



# 中华人民共和国国家标准

GB/T 26610.5—2014

---

## 承压设备系统基于风险的检验实施导则 第 5 部分：失效后果定量分析方法

Guideline for implementation of risk-based inspection of  
pressure equipment system—  
Part 5: Quantitative analysis approach of failure consequence

2014-05-06 发布

2014-12-01 实施

中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局  
中国国家标准化管理委员会 发布

## 目 次

前言 .....	I
1 范围 .....	1
2 规范性引用文件 .....	1
3 术语和定义、符号 .....	1
4 总则 .....	4
5 失效后果定量分析的一般原则 .....	5
6 代表性介质及相关物性的选取 .....	6
7 介质泄漏分析计算 .....	11
8 燃烧与爆炸后果面积计算 .....	14
9 毒性后果面积计算 .....	20
10 无毒性非可燃后果面积计算 .....	24
11 面积后果的确定 .....	25
12 经济后果计算 .....	26
附录 A (规范性附录) 安全阀开启失效后果定量分析方法 .....	30
附录 B (规范性附录) 安全阀泄漏失效后果定量分析方法 .....	33
附录 C (规范性附录) 热交换器管束失效后果定量分析方法 .....	36
附录 D (规范性附录) 泄漏孔直径和潜在的最大介质泄漏量的选取原则 .....	38
附录 E (资料性附录) 经济后果分析的相关数据表 .....	40

## 前 言

GB/T 26610《承压设备系统基于风险的检验实施导则》分为 5 个部分：

- 第 1 部分：基本要求和实施程序；
- 第 2 部分：基于风险的检验策略；
- 第 3 部分：风险的定性分析方法；
- 第 4 部分：失效可能性定量分析方法；
- 第 5 部分：失效后果定量分析方法。

本部分为 GB/T 26610 的第 5 部分。

本部分按照 GB/T 1.1—2009 给出的规则起草。

本部分参考了 API RP 581《基于风险的检验》，并结合我国的实际情况制定。

本部分由全国锅炉压力容器标准化技术委员会(SAC/TC 262)提出并归口。

本部分起草单位：中国特种设备检测研究院、合肥通用机械研究院、南京工业大学、江苏省特种设备安全监督检验研究院、中国石油天然气股份有限公司、中国石油化工股份公司上海石化分公司、中国石油天然气股份有限公司广西石化分公司、大庆油田锅炉压力容器检验所、中国石油化工股份公司燕山石化分公司、上海特种设备监督检验技术研究院、宁波特种设备检验研究院、杭州市特种设备检测院、天津石化机械研究所、中国石油化工股份公司齐鲁石化分公司。

本部分主要起草人：谢铁军、谢国山、李光海、杨铁成、胡久韶、朱建新、赵建平、缪春生、宋晓江、金强、李伟、刘农基、单洪翔、赵宝成、汤晓英、竺国荣、李伟忠、李春树、苗均珂、刘文、王笑梅。

# 承压设备系统基于风险的检验实施导则

## 第 5 部分:失效后果定量分析方法

### 1 范围

GB/T 26610 的本部分规定了承压设备系统基于风险的检验(以下简称 RBI)过程中面积后果和经济后果的定量分析方法。

本部分适用于 GB/T 26610.1 所指的承压设备系统。

### 2 规范性引用文件

下列文件对于本文件的应用是必不可少的。凡是注日期的引用文件,仅注日期的版本适用于本文件。凡是不注日期的引用文件,其最新版本(包括所有的修改单)适用于本文件。

GB 150.1 压力容器 第 1 部分:通用要求

GB/T 26610.1 承压设备系统基于风险的检验实施导则 第 1 部分:基本要求和实施程序

GB/T 26610.4 承压设备系统基于风险的检验实施导则 第 4 部分:失效可能性定量分析方法

HG 20660 压力容器化学介质毒性危害和爆炸危险程度分类

TSG D0001 压力管道安全技术监察规程——工业管道

### 3 术语和定义、符号

#### 3.1 术语和定义

下列术语和定义适用于本文件。

##### 3.1.1

**经济后果 financial consequence**

设备失效导致的经济损失,包括设备检修或更换成本、设备失效影响区域中其他设备的破坏成本、介质泄漏和由于设备检修或更换所导致的停工成本、失效所导致人员伤害成本、环境清理成本。

##### 3.1.2

**面积后果 area consequence**

根据设备失效影响的区域面积大小而确定的后果,包括设备破坏面积后果以及人员伤害面积后果。

##### 3.1.3

**自燃温度 auto-ignition temperature**

可燃物质在没有外部火焰、火花等火源的作用下,因受热或自身发热并蓄热发生自行燃烧的最低温度。

##### 3.1.4

**连续泄漏 continuous release**

泄漏持续时间较长,泄漏出来的介质呈椭圆形状扩散。

##### 3.1.5

**瞬时泄漏 instantaneous release**

快速泄漏,泄漏持续时间很短,泄漏出的介质呈单一云团或液池的形式扩散。

3.1.6

**存量组 inventory group**

介质泄漏时,通过快速隔离阀(或其他快速隔离装置)将介质泄漏量限制在尽量少的范围内,该范围之外其他设备内的介质质量对实际泄漏量没有影响,把该范围内的相关设备划分为一个存量组。

3.1.7

**IDLH 值 IDLH value**

即对生命或健康直接危害值,有毒介质浓度超过该值后,将导致人员生命或健康明显的伤害,该浓度值规定为IDLH值。

3.2 符号(未包括附录 A、附录 B、附录 C 中的特殊符号)

下列符号适用于本文件。

AIT	——自燃温度,℃;
$A_n$	——第 $n$ 种泄漏孔的泄漏面积,mm <sup>2</sup> ;
$C_d$	——泄漏系数,无量纲;
$C_p$	——定压热容,J/(kmol·K);
CA	——最终后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质不可能自燃的情况下,按连续泄漏分析计算得到的燃烧与爆炸设备破坏后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质可能自燃的情况下,按连续泄漏分析计算得到的燃烧与爆炸设备破坏后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{cmd,n}^{AINL-INST}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质不可能自燃的情况下,按瞬时泄漏分析计算得到的燃烧与爆炸设备破坏后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{cmd,n}^{AIL-INST}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质可能自燃的情况下,按瞬时泄漏分析计算得到的燃烧与爆炸设备破坏后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{cmd,n}^{flam}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,按基于泄漏类型和自燃温度平衡后的燃烧与爆炸设备破坏后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{cmd}^{flam}$	——燃烧与爆炸设备破坏后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{inj,n}^{AINL-CONT}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质不可能自燃的情况下,按连续泄漏分析计算得到的燃烧与爆炸人员伤害后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{inj,n}^{AIL-CONT}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质可能自燃的情况下,按连续泄漏分析计算得到的燃烧与爆炸人员伤害后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{inj,n}^{AINL-INST}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质不可能自燃的情况下,按瞬时泄漏分析计算得到的燃烧与爆炸人员伤害后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{inj,n}^{AIL-INST}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质可能自燃的情况下,按瞬时泄漏分析计算得到的燃烧与爆炸人员伤害后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{cmd,n}^{AIL}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质可能自燃的情况下,基于泄漏类型平衡后的燃烧与爆炸设备破坏后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{cmd,n}^{AINL}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质不可能自燃的情况下,基于泄漏类型平衡后的燃烧与爆炸设备破坏后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{inj,n}^{AIL}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质可能自燃的情况下,基于泄漏类型平衡后的燃烧与爆炸人员伤害后果面积,m <sup>2</sup> ;
$CA_{inj,n}^{AINL}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,且介质不可能自燃的情况下,基于泄漏类型平衡后的燃烧与爆炸人员伤害后果面积,m <sup>2</sup> ;

$CA_{inj,n}^{flam}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,按基于泄漏类型和自燃温度平衡后的燃烧与爆炸人员伤害后果面积, $m^2$ ;
$CA_{inj}^{flam}$	——燃烧与爆炸人员伤害后果面积, $m^2$ ;
$CA_{inj,n}^{tox}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏对应的毒性后果面积, $m^2$ ;
$CA_{inj}^{tox}$	——毒性后果面积, $m^2$ ;
$CA_{inj,n}^{CONT}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,按连续泄漏分析计算得到的无毒非可然后果面积, $m^2$ ;
$CA_{inj,n}^{INST}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,按瞬时泄漏分析计算得到的无毒非可然后果面积, $m^2$ ;
$CA_{inj,n}^{leak}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,按基于泄漏类型平衡后的无毒性非可然后果面积, $m^2$ ;
$CA_{inj}^{nint}$	——无毒非可然后果面积, $m^2$ ;
$CA_{cmd}$	——最终的设备破坏后果面积, $m^2$ ;
$CA_{inj}$	——最终的人员伤害后果面积, $m^2$ ;
$CA$	——最终的后果面积, $m^2$ ;
$d_n$	——第 $n$ 种泄漏孔的直径, mm;
$effrate_n^{AINL-CONT}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质不可能自燃的情况下,按连续泄漏分析计算得到的有效泄漏速率, kg/s;
$effrate_n^{AIL-CONT}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质可能自燃的情况下,按连续泄漏分析计算得到的有效泄漏速率, kg/s;
$effmass_n^{AINL-INST}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质不可能自燃的情况下,按瞬时泄漏分析计算得到的有效泄漏量, kg/s;
$effmass_n^{AIL-INST}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,介质可能自燃的情况下,按瞬时泄漏分析计算得到的有效泄漏量, kg/s;
$eneff_n$	——第 $n$ 种泄漏孔瞬时泄漏对应的能量效率调整系数;
$envcost$	——单位体积介质泄漏导致的环境清理费用, 元/ $m^3$ ;
$equipcost$	——设备系统的平均重置费用, 元/ $m^2$ ;
$fact^{AIT}$	——自燃温度平衡因子;
$fact_{di}$	——设备系统探测和隔离系统对泄漏速率减少系数;
$fact_n^{IC}$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的泄漏类型平衡因子;
$fact_{mit}$	——减缓系统对燃烧与爆炸后果面积减少系数;
$frac_{evap}$	——泄漏介质蒸发比例;
$FC$	——经济后果, 元;
$FC_{aifa}$	——设备失效影响区域中其他设备的破坏成本, 元;
$FC_{environ}$	——环境清理成本, 元;
$FC_{cmd}$	——设备检修或更换成本, 元;
$FC_{inj}$	——人员伤害成本, 元;
$FC_{prod}$	——停工成本, 元;
$g_c$	——力学常数, $1.0(kg \cdot m)/(N \cdot s^2)$ ;
$gff_n$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的同类设备平均失效概率;
$gff_{total}$	——所有泄漏孔的同类设备平均失效概率之和;
$holecost_n$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏导致的设备损坏成本, 元;
$IDLH$	——对生命或健康直接危害值;
$injcost$	——人身伤害赔偿费用, 元/人;
$k$	——理想气体热容比, 无量纲;
$ld_n$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的介质实际泄漏持续时间, s;

