

## **Abstract**

Chemical enterprises tend to have some catastrophic accidents because of their hazards brought by chemical materials and process' characteristics. Safety design of chemical process and equipment is one of the important methods to reduce chemical accidents. Inherent safety has been recognized as an effective design approach. However, inherent safety evaluation cannot be quantified perfectly because of difficulties for the systematic application and quantification of inherent safety in equipment design phase. "Safety" is a vague concept because there is no clear boundary between "safe" and "unsafe". Inherent safety is just an ideal condition, so the problem is just "matter of degree".

An inherent safety assessment model had been developed in this dissertation by taking the hazards of material, technical and the safety devices that are required by chemical process into account. And the Mamdani fuzzy inference algorithm had been used to assess the degree of inherent safety. The problem of data's uncertainty and subjectivity had been solved by using of IF-THEN rules and applying fuzzy membership functions.

A case about the process of hydrodealkylation of toluene for the production of benzene had been studied at the end of this report. The feasibility and validity of inherent safety assessment had been proved by this case. And the result of this research indicates that the probability and severity of chemical hazards can be reduced by applying inherent safety principles into design.

**Keywords:** Chemical technique & equipment; Inherent safety; Mamdani fuzzy inference algorithm; Fuzzy membership function; IF-THEN rules; Assessment mode

## 原创性声明

本人郑重声明：所呈交的学位论文是本人在导师的指导下独立完成的。除文中已经注明引用的内容外，本论文不包含其他个人或集体已经发表或撰写过的作品或成果，也不包含本人为获得其他学位而使用过的成果。对本文研究做出重要贡献的个人或集体均已在论文中进行了说明并表示谢意。本声明的法律后果由本人承担。

论文作者签名：付燕平

2006年3月6日

### 版权授权说明

本人授权学校“有权保留送交学位论文的原件，允许学位论文被查阅和借阅，学校可以公布学位论文的全部或部分内容，可以影印、缩印或其他复制手段保存学位论文”；愿意将本人学位论文电子版提交给研究生部指定授权单位收录和使用。学校必须严格按照授权对论文进行处理，不得超越授权对毕业论文进行任意处置。

授权人：付燕平

2006年3月6日

## 第 1 章 绪论

### 1.1 化工工艺设备本质安全(化)的研究意义

化学工业和机械、炼钢、造船等行业相比,由于使用了大量可燃性、有毒性物质,由这些物质引起的火灾、爆炸及中毒的危险性很大。另外,随着设备本身的大型化、处理量明显增大,操作也是在危险的反应和高温、高压等苛刻的条件下进行的。

就操作条件而言,在石油炼制工业中,以前即使是高压,重整装置最高也不过是 3.0~4.0MPa,目前建设的直接脱硫装置已采用 15MPa 的高压。石油化学工业中的操作条件更加苛刻,使用的温度范围也更加广泛,从裂解炉的 800~900℃一直到乙烯低温储罐的 -80℃,液化石油气储罐的 -160℃,温差范围约 1000℃;就操作压力而言,高压聚乙烯装置已采用 100~200MPa 的超高压。苛刻的操作条件增加了装置本身破坏的危险性<sup>[1]</sup>。

随着化学工业迅速发展,装置的大型化和操作条件更加苛刻,一旦发生火灾、爆炸及中毒事故,其波及范围很广。国内外,石化企业发生的灾害性事故屡见不鲜。

1976 年意大利塞维索工厂环己烷泄漏事故,造成 30 人伤亡,迫使 22 万人紧急疏散;1984 年印度博帕尔市郊农药厂发生甲基异氰酸盐泄漏的恶性中毒事故,有 2500 多人中毒死亡,20 余万人受伤(大多数人双目失明致残),67 万人受到残留毒气的影响;1997 年 6 月 27 日,北京东方化工厂储罐区发生火灾爆炸事故,在较短的时间内,整个罐区一片火海,造成 8 人死亡,40 人受伤,直接经济损失 1 亿多元<sup>[8]</sup>。

美国化学安全及危险调查局(The US Chemical Safety and Hazard Investigation Board, CSB)对 1983 年以来 22 年发生的 167 起危险反应事故进行了统计与分析。这里的“危险反应”是指有可能导致反应事故的反应过程,其中事故后果类型见表 1.1。

表 1.1 危险反应事故后果类型

事故后果类型	占事故总数(%)	事故后果类型	占事故总数(%)
有害液体泄漏	5	火灾、爆炸和毒气泄漏	16
有毒气体泄漏	37	火灾/爆炸	42

这 167 起危险反应事故的后果,即有害液体泄漏、毒气泄漏、火灾和爆炸,不仅对员工和公众造成严重的影响,而且带来重大的经济损失并对环境造成严重的破坏。

据统计,这些危险反应事故有近 70%发生在化学工业,约 30%的事故发生在使用

大量化学品(如废物加工和石油炼制)的其他行业。

表 1.2 危险反应事故在不同行业所占比例(%)

化学 加工	其他				
	储存	废物处理	石油炼制	散装储存	未知
66	1	3	2	27	1

在这 167 起危险反应事故都涉及设备, 通过统计表明化学过程、存储设备(不包括反应器)和散装储料桶占全部反应事故设备的 65%。

表 1.3 危险反应事故涉及到的设备

设备类型	占事故总数(%)	设备类型	占事故总数(%)
反应器	25	其他过程容器	22
存储设备	22	储料桶	10
分离设备	5	转换设备	5
废物设备	3	未知	8

由上述可知, 危险反应事故有近 70% 发生在化学工业, 约 30% 的事故发生在使用大量化学品, 几乎 100% 的危险反应事故与化学品有关; 危险反应事故都涉及到设备, 故化工工艺设备在化工企业当中占有举足轻重的地位。由此可知, 做好化工工艺设备的安全工作是非常重要的, 能够减少或消除绝大多数的危险反应事故发生, 保证了人们的安全, 减少财产损失、人员伤亡以及环境污染。

通过对这 167 起事故的调查表明, 在这些事故当中, 有 36% 是因化学物质不相容引起, 35% 是失控反应造成的, 10% 是由于碰撞火、热敏感物质引起, 其余 19% 的事故原因不明<sup>[9]</sup>。

化学工业与其他工业相比, 这些原因主要都是因为大量使用可燃性或有毒性的物质, 所以由这些物质引起的火灾、爆炸或中毒的危险性很大。安全问题就更应该从根本上解决问题, 从系统周期的最起始端——设计阶段达到本质安全化。所以对于化工工艺设备来说, 安全设计比什么都重要。如果因安全设计不充分而引起事故, 即使不直接给居民区的生命财产带来危险, 也会使人们受到某种程度的心理恐惧感。

## 1.2 化工过程本质安全的研究现状

本质安全设计比传统的安全设计更注重在概念设计阶段消除或尽量减少潜在的危险源。国内外, 对化工过程本质安全都有一定的研究, 国外起步较早。

### 1.2.1 传统的安全设计

化工装置的安全设计，以系统科学的分析为基础，定性、定量地考虑装置的危险性，同时以过去的事故等所提供的教训和资料来考虑安全措施，以防再次发生类似的事故。以法令规则为第一阶段，以有关标准或规范为第二阶段，再以总结或企业经验的标准为第三阶段来制定安全措施。这种方法叫“事故的后补式”方法。

为保证安全生产，在工艺装置设计中，必须把生产和安全结合起来，加以全面妥善的处理，并能符合以下基本要求：

(1)全面分析原料、成品、加工过程和设备装置等各种危险因素，以确定安全的工艺路线，选用可靠的设备装置，并设置有效的安全装置和设施。

(2)能有效地控制和防止火灾爆炸的发生。在防火设计方面应分析研究生产中存在的可燃物、助燃物和点火源的情况及可能形成的火灾危险，采取相应的防火和灭火措施。在防爆设计方面，应分析研究可能形成爆炸性混合物的条件、起爆因素及爆炸传播的条件，并采取相应的措施。

(3)有效地控制化学反应中的超温、超压和爆聚等不正常情况，并采取相应的控制措施。

(4)对使用物料的毒害性进行全面的分析，并采取有效的密闭、隔离、遥控及通风排毒等措施。

(5)对于有潜在危险、可能使设备和装置遭受毁坏或可能泄漏出大量有毒物料，可能造成多人中毒死亡的工艺过程和生产装置，必须采取可靠的安全防护系统。

工艺过程和装置设备的安全是构成化工生产过程中安全的重要部分。工艺过程安全是指在化工单元过程中，所进行的氧化、还原、硝化、裂化、聚合等过程，以及化工单元操作蒸馏、冷凝、干燥、粉碎等操作过程的安全；生产装置的安全是指构成装置的各种机器设备、塔、罐等的耐腐蚀、耐疲劳性等有关材质和强度等方面的安全。在设计阶段，首先对工艺过程的危险性、设备的危险性 & 人的危险因素进行全面的分析，在此基础上分别对装置总的危险性，各个设备输送和维修过程中的危险性，采取综合的技术预防设施和手段，设计安全的基本程序，如图 1.1 所示<sup>[10]</sup>。

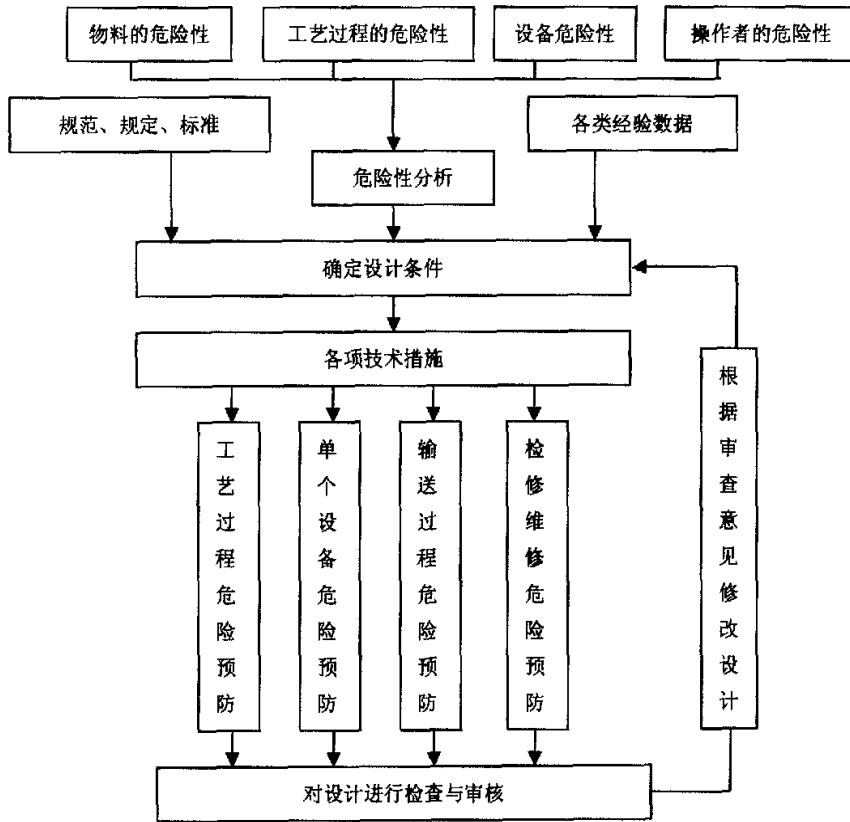


图 1.1 工艺装置设计安全的基本程序

### 1.2.2 本质安全化设计研究现状

19 世纪 70 年代，本质较安全概念提出，化工等领域开始重视本质较安全设计。本质较安全设计不同于传统的安全设计，前者是消除或减少设备装置中的危险源，旨在降低事故发生的可能性，后者是采用外加的保护系统对设备装置中存在的危险源进行控制，着重降低事故的严重性及其导致的后果。

1985 年，在美国化学工程师协会(AIChE)的 20 世纪损失预防研讨会中 Kletz 介绍了本质较安全方法。此报告被称为是会议中最重要的论文报告，在此之后，专家学者相继发表了不少相关内容文章，并介绍了一些分析方法。几年后，Kletz 和 Gupta 指出了虽然本质安全方法在安全、经济等领域有较大优势，但它对于技术和管理方面却是一个

挑战。

### 1. 国外情况

1994 年, 欧盟成立了 INSIDE 专家研究组(INherent SHE In DEsign project team, INSIDE), 主要目的是验证本质安全设计方法在化学工业应用的可行性, 鼓励化学工艺和设备本质安全的应用及研究。三年后, 有关本质安全健康环境分析方法工具箱(the INherent Safety health and environment Evaluation Tool, INSET)的研究有了一定的成果。2001 年, Mansfield 整理工具箱的相关理论并发表报告。工具箱收集了 31 种方法, 主要是在设计阶段从安全、健康、环境角度分析工艺优化选择问题。工具箱分为四个过程, 分别是化学路线的选择、化学路线的具体评价分析、工艺过程设计的最优化和工艺设备设计, 主要覆盖设备寿命周期的早期设计阶段。

Zwetsloot 和 Askounes-Ashford 根据欧洲一些化工企业运用 INSET 工具箱的实际情况, 分析得出本质安全原理是有效的, INSET 工具箱是可行的, 在设计早期阶段运用更经济。但在设计的早期阶段得不到全面的数据信息, 只能采用较为简单的本质安全分析方法, 具有一定的局限性<sup>[11-17]</sup>。

国外对化工过程本质安全进行了大量的研究, 取得了一定的成果。Trevor Kletz 等人发表了许多相关的文章, 化工过程本质安全已成为美国、芬兰、德国等国家当前研究的热点之一。

1990年, 欧洲各国已明确指出: 本质安全健康环境的工厂具有成本低、管理维护费用低、易于操作等优点, 应成为化工工艺过程安全设计开发的主要方向。1998年, 美国已将本质较安全生产过程列为化学过程安全中心 (Center for Chemical Process Safety, CCPS)现阶段研发的重点项目之一。AIChE在《展望2020》(Vision 2020)报告中亦指出, 美国化学工业未来要维持国际竞争力, 需考虑本质较安全化学工艺过程的研究情况<sup>[18]</sup>。

国外从事这一研究领域的人较多, 主要是定性研究, 定量研究文章相对较少, 其中具有代表性的对化学工艺过程本质安全分析的方法主要有<sup>[19]</sup>:

(1)Edwards and Lawrence (1993)提出的 PIIS (Prototype Index of Inherent Safety)法, 主要目的是对化工工艺过程路线选择的评价, 对每个指标给定安全系数, 主要是对较容易获得信息的指标分析, 最后得出安全系数之和。

(2)Heikkilä and Hurme (1999)提出的 ISI (Inherent Safety Index)法, 本方法需结合化



工事故统计数据、专家经验及专业技术分析。

(3)Koller(2001)等人提出的 SHE (Safety, Health and Environmental)评估方法。

(4)Khan 和 Amyotte(2003)提出的 I2SI(Integrated Inherent Safety Index)法,是结合 HI(Hazard Index)和 ISPI(Inherent Safety Potential Index)完成化工工艺过程本质安全量化计算的。

尽管这些专家学者提出了以上分析方法,目前仍然没有一套为大家广泛接受的本本质安全量化方法。

## 2. 国内情况

国内的研究起步较晚,大量地吸收和总结国外的成果,专题开展这方面研究较少,但是国内越来越重视化工的本质安全,大量呼吁企业要尽可能地达到本质安全化。从国内的文献资料来看,只有少量的相关内容,而且绝大多数都是定性分析,如《职业安全卫生术语》(GB/T15236-94)、《化工企业安全卫生设计规定》(HG20571-95)以及国内一些有关本质安全的编译文章等。

台湾工业技术研究院的环境与安全卫生技术研发中心的制程监控技术研究室,于1992年开展了本质较安全生产过程设计研究,并提倡应用 Koller 等人提出的 SHE(Safety, Health and Environmental)评估方法,运用本质较安全的设计概念,结合成本评估分析,使其成为一套完整的设计方法<sup>[20,21]</sup>。

## 1.3 本文所做的工作

本文研究的目的是在了解国内外化工工艺设备本质安全设计理论研究现状的基础上,对化工工艺设备本质安全程度评价模式进行尝试性的研究。

本文所做的工作主要包括:

1. 根据本质安全概念,总结出化工工艺设备设计所需的本质安全原理,指出了实现化工工艺设备本质安全化的方法。

2. 从化工工艺设备所需使用的物质危险性、工艺过程危险、设备本身所需的安全装置三个总体方面考虑,建立本质安全程度评价模型。

3. 在设计阶段,由于信息的不完备性、不确定性和主观性,故运用模糊数学方法进行计算。在模型建立和计算过程中,充分利用一些实际可得到的数据,并结合专家的

意见。由于缺乏完善的量化本质安全方法，大多数量化方法应用经典集合对指标进行区间等级划分，缺乏一定的连续性。本文尝试性地运用 Mamdani 模糊推理算法对本质安全程度进行评价，并具体分析 Mamdani 运算工具的可行性和可用性。

4. 通过实例分析应用本质安全原理设计的工艺设备，可以减少化工事故发生的可能性和降低化工事故的严重性。

5. 提出本文中的化工工艺设备本质安全设计需要进一步加强研究的工作。

## 第2章 化工工艺设备本质安全化

### 2.1 化工本质安全(化)概念的提出

1974年6月1日,英国傅立克斯镇(Flixborough) Nypro公司的爆炸事件导致厂内28人死亡,36人受伤,厂外53人受伤,损失达2.544亿美元。这使得行业内人士、政府机构和公众对化工工艺安全更加重视。他们关心的焦点是希望通过改进操作程序和增加额外的安全联锁装置来控制与化工工艺和设备有关的危险。Trevor Kletz提出了一种完全不同的方法:在化工工艺设备设计的早期阶段,从本质上消除或减少潜在危险源。

1977年12月14日,英国帝国石油化学工业公司(ICI)的安全顾问Trevor Kletz在英格兰的威德尼斯(Widnes)召开的英国化学工业协会周年纪念大会上作了主题为“你没有的东西不可能泄漏”的演讲,第一次简洁明了地提出了化工工艺和设备本质安全的概念<sup>[22]</sup>。

### 2.2 化工本质安全化的必要性

大部分事故的发生需要有三个步骤:(1)引发—使事故发生的事件;(2)传播—扩大事故的事件;(3)终止—停止事故发生或消除事故的事件。

传统的危险管理方法是通过危险与人们、财产和环境之间的保护层来控制危险的。保护层包括对人员的监督、控制系统、警报及保护装置,还有应急系统。该方法很有效,在一定程度上改善了化学工业的安全记录。但是在危险与受到潜在影响的人、财产和环境之间设立保护层也有很多不利之处:

(1)建立和维护保护层费用大,包括最初的设备投入、操作费用、安全培训费用及维修保养费用等;

(2)失效的保护层都可能导致事故的发生;

(3)因为危险依然存在,保护层只是抑制了危险,增加了事故发生的突然性。

鉴于这些原因,本质安全化是任何过程安全追求的目标,若能消除或尽量减少危险,将不再需要那些保护层来控制危险。探索本质上更安全的工艺在项目初期可能需要更大的投资,但纵观全局,将本质安全化应用到工艺设备的早期阶段能带来更大经济效益。在技术不断发展的今天,即使我们认为本质上较不安全的技术可以使用,还是应该继续

寻找本质上更安全的替代方法。就经济方面而言,本质安全化可能不太具有吸引力,但未来本质上更安全的新技术的研制将给工艺安全目标的实现带来更可靠更经济的前景。

### 2.3 本质安全的概念

在工业技术发展史上,涉及到本质安全的概念有多个,先将这些概念做一个简单的介绍。

#### 2.3.1 概念之一(Intrinsic Safety)

本质安全(Intrinsic Safety)的概念源于电气设备的防爆构造设计。早在 1914-1916 年英国开发了一种新的防爆技术,这种防爆技术不附加任何安全装置,只是利用本身的结构设计,通过限制电路自身的电压和电流来预防产生过热、起弧或火花而引起火灾或引发可燃性混气的爆炸。该类电气设备不论在正常工作,还是在发生短路,断线等异常情况下,均具有可靠的防爆性能。这种早期的本质安全设备主要用于煤矿。1960 年以后随着作为限压元件齐纳二极管的引进,本质安全作为一项防爆技术发展起来,并在其它领域得以广泛应用。

由于采用以上的技术措施,给电气设备的正常运转提供了安全、可靠的保障,从根本上解决了危险环境下电气设备的防爆问题,故这样的电气设备被称之为本质安全型设备<sup>[23]</sup>。

#### 2.3.2 概念之二(Intrinsic Safety)

《职业安全卫生术语》(GB/T 15236-94)将本质安全(Intrinsic Safety)定义为“通过设计等手段使生产设备或生产系统本身具有安全性,即使在误操作或发生故障的情况下也不会造成事故”<sup>[24]</sup>。

《机械工业职业安全卫生管理体系试行标准》将本质安全(Intrinsic Safety)定义为“生产设备或生产系统本身具有安全性,即使在误操作或发生故障的情况下也不会造成事故”<sup>[25]</sup>。

从以上两个定义可以看出,本质安全指的是安全性,是生产设备和生产系统的本质的、固有的属性,不会因人的失误和设备故障而发生变化。

从系统安全的角度来看,绝对的安全是不存在的,安全是相对的。由于新材料、新

技术的不断采用,生产系统不可能达到绝对的安全。换句话说来讲,本质安全应是一种理想,是一个追求的目标。

### 2.3.3 概念之三(Inherently Safer Design)

1977年12月14日,英国帝国石油化学公司(ICI)的安全顾问 Trevor Kletz 在英格兰的 Widnes 召开的英国化学工业协会年会上所提出的工艺和设备本质安全的概念。

本质较安全设计(Inherently Safer Design, ISD)的基本法则包括避免使用具危害性物质、使危害性物质的库存量最小化及选择使用较简单、友好及缓和的工艺过程等等,其目的是在化工过程和产品的设计中尽可能地消除各种危险,而不是以外加的防护系统去控制危害。

“本质较安全”概念有别于“本质安全”的概念。因为任何物质或工艺过程从本质上来讲都存在有一定的危险有害因素(Inherent Hazard),想要完全消除一切危险和有害因素是不切实际的。所谓的本质较安全是说某一工艺过程比另一工艺过程在本质上“较(更)”安全,因为它的危险性比另一个过程明显地降低了。

