

基于过程模拟的 HAZOP 偏差量化 研究与应用

程希安, 张 琪, 廖思超, 杨 霞*, 李玉刚

(青岛科技大学计算机与化工研究所, 山东 青岛 266042)

摘要:以天然气凝液脱轻烃工艺为例,提出了基于动态模拟的 HAZOP 分析方法,利用 HYSYS 动态模拟对 HAZOP 偏差进行量化分析,通过过程模拟所获得的偏差偏离正常值所达到具体量,有效解决传统 HAZOP 分析偏差的模糊性问题,且对工艺潜在的风险以及风险发生与否有一个更直观认识。并在传统 HAZOP 分析表的基础上提出了基于动态模拟结果的 HAZOP 分析表,增加了模拟结果分析及安全措施模拟验证等内容;首次提出了“安全域”这一概念,该概念指的是动态模拟时某一参数由初始值到达危险峰值的时间,这段时间的长短可以反映出某偏差造成事故的危险程度及可能性,为处理危险事故场景提供了时间的参考临界值,从而进一步提高 HAZOP 分析的准确性与可靠性,使 HAZOP 分析更加完善。

关键词:HAZOP;危险与可操作性分析;过程模拟;控制;系统工程

中图分类号:X924.4

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2017)07-0187-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2017.07.045

Research and application of HAZOP deviation quantization based on process simulation

CHENG Xi-an, ZHANG Qi, LIAO Si-chao, YANG Xia*, LI Yu-gang

(The Computers and Chemical Research Institute, Qingdao University of Science and Technology, Qingdao 266042, China)

Abstract: This paper takes the removal of light hydrocarbons from natural gas condensate as an example, and uses HYSYS dynamic simulation to carry out quantitative analysis on the deviation of HAZOP. Through the exact value of the deviation from the normal value is obtained by the process simulation, which effectively solves the fuzziness of traditional HAZOP deviation analysis and understands more intuitively the potential risks in the process and risk occurrence or not. The paper also proposes a new HAZOP analysis table combined with the results of dynamic simulation based on traditional HAZOP analysis tables. And the paper puts forward a concept of “safety domain” for the first time, which refers to a period of time that a parameter grows from initial value to dangerous peak while executing dynamic simulation, and the period can reflect the extent of the risk of an accident and provide the critical value of time for handling the scene of dangerous accident. Thus it can further improve the accuracy and reliability of HAZOP analysis and make HAZOP analysis more perfect.

Key words: HAZOP; hazard and operability analysis; process simulation; control; system engineering

HAZOP 分析(即危险与可操作性分析, hazard and operability study/analysis)是由英国帝国化学公司开发的一种高度专业化的定性评价技术。经过不断地改善和发展已广泛应用于各类工艺过程和项目的风险评估工作中,是目前工艺危害辨识中应用最广泛的技术之一^[1]。HAZOP 分析的目的在于识别已有的高危险性装置的潜在危险,除去导致重大安全的问题^[2]。HAZOP 自提出以来一直作为一种定性的分析方法,基本原理就是利用引导词来分析工艺过程中偏差产生的原因和可能导致的后果^[3]。传统的 HAZOP 分析经验性较强,缺乏有效性与实用性^[4]。

近年来,有学者将 HAZOP 分析与过程模拟相结合,将 HAZOP 分析中的工艺参数偏差进行了量化的研究。Eizenberg 等^[5-6]以一个放热反应的反

应堆模型为例,对反应温度失控这一问题进行了 HAZOP 分析,利用 MATLAB 动态仿真工具对过程的偏差进行量化处理,得出了安全有效的解决办法。国内对于 HAZOP 分析与过程模拟结合的研究也在不断发展。付建民等^[7]利用动态模拟,将 HAZOP 量化分析应用于石油化工方面,得出了风险等级更好的评估方法。刘旭红等^[8]将 HAZOP 与过程模拟相结合,量化 HAZOP 分析的偏差,但其使用的是 Aspen 稳态模拟进行的建模研究,而稳态模拟的过程并不能真实反映化工装置的真实运行状态。相比而言 Hysys 动态建模模拟能实时地反映装置的运行状况,为装置的安全稳定生产、优化节能提供参考^[9]。