$ld_n^{\text{tox}}$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的有毒介质有效泄漏持续时间, min;
$ld_{\text{max},n}$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的最大泄漏持续时间, min;
$mass_{\text{add},n}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏, 3 min 从存量组流向所评价设备或部件的介质补充量, kg;
$mass_{\text{avail},n}$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的潜在的最大介质泄漏量, kg;
$mass_{\text{comp}}$	——所评价设备或部件中的介质存储量, kg;
$mass_{\text{comp},i}$	——存量组中第 $i$ 个设备或部件中的介质存储量, kg;
$mass_{\text{inv}}$	——存量组中的介质质量, kg;
$mass_n$	——第 $n$ 种泄漏孔所对应的介质实际泄漏量, kg;
$mass_n^{\text{tox}}$	——第 $n$ 种泄漏孔所对应的有毒介质实际泄漏量, kg;
$matcost$	——材料价格系数;
$mfrac^{\text{tox}}$	——混合物中有毒组分的质量分数;
MW	——摩尔质量, g/mol;
NBP	——标准沸点, °C;
$outage_{\text{affa}}$	——检修或更换失效泄漏设备影响区域内遭到破坏的其他设备而导致的停工时间, 天;
$outage_{\text{cmd}}$	——检修或更换发生失效泄漏设备导致的停工时间, 天;
$outage_{\text{mult}}$	——所评价设备停工时间的放大系数;
$outage_n$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏导致的停工时间, 天;
$popdens$	——设备系统现场人口密度, 人/m <sup>2</sup> ;
$P_{\text{atm}}$	——大气压力, MPa;
$property_{\text{mix}}$	——混合物介质的物性;
$property_i$	——混合物介质中第 $i$ 种组分的物性;
$P_s$	——正常操作压力或储存压力, MPa;
$P_{\text{trans}}$	——气相介质由音速向亚音速的转换压力, MPa;
$prodcost$	——平均每天的停工成本, 元/天;
$R$	——气体常数, 8.314 J/(mol · K);
$rate_n$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的介质实际泄漏速率, kg/s;
$rate_n^{\text{tox}}$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的有毒介质实际泄漏速率, kg/s;
$\rho_{\text{atm}}$	——大气密度, kg/m <sup>3</sup> ;
$\rho_l$	——正常操作或储存条件下液相介质密度, kg/m <sup>3</sup> ;
$T_s$	——正常操作温度或储存温度, °C;
$t_n$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏 4 500 kg 介质所需要的时间, s;
$V$	——设备或部件容积, m <sup>3</sup> ;
$vol_n^{\text{env}}$	——第 $n$ 种泄漏孔对应需要, 清理的泄漏介质体积, m <sup>3</sup> ;
$W_n$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的理论泄漏速率, kg/s;
$W_{\text{max}}$	——从存量组中流入到该设备的介质流速的上限, kg/s;
$x_i$	——混合物介质中第 $i$ 种组分的摩尔分数。

## 4 总则

4.1 本部分考虑的失效后果采用两种形式进行表征, 即面积后果和经济后果。面积后果计算不适用于非直接泄漏到大气环境中的内漏型设备(壳体应满足发生内漏后的强度要求, 但不考虑内漏导致腐蚀等间接因素对强度的影响)。

4.2 安全阀的失效后果分析只考虑功能失效,包括开启失效后果和泄漏失效后果。安全阀开启失效后果定量分析方法见附录 A,安全阀泄漏失效后果定量分析方法见附录 B。

4.3 热交换器管束的失效后果分析只考虑经济后果,热交换器管束失效后果定量分析方法见附录 C。

4.4 当使用计算机程序进行承压设备失效后果定量分析时,应确认所采用程序中技术假定的合理性、分析过程与设备系统实际操作工况的符合性、输入参数及输出结果的准确性。

## 5 失效后果定量分析的一般原则

### 5.1 失效后果定量分析所需基础数据

失效后果定量分析所需基础数据如下:

- a) 设备系统工艺操作规程、工艺原则流程图(PFD)、管道及仪表流程图(PID);
- b) 设备中工艺介质种类、各工艺介质的相对含量、相态及充装系数;
- c) 设备中有毒介质种类、相态及含量;
- d) 设备的类别(容器、管道、热交换器、泵、压缩机、安全阀等);
- e) 设备的规格参数(直径、长度/高度、容积等);
- f) 设备的材质;
- g) 设备的设计压力,设计温度;操作压力,操作温度;
- h) 设备系统中的泄漏探测系统、隔离系统、减缓系统信息资料;
- i) 设备的经济后果分析相关数据;
- j) 安全阀的规格参数(进口公称口径、流道面积、额定泄放量等);
- k) 安全阀的设定压力;
- l) 安全阀的安装方式(单阀开、一开一备、多只全开等);
- m) 安全阀的泄放方式(封闭系统、火炬或大气);
- n) 受(安全阀)保护设备的失效后果分析所需基础数据;
- o) 受(安全阀)保护设备超压情况分析所需基础数据等。

### 5.2 存量组的确定原则

设备系统失效后果定量分析应进行存量组划分,划分时应按照装置或设备系统实际工艺流程进行,并在工艺原则流程图(PFD)或管道及仪表流程图(PID)上标识。若存在多个存量组时,各存量组标识之间应能够区分。

### 5.3 失效后果定量分析结果的基本要求

失效后果定量分析结果一般应包括以下内容:

- a) 设备或部件失效后果定量分析所采用的基础数据;
- b) 面积后果和(或)经济后果;
- c) 失效后果等级。

### 5.4 失效后果分级

失效后果定量分析的目的是根据本部分规定的定量分析方法对设备潜在的失效后果进行分级。面积后果等级划分见表 1,经济后果等级划分由使用单位根据自身的风险可接受水平确定。



表 1 面积后果等级划分

面积后果等级	最终的后果面积(CA)范围/m <sup>2</sup>
A	CA≤9
B	9<CA≤93
C	93<CA≤279
D	279<CA≤929
E	CA>929

### 5.5 失效后果定量分析基本工作流程

失效后果定量分析按照以下流程进行：

- a) 选取泄漏代表性介质及其物性参数；
- b) 选取泄漏孔直径；
- c) 计算理论泄漏速率；
- d) 计算潜在的最大介质泄漏量；
- e) 确定泄漏类型；
- f) 评价探测和隔离系统对泄漏量的影响；
- g) 确定实际泄漏速率和泄漏量；
- h) 计算面积后果和(或)经济后果。

## 6 代表性介质及相关物性的选取

### 6.1 代表性介质选取

6.1.1 对于单一组分介质可以从表 2 中选取最接近被评价承压设备系统中实际介质的代表性介质。

6.1.2 对于多组分混合物介质应根据混合物中各种介质的摩尔质量(MW)、密度、标准沸点(NBP)及自燃温度等按式(1)确定混合物介质对应的代表性介质的相关物性。

$$\text{property}_{\text{mix}} = \sum x_i \text{property}_i \dots\dots\dots (1)$$

6.1.3 对于接近单一组分及多组分混合物中某一种组分的比例占较大多数时，允许在选取代表性介质时进行合理的简化处理；简化处理时，应考虑该混合物介质与所选取的代表性介质的摩尔质量、自燃温度、毒性以及活性等相近程度。

6.1.4 每种代表性介质对应的介质分析类型在表 2 中查取。

表 2 后果分析的代表性介质选取

代表性介质	涵盖介质	介质分析类型
碳 1~碳 2	甲烷、乙烷、乙烯、液化天然气、燃料气	类型 0
碳 3~碳 4	丙烷、丁烷、异丁烷、液化石油气	类型 0
碳 5	戊烷	类型 0
碳 6~碳 8	汽油、石脑油、轻直馏馏分、庚烷	类型 0
碳 9~碳 12	柴油、煤油	类型 0

表 2 (续)

代表性介质	涵盖介质	介质分析类型
碳 13~碳 16	航空燃料、煤油、汽油	类型 0
碳 17~碳 25	柴油、典型原油	类型 0
碳 25+	渣油、重原油、润滑油、密封油	类型 0
氢气	氢气、循环氢	类型 0
硫化氢	硫化氢	类型 0
氟化氢	氟化氢	类型 0
水	水	类型 0
蒸汽	蒸汽	类型 0
酸	酸、碱	类型 0
氯化铝	氯化铝	类型 0
一氧化碳	一氧化碳	类型 1
乙醚	乙醚	类型 1(见注 1)
氯化氢	氯化氢	类型 0(见注 2)
硝酸	硝酸	类型 0(见注 2)
二氧化氮	二氧化氮	类型 0(见注 2)
光气	光气	类型 0
甲苯二异氰酸酯	甲苯二异氰酸酯	类型 0(见注 2)
甲醇	甲醇	类型 1
环氧丙烷	环氧丙烷	类型 1
苯乙烯	苯乙烯	类型 1
乙二醇乙醚醋酸酯	乙二醇乙醚醋酸酯	类型 1
乙二醇乙醚	乙二醇乙醚	类型 1
乙二醇	乙二醇	类型 1
环氧乙烷	环氧乙烷	类型 1
芳香族	苯、甲苯、二甲苯、异丙苯	类型 1
氨	氨	类型 0
氯	氯	类型 0
自燃物质	自燃物质	类型 0

注 1: 乙醚作为有毒介质时是类型 0。  
注 2: 氯化氢、硝酸、二氧化氮、甲苯二异氰酸酯作为有毒介质时是类型 1。

## 6.2 代表性介质物性参数选取

6.2.1 每种代表性介质的物性参数在表 3 中查取,也可通过相关试验或参考相关文献资料获取,但应保证参数选取的合理性。

6.2.2 正常操作工况下为液相的介质标准沸点(NBP)、密度( $\rho_i$ )、自燃温度(AIT)从表 3 中查取。

6.2.3 正常操作工况下为气相的介质标准沸点(NBP)、摩尔质量(MW)、定压热容( $C_p$ )和自燃温度(AIT)从表 3 中查取。

6.2.4 根据表 3 确定介质在环境中的相态。

6.2.5 当设备中的介质为酸、碱等无毒非可燃介质时,其泄漏可能会导致人员伤害后果,应选择表 3 中的酸作为代表性介质。

表 3 代表性介质参数选取

介质	摩尔质量 g/mol	液体密度 kg/m <sup>3</sup>	标准沸点 °C	环境中的 相态	理想气体热 容计算公式	C <sub>p</sub>					自然温度 °C
						A	B	C	D	E	
碳 1~碳 2	23	250.512	-125	气体	注 1	1.23 E+01	1.15E-01	-2.87E-05	-1.30E-09	—	558
碳 3~碳 4	51	538.379	-21	气体	注 1	2.63 E+00	3.188 E-01	-1.35E-04	1.47E-08	—	369
碳 5	72	625.199	36	液体	注 1	-3.63 E+00	0.4873	-2.60E-04	5.30E-08	—	284
碳 6~碳 8	100	684.018	99	液体	注 1	-5.15 E+00	6.76E-01	-3.65E-04	7.66E-08	—	223
碳 9~碳 12	149	734.012	184	液体	注 1	-8.5 E+00	1.01E+00	-5.56E-04	1.18E-07	—	208
碳 13~碳 16	205	764.527	261	液体	注 1	-1.17 E+01	1.39E+00	-7.72E-04	1.67E-07	—	202
碳 17~碳 25	280	775.019	344	液体	注 1	-2.24 E+01	1.94 E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	—	202
碳 25+	422	900.026	527	液体	注 1	-2.24 E+01	1.94 E+00	-1.12 E-03	-2.53 E-07	—	202
氢气	2	71.010	-253	气体	注 1	2.71 E+01	9.27E-03	-1.38E-05	7.65E-09	—	400
硫化氢	34	993.029	-59	气体	注 1	3.19 E+01	1.44E-03	2.43E-05	-1.18E-08	—	260
氟化氢	20	967.031	20	气体	注 1	2.91 E+01	6.61E-04	-2.03E-06	2.50E-09	—	—
水	18	997.947	100	液体	注 2	2.76E+05	-2.09E+03	8.13 E+00	-1.41E-02	9.37E-06	—
蒸汽	18	997.947	100	气体	注 2	3.34E+04	2.68E+04	2.61E+03	8.90E+03	1.17E+03	—
酸	18	997.947	100	液体	注 2	2.76E+05	-2.09E+03	8.13 E+00	-1.41E-02	9.37E-06	—
氟化铝	133.5	2 434.798	194	粉末	注 1	4.34 E+04	3.97 E+04	4.17 E+02	2.40 E+04	—	558
一氧化碳	28	800.920	-191	气体	注 3	2.91E+04	8.77E+03	3.09 E+03	8.46 E+03	1.54 E+03	609
乙醚	74	720.828	35	液体	注 3	8.62 E+04	2.55 E+05	1.54 E+03	1.44 E+05	-6.89 E+02	160
氟化氢	36	1 185.362	-85	气体	—	—	—	—	—	—	—
硝酸	63	1 521.749	121	液体	—	—	—	—	—	—	—
二氧化氮	90	929.068	21.2	液体	—	—	—	—	—	—	—
光气	99	1 377.583	8.3	液体	—	—	—	—	—	—	—