在国内有人将 Trevor Kletz 等人的文献中的 ISD 译成本质安全化设计,而另一些人将 ISD 译成本质较(更)安全设计。从这一点来看,本质安全化设计和本质较安全设计没有根本的区别<sup>[23]</sup>。

### 2.3.4 概念之四(Inherent Safety)

《化工企业安全卫生设计规定》(HG20571-95)将生产过程的本质安全化定义为:“生产过程本质安全化指的是采用无毒或低毒原料代替有毒或剧毒原料,采用无危害或危害性比较小的符合安全卫生要求的新工艺、新技术、新设备。此外还包括从原料入库到成品包装出厂整个生产过程中应具有比较高的连续化、自动化和机械化,为提高装置安全可靠而设计的监测、报警、联锁、安全保护装置,为降低生产过程危险性而采取的各种安全卫生措施和迅速扑救事故装置。化工装置本质安全化是相对的,它随着生产技术和安全技术的发展而发展”<sup>[27]</sup>。

从上面几个涉及到本质安全的概念可以看到,不同的行业对于本质安全的概念理解不尽相同。关于本质安全技术,在学术界还存在着一定的争议,有些人认为应该叫做“安

全本质化”，但习惯上还是称之为“本质安全化”。本文还是采用本质安全(化)这一术语。

## 2.4 本质安全(化)原理

本质安全(化)技术，是依靠自身的安全设计，进行本质方面的改善，即使发生故障或误操作，设备和系统仍能保证安全。

防止事故发生的最有效方法是消除危险因素，这是本质安全化的基本原理。尽管完全消除所有危险源是不可能的，但通过改变工艺、操作方式设计来减少事故发生的可能性是可行的办法。

化工工艺设备设计途径采用如下的本质安全化原理<sup>[13, 22, 32-37]</sup>：

### 1. 最小化(Minimize)

减少生产装置内危险化学品的数量，减少库存或使用量。只有装置内没有危险化学品，才不存在危险品泄漏的危险。

减少设备装置有害原料的库存和使用量是实现本质安全普遍使用的方法。削减库存量就是通过限制物质存量来降低有毒物质泄漏的风险率，是工艺本质安全化最常用也最有效的方法之一。例如使用氯气瓶而不是氯罐车，可减少泄漏的影响范围并降低泄漏规模和影响后果。

库存量削减适用于工艺单元和储罐。通过连续生产代替间歇生产，可以减少工艺单元存量。例如硝酸甘油的生产，早期工艺生产为每批 10t，后来变成连续生产，存量大为降低，最后这一工艺发展为只在一个反应器中进行，存量不到 5kg。

中间储罐用来储存生产过程中的中间产物。与最终产品相比，一些中间产物毒性更大。例如有毒物质光气和甲基异氰酸盐就是生产胺甲萘的中间产物，博帕尔灾害就是生成甲基异氰酸盐后，容器破裂导致有害物质泄漏。采用连续工艺有助于减少中间产物的存量，可以极大降低危险严重程度，使工艺变得更安全。

### 2. 替代(Substitute)

使用相对安全的材料代替比较危险的材料。使用非可燃物质代替可燃物质，或者使用非毒性物质代替有毒物质，这都是可能的。

使用危险性低且仍能满足工艺要求的替代物质，可以降低风险，减轻工艺单元或储存设施的泄漏后果。例如使用次氯酸钠代替纯氯气来进行水的消毒，或在精练厂烷烃化

单元中使用硫酸代替氢氟酸。介质的改变也是一种替代,例如喷洒时使用以水为溶剂的油漆或杀虫剂,要比使用有毒或易燃的溶剂安全。在很多情况下,采用本质安全工艺,生产本质安全产品,可以使顾客和生产者受益。

### 3. 弱化或缓和 (Moderate)

用较安全的条件、材料、形式或使用可以减少危险材料或能量释放的设施。在比较缓和的条件下使用危险化学品,如较低的压力或温度。这样可以将一种危险的化学反应状态转化一种相对安全的化学反应状态,或者以一种相对安全的形式存储和运输危险物质。

因此,氯气和氨气应该以冷冻的方式在常压下储存,来取代常温下的高压储存方式。较低的压力能够产生较低的泄漏率,并且较低的温度能够降低汽化率。通常还采用稀释或冲淡物料(例如毒性和蒸气压)的方法来降低危险性。如尽可能使用 HCl 或 NH<sub>3</sub> 水溶液而不是纯的 HCl 或 NH<sub>3</sub>。

### 4. 限制影响(Limit of Effect)

通过改变设计或者工艺参数的方式来取代新增可能导致新故障的防护性设备的方式。如果前三种方法都不能达到一种可接受的状态,那么就要限制失效导致的后果。

例如,如果设备设计成失效后以较小的流量泄漏,那么这种泄漏就比较容易控制。垫圈就是典型的例子,垫圈应该设计成故障失效后可将泄漏量最小化,而且,通过设备设计或者改变反应条件来限制影响,要比另外附加保护装置好的多。

### 5. 简化(Simplify)

工艺简单的装置要比工艺复杂的装置安全。简化的工艺装置可以减少出错的几率,并且包含较少的可能出现故障的设备。避免组装错误以及避免间接影响等原理也是本质安全设计概念的范畴。一个简单的工厂要比一个复杂的工厂的本质安全程度要高,而且,简单工厂的成本也要比复杂的工厂的成本要低。

应用以上最基本的本质安全原理在设计的所有阶段,这些原理可以帮助我们选择相对安全的材料,处理进程,甚至是处理工艺。但是困难在于我们现在还没有很好的办法将这些本质安全原理应用到实际设计中去。

在实际的执行上也有一定的困难,图 2.1 显示了在不同的设计阶段加入本质安全的时机,由图可知,越是在设备的早期加入本质安全的概念,时机越有利,反之接近开始

运行使用阶段, 时机越不利, 到了后期阶段, 其所需要的成本及困难就极高<sup>[20, 21]</sup>。

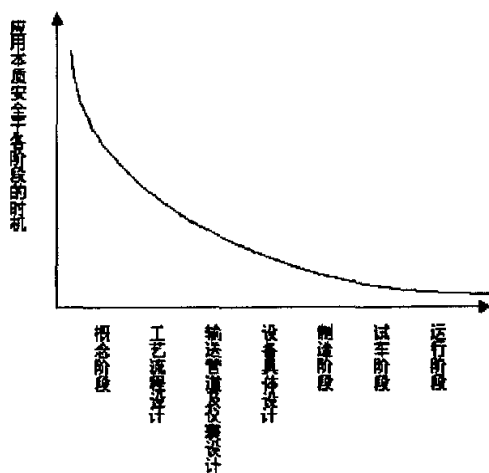


图 2.1 应用本质安全于各阶段的时机(Kletz, 1991)

## 2.5 工艺和设备设计本质安全的优点

将本质安全(化)概念应用于设计阶段的风险预防、控制, 具有以下优点<sup>[13, 33, 34]</sup>:

(1)在设计阶段, 辨析出可能出现的危险源, 在此阶段达到最佳程度的本质安全, 将其危险源消除或减少。

(2)在设计阶段考虑利用现有的设备或系统达到本质安全, 以免在设计完后由于疏忽或失效而需外加安全屏蔽措施, 减少不必要的经济费用, 并可增加其可靠性。

(3)利用一定的技术水平, 达到本质安全化运行的目的。简化其设备装置尽量减少由于人失误等原因而造成事故, 同时也减少其设备装置本身的重量及所需放置的空间领域需求, 以及减少发生故障而添加不必要的维修费用。以免为了预防事故发生而添加额外操作人员的特意监督管理, 和设备运行期间提前发生故障而导致损失或报废所带来的昂贵经济损失。

(4)在设计阶段将其危险源尽量消除, 可减少设备本身及其它邻近系统遭受破坏或损失的危险, 以及增加安全距离和安全空间区域, 在某些情况可以减少防火墙等安全措施的使用。

(5)可在潜在危险源的萌芽阶段减少其发生的可能性和严重性, 由此减少了化工工艺设备事故的发生。



## 2.6 化工工艺设备本质安全设计与风险管理

在设计阶段,化工工艺设备尽可能要求达到本质安全化,但本质安全是一种理想状态,就目前而言,还不具备完善的本质安全技术,不可能完全消除工艺设备正常情况下的潜在危险源。尽管利用了本质安全原理对设备进行设计后,仍然出现以上情况时,应该加强风险管理,努力减少事故发生的可能性和严重性,减少由化工生产过程中产生的危险,减少损失和伤亡程度。一般来说,依靠可靠性的提高,减少风险的策略可分为四种:

- (1)本质的(inherent)——通过采用不危险的材料或工艺过程来消除危险。
- (2)被动式(passive)——通过减少具有危险性操作的频率来减少危险。
- (3)主动式(active)——使用控制、安全联锁和紧急切断系统来监测和纠正过程的偏差。
- (4)程序式(procedural)——采用操作程序、管理检查、应急响应和其它管理方法和措施来预防事故或减少事故后果。

本质的和被动式的风险控制策略是更可靠的,主动式和程序式的风险管理也可能达到本质上的更安全。使用安全装置时,被动式比主动式可靠,所以使用被动式安全装置的设备比主动式本质上较安全。在概念设计阶段,化工工艺设备本质安全设计旨在从根本上消除或减少潜在的危险源。

## 2.7 化工工艺设备本质安全设计

本质安全主要体现在消除或减少危险源。传统的安全方法主要是通过缓解事故的后果来降低其严重性。虽然这些方法相当重要,并且普遍有效,但是仅仅依靠这些方法还不足以完全减少化学事故的危险。所以本质安全设计变得十分重要。

在现役的生产装置上,应用本质安全设计将是一种挑战。因为对现役的生产装置进行本质安全技术改造可能要求巨大的资金投入。如果不以生产装置作为一个整体的观点来进行安全改造,就可能无意中导致了装置风险的增加。一套化工生产装置是盛装有多种化学品的、错综复杂的、相互连接的设备、管线、容器以及仪表的复杂组合。化工装置的某一部分进行了改造,其他部分必将受到影响,要求其他的部分也要进行相应的改造。如果在最初的评估时,这种影响没有注意到,那么最终可能的结果——一套不安全的装置。

而设计阶段仅仅存在于纸张之上,所以在新建装置上,实施本质安全是比较简单的和比较经济的。然而由于缺乏完善的系统性分析方法,所以许多本质上比较安全的选择和应用仍将受到限制。

本质安全技术的应用要求在几个因素之间做出主观判断和权衡,而且,使用方法的选择和技术本身不能够确保这套装置在其复杂的和内在联系的系统之中产生一个比较安全的效果。

本质安全技术的目标是消除或者减少危险。从理论上讲,消除所有的危险是不可能的。只能设计本质上较安全的装置,再利用其他方法来控制剩余危险。事故的发生仍然是可能的,但是事故的后果要减轻。

当决定是主观的和未经过系统方法分析的时,本质安全也能够被错误地应用。例如,要求通过铁路来运输原材料的化工装置能够决定通过减少危险化学品的储存量来提高其本质安全的水平。运输方式变为卡车运输将产生一个较小的运输量(和一个较小的储存量),但是它将成倍地增加运输的次数。因此,虽然装置危险化学品储存量保持在低水平,但是,剩余的储存量转移到了从供应商到用户之间的运输车辆上。

由于本质安全是基于众所周知的原理,因此依据常规的工业方式采用这些原理就会遇到许多困难。例如在应用时遇到的主观性问题。这些原理是描述性的,而非规范性的,因此它容易受到个人以往的经验、知识以及认识能力的影响。造成主观性结果的原因是缺乏一个量化本质安全程度的系统性方法。因为目前评估这些原理的应用效果及水平是不完善的,所以目前了解一套化工工艺装置或者一台工艺设备的本质安全程度也是不太成熟的<sup>[20,21,32,34,36]</sup>。

综上所述,本质安全设计应用在设计阶段,越早越好,但由于在设计的前期阶段,资料也较少,不利于风险量化的评估。没有适当的风险评估,也就没法有效地发挥本质安全的优点。

不仅仅是化工工艺设备在设计阶段需要进行本质安全化设计,需要一个量化本质安全程度的系统性方法,而且需要通过本质安全程度的量化并做出比较安全的选择,所以对化工工艺设备建立一个通用的本质安全程度评价模型并给出具体的评价及方法是一项十分有意义的工作,本文将尝试性地在这方面进行探讨。

### 第3章 模糊推理算法介绍

化工工艺设备本质安全程度模型研究主要是探讨化工工艺设备设计阶段的安全程度, 由于在设计阶段很难获得所需要的一些详细相关信息, 所以本文模型建立和计算需要结合模糊集合理论, 同时结合基于 MATLAB 环境下的 Mamdani 模糊推理方法。本方法具有实用、方便、容易理解、清晰、可视化等优点。

#### 3.1 Mamdani 模糊推理系统工具箱介绍

利用模糊逻辑工具箱的图形用户界面(GUI)更容易建立模糊推理系统, 这里主要有五个GUI工具用于建立、编辑和观察模糊推理系统(FIS); 它们分别是FIS编辑器、隶属度函数编辑器、规则编辑器、规则观测器和曲面观测器。它们之间是动态链接的, 使用它们中的任意一个对FIS的修改将影响任何其它已打开的GUI中的显示结果。编辑器所作的修改能够及时地体现在观测器上。图3.1形象地描述了它们之间的关系。

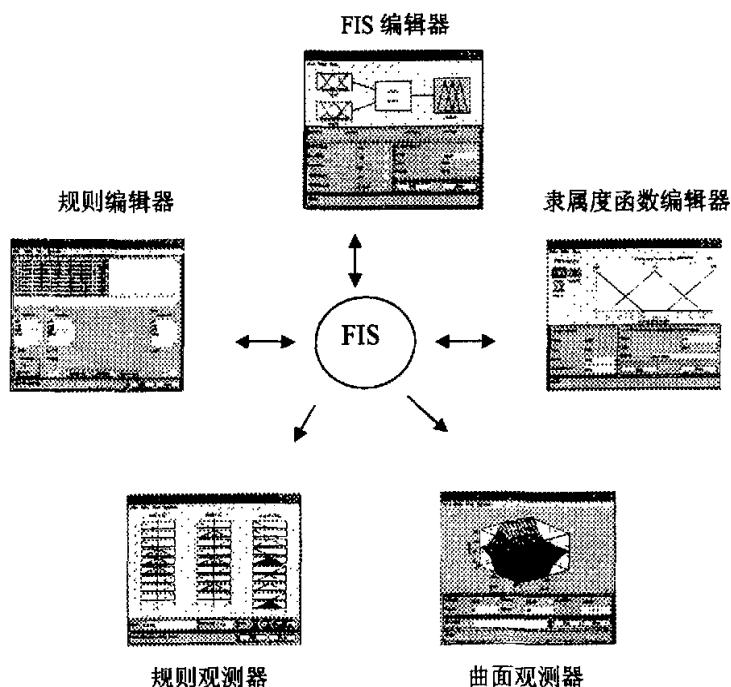


图 3.1 五个基本 GUI 工具以及与模糊推理系统之间的关系图

**FIS 编辑器:** 可处理模糊系统的高层次问题, 如系统中有多少个输入和输出变量。

模糊逻辑工具箱并没有限制输入变量数,但系统的输入变量数可能受限于机器可用的内存。

隶属度函数编辑器:用来定义每个变量的隶属度函数的形状及参数。

规则编辑器:用来编辑 FIS 的规则。

规则观测器和曲面观测器:分别用来观测 FIS 的规则和输出曲面。

实际上,上述三个编辑器相互配合,可方便地构成模糊推理系统,而两个观测器主要用来检查系统的性能。这五个 GUI 工具可在它们之间交互和交换信息。每个 GUI 都可装入任意的 FIS,而且它能感知其它图形窗口的存在,从而根据本窗口的修改去更新其它窗口的内容<sup>[41,42]</sup>。

### 3.2 模糊推理的发展过程及来源

1965 年,模糊理论的创始人,美国加利福尼亚大学伯克利分校的自动控制理论专家 L. A. Zadeh 教授发表了题为“Fuzzy Set”的论文,标志着模糊信息处理的诞生,并于 20 世纪 60 年代阐述了模糊信息处理观点理论,描述和处理事物的模糊性和系统中的不确定性,以及模拟人所特有的模糊逻辑思维功能,从定性到定量,提供了一个强有力的工具。1966 年,马里诺斯(P. N. Marunos)发表了模糊逻辑的研究报告,而 Zadeh 进一步提出著名的模糊语言值逻辑,并于 1974 年进行了模糊逻辑推理研究。由于这一研究和观点反映了客观世界中普遍存在的事物,它一出现便显示出强大的生命力和广阔的发展前途,在自然科学、其它科学领域及工业中得到了迅速的、广泛的应用。

20 世纪 70 年代模糊理论用于控制领域的研究开始盛行,并取得成效。其代表是英国伦敦大学玛丽皇后分校的 E. H. Mamdani 教授将 IF-THEN 型模糊规则用于模糊推理,并把这种规则型模糊推理用于蒸汽机的自动运转中,其效果超过了传统的 DDC 控制,由此开辟了模糊理论用于工业生产的第一个实例。而后模糊理论在各行中的研究与应用很快展开。

在工业控制方面,已实现了石油、冶金、化工、机械制造及其它方面的模糊控制。模糊控制技术已经能够成为复杂系统控制的一种有效手段,大大拓宽了自动控制的应用范围。

越来越多的研究报告表明,模糊推理是一类行之有效的不确定性推理方法。在人类

的活动中，常常使用不精确的，不完全的或不完全可靠的信息进行推理——不确定性推理<sup>[42]</sup>。

### 3.3 模糊理论知识

模糊理论是建立在模糊逻辑(Fuzzy Logic)基础上，描述和处理人类所特有的模糊信息的理论。它的主要概念包括模糊集合(Fuzzy Set)及其隶属函数(Member Function)，模糊算子(Fuzzy Operator)和模糊关系(Fuzzy Relation)<sup>[18, 41]</sup>。

### 3.4 Mamdani 模糊推理算法

#### 3.4.1 模糊推理的一般原理

在形式逻辑中我们经常使用三段论式的演绎推理，既由大前提、小前提和结论构成的推理。比如，平行四边形两对角线相互平分，矩形是平行四边形，则矩形的两条对角线也相互平分。这种推理可以写成以下规则

大前提： 如果A，则B

小前提： X是A

结论： X是B

在这种推理过程中，大前提中的“A”与小前提中的“A”是完全一致的，则结论必然为“B”，这即是二值逻辑的本质。在这种推理过程中，不管“A”与“B”代表什么，推理是普遍适用的。目前的计算机就是基于这种推理进行设计和工作的。如果大前提中的“A”和小前提中的“A”不一致，形式逻辑就无法再进行推理，因此计算机也无法进行推理。但是在这种情况下，人可以进行思维和推理。比如：健康的人长寿，张三非常健康；张三相当长寿。在这一推理过程中，大前提中的“A”是“健康”，小前提中的“A”是“非常健康”。大前提与小前提不一致，无法使用形式逻辑进行推理。人可以得到“相当长寿”的结论，是根据大前提中的“健康”与小前提中的“非常健康”的“含义”的相似程度。用模糊集方法模拟人的这样一个思维过程的推理称为模糊推理。

#### 3.4.2 模糊推理的 Mamdani 算法

为了解决模糊推理的实现问题(可参照图3.2所示)，需要进一步解决以下问题——三

种模糊规则运算过程。

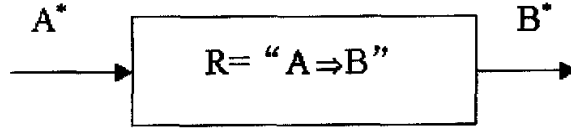


图3.2 模糊推理模型

根据模糊集合和模糊关系理论，对于不同类型的模糊规则可用不同的模糊推理方法（除非特别说明，本文中所有的集合均为模糊集合，省略下标）。

(1)对“如果A，那么B”(IF A THEN B)类型的模糊规则，可采用如下的推理方法：

若已知输入为A，则输出为B。若现在已知输入为 $A^*$ ，则输出 $B^*$ ，可用式(3.1)合成规则求得：

$$B^* = A^* \circ R \quad (3.1)$$

其中模糊关系 $R = A \times B$ ，这是一个二维的模糊集合，被定义为：

$$\mu_R(x, y) = \min[\mu_A(x), \mu_B(y)] \quad (3.2)$$

(2)对“如果A，那么B，否则C”(IF A THEN B ELSE C)类型的模糊规则，可采用如下的推理方法：

若已知输入为A，则输出为B，否则输出为C。若现在已知输入为 $A^*$ ，则输出 $B^*$ 或 $C^*$ ，可用式(3.3) (3.4)合成规则求得：

$$B^* = A^* \circ R \quad (3.3)$$

$$C^* = A^* \circ \bar{R} \quad (3.4)$$

其中模糊关系 $R = A \times B$ ， $\bar{R} = \bar{A} \times C$ 被定义为：

$$\mu_R(x, y) = \min[\mu_A(x), \mu_B(y)] \quad (3.5)$$

$$\mu_{\bar{R}}(x, y) = \min[\mu_{\bar{A}}(x), \mu_C(y)] \quad (3.6)$$

(3)对“如果A且B，那么C”(IF A and B, THEN C)类型的模糊推理规则，是实际最常用的规则形式，可采用如下的推理方法：

在这类规则中，A和B可分别定义若干不同等级的隶属函数，如果模糊规则可写成如下形式：

如果  $A_1$  且  $B_1$  , 那么  $C_1$  ;

如果  $A_2$  且  $B_2$  , 那么  $C_2$  ;

.....