本文中以天然气凝液脱轻烃的工艺流程为例,首先建立该工艺的 Hysys 稳态流程,再将稳态模拟转化为动态模拟,最后结合动态模拟与 HAZOP 安

收稿日期:2016-12-12;修回日期:2017-05-10

基金项目:山东省自然科学基金项目(ZR2011BL010);山东省高校科技计划项目(J11LB65)

作者简介:程希安(1992-),男,硕士生;杨霞(1973-),女,博士,副教授,研究方向为过程系统工程,通讯联系人,0532-84022515, yangxia@qust.edu.cn。

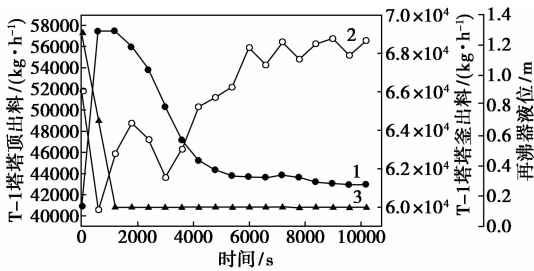
assistant 功能,成功地将稳态模拟转化为动态模拟。所得 NGL 脱轻烃动态模拟的 PID 图见图 2。

表 3 P&ID 控制器的调优参数

系统	K_c	T_i	仪表
流率	0.1	0.2	FIC-0
液位	2	10	LIC-0
压力	2	2	PIC-0
温度	1	20	TIC-0

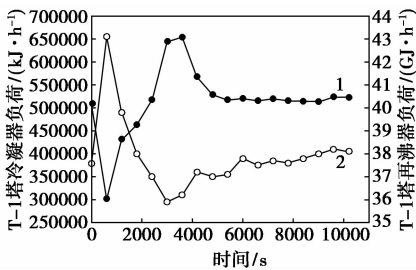
2.4 动态模拟结果

在进行动态分析之前,对动态模拟流程进行初始化,也就是利用稳态解来设定动态模拟的边界值。初始化结果见图 2、图 3。



1—T-1 塔塔顶出料;2—T-1 塔塔釜出料;3—再沸器液位

图 2 初始化各操作参数的波动



1—T-1 塔冷凝器负荷;2—T-1 塔再沸器负荷

图 3 初始化各操作参数的波动

由图 2、图 3 可知,初始化后冷却器负荷、再沸器热负荷、再沸器液位、塔顶塔釜的出料量等参数均有一定波动,运行 6 000 s 后表现为在一定范围内的波动,趋于平稳。在此初始化基础上,进行后面的偏差量化研究。

3 HAZOP 偏差量化分析

化工生产过程中常见的数值型工艺参数包括流量、温度、压力、液位等。本文中以 NGL 脱轻烃工艺流程中的脱丙烷塔的再沸器为节点,选择液位这一工艺参数,对其液位偏高这一偏差进行研究分析。脱丙烷塔的详细 P&ID 图见图 4。

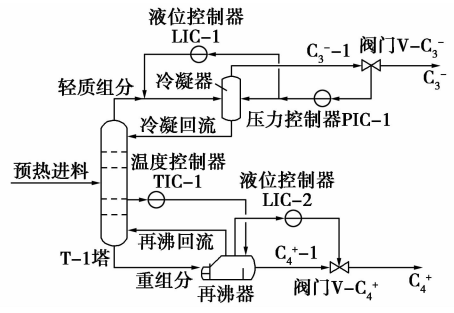


图 4 脱丙烷塔 P&ID 图

通过对工艺流程进行分析得出造成脱丙烷塔再沸器液位偏高的原因:①V-100 流量控制阀开度过大,且有仪表故障;②P1 泵因故障超额定效率工作;③V-103 流量控制阀的开度过小。

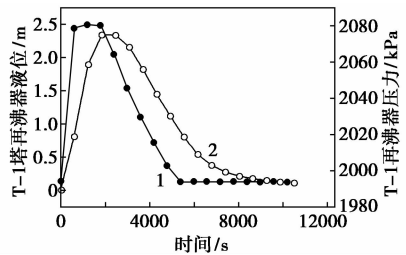
造成的后果:①丙烷塔再沸器液位过高可能会导致冒罐、泄漏、爆炸等危险状况的发生;②液位偏高会使再沸器及塔一直处在超压的条件下工作,会破坏设备,缩短设备使用寿命。