表 3 (续)

介质	摩尔质量 g/mol	液体密度 kg/m <sup>3</sup>	标准沸点 °C	环境中的 相态	理想气体热 容计算公式	C <sub>p</sub>					自然温度 °C
						A	B	C	D	E	
甲苯二异氰酸酯	174	1 217.399	251	液体	—	—	—	—	—	—	620
甲醇	32	800.920	65	液体	注 3	8.79 E+04	1.92 E+03	5.37 E+04	8.97 E+02	—	464
环氧丙烷	58	832.957	34	液体	注 3	4.95 E+04	1.56 E+03	1.15 E+05	7.02 E+02	—	449
苯乙烯	104	683.986	145	液体	注 3	8.93 E+04	2.15 E+05	9.99 E+04	2.44 E+03	—	490
乙二醇醋酸酯	132	977.123	156	液体	注 3	1.06 E+05	2.40 E+05	1.50 E+05	1.97 E+03	—	379
乙二醇乙醚	90	929.068	135	液体	注 3	3.25 E+04	3.00 E+05	2.08 E+05	4.73 E+02	—	235
乙二醇	62	1 105.270	197	液体	注 3	6.30 E+04	1.46 E+05	9.73 E+04	7.74 E+02	—	396
环氧乙烷	44	881.013	11	气体	注 3	3.35 E+04	1.21 E+05	8.24 E+04	7.37 E+02	—	429
可燃物质	149	734.012	184	液体	注 1	-8.5 E+00	1.01 E+00	1.18 E-07	—	—	—

注 1: C<sub>p</sub> = A + BT + CT<sup>2</sup> + DT<sup>3</sup>, T 为温度, 单位为 K; C<sub>p</sub> 的单位为 J/(kmol · K)。

注 2: C<sub>p</sub> = A + BT + CT<sup>2</sup> + DT<sup>3</sup> + ET<sup>4</sup>, T 为温度, 单位为 K; C<sub>p</sub> 的单位为 J/(kmol · K)。

注 3: C<sub>p</sub> = A + B  $\left\{ \frac{C/T}{\sinh[C/T]} \right\}^2 + D \left\{ \frac{E/T}{\cosh[E/T]} \right\}^2$ , T 为温度, 单位为 K; C<sub>p</sub> 的单位为 J/(kmol · K)。

6.3 理想气体热容比确定

6.3.1 对于正常操作工况下为气相的介质,需查取该介质的理想气体比热容。

6.3.2 若介质的理想气体热容比未知,但已知其定压热容  $C_p$ ,则可按式(2)计算介质的理想气体热容比:

$$k = \frac{C_p}{C_p - R} \dots\dots\dots(2)$$

6.3.3 介质的定压热容可用其代表性介质的定压热容替代,代表性介质的定压热容按照表 3 给出的相关参数和公式求取。

7 介质泄漏分析计算

7.1 正常操作工况下设备或部件内的介质相态确定

7.1.1 正常操作工况下设备或部件内的介质相态由使用单位提供相关工艺数据,也可根据介质的物性参数和操作参数进行相态分析确定。

7.1.2 本部分不考虑同一设备或部件中存在两相流的情况,但允许对两相流作合理且保守的单相简化计算;也可将设备或部件拆分为两个单一相态的子部件进行分别计算,取所有子部件的后果面积最大值作为该设备或部件的后果面积;当按照后者进行计算时,应确定两相分界高度(如液位)。

7.2 泄漏孔直径的选取与泄漏面积计算

7.2.1 本部分规定了介质泄漏分析计算所采用的 4 种标准泄漏孔的尺寸大小、直径范围以及直径  $d_n$  (见表 4),最大泄漏孔直径限定为 400 mm。

表 4 后果分析中采用的泄漏孔直径

泄漏孔编号	泄漏孔尺寸	泄漏孔直径范围/mm	泄漏孔直径 $d_n$ /mm
1	小	(0,6]	$d_1 = 6$
2	中等	(6,25]	$d_2 = 25$
3	大	(25,100]	$d_3 = 100$
4	破裂	>100	$d_4 = \min[D, 400]$

注:  $D$ ——管道为外径,设备为内径,单位为 mm。

7.2.2 泄漏孔直径的选取原则见附录 D。

7.2.3 每种泄漏孔,按式(3)计算其泄漏面积  $A_n$ :

$$A_n = \frac{\pi d_n^2}{4} \dots\dots\dots(3)$$

7.3 理论泄漏速率计算

7.3.1 根据 7.1 确定的正常操作工况下设备或部件内的介质相态,按 7.3.2 和 7.3.3 选择相应的液相或气相理论泄漏速率计算公式。

7.3.2 液相介质理论泄漏速率计算:

对每种泄漏孔,液相介质理论泄漏速率按式(4)进行计算:

$$W_n = C_d \rho_1 \frac{A_n}{31\,623} \sqrt{\frac{2\,000 g_c (P_s - P_{atm})}{\rho_1}} \dots\dots\dots (4)$$

式中:

$C_d$  为泄漏系数,湍流介质通过边缘尖锐孔的泄漏系数为[0.60,0.65],推荐保守的取值为 0.61。

7.3.3 气相介质理论泄漏速率计算:

介质流速由音速向亚音速的转换压力按式(5)计算:

$$P_{trans} = P_{atm} \left( \frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \dots\dots\dots (5)$$

若设备的操作压力大于转换压力,则气体以音速泄漏;对每种泄漏孔,按式(6)计算泄漏速率:

$$W_n = C_d A_n P_s \sqrt{\frac{1}{1\,000} \cdot \left[ \frac{k \cdot MW \cdot g_c}{R(T_s + 273)} \right] \cdot \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \dots\dots\dots (6)$$

若设备的操作压力小于或等于转换压力,则气体以亚音速泄漏;对每种泄漏孔,按式(7)计算泄漏速率:

$$W_n = C_d A_n P_s \sqrt{\frac{1}{1\,000} \cdot \left[ \frac{MW \cdot g_c}{R(T_s + 273)} \right] \cdot \left( \frac{2k}{k-1} \right) \left( \frac{P_{atm}}{P_s} \right)^{\frac{2}{k}} \left[ 1 - \left( \frac{P_{atm}}{P_s} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]} \dots\dots\dots (7)$$

湍流介质通过边缘尖锐孔的泄漏系数  $C_d$  的取值范围为[0.85,1.0],通常取 0.90。

7.4 潜在的最大介质泄漏量计算

7.4.1 计算存量组中的介质存储量

根据划分的存量组,按式(8)计算存量组中的介质存储量:

$$mass_{inv} = \sum_{i=1}^N mass_{comp,i} \dots\dots\dots (8)$$

式中:  $mass_{comp,i}$  通常选取为正常操作工况下第  $i$  个设备或部件中的介质存储量,由使用单位提供相关数据;若无法获取正常操作工况下第  $i$  个设备或部件中的介质存储量或仅采用定性后果分析,也可参照附录 D 选取。

7.4.2 计算设备中的介质存储量加上 3 min 从所属存量组中流入到该设备的介质补充量

对每种泄漏孔,可按式(9)计算 3 min 从所属存量组中流入到该设备的介质补充量:

$$mass_{add,n} = 180 \min(W_n, W_{max8}) \dots\dots\dots (9)$$

式中,  $W_{max8}$  为泄漏孔  $d_n$  取 200 mm 按式(4)、式(6)或式(7)计算得出的介质理论泄漏速率。

7.4.3 计算潜在的最大介质泄漏量

7.4.3.1 潜在的最大介质泄漏量为存量组中的介质存储量和设备中的介质存储量加上 3 min 从所属存量组中流入到该设备的介质补充量两者中的较小值。

7.4.3.2 潜在的最大介质泄漏量按式(10)确定:

$$mass_{avail,n} = \min[(mass_{comp} + mass_{add,n}), mass_{inv}] \dots\dots\dots (10)$$

7.5 泄漏类型的确定

7.5.1 泄漏类型分类

泄漏类型分为连续泄漏和瞬时泄漏两种。

7.5.2 泄漏类型确定方法

7.5.2.1 对每种泄漏孔,按式(11)计算泄漏 4 500 kg 介质的时间:

$$t_n = \frac{4\ 500}{W_n} \dots\dots\dots(11)$$

7.5.2.2 对每种泄漏孔,按以下方法确定泄漏类型:

- a) 若泄漏孔直径  $d_n$  小于或等于 6 mm,则确定为连续泄漏;
- b) 若泄漏孔直径  $d_n$  大于 6 mm:
  - 1) 如果  $t_n > 180$  s,则确定为连续泄漏;
  - 2) 如果  $t_n \leq 180$  s,则确定为瞬时泄漏。

7.6 探测及隔离系统对泄漏的影响评价

7.6.1 根据探测系统类型,按照表 5 确定探测系统等级。

表 5 探测系统分级表

探测系统类型	探测系统等级
可依据操作条件的变化(例如压力波动或流速降低)检测出介质损失的探测系统	A
可直接检测出介质泄漏的探测系统	B
目视检测、照相或检测范围有限的探测系统	C

7.6.2 根据隔离系统类型,按照表 6 确定隔离系统等级。

表 6 隔离系统分级表

隔离系统类型	隔离系统等级
直接由工艺仪表或探测器启动,而不需要操作者对此进行干预的隔离或切断系统	A
由控制室内或其他远离泄漏点的操作者启动的隔离或切断系统	B
依靠手动阀门的隔离系统	C

7.6.3 泄漏速率减少系数:连续泄漏时,泄漏速率减少系数按照表 7 确定。

表 7 泄漏速率减少系数

系统等级		泄漏调整量	减少系数(fact <sub>ai</sub> )
探测系统	隔离系统		
A	A	将泄漏量或泄漏速率减小 25%	0.25
A	B	将泄漏量或泄漏速率减小 20%	0.20
A 或 B	C	将泄漏量或泄漏速率减小 10%	0.10
B	B	将泄漏量或泄漏速率减小 15%	0.15
C	C	不作调整	0.00

7.6.4 最大泄漏持续时间:最大泄漏持续时间  $ld_{max,n}$  按照表 8 确定。

7.7 实际泄漏速率和泄漏量的确定

7.7.1 实际泄漏速率

对于连续泄漏,采用泄漏速率进行后果分析,实际泄漏速率按式(12)计算:



$$\text{rate}_n = W_n (1 - \text{fact}_{di}) \dots\dots\dots (12)$$

7.7.2 实际泄漏量

对于瞬时泄漏,采用泄漏量进行后果分析,实际泄漏量按式(13)计算:

$$\text{mass}_n = \min[(\text{rate}_n \times \text{ld}_n), \text{mass}_{\text{avail},n}] \dots\dots\dots (13)$$

式中,实际泄漏持续时间按式(14)计算:

$$\text{ld}_n = \min\left[\left(\frac{\text{mass}_{\text{avail},n}}{\text{rate}_n}\right), (60 \times \text{ld}_{\text{max},n})\right] \dots\dots\dots (14)$$

对于破裂泄漏孔(直径  $d_4 = \min[D, 400]$ )或直径大于 100 mm 的泄漏孔,实际泄漏持续时间按式(15)计算:

$$\text{ld}_n = \frac{\text{mass}_{\text{avail},n}}{\text{rate}_n} \dots\dots\dots (15)$$

表 8 最大泄漏持续时间

探测系统等级	隔离系统等级	最大泄漏持续时间 $\text{ld}_{\text{max},n} / \text{min}$		
		小泄漏孔 (直径 $d_1 = 6 \text{ mm}$ )	中等泄漏孔 (直径 $d_2 = 25 \text{ mm}$ )	大泄漏孔 (直径 $d_3 = 100 \text{ mm}$ )
A	A	20	10	5
A	B	30	20	10
A	C	40	30	20
B	A 或 B	40	30	20
B	C	60	30	20
C	A, B 或 C	60	40	20