如果  $A_n$  且  $B_n$  , 那么  $C_n$  ;

那么有  $C = (A \times B) \circ R$  ,

$$\text{即: } \mu_C(x, y) = \vee [\mu_R(x, y, z) \wedge \mu_A(x) \wedge \mu_B(y)] \quad (3.7)$$

由此, 如果已知输入  $A$ 、 $B$  和输出量  $C$  , 就可以求出它们的模糊关系  $R$  ; 反之, 如果已知模糊关系  $R$  就可根据输入  $A$  和  $B$  求出控制量  $C$  。

由于一个过程模糊规则都是由若干规则组成的, 对于每一条推理规则都可以得到一个相应的模糊关系,  $N$  条规则就有  $N$  个模糊关系, 即  $R_1, R_2, \dots, R_n$  , 对于整个系统中总的模糊规则所对应的模糊关系  $R$  可对  $N$  个模糊关系取“并”操作得到:

$$R = R_1 \vee R_2 \vee \dots \vee R_n \quad (3.8)$$

### 3.5 Mamdani 法的简化

根据上一节所述的 Mamdani 算法, 可将推理过程直观的分出三个步骤, 即输入模糊化(Fuzzification)、模糊推理主体(Fuzzy-Inference)和反模糊化(Defuzzification)。

#### (1) 输入模糊化(Fuzzification)

系统的输入量为非模糊量, 必须转化为模糊量后才能用于模糊推理。

输入量  $\in \{\text{语言值 } 1, \text{语言值 } 2, \dots, \text{语言值 } n\}$

例如:  $T \in \{\text{冷(cold), 温(warm), 热(hot)}\}$ , 如图 3.3 所示, 当输入  $T=20^\circ\text{C}$  时, 输入量的模糊化为

$$\mu_{cold}(20^\circ\text{C})=0.6$$

$$\mu_{warm}(20^\circ\text{C})=0.4$$

$$\mu_{hot}(20^\circ\text{C})=0$$

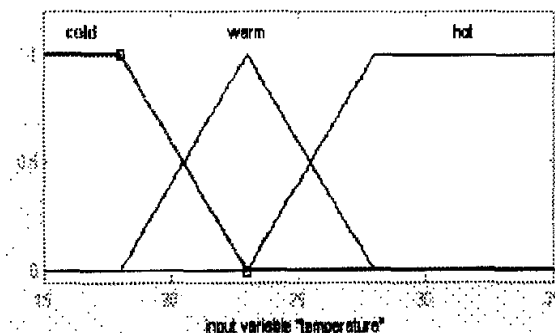


图 3.3 语言变量温度 T 的语言取值

## (2)模糊推理主体

根据语言变量的定义对输入量模糊化后，下一步是模糊推理主体。模糊推理由条件聚合(Aggregation)，蕴含(Implication)和累加(Accumulation)三部分组成。首先计算每条规则条件的满足程度(条件聚合)，然后依据条件的满足程度推断单一规则输出的大小(推断)。最后将所有规则的输出累加，得到总的模糊输出。规则的条件部分由通过模糊算子连接的数个子条件组成，例如：

IF T=cold and T=warm, THEN.....

该规则条件部分通过算子and连接的两个子条件组成，若采用最大算子进行and运算，则总条件的满足度可由条件聚合得出：

$$\begin{aligned}\mu_{cold \wedge warm}(20^{\circ}\text{C}) &= \min \{ \mu_{cold}(20^{\circ}\text{C}); \mu_{warm}(20^{\circ}\text{C}) \} \\ &= \min\{0.6, 0.4\}=0.4\end{aligned}$$

在计算出条件满足程度后，要计算结论的满足度。在模糊逻辑中，结论部分的满足度受条件部分满足度的限制。

最后将所有规则的结论累加起来，该模糊输出为一多边形面积。

## (3)反模糊化

经过模糊推理得到的输出是一个模糊隶属函数或者模糊子集，它反映了控制语言的模糊性，这是一种不同取值的组合，然而在实际应用中要控制一个物理对象，只能在某一个时刻有一个确定的控制量，这就必须要从模糊输出隶属函数中找出一个最能代表这个模糊集合即模糊控制作用可能性分布的精确量，这就是反模糊化。从数学上讲，这是一个从输出论域所定义的模糊控制作用空间到精确控制作用空间的映射。Zadeh首先提



出了这个问题并做了尝试性的建议，目前最常用的方法是最大隶属度平均法、重心法和加权平均法。

①最大隶属度平均法MOM (MEAN of Maximum Method)

简单地取所有规则推理结果的模糊集合中隶属度最大的那个元素作为输出值，即

$$U = \max \mu_v(W_i) \quad (3.9)$$

在输出是离散的情况下，其最大隶属度函数对应的输出值多于一个时，简单方法就是所有具有最大隶属度输出的平均，可表示为：

$$U = \sum_{i=1}^n W_i / n \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.10)$$

式中 $W_i$ ，是隶属函数达到最大值 $\mu_v(W_i)$ 的那些输出值， $n$ 是这些输出值的个数。

②重心法，又称面积重心法COA (Center of Area Method)

重心法是取模糊隶属度函数曲线与横坐标围成面积的重心为模糊推理最终输出值，即

$$U = \frac{\int \mu_v(W_i) W_i d_w}{\int \mu_v(W_i) d_w} \quad (3.11)$$

在输出是离散值的情况下，可用(3.12)式求得：

$$U = \frac{\sum_{i=1}^n \mu_v(W_i) W_i}{\sum_{i=1}^n \mu_v(W_i)} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3.12)$$

这里 $n$ 是输出的量化级数。

③加权平均法

加权平均法的最终输出值是由(3.13)式决定的

$$U = \frac{\sum_{i=1}^n W_i k_i}{\sum_{i=1}^n k_i} \quad (3.13)$$

这里的系数 $k_i$ 的选择要根据情况而定，不同的系数就决定系统有不同的响应特性。

当该系数  $k_i$  取为  $\mu_v(W_i)$  时, 即取其隶属度函数值时, 就转化为重心法。

这三种方法可以根据系统的具体要求而做具体选择, 研究者对这些方法分析研究表明, COA 方法实现模糊推理输出值比其他两种方法产生的平均方差要更低。

### 3.6 Mamdani 算法和 Sugeno 算法的比较

Mamdani 模糊推理过程是推理方法中最常用的一种方法。事实上在许多方面 Mamdani 模糊推理过程和 Sugeno 或 Takagi-Sugeno-Kang(1985 年 Sugeno 和 Takgi 首先提出来的)模糊推理是类似的, 模糊推理的前两部分: 模糊输入和应用的的操作算子是相同的, 而主要不同是推理的输出是不同的, Sugeno 或 Takagi-Sugeno-Kang 推理输出的隶属度仅仅是线性的或是常数。

例如: 一类模糊规则(零阶 Sugeno 模糊模型):

$$\text{IF } x \text{ is } A \text{ and } y \text{ is } B \text{ THEN } z = k$$

这里 A 和 B 是模糊集的前件, 后件 k 是精确的常值。当每一规则的输出类似于上例时, Mamdani 模糊推理就明显类似与 Sugeno 模糊模型, 其惟一的不同是隶属度的输出是 singleton 条形的, 且操作算子和聚集方法是固定的, 不能编辑。操作算子是简单的积, 聚集运算包含所有 singleton。

Sugeno 算法的优点:

- 1) 有效的计算;
- 2) 适合数学分析;
- 3) 便于和线性技术一同应用;

Mamdani 算法的优点:

- 1) 直观性好;
- 2) 已经被普遍接受;
- 3) 适合于人类的输入表示方式;
- 4) 保证连续光滑输出;

根据本文化工工艺设备设计阶段的指标参数和研究模式, 同时考虑 Sugeno 算法中输出函数的隶属度函数选取的单一性不能较好地满足本文评价的要求, 由此本文选择 Mamdani 模糊推理算法。

### 3.7 模糊推理的几个关键问题

#### 1. 隶属度函数的选取

工程实践中常用的隶属度函数确定方法是模糊统计法和专家经验法等,不同的方法结果会不同,但检验隶属度函数是否合适的标准,看其是否符合实际及在实际应用中检验其效果。本文主要参照化工行业的国家标准,结合指标在国标或相关资料中的等级划分及化工实际应用中的危险等级划分来确定模糊隶属函数。此种方法具有一定的科学性和可用性。隶属度函数的曲线形式有三角形、梯形和高斯形等,本文选用常见的形式是三角形和梯形,描述简单,计算方便。另外隶属度函数之间应有重叠,一般重叠为25%~50%。

#### 2. 模糊规则的制定

模糊推理规则是一组语言型规则。它来自于系统设计人员对系统的知识经验。因此系统设计人员所积累知识和经验的多少与质量决定了所设计的模糊推理系统的优劣。随着系统输入和输出数量的增加,所需建立的规则会成倍的增加。对于二个输入和一个输出的模糊推理,若每个输入模糊变量取5个语言值(即设计系统时所定义的变量),则规则数可达到 $5 \times 5 = 25$ 个。对于三输入单输出系统,规则将达到 $5 \times 5 \times 5 = 125$ 个。规则数目的成倍增长给设计人员带来了时间和精力负担。

规则的建立必须保证它的“完整性”。即在建立规则的时候,必须覆盖所有的输入状态,使得在每一种输入状态下都有相应的推理。另外,在设计模糊规则时必须尽量避免相互矛盾的推理规则。

本文参照风险评价方法中应用最为广泛的方法——风险分析矩阵(RAC)方法来确定相应的模糊规则。将需要用来评价的两个输入指标参数分出对应的等级,然后建立一个相应的二维矩阵,矩阵的每一个元素都对应输入指标参数中的一个等级,同时用一个代码表示,最后评价出其两个指标的相互影响下得出可能的潜在危险性等级,在本文中称为“模糊规则”,用来表示输出指标参数潜在危险性的大小,可参照下章具体情况。

#### 3. 确定模糊推理方法和反模糊化方法

常见的模糊推理方法有最大最小推理和最大乘积推理两种,应根据具体情况选定其一。常见的反模糊化方法有最大隶属度平均法、重心法和加权平均法两种。

在具备很好的计算能力且时间要求不苛刻的情况下，反模糊化可采用面积重心法。而在时间要求苛刻的情况下，反模糊化可采用最大隶属度平均法。针对以上特点及本文所需要的模糊推理方法的特性，本文选用的 Mamdani 模糊推理方法就是采用  $\max$ (最大) —  $\min$ (最小) — COA(重心法)来完成模糊推理的<sup>[41-47]</sup>。

## 第4章 本质安全程度评价模型

### 4.1 化工工艺设备危险性分析

据不完全统计,自建国以来国内化工系统发生的重大及典型泄漏事故共 50 余起,其中由泄漏导致的中毒、火灾、爆炸事故有 40 余起,而由爆炸等原因导致的泄漏中毒事故有 10 余起。这些事故引起火灾、爆炸或有毒物质泄漏,导致厂内外人员大量伤亡,或是导致财产损失和环境的严重破坏,或二者兼有之<sup>[49]</sup>。

由上可知,绝大多数化工事故后果都是火灾、爆炸、中毒。化工事故分析需要一个复杂的分析过程,要防止事故的发生,最好需要从本质上消除事故危险源,例如采用较安全的物料代替危险的化学物料,采用较安全的反应条件代替危险的反应条件。

化工工艺和设备的设计是一个复杂的设计过程,因为它需要考虑化工生产使用的原料、中间体及产品,绝大多数具有易燃易爆、有毒有害、腐蚀等危险性。物质的这些潜在危险性决定了在生产、使用、储存、运输等过程中稍有不慎就会酿成事故,也需要考虑化工生产从原料到产品,一般都需要经过许多工序和复杂的加工单元,通过多次反应或分离才能完成,化工生产的工艺参数前后变化很大,同时还需要考虑工艺设备的泄压防爆等安全装置<sup>[50-52]</sup>。

本文探索性地尝试从大量火灾、爆炸、毒物泄漏中毒事故资料统计分析的基础上,从化工原料危险性和工艺危险性等入手,采用本质安全原理应用在这些基本指标之中,从根源上消除或减少危险源。参照相关的国家标准及资料,分析出工艺设备设计所需考虑的危险物质和工艺过程的危险程度等级,模糊推理出化工工艺设备在设计阶段所处的方案的本质安全程度(本质安全化水平)。

#### 4.1.1 化工原料危险性分析

##### 1. 火灾爆炸危险性

《常用危险化学品的分类标准》(GB13690-92)将危险物质分为 8 类:第 1 类:爆炸品;第 2 类:压缩气体和液化气体,包括易燃气体、不燃气体、有毒气体;第 3 类:易燃液体;第 4 类:易燃固体、自燃物品和遇湿易燃物品;第 5 类:氧化剂和有机过氧化物;第 6 类:毒性物质;第 7 类:放射性物质;第 8 类:腐蚀性物质。

物；第6类：毒害品和感染性物品；第7类：放射性物品；第8类：腐蚀品，包括酸性腐蚀品、碱性腐蚀品和其他腐蚀品。以上这些危险化学品，一般情况下分别存在固体、液体、气体三种状态之一，不同状态的危险性用不同的因素来衡量它们各自的火灾爆炸危险性。

衡量可燃液体火灾爆炸危险的主要技术参数是闪点和爆炸极限或爆炸危险度。其中，闪点是评价可燃液体危险程度的重要参数之一。闪点越低，越容易起火燃烧。由定义可知，闪点是对可燃液体而言的，但某些固体由于在室温或略高于室温的条件下即能挥发或升华，以致在周围的空气中的浓度达到闪燃的浓度，所以某些固体也有闪点，如硫、萘和樟脑等。

可燃气体的主要危险是燃烧爆炸，可燃气体或蒸气的爆炸极限是表征其爆炸危险性的一种主要技术参数，还可以用爆炸危险度来表示。

燃点是表征固体物质火灾危险性的主要参数。燃点低的可燃固体在能量较小的热源作用下，或者受撞击、摩擦等，会很快受热升温达到燃点而着火。所以，可燃固体的燃点越低越易着火，火灾危险就越大。控制可燃物质温度在燃点以下是防火措施之一<sup>[4,53]</sup>。

而在通常情况下，化工工艺设备中的化学品一般是混合后的溶剂，本文用闪点来衡量其火灾危险性，用爆炸危险度来衡量其爆炸危险性。除此之外还具有特殊性质的危险物质，可在下文反应相互作用中考虑。

## 2. 火焰传播速度

火焰传播速度也称燃烧速度。火焰传播是指火焰从火源处借助在燃烧极限区内的可燃混合物的传输而扩散的火焰传播现象。一般用火焰传播速度表示燃料的燃烧速度。一般认为燃烧速度就是在单位面积上和单位时间内烧掉的可燃物质的数量。液体的燃烧速度可用重量速度或直线速度两种方法表示，直线速度是一小时烧掉多少厘米高的液体层。

由于气体的燃烧不需要象固体、液体那样经过熔化、蒸发等过程，所有燃烧速度很快。简单气体燃烧(如氢气)只需受热氧化等过程，而复杂的气体(如天然气等)则要经过受热、分解、氧化等过程才能开始燃烧。因此简单气体比复杂气体燃烧速度要快。在气体燃烧中，扩散燃烧速度取决于气体的扩散速度，而混合燃烧速度则取决于本身的化学反应速度。通常混合燃烧速度高于扩散燃烧速度，故气体的燃烧性能常以火焰传播速度

来衡量。

### 3. 腐蚀

腐蚀包括化学品原料具有的腐蚀性、介质环境下的腐蚀和应力腐蚀。

工艺过程中的一切物料，包括原料、半成品、成品、副产品等化学品性质，一些具有酸性腐蚀性，一些具有碱性腐蚀性，这些都对工艺设备具有腐蚀作用。工艺设备使用的液体中所含的少量杂质对工艺设备的腐蚀，侵蚀产生的影响、涂层剥落引起的外部腐蚀、混入绝热材料后蒸发浓缩的液体造成外部腐蚀等。

很多腐蚀在低温下并不显著，但随着温度的升高，腐蚀急剧加快。在设计中应考虑由于温度超出正常操作范围而引起的腐蚀问题。

### 4. 毒性

毒性大小影响事故后果。毒性大的物质，即使少量扩散也能酿成事故，而毒性小的物质不具有这种特点。对不同的物质状态，毒物泄漏和扩散的难易程度有很大不同。

化工生产过程中存在着多种危害劳动者身体健康的因素，当这些危害因素在一定条件下作用于人体，即会对劳动者的健康造成不良影响，严重时甚至危及生命安全。而且一旦发生事故，毒性物质泄漏扩散可能造成严重的人员伤亡和财产损失。工业毒物是很严重的一种毒物，主要指生产中使用或产生的毒物。在化学工业中，毒物的来源多种多样，可以是原料、中间体、成品、副产品、助剂、夹杂物、废弃物、热解产物、与水反应产物等。

在一般情况下，工业毒物常以一定的物理形态(气、液、固态)存在，但在生产过程中，主要以粉尘、烟尘、雾、蒸气、气体五种形式逸散于车间空气中。生产条件下，工业毒物主要通过呼吸道和皮肤进入人体，职业中毒时经口途径比较次要。毒物进入体内，有的可直接发挥毒性作用，但多数需经过生物转化后才能发挥毒性作用。生物转化主要有四种形式：氧化、还原、水解和结合。毒物或其代谢物通过血液循环分布到全身的器官组织，再到达器官并达到临界浓度时，就可以产生毒作用并引起组织损伤。

当然，化学品除了以上对人的毒性危害以外，还有危险固体废物在管理不当时会给人类健康和环境造成重大急性或潜在危害的固体废物。毒性另外也包括慢性毒性、生物蓄积毒性、水生生物毒性、口服毒性、呼吸中毒、皮肤吸收中毒等。

本文中毒性只考虑对人的作用，以急性中毒来衡量其原料物质毒性大小，不考虑以

上其它危险。

#### 4.1.2 化工工艺过程危险性分析

化工工艺设计是化工设计中很重要的内容之一,它是由工艺设计转换成工程设计的重要环节,同时也是为化工工艺设备设计提供一个重要的参照依据。

据日本对间歇式化工过程中的事故统计分析结果:按事故类型分,爆炸及火灾占了事故的近90%,且前者比后者的比值达2以上;按工序分,顺序为反应过程中的事故(22.9%)>贮存、保管事故(12.5%)>输送(10.1%)>蒸馏(6.7%)>混合(5.8%)。按引起事故的着火源分,最多的为反应热(占51%~58%);其次为撞击、摩擦(占14%~16%);第三为明火(占10%~12%),静电(占8%~9%)<sup>[88]</sup>。

##### 1. 放热反应

化学反应过程一般都伴有热效应,对放热反应,为了使放出的热量及时传出,防止超温,既要控制传热介质的温度,又要保持适当的传热速度,如磺化、中和、聚合、缩合、硝化等放热反应,这些反应有轻微放热、中等放热、剧烈放热等。放出的热量会使工艺反应和设备装置带来不良影响,因此必须采取措施移走反应热量,其中的常用方法可有夹套冷却法、内蛇管冷却法、夹套内蛇管兼用冷却法等。

##### 2. 反应相互作用

许多化学反应,往往由于反应物料中含有危险性杂质而造成副反应或过反应,以致造成燃烧或爆炸事故。根据化工原料的物理化学属性,化学品物质之间的不相容性、物质的特殊性等,如遇湿易燃品、氧化性、自燃发热物质、有机过氧化物、分解爆炸性物质、遇静电燃爆等的危险属性对化工工艺设备都有较大的影响,将在4.4.1节中给以详细考虑。

##### 3. 操作压力

操作压力是化工生产中的主要控制参数之一。现代化的化工生产中压力均是自动控制,通过压力仪表显示的。化工生产中的设备、管道和容器都是按一定的承受压力范围,选用不同的材质特别制作的,并需经过定期检验。生产中,由于某些物理或化学因素的影响,容器设备不可避免地发生超压现象,即容器设备内的实际工作压力超过容器能够承受的压力,不仅会造成跑冒物料,还会引起密闭容器设备的破裂爆炸等重大事故。对



于可燃气体容器爆炸后，在容器外还会形成二次化学爆炸。显然，爆炸破坏的危害极大，不但造成中毒、火灾，而且爆炸引起的冲击波和爆炸碎片造成对建筑物和人员伤亡。

#### 4. 操作温度

温度也是化工生产中的主要控制参数之一。不同的化学反应都有其最适宜的反应温度。正确控制反应温度不但对保证设备质量、降低消耗有重要意义，而且也是防火防爆所必须的。温度过高，能引起剧烈的反应而发生冲料或爆炸，也可能引起反应物的分解着火；温度过低，有时会造成反应减慢或停滞，而一旦反应温度恢复正常时，往往会由于未反应的物料过多而发生剧烈反应甚至爆炸。同时，温度过高还会使降温设施发生故障，液化气体和低沸点介质气化，发生超压爆炸；而温度过低还会使某些物料冻结，造成管路堵塞或破裂，致使易燃物泄漏发生火灾和爆炸。

操作温度的高低对化学原料危险性有很大的影响，对易燃液体影响最大，对可燃气体或蒸气也有很大的影响。

#### 5. 物料的量

危险化学品在生产装置中被生产出来，作为原料在生产装置又用来生产其他产品，在管道或储罐等储运设施中处于储运状态。在这些装置和设施中，危险物质的数量和性质可能不同，因此所导致的事故后果也存在差别。对于同一种危险物质来说，其数量越大，导致的事故后果就越严重。当大到特定量，一旦发生事故，则会导致灾难性事件，造成严重的事故后果。

当然，以上这些危险因素并不是独立的，每一个元素的变化都可能会引起其他元素的变化，往往是由于它们之间的相互作用影响而使能量意外释放而导致事故。因此本文主要研究它们共同影响下分析化工工艺设备的本质安全程度。

### 4.1.3 装置设备设计的危险性分析

#### 1. 装置设备安全设计情况

减少危险性物质的量，用较安全的物质代替危险物质，这样可以减少安全装置的使用量，从而达到简化工艺设备的目的，也可能减少导致人失误的概率。如果以上这些危险因素不能从本质上减少其事故发生的可能性，我们还应该从安全装置、装置类型以及工艺设备的材料等各方面来对其潜在危险源进行限制。不同的装置结构、不同的类型、

不同的材料都具有不同安全特性，这些方面的考虑也不容忽视。

安全泄压装置是为保证容器设备安全运行，防止其超压的一种保险装置。除了尽量避免发生超压外，一旦发生超压时，还需要自动、及时、迅速泄压，以保证容器设备安全运行。当容器在正常的工作压力下运行时，安全泄压装置保持严密不漏，而当容器内压力超过规定值，它将容器的超荷部分泄放掉，使容器内的压力始终保持在最高许用压力范围以内，从而保证了设备安全可靠的运行。

