

引用格式:衣佳琳,王海彦,张继国.基于过程模拟的加氢裂化吸收稳定系统定量风险分析[J].辽宁石油化工大学学报,2024,44(3):1-9.

YI Jialin, WANG Haiyan, ZHANG Jiguo. Quantitative Risk Analysis of Absorbing - Stabilizing System of Hydrocracking Unit Based on Process Simulation[J].Journal of Liaoning Petrochemical University, 2024, 44(3):1-9.

基于过程模拟的加氢裂化吸收稳定系统定量风险分析

衣佳琳¹, 王海彦¹, 张继国²

(1.辽宁石油化工大学 石油化工学院,辽宁 抚顺 113001; 2.辽宁石油化工大学 环境与安全工程学院,辽宁 抚顺 113001)

摘 要: 加氢裂化装置属于甲类火灾危险装置,极易因设备故障引起严重的火灾、爆炸事故,因此应对其进行准确的风险因素辨识和量化分析。将传统的HAZOP(危险与可操作性分析)定性风险分析方法、稳态模拟、动态模拟和故障树(FTA)相结合,以某炼化企业实际加氢裂化装置吸收稳定系统为例,针对该系统内吸收脱吸塔“塔压高”和石脑油稳定塔“塔温高”这两个偏差进行了量化风险分析;借助 Aspen Plus 过程模拟软件,在危险工况下对其进行稳态和动态仿真模拟,采用 FTA 方法计算了该危险事故后果的发生概率。结果表明,此方法可以帮助专家了解事故的传播过程,掌握人员安全响应时间,有利于事故的预防和及时处理,有效提高加氢裂化装置的本质安全水平。

关键词: 危险与可操作性分析; 加氢裂化; 过程模拟; 故障树分析; 安全

中图分类号: TE962

文献标志码: A

doi:10.12422/j.issn.1672-6952.2024.03.001

Quantitative Risk Analysis of Absorbing-Stabilizing System of Hydrocracking Unit Based on Process Simulation

YI Jialin¹, WANG Haiyan¹, ZHANG Jiguo²

(1.School of Petrochemical Engineering, Liaoning Petrochemical University, Fushun Liaoning 113001, China;
2.School of Environmental & Safety Engineering, Liaoning Petrochemical University, Fushun Liaoning 113001, China)

Abstract: The hydrocracking unit is a Class A fire hazard device, which can be susceptible to fire and explosion accidents due to equipment failure. Therefore, it is essential to identify and quantitatively analyze the risk factors. In this paper, qualitative HAZOP, steady-state simulation, dynamic simulation and FTA are combined. Taking process flow of the absorbing-stabilizing system of an actual hydrocracking unit in a refining company as an example, and the quantitative risk analysis is carried out for the deviation of "high column pressure" of the absorption and desorption column and "high column temperature" of the naphtha stabilisation column. With the help of Aspen Plus software, the steady-state and dynamic simulation under dangerous conditions is carried out, and the probability of the consequences of the dangerous accident is calculated by FTA method. The results show that this method can help experts understand the propagation process of the accident, master the safety response time of the personnel, which is conducive to the prevention and timely treatment of accidents, and effectively improve the intrinsic safety level of the hydrocracking units.

Keywords: HAZOP; Hydrocracking unit; Process simulation; FTA; Safety

加氢裂化技术是将重质馏分油深度加工为轻质燃料油的主要工艺之一^[1]。然而,加氢裂化属于甲类火灾危险装置,处于临氢、高压、高温、易燃、易

爆、有毒介质的操作环境^[2],如果出现设备故障或人员操作不当^[3],将会导致工艺参数偏离正常值,极易造成火灾、爆炸和人员伤亡等重大事故^[4]。因此,为

收稿日期:2023-04-16 修回日期:2023-05-10

基金项目:辽宁省教育厅资助项目(L2020013)。

第一作者:衣佳琳(1998-),女,硕士研究生,从事化工过程安全方面的研究;E-mail:jialinyii@163.com。

通信作者:张继国(1976-),男,博士,高级工程师,从事化工过程安全方面的研究;E-mail:buctsei100001@163.com。

了降低或避免事故的发生,应对其进行风险分析研究。

HAZOP(危险与可操作性分析)由英国帝国化学公司(ICI)于20世纪60年代提出^[5-6],是用来辨识装置的设计漏洞、工艺过程危害和操作性问题的系统化风险分析方法^[7]。但是,传统的定性HAZOP认为所有的偏差都会造成危险后果,且分析结果受分析小组成员专业水平的影响,导致分析结果不够准确,报告冗余、缺少针对性。

为了克服以上局限性,国内外许多学者开始尝试研究HAZOP定量分析。M.A.M.ALNAGGAR^[8]采用HAZOP和保护层分析(LOPA)对加氢裂化装置进行安全性分析,并对其进行了比较研究;F. BERDOUZI等^[9]和M. EMAMI等^[10]将Aspen Plus Dynamics动态模拟工具、HAZOP和风险矩阵结合,识别导致重大事故的危险场景,通过动态仿真模拟确定关键偏差后果,量化严重程度预测了偏差在整个过程中的传播时间;石艳娟等^[11]将HYSYS与HAZOP结合,对筛选出的高风险偏差进行动态模拟,并量化地描述了其事故后果;赵莉^[12]将HAZOP和故障树分析(FTA)结合,得到主要事故原因后提出针对性的建议措施,对化工过程进行了事故预防与控制研究。以上研究结果表明,将HAZOP与过程模拟软件或其他量化分析方法相结合,可以克服传统的定性HAZOP的不足,实现对偏差、事故原因和事故后果的量化。