模拟设定:针对所划分的节点,调节脱丙烷塔再沸器的 LIC 为 off 状态。其他控制器工作模式根据模拟意图适当调整。

3.1 V-100 阀门开大

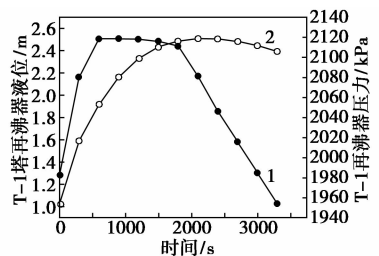
本次模拟调节 V-100 开度分别为 50% (正常开度)、60%、70%,FIC-0 为 man 模式,LIC-0 为 off 模式。模拟结果见图 5~图 7。

由图 5~图 7 可见,当 V-100 阀门在正常开度 50%,系统稳定运行,再沸器液位与压力在系统运行



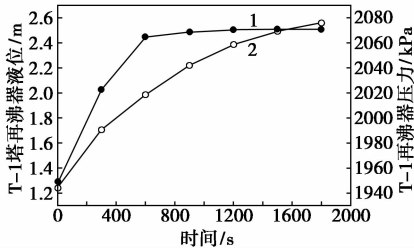
1—T-1 塔再沸器液位;2—T-1 塔再沸器压力

图 5 V-100 开度 50%



1—T-1 塔再沸器液位;2—T-1 塔再沸器压力

图 6 V-100 开度 60%



1—T-1 塔再沸器液位;2—T-1 塔再沸器压力

图 7 V-100 开度 70%

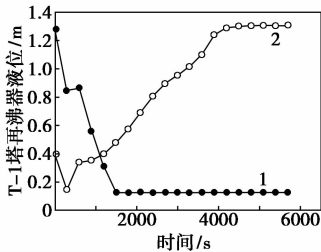
10 000 s 后处于稳定状态, 往后依旧安全稳定; 当开度增大至 60%, 系统在运行 3 400 s 后, 出现再沸器压力过大, T-1 塔压力出现计算不收敛, 系统无法继续运行; 当 V-100 阀门开度增大到 70%, 系统在运行 1 800 s 后, 出现计算不收敛, 系统无法运行的情况, 此时再沸器的压力大于安全生产压力, 且在 1 000 s 的时候再沸器的液位就到了峰值, 且保持平稳不变。

由上述分析可见, 系统从开始运行到某一参数偏离正常值, 直至达到危险峰值的时间, 根据其偏离正常值的程度不同而不同。本文将该参数偏离正常值达到危险峰值的时间定义为该参数偏差的“安全域”, 可以将此时间的长短作为依据去判断事故的严重程度。时间越长风险越小, 反之则风险越大。这里参数所达到的危险峰值需要接近或超过设定值, 这样才有判定风险的意义和价值。由图 7 可确定 V-100 阀门开度 70% 的“安全域”约为 1 000 s。

3.2 P1 泵故障

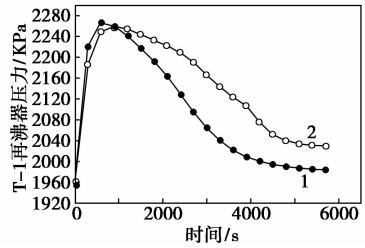
调节上游泵 P1 的额定功率。模拟该泵在超过额定功率的条件下工作, 所得结果与正常稳定的条件下进行对比, 结果见图 8、图 9。

由图 8, 当泵的工作效率由正常的 75% 调节至 90% 时(此处可以在 Hysys 模拟软件泵的参数模块进行调整), T-1 塔再沸器的液位迅速增长, 在 4 000 s 以后再沸器液位稳定在 1.3 m 左右, 而没有达到峰值 2.57 m, 无需判定“安全域”的问题, 再沸器发生