正确选用制造材料，是保证压力容器安全运行的一个重要措施，广泛使用的材料为金属材料，如碳钢、低合金钢、铸铁及各种有色金属。化工工艺装置、设备的结构本身当然要具有能充分承受操作条件的材料、结构强度，使用的材料应考虑工艺流体、流速、温度、压力以及流体反应特性和腐蚀特性等各种因素，选择满足耐腐蚀性、满足强度要求以及可加工性的材料。

化工工艺设备的主要作用或是储存化学品，或是为这些介质提供一个传热或化学反应等的密闭空间。根据不同的工艺过程、操作条件，主体化工工艺设备的结构形式也不相同。不同的用途有不同的装置设备类型，如球形罐、圆筒形罐、锥形罐等。不同的装置类型能承受不同的压力，同时也具有不同的安全特性等<sup>[28]</sup>。

## 2. 人机工程学设计

机器设备导致的事故也与人的失误有关，本文化工工艺设备本质安全不考虑人的失误，但是人失误的主要原因之一是由于设备的人机工程学方面存在缺陷所导致的。英国的 Simpson 在研究矿井运输中的人失误问题时，发现井下火车驾驶室存在的人机工程学缺陷(不良的视线和狭窄的工作空间等)直接或间接导致了一系列人的失误。

好的人机工程学设计能使设备、环境适应人的生理和心理特点，使人操作简便、准确以及工作环境舒适、安全，最终提高工作效率和工作质量，从而可减少事故发生的可能性，增加生产能力。

人机工程学方面可以考虑三方面的因素：人机功能分配、人机界面设计和作业环境对人的影响<sup>[59, 60]</sup>。

### (1) 人机功能分配

随着科学技术的进步，人类的生产劳动越来越多地被各种机器设备所代替。用机器代替人，既减轻了人的劳动强度，有利于安全健康，又提高了工作效率。然而，由于人

具有机器无法比拟的优点,人仍是生产系统中不可缺少的重要元素。充分发挥人和设备各自的优点,让人和机器设备合理分配工作任务,是实现安全、高效生产的重要方面。概括地说,在进行人、机功能分配时,应该主要考虑人的准确度、体力、动作的速度及知觉能力等方面的基本界限,以及机器的性能、维持能力、正常动作能力、判断能力及成本等的基本界限。人员适合从事要求智力、视力、听力、综合判断力、应变能力及反应能力的工作;机器设备适合于承担功率大,速度快、重复性作业及持续作业的任务。

### (2)人机界面设计

在生产过程中工人为了完成生产任务必须操纵设备、控制机器,而控制的前提是首先利用人的感觉系统从机器上的显示系统中获取机器运行状态信息,然后在根据人的判断,指挥人的操作系统去对机器的控制系统施加影响,机器受到其控制系统作用后产生响应并重新在显示系统中反映出状态信息。这便是一个人机系统的交互作用过程。人机工程学的设计和应用事实现机器设备本质安全的基础。

显示装置是人机系统中将机器的信息传递给人的关键部件,人们根据显示信息了解和掌握机器的运行情况,从而控制和操纵机器。显示装置的类型包括视觉显示器、听觉显示器、嗅觉显示器和触觉显示器等。显示装置的设计和选用应该符合人的生理和心理特性。

控制装置的设计应该使人员操作起来更方便、省力、安全,为此,要根据人的肢体活动极限范围和极限能力来确定控制器的位置、尺寸、驱动力等参数。一般地,按操作者的躯干不动时手、脚达及的范围来确定作业范围。不给操作者造成不便,容易产生疲劳,甚至造成误操作。

### (3)作业环境对人的影响

在人—机—环境系统中,对设备产生影响的一般环境主要有:热环境、设备照明、设备带来的噪声、设备本身的振动、设备生产或储存中由于某种原因产生的粉尘以及有毒物质等。在设备设计各个阶段,尽可能排除各种作业环境因素对人体的不良影响,使人具有“舒适”的作业环境,减少由于设备系统本身导致人失误的因素。

视线、工作空间、司机的保护、进出口便利、控制装置和显示装置的位置、控制装置的设计、显示装置的设计、标示和说明、座位、机器设备的照明、热和声的环境、警告系统,这些都是人机工程中需要考虑的因素。根据人机工程学设计要素,专用的人机

工程学的准则和规范,来改进新的化工工艺设备装置的设计。另外,为了减少现有的设备装置发生事故的可能性,辨识存在的缺陷、并提供可行的改进方案,减少因人失误的可能性和事故的概率。

但是这些人机工程学设计因素有很大不确定性和主观性,无法参与模型计算,故本文不将其建立在计算模型中。

## 4.2 指标体系的建立

为了方便模糊推理运算过程分析,根据模糊推理所需要的运算规则情况,现将本文讨论的化工工艺设备本质安全指标体系建立如图 4.1 所示,基本输入参数在本质安全原理中的应用见表 4.1 所示。

表 4.1 基本指标体系在本质安全原理中的应用

本 质 安 全 原 理	参 数
最小化 ——库存量 ——反应量	物料的量 物料的量
替代 ——更安全的材料	闪点 爆炸危险度 毒性 反应相互作用
弱化或缓和 ——更低温度 ——更低压力	操作温度 操作压力
限制影响 ——更安全的技术选择 ——更安全的反应条件	装置结构和类型等 操作温度 操作压力 腐蚀 火焰传播速度 放热反应
简化 ——简化装置	装置结构和类型等

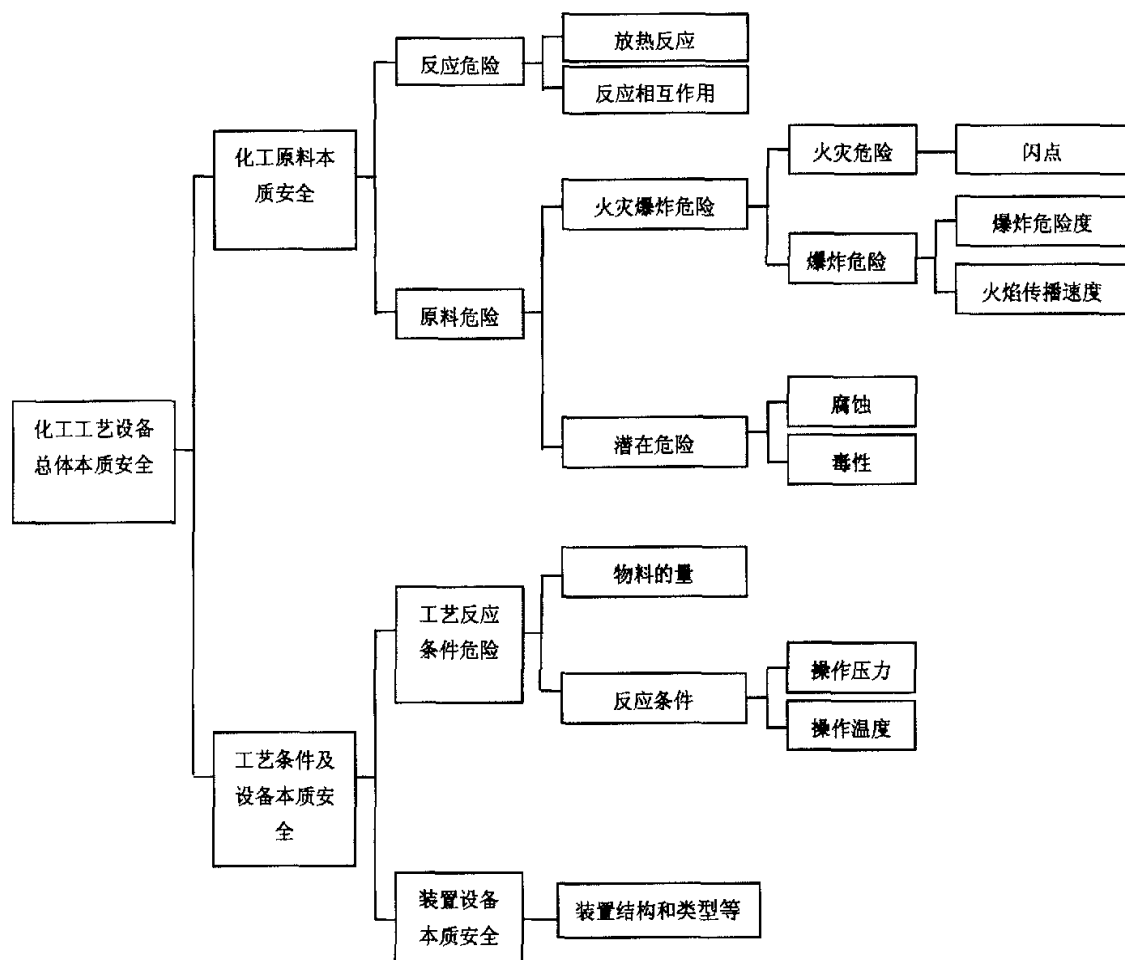


图 4.1 化工工艺设备本质安全程度评价指标体系

### 4.3 Mamdani 算法的设计

本模型是使用 IF-THEN 规则的 Mamdani 算法，IF-THEN 规则中变量是以模糊集合形式定义，Mamdani 算法模型比 TSK(Takagi-Sugeno-Kang)模型更适合本文使用，因为 IF-THEN 规则的输出结果是以模糊集合形式来表达，而不是以直线函数，用模糊集合来表达语言概念更方便，有利于理解，模型也更清晰明了。

全文对图 4.1 应用模糊推理系统(FIS)计算，总共有 6 个基本 FIS(见表 4.2)需要输入

参数值, 这些是有关化学品物质、工艺条件和设备装置设计, 为了减少不必要的麻烦, 本文将“火灾危险”和“装置设备本质安全”两个单输入单输出的模糊推理系统省略, 直接在聚合模糊推理系统中讨论。其他 6 个 FIS(见表 4.3)需要设计合适的模糊函数。模糊关系是用来计算语言变量或输入参数的模糊推理系统, 每个模糊推理系统(FIS)中两个变量(也可以两个以上)得到反模糊化的三维图, 即模糊推理曲面图。为了方便模糊规则的设计, 本文每个 FIS 仅设计成两个输入参数形式。

表 4.2 基本模糊推理系统(FIS)及所需输入指标参数

序号	基本 FIS	输入参数	单位	代 码
1	火灾危险	闪点	℃	huozaiwx
2	反应危险	放热反应		fangrefy
		反应相互作用		fanyingxhzy
3	爆炸危险	爆炸危险度		baozhawxd
		火焰传播速度	mm/s	huoyancbsd
4	潜在泄漏	毒性	mg/kg	duxing
		腐蚀	mm/a	fushi
5	反应条件	操作压力	bar	yali
		操作温度	℃	wendu
6	装置设备本质安全	装置结构和类型等		zhuangzhisbBA

表 4.3 聚合模糊推理系统(FIS)及所需输入参数

序号	聚合 FIS	输入参数	代 码
1	火灾爆炸危险	火灾危险	huozaiwx
		爆炸危险	baozhawx
2	原料危险	火灾爆炸危险	huozaihaozhawx
		潜在危险	qianzaiwx
3	化工原料本质安全	反应危险	fanyingwx
		原料危险	yuanliaowx
4	工艺反应条件危险	反应条件	fanyingtiaojian
		物料的量	wuliaoliang
5	工艺条件及设备本质安全	工艺反应条件危险	gongyiyitjwx
		装置设备本质安全	zhuangzhisbBA
6	化工工艺设备总体本质安全 (huagonggongyisbZBA)	化工原料本质安全	huagongyuanliaoba
		工艺条件及设备本质安全	gongyiyitjsbBA

根据图 4.1 可知, 化工工艺设备总体本质安全程度可由化工原料本质安全程度与工艺条件及设备本质安全程度应用模糊隶属函数和模糊规则, 进行模糊推理, 评价出输出指标参数化工工艺设备总体本质安全程度, 即:

IF(“化工原料本质安全” is 高)AND(“工艺条件及设备本质安全” is 高),

THEN(“化工工艺设备总体本质安全” is 高)

其他的模糊推理系统(FIS)类似,本模型主要是从指标体系的最底层子指标一层一层往上推理出最终的化工工艺设备总体本质安全程度。本文评价模型中的指标等级都是以危险程度来衡量的。

其中基本和聚合 FIS 中的输入指标参数分别可见表 4.2 和表 4.3 (由于软件不能识别中文,故采用输入参数的拼音表示)。

#### 4.4 模糊函数及模糊规则的设计

基本 FIS 中输入参数的模糊函数的确定,首先是参照有关国家标准和资料得出等级判据,然后将等级判据设计出模糊函数,本来采用简单方便易于计算的三角模糊数和梯形模糊数,聚合输入参数中的模糊函数全部采用三角模糊数。Mamdani 算法允许不同的规则具有不同的权重,但本文 IF-THEN 模糊规则没有定义权重大小,因为在设计的模糊规则中均有相同的重要度(权重),指标体系中的所有指标权重均为 1。一些特殊情况下,模糊规则中的两个指标具有其重要程度不相等,需要考虑其权重大小的,将在模糊规则的设计中加以综合考虑分析。

本文设计基本输入参数的模糊函数采用以下方法如<sup>[61-63]</sup>:

表 4.4 基本输入参数的模糊函数设计表

分级	等级判据	模糊类型	模糊函数
低危险	$<a$	梯形	$(-\infty -\infty A B)$
中危险	$a\sim b$	三角	$(A B C)$
高危险	$>b$	梯形	$(B C +\infty +\infty)$

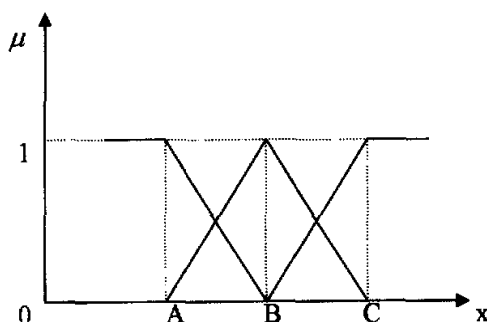


图 4.2 根据等级判据确定模糊函数图

其中:

$$A=a; B=(a+b)/2; C=b。$$

聚合输出参数(指标)或输入参数(指标)都是根据潜在危险性大小设计其模糊函数。模糊函数的设计分别根据指标所分等级的个数来定。模糊隶属函数设计范围为[0,1]; 0 定义为无危险, 即理想的绝对安全, 危险程度为 0; 1 定义为危险程度极高, 可认为是人们无法接受的危险程度, 即灾难性的。在聚合模糊推理系统的模糊函数设计中, 潜在危险性等级为“中(M)”时, 一般对应三角模糊数隶属度为 1 时的值是 0.5。本文模糊推理系统中输出参数(指标)“化工工艺设备总体本质安全”的评价结果在 0.5 以下, 即潜在危险性在 0.5 以下, 可认为具有一定程度的本质安全化。

以下每个模糊推理系统(FIS)的输出参数(指标)均未列出其模糊函数的设计过程和模糊函数图, 因为它们是聚合模糊推理系统(FIS)中的输入参数, 可参照上下文。

#### 4.4.1 “反应危险”模糊推理系统

化学反应过程分吸热和放热两类。通常, 放热反应较吸热反应更具危险性, 特别是使用强氧化剂的氧化反应; 用硝基取代化合物中氢原子的硝化反应; 一旦失控可能产生严重后果。此外, 化工过程中使用的某些原材料具有很强的反应活性, 稍有不慎同样会对安全造成威胁。

因此, 本文“反应危险”模糊推理系统为

$$\begin{aligned} & \text{IF(“放热反应” is\_ )AND(“反应相互作用” is\_ ),} \\ & \text{THEN(“反应危险” is\_ )。} \end{aligned}$$

参照道化学指数法、荷兰单元危险性快速排序法和易燃易爆有毒重大危险源评价法, 将“放热反应”和“反应相互作用”各分为 5 级, 分别用 VL、L、M、H 和 VH 代码来表示其危险性等级的大小, 危险性依次递增, 详见模糊函数设计表 4.5、表 4.6。参照风险分析矩阵 RAC, 根据“反应危险”危险性优先顺序构成一个 5×5 的二维评价矩阵, 即模糊规则, 如表 4.7 所示。模糊函数图及模糊推理曲面图如下图所示。

在化学反应单元中, 综合以上三种评价方法, 根据放热反应放出的热量的的高低可以大致分为如下情况, 并列出了它们危险性系数, 假定模糊隶属函数的最大输入值为 150, 得出表 4.5 中的模糊函数:



- (1)较少放热反应，固体、液体、可燃性混合气体燃烧，取系数为 20；
- (2)轻微放热反应，如加氢、水合、异构化、磺化、中和等反应，取系数为 30；
- (3)中等放热反应，如烷基化、酯化、加成、氧化、聚合、缩合等反应，取系数为 50；
- (4)剧烈放热反应，如卤化反应，取系数为 100；
- (5)特别剧烈放热反应，如硝化反应；或能形成爆炸物及不安定化合物的反应，如重氮化反应及重金属的离子反应等，取系数为 125。

表 4.5 “放热反应”的模糊函数设计

输入参数	分级	代码	等级判据	模糊类型	模糊函数
放热反应 (fangrefy)	很低危险	VL	较少量放热	梯形	(0 0 20 30)
	低危险	L	轻微放热	三角	(20 30 50)
	中危险	M	中等放热	三角	(30 50 100)
	高危险	H	剧烈放热	三角	(50 100 125)
	很高危险	VH	特别剧烈放热	梯形	(100 125 150 150)

参照蒙德火灾、爆炸、毒性指标评价方法中特殊物质的危险性评价部分，“反应相互作用”在此主要考虑如下 7 种危险性，在蒙德火灾、爆炸、毒性指标评价方法中以上七种均详细列出了危险系数选取的具体范围<sup>[51]</sup>，如下所示。对重要物质的特殊性质、重要物质在单元内与催化剂等其他物质混合的情况具体分析。不同单元中的某一物质危险系数可强可弱，如单元不同，即使是同样的重要物质也需要对特殊物质危险性加以改变考虑。

### ① 自燃发热性物质

有些有机氧化物、硝酸铵等在贮存或使用中发热的物质，危险性系数为 30；硫化铁、反应性金属、磷等自燃着火性固体，危险性系数为 50~250，其值与固体的粒度、有无惰性物质抑制自燃着火性有关；自燃着火性的液体，危险性系数为 100。

### ② 与水反应产生可燃性气体的物质

在普通状态或火灾高温条件下，与水反应放出可燃性气体的物质，其危险性系数可如下确定：存在的反应性物质数量少，只产生小火焰，几乎不会助长火灾强度时，系数最大可定到 5；反应性物质本身有可燃性时，不需要系数；物质与水反应对火灾危险性影响大时，系数最大可选至 30，此类物质有电石、钠、铵盐、氢化物等。

### ③ 氧化物质

单元中使用氧化剂时，在火灾条件下会放出氧气。使用危险性系数在 0~20 间，氧化剂对重要物质的数量与其氧化能力有关。属于这一类的物质有液氧、氯酸盐、硝酸盐、

过氯酸盐、过氧化物等。决定物质危险性系数时,作为特殊反应性组合一部分的氧化剂,不能使用该氧化剂的危险性系数。控制氧化剂或氯化剂的供给量,使其即使在火灾条件下也不会大量放出氧气,在这样的条件下进行氧化反应或氯化反应时,不能使用氧化剂的危险性系数。

#### ④自燃聚合性物质

聚合性物质有环氧乙烷、苯乙烯、丁二烯、氢氰酸、甲基丙烯酸甲酯等。这些物质在贮存或工艺过程中加入了足量的阻聚或稳定剂时,危险性系数用 25;若加入量不足或在长期贮存中及在火灾条件下效果不好时,危险性系数用 50;若在普通贮存条件下,由于火灾而过热,或混入了杂质而开始自燃聚合发热,危险性系数用 75。

#### ⑤发生爆炸分解的物质

爆炸分解是指反应时有高速放出的大量高温气体,观察者可确定这种反应速度很快,是高速反应或爆炸反应。

高压乙烯、气化的高浓度过氧化物、环氧乙烷蒸气、分压为 138kPa 以下的乙烯、硝化丙烷蒸气、非活性吸收剂和乙炔气瓶的乙炔等,危险性系数用 125。

#### ⑥具有其他异常性质的物质

能够自燃直到发生爆炸的物质(如含有质量分数在 20%以上烷基铝的乙烷等)是特别危险的物质,这类混合物接触空气就会自燃,危险性系数为 0~150。遇到特别危险的物质,应与爆炸危险性专家商谈。

#### ⑦静电的危险性

粉尘及粒状流动物质、高电阻的纯液体、包含两相的液体、包含两相的气体放出而装置被绝缘或有绝缘层(如塑料和橡胶)时,会产生静电。电阻大的粉尘和粒状物质在流入装置、输送管道、贮仓内时都会产生静电,其危险性一般蕴藏于大量物质内,只有粒子上的电荷不能向大地泄漏时危险性才会增大。如果装置本身在绝缘物上时危险性更大,此时危险性系数用 25~75;若装置由绝缘物构成并覆盖绝缘膜,危险性系数加 50。

本文“反应相互作用”危险性系数选定先查询化学品安全信息卡(物料安全数据表)MSDS(Material Safety Data Sheet)中化学品危险特性,然后对照蒙德指数法的相应系数选择,最后利用此数据输入模糊推理模型中计算。若一种化学品有多项危险性,则其中的各项危险系数相加。

表 4.6 “反应相互作用”的模糊函数设计

输入参数	分级	代码	等级判据	模糊类型	模糊函数
反应相互作用 (fanyingxhzy)	很低危险	VL	0~20	梯形	(0 0 10 35)
	低危险	L	20~50	三角	(10 35 75)
	中危险	M	50~100	三角	(35 75 125)
	高危险	H	100~150	三角	(75 125 150)
	很高危险	VH	>150	梯形	(125 150 +∞ +∞)