本文关注加氢裂化装置吸收稳定系统的风险因素辨识与量化分析工作,提出了将传统的HAZOP定性风险分析方法、稳态模拟、动态模拟与FTA相结合的量化风险分析方法;基于定性HAZOP结果,以吸收脱吸塔“塔压高”和石脑油稳定塔“塔温高”偏差为例,对危险工况下的偏差进行量化,对其原因和后果进行了稳态和动态量化模拟;最后,绘制危险事故故障树,对该事故后果发生概率进行了量化计算。

1 分析方法介绍

1.1 传统的HAZOP定性风险分析方法

传统的HAZOP定性风险分析方法具有全面、系统且科学的技术优势,是危险辨识领域的重要应用技术之一,也是目前国际上应用最广泛的过程风险分析技术。

传统的HAZOP定性风险分析方法的理论依据^[6]:首先,由不同专业的人员组成分析小组,对所收集的工艺流程图和工艺技术规程等资料进行系统全面地分析;其次,辨识出有可能发生偏离的工

艺参数,分析造成这些偏离的原因,评估出现偏离后可能导致的后果;最后,根据实际情况提出相应的建议措施。

1.2 Aspen Plus 过程模拟软件

Aspen Plus 过程模拟软件由美国麻省理工学院于1970年研发^[13],是目前公认的标准大型通用化工流程模拟软件,已广泛应用于炼油、化工、制药和环保等诸多工业领域^[14]。该软件具有庞大的物性数据库和完备的单元操作模块,有利于用户建立准确的工艺流程模型并进行模拟计算^[15],可以应用在开发设计新流程、优化生产、事故应急、编制开停工预案、节能减排和仿真培训等方面。

1.3 FTA 方法

FTA是一种可靠全面的作图演绎分析方法,既可以应用于事故定性风险辨识,又可以量化事故场景发生的可能性,是安全系统工程中重要的风险评估方法^[16]。通过绘制的故障树,可以直观地分析从基本事件到最终事故后果的各种传播过程。利用一些数学运算,可以找到所有能导致顶事件发生的基本事件的组合,确定顶事件的发生频率。此外,还可以判断各基本事件对顶事件的影响程度,制定相应合理的建议措施,预防或阻断危险事故的发生,提高系统的安全性^[17]。

1.4 技术路线

图1为基于过程模拟的量化风险分析方法。

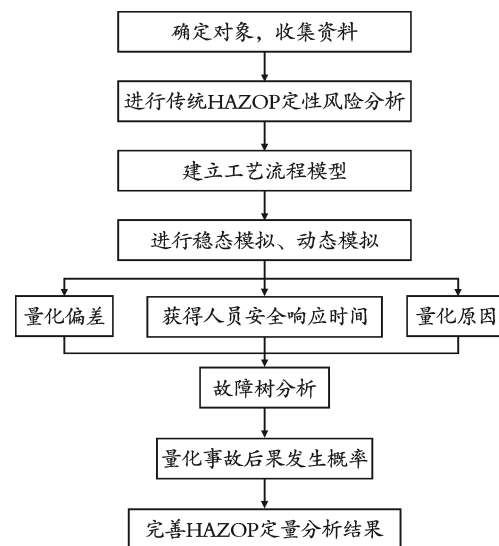


图1 基于过程模拟的量化风险分析方法

Fig.1 Quantitative risk analysis method based on process simulation

具体步骤如下:

- 1)确定分析对象,并收集装置的相关资料。
- 2)采用传统的HAZOP定性风险分析方法识别有意义的发生偏离的工艺参数,分析事故原因和

后果。

3)建立工艺流程模型,进行稳态和动态的事故工况模拟,参考工艺设计值,完成对偏差和事故原因的量化工作,并给出准确的人员安全响应时间范围。

4)应用 FTA 计算事故发生的概率,达到事故后果定量化的目的。

5)对以上工作进行分析汇总,提出量化的建议措施,得到该装置的 HAZOP 定量化风险分析结果。

2 实例分析

2.1 工艺流程简介

吸收稳定系统的工艺流程:加氢处理干气、重整干气、常减压干气和来自分馏系统的硫化氢汽提塔塔顶酸性气一起进入吸收脱吸塔(C1 塔)中部;硫化氢汽提塔顶液体送入 C1 塔中上部;分馏塔顶的吸收剂石脑油和补充的吸收剂稳定石脑油送入 C1 塔塔顶;C1 塔塔顶酸性气被送至气体脱硫部分的干气脱硫塔;C1 塔塔底油则被塔底泵送至石脑油稳定塔

(C2 塔)作为进料;塔底重沸器提供 C1 塔所需要的热量;C1 塔设有中段回流,其介质经中段回流泵抽出,其热量由中段回流冷却器取走;C2 塔塔顶的油气经冷却后,液相大部分回流至 C2 塔塔顶,小部分作为液化气送至气体脱硫部分的液化气脱硫塔;C2 塔塔底油经换热后送至石脑油分馏塔(C3 塔);C2 塔和 C3 塔所需要的热量也都由塔底重沸器提供;C3 塔在塔顶空冷器和塔底重沸器的作用下于塔顶和塔底分别分离出轻、重石脑油,并且均经降温后送出装置。

2.2 传统的 HAZOP 定性风险分析

根据工艺流程主体设备进行节点划分,将加氢裂化装置吸收稳定系统划分为 3 个节点,即 C1 塔及其附属设备和管线、C2 塔及其附属设备和管线、C3 塔及其附属设备和管线。对以上 3 个节点依次进行传统的 HAZOP 定性风险分析,逐一匹配参数和引导词,确定有意义的偏差,分析结果见表 1。以“C1 塔塔压高”和“C2 塔塔温高”偏差为例,进行后续量化分析和模拟计算。