1—P1 泵效率 75%;2—P1 泵效率 90%

图 8 P1 泵故障时 T-1 塔再沸器液位



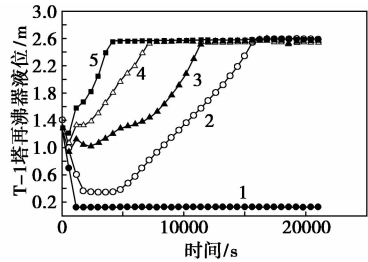
1—P1 泵效率 75%;2—P1 泵效率 90%

图 9 P1 泵正常与超额定功率 T-1 塔再沸器压力

冒罐、泄露的可能性不大。由图 9, 系统在运行 4 000 s 以后趋于稳定, 但再沸器压力超过了正常生产压力, 设备一直处在超压状态下工作。

3.3 V-103 开度过小

调节 V-103 阀门开度将其从初始的 50% 开度减小到 45%、40%、35%、30%, 依次设定并模拟, 得到其动态模拟的结果如图 10。



1—V-103 开度 50%;2—V-103 开度 45%;3—V-103 开度 40%;
4—V-103 开度 35%;5—V-103 开度 30%

图 10 阀门 V-103 不同开度时的 T-1 再沸器液位

由图 10, 阀门 V-103 的正常开度为 50%, 在此开度下, 系统运行 1 000 s 后趋于平稳, 再沸器的液位处于安全生产水平。随着阀门开度的减小, T-1 塔再沸器的液位随系统运行不断上升。由图 10 可以看出, 当开度减少至 45%、40%、35%、30%, 系统运行 15 000 s 液位值都将接近再沸器液位的峰值 2.57 m。所不同的是, 开度越小达到峰值的时间越短。当开度为 30%, 系统运行 4 000 s 再沸器液位就达到峰值。开度 35%, 到达峰值的时间较 30% 开度长, 可能发生冒罐泄露的时间在 7 500 s 以后。开度为 45%, 再沸器液位到达峰值所运行时间最长, 约为 15 000 s。即“安全域”随 V-103 开度的减小而不断减小。

由以上分析可知, V-103 阀门的开度过小与“安全域”甚为相关, 当该阀门开度低于正常开度, 若干时间后液位都将达到危险峰值, 因此进行 HAZOP 分析之时, 应将“安全域”考虑其中, 能便于

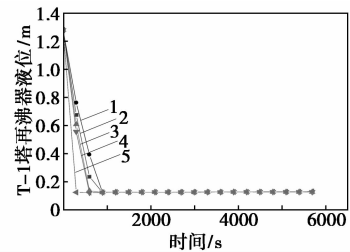
得到完善准确的HAZOP分析结果。

3.4 安装控制器后V-103不同开度的模拟情况

安装液位自动控制器后,对流程进行了同等条件下的模拟,结果如图11所示。

由图11,随着阀门的减小,在不同开度下,再沸器液位在工艺运行5000s后依然保持平稳,仍处于安全生产液位,液位控制效果明显。

至此,偏差的量化模拟分析结束,根据模拟结果总结出基于动态模拟的HAZOP分析表,见表4。该表相对于传统的HAZOP分析表,增加了“模拟结果分析”、“保护措施后模拟”及“危险程度”等内容,分



1—V-103 开度 30%;2—V-103 开度 35%;3—V-103 开度 40%;
4—V-103 开度 45%;5—V-103 开度 50%

图11 安装液位控制器的T-1塔再沸器液位
析结果更加翔实可靠。

表4 基于Hysys动态模拟的HAZOP分析记录表

引导词	偏差	原因	模拟结果分析	安全措施	保护措施后模拟	危险程度
MORE	液位 偏高 度过小	(1)V-100 阀门开度过大,仪表故障	压力过大,系统模拟很快终止。容器超压破裂、冒罐外泄可能性大。现场“安全域”约为30 min,需及时处理。	泄压阀、液位报警器、控制器。并定期对仪表及泵进行检修。	效果明显,系统安全运行。风险发生率大大降低。	高
		(2)V-103 阀门开度过小	液位在4000 s达到峰值,且上升速度很快,再沸器发生冒罐外泄的可能大。“安全域”约为60 min,需及时处理。			高
		(3)P1 泵故障	再沸器发生外泄爆炸的可能性不大,系统运行平稳,但容器压力大于正常生产压力,需进行泄压处理。			低