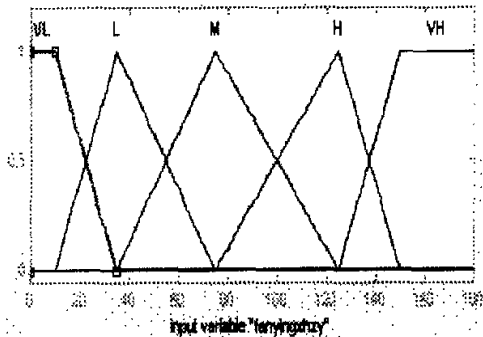


图 4.3 “反应相互作用”的模糊函数图

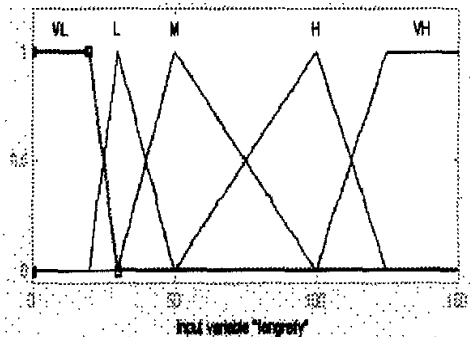


图 4.4 “放热反应”的模糊函数图

表 4.7 IF(“反应相互作用” is\_)AND(“放热反应” is\_) THEN(“反应危险” is\_)的模糊推理规则表

反应危险(fanyingwx)		反应相互作用				
		很低危险	低危险	中危险	高危险	很高危险
放热反应	很低危险	很低	很低	低	中	高
	低危险	很低	低	中	高	高
	中危险	低	中	高	高	很高
	高危险	中	高	高	很高	很高
	很高危险	高	高	很高	很高	很高

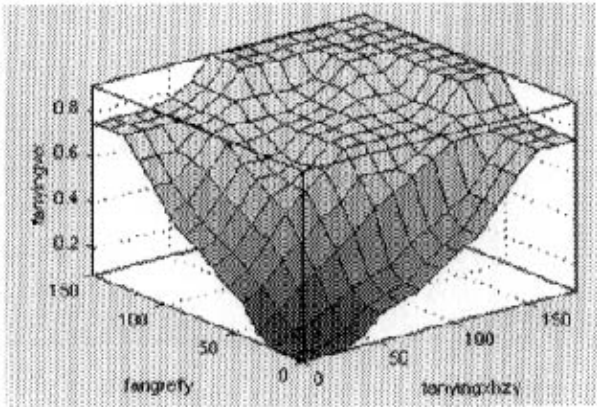


图 4.5 输出参数“反应危险”的模糊推理曲面图

#### 4.4.2 “爆炸危险”模糊推理系统

可燃气体、油气、粉尘与空气形成的混合物，当其浓度达到爆炸极限时，一旦被引燃，就会发生火灾爆炸，火灾的辐射热和爆炸产生的冲击波可能对人、设备和建筑物造成杀伤和破坏。尤其大量可燃气体或油气泄漏形成的蒸汽云爆炸，往往是毁灭性的。

本文“爆炸危险”模糊推理系统为

$$\begin{aligned} & \text{IF(“爆炸危险度” is\_)} \text{AND(“火焰传播速度” is\_)}, \\ & \text{THEN(“爆炸危险” is\_)} \end{aligned}$$

爆炸极限，有时用在混合物中占的体积百分比(%)来表示，有时也用单位体积中可燃物含量来表示( $\text{g}\cdot\text{m}^{-3}$  或  $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ )。当其爆炸下限越低，爆炸范围越宽，则其发生危险的可能性就越大，这是因为爆炸下限浓度低时，可燃气体稍有泄漏就会使环境中可燃气体浓度超过下限浓度，而形成爆炸性混合气体。爆炸范围宽往往联系着上限高，这时即使有少量的空气或氧气进入装有可燃气体或易燃液体的容器也能形成爆炸性混合气体，使得爆炸条件出现的机会增多。根据这种特性，采用爆炸危险度来表示这种比值关系，来衡量可燃气体或蒸气爆炸危险性的主要参数。

爆炸危险度说明，气体或蒸气的爆炸浓度极限范围越宽，爆炸下限浓度越低，爆炸上限浓度越高，其爆炸危险性就越大。

即

$$H = \frac{L_{x_2} - L_{x_1}}{L_{x_1}} \quad (4.1)$$

或

$$H = \frac{L_{y_2} - L_{y_1}}{L_{y_1}} \quad (4.2)$$

式中

$H$  —可燃气体或蒸气的爆炸危险度；

$L_{x_2}$  —以体积百分浓度表示的爆炸上限，%；

$L_{x_1}$  —以体积百分浓度表示的爆炸下限，%；

$L_{y_2}$  —以体积重量浓度表示的爆炸上限， $\text{g}/\text{m}^3$ ；

$L_{y1}$ —以体积重量浓度表示的爆炸下限,  $g/m^3$ 。

参照易燃易爆有毒重大危险危险源评价法,爆炸危险度模糊函数设计如下表 4.8 示:

表 4.8 “爆炸危险度”的模糊函数设计

输入参数	分级	代码	等级判据	模糊类型	模糊函数
爆炸危险度 (baozhawxd)	很低危险	VL	0~1	梯形	(0 0 0.5 3)
	低危险	L	1~5	三角	(0.5 3 7.5)
	中危险	M	5~10	三角	(3 7.5 12.5)
	高危险	H	10~15	三角	(7.5 12.5 17.5)
	很高危险	VH	15~20	三角	(12.5 17.5 20)
	剧高危险	VVH	>20	梯形	(17.5 20 60 60)

参照《石油化工防火防爆手册》得出一般情况下的火焰传播速度分级如下表 4.9 示:

表 4.9 “火焰传播速度”的模糊函数设计

输入参数	分级	代码	等级判据(mm/s)	模糊类型	模糊函数
火焰传播速度 (huoyancbsd)	很低危险	VL	0~10	梯形	(0 0 5 55)
	低危险	L	10~100	三角	(5 55 550)
	中危险	M	100~1000	三角	(55 550 1000)
	高危险	H	>1000	梯形	(550 1000 +∞ +∞)

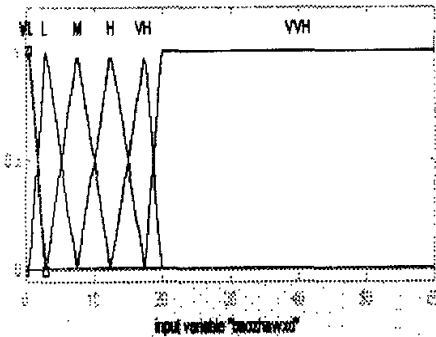


图 4.6 “爆炸危险度”的模糊函数图

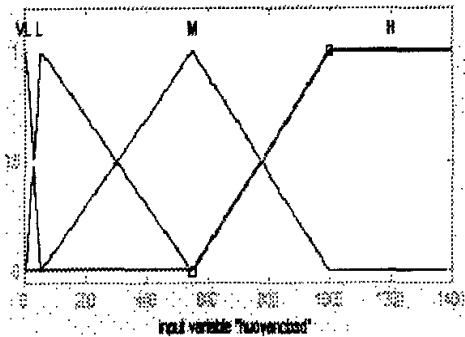


图 4.7 “火灾传播速度”模糊函数图

表 4.10 IF (“爆炸危险度” is )AND (“火焰传播速度” is )  
THEN (“爆炸危险” is )的模糊推理规则表

爆炸危险(baozhawx)		火焰传播速度			
		很低危险	低危险	中危险	高危险
爆炸危 险度	很低危险	很低	很低	低	低
	低危险	很低	低	中	中
	中危险	低	中	高	高
	高危险	中	高	高	很高
	很高危险	高	高	很高	很高
	剧高危险	高	很高	很高	很高

根据其危险性的大小,“爆炸危险度”和“火焰传播速度”各分为 6 级、4 级,参

照风险分析矩阵 RAC，根据“爆炸危险”危险性优先顺序构成一个 6×4 的二维评价矩阵，即模糊规则，如表 4.10 所示。模糊函数图及模糊推理曲面图如图所示。

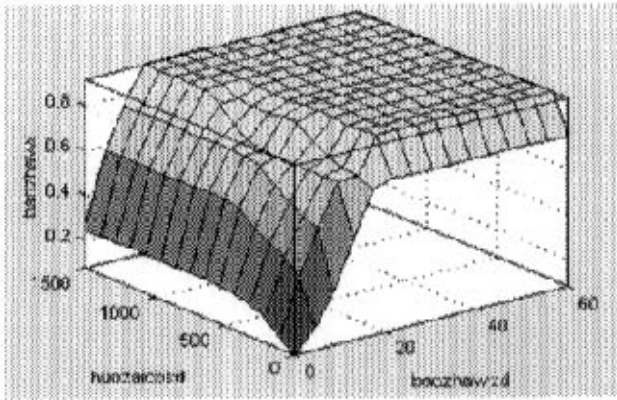


图 4.8 输出参数“爆炸危险”的模糊推理曲面图

4.4.3 “火灾爆炸危险”模糊推理系统

本文“火灾爆炸危险”模糊推理系统为

IF(“爆炸危险” is\_)AND(“火灾危险” is\_),  
THEN(“火灾爆炸危险” is\_).

火灾是化工企业主要的事故之一，而闪点是衡量火灾易燃液体危险性的主要参数。根据《危险货物分类和品名编号》(GB6944-86)、《石油化工企业设计防火规范》(GB50160-92)中液化烃、可燃液体的火灾危险性分类及 SY/T6460-2000《易燃和可燃液体基本分类》，闪点等级分为 5 级。本文“火灾危险”以闪点来衡量，其模糊函数的设计详见表 4.11。“爆炸危险”是由以上“爆炸危险度”和“火焰传播速度”的输出参数得出，其危险等级为 5 级，模糊函数的设计详见表 4.12。

表 4.11 “火灾危险”的模糊函数设计

输入参数	火灾危险分级	闪点分级	代码	等级判据(℃)	模糊类型	模糊函数
火灾危险 (huozaiwux)	很高危险	很低	VL	<-18	梯形	(-∞ -∞ -18 2.4)
	高危险	低	L	-18~22.8	三角	(-18 2.4 41.4)
	中危险	中	M	22.8~60	三角	(2.4 41.4 76.7)
	低危险	高	H	60~93.4	三角	(41.4 76.7 93.4)
	很低危险	很高	VH	>93.4	梯形	(76.7 93.4 +∞ +∞)

参照风险分析矩阵 RAC，两个输入参数(指标)建立其相应的评价矩阵，根据“火灾爆炸危险”危险性优先顺序构成一个 5×5 的二维矩阵，即模糊规则，如表 4.13 所示。

模糊函数图及模糊推理曲面图如下图所示。

表 4.12 “爆炸危险”的模糊函数设计

输入参数	等级判据	代码	模糊分布类型	模糊函数
爆炸危险 (baozhawx)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.75)
	高危险	H	三角	(0.5 0.75 1)
	很高危险	VH	三角	(0.75 1 1)

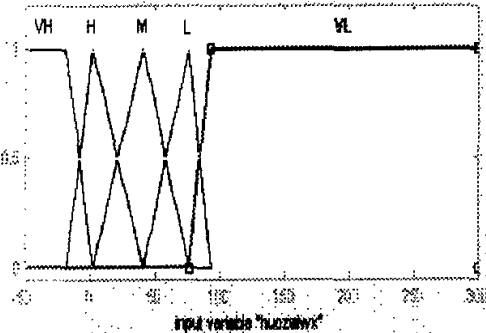


图 4.9 “火灾危险”的模糊函数图

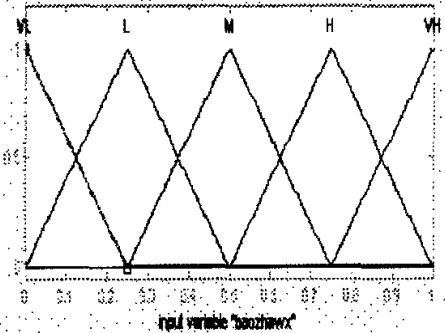


图 4.10 “爆炸危险”的模糊函数图

表 4.13 IF(“爆炸危险”is\_)AND(“火灾危险”is\_)THEN(“火灾爆炸危险”is\_)的推理规则

火灾爆炸危险 (huozaiobaozhawx)		爆炸危险				
		很低危险	低危险	中危险	高危险	很高危险
火灾危险	闪点					
很低危险	很高	很低	很低	低	中	高
低危险	高	很低	低	中	高	很高
中危险	中	低	中	高	很高	极高
高危险	低	中	高	很高	极高	极高
很高危险	很低	高	很高	极高	极高	极高

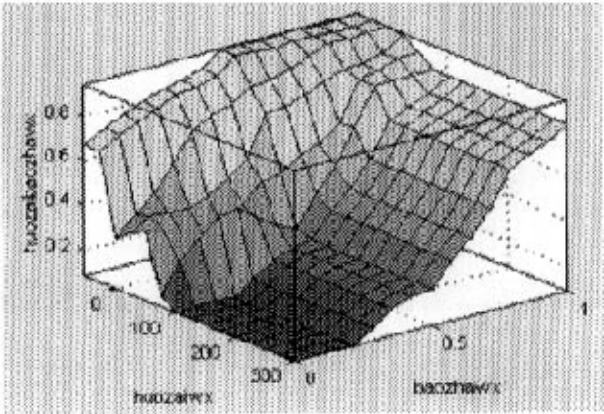


图 4.11 输出参数“火灾爆炸危险”的模糊推理曲面图

#### 4.4.4 “潜在危险”模糊推理系统

本文“潜在危险”模糊推理系统为

IF(“毒性” is \_\_)AND(“腐蚀” is \_\_),  
THEN(“潜在危险” is \_\_)。

毒性是指某种毒物引起机体损伤的能力。毒性大小,一般以毒物引起实验动物某种毒性反应所需的剂量表示,所需剂量愈小,表示毒性愈大。常用指标有:

- (1)绝对致死量或浓度(LD<sub>100</sub>或LC<sub>100</sub>):染毒动物全部死亡的最小剂量或浓度。
- (2)半数致死量或浓度(LD<sub>50</sub>或LC<sub>50</sub>):染毒动物半数死亡的剂量或浓度。
- (3)最小致死量或浓度(MLD或MLC):染毒动物中个别动物死亡的剂量或浓度。
- (4)最大耐受量或浓度(LD<sub>0</sub>或LC<sub>0</sub>):染毒动物全部存活的最大剂量或浓度。

(5)阈剂量(浓度):引起机体发生某种有害作用的最小剂量(浓度)。不同的反应指标有不同的阈剂量或浓度,如麻醉阈剂量,嗅觉阈浓度等。

为便于区分毒物的毒性程度,利于采取相应的防护措施,大多数国家标准均将毒物的急性毒性可按LD<sub>50</sub>或LC<sub>50</sub>的数值划分为剧毒、高毒、中等毒、低毒、微毒五级,小鼠一次经口LD<sub>50</sub>和小鼠吸入2h的LC<sub>50</sub>,如表4.14。

如果其毒性较大,吸入中毒危险必定很大,即使其固有毒性较小,人处于因该物质大量挥发形成的高浓度环境中,发生中毒的危险性也大。

表 4.14 化学物质的急性毒性分级

毒性分级	小鼠一次经口 LD <sub>50</sub> /mg·kg <sup>-1</sup>	小鼠吸入 2h 的 LC <sub>50</sub> /mg·m <sup>-3</sup>
剧毒	0~10	0~50
高毒	11~100	51~500
中等毒	101~1000	501~5000
低毒	1001~10000	5001~50000
微毒	>10000	>50000

表 4.15 “毒性”的模糊函数设计

输入参数	分级	代码	等级判据 LD <sub>50</sub> (ppm)	模糊 类型	模糊函数	对数
毒性(duxing)	剧毒	VH	0~10	梯形	(0 0 5 55)	(-∞ -∞ 0.7 1.74)
	高毒	H	11~100	三角	(5 55 550)	(0.7 1.74 2.74)
	中毒	M	101~1000	三角	(55 550 5500)	(1.74 2.74 3.74)
	低毒	L	1001~10000	三角	(550 5500 10 <sup>4</sup> )	(2.74 3.74 4)
	微毒	VL	>10000	梯形	(5500 10 <sup>4</sup> 10 <sup>6</sup> 10 <sup>6</sup> )	(3.74 4 6 6)

在此,本文毒性分析将以吸入LD<sub>50</sub>值来代替其危险性分析,分为5个等级并设计模



糊函数，由于数值太大，不便于用图形分析，于是对其取对数来表示，如下表4.15所示。

腐蚀是导致设备和管道破坏引发火灾的常见因素。材料的抗腐蚀性能的重要性，在材料优化性能方面，仅次于材料的机械性能，其耐蚀性多出于经验和试验，无标准可循。加之腐蚀类型的多样性和千变万化的环境条件影响又给腐蚀危险增加了不可预见性。

此处的腐蚀速率指内部腐蚀和外部腐蚀之和，以腐蚀速率来衡量腐蚀强弱，综合蒙德指数法、易燃易爆有毒重大危险源评价法及“安全检查表-危险指数评价-系统安全分析”三阶段评价程序可分为3级，详见表4.16。

表4.16 “腐蚀”的模糊函数设计

输入参数	分级	代码	腐蚀速率 (mm/a)	模糊类型	模糊函数
腐蚀 (fushi)	弱	Weak	0~0.5	梯形	(0 0 0.25 0.75)
	中	M	0.5~1	三角	(0.25 0.75 1)
	强	Strong	>1	梯形	(0.75 1 +∞ +∞)

参照风险分析矩阵 RAC，两个输入参数(指标)建立其相应的评价矩阵，根据“潜在危险”危险性优先顺序构成一个 5×3 的二维矩阵，即模糊规则，如表 4.17 所示。模糊函数图及模糊推理曲面图如下图所示。

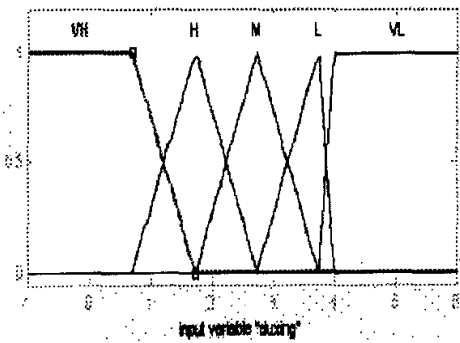


图 4.12 “毒性”的模糊函数图

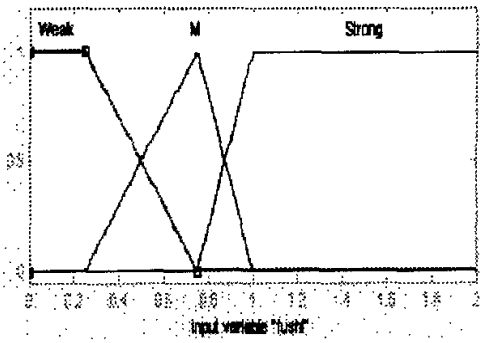


图 4.13 “腐蚀”的模糊函数图

表 4.17 IF (“毒性” is \_\_) AND (“腐蚀泄漏” is \_\_), THEN (“潜在危险” is \_\_) 的推理规则

潜在危险 (qianzaiwx)		毒 性				
		微毒	低毒	中毒	高毒	剧毒
腐蚀	低	很低	很低	低	中	高
	中	很低	低	中	高	很高
	高	低	中	高	很高	很高

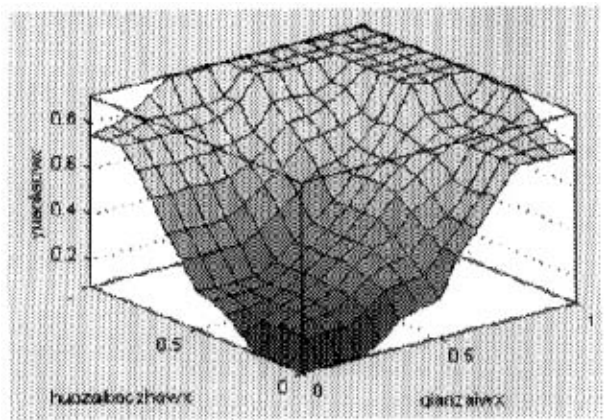


图 4.14 输出参数“潜在危险”的模糊推理曲面图

4.4.5 “原料危险”模糊推理系统

本文“原料危险”模糊推理系统为

IF (“火灾爆炸危险” is\_\_)AND(“潜在危险” is\_\_),  
THEN(“原料危险” is\_\_).