表 1 传统的 HAZOP 定性风险分析结果
Table 1 Traditional qualitative HAZOP risk analysis results

序号	偏差	原因	可能的后果	现有安全保障
1	C1 塔塔压高	重沸器热源流量高	C1 塔超压、损坏,油气泄漏,引起着火、爆炸和中毒等事故	塔底温度显示、控制、报警;塔压力显示、控制、报警;安全阀一开一备;现场设置消防设施
2	C2 塔塔压高	塔顶空冷器冷却介质流量低	C2 塔塔顶温度持续升高,难以控制;C2 塔超压、损坏,油气泄漏,引起火灾、爆炸、中毒等事故	塔顶温度显示、控制、报警;塔顶空冷器冷后温度显示、报警;塔压力显示、控制、报警;安全阀一开一备;现场设置消防设施
3	C2 塔塔温高	塔底温度控制器故障	C2 塔超温、超压,设备损坏,油气泄漏,引起着火和爆炸等事故	塔压力显示、控制、报警;安全阀一开一备;现场设置消防设施
4	C3 塔塔压高	塔底温度偏高	C3 塔超温、超压,设备损坏,油气泄漏,引起火灾、爆炸和中毒等事故	塔底温度显示、控制、报警
5	C3 塔塔温高	塔底温度控制器故障	C3 塔超温、超压,设备损坏,油气泄漏,引起火灾、爆炸和中毒等事故	塔压力显示、控制、报警;安全阀一开一备;现场设置消防设施

2.3 稳态模型的建立与验证

选择合适的物性方法是准确完成系统模拟计算的关键。吸收稳定系统所涉及的组分主要为轻烃类,而 RKS-BM 物性方法可应用于所有的温度和压力范围,适用于非极性 or 弱极性的混合物。例如,烃和轻气体(氢气、硫化氢气体和二氧化碳气体等)^[18-19]。因此,选用 RKS-BM 物性方法,使用 Aspen Plus V11 软件建立了 C1 塔和 C2 塔的稳态模拟流程图,如图 2 所示。表 2 为 C1 塔和 C2 塔的主要工艺参数对比结果。由表 2 可知,C1 塔和 C2 塔主要工艺参数模拟的偏差小于 2.0%,表明搭建的稳态仿真流程合理可靠。

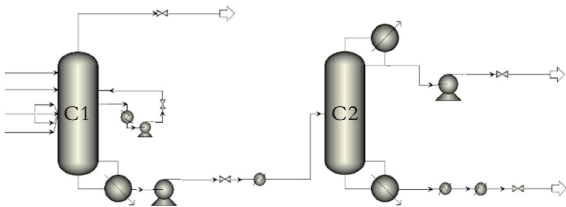


图 2 C1 塔和 C2 塔的稳态模拟流程图
Fig.2 Steady state simulation flowcharts for C1 and C2 towers

2.4 稳态模拟

2.4.1 偏差的量化

在传统的 HAZOP 定性风险分析中,利用“压力高”和“温度高”这种通过匹配参数和引导词得到的模

糊偏差描述无法量化工艺参数的偏离程度。因此,本文以设备的实际工艺参数设计值为参考,C1塔的塔压设计值为 1.40 MPa,C2塔的塔温设计值为 230.0 ℃。

在危险工况下,“C1塔塔压高”的量化描述为“C1塔塔压过高,高于塔压设计值”,“C2塔塔温高”的量化描述为“C2塔塔温过高,高于塔温设计值”。

表 2 C1塔和C2塔的主要工艺参数对比结果

Table 2 Comparison results of main process parameter values between C1 and C2 towers

对象	工艺参数	实际值	模拟值	偏差
C1塔	进料流量/($\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$)	1 183.9	1 183.9	0
	进料温度/℃	40.0	40.0	0
	塔底温度/℃	120.0	117.8	2.2
	塔顶压力/MPa	0.90	0.90	0
C2塔	进料流量/($\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$)	758.4	758.4	0
	进料温度/℃	157.0	157.0	0
	塔底温度/℃	190.0	191.9	1.9
	塔顶压力/MPa	1.05	1.05	0

2.4.2 稳态事故模拟

由表 1 可知,C1塔塔底重沸器热源流量增大是导致 C1塔压升高的原因。以此工况为例,进行稳态模拟,分析了重沸器热源流量对 C1塔工艺参数的影响,结果见图 3。在正常的操作条件下,C1塔塔底重沸器热源流量为 709 kmol/h ,塔压为 0.90 MPa,塔底温度为 117.8 ℃。图 3 中,红色虚线代表 C1塔塔

压和塔温的设计值,红色实心三角形代表 C1塔的正常操作值。由图 3 可以看出,当 C1塔塔底重沸器热源流量大于 800 kmol/h 时,C1塔塔压大于设计值;当 C1塔塔底重沸器热源流量大于 840 kmol/h 时,C1塔塔温大于设计值。因此,为了避免 C1塔超温超压危险工况的发生,必须控制 C1塔塔底重沸器热源流量小于 800 kmol/h 。

