再沸器和塔顶冷凝器的负荷分别为 3 926 kW 和 1 727 kW。塔顶冷凝器(卧式)的直径为 2 m,长度为 5 m;脱乙烷塔塔径为 2.5 m,塔板间距为 0.55 m。

表 3 脱乙烷塔的主要计算参数

Table 3 Main calculation parameters of deethanizer system

| | |
|------------|----------------------|
| 塔顶产品乙烷摩尔分数 | ≥0.95 |
| 塔釜产品乙烷摩尔分数 | 600×10 ⁻⁶ |
| 塔顶冷凝器 | 全冷凝 |
| 计算物性方法 | PR |

2 脱乙烷塔系统动态模拟

影响脱乙烷塔运行稳定性的因素较多,如上游脱甲烷塔的运行状态波动、脱乙烷塔塔顶冷凝器的冷量波动、脱乙烷塔塔底再沸器热负荷波动、塔顶回流量波动、塔顶压力波动等。本文研究进料组成中回流量增大、再沸器热量过度输入等两种工况,脱乙烷塔系统内主要参数的动态响应变化过程。

脱乙烷塔系统动态模型主要设置的 PID 控制器有进料流量控制器、回流流量控制器、塔顶回流罐压力控制器、塔顶回流罐液位控制器、灵敏板温度控制器、塔顶压力控制器,其中塔顶压力控制器为串级控制(主变量为塔顶压力,副变量为塔顶采出液温度),其他控制器均为反馈控制,如图 1 所示。

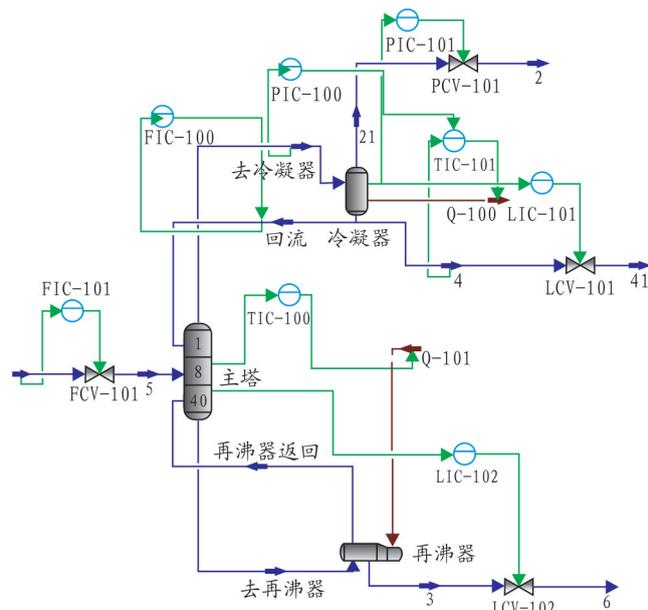


图 1 脱乙烷塔系统的控制方案

Figure 1 Control scheme of deethanizer system

2.1 回流量扰动下的动态模拟

通常回流量由回流泵出口管线的流量控制阀来调节控制,该控制阀失效可能会导致回流量增大,影响脱乙烷塔的稳定运行。本文以回流泵出口管线流量控制阀失效导致回流量增大为例,此处按照回流量以正弦函数增大 10% 来考虑,研究产品乙烷含量、塔顶冷凝器冷量、再沸器热负荷、塔顶冷凝回流罐液位以及塔回流比等主要操作参数的动态响应趋势。

从图 2~图 4 可以看出,当塔顶回流量增加 10% 时,短时间内塔顶冷凝回流罐的液位降低,塔顶冷凝回

流罐的液位控制回路会自动关小塔顶采出液的控制阀来维持回流罐的液位,导致塔顶产品的流量降低,回流比增大。随着塔顶气相流量的增加,塔顶冷凝器冷量增大,塔顶冷凝回流罐的液位增大,塔顶冷凝回流罐的液位控制回路会自动开大塔顶采出液的控制阀来维持回流罐的液位,导致塔顶产品的流量增大。待塔内系统达到新的平衡后,塔顶、塔底产品流量最终趋于稳定,塔底产品的乙烷摩尔分数降至更低水平,塔顶产品的乙烷摩尔分数增大至 0.954,产品纯度增加,达到分

离指标要求;随着回流量增大,回流比增大,相应的塔顶冷凝器冷量和塔底再沸器热负荷分别增大约为 3% 和 1%。

2.2 塔底再沸器热量输入过度的动态模拟

塔底再沸器热源通常由蒸汽、导热油、装置内的工艺热物料等提供,本项目采用导热油作为塔底再沸器的热媒,当导热油流量增大时,可能会造成再沸器热量输入过度,导致系统超压。本工况以塔底再沸器热负荷增大 10% 为例,研究塔顶产品乙烷含量、塔底产品乙烷含量和流量、塔顶冷凝器冷量、塔顶气相泄放量以及回流比等主要操作参数的动态响应趋势。