“火灾爆炸危险”是由以上“火灾危险”和“爆炸危险”的输出参数(指标)得出,其危险等级为 6 级,模糊函数的设计详见表 4.18。“潜在危险”是由以上“腐蚀”和“毒性”的输出参数(指标)得出,其危险等级为 5 级,模糊函数的设计详见表 4.19。

表 4.18 “火灾爆炸危险”的模糊函数设计

输入参数	等级	代码	模糊类型	模糊函数
火灾爆炸危险 (huozaiwax)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.67)
	高危险	H	三角	(0.5 0.67 0.83)
	很高危险	VH	三角	(0.67 0.83 1)
	剧高危险	VVH	三角	(0.83 1 1)

表 4.19 “潜在危险”模糊函数的设计

输入参数	等级	代码	模糊类型	模糊函数
潜在危险 (qianzaiwax)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.75)
	高危险	H	三角	(0.5 0.75 1)
	很高危险	VH	三角	(0.75 1 1)

参照风险分析矩阵 RAC, 两个输入参数(指标)建立其相应的评价矩阵, 根据“原料危险”危险性优先顺序构成一个 5×6 的二维矩阵, 即模糊规则, 如表 4.20 所示。模糊

函数图及模糊推理曲面图如下图所示。

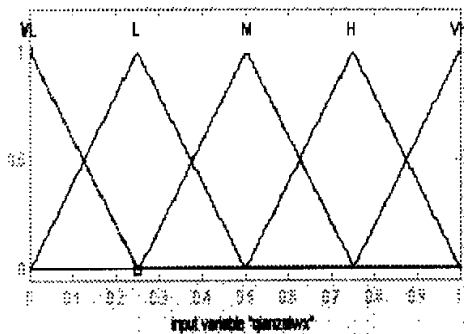


图 4.15 “潜在危险”的模糊函数图

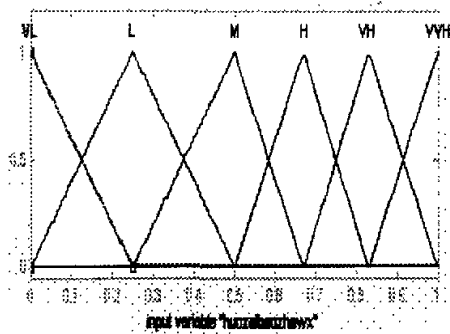


图 4.16 “火灾爆炸危险”的模糊函数图

表 4.20 IF(“火灾爆炸危险” is\_)AND(“潜在危险” is\_),  
THEN(“原料危险” is\_)的推理规则表

原料危险(yuanliaowx)		潜在危险				
		很低危险	低危险	中危险	高危险	很高危险
火灾爆炸危险	很低危险	很低	很低	低	中	高
	低危险	很低	低	中	高	很高
	中危险	低	低	中	很高	很高
	高危险	中	中	高	很高	很高
	很高危险	高	高	很高	很高	很高
	剧高危险	高	很高	很高	很高	很高

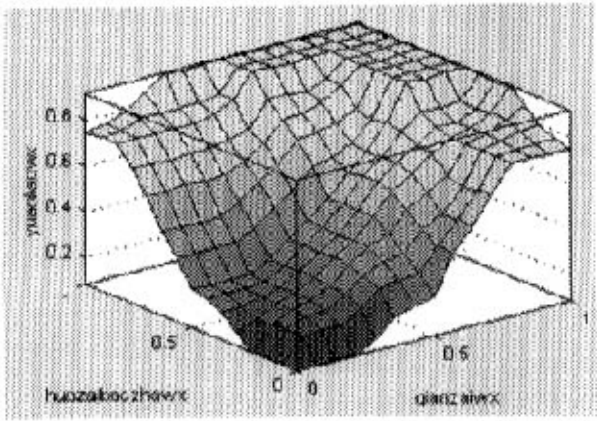


图 4.17 输出参数“原料危险”的模糊推理曲面图

4.4.6 “化工原料本质安全”模糊推理系统

本文“化工原料本质安全”模糊推理系统为

IF(“反应危险” is\_)AND(“原料危险” is\_),

THEN(“化工原料本质安全” is )。

“反应危险”是由以上“放热反应”和“反应相互作用”的输出参数(指标)得出，其危险等级为 5 级，模糊函数的设计详见表 4.21。“原料危险”是由以上“火灾爆炸危险”和“潜在危险”的输出参数(指标)得出，其危险等级为 5 级，模糊函数的设计详见表 4.22。

表 4.21 “反应危险”的模糊函数设计

输入参数	等级	代码	模糊类型	模糊函数
反应危险 (fanyingwx)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.75)
	高危险	H	三角	(0.5 0.75 1)
	很高危险	VH	三角	(0.75 1 1)

表 4.22 “原料危险”的模糊函数设计

输入参数	等级	代码	模糊类型	模糊函数
原料危险 (yuanliaowx)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.75)
	高危险	H	三角	(0.5 0.75 1)
	很高危险	VH	三角	(0.75 1 1)

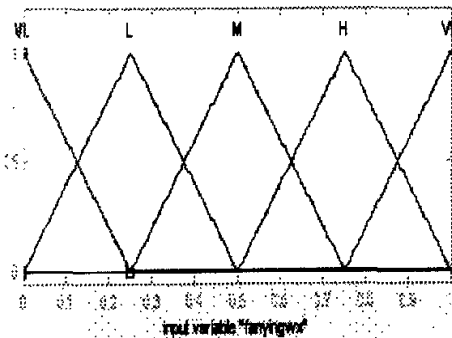


图 4.18 “反应危险”的模糊函数图

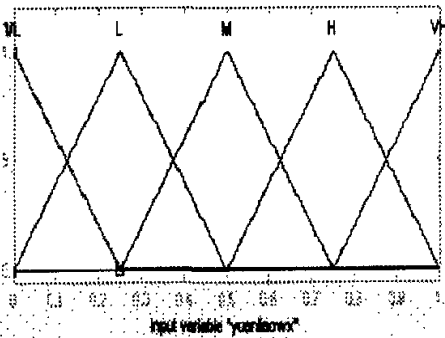


图 4.19 “原料危险”的模糊函数图

表 4.23 IF(“反应危险” is )AND(“原料危险” is )

THEN(“化工原料本质安全” is )的模糊推理规则

化工原料本质安全 (huagongyuanliaoBA)		反应危险				
		很低危险	低危险	中危险	高危险	很高危险
原料危险	很低危险	很低	很低	低	中	高
	低危险	很低	低	中	高	高
	中危险	低	中	高	高	很高
	高危险	中	高	高	很高	很高
	很高危险	高	高	很高	很高	很高

参照风险分析矩阵 RAC，两个输入参数(指标)建立其相应的评价矩阵，根据“化工

原料本质安全”危险性优先顺序构成一个  $5 \times 5$  的二维矩阵，即模糊规则，如表 4.23 所示。模糊函数图及模糊推理曲面图如下图所示。

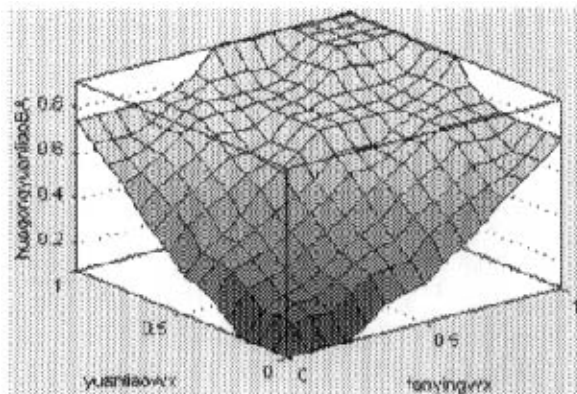


图 4.20 输出参数“化工原料本质安全”的模糊推理曲面图

#### 4.4.7 “反应条件”模糊推理系统

化工生产离不开化学反应，而化学反应则是在一定温度、压力或触媒等条件下进行的。因此，操作不当也是引起火灾爆炸的重要因素。而温度、压力都是化工生产操作中的一个重要参数。

本文“反应条件”模糊推理系统为

IF(“操作压力” is \_\_)AND(“操作温度” is \_\_),  
THEN(“反应条件” is \_\_)。

参照易燃易爆有毒重大危险源评价法中的高温系数，本文的操作温度可分为 5 个等级，其模糊函数的设计详见表 4.24。操作压力分为 5 个等级<sup>[34]</sup>，其模糊函数的设计详见表 4.25。

为了方便对输入参数的选定，本文对表 4.24 中模糊函数的  $[0, 100]$  确定方法可参照下图 4.21 所示。

图 4.21 都是由简单直线组成，当  $T$  属于每一温度段时，均可根据数学中三点确定一线方法求出操作温度  $T$  在表 4.24 中对应的模糊函数的选定值。

当  $-273^{\circ}\text{C} < T < \text{熔点}$ ，对应的选定值  $X$  可据下式得：

$$\frac{15}{\text{熔点} + 273} = \frac{X}{T + 273} \quad (4.3)$$

当熔点<T<闪点,

$$\frac{25-15}{\text{闪点}-\text{熔点}} = \frac{X-15}{T-\text{熔点}} \quad (4.4)$$

当闪点<T<沸点,

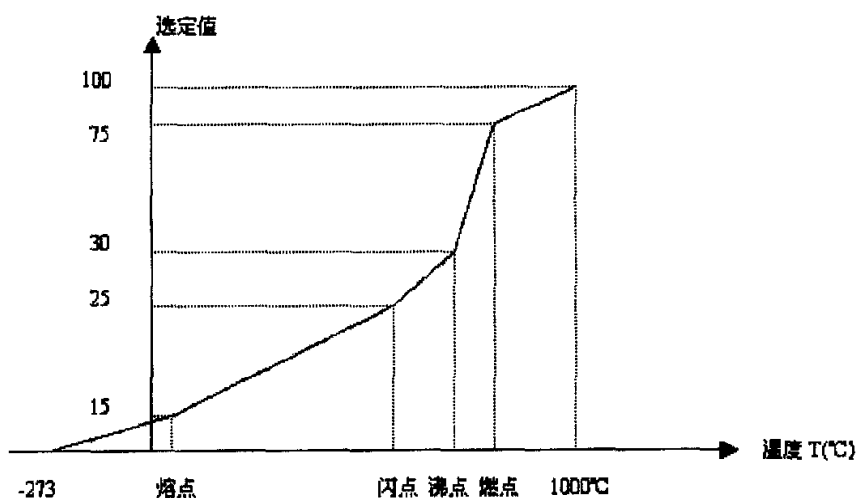
$$\frac{30-25}{\text{沸点}-\text{闪点}} = \frac{X-25}{T-\text{闪点}} \quad (4.5)$$

当沸点<T<燃点,

$$\frac{75-30}{\text{燃点}-\text{沸点}} = \frac{X-30}{T-\text{沸点}} \quad (4.6)$$

当燃点<T<1000℃,

$$\frac{100-75}{1000-\text{燃点}} = \frac{X-75}{T-\text{燃点}} \quad (4.7)$$



注：假设  $T_{\max}=1000^{\circ}\text{C}$ ， $T_{\min}=-273^{\circ}\text{C}$ ，实际操作温度在其主要物质燃点以上且大于  $T_{\max}$ ，选定值为 100；选定值最大为 100，最小为 0。

图 4.21 操作温度的模糊函数的选定值确定方法设计

参照风险分析矩阵 RAC，两个输入参数(指标)建立其相应的评价矩阵，根据“反应条件”危险性优先顺序构成一个  $5 \times 5$  的二维矩阵，即模糊规则，如表 4.26 所示。模糊函数图及模糊推理曲面图如下图所示。

表 4.24 “操作温度”的模糊函数设计

输入参数	分级	代码	等级判据	高温系数	模糊分布类型	模糊函数
操作温度 T(wendu)	很低危险	VL	T≤熔点	15	梯形	(0 0 15 20)
	低危险	L	T>熔点	20	三角	(15 20 25)
	中危险	M	T>闪点	25	三角	(20 25 30)
	高危险	H	T>沸点	30	三角	(25 30 75)
	很高危险	VH	T>燃点	75	梯形	(30 75 100 100)

表 4.25 “操作压力”的模糊函数设计

输入参数	分级	代码	等级判据(bar)	模糊分布类型	模糊函数
操作压力 (yali)	很低危险	VL	0~5	梯形	(0 0 2.5 15)
	低危险	L	5~25	三角	(2.5 15 37.5)
	中危险	M	25~50	三角	(15 37.5 125)
	高危险	H	50~200	三角	(37.5 125 200)
	很高危险	VH	>200	梯形	(125 200 +∞ +∞)

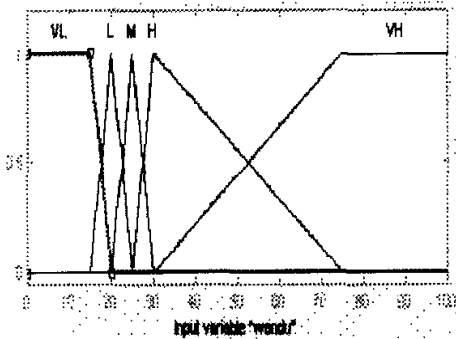


图 4.22 “操作温度”的模糊函数图

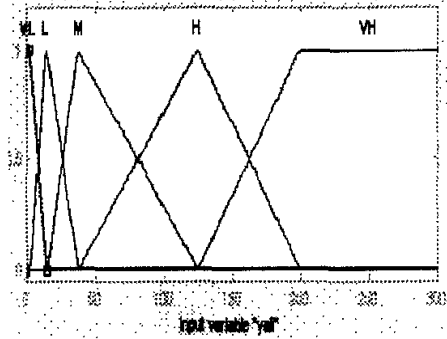


图 4.23 “操作压力”的模糊函数图

表 4.26 IF(“操作压力” is \_\_)AND(“操作温度” is \_\_)THEN(“反应条件” is \_\_)的推理规则

反应条件 (fanyingtiaojian)		操作温度				
操作压 力	很低危险	很低危险	低危险	中危险	高危险	很高危险
	很低危险	很低	很低	低	中	高
	低危险	很低	低	中	高	高
	中危险	低	中	中	高	很高
	高危险	中	高	高	很高	极高
	很高危险	高	高	很高	极高	极高

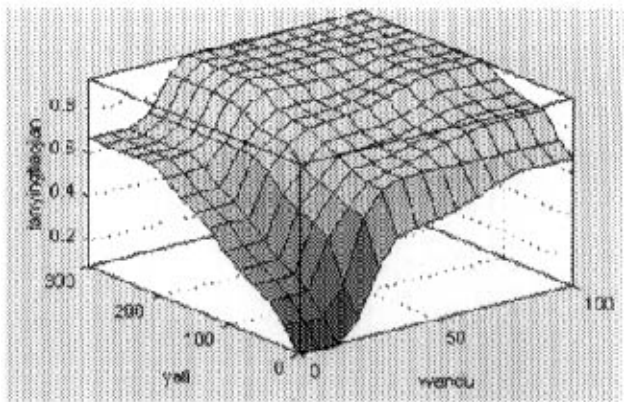


图 4.24 输出参数“反应条件”的模糊推理曲面图

4.4.8 “工艺反应条件危险”模糊推理系统

对化工生产来说，物料的量若尽量少，即使发生泄漏中毒和火灾爆炸造成的后果影响也是有限的。在设备装置中，危险化学品的数量不同，而且在不同的环境下和不同的设备装置中，都会具有不同的危险性程度，例如生产设备装置或者储存设备装置，室内和室外以及地下。

本文“工艺反应条件危险”模糊推理系统为

IF (“物料的量” is \_\_) AND (“反应条件” is \_\_),  
THEN (“工艺反应条件危险” is \_\_)。

“物料的量”分为 6 个等级<sup>[34]</sup>，其模糊函数的设计详见表 4.27。“反应条件”是由以上“操作压力”和“操作温度”的输出参数(指标)得出，其危险等级为 6 级，模糊函数的设计详见表 4.28。

表 4.27 “物料的量”的模糊函数设计

输入参数	分级	等级代码	等级判据 (室内)(t)	分级判据(室 外地下)(t)	模糊分 布类型	模糊函数(室外地 下/10)
物料的量 (wulioliang)	很少	VL	0~1	0~10	梯形	(0 0 0.5 5.5)
	少	L	1~10	10~100	三角	(0.5 5.5 30)
	中	M	10~50	100~500	三角	(5.5 30 125)
	多	H	50~200	500~2000	三角	(30 125 350)
	很多	VH	200~500	2000~5000	三角	(125 350 500)
	巨多	VVH	500 以上	5000 以上	梯形	(350 500 +∞ +∞)

参照风险分析矩阵 RAC，两个输入参数(指标)建立其相应的评价矩阵，根据“工艺反应条件危险”危险性优先顺序构成一个 6×6 的二维矩阵，即模糊规则，如表 4.29 所



示。模糊函数图及模糊推理曲面图如下图所示。

表 4.28 “反应条件”的模糊函数设计

输入参数	等级	代码	分布类型	模糊函数
反应条件 (fanyingtiaojian)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.67)
	高危险	H	三角	(0.5 0.67 0.83)
	很高危险	VH	三角	(0.67 0.83 1)
	极高危险	VVH	三角	(0.83 1 1)

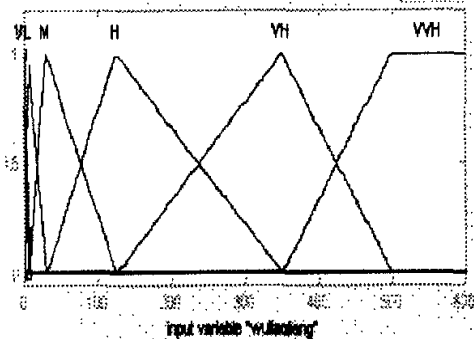


图 4.25 “物料的量”的模糊函数图

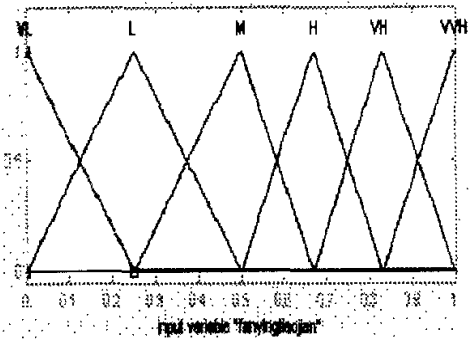


图 4.26 “反应条件”的模糊函数图

表 4.29 IF(“物料的量” is\_\_)AND(“反应条件” is\_\_)  
THEN(“工艺反应条件危险” is\_\_)的推理规则

工艺反应条件危险 (gongyifytjwx)		物料的量					
		很少	少	中	多	很多	巨多
反应 条件	很低危险	很低	很低	低	中	中	中
	低危险	很低	低	中	中	高	高
	中危险	低	中	中	高	很高	很高
	高危险	中	中	高	很高	很高	极高
	很高危险	高	高	很高	很高	极高	极高
	极高危险	很高	很高	很高	极高	极高	极高

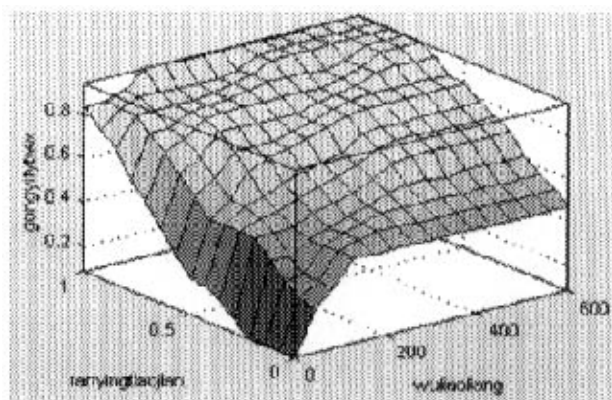


图 4.27 输出参数“工艺反应条件危险”的模糊推理曲面图

#### 4.4.9 “工艺条件及设备本质安全”模糊推理系统

本文“工艺条件及设备本质安全”模糊推理系统为

IF(“装置设备本质安全” is \_\_)AND(“工艺反应条件危险” is \_\_),  
THEN(“工艺条件及设备本质安全” is \_\_)。

“装置设备本质安全”是以“装置结构和类型等”来衡量。“装置设备本质安全”等级分为 5 级，其模糊函数的设计详见表 4.31。“工艺反应条件危险”是由以上“反应条件”和“物料的量”的输出参数(指标)，其危险等级为 6 级，模糊函数的设计详见表 4.32。

装置设备本质安全在此主要考虑安全泄压装置、设备制造材料以及装置类型等。

常用的安全泄压装置类型有阀型和爆破型，主要作用是为了防止设备和容器内压力过高而爆炸，包括防止物理性爆炸和化学性爆炸。它们是确保压力容器安全运行不可缺少的组成部分，但并不是每一台容器设备都必须装有安全泄压装置。例如在连续的操作系统中如果几台容器设备的许用压力相同，压力来源也相同，而且气体的压力在每个容器中又不会自行升高时，则可以在整个同压力系统(连接管道或其中的一个容器上)内装设一个安全泄压装置。只有那些由于某种原因，压力在容器内有可能升高的容器，才需要单独装设安全泄压装置。

设备装置的选材应考虑介质的腐蚀性、容器的结构类型、容器内的压力、温度及材料的加工性能等。在这种情况下，一般采用碳钢壳体、耐腐蚀金属或非金属衬里来解决

腐蚀问题。外层的高强度碳钢壳体承受内压引起的应力,壳体內的衬层达到防腐的目的。采用衬里的选择,则需要根据介质特性、工作压力、工作温度、容器内径和容积大小等情况而定。

工业生产中使用的容器设备类型有圆筒形容器、球形罐等。各种类型容器设备的使用范围不同,所能承受的压力也不同,安全特性也不同。从加工制造方面来看,球形容器的加工、制造、热处理以及安装都具有一定的困难。特别是它的焊缝长,焊接工作量大,焊接质量和探伤要求也较高。同样体积的容器,球形容器要比圆筒形容器表面积小,板材也用得少。而且作为反应或传质,传热用容器,既不利于在内部安装附件装置,也不便于内部相互作用介质的流动。所以对用作储存、反应、传热和分离容器的选择有一定的影响。

这些因素对化工工艺设备本身所固有的安全性影响较大,其输入参数的危险系数较难确定,需要一定的技术基础及丰富经验才能得出其装置设备的本质安全化程度,所以在本文中此项系数求助于专家的判定,根据化工工艺设备的实际安全状况,并结合工艺设备本身所固有的安全装置、材料和容器类型等来得出“装置设备本质安全”此指标的危险程度系数。

参照风险分析矩阵 RAC,两个输入参数(指标)建立其相应的评价矩阵,根据“工艺条件及设备本质安全”危险性优先顺序构成一个  $5 \times 6$  的二维矩阵,即模糊规则,如表 4.33 所示。模糊函数图及模糊推理曲面图如下图所示。

表 4.31 “装置设备本质安全”的模糊函数设计

输入参数	分级	等级判据	代码	模糊类型	模糊函数
装置设备本质安全 (zhuangzhisbBA)	很低危险	几乎无事故	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	很少事故	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	偶然出现事故	M	三角	(0.25 0.5 0.75)
	高危险	可能出现事故	H	三角	(0.5 0.75 1)
	很高危险	频繁出现事故	VH	三角	(0.75 1 1)

表 4.32 “工艺反应条件危险”的模糊函数设计

输入参数	危险等级	代码	模糊类型	模糊函数
工艺反应条件 危险 (gongyifytjwx)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.67)
	高危险	H	三角	(0.5 0.67 0.83)
	很高危险	VH	三角	(0.67 0.83 1)
	极高危险	VVH	三角	(0.83 1 1)

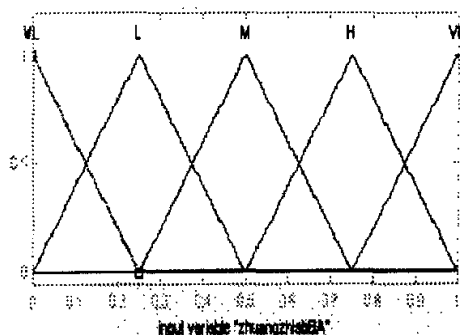


图 4.28 “装置设备本质安全”的模糊函数图

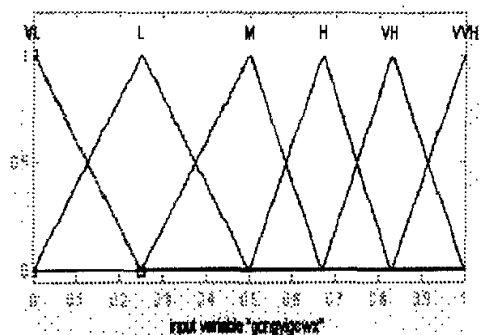


图 4.29 “工艺反应条件危险”的模糊函数图

表 4.33 IF(“装置设备本质安全” is   )AND(“工艺反应条件危险” is   )

THEN(“工艺条件及设备本质安全” is   )的推理规则

工艺条件及设备本质安全(gongyitjsbBA)		装置设备本质安全				
		轻微危险	低度危险	中度危险	高度危险	很高危险
工艺反应条件危险	很低危险	很低	很低	低	中	高
	低危险	很低	低	低	中	高
	中危险	低	中	中	高	很高
	高危险	中	中	高	很高	极高
	很高危险	中	高	很高	极高	极高
	极高危险	高	很高	极高	极高	极高

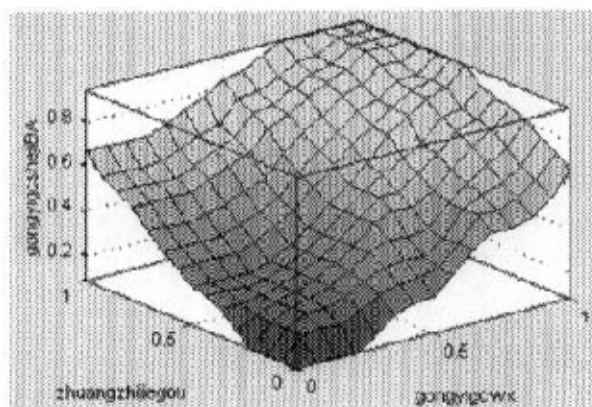


图 4.30 输出参数“工艺条件及设备本质安全”的模糊推理曲面图

#### 4.4.10 “化工工艺设备总体本质安全”模糊推理系统

综上所述，“化工工艺设备总体本质安全”的危险程度可以利用“工艺条件及设备本质安全”和“化工原料本质安全”之间的危险程度的模糊关系推理出。

本文“化工工艺设备总体本质安全”模糊推理系统为

IF(“化工原料本质安全” is<sub>1</sub>)AND(“工艺条件及设备本质安全” is<sub>2</sub>),

THEN(“化工工艺设备总体本质安全” is<sub>3</sub>).