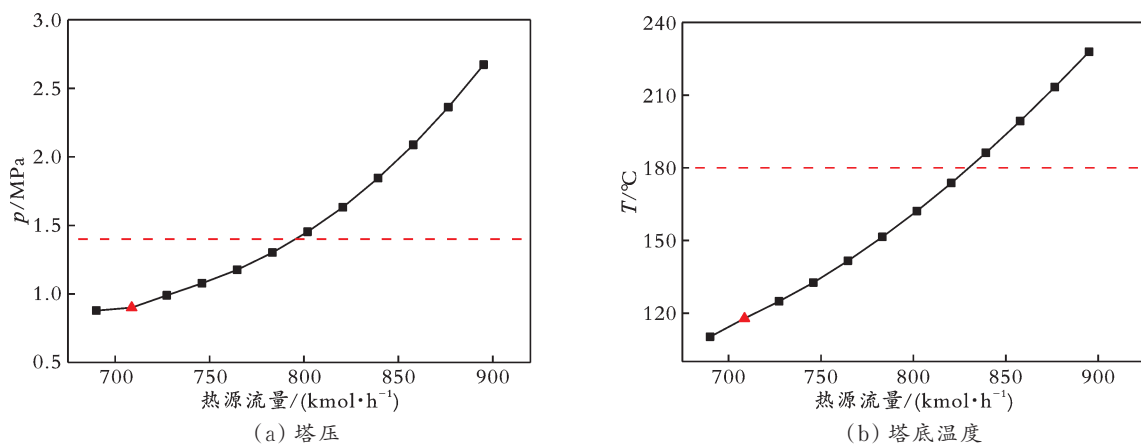


图 3 C1塔塔压和塔底温度与塔底重沸器热源流量的关系

Fig.3 The relationship between C1 tower pressure and bottom temperature on the heat source flow rate in reboiler

2.5 动态模拟

2.5.1 动态模型的建立

实际化工生产过程是动态的,工艺参数是随时间而变化的^[20]。以稳态模拟结果为基础,输入主要设备的尺寸和动态数据,再将稳态模型导入基于“压力驱动”的 Aspen Plus Dynamics 中,然后按照工艺流程的实际情况添加对应的控制器,建立 C1塔和 C2塔的动态模拟流程,结果见图 4。

采用比例积分(PI)控制器调节控制回路。

流量控制器的比例增益 $K_c=0.5$,积分时间 $\tau_i=0.3 \text{ min}$;压力控制回路的比例增益 $K_c=20$,积分时间 $\tau_i=12 \text{ min}$;液位控制器的比例增益 $K_c=2$,积分时间 $\tau_i=9\ 999 \text{ min}$;温度控制器的比例增益 $K_c=20$,积分时间 $\tau_i=12 \text{ min}$ 。

2.5.2 动态事故模拟

在动态危险工况事故模拟中,以“C1塔塔底重沸器热源流量高”和“C2塔塔底温度控制器故障”作为分析对象,对超压工况和超温工况分别进行研究。

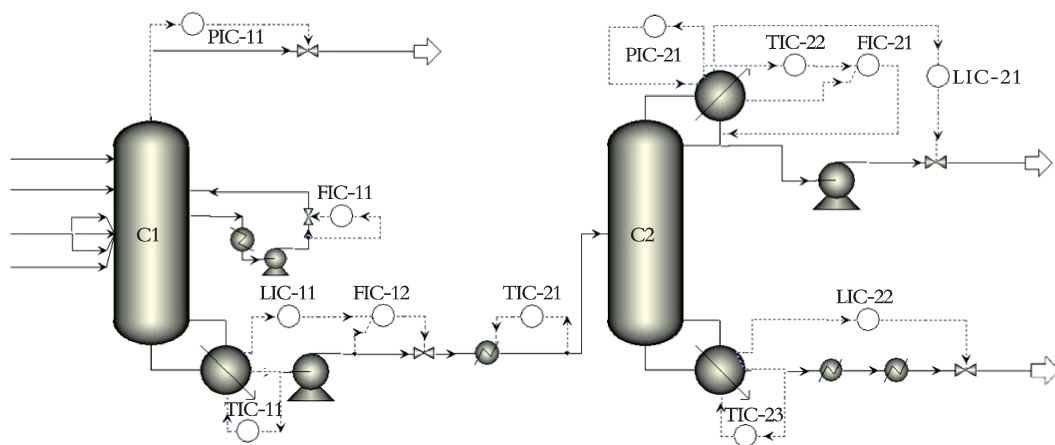


图4 C1塔和C2塔的动态模拟流程图

Fig.4 Dynamic simulation flowcharts for C1 and C2 towers

将C1塔塔底温度控制器TIC-11从自动模式转换为手动模式,控制器输出值(即重沸器热负荷)设置为原始值的110%,模拟重沸器热源流量偏高10%。此外,PIC-11是通过控制塔顶干气出料管线阀门开度来控制C1塔塔顶压力的,只有在“塔压升高”且“塔顶气相后路不畅”两种情况同时发生时,才会使塔顶压力过

高。因此,需要先预制C1塔塔顶压控阀故障关,压力控制器PIC-11从自动模式切换到手动模式,控制器输出信号(即C1塔塔顶干气出料管线阀门开度)设置为0,其动态模拟结果如图5所示。图5中,红色虚线代表压力或温度的设计值,蓝色虚线代表塔顶安全阀的泄放压力值。