从图 5~图 7 可以看出,当塔底再沸器热负荷增加 10% 时,塔底产品流量及塔底产品乙烷摩尔分数显著降低,塔顶产品流量增加,塔顶产品乙烷摩尔分数降低至 0.75,无法达到分离指标要求,塔顶冷凝器冷量较正常操作值增加 17%,若塔顶冷凝器冷量设计裕量满足上述要求,虽然塔顶产品不合格,但仍可维持塔内系统压力处于稳定状态;如塔顶冷凝器冷量设计裕量无法满足上述要求,则塔顶压力会急剧升高,同时塔顶冷凝回流罐气相空间的压力控制阀会打开,对超压介质进行泄放,造成产品浪费。针对本工况,可通过调整回流量的方式来实现塔顶和塔底产品满足指标要求。经计算,回流量增大 29.1% 时,塔顶产品乙烷摩尔分数为 0.9509,塔底产品乙烷摩尔分数为 0,产品合格。此时,塔顶冷凝器冷量增大 22.3%。但若采用调整回流量作为补救措施,在设计阶段应适当增加塔顶冷凝器和回流泵的设计负荷和操作弹性。故针对本工况,通过调整控制系统回流量能使产品指标恢复正常,系统恢复稳定运行,为现场的生产过程提供参考。