“工艺条件及设备本质安全”是以上“装置设备本质安全”和“工艺反应条件危险”两个输入参数(指标)通过模糊推理出的输出参数(指标),其危险等级为 6 级,模糊函数的设计详见表 4.34。“化工原料本质安全”是上文“反应危险”和“原料危险”两个输入参数(指标)通过模糊推理的输出参数(指标),其危险等级为 5 级,模糊函数的设计详见表 4.35。同样,输出参数(指标)“化工工艺设备总体本质安全”的模糊函数设计如表 4.36 所示。

表 4.34 “工艺条件及设备本质安全”的模糊函数设计

输入参数	危险等级	代码	模糊类型	模糊函数
工艺条件及设备本质安全 (gongyitjsbBA)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.67)
	高危险	H	三角	(0.5 0.67 0.83)
	很高危险	VH	三角	(0.67 0.83 1)
	极高危险	VVH	三角	(0.83 1 1)

表 4.35 “化工原料本质安全”的模糊函数设计

输入参数	危险等级	代码	模糊类型	模糊函数
化工原料本质安全 (huagongyuanliaoBA)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.75)
	高危险	H	三角	(0.5 0.75 1)
	很高危险	VH	三角	(0.75 1 1)

表 4.36 “化工工艺设备总体本质安全”的模糊函数设计

输出参数	危险等级	代码	模糊类型	模糊函数
化工工艺设备总体本质 安全(huagonggysbZBA)	很低危险	VL	三角	(0 0 0.25)
	低危险	L	三角	(0 0.25 0.5)
	中危险	M	三角	(0.25 0.5 0.75)
	高危险	H	三角	(0.5 0.75 1)
	很高危险	VH	三角	(0.75 1 1)

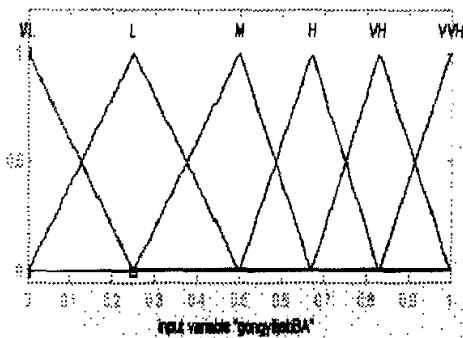


图 4.31 “工艺条件及设备本质安全”  
的模糊函数图

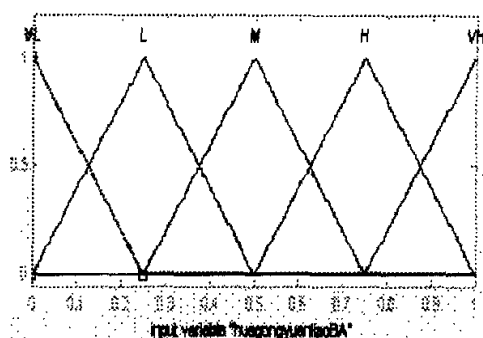


图 4.32 “化工原料本质安全”  
的模糊函数图

参照风险分析矩阵 RAC，两个输入参数(指标)建立其相应的评价矩阵，根据“化工工艺设备总体本质安全”危险性优先顺序构成一个 6×5 的二维矩阵，即模糊规则，如表 4.37 所示。模糊函数图及模糊推理曲面图如下图所示。

表 4.37 IF(“化工原料本质安全” is\_)AND(“工艺条件及设备本质安全” is\_),  
THEN(“化工工艺设备总体本质安全” is\_)的推理规则

化工工艺设备总体本质安全		化工原料本质安全				
(huagonggyysbZBA)		很低危险	低危险	中危险	高危险	很高危险
工艺条件及 设备本质安全	很低危险	很低	很低	低	中	高
	低危险	很低	低	低	中	高
	中危险	低	中	中	高	很高
	高危险	中	中	高	很高	极高
	很高危险	中	高	很高	极高	极高
	极高危险	高	很高	极高	极高	极高

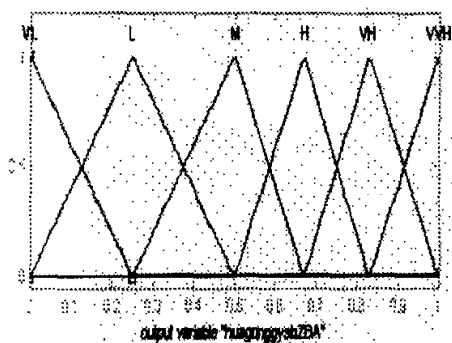


图 4.33 输出参数“化工工艺设备总体本质安全”的模糊函数图

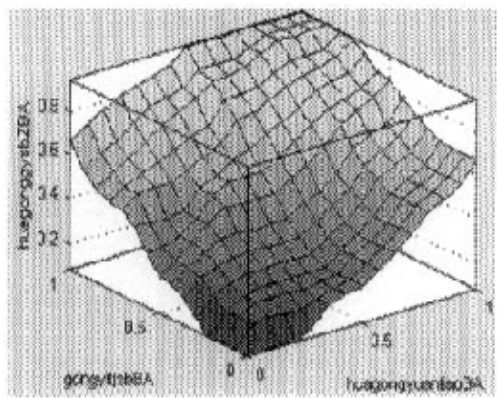


图 4.34 输出参数“化工工艺设备总体本质安全”的模糊推理曲面图

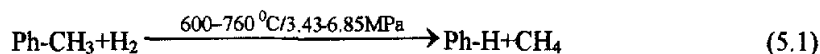
## 第 5 章 实例研究

### 5.1 实例简介

本文以甲苯脱烷基制取苯，可以采用催化加氢脱烷基化，或甲苯在高温氢气流下可以不用催化剂进行脱烷基制取苯，反应为剧烈放热反应。原料可以用甲苯、及其和二甲苯的混合物，或者含有苯及其他烷基芳烃和非芳烃的馏分<sup>[13]</sup>。

本文对甲苯脱烷基制取苯单元进行本质安全程度评价，先将主要的三个设备(贮存罐 TK-101、分离纯苯的回流罐 V-102 及反应釜)划定为三个小单元，应用本质安全程度评价模型进行评价，得出整个单元的总本质安全程度评价结果，最后选定在整个工艺设备单元中危险程度最高的反应釜，应用本质安全原理改变为另一工艺方案和反应釜容器的容量来进行本质安全程度评价，并比较其各方案中的反应釜工艺设备的本质安全程度评价结果。

反应方程式为：



其工艺流程如图 5.1 所示：

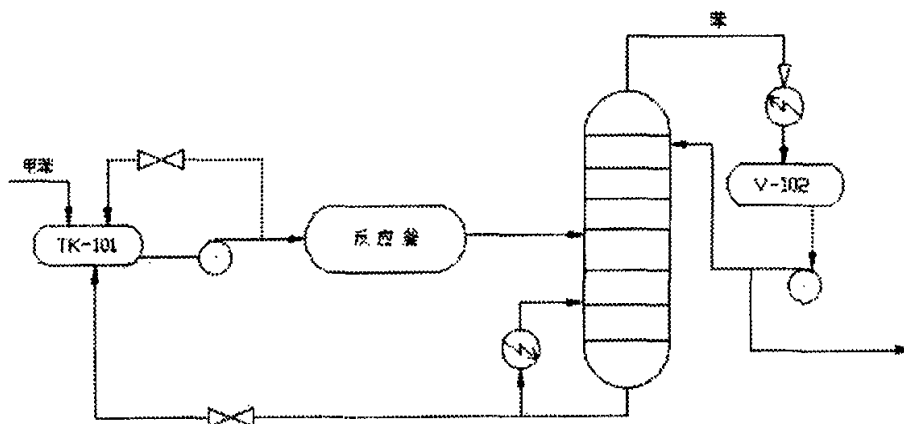


图 5.1 甲苯加氢脱烷基化制取苯的工艺流程图

以下是针对单元中的贮存罐 TK-101、用于分离纯苯的回流罐 V-102 和反应釜应用模糊推理模型进行本质安全程度评价。一些参数可见下图所示，其他参数说明如下。

## 1. TK-101 贮存罐

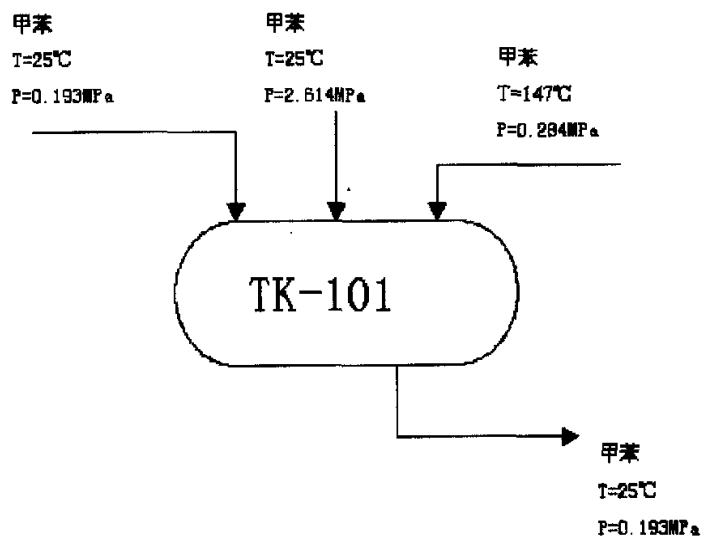


图 5.2 贮存罐 TK-101 的部分工艺参数

TK-101 设备设计情况如下：

- 操作温度：59°C
- 操作压力：0.202MPa
- 物料的量：120t
- 设备材料：碳钢

## 2. 分离纯苯的回流罐 V-102

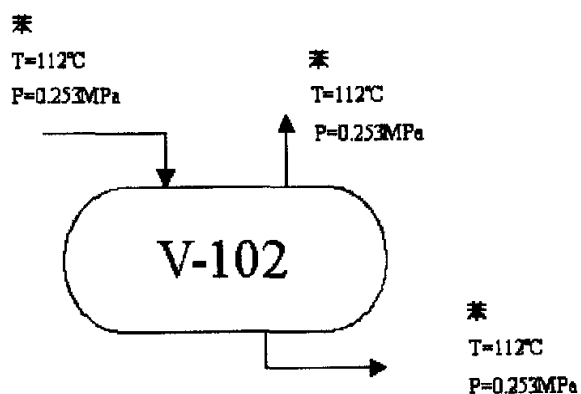


图 5.3 分离纯苯的回流罐 V-102 的部分工艺参数

V-102 设备设计情况如下：



- 操作温度：112℃
- 操作压力：0.253MPa
- 物料的量：150t
- 设备材料：碳钢

### 3. 加氢脱烷基反应釜

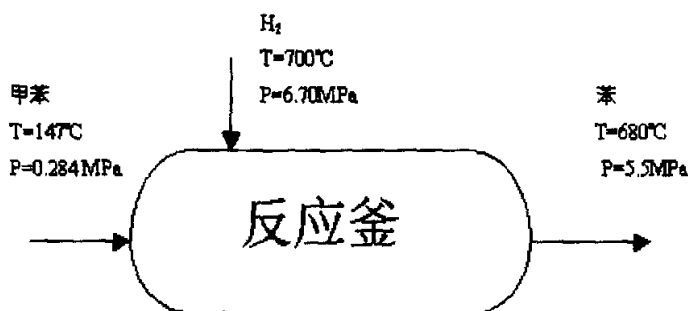


图 5.4 反应釜的工艺过程

反应釜设备设计情况如下：

- 操作温度：600~760℃
- 操作压力：3.43~6.85MPa
- 物料的量：200t
- 设备材料：碳钢

工艺 A 是由美国 Hydrocarbon Research 和 Atlantic Richfield 公司在 1962 年开发的 HDA 加氢脱烷基过程。原料采用甲苯，二甲苯。从反应釜不同部位通入氢气控制反应温度，反应温度 600-760℃，压力 3.43-6.85MPa，氢/烃比为 1-5，停留时间 5-30 秒。选择性 95%，收率 96-100%<sup>[64]</sup>。

## 5.2 实例计算

除了以上信息，根据相关标准和资料可获得以下需要的其他信息。由于化工工艺一些参数值并不是固定不变的，如操作温度是在一定范围内波动，所以本文考虑一些参数可能出现的最大值、大多数情况下正常值和最小值，即上限、正常情况、下限，所以在评价其本质安全程度时，将对这三种情况进行评价。

表5.1 苯、甲苯和氢气的一些基本理化常数

名称	甲苯	苯	氢气
闪点	4℃	-11℃	无
熔点	-94.9℃	5.5℃	-259.2℃
沸点	110.6℃	80.1℃	-252.8℃
燃点	535℃	562.22℃	
爆炸极限	1.2~7.0%	1.2~8.0%	4.1~74.1%
爆炸危险度	4.833	5.667	17.073
LD <sub>50</sub>	5000mg/kg	3306mg/kg	无
LD <sub>50</sub> 对数	3.699	3.519	无

### 5.2.1 TK-101 和 V-102 的本质安全程度评价过程

#### 1. TK-101 贮存罐的本质安全程度评价过程

评价过程如表 5.2，基本输入指标参数的输入值选择说明：

(1) TK-101 贮存罐中，此项系数主要是甲苯的危险特性(除毒性)，可查询 MSDS 得：

- ①甲苯蒸气与空气易形成爆炸性混合物；
- ②遇明火、高热会引起燃烧爆炸；
- ③遇易燃物、有机物会引起爆炸。

参照蒙德火灾、爆炸、毒性指标评价方法中特殊物质的危险性选定系数方法，得出危险性系数为 75，因此“反应相互作用”可取上限、正常情况、下限为 75。

(2) TK-101 贮存罐中，无化学反应放热，故取值为 0。

(3) 火焰传播速度为 100mm/s。

(4) TK-101 贮存罐的腐蚀速率为 0.95mm/a。

(5) TK-101 的操作温度上限、正常情况、下限为 25℃、59℃、147℃。T 为 25℃、59℃ 时，高于 TK-101 贮存罐中主要物质甲苯的闪点，低于甲苯的沸点，分别根据式(4.5)求得操作温度输入系数为 25.98、27.58；当 T 为 147℃ 高于其沸点，低于其燃点，根据式(4.6)求得操作温度输入系数为 33.86。故操作温度输入系数值可取为 25.98、27.58、33.86。

(6) TK-101 贮存罐的操作压力是在 0.202MPa(2.02bar)进行的，上限、下限可达到 0.284MPa(2.84bar)、0.193MPa(1.93bar)。

(7) 装置结构及类型等：安全保护措施较齐全，如安全阀，泄压阀等，工艺设备类型为圆筒形容器，设备材料为碳钢，设计较合理科学，结合于专家的意见，按照以往专

家经验很少或几乎无有事故发生，取上限、正常情况、下限值可取为 0.2。

表 5.2 TK-101 的本质安全程度评价结果

指标参数						上限	正常情况	下限
					放热反应	0	0	0
					反应相互 作用	75	75	75
		反应危险				0.250	0.250	0.250
				火灾危险	闪点	4	4	4
					爆炸危险 度	4.833	4.833	4.833
					火焰传播 速率	100	100	100
				爆炸危险		0.391	0.391	0.391
			火灾爆炸 危险			0.713	0.713	0.713
					腐蚀	0.95	0.95	0.95
					毒性	3.699	3.699	3.699
			潜在危险			0.454	0.454	0.454
		原料危险				0.702	0.702	0.702
	化工原 料本质 安全					0.692	0.692	0.692
					操作温度	33.86	27.58	25.98
					操作压力	2.84	2.02	1.93
				反应条件		0.49	0.347	0.29
					物料的量	120	120	120
			工艺反应 条件危险			0.646	0.535	0.453
			装置设备 本质安全		装置结构 和类型等	0.2	0.2	0.2
	工艺条 件及设 备本质 安全					0.423	0.408	0.400
化工工 艺设备 总体本 质安全 程度						0.493	0.486	0.483

## 2. V-102 回流罐的本质安全程度评价过程

评价过程如表 5.3，参数选择说明：

(1) V-102 回流罐中，此项系数主要根据苯的危险特性(除毒性)而定。由 MSDS 查得：

- ①苯蒸气与空气易形成爆炸性混合物；
- ②与氧化剂会发生强烈反应，遇明火、高热会引起燃烧爆炸；
- ③易产生或聚集静电，有燃烧爆炸危险。

参照蒙德火灾、爆炸、毒性指标评价方法中特殊物质的危险性选定系数方法，得此项危险性系数为 90，因此“反应相互作用”可取上限、正常情况、下限为 90。

(2) V-102 回流罐中，无化学反应放热，故取值为 0。

(3) 火焰传播速度为 100mm/s。

(4) V-102 回流罐的腐蚀速率为 0.95mm/a。

(5) V-102 回流罐的操作温度上限、正常情况、下限为 112℃，高于其沸点，低于其燃点，根据式(4.6)求得操作温度输入系数为 32.98。故操作温度的输入系数可取 32.98。

(6) V-102 回流罐的操作压力比较均匀，可将上限、正常情况、下限同时取 0.253MPa。

(7) 装置结构及类型等：同 TK-101，取上限、正常情况、下限值可取为 0.2。

表 5.3 V-102 回流罐的本质安全程度评价结果

指标参数					上限	正常情况	下限
				放热反应	0	0	0
				反应相互作用	90	90	90
		反应危险			0.334	0.334	0.334
			火灾危险	闪点	-11	-11	-11
				爆炸危险度	5.667	5.667	5.667
				火焰传播速率	100	100	100
			爆炸危险		0.426	0.426	0.426
			火灾爆炸危险		0.802	0.802	0.802
				腐蚀	0.95	0.95	0.95
				毒性	3.519	3.519	3.519
			潜在危险		0.505	0.505	0.505
		原料危险			0.847	0.847	0.847
	化工原				0.766	0.766	0.766

	料本质安全							
					操作温度	32.98	32.98	32.98
					操作压力	2.53	2.53	2.53
				反应条件		0.486	0.486	0.486
					物料的量	150	150	150
			工艺反应条件危险			0.669	0.669	0.669
			装置设备本质安全		装置结构和类型等	0.200	0.200	0.200
	工艺条件及设备本质安全					0.470	0.470	0.470
化工工艺设备总体本质安全程度						0.639	0.639	0.639

### 5.2.2 反应釜的本质安全程度评价过程

评价过程如表 5.4，参数选择说明：

- (1) 放热反应：甲苯加氢脱烷基制取苯是一个剧烈的放热反应，此系数可选取 100。
- (2) 反应相互作用：反应釜中，此项系数主要根据工艺设备中主要物质苯、甲苯和氢气的危险特性(除毒性)而定。以上已对甲苯和苯分析，由 MSDS 查氢气的危险特性得：

- ①与空气混合能形成爆炸性混合物；
- ②遇明火、高热会引起燃烧爆炸；
- ③遇卤素会引起燃烧爆炸危险。

参照蒙德火灾、爆炸、毒性指标评价方法中特殊物质的危险性选定系数方法，得出危险性系数为 90。结合甲苯和苯的“反应相互作用”值，取最大值。因此上限、正常情况、下限为 90。