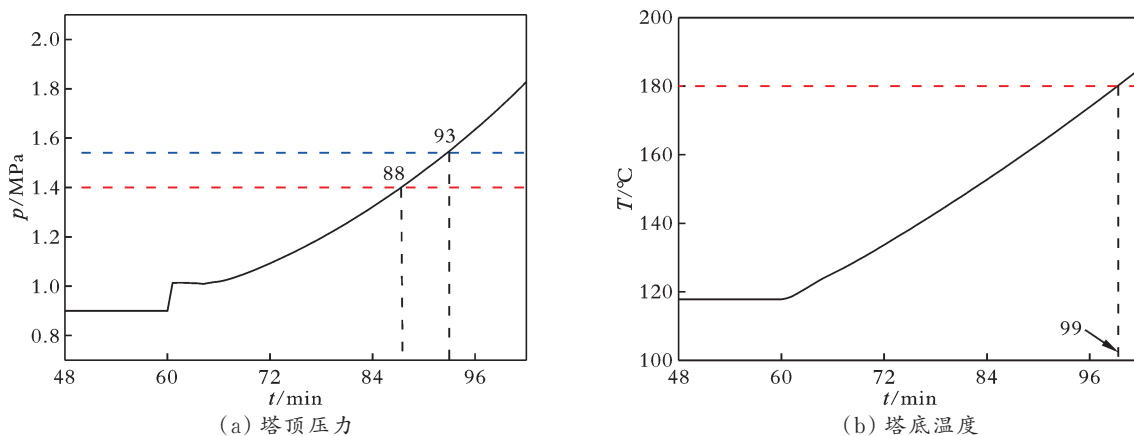


图5 C1塔塔底重沸器热源流量偏高10%的动态响应

Fig.5 Dynamic responses of C1 tower under 10% higher heat source flow rate in reboiler

由图5可以看出,10%的偏离使塔底温度和塔顶压力均持续上升;偏离发生28 min后,C1塔塔顶压力从0.90 MPa达到塔压设计值1.40 MPa,此后5 min即达到塔顶安全阀泄放压力值1.54 MPa;偏离发生39 min后,C1塔塔底温度从120.0 °C达到塔的设计温度180.0 °C。由此可见,当C1塔塔底重沸器热源流量偏高10%时,人员安全响应时间小于28 min。另外,必须对C1塔塔顶安全阀进行考察,保证其有效性。如果安全阀不能及时开启,则会导致C1塔超温超压,造成设备损坏,导致油气泄漏等着火、爆炸事故。

将C2塔塔底温度控制器TIC-23的设定值设置为原始值的130%,即模拟TIC-23温度测量值比实际值偏低30%,其动态模拟结果如图6所示。图6中,红色虚线代表温度的设计值。

由图6可以看出,当TIC-23温度控制器测量值偏低30%时,C2塔塔底温度持续升高,在故障发生后的70 min内,塔底温度超过C2塔设计温度(230.0 °C);C2塔塔顶压力只有微小波动,几乎保持在1.05 MPa。由此可见,当TIC-23测量值偏低30%时,C2塔塔顶压力控制器PIC-21能够克服干扰,有效调节、稳定塔顶压力维持不变;人员安全响应时间为70 min。

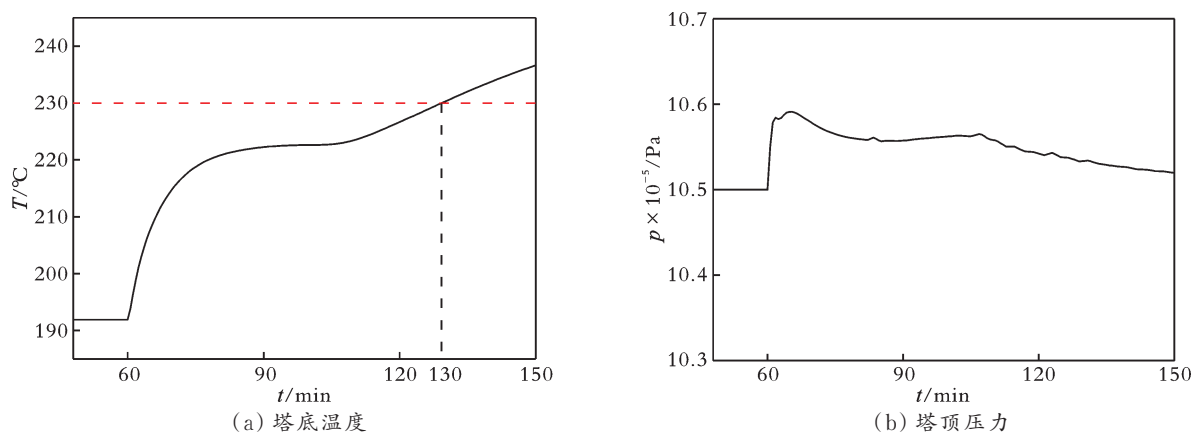


图6 C2塔底TIC-23温度测量值偏低30%的动态响应

Fig.6 Dynamic responses of C2 tower under 30% lower temperature measurement of TIC-23

2.6 FTA方法

由传统的HAZOP定性风险分析方法、稳态和动态流程模拟结果可知,C1塔和C2塔均有可能发生火灾、爆炸危险事故。以C1塔为例,将“C1塔破裂爆炸”作为顶事件,理清事故后果和原

因的逻辑关系,绘制故障树(见图7),量化其事故发生概率,并对各基本事件结构重要度进行了分析。通过查阅国内外的故障数据库及企业的统计数据,其各个基本事件及其故障率取值见表3。