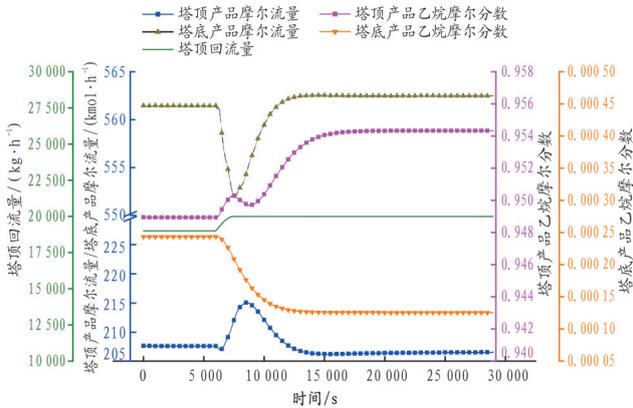


图2 产品乙烷摩尔分数及流量

Figure 2 Molar fraction and flow rate of ethane products

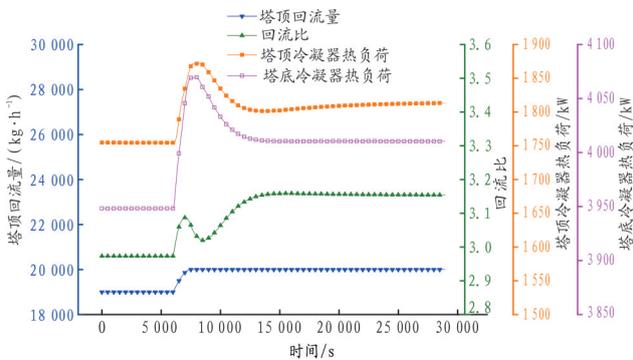


图3 回流比、塔顶冷凝器和再沸器热负荷

Figure 3 Reflux ratio, heat load of condenser and reboiler

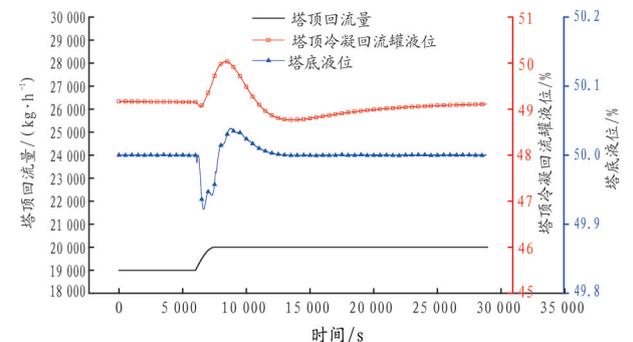


图4 塔顶冷凝回流罐和塔底液位

Figure 4 Liquid level percent of the reflux drum and deethanizer

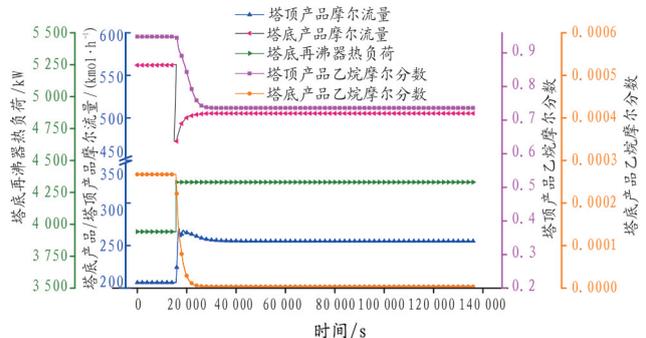


图5 产品乙烷摩尔分数及流量

Figure 5 Molar fraction and flow rate of ethane products

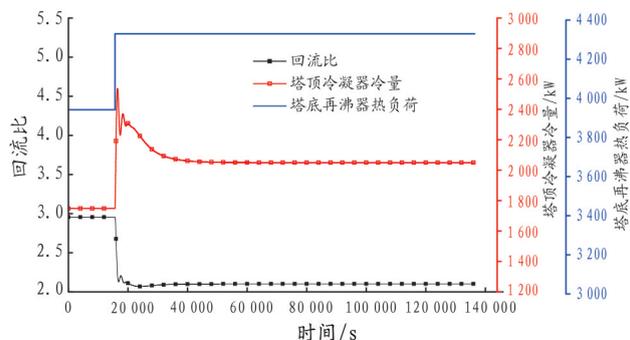


图6 回流比、塔顶冷凝器和再沸器热负荷

Figure 6 Reflux ratio, heat flow of condenser and reboiler

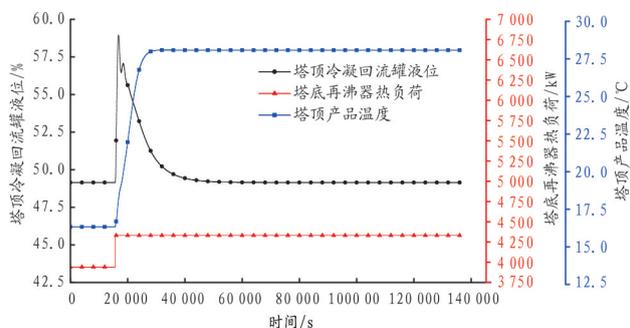


图7 塔顶冷凝器回流罐液位、塔顶产品温度

Figure 7 Liquid level of reflux drums and product temperatures

3 结论

本文采用 HYSYS Dynamic 流程模拟软件,建立脱乙烷塔系统动态模型,研究脱乙烷塔系统在回流量增加、再沸器热负荷增大两种工况发生时,工艺参数随扰动的动态响应过程,并针对具体工况提出应对措施,其结论如下:

(1) 当塔顶回流量增加 10% 时,回流比增大,冷凝器冷量和再沸器热负荷分别增大约为 3% 和 1%,塔底和塔顶产品的乙烷摩尔分数满足分离指标要求。

(2) 当塔底再沸器热负荷增加 10% 时,塔底产品流量及塔底产品乙烷摩尔分数显著降低,塔顶产品乙

烷摩尔分数降低至 0.75,无法达到分离指标要求。计算是可通过调整回流量的方式来实现塔顶和塔底产品满足指标要求。但在设计阶段应适当增加塔顶冷凝器和回流泵的设计负荷和操作弹性。

(3) 通过调整控制系统局部参数或设定值能使产品指标恢复正常,系统恢复稳定运行,验证了脱乙烷塔系统所选择控制方案的合理性。同时,也可为现场的生产过程提供参考。

参考文献

- [1] 郭洲,曾树兵,陈文峰. 用动态模拟技术进行油气田工艺处理系统开停工方案的研究[J]. 天津化工, 2013, 27(5):20-23.
- [2] 高晓新,王颖,陶阳,等. 稳态及动态模拟在丙烷-异丁烷分离中的应用[J]. 现代化工, 2014, 34(5): 154-156.
- [3] 郝吉鹏,张雷. 乙烯装置脱乙烷塔的动态模拟分析[J]. 化工技术与开发, 2013, 42(7): 51-56.
- [4] 张永铭,杨焘,刘博. 动态模拟在芳烃抽提装置设计中的应用[J]. 化学工程, 2011, 39(11): 88-91.
- [5] 陈文峰,刘培林,郭洲,等. 复杂物系压力容器安全阀泄放过程的 HYSYS 动态模拟[J]. 天然气与石油, 2013, 28(6): 55-57.
- [6] 冯传令,杨勇. 原油容器安全阀火灾工况泄放量动态模拟[J]. 石油工程建设, 2006, 32(6): 9-12.
- [7] 张立宁,姚云,商丽娟,等. 低温 LNG 管道热力安全阀泄放过程研究[J]. 化学工业与工程技术, 2013, 34(4): 56-58.
- [8] 杨天宇,朱海山,郝蕴,等. 压力容器火灾工况安全阀泄放质量流量的动态研究[J]. 石油与天然气化工, 2014, 43(2): 208-212.
- [9] 郑志刚,潘澍宇,邓婷婷,等. 碳四容器安全阀火灾工况泄放的动态模拟[J]. 广州化工, 2013, 41(22): 202-204.
- [10] 孔录,董秀芹,张敏华,等. 高浓度乙烯精馏塔灵敏板选择的动态模拟研究[J]. 计算机与应用化学, 2014, 31(5): 562-566.
- [11] 李燕. 轻烃回收系统的模拟研究与应用[D]. 成都:西南石油大学, 2007.