8 燃烧与爆炸后果面积计算

8.1 后果面积减少系数  $\text{fact}_{\text{mit}}$  选取

8.1.1 本部分所指的减缓系统包括放空系统、消防喷淋系统、消防监视器、泡沫喷洒器。

8.1.2 减缓系统对设备燃烧与爆炸后果面积减少系数  $\text{fact}_{\text{mit}}$  按照表 9 确定。

表 9 减缓系统对燃烧与爆炸后果面积减少系数

减缓系统类型	后果面积减少系数 $\text{fact}_{\text{mit}}$
放空系统,且隔离系统的等级为 B 或更高	0.25
消防喷淋系统和消防监视器	0.20
泡沫喷洒器	0.15
消防监视器	0.05

8.2 能量效率调整系数  $\text{eneff}_n$  计算

8.2.1 对于瞬时泄漏,按式(16)分别计算各种泄漏孔对应的能量效率调整系数  $\text{eneff}_n$  :

$$\text{eneff}_n = 4\lg(2.222\ 3 \times \text{mass}_n) - 15 \quad \dots\dots\dots(16)$$

8.2.2 对于连续泄漏,不考虑能量效率调整系数,取  $\text{eneff}_n = 1$ 。

8.3 介质分析类型确定

根据 6.1.4 中表 2,确定介质分析类型。

8.4 介质泄漏相态确定

8.4.1 本部分规定蒸汽泄漏后果计算所采用的介质泄漏相态为气态,腐蚀性介质泄漏后果计算所采用的介质泄漏相态为液态。其余介质按照 8.4.2 确定介质泄漏相态。

8.4.2 根据表 3 确定介质在大气环境中的相态,结合正常操作工况下介质在设备中的相态,按照表 10 确定后果计算所采用的介质泄漏相态。

表 10 确定后果计算介质泄漏相态的原则

正常操作工况下介质在设备中的相态	介质在大气环境中的相态	介质泄漏相态
气态	气态	确定为气态
气态	液态	确定为气态
液态	气态	如果介质在环境中的沸点高于 27 °C, 则确定为液态,否则确定为气态
液态	液态	确定为液态

8.5 连续泄漏设备破坏后果面积计算

8.5.1 连续泄漏设备破坏后果面积计算应当分别考虑介质不可能自燃和可能自燃两种情况。

8.5.2 对每种泄漏孔,介质不可能自燃的设备破坏后果面积  $CA_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$  按下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 11 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 若介质泄漏相态为液态且介质分析类型为类型 0,则按式(17)计算设备破坏后果面积,按式(18)计算其有效泄漏速率:

$$CA_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}} = \min[a(\text{rate}_n)^b, 929](1 - \text{fact}_{\text{mit}}) \quad \dots\dots\dots(17)$$

$$\text{effrate}_n^{\text{AINL-CONT}} = \frac{1}{2.205} \exp\left[\lg\left(\frac{CA_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}}{0.092\ 9 \times a}\right)b^{-1}\right] \quad \dots\dots\dots(18)$$

- c) 若介质泄漏相态为气态(介质分析类型为类型 0 或者类型 1),或介质泄漏相态为液态且介质分析类型为类型 1,则按式(19)计算设备破坏后果面积,按式(20)计算其有效泄漏速率:

$$CA_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}} = a(\text{rate}_n)^b(1 - \text{fact}_{\text{mit}}) \quad \dots\dots\dots(19)$$

$$\text{effrate}_n^{\text{AINL-CONT}} = \text{rate}_n \quad \dots\dots\dots(20)$$

8.5.3 对每种泄漏孔,介质可能自燃的设备破坏后果面积  $CA_{\text{cmd},n}^{\text{AL-CONT}}$  按照下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 11 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 如果介质泄漏相态为液态(介质分析类型为类型 0 或类型 1),按式(21)计算设备破坏后果面积,按式(22)计算有效泄漏速率:

$$CA_{\text{cmd},n}^{\text{AL-CONT}} = \min[a(\text{rate}_n)^b, 929](1 - \text{fact}_{\text{mit}}) \quad \dots\dots\dots(21)$$

$$\text{effrate}_n^{\text{AL-CONT}} = \frac{1}{2.205} \exp\left[\lg\left(\frac{CA_{\text{cmd},n}^{\text{AL-CONT}}}{0.092\ 9 \times a}\right)b^{-1}\right] \quad \dots\dots\dots(22)$$

- c) 如果介质泄漏相态是气态(介质分析类型为类型 0 或类型 1),则按式(23)计算设备破坏后果

面积,按式(24)计算有效泄漏速率:

$$CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} = a(\text{rate}_n)^b(1 - \text{fact}_{mit}) \quad \dots\dots\dots(23)$$

$$\text{effrate}_n^{AIL-CONT} = \text{rate}_n \quad \dots\dots\dots(24)$$

8.6 瞬时泄漏设备破坏后果面积计算

8.6.1 瞬时泄漏设备破坏后果面积计算应当分别考虑介质不可能自燃和可能自燃两种情况。

8.6.2 对每种泄漏孔,介质不可能自燃的设备破坏后果面积  $CA_{cmd,n}^{AINL-INST}$  按下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 11 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 若介质泄漏相态为液态且介质分析类型为类型 0,则按式(25)计算设备破坏后果面积,按式(26)计算有效泄漏量:

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = \min[a(\text{mass}_n)^b, 929] \left( \frac{1 - \text{fact}_{mit}}{\text{eneff}_n} \right) \quad \dots\dots\dots(25)$$

$$\text{effmass}_n^{AINL-INST} = \frac{1}{2.205} \exp \left[ \lg \left( \frac{CA_{cmd,n}^{AINL-INST}}{0.0929 \times a} \right) b^{-1} \right] \quad \dots\dots\dots(26)$$

- c) 若介质泄漏相态为气态(介质分析类型为类型 0 或类型 1),或介质泄漏相态为液态且介质分析类型为类型 1,则按式(27)计算设备破坏后果面积,按式(28)计算有效泄漏量:

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = a(\text{mass}_n)^b \left( \frac{1 - \text{fact}_{mit}}{\text{eneff}_n} \right) \quad \dots\dots\dots(27)$$

$$\text{effmass}_n^{AINL-INST} = \text{mass}_n \quad \dots\dots\dots(28)$$

8.6.3 对每种泄漏孔,介质可能自燃的设备破坏后果面积  $CA_{cmd,n}^{AIL-INST}$  按照下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 11 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 若介质泄漏相态为液态(介质分析类型为类型 0 或类型 1),按式(29)计算设备破坏后果面积,按式(30)计算有效泄漏量:

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = \min[a(\text{mass}_n)^b, 929] \left( \frac{1 - \text{fact}_{mit}}{\text{eneff}_n} \right) \quad \dots\dots\dots(29)$$

$$\text{effmass}_n^{AIL-INST} = \frac{1}{2.205} \exp \left[ \lg \left( \frac{CA_{cmd,n}^{AIL-INST}}{0.0929 \times a} \right) b^{-1} \right] \quad \dots\dots\dots(30)$$

- c) 若介质泄漏相态是气态(介质分析类型为类型 0 或类型 1),则按式(31)计算设备破坏后果面积,按式(32)计算有效泄漏量:

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = a(\text{mass}_n)^b \left( \frac{1 - \text{fact}_{mit}}{\text{eneff}_n} \right) \quad \dots\dots\dots(31)$$

$$\text{effmass}_n^{AIL-INST} = \text{mass}_n \quad \dots\dots\dots(32)$$

8.7 连续泄漏人员伤害后果面积计算

8.7.1 连续泄漏人员伤害后果面积计算应当分别考虑介质不可能自燃和可能自燃两种情况。

8.7.2 对每种泄漏孔,介质不可能自燃的人员伤害后果面积  $CA_{inj,n}^{AINL-CONT}$  按下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 12 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 采用 8.5.2 所计算的有效泄漏速率  $\text{effrate}_n^{AINL-CONT}$ ,按式(33)计算人员伤害后果面积:

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = [a(\text{effrate}_n^{AINL-CONT})^b](1 - \text{fact}_{mit}) \quad \dots\dots\dots(33)$$

8.7.3 对每种泄漏孔,介质可能自燃的人员伤害后果面积  $CA_{inj,n}^{AIL-CONT}$  按下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 12 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 采用 8.5.3 所计算的有效泄漏速率  $\text{effrate}_n^{AIL-CONT}$ ,按式(34)计算人员伤害后果面积:

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = [a(\text{effrate}_n^{AIL-CONT})^b](1 - \text{fact}_{mit}) \quad \dots\dots\dots(34)$$

8.8 瞬时泄漏人员伤害后果面积计算

8.8.1 瞬时泄漏人员伤害后果面积计算应当分别考虑介质不可能自燃和可能自燃两种情况。

8.8.2 对每种泄漏孔,介质不可能自燃的人员伤害后果面积  $CA_{inj,n}^{AINL-INST}$  按下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 12 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 采用 8.6.2 所计算的有效泄漏量  $effmass_n^{AINL-INST}$ ,按式(35)计算人员伤害后果面积:

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = [a (effmass_n^{AINL-INST})^b] \left( \frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots\dots\dots (35)$$

8.8.3 对每种泄漏孔,介质可能自燃的人员伤害后果面积  $CA_{inj,n}^{AIL-INST}$  按下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 12 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 采用式(30)所计算的有效泄漏量  $effmass_n^{AIL-INST}$ ,按式(36)计算人员伤害后果面积:

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = [a (effmass_n^{AIL-INST})^b] \left( \frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \dots\dots\dots (36)$$

8.9 基于泄漏类型的后果面积平衡

8.9.1 对每种泄漏孔,按式(37)或式(38)确定泄漏类型平衡因子  $fact_n^{IC}$ :

8.9.1.1 连续泄漏——泄漏类型平衡因子应按式(37)确定:

$$fact_n^{IC} = \min\left(\frac{rate_n}{25}, 1.0\right) \dots\dots\dots (37)$$

8.9.1.2 瞬时泄漏——不需要进行平衡,应按式(38)确定,即平衡因子恒为 1.0:

$$fact_n^{IC} = 1.0 \dots\dots\dots (38)$$

8.9.2 对每种泄漏孔,根据泄漏类型平衡因子  $fact_n^{IC}$  和后果面积,按式(39)~式(42)计算基于泄漏类型平衡后的设备破坏后果面积和人员伤害后果面积:

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} (1 - fact_n^{IC}) + CA_{cmd,n}^{AIL-INST} fact_n^{IC} \dots\dots\dots (39)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL} = CA_{inj,n}^{AIL-CONT} (1 - fact_n^{IC}) + CA_{inj,n}^{AIL-INST} fact_n^{IC} \dots\dots\dots (40)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} (1 - fact_n^{IC}) + CA_{cmd,n}^{AINL-INST} fact_n^{IC} \dots\dots\dots (41)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL} = CA_{inj,n}^{AINL-CONT} (1 - fact_n^{IC}) + CA_{inj,n}^{AINL-INST} fact_n^{IC} \dots\dots\dots (42)$$

8.10 基于自燃温度的后果面积平衡

8.10.1 按式(43)、式(44)或式(45)计算自燃温度平衡因子  $fact^{AIT}$ 。

$$fact^{AIT} = 0 \text{ (当 } T_s + 100 \leq AIT \text{ 时)} \dots\dots\dots (43)$$

$$fact^{AIT} = \frac{T_s - AIT + 100}{200} \text{ (当 } T_s + 100 > AIT > T_s - 100 \text{ 时)} \dots\dots\dots (44)$$

$$fact^{AIT} = 1 \text{ (当 } T_s - 100 \geq AIT \text{ 时)} \dots\dots\dots (45)$$

8.10.2 对每种泄漏孔,采用上述自燃温度平衡因子  $fact^{AIT}$  和 8.9.2 所计算的基于泄漏类型平衡后的设备破坏后果面积和人员伤害后果面积,按式(46)和式(47)计算基于自燃温度平衡后的设备破坏后果面积和人员伤害后果面积:

$$CA_{cmd,n}^{flam} = CA_{cmd,n}^{AIL} fact^{AIT} + CA_{cmd,n}^{AINL} (1 - fact^{AIT}) \dots\dots\dots (46)$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = CA_{inj,n}^{AIL} fact^{AIT} + CA_{inj,n}^{AINL} (1 - fact^{AIT}) \dots\dots\dots (47)$$