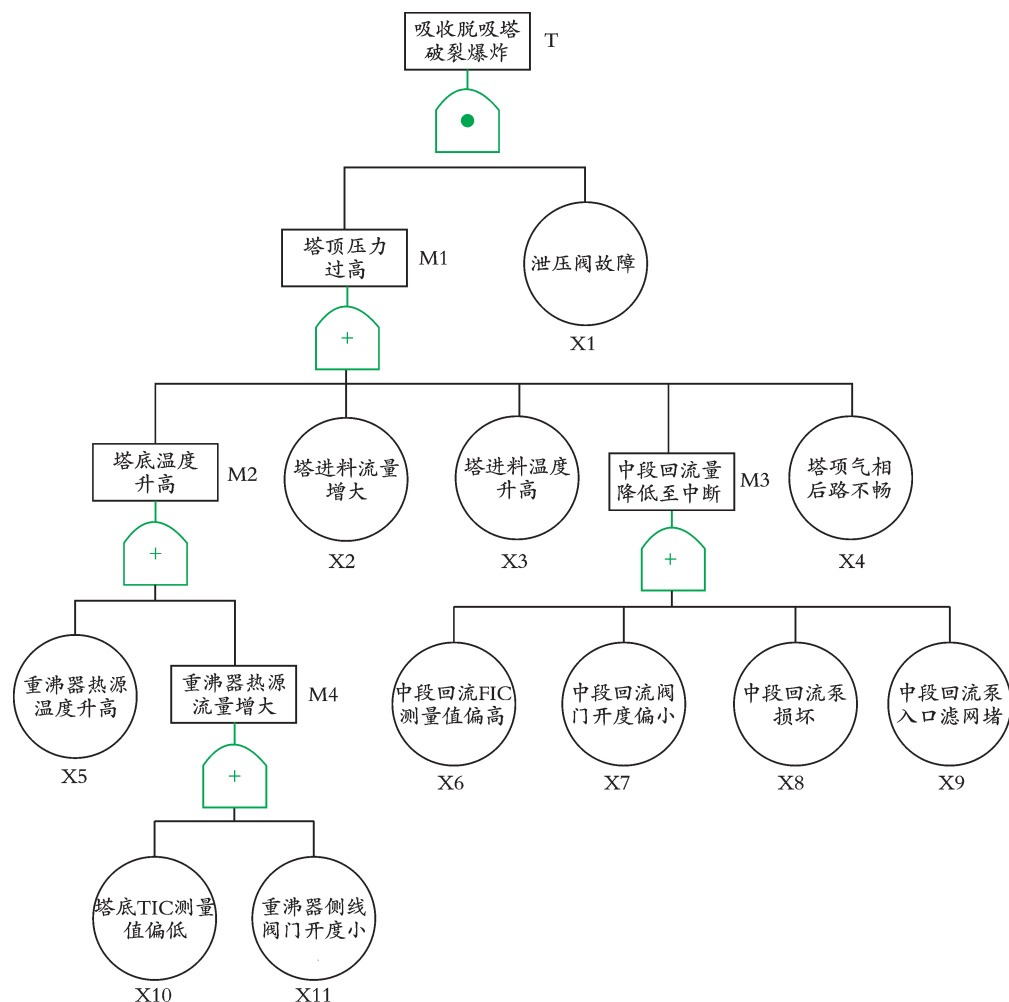


图7 C1塔破裂爆炸故障树

Fig.7 Fault tree of C1 tower rupture and explosion

顶事件发生概率 P_T 的计算公式如下:

$$P_{M4} = 1 - (1 - P_{X10}) \cdot (1 - P_{X11}) = 0.010\ 990\ (1)$$

$$P_{M3} = 1 - (1 - P_{X6}) \cdot (1 - P_{X7}) \cdot (1 - P_{X8}) \cdot$$

$$(1 - P_{X9}) = 0.110\ 781 \quad (2)$$

$$P_{M2} = 1 - (1 - P_{X5}) \cdot (1 - P_{M4}) = 0.020\ 880 \quad (3)$$

$$P_{M1} = 1 - (1 - P_{M2}) \cdot (1 - P_{X2}) \cdot (1 - P_{X3}) \cdot (1 - P_{M3}) \cdot (1 - P_{X4}) = 0.155\ 207 \quad (4)$$

$$P_T = P_{M1} \cdot P_{X1} = 1.5 \times 10^{-3} \quad (5)$$

式中: P_T 为顶事件发生概率; P_{Mi} 为第 i 个中间事件的发生概率; P_{Xi} 为第 i 个基本事件的发生概率。

随后采用布尔代数法求最小割集:

$$\begin{aligned} T &= M1 \cdot X1 \\ &= (M2 + X2 + X3 + M3 + X4) \cdot X1 \\ &= (X5 + M4 + X2 + X3 + X6 + X7 + X8 + X9 + X4) \cdot X1 \\ &= (X5 + X10 + X11 + X2 + X3 + X6 + X7 + X8 + X9 + X4) \cdot X1 \\ &= X1 \cdot X2 + X1 \cdot X3 + X1 \cdot X4 + X1 \cdot X5 + X1 \cdot X6 + X1 \cdot X7 + X1 \cdot X8 + X1 \cdot X9 + X1 \cdot X10 + X1 \cdot X11 \end{aligned} \quad (6)$$

式中: T 为顶事件; Mi 为第 i 个中间事件; Xi 为第 i 个基本事件。

由式(6)解得故障树有 10 个最小割集: $\{X1, X2\}$ 、 $\{X1, X3\}$ 、 $\{X1, X4\}$ 、 $\{X1, X5\}$ 、 $\{X1, X6\}$ 、 $\{X1, X7\}$ 、 $\{X1, X8\}$ 、 $\{X1, X9\}$ 、 $\{X1, X10\}$ 和 $\{X1, X11\}$ 。

最后, 计算各基本事件结构重要度:

$$I_\varphi(X1) = \frac{1}{2^{2-1}} \times 10 = 5 \quad (7)$$

$$I_\varphi(X2) = I_\varphi(X3) = I_\varphi(X4) = I_\varphi(X5) = I_\varphi(X6) = I_\varphi(X7) = I_\varphi(X8) = I_\varphi(X9) = I_\varphi(X10) =$$

$$I_\varphi(X11) = \frac{1}{2^{2-1}} = \frac{1}{2} \quad (8)$$

式中: $I_\varphi(Xi)$ 为基本事件 i 的结构重要度。

结构重要度排序为: $I_\varphi(X1) > I_\varphi(X2) = I_\varphi(X3) = I_\varphi(X4) = I_\varphi(X5) = I_\varphi(X6) = I_\varphi(X7) = I_\varphi(X8) = I_\varphi(X9) = I_\varphi(X10) = I_\varphi(X11)$ 。