表4较于传统HAZOP分析表的新增内容均由动态模拟结果分析所得,对于危险程度的定义则参照“安全域”的大小。对于原因(1)、(2)所分析的参数液位达到了容器尺寸值,且由模拟结果曲线可知参数达到危险峰值时间分别为30、60 min,且保持平稳不变,如不及时处理,危险事故场景的发生概率很大,且事故后果是物料泄漏导致火灾爆炸的发生,故判定其危险程度为高。而对于原因(3)由模拟结果知液位参数未达到危险峰值,危险事故场景的发生概率很小,不会导致严重事故后果,故判定其危险程度为低。

4 “安全域”可行性分析

选取天然气凝液脱轻烃中脱丙烷塔再沸器液位偏高进行HAZOP分析,结合Hysys模拟软件针对可模拟偏差提出“安全域”这一概念。据模拟分析发现,液位控制阀门过小、进料阀门开度过大,均能引入“安全域”这一概念,且对分析结果的可靠性能有很大提高,对事故发生的可能性有一个量化的直观认识。对于泵在超额定功率下工作,液位未达到危险峰值,故无法引入“安全域”对其分析进行补充。“安全域”的引入需要对引入的条件进行清晰界定,本文中所分析的节点单元容器高度为2.57 m,因此界定液位的危险峰值为2.57 m,且动态模拟之时参

数达到峰值后,需继续稳定运行,不可有大范围波动。

“安全域”引入HAZOP分析的可行性受限于偏差的可模拟性,对于液位、流量、压力、温度等数值型可模拟性偏差可引入“安全域”。但对于逻辑型混合、搅拌、液泛等不可模拟偏差则不适用。

5 结论

提出了一种基于动态模拟的HAZOP定量分析方法,并通过引入对天然气凝液脱轻烃工艺中脱丙烷塔再沸器液位偏高这一偏差分析实例进行阐述,在偏差原因和后果分析中,重点定义了“安全域”的概念,获得了基于动态模拟结果的HAZOP定量分析表,从而使分析结果更完整。实例表明,HAZOP分析与过程模拟的结合是可靠的、实用的,是未来安全分析的新趋势。

不仅如此,HAZOP分析领域还可以将过程模拟的量化结果与其他安全分析工具如保护层分析、风险矩阵等相结合,不断推陈出新。从而使HAZOP分析更加完善、高效。

参考文献

- [1] Trevor Kletz.Hazop-past and future[J].Reliability Engineering and System,1997,(55):263-266.

高含碳原料气经过滤分离后与脱碳后的湿净化气换热,进入吸收塔底部。原料气与自上而下的活化 MDEA 溶液逆流接触,脱除其中的 CO_2 。吸收塔底部流出的富液降压后进入闪蒸塔,释放出富液中烃类和部分 CO_2 ,气相进入燃料气系统。闪蒸塔底部出来的富液从顶部进入再生塔,在塔顶闪蒸出部分 CO_2 以及水蒸汽后,自上而下进入再生塔解吸再生。再生塔中部抽出的 MDEA 溶液经溶液循环泵增压以及重沸器加热后返回再生塔中部。再生塔底的 MDEA 贫液增压后进贫液冷却器冷却至 60°C ,部分 MDEA 贫液则经胺液预过滤器、活性炭过滤器及胺液后过滤器滤除杂质后返回贫液增压泵入口,其余 MDEA 贫液经贫液泵增压后返回吸收塔顶部循环使用。再生塔顶的酸气冷却至 45°C 后进入再生气分液罐,正常情况下分离出的再生气 CO_2 输至二氧化碳增压液化装置,分离出的冷凝液经塔顶回流泵增压作为回流液返回再生塔顶部。事故工况下及下游不能完全处理工况下分出的再生气 CO_2 经调压后进入放空筒放空。

2 脱碳装置汞分布模拟

该气田天然气脱碳装置入口原料气汞含量为 $920 \mu\text{g}/\text{m}^3$,采用 VMGSim 软件进行模拟,选用 Amines 热力学模型,模拟过程未考虑汞在管道、设备中的吸附、渗透及析出。脱碳装置主要运行参数见表 2,模拟流程如图 2。经模拟,汞在主要物流中的分布情况见表 3。