表 11 燃烧与爆炸设备破坏后果面积计算公式中的常数选取

代表性介质	连续泄漏						瞬时泄漏							
	不可能自燃			可能自燃			不可能自燃			可能自燃				
	气态		液态	气态		液态	气态		液态	气态		液态		
	a	b	a	b	a	b	a	b	a	b	a	b		
碳 1~碳 2	8.699	0.98	—	—	55.13	0.95	—	—	6.469	0.67	—	163.7	0.62	—
碳 3~碳 4	10.13	1.00	—	—	64.23	1.00	—	—	4.590	0.72	—	79.94	0.63	—
碳 5	5.115	0.99	100.6	0.89	62.41	1.00	—	—	2.214	0.73	0.271	41.38	0.61	—
碳 6~碳 8	5.846	0.98	34.17	0.89	63.98	1.00	103.4	0.95	2.188	0.66	0.749	41.49	0.61	8.180
碳 9~碳 12	2.419	0.98	24.60	0.90	76.98	0.95	110.3	0.95	1.111	0.66	0.559	42.28	0.61	0.848
碳 13~碳 16	—	—	12.11	0.90	—	—	196.7	0.92	—	—	0.086	—	—	1.714
碳 17~碳 25	—	—	3.785	0.90	—	—	165.5	0.92	—	—	0.021	—	—	1.068
碳 25+	—	—	2.098	0.91	—	—	103.0	0.90	—	—	0.006	—	—	0.284
氢气	13.13	0.992	—	—	86.02	1.00	—	—	9.605	0.657	—	216.5	0.618	—
硫化氢	6.554	1.00	—	—	38.11	0.89	—	—	22.63	0.63	—	53.72	0.61	—
氟化氢	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
一氧化碳	0.040	1.752	—	—	—	—	—	—	10.97	0.667	—	—	—	—
乙醚	9.072	1.134	164.2	1.106	67.42	1.033	976.0	0.649	24.51	0.667	0.981	0.919	—	1.090
甲醇	0.005	0.909	340.4	0.934	—	—	—	—	4.425	0.667	0.363	0.900	—	—
环氧丙烷	3.277	1.114	257.0	0.960	—	—	—	—	10.32	0.667	0.629	0.869	—	—
苯乙烯	3.952	1.097	21.10	1.00	80.11	1.055	—	—	1.804	0.667	14.36	1.00	83.68	0.713
乙二醇醋酸酯	0	1.035	23.96	1.00	—	—	—	—	1.261	0.667	14.13	1.00	—	—
乙二醇乙醚	2.595	1.005	35.45	1.00	—	—	—	—	6.119	0.667	14.79	1.00	—	—
乙二醇	1.548	0.973	22.12	1.00	—	—	—	—	1.027	0.667	14.13	1.00	—	—
环氧乙烷	6.712	1.069	—	—	—	—	—	—	21.46	0.667	—	—	—	—
芳香族	3.952	1.097	21.10	1.00	80.11	1.055	—	—	1.804	0.667	14.36	1.00	83.68	0.713
自燃物质	2.419	0.98	24.60	0.90	76.98	0.95	110.3	0.95	1.111	0.66	0.559	0.76	42.28	0.61

表 12 燃烧与爆炸人员伤害后果面积计算公式中的常数选取

代表性介质	连续泄漏						瞬时泄漏						
	不可能自燃			可能自燃			不可能自燃			可能自燃			
	气态		液态	气态		液态	气态		液态	气态		液态	
	a	b	a	a	b	a	a	b	a	a	b	a	b
碳 1~碳 2	21.83	0.96	—	143.2	0.92	—	12.46	0.67	—	473.9	0.63	—	—
碳 3~碳 4	25.64	1.00	—	171.4	1.00	—	9.702	0.75	—	270.4	0.63	—	—
碳 5	12.71	1.00	290.1	166.1	1.00	—	4.820	0.76	0.790	146.7	0.63	—	—
碳 6~碳 8	13.49	0.96	96.88	0.89	169.7	1.00	4.216	0.67	2.186	0.85	0.63	31.89	0.54
碳 9~碳 12	5.755	0.96	70.03	0.89	188.6	0.92	2.035	0.66	1.609	0.76	0.63	2.847	0.54
碳 13~碳 16	—	—	34.36	0.89	—	—	—	—	0.242	0.88	—	4.834	0.88
碳 17~碳 25	—	—	10.7	0.89	—	—	—	—	0.061	0.91	—	3.052	0.91
碳 25+	—	—	6.196	0.89	—	—	—	—	0.016	0.99	—	0.833	0.99
氢气	32.05	0.933	—	228.8	1.00	—	18.43	0.652	—	—	636.5	0.621	—
硫化氢	10.65	1.00	—	73.25	0.94	—	41.43	0.63	—	—	191.5	0.63	—
氟化氢	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
一氧化碳	5.491	0.991	—	—	—	—	16.91	0.692	—	—	—	—	—
乙醚	26.76	1.025	236.7	1.219	241.5	0.997	31.71	0.682	8.333	0.814	128.3	0.657	9.258
甲醇	0	1.008	849.9	0.902	—	—	6.035	0.688	1.157	0.871	—	—	—
环氧丙烷	8.239	1.047	352.8	0.840	—	—	13.33	0.682	2.732	0.834	—	—	—
苯乙烯	12.76	0.963	66.01	0.883	261.9	0.937	2.889	0.686	0.027	0.935	83.68	0.713	0.935
乙二醇醚醋酸酯	0	0.946	79.66	0.835	—	—	1.825	0.687	0.030	0.924	—	—	—
乙二醇乙醚	7.107	0.969	8.142	0.800	—	—	25.36	0.660	0.029	0.927	—	—	—
乙二醇	5.042	0.947	59.96	0.869	—	—	1.435	0.687	0.027	0.922	—	—	—
环氧乙烷	11.00	1.105	—	—	—	—	34.70	0.665	—	—	—	—	—
芳香族	12.76	0.963	66.01	0.883	261.9	0.937	2.889	0.686	0.027	0.935	83.68	0.713	0.273
自燃物质	5.755	0.96	70.3	0.89	188.6	0.92	2.035	0.66	1.609	0.76	151.0	0.63	2.847

8.11 同类设备平均失效概率确定

8.11.1 按照 GB/T 26610.4 确定每种泄漏孔的同类设备平均失效概率  $gff_n$ 。对于 GB/T 26610.4 中未包含设备和部件的同类设备平均失效概率,可从其他文献资料中选取,但应保证其选取的合理性。

8.11.2 所有泄漏孔的同类设备平均失效概率之和  $gff_{total}$  按式(48)计算:

$$gff_{total} = \sum_{n=1}^4 gff_n \dots\dots\dots(48)$$

8.12 燃烧与爆炸后果面积计算

8.12.1 根据式(46)计算的每种泄漏孔所对应的设备破坏后果面积,按式(49)计算燃烧与爆炸设备破坏后果面积:

$$CA_{cmd}^{flam} = \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{cmd,n}^{flam}}{gff_{total}} \dots\dots\dots(49)$$

8.12.2 根据式(47)计算的每种泄漏孔所对应的人员伤害后果面积,按式(50)计算燃烧与爆炸人员伤害后果面积:

$$CA_{inj}^{flam} = \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \dots\dots\dots(50)$$

9 毒性后果面积计算

9.1 毒性后果面积计算基本要求

9.1.1 有毒介质泄漏只考虑人员伤害后果。

9.1.2 本部分规定了有毒介质的 IDLH 值,若设备内的有毒介质浓度低于或等于 IDLH 值,则不考虑毒性后果。

9.1.3 典型有毒介质的 IDLH 值在表 13 中查取,对于表 13 中未给出的有毒介质 IDLH 值可参照 HG 20660 选取,也可从其他文献资料中选取,但应保证数据的合理性。

表 13 有毒介质的 IDLH 值

有毒组分	丙烯醛	丙烯腈	氨	苯	溴	一氧化碳	四氯化碳
IDLH( $\times 10^{-6}$ )	2	85	20	500	3	1 200	200
有毒组分	环氧乙烷	甲醛	氯化氢	氰化氢	氟化氢	硫化氢	氯
IDLH( $\times 10^{-6}$ )	800	20	50	25	25	100	10
有毒组分	二氧化氮	光气	环氧丙烷	苯乙烯	二氧化硫	甲苯	—
IDLH( $\times 10^{-6}$ )	20	2	400	700	100	500	—

9.1.4 同时涉及到毒性和燃烧与爆炸的泄漏情况,若燃烧与爆炸消耗了有毒介质,则不考虑毒性后果。

9.1.5 当泄漏介质包含多种有毒组分时,分别计算每种有毒组分的毒性后果,并取其中的最大值作为最终的毒性后果。

9.1.6 若设备系统安装有水喷淋等后果减缓系统,分析计算人员应根据现场减缓系统的有效性、对有毒介质的吸收或阻止扩散情况等确定毒性后果面积减小百分比。

9.2 有毒介质的泄漏速率和泄漏量确定

对于每种泄漏孔,有毒介质的实际泄漏速率和泄漏量与介质中有毒组分的质量分数  $mfrac^{tox}$  有关,分别按式(51)和式(52)计算:

$$rate_n^{tox} = mfrac^{tox} \times W_n \dots\dots\dots(51)$$

$$mass_n^{tox} = mfrac^{tox} \times mass_n \dots\dots\dots(52)$$

理论泄漏速率  $W_n$  计算见 7.3,介质实际泄漏量  $mass_n$  计算见 7.7。

9.3 有效泄漏持续时间确定

对每种泄漏孔,有效泄漏持续时间( $ld_n^{tox}$ )取下列 3 个值中的最小值,按式(53)计算:

- a) 1 h(60 min);
- b) 实际泄漏量除以理论泄漏速率得到的泄漏时间;
- c) 表 8 中的最大泄漏持续时间。

$$ld_n^{tox} = \min \left[ 60, \frac{mass_n}{60 \times W_n}, ld_{max,n} \right] \dots\dots\dots(53)$$

9.4 不同有毒介质的后果面积计算

9.4.1 毒性后果面积通用计算公式

每种泄漏孔对应的同类设备平均失效概率根据 8.11 确定,毒性后果面积按式(54)计算:

$$CA_{inj}^{tox} = \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{inj,n}^{tox}}{gff_{total}} \dots\dots\dots(54)$$

式(54)中,不同介质的毒性后果  $CA_{inj,n}^{tox}$  分别按照 9.4.2~9.4.4 计算。

9.4.2 氟化氢和硫化氢毒性后果面积计算

9.4.2.1 对每种泄漏孔,氟化氢和硫化氢连续泄漏的毒性后果面积按式(55)计算:

$$CA_{inj,n}^{tox} = 0.0929 \times 10^{[c \lg(2.205 \times rate_n^{tox}) + d]} \dots\dots\dots(55)$$

式中,常数  $c$  和  $d$  在表 14 中查取。

9.4.2.2 对每种泄漏孔,氟化氢和硫化氢瞬时泄漏的毒性后果面积按式(56)计算:

$$CA_{inj,n}^{tox} = 0.0929 \times 10^{[c \lg(2.205 \times mass_n^{tox}) + d]} \dots\dots\dots(56)$$

式中,常数  $c$  和  $d$  在表 14 中查取。

表 14 气态氟化氢和硫化氢的毒性后果面积计算公式中的常数选取

有效泄漏持续时间/min		氟化氢		硫化氢	
		<i>c</i>	<i>d</i>	<i>c</i>	<i>d</i>
连续泄漏	5	1.140 1	3.568 3	1.241 1	3.968 6
	10	1.103 1	3.843 1	1.241 0	4.094 8
	20	1.081 6	4.104 0	1.237 0	4.238 0
	40	1.094 2	4.329 5	1.229 7	4.362 6
	60	1.103 1	4.457 6	1.226 6	4.436 5
瞬时泄漏	—	1.405 6	3.360 6	0.967 4	2.784 0