- (3) 闪点：反应釜中主要物质是苯、甲苯和氢气，根据其各自的理化常数，苯的闪点较低，因此选-11℃。

- (4) 爆炸危险度：主要物质甲苯、苯和氢气爆炸危险性最高的是氢气，且其爆炸危

险度最高，选 17.073。

(5) 火焰传播速率为 100mm/s。

(6) 腐蚀速率为 0.95mm/a。

(7) 毒性选反应釜中毒性最强的物质，即苯的毒性，系数为 3.519。

(8) 操作温度为 600-760℃，上限、正常情况、下限温度分别为 760℃、680℃、600℃，均高于主要物质甲苯和苯的熔点、闪点及沸点、其燃点。可根据式(4.7)，选主要物质中的最低燃点(在此选甲苯燃点 535℃)计算，分别计算得为 87.097、82.796、78.495。因此操作温度的输入数分别是 87.097、82.796、78.495。

(9) 操作压力：3.43-6.85Mpa。上限压力为 6.85MPa(68.5bar)，正常情况为 5.14MPa(51.4bar)，下限为 3.43MPa(34.3bar)，所以操作压力的输入值分别为 68.5、51.4 和 34.3。

(10) 物质的量：上限、正常情况和下限均为 200t。

(11) 装置结构及类型等：同 TK-101 和 V-102，取上限、正常情况、下限值可取为 0.2。

表 5.4 反应釜的本质安全程度评价结果（方案一）

指标参数					上限	正常情况	下限
				放热反应	100	100	100
				反应相互作用	90	90	90
		反应危险			0.762	0.762	0.762
			火灾危险	闪点	-11	-11	-11
				爆炸危险度	17.073	17.073	17.073
				火焰传播速率	100	100	100
			爆炸危险		0.752	0.752	0.752
		火灾爆炸危险			0.941	0.941	0.941
				腐蚀	0.95	0.95	0.95
				毒性	3.519	3.519	3.519
		潜在危险			0.505	0.505	0.505
		原料危险			0.912	0.912	0.912
	化工原料本质安全				0.912	0.912	0.912
				操作温度	87.097	82.796	78.495

				操作压力	68.5	51.4	34.3
				反应条件	0.846	0.836	0.803
				物料的量	200	200	200
			工艺反 应条件 危险		0.844	0.843	0.842
			装置设 备本质 安全	装置结 构及类 型等	0.2	0.2	0.2
	工艺条件 及设备本 质安全				0.622	0.621	0.620
化工工 艺设备 总体本 质安全 程度					0.804	0.803	0.802

整个工艺单元中可以先对贮存罐 TK-101、工艺设备 V-102 和反应釜这三个小单元的本质安全程度评价,然后得出整个单元总体本质安全程度,即三个小单元的本质安全程度之和,即上限、正常情况、下限每个状态的危险程度相加,如表 5.5。同理,当有  $n$  个小单元时,可以  $n$  个相加。

表 5.5 甲苯高温加氢脱烷基制取苯单元的本质安全程度结果

危险程度 单元	上限	正常情况	下限
TK-101	0.493	0.486	0.483
V-102	0.639	0.639	0.639
反应釜	0.804	0.803	0.802
总体单元	1.936	1.928	1.924

甲苯加氢脱烷基制取苯单元中,每个小单元中的危险程度范围为 $[0,1]$ ,由三个小单元相加可得总单位危险程度范围是 $[0,3]$ 。总单元危险程度等级为中级时,且隶属度为 1 的情况,正常情况的危险程度应为 1.5。现正常情况的危险程度是 1.928,将需要考虑外加的安全保护系统来减少化学事故潜在危害。

### 5.3 部分应用本质安全原理后的反应釜

MHC 加氢脱烷基过程(工艺 B)由日本三菱石油化学公司和千代田建设公司在 1967 年开发。原料可以用甲苯等纯烷基苯,含非芳烃 30%以内的芳烃馏分。操作温度 500~800℃,操作压力 0.98MPa,氢/烃比为 1-10。过程选择性 97-99%(mol),产品纯度 99.99%<sup>[64]</sup>。

改变了操作温度、操作压力和物料的量,其他条件不变,选择不同的方案进行分析。容器物质的量由原来 200t 减为 100 t。操作温度 500~800℃,因此上限、正常情况、下限温度为 800℃、650℃、500℃,同理,前二者高于主要物质甲苯和苯的熔点、闪点及沸点、其燃点。根据式(4.7),选主要物质中的最低燃点(在此选甲苯燃点 535℃)计算,分别计算得 89.247、81.183。因为反应釜中主要物质是甲苯和苯,它们的燃点和沸点均不等,所以根据式(4.6)计算的下限温度有两种情况,由甲苯的熔点和沸点计算得 71.289,由苯的熔点和沸点计算得 69.193,取危险程度较高的最大值作为下限温度的输入值,即 71.289。因此操作温度的输入数分别是 89.247、81.183、71.289。部分评价过程见表 5.6、表 5.7、表 5.8。

以下将对另外可能的三种方案分别考虑:

方案二是采用工艺 A 和物料量为 100t;

方案三是采用工艺 B 和物料量为 200t;

方案四是采用工艺 B 和物料量为 100t。

表 5.6 方案二的本质安全程度评价的部分过程

指标参数						上限	正常情况	下限
	化工原料 本质安全					0.912	0.912	0.912
					操作温度	87.097	82.796	78.495
					操作压力	68.5	51.4	34.3
				反应条件		0.846	0.836	0.803
					物料的量	100	100	100
			工艺反 应条件 危险			0.835	0.834	0.797
			装置设 备本质 安全		装置结 构及类 型等	0.2	0.2	0.2
	工艺条件 及设备本					0.61	0.609	0.602



	质安全							
化工工 艺设备 总体本 质安全 程度						0.793	0.793	0.791

表 5.7 方案三的本质安全程度评价的部分过程

指标参数						上限	正常情 况	下限
	化工原料 本质安全					0.912	0.912	0.912
					操作温度	89.247	81.183	71.289
					操作压力	9.8	9.8	9.8
				反应条件		0.666	0.666	0.63
					物料的量	200	200	200
			工艺反 应条件 危险			0.827	0.827	0.785
			装置设 备本质 安全		装置结 构及类 型等	0.2	0.2	0.2
	工艺条件 及设备本 质安全					0.603	0.603	0.586
化工工 艺设备 总体本 质安全 程度						0.792	0.792	0.787

表 5.8 方案四的本质安全程度评价的部分过程

指标参数						上限	正常情 况	下限
	化工原料 本质安全					0.912	0.912	0.912
					操作温度	89.247	81.183	71.289
					操作压力	9.8	9.8	9.8
				反应条件		0.666	0.666	0.63
					物料的量	100	100	100
			工艺反 应条件 危险			0.771	0.771	0.697

			装置设备本质安全		装置结构及类型等	0.2	0.2	0.2
	工艺条件及设备本质安全					0.570	0.570	0.504
化工工艺设备总体本质安全程度						0.784	0.784	0.77

表 5.9 各方案的本质安全程度评价汇总表

方 案	本质安全程度评价参数		上限	正常情况	下限
	工艺条件	物料的量			
方案一	工艺 A	200t	0.804	0.803	0.802
方案二	工艺 A	100t	0.793	0.793	0.791
方案三	工艺 B	200t	0.792	0.792	0.787
方案四	工艺 B	100t	0.784	0.784	0.77

根据以上四种方案进行本质安全程度评价，可得出如下结论：

(1) 方案一和方案二、方案三和方案四比较可得，在相同的工艺下，减少物料的量，危险程度都降低，说明量少比量多本质较安全。

(2) 方案一和方案三、方案二和方案四比较可得，在相等的物料的量条件下，说明工艺 B 比工艺 A 本质较安全。

通过以上实例和方案验证表明，化工工艺设备设计应用本质安全原理是有效的，本文的本质安全程度评价模型也是可行的。

## 结 论

不管我们采用何种的外在安全保护措施来控制事故,都可能发生化工事故,因此有关专家提出了本质安全的概念和思想。Trevor Kletz 曾发表过演讲报告“你没有的东西不可能泄漏”,成了本质安全思想概括,实质上本质安全的主题思想是:消除永远大于控制。此方法表面上看来是很简单合理的一种方法,但是由于化工行业的复杂性,加上设计阶段数据本身较缺乏,而且时间有限,真正把化工工艺设备本质安全分析得很透彻很难,并且需要很大努力。

本质安全最重要的局限之一是缺乏一种完善的量化本质安全方法。另一局限是现可用的本质安全分析方法大多数仍是最大危险性分析,因此本文主要注重在分析最危险的化学品和容器装置。然而,危险在一定情况下是来自于几种因素之间的相互作用,因此很有必要对其进行详细分析。

本文的化工工艺设备本质安全主要研究设计阶段通过本质安全原理来消除或减少其潜在的危险源。化工工艺设备本质安全是一项崭新的、急待解决的课题,由于这方面的研究非常少,本文研究工作仍处于尝试和探索阶段。

本文建立了一个化工工艺设备本质安全程度评价模型,详细介绍了使用的 Mamdani 模糊推理算法,通过实例验证了该模型和方法的实用性和有效性。

本文主要研究内容如下:

1. 通过查阅大量资料,对本课题的研究意义和国内外研究现状进行分析,得出本文的研究是有必要的,且十分有意义的。
2. 根据本质安全概念和其主体思想,总结出本质安全原理,指出了实现化工工艺设备本质安全化的方法。
3. 从化工工艺设备所需使用的物质危险性、工艺过程危险、设备本身的安全装置等三个方面总体考虑,建立本质安全程度评价模型。
4. 在缺乏完善的量化本质安全方法的基础上,尝试利用 Mamdani 模糊推理系统进行本质安全程度评价,并具体分析 Mamdani 运算工具的可行性和可用性。

5. 通过实例分析证明了该模型的可行性和有效性, 并说明了应用本质安全原理设计的设备, 可以减少化工事故发生的可能性和降低化工事故发生的严重性。

#### 对进一步研究工作的建议和展望

化工工艺设备本质安全程度研究是一项复杂、巨大的系统工程, 其研究范围广, 需要考虑的因素多, 涉及的理论和学科多, 这增加课题解决和研究的复杂性和艰巨性。本文的研究工作仍处于探索阶段, 许多工作尚需进一步的研究:

本文初步建立了模型, 但由于时间及本人的能力水平均有限, 研究不甚全面, 今后还需要对化工工艺设备本质安全程度评价指标体系进一步的完善, 应考虑慢性中毒、水体的污染、对空气的污染等。

此外, 模糊推理系统中一些隶属函数的确定仅采用专家的意见, 间接使用可应用的数据, 建议应尽可能直接使用已有的数据, 这样评价效果更好。

今后本质安全程度评价模型可用 VB 或其他计算机语言创建一个可视化的页面, 直接输入化工工艺设备设计阶段可用的数据, 得出评价结果, 可以减少很多不必要的计算量。此外, 它还需要结合工艺模拟和费用估算, 制定出一个实际生活中合理可用的化学工艺设备本质安全程度计算。

另外, 运输是本质安全的另一个重要方面, 因为每次运输的量越多, 会增加每次运输的危险性, 而要减少每次运输的危险性, 可以减少每次运输的量, 但是减少量的同时, 运输次数增加了, 所以本质安全也需要对它进行考虑。

## 参考文献

1. 隋鹏程, 陈宝智, 隋旭. 安全原理[M]. 北京: 化学工业出版社安全科学与工程出版中心, 2005
2. 田宏. 多态系统风险分析的研究[D]: [博士学位论文]. 沈阳: 东北大学, 2000
3. 吴穹, 许开立. 安全管理学[M]. 北京: 煤炭工业出版社, 2002
4. 高永庭. 防火防爆工学[M]. 北京: 国防工业出版社, 1989
5. 商钧, 余薄泉. 安全本质化与本质安全化概念初探[J]. 中国安全科学学报. 1992, 2(3): 63-64
6. 曹琦. 人机环境系统本质安全化原理[J]. 劳动保护科学技术, 1996, 16(2): 33-35
7. 崔克清, 张礼敬, 陶刚. 化工安全设计[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004
8. <http://www.fjsafety.gov.cn/info/883-1.htm>
9. 王梦蓉. 危险反应事故的统计分析与预防[J]. 安全、健康和环境. 2005, 5(8): 11-13
10. 宋建池, 范秀山, 王训道. 化工厂系统安全工程[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004
11. Kletz, T. A. (1989), Friendly Plants, Process Safety Progress, (85): 18-26
12. T.A Kletz, Process Plants – A Handbook for Inherently Safer Design, 2nd Edition, Taylor & Francis, Philadelphia, 1998
13. MICHELA GENTILE, Development of a Hierarchical Fuzzy Model for the Evaluation of Inherent Safety: [DOCTOR OF PHILOSOPHY], America: Texas A&M University, 2004
14. Faisal I. Khan & Brian Veitch, Paul R. Amyotte. Evaluation of Inherent Safety Potential in Offshore Oil and Gas Activities. 23rd International Conference on Offshore Mechanics and Arctic Engineering, Vancouver, British Columbia, Canada. 2004(6): 20-25
15. Hendershot, D.C. (1993), Inherently Safer Plants, Chapter 2 in Guidelines for Engineering Design for Process Safety, edited by the Center for Chemical Process Safety, American Institute of Chemical Engineers, NY
16. Valente de Oliveira J, A Design Methodology for Fuzzy System Interfaces, Fuzzy System, IEEE Transactions, 1995, 3(4): 404-414
17. Marshall V.C and Ruhemann S, An anatomy of hazard systems and its application to acute process hazards, Trans. IChemE, Pt.B, Process Safety and Environmental Process, 1997, 75: 65-70
18. <http://www.nsc.gov.tw/dept/pla/comprehensive/opinions/94opinion/>
19. Mostafizur Rahman, Anna-Mari Heikkilä, Markku Hurme Mostafizur Rahman. Comparison of Inherent Safety Indices In Process Concept Evaluation
20. 胡冠华, 高振山. 化工制程本质较安全设计—化学危害分析与路径选择[J]. 化工. 2001, 48(4): 40-52
21. 陈丁硕, 高振山. 制程设计初期的风险评估与本质较安全的应用[J]. 化工. 2001, 48(4): 28-39
22. 王旭. 化工本质安全化设计[J]. 化工安全与环境. 2002(24): 8-10
23. 江涛. 论本质安全[J]. 中国安全科学学报. 2000, 10(5)
24. 中国标准化与信息分类编码研究所, 北京市劳动保护科学研究所, 中华人民共和国劳动部职业安全卫生监察局. GB/T 15236-94 职业安全卫生术语[S]. 国家技术监督局, 1995
25. 国家经贸委司(局)发文安全[2000]50号, 《机械工业职业安全卫生管理体系试行标准》
26. 中国标准研究中心, 中国合格评定国家认可中心, 中国进出口评定认可中心. GB/T 28001-2001 职业健康安全管理体系规范[S]. 中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局, 2001

27. 化工部第一设计院. HG20571-95 化工企业安全卫生设计规定[S]. 中华人民共和国化学工业部, 1995
28. 彭蔚华, 熊大彬. 压力容器安全工程学[M]. 北京: 航空工业出版社, 1993
29. 中国石油天然气总公司环境监测总站, 胜利石油管理局安全处, 石油地球物理勘探局卫生防疫站. SY/T6276-1997 石油天然气工业健康、安全与环境管理体系[S]. 中国石油天然气总公司, 1997
30. 中国职业安全健康协会组织, 《安全小康社会发展战略研究报告》
31. 胡晨. 工艺安全设计——石化工程本质安全设计的核心[J]. 石油化工设计. 1999, 16(4): 19-21
32. 高吉峰. 本质安全型设计——新建装置和现役装置面临的挑战[J]. 石油安全. 2004, 5(1): 33-35
33. A Note of a Working Party. Inherently Safer Chemical Processes, the Environment Health and Safety Committee [EHSC] of the Royal Society of Chemistry
34. Shailesh Shah, A Hierarchical Approach for Assessment of Principal Hazards in Early Stages of Chemical Process Design: [the degree of Doctor of Technical Sciences]. Indian: Chemical Engineering Indian Institute of Technology Delhi (IITD), 2004
34. Anna-Mari, Inherent Safety in Process Plant Design An Index-Based Approach: [Dissertation for the Degree of Doctor of Technology]. Helsinki University of Technology (Espoo, Finland), 1999.
35. D Mansfield, L Poulter, T Kletz. Improving Inherent Safety. Health and Safety Executive-Offshore Technology Report
36. David A. Moore, PE, CSP. Incorporating Inherently Safer Design Practices into Process Hazard Analysis, David A. Moore, PE, CSP
37. Paul Baybutt Primatech Inc. Inherent Security: Protection Process Plants Against Threats. Safety. 2003(12): 35-38
38. 崔克清, 张礼敬, 陶刚. 安全工程与科学导论[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004
39. 刘 茂, 吴宗之. 应急救援概论——应急救援系统及计划[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004
40. 王孝元. 工业危险消除与控制[M]. 北京: 中国标准出版社, 2003
41. 闻新, 周露, 李东江等. MATLAB模糊逻辑工具箱的分析与应用[M]. 北京: 科学出版社, 2001
42. 曹谢东. 模糊信息处理及应用[M]. 北京: 科学出版社, 2003
43. 张聪霞. 模糊控制系统在临钢焦化分厂化产车间洗涤、脱酸蒸氨工程中的应用研究[D]: [硕士学位论文], 西安: 西安建筑科技大学, 2001
44. 陈洪波. 基于组件的模糊推理技术的研究与应用[D]: [硕士学位论文]. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学, 2003
45. Michela Gentile, William J Rogers, M Sam Mannan. Development of an inherent safety index based on fuzzy logic. American Institute of Chemical Engineers. AIChE Journal. New York: 2003, 49(4): 959—968
46. Sudhir Agarwal, Pascal Hitzler. Modeling Fuzzy Rules with Description Logics. Institute of Applied Informatics and Formal Description Methods (AIFB), University of Karlsruhe (TH), Germany.
47. Mohammad R. Emami, I. Burhan T`urksen, Senior Member, et al. Development of A Systematic Methodology of Fuzzy Logic Modeling. IEEE TRANSACTIONS ON FUZZY SYSTEMS, 1998, 6(3)
48. 张相禧, 高峰. 提高人-机-环境系统本质安全化程度的途径[J]. 工业安全与防尘. 1997, 7: 35-37
49. 国家安全生产监督管理局. 危险化学品安全评价[M]. 北京: 中国石化出版社, 2003
50. 郭尹亮. 典型化工反应装置危险性分析[D]: [硕士学位论文]. 沈阳: 东北大学, 2004
51. 刘铁成, 张兴凯, 刘攻智. 安全评价方法应用指南[M]. 北京: 化学工业出版社, 2005

52. 陈让曲. 石油化工装置的安全设计[J]. 炼油技术与工程. 2003, 33(2): 57-62
53. 杨泗霖. 防火与防爆[M]. 北京: 北京经济学院出版社, 1991
54. 蔡凤英, 谈宗山, 孟赫等. 化工安全工程[M]. 北京: 科学出版社, 2001
55. 冯肇瑞, 杨有启. 化工安全技术手册[M]. 北京: 化学工业出版社, 1993
56. 李荫中. 石油化工防火防爆手册[M]. 北京: 中国石化出版社, 2003
57. 张广华, 张海峰, 万世波. 危险化学品生产安全技术与管理[M]. 北京: 中国石化出版社, 2004
58. 刘荣海, 陈网桦, 胡毅亭. 安全原理与危险化学品测评技术[M]. 北京: 化学工业出版社, 2004
59. 赵朝义. 人一机一环境系统的本质安全化研究[D]: [博士后学位论文]. 上海: 同济大学, 2002
60. 丁玉兰, 郭钢, 赵江洪. 人机工程学[M]. 北京: 北京理工大学出版社, 2001
61. 李家军, 杨莉. 对隶属函数确定方法的进一步探讨[J]. 贵州工业大学学报(自然科学版). 2004, 33(6): 1-4
62. 余琼芳, 陈迎松. 模糊数学中隶属函数的构造策略[J]. 漯河职业技术学院学报. 2003, 2(1): 12-14
63. 谢季坚. 模糊数学方法及其应用(第二版)[M]. 武汉: 华中理工大学出版社, 2000
64. <http://wiki.foreprinciple.org/mediawiki-1.3.8/index.php?title=%E8%8B%AF>
65. American Insitute of Chemical Engineers. Inherent Safer Chemical Processes: a Life Cycle Approach. AIChE, Center for Chemical Process Safety. New York, 1996
66. 蒋维根, 马祖健. 试论石化企业的本质安全化[J]. 金山油化纤. 1998(1): 56-60

### 攻读硕士期间发表(含录用)的学术论文

1. 田宏, 杨光, 付燕平. 被动式爆炸抑制技术. 工业安全与环保. 2005 Vol.31 No.11: 42-43
2. 吴穹, 田宏, 付燕平, 陈宝智. 元素失效相依时系统失效概率的计算. 系统工程与电子技术, 2004 Vol.26 No.12: 1933-1935
3. 杨光, 付燕平, 田宏. 大型仓储式超市的火灾危险性及人员安全疏散分析. 工业安全与环保. 2006 Vol.32 No.1: 49-51
4. 付燕平, 杨光, 田宏. 源液室火灾爆炸危险性分析及风险控制措施. 工业安全与环保 (已录用)



## 致 谢

本文由始至终是在我的指导老师田宏教授的悉心指导、关怀和帮助下完成的。

指导老师知识渊博、平易近人的工作作风给我留下了永生难忘的印象。特别是导师严谨的治学态度，崇高的敬业精神，严于律己，宽以待人的做人品格，使我受益终生。在导师的指导下不仅学到了理论知识，更重要的是掌握了科学系统的科研方法，并且在生活等其它方面都给了莫大的支持和帮助。在此，谨向恩师表示衷心的感谢和由衷的敬意。

在论文的研究过程中，感谢吴穹教授、高永庭教授、王旭副教授等，以及安全工程学院的其他老师们给予的教导和帮助。

感谢我的家人对我多年学习和生活的支持及鼓励，没有他们的关怀和鼓励我无法顺利完成学业。

感谢我的同学郭锐、杨光、朱俊鸿、雷颖、闫红敏、田原……，在攻读硕士学位期间给予的支持和帮助。

最后，感谢各位评阅老师对本文的评阅和赐教。

作者：付燕平