由此可知, 在假设所有基本事件发生概率相等的情况下, 塔顶泄压阀故障这一基本事件对 C1 塔故障树顶事件的影响程度最大, 若要保证设备安全, 就务必要保证塔顶泄压阀的安全可靠性能。

表 3 C1 塔破裂爆炸基本事件故障率

Table 3 Basic events failure rates of C1 tower rupture and explosion

符号	基本事件	故障率	符号	基本事件	故障率
X1	泄压阀故障	10^{-2}	X7	中段回流阀门开度偏小	10^{-3}
X2	塔进料流量增大	10^{-2}	X8	中段回流泵损坏	10^{-2}
X3	塔进料温度升高	10^{-2}	X9	中段回流泵入口滤网堵	10^{-3}
X4	塔顶气相后路不畅	10^{-2}	X10	塔底 TIC 测量值偏低	10^{-2}
X5	重沸器热源温度升高	10^{-2}	X11	重沸器侧线阀门开度小	10^{-3}
X6	中段回流 FIC 测量值偏高	10^{-1}			

2.7 基于过程模拟的传统的 HAZOP 定性风险分析方法风险分析结果

对以上通过稳态模拟、动态模拟和 FTA 方法得到的事故偏差、事故原因和事故后果概率的量化结果进行分析汇总, 有针对性地提出建议措施, 给出了以“C1 塔塔压高”和“C2 塔塔温高”为例的定量 HAZOP 风险分析结果(见表 4)。

对比表 4 和表 1 可以看出, 除了现有安全保障部分, 本文提出的量化风险分析方法能够对传统的 HAZOP 定性分析结果的所有内容进行量化, 有效地弥补传统的 HAZOP 定性风险分析方法无法量化工艺偏差、事故原因、事故后果、人员安全响应时间和建议措施方面的缺陷。这一结果表明, 通过联合应用传统的 HAZOP 定性风险分析方法、稳态模拟、动态模拟和 FTA 的分析结果得到的量化风险分析结果, 比传统的 HAZOP 定性风险分析结果更准确、更完善, 有利于企业进行事故预防和事故应急处理。

3 结 论

1) 通过传统的 HAZOP 定性风险分析, 得到可分析偏差, 为故障模拟和事故概率量化分析打下了基础; 依据工艺设计值, 对危险工况下的偏差进行了量化。

2) 采用 Aspen 过程模拟软件进行定量分析, 得到了偏差因果之间的量化关系。其中, 稳态模拟结果可以为动态模拟故障选值提供参考。与稳态模拟相比, 通过动态模拟能够进一步缩小工艺参数偏离的控制范围。此外, 动态模拟引入了时间参数, 能更真实地反映系统发生故障时的动态特性, 并给出人员安全响应的的时间范围。

3) 利用 FTA 方法可得到事故后果的发生概率, 同时可识别影响系统安全性的薄弱环节。最后, 结合以上量化分析, 提出了量化的建议措施, 完善量化 HAZOP 分析结果, 以期提高加氢裂化装置平稳运行和本质安全水平。

表 4 基于过程模拟的定量 HAZOP 风险分析结果

Table 4 Quantitative HAZOP risk analysis results based on process simulation

序号	偏差	原因	可能的后果	现有安全保障	建议措施
1	C1 塔塔压高, 高于塔压设计值(>1.40 MPa)	重沸器热源流量偏高 10%, 且塔顶气相后路不畅	故障发生 28 min 时, C1 塔超压(>1.40 MPa), 33 min 时塔顶安全阀达到泄放压力(>1.54 MPa); 39 min 时, C1 塔超温(>180.0 ℃); 造成设备损坏, 油气泄漏, 引起着火、爆炸和中毒等人身伤害事故; 人员安全响应时间应小于 28 min; C1 塔破裂爆炸事故的发生概率为 1.5×10^{-3}	塔底温度显示、控制、报警; 塔压力显示、控制、报警; 安全阀一开一备; 现场设置消防设施	建议增加热源流量显示、报警, 应控制重沸器热源流量偏高范围在 10% 以内; 建议在故障发生 28 min 内进行人员干预操作; 建议定期检查安全阀, 确保其有效性; 现场定期巡检
2	C2 塔塔温高, 高于塔温设计值(>230.0 ℃)	塔底温度控制器假显示, 测量值低于实际值 30%	故障发生后, 70 min 时, C2 塔温度超过设计温度(>230.0 ℃); 设备损坏、油气泄漏, 引起着火、爆炸和人员伤亡等事故, 未出现超压工况; 人员安全响应时间应小于 70 min; C2 塔破裂爆炸事故的发生概率为 3.2×10^{-2}	安全阀一开一备; 现场设置消防设施	建议对塔底温度控制器定期校对, 避免假显示, 应控制仪表测量值偏离范围不低于实际值的 30%; 建议在故障发生 70 min 内进行人员干预操作; 建议定期检查安全阀, 确保其有效性; 现场定期巡检

参 考 文 献

[1] 李云, 陈灿, 范思强, 等. 蜡油加氢裂化装置改柴油加氢方案工艺探索[J]. 当代化工, 2021, 50(7): 1644-1649.
LI Y, CHEN C, FAN S Q, et al. Process exploration of changing VGO hydrocracking unit to diesel oil hydrotreating unit [J]. Contemporary Chemical Industry, 2021, 50(7): 1644-1649.