注:常数  $c$  和  $d$  是与有效泄漏持续时间相关的函数,对于本表中未给出有效泄漏持续时间的情况,可以采用内插法确定常数  $c$  和  $d$ 。



9.4.3 氨和氯的毒性后果面积计算

9.4.3.1 对每种泄漏孔,氨和氯连续泄漏的毒性后果面积按式(57)计算:

$$CA_{inj,n}^{tox} = e(rate_n^{tox})^f \dots\dots\dots (57)$$

式中,常数  $e$  和  $f$  在表 15 中查取。

9.4.3.2 对每种泄漏孔,氨和氯瞬时泄漏的毒性后果面积按式(58)计算:

$$CA_{inj,n}^{tox} = e(mass_n^{tox})^f \dots\dots\dots (58)$$

式中,常数  $e$  和  $f$  在表 15 中查取。

表 15 气态氨和氯的毒性后果面积计算公式中的常数选取

有效泄漏持续时间/min		氨		氯	
		$e$	$f$	$e$	$f$
连续泄漏	5	636.7	1.183	3 350	1.097
	10	846.3	1.181	3 518	1.095
	15	1 053	1.180	3 798	1.092
	20	1 256	1.178	4 191	1.089
	25	1 455	1.176	4 694	1.085
	30	1 650	1.174	5 312	1.082
	35	1 842	1.172	6 032	1.077
	40	2 029	1.169	6 860	1.072
	45	2 213	1.166	7 788	1.066
	50	2 389	1.161	8 798	1.057
	55	2 558	1.155	9 890	1.046
	60	2 714	1.145	10 994	1.026
瞬时泄漏	—	2.684	0.901 1	3.528	1.177

注: 常数  $e$  和  $f$  是与有效泄漏持续时间相关的函数,对于本表中未给出有效泄漏持续时间的情况,可以采用内插法确定常数  $e$  和  $f$ 。

9.4.4 其他常见有毒介质后果面积计算

9.4.4.1 其他 10 种常见有毒介质连续泄漏后果面积计算公式中的常数  $e$  和  $f$  在表 16 中选取,其连续泄漏的毒性后果面积按式(57)计算。

9.4.4.2 不考虑其他 10 种常见有毒介质瞬时泄漏的毒性后果面积。

表 16 其他 10 种常见有毒介质连续泄漏后果面积计算公式中的常数选取

有毒介质	连续泄漏 有效泄漏持续时间/min	气 态		液 态	
		<i>e</i>	<i>f</i>	<i>e</i>	<i>f</i>
氯化铝	任一持续时间	3.453 1	0.941 1	—	—
一氧化碳	3	9.55	1.15	—	—
	5	60.09	1.06	—	—
	10	189.42	1.13	—	—
	20	651.49	1.11	—	—
	40	1 252.67	1.17	—	—
	60	1 521.89	1.21	—	—
氯化氢	3	47.39	1.09	—	—
	5	123.67	1.15	—	—
	10	531.45	1.10	—	—
	20	224.55	1.18	—	—
	40	950.92	1.20	—	—
	60	2 118.87	1.23	—	—
硝酸	3	13 230.9	1.25	1 114.96	1.08
	5	17 146	1.25	2 006.1	1.02
	10	23 851.3	1.24	2 674.47	1.06
	20	31 185	1.23	4 112.65	1.06
	40	35 813.7	1.22	6 688.99	1.06
	60	38 105.8	1.22	9 458.29	1.12
二氧化氮	3	1 071.74	0.70	430	0.98
	5	1 466.57	0.68	610.31	1.04
	10	1 902.9	0.68	1 340.93	1.07
	20	2 338.76	0.72	3 020.54	1.08
	40	3 621.1	0.70	6 110.67	1.12
	60	4 070.48	0.71	9 455.68	1.13
光气	3	3 095.33	1.20	733.39	1.06
	5	5 918.49	1.29	1 520.02	1.10
	10	12 129.3	1.24	4 777.72	1.12
	20	27 459.6	1.27	14 727.5	1.16
	40	63 526.4	1.30	42 905	1.20
	60	96 274.2	1.31	77 287.7	1.23

表 16 (续)

有毒介质	连续泄漏 有效泄漏持续时间/min	气 态		液 态	
		<i>e</i>	<i>f</i>	<i>e</i>	<i>f</i>
甲苯二异氰酸酯	3	—	—	793.04	1.06
	5	--	--	846.54	1.09
	10	—	—	1 011.9	1.10
	20	—	—	1 026.06	1.06
	40	---	--	1 063.8	1.06
	60	--	—	1 252.57	1.03
乙二醇乙醚	1.5	0.895 4	1.171	—	—
	3	1.757 8	1.181	—	—
	5	4.000 2	1.122	—	—
	10	7.54	1.111	0.685 7	1.105
	20	24.56	0.971	3.638 9	1.065
	40	31.22	0.995	9.842 2	1.132
环氧乙烷	1.5	0.508 5	1.222	—	—
	3	2.972 0	1.207	—	—
	5	7.993 1	1.271	—	—
	10	47.69	1.290 9	—	—
	20	237.57	1.284 9	—	—
	40	1 088.4	1.192 7	—	—
环氧丙烷	3	0.000 8	1.913	—	—
	5	0.086 4	1.217	2.408 4	1.198
	10	0.176 8	1.220 3	9.039 7	1.111
	20	0.417 2	1.216 4	17.425	1.114
	40	0.953 7	1.209 7	34.255	1.118
	60	1.228 9	1.252 2	36.706	0.985 5

## 10 无毒性非可燃后果面积计算

## 10.1 蒸汽泄漏后果面积计算

10.1.1 蒸汽泄漏只考虑人员伤害后果；若蒸汽泄漏到大气中的温度低于 60 °C，则不考虑人员伤害后果。

10.1.2 对每种泄漏孔，连续泄漏后果面积根据泄漏速率按式(59)进行计算：

$$CA_{inj,n}^{CONT} = 0.123 \times rate_n \quad \dots\dots\dots(59)$$

式中  $rate_n$  按照 7.7.1 计算。

10.1.3 对每种泄漏孔,瞬时泄漏后果面积根据泄漏量按式(60)进行计算:

$$CA_{inj,n}^{INST} = 9.744(mass_n)^{0.6384} \quad \dots\dots\dots(60)$$

式中  $mass_n$  按照 7.7.2 计算。

10.1.4 蒸汽泄漏后果面积按照 8.9 进行基于泄漏类型的后果面积平衡,平衡因子  $fact_n^{IC}$  按照 8.9 确定。

10.2 酸和碱泄漏后果面积计算

10.2.1 酸和碱介质泄漏只考虑人员伤害后果。

10.2.2 酸和碱介质泄漏的后果面积根据不同泄漏类型分别按式(61)和式(64)计算:

a) 对每种泄漏孔,酸和碱介质连续泄漏的后果面积按式(61)计算:

$$CA_{inj,n}^{CONT} = 0.2 \times 0.0929 \times g \times (2.205 \times rate_n)^h \quad \dots\dots\dots(61)$$

式(61)中  $rate_n$  按照 7.7.1 计算,常数  $g$  和  $h$  是压力的函数,分别按式(62)和式(63)计算:

$$g = 2696.0 - 21.9 \times 145 \times (P_s - P_{atm}) + 1.474[145 \times (P_s - P_{atm})]^2 \quad \dots\dots\dots(62)$$

$$h = 0.31 - 0.00032 \times [145 \times (P_s - P_{atm}) - 40]^2 \quad \dots\dots\dots(63)$$

b) 酸和碱介质的瞬时泄漏不考虑人员伤害后果,见式(64):

$$CA_{inj,n}^{INST} = 0 \quad \dots\dots\dots(64)$$

10.2.3 酸和碱介质泄漏基于泄漏类型的平衡因子  $fact_n^{IC} = 0$ 。

10.3 基于泄漏类型的后果面积平衡

10.3.1 对每种泄漏孔,基于泄漏类型平衡后的后果面积按式(65)进行平衡:

$$CA_{inj,n}^{leak} = CA_{inj,n}^{INST} \times fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{CONT}(1 - fact_n^{IC}) \quad \dots\dots\dots(65)$$

10.3.2 对于无毒性非可燃介质的泄漏后果不考虑设备破坏后果面积,见式(66):

$$CA_{cmd,n}^{leak} = 0 \quad \dots\dots\dots(66)$$

10.4 无毒性非可燃后果面积确定

每种泄漏孔所对应的同类设备平均失效概率及同类设备平均失效概率之和可根据 8.11 求取。蒸汽、酸和碱介质的后果面积按式(67)计算:

$$CA_{inj}^{nint} = \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{inj,n}^{leak}}{gff_{total}} \quad \dots\dots\dots(67)$$

式中,  $CA_{inj,n}^{leak}$  为每种泄漏孔所对应的蒸汽、酸和碱介质泄漏人员伤害后果面积。

11 面积后果的确定

11.1 最终的设备破坏后果面积确定

最终的设备破坏后果面积( $CA_{cmd}$ )取燃烧与爆炸设备破坏后果面积( $CA_{cmd}^{flam}$ ),燃烧与爆炸设备破坏后果面积的计算见 8.12.1。

11.2 最终的人员伤害后果面积确定

最终的人员伤害后果面积为以下 3 种人员伤害后果面积的最大值,按式(68)确定:

a) 第 8 章所计算的燃烧与爆炸人员伤害后果面积  $CA_{inj}^{flam}$ ;

- b) 第 9 章所计算的毒性后果面积  $CA_{inj}^{tox}$ ;
- c) 第 10 章所计算的无毒性非可燃后果面积  $CA_{inj}^{nft}$ ;

$$CA_{inj} = \max(CA_{inj}^{flam}, CA_{inj}^{tox}, CA_{inj}^{nft}) \dots\dots\dots (68)$$

11.3 最终的后果面积确定

最终的后果面积取最终的设备破坏后果面积和最终的人员伤害面积两者中的较大值,按式(69)计算:

$$CA = \max(CA_{cmd}, CA_{inj}) \dots\dots\dots (69)$$

11.4 面积后果等级确定

根据 11.3 确定的最终的后果面积 CA,按照表 1 确定被评价设备潜在的失效后果等级(面积后果等级)。

12 经济后果计算

12.1 基本原则

12.1.1 经济后果计算只考虑设备失效导致的以下 5 种直接经济成本:

- a) 设备检修或更换成本  $FC_{cmd}$ ;
- b) 设备失效影响区域中其他设备的破坏成本  $FC_{affa}$ ;
- c) 介质泄漏和由于设备检修或更换所导致的停工成本  $FC_{prod}$ ;
- d) 设备失效所导致的人员伤害成本  $FC_{inj}$ ;
- e) 环境清理成本  $FC_{environ}$ 。

12.1.2 经济后果为上述 5 种经济成本之和,按式(70)计算:

$$FC = FC_{cmd} + FC_{affa} + FC_{prod} + FC_{inj} + FC_{environ} \dots\dots\dots (70)$$

12.2 设备检修或更换成本

12.2.1 第  $n$  种泄漏孔泄漏导致的设备损坏成本( $holecost_n$ )应根据现场经验数据选取,若无法获得现场经验数据,可从附录 E 中表 E.1 选取。

12.2.2 对于非碳钢材料,材料价格系数( $matcost$ )应根据实际情况选取,若无法获得实际数据,可从表 E.2 选取。

12.2.3 每种泄漏孔对应的同类设备平均失效概率根据 8.11 求取,设备检修或更换成本按式(71)计算:

$$FC_{cmd} = \left[ \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times holecost_n}{gff_{total}} \right] \times matcost \dots\dots\dots (71)$$