根据该气田活化 MDEA 脱碳工艺的 VMGSim 软件模拟结果,可总结出活化 MDEA 脱碳装置中的汞分布规律如下。

表 2 活化 MDEA 脱碳工艺主要运行参数

项目	工艺参数
湿净化气含碳摩尔分数/%	2.58
湿净化气压力/kPa	5550
湿净化气温度/ $^\circ\text{C}$	26
MDEA 贫液质量分数/%	45
MDEA 贫液循环量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	456.15
MDEA 贫液进塔温度/ $^\circ\text{C}$	62
MDEA 贫液 PZ 质量分数/%	5
MDEA 富液酸气负荷/ $(\text{mol} \cdot \text{mol}^{-1})$	0.56
MDEA 富液进塔温度/ $^\circ\text{C}$	65.8
闪蒸塔压力/kPa	1900
闪蒸塔温度/ $^\circ\text{C}$	83.4
再生塔压力/kPa	60
侧线重沸器负荷/kW	8059
再生塔塔顶温度/ $^\circ\text{C}$	65.9
再生塔塔底温度/ $^\circ\text{C}$	75
补充水量/ $(\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1})$	1.8

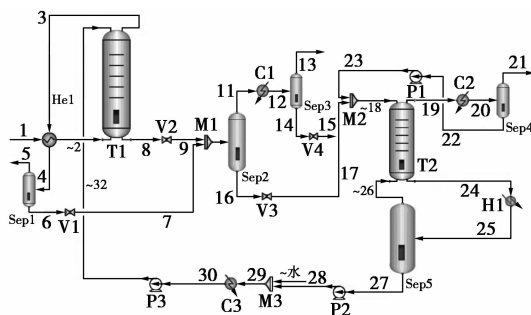


图 2 天然气脱碳装置模拟流程图

(1)原料气中汞含量很高,高达 $920 \mu\text{g}/\text{m}^3$,经活化 MDEA 脱碳后的湿净化气汞含量为 $63.073 \mu\text{g}/\text{m}^3$,汞含量大幅下降。可见 MDEA 溶液对汞具有很强的吸收作用。

(上接第 191 页)

[2] 杜廷召,田文德,任伟.危险与可操作性分析研究[J].现代化工,2010,30(7):90-93.

[3] Dunjo J, Fthenakis V, Vilchez J A, et al. Hazard and operability (HAZOP) analysis. A literature review [J]. Journal of Hazardous Materials, 2010, 173(1/2/3):19-32.

[4] 赵文芳,姜春明,李奇. HAZOP 技术实施程序 [J]. 安全健康和环境, 2005, 5(1):15-17.

[5] Eizenberga Shinon, Shacham Mordechai. Combinin HAZOP with dynamic simulation-application for safety education [J]. Journal of Loss Prevention in the Process Industries 2006, 19:754-761.

[6] Eizenberg S, Shachan M, Brauner N. Combining HAZOP with dynamic process model development for safety analysis [J]. Computer Aided Chemical Engineering, 2006, 21(6):389-394.

[7] 付建民,赵东风,陈国明,等.石油化工装置 HAZOP 分析技术概

率定量化研究[J].安全与环境学报,2008,8(6):130-134.

[8] 刘旭红,周乐平,赵东风,等. HAZOP 分析的量化研究—HAZOP 分析与过程模拟相结合 [J]. 石油化工安全环保技术, 2009, 25(2):19-22.

[9] 李睿,胡翔. 化工流程模拟技术研究进展 [J]. 化工进展, 2014, 33(S1):7-31.

[10] 姜春明,赵文芳,姜巍巍,等. HAZOP 技术的研究与应用 [J]. 现代化工, 2004, 24(S2):137-139.

[11] Venkatasubramanian V, Zhao J, Viswanathan S. Intelligent systems for HAZOP analysis of complex process plants [J]. Computers & Chemical Engineering, 2000, 24(9):2291-2302.

[12] 孙兰义,张骏驰,石宝明,等. 过程模拟实训: Aspen HYSYS 教程 [M]. 北京:中国石化出版社,2015:486-518.

[13] 郭丽杰,康建新. 基于动态过程模拟的定量化 HAZOP 分析方法 [J]. 计算机与应用化学, 2015, (4):392-396. ■