[2] YE J H, JIANG W, YANG X X, et al. Emergency materials response framework for petrochemical enterprises based on multi-objective optimization[J]. Energy, 2023, 269: 126670.

[3] 姜国刚, 王海超, 黄文萍. 基于装置运行平稳性的石油化工安全管理策略研究[J]. 石油炼制与化工, 2024, 55(4): 40-46.
JIANG G G, WANG H C, HUANG W P. Research on safety management strategy of petrochemical production based on the stability of plant operation[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2024, 55(4): 40-46.

[4] WANG M L, ZHANG M G. Dynamic risk assessment of oil and gas leakage in heating furnace: A DBT-DBN approach [J]. Journal of Physics: Conference Series, 2021, 1827: 012097.

[5] PASMAN H, SUN H, YANG M, et al. Opportunities and threats to process safety in digitalized process systems——An overview[J]. Methods in Chemical Process Safety, 2022, 6: 1-23.

[6] 衣佳琳, 王海彦, 张继国, 等. HAZOP&SIL 分级在部分临氢装置紧急切断功能隐患治理中的应用[J]. 石油化工高等学校学报, 2023, 36(3): 74-80.
YI J L, WANG H Y, ZHANG J G, et al. Application of HAZOP&SIL classification in the hidden danger management of emergency cut-off function of some hydrogen devices[J]. Journal of Petrochemical Universities, 2023, 36(3): 74-80.

[7] 樊振宇, 王文东, 付磊, 等. HAZOP 分析方法在化工项目应用中的探讨[J]. 山东化工, 2016, 45(22): 174-175.
FAN Z Y, WANG W D, FU L, et al. Discussion of HAZOP analysis method applied in chemical industry project[J]. Shandong Chemical Industry, 2016, 45(22): 174-175.

[8] ALNAGGAR M A M. Comparative methodology of process design safety for a hydrocracking unit[D]. Milano: Politecnico di Milano, 2019.

[9] BERDOUZI F, VILLEMUR C, OLIVIER-MAGET N, et al. Dynamic simulation for risk analysis: Application to an exothermic reaction[J]. Process Safety and Environmental Protection, 2018, 113: 149-163.

[10] EMAMI M, HEJAZI B, KARIMI M, et al. Quantitative risk assessment and risk reduction of integrated acid gas enrichment and amine regeneration process using Aspen plus dynamic simulation[J]. Results in Engineering, 2022, 15: 100566.

[11] 石艳娟, 付建民, 郑晓云, 等. 基于 HYSYS 和 HAZOP 的工艺参数偏差模拟与后果量化[J]. 中国安全科学学报, 2015, 25(12): 75-80.

- SHI Y J, FU J M, ZHENG X Y, et al. HAZOP and HYSYS based simulation and consequence quantization of technological parameter deviation[J]. China Safety Science Journal, 2015, 25(12): 75-80.
- [12] 赵莉. 基于HAZOP-FTA的化工过程系统事故预防与控制研究[D]. 长春: 吉林建筑大学, 2019.
- [13] 王劲, 韩续增, 刘庆龙, 等. 基于流程模拟的油气回收工艺技术风险分析[J]. 当代化工, 2021, 50(2): 390-394.
- WANG J, HAN X Z, LIU Q L, et al. Technical risk analysis of oil and gas recovery processes based on process simulation [J]. Contemporary Chemical Industry, 2021, 50(2): 390-394.
- [14] 符卓珍. 基于 Aspen Plus 软件的芳烃异构化工艺模拟与优化[J]. 石油炼制与化工, 2024, 55(4): 79-84.
- FU Z Z. Simulation and optimization of aromatics isomerization process based on Aspen Plus software [J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2024, 55(4): 79-84.
- [15] 万宇飞, 陈建玲, 李立婉, 等. 小型储气罐火灾工况数值模拟分析[J]. 石油化工高等学校学报, 2021, 34(5): 68-73.
- WAN Y F, CHEN J L, LI L W, et al. Numerical simulation of external fire condition of small gas storage tank[J]. Journal of Petrochemical Universities, 2021, 34(5): 68-73.
- [16] KABIR S, TALEB -BERROUANE M, PAPADOPOULOS Y. Dynamic reliability assessment of flare systems by combining fault tree analysis and Bayesian networks[J]. Energy Sources Part A: Recovery, Utilization, and Environmental Effects, 2019, 45(2): 4305-4322.
- [17] 靳宇, 刘明, 孙铁, 等. 基于动态贝叶斯网络气化炉供料系统风险分析[J]. 辽宁石油化工大学学报, 2021, 41(2): 59-64.
- JIN Y, LIU M, SUN T, et al. Risk analysis of feeding system of gasifier based on dynamic bayesian network[J]. Journal of Liaoning Petrochemical University, 2021, 41(2): 59-64.
- [18] 范秀文. 催化裂化分馏系统及吸收稳定系统的模拟优化与固旋阀的研究[D]. 杭州: 浙江工业大学, 2014.
- [19] 李翔宇. 基于装置联合的渣油综合利用[D]. 大连: 大连理工大学, 2019.
- [20] 郭丽莹, 郎宪明. KPCA-GPR 模型在常压塔塔顶汽油干点预测中的应用[J]. 辽宁石油化工大学学报, 2022, 42(6): 73-77.
- GUO L Y, LANG X M. Application of KPCA-GPR model in predicting the dry point of gasoline on the top of atmospheric tower[J]. Journal of Liaoning Petrochemical University, 2022, 42(6): 73-77.

(编辑 宋官龙)