12.3 设备失效影响区域内其他设备的破坏成本

12.3.1 本节计算燃烧与爆炸导致设备失效影响区域内其他设备的破坏成本。

12.3.2 本部分规定设备系统的平均重置费用( $equipcost$ )为常数,由使用单位提供相关数据,不考虑设备所在的位置。

12.3.3 设备失效影响区域内其他设备的破坏成本是设备破坏后果面积与平均重置费用的乘积,按式(72)计算:

$$FC_{affa} = CA_{cmd} \times equipcost \dots\dots\dots (72)$$

式中  $CA_{cmd}$  为最终的设备破坏后果面积,根据 11.1 计算得到。

12.4 停工成本

12.4.1 本部分考虑以下两种停工成本：

- a) 检修或更换发生失效泄漏设备导致的停工成本；
- b) 检修或更换设备失效影响区域内遭到破坏的其他设备导致的停工成本。

12.4.2 第  $n$  种泄漏孔泄漏导致的停工时间( $outage_n$ )应根据现场经验数据选取,一般由使用单位提供;若无法获得相关数据,可按照表 E.3 选取。

12.4.3 检修或更换发生失效泄漏设备导致的停工时间( $outage_{cmd}$ )计算：

停工时间( $outage_{cmd}$ )是每种泄漏孔泄漏导致的停工时间的概率加权平均值,按式(73)计算：

$$outage_{cmd} = \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times outage_n}{gff_{total}} \times outage_{mult} \dots\dots\dots(73)$$

式中  $outage_{mult}$  为所评价设备停工时间的放大系数,可根据现场经验进行调整确定。

12.4.4 检修或更换失效泄漏设备影响区域内遭到破坏的其他设备导致的停工时间  $outage_{affa}$  计算：

停工时间( $outage_{affa}$ )按式(74)进行计算：

$$outage_{affa} = 10^{1.242 - 0.585 \lg(FC_{affa} \times 10^{-6})} \dots\dots\dots(74)$$

式中设备失效影响区域内其他设备的破坏成本  $FC_{affa}$  根据 12.3.3 计算确定。

12.4.5 停工成本计算：

停工成本( $FC_{prod}$ )按式(75)计算：

$$FC_{prod} = (outage_{cmd} + outage_{affa}) \times (prodcost) \dots\dots\dots(75)$$

式中  $prodcost$  为平均每天的停工成本,由使用单位根据运营情况提供相关数据。

12.5 人员伤害成本

按式(76)计算人员伤害成本：

$$FC_{inj} = CA_{inj} \times popdens \times injcost \dots\dots\dots(76)$$

式中：

- $CA_{inj}$  ——最终的人员伤害后果面积,根据 11.2 计算确定；
- $popdens$  ——设备系统现场人口密度,由使用单位提供相关数据;也可根据正常生产情况下,设备系统现场作业人员数量除以设备系统所占的场地面积得到；
- $injcost$  ——人身伤害赔偿费用,可由使用单位提供相关数据,也可根据国家工伤赔偿相关规定确定。

12.6 环境清理成本

12.6.1 基本原则

- 12.6.1.1 本部分仅考虑泄漏介质在大气环境中的相态为液态的环境清理成本。
- 12.6.1.2 本部分不考虑标准沸点低于 93 °C 的泄漏介质的环境清理成本。
- 12.6.1.3 本部分不考虑泄漏介质可能发生自然情况的环境清理成本。

12.6.2 泄漏介质的蒸发比例计算

12.6.2.1 泄漏介质的蒸发比例( $frac_{evap}$ )、标准沸点(NBP)可从表 17 中查取,表 17 中未列出的代表性介质,可根据其他文献资料查取,但应保证其数据的合理性。

12.6.2.2 当介质的标准沸点(NBP)已知,泄漏介质的蒸发比例( $frac_{evap}$ )也可按式(77)进行计算：

$$\text{frac}_{\text{evap}} = -7.140\ 8 + 8.582\ 7 \times 10^{-3} \times 1.8 \times \text{NBP} - 3.559\ 4 \times 10^{-5} \times (1.8 \times \text{NBP})^2 + \frac{2\ 331.1}{1.8 \times \text{NBP}} - \frac{203\ 545}{(1.8 \times \text{NBP})^2} \dots\dots\dots (77)$$

12.6.3 泄漏介质体积(vol<sup>env</sup>)计算

对每种泄漏孔,按式(78)计算需要清理的泄漏介质体积:

$$\text{vol}_n^{\text{env}} = \frac{6.29 \times \text{mass}_n (1 - \text{frac}_{\text{evap}})}{\rho_1} \dots\dots\dots (78)$$

式中泄漏介质的密度(ρ<sub>1</sub>)可在表 17 中查取,泄漏介质的蒸发比例(frac<sub>evap</sub>)根据 12.6.2 确定,mass<sub>n</sub>根据 7.7.2 确定。

12.6.4 环境清理成本计算

12.6.4.1 环境清理成本(FC<sub>environ</sub>)按式(79)计算:

$$\text{FC}_{\text{environ}} = \frac{\sum_{n=1}^4 \text{gff}_n \times \text{vol}_n^{\text{env}}}{\text{gff}_{\text{total}}} \times \text{envcost} \dots\dots\dots (79)$$

12.6.4.2 单位体积介质泄漏导致的环境清理费用(envcost)由使用单位根据现场经验提供相关数据,若使用单位没有经验性数据,可采用专家数据值,但应保证数据的合理性。

表 17 泄漏介质物性

代表性介质	摩尔质量/(g/mol)	密度/(kg/m <sup>3</sup> )	标准沸点 NBP/°C	蒸发比例 fract <sub>evap</sub> (24 h 内)
碳 1~碳 2	23	250.513	-125	1.00
碳 3~碳 4	51	538.379	-21	1.00
碳 5	72	625.199	36	1.00
碳 6~碳 8	100	684.018	99	0.90
碳 9~碳 12	149	734.012	184	0.50
碳 13~碳 16	205	764.527	261	0.10
碳 17~碳 25	280	775.019	344	0.05
碳 25+	422	900.026	527	0.02
酸	18	997.950	100	0.90
氢气	2	71.010	-253	1.00
硫化氢	34	993.029	-59	1.00
氟化氢	20	967.031	20	1.00
一氧化碳	28	800.920	-191	1.00
乙醚	74	720.828	35	1.00
氯化氢	36	1 182.362	-85	1.00
硝酸	63	1 521.749	121	0.80
二氧化氮	90	929.068	21.2	0.75
光气	99	1 377.583	8.3	1.00
甲苯二异氰酸酯	174	1 217.399	251	0.15

表 17 (续)

代表性介质	摩尔质量/(g/mol)	密度/(kg/m <sup>3</sup> )	标准沸点 NBP/°C	蒸发比例 fract <sub>evap</sub> (24 h 内)
甲醇	32	800.920	65	1.00
环氧丙烷	58	832.957	34	1.00
苯乙烯	104	683.986	145	0.60
乙二醇乙醚醋酸酯	132	977.123	156	0.65
乙二醇乙醚	90	929.068	135	0.75
乙二醇	62	1 105.270	197	0.45
环氧乙烷	44	881.013	11	1.00



附录 A

(规范性附录)

安全阀开启失效后果定量分析方法

A.1 符号

- $A^{prd}$  ——安全阀流道面积,  $\text{mm}^2$ ;
- $A_{total}^{prd}$  ——安装多只在用安全阀总的流道面积,  $\text{mm}^2$ ;
- $C_{f,j}^{prd}$  ——安全阀开启失效后果;
- $F_a$  ——安装多只在用安全阀超压修正因子;
- MAWP ——被保护设备的最高允许工作压力, MPa;
- $p_o$  ——安全阀开启失效导致超压情况下被保护设备内的压力, MPa;
- $p_{o,j}$  ——安装多只在用安全阀在开启失效导致超压情况下, 经修正后的压力, MPa;
- $P_s$  ——被保护设备正常运行工况下的操作压力, MPa。

A.2 基本要求

A.2.1 本附录规定了安全阀开启失效后果定量分析方法。

A.2.2 本附录规定的安全阀开启失效包含: 超压未开启、部分开启、超过设定压力开启。

A.2.3 将安全阀开启失效导致被保护设备超压情况下的压力  $p$ 。代替被保护设备的正常操作压力  $P_s$ , 计算得到被保护设备的失效后果作为安全阀的开启失效后果。

A.3 超压确定

由于安全阀开启失效导致被保护设备超压情况下的压力  $p_o$ , 可在表 A.1 中查取确定。

表 A.1 超压的确定原则

设备类型	适用条件	超压情况下被保护设备内的压力 $p_o$
超压情况——排放受阻/非自动阀门		
热交换器、空冷器、 反应器、管道、 存储罐及动设备	上游为除容积式之外的动设备	静压力、1.3 倍正常排放压力与热源温度下介质的饱和压力(设备有内或外部热源), 三者中取最大值
	上游为容积式动设备	$4.0 \times \text{MAWP}$
	上游为汽轮机	蒸汽源压力与蒸汽源温度下的饱和压力(设备有内或外部热源), 二者中取最大值
	上游为工艺单元或容器	$1.1 \times \text{MAWP}$
工艺塔(火焰加热热源)	塔热源来自火焰加热	$4.0 \times \text{MAWP}$
工艺塔(其他热源)	上游非火焰加热	热源温度下介质的饱和压力
加热器	—	$4.0 \times \text{MAWP}$

表 A.1 (续)

设备类型	适用条件	超压情况下被保护设备内的压力 $p_0$
超压情况——出口控制阀失效关闭		
热交换器、空冷器、 反应器、管道、 存储罐、动设备	上游为除容积式之外的动设备	静压力、1.3 倍正常排放压力与热源温度下介质的饱和压力(设备有内或外部热源),三者中取最大值
	上游为容积式动设备	$4.0 \times \text{MAWP}$
	上游为汽轮机	蒸汽源压力与蒸汽源温度下的饱和压力(设备有内或外部热源),二者中取最大值
工艺塔(火焰加热热源)	上游为工艺单元或容器	$1.1 \times \text{MAWP}$
	塔热源来自火焰加热	$4.0 \times \text{MAWP}$
工艺塔(其他热源)	上游非火焰加热	热源温度下介质的饱和压力
加热器	—	$4.0 \times \text{MAWP}$
超压情况——入口控制阀失效开启,包括高压介质串入低压设备		
所有类型设备	—	上游压力源的压力
超压情况——火灾		
所有类型设备	—	$4.0 \times \text{MAWP}$
超压情况——受热膨胀或液相汽化膨胀		
管道或其他充装液相介质的设备	—	操作压力与存储介质在 $60^\circ\text{C}$ 时的饱和压力,二者中取最大值
热交换器的低温侧	—	操作压力与高温侧入口温度下介质的饱和压力,二者中取最大值
超压情况——失冷		
工艺塔(火焰加热热源)	塔热源来自火焰加热	$4.0 \times \text{MAWP}$
其他所有设备 (内部或外部热源)	—	热源温度下介质的饱和压力
超压情况——塔循环或回流泵失效		
工艺塔(火焰加热热源)	塔热源来自火焰加热	$4.0 \times \text{MAWP}$
其他所有的工艺塔	—	热源温度下介质的饱和压力
超压情况——电力故障		
工艺塔(火焰加热热源)	塔热源来自火焰加热	$4.0 \times \text{MAWP}$
其他工艺塔和内部或外部热源设备(非火焰加热热源)	—	热源温度下介质的饱和压力
超压情况——化学反应失控		
所有设备	—	$4.0 \times \text{MAWP}$

表 A.1 (续)

设备类型	适用条件	超压情况下被保护设备内的压力 $p_o$
超压情况——换热管破裂		
热交换器管束介质为高压 气体热交换器壳程介质为 低压液体	—	热交换器高压侧最高操作压力
超压情况——盛装过量液相介质		
所有设备,包括工艺塔 (底部液相出口封闭)	上游为除容积式之外的动设备	静压力、1.3 倍正常排放压力与热源温度下介质的饱和压力(设备有内或外部热源),三者中取最大值
	上游为容积式动设备	$4.0 \times \text{MAWP}$
	上游为汽轮机	蒸汽源压力与蒸汽源温度下的饱和压力(设备有内或外部热源),二者中取最大值
	上游为工艺单元或容器	$1.1 \times \text{MAWP}$ (上游压力源设备的最高操作压力)

A.4 安装多只在用安全阀的超压修正

A.4.1 本部分规定若设备安装多只在用安全阀,在确定安全阀开启失效导致超压情况下被保护设备内的压力( $p_o$ )时,应对压力  $p_o$  进行修正。

A.4.2 每只安全阀的流道面积( $A^{\text{prd}}$ )由使用单位提供基础数据;多只在用安全阀总的泄放流道面积( $A_{\text{total}}^{\text{prd}}$ )为所有安全阀流道面积之和。

A.4.3 超压修正因子( $F_a$ )按式(A.1)计算:

$$F_a = \sqrt{\frac{A^{\text{prd}}}{A_{\text{total}}^{\text{prd}}}} \dots\dots\dots (A.1)$$

A.4.4 安装多只在用安全阀在开启失效导致超压情况下,经修正后的压力按式(A.2)计算:

$$p_{o,i} = F_a \times p_o \dots\dots\dots (A.2)$$

A.5 安全阀开启失效后果计算

将被保护设备超压情况下的失效后果作为安全阀开启失效后果  $C_{i,j}^{\text{prd}}$ ,被保护设备超压情况下的失效后果定量计算按本部分的正文进行,在失效后果计算过程中参数  $P_s$  应采用最终确定的  $p_o$  或  $p_{o,i}$  进行代替。

## 附录 B

(规范性附录)

## 安全阀泄漏失效后果定量分析方法

## B.1 符号

- $C^{\text{prd}}$  ——安全阀泄漏失效后果,元;  
 $C_1^{\text{mild}}$  ——安全阀轻度至中度泄漏失效后果,元;  
 $C_1^{\text{so}}$  ——安全阀提前开启或卡阻不回座泄漏失效后果,元;  
 $\text{cost}_{\text{env}}$  ——安全阀泄漏导致的环境清理成本,元;  
 $\text{cost}_{\text{inv}}$  ——安全阀泄漏导致的介质损失成本,元;  
 $\text{cost}_{\text{flu}}$  ——泄漏介质单位质量的价格,元/kg;  
 $\text{cost}_{\text{inv}}^{\text{mild}}$  ——安全阀轻度至中度泄漏导致的介质损失成本,元;  
 $\text{cost}_{\text{inv}}^{\text{so}}$  ——安全阀提前开启或卡阻不回座泄漏导致的介质损失成本,元;  
 $\text{cost}_{\text{prod}}$  ——检修安全阀导致的停工成本,元;  
 $\text{cost}_{\text{prod}}^{\text{mild}}$  ——检修安全阀轻度至中度泄漏导致的停工成本,元;  
 $\text{cost}_{\text{prod}}^{\text{so}}$  ——检修安全阀提前开启或卡阻不回座导致的停工成本,元;  
 $\text{cost}_{\text{sd}}$  ——安全阀检修成本,元;  
 $D_{\text{mild}}$  ——安全阀轻度至中度泄漏持续时间,天;  
 $D_{\text{so}}$  ——安全阀提前开启或卡阻不回座泄漏持续时间,天;  
 $D_{\text{sd}}$  ——安全阀停工检修天数,天;  
 $F_r$  ——泄漏介质回收率因子;  
 $\text{lrate}_{\text{mild}}$  ——安全阀轻度至中度泄漏速率,kg/h;  
 $\text{lrate}_{\text{so}}$  ——安全阀提前开启或卡阻不回座泄漏速率,kg/h;  
 $\text{unit}_{\text{prod}}$  ——设备系统每天的生产利润,元/天;  
 $W_c^{\text{prd}}$  ——安全阀的额定泄放量,kg/h。

## B.2 总则

B.2.1 本附录规定了安全阀泄漏失效的经济后果( $C^{\text{prd}}$ )定量分析方法。

B.2.2 本附录考虑安全阀两种类型的泄漏失效后果:轻度至中度泄漏失效后果和提前开启或卡阻不回座泄漏失效后果。

B.2.3 本附录考虑安全阀泄漏失效导致的以下4种直接经济成本:

- a) 介质损失成本( $\text{cost}_{\text{inv}}$ );
- b) 环境清理成本( $\text{cost}_{\text{env}}$ );
- c) 安全阀检修成本( $\text{cost}_{\text{sd}}$ );
- d) 检修安全阀导致的停工成本( $\text{cost}_{\text{prod}}$ )。

**B.3 介质损失成本( $cost_{inv}$ )计算**

**B.3.1 安全阀泄漏速率的确定**

**B.3.1.1** 安全阀轻度至中度泄漏,其泄漏速率按式(B.1)计算:

$$lrate_{mild} = 0.1W_c^{prd} \dots\dots\dots (B.1)$$

**B.3.1.2** 安全阀提前开启或卡阻不回座,其泄漏速率按式(B.2)计算:

$$lrate_{so} = 0.25W_c^{prd} \dots\dots\dots (B.2)$$

**B.3.1.3** 安全阀的额定泄放量( $W_c^{prd}$ )由使用单位提供基础数据,也可参照 GB 150.1 和 TSG D0001 等进行计算。

**B.3.2 泄漏持续时间的确定**

**B.3.2.1** 安全阀轻度至中度泄漏持续时间( $D_{mild}$ )在表 B.1 中查取。

**表 B.1 安全阀泄漏持续时间**

安全阀进口公称通径 DN/mm	泄放到封闭系统或火炬 安全阀持续泄漏时间 $D_{mild}$ /天	泄放到大气 安全阀持续泄漏时间 $D_{mild}$ /天
$DN \leq 20$	60	8
$20 < DN \leq 40$	30	4
$40 < DN \leq 80$	15	2
$80 < DN \leq 150$	7	1
$DN > 150$	2	0.5

**B.3.2.2** 本附录规定安全阀提前开启或卡阻不回座发生泄漏时,对安全阀立即进行检修,将隔离安全阀的时间限定在 30 min 之内,推荐保守选取为 30 min,泄漏持续时间( $D_{so}$ )取为 0.021 天。

**B.3.3 泄漏介质回收率因子的确定**

若工艺中设有封闭系统或火炬,则应按式(B.3)或式(B.4)选取泄漏介质回收率因子;其他情况的泄漏介质回收率因子按式(B.5)选取:

$$F_r = 0 \quad (\text{若安全阀泄放到封闭系统}) \dots\dots\dots (B.3)$$

$$F_r = 0.5 \quad (\text{若安全阀泄放到火炬}) \dots\dots\dots (B.4)$$

$$F_r = 1.0 \quad (\text{其他情况}) \dots\dots\dots (B.5)$$

**B.3.4 介质损失成本( $cost_{inv}$ )的计算**

**B.3.4.1** 安全阀轻度至中度泄漏导致的介质损失成本按式(B.6)计算:

$$cost_{inv}^{mild} = 24 \cdot F_r \cdot cost_{qu} \cdot D_{mild} \cdot lrate_{mild} \dots\dots\dots (B.6)$$

**B.3.4.2** 安全阀提前开启或卡阻不回座泄漏导致的介质损失成本按式(B.7)计算:

$$cost_{inv}^{so} = 24 \cdot F_r \cdot cost_{qu} \cdot D_{so} \cdot lrate_{so} \dots\dots\dots (B.7)$$

**B.3.4.3** 泄漏介质单位质量的价格( $cost_{qu}$ )由使用单位提供基础数据,也可保守选取该种介质的成品单价。

**B.4 环境清理成本( $cost_{env}$ )的确定**

**B.4.1** 本附录规定若安全阀直接泄漏到大气环境中,则应考虑导致的环境清理成本。

**B.4.2** 环境清理成本由使用单位根据现场经验提供相关数据;也可采用同类安全阀经验数据或专家数据,按后者确定时应保证数据的合理性。

**B.5 安全阀检修成本( $cost_{sd}$ )的确定**

**B.5.1** 对于不允许有泄漏的安全阀,应考虑安全阀检修成本。

**B.5.2** 安全阀检修成本包括安全阀实际检修、校验及更换等成本,由使用单位根据现场经验提供相关数据;也可采用同类安全阀经验数据或专家数据,按后者确定时应保证数据的合理性。

**B.6 检修安全阀导致的停工成本( $cost_{prod}$ )计算**

**B.6.1** 轻度至中度泄漏导致的停工成本( $cost_{prod}^{mild}$ )包括允许安全阀有泄漏或可被截断检修而不必停工和不允许安全阀有泄漏而必须停工两种情况:

- a) 若允许安全阀有泄漏或者可被截断检修而不必停工,停工成本( $cost_{prod}^{mild}$ )取 0。
- b) 若不允许安全阀有泄漏,停工成本( $cost_{prod}^{mild}$ )按式(B.8)计算:

$$cost_{prod}^{mild} = unit_{prod} \cdot D_{sd} \dots\dots\dots(B.8)$$

**B.6.2** 提前开启或卡阻不回座泄漏导致的停工成本( $cost_{prod}^{so}$ )按式(B.9)计算:

$$cost_{prod}^{so} = unit_{prod} \cdot D_{sd} \dots\dots\dots(B.9)$$

**B.6.3** 设备系统每天的生产利润( $unit_{prod}$ )由使用单位根据运营情况提供相关数据。

**B.6.4** 安全阀停工检修天数( $D_{sd}$ )由使用单位根据现场经验提供相关数据;也可采用同类安全阀经验数据或专家数据,按后者确定时应保证数据的合理性。

**B.7 泄漏失效后果计算**

**B.7.1** 轻度至中度泄漏失效后果( $C_1^{mild}$ )按式(B.10)计算:

$$C_1^{mild} = cost_{inv}^{mild} + cost_{env} + cost_{sd} + cost_{prod}^{mild} \dots\dots\dots(B.10)$$

**B.7.2** 提前开启或卡阻不回座泄漏失效后果( $C_1^{so}$ )按式(B.11)计算:

$$C_1^{so} = cost_{inv}^{so} + cost_{env} + cost_{sd} + cost_{prod}^{so} \dots\dots\dots(B.11)$$

**B.7.3** 安全阀泄漏失效后果( $C_1^{prd}$ )按式(B.12)计算:

$$C_1^{prd} = 0.9 \cdot C_1^{mild} + 0.1 \cdot C_1^{so} \dots\dots\dots(B.12)$$

附录 C  
(规范性附录)

热交换器管束失效后果定量分析方法

C.1 符号

- $C_i^{tube}$  ——热交换器管束失效后果,元;
- $C_{i,plan}^{tube}$  ——计划更换周期内的管束失效后果,元;
- $cost_{bundle}$  ——管束更换成本,元;
- $cost_{maint}$  ——管束维护成本,包括抽芯、检验辅助以及更换过程中相关的成本,元;
- $cost_{prod}$  ——检修或更换管束导致的停工成本,元;
- $D_{sd,plan}$  ——管束计划停工检修时间,天;
- $D_{sd}$  ——管束非计划停工检修时间,天;
- $D_{shell}$  ——热交换器壳体内径,mm;
- $L_{tube}$  ——管束长度,m;
- $rate_{red}$  ——管束停用导致的生产率下降,%;
- $unit_{prod}$  ——设备系统每天的生产利润,元/天。

C.2 基本原则

本附录只考虑热交换器管束失效导致的经济后果。

C.3 失效后果计算

热交换器管束失效后果(经济后果)包括检修或更换管束导致的停工成本( $cost_{prod}$ )、管束更换成本( $cost_{bundle}$ )以及管束维护成本( $cost_{maint}$ ),按式(C.1)计算:

$$C_i^{tube} = cost_{prod} + cost_{bundle} + cost_{maint} \dots\dots\dots(C.1)$$

C.4 检修或更换管束导致的停工成本的确定

C.4.1 若设备系统设置有在线备用的热交换器或设置有跨线可将该热交换器隔离出来检修或更换管束而不需要停工,则不考虑检修或更换管束导致的停工成本,即  $cost_{prod} = 0$ 。

C.4.2 若需要停工,检修或更换管束导致的停工成本( $cost_{prod}$ )按式(C.2)计算:

$$cost_{prod} = unit_{prod} \cdot \left( \frac{rate_{red}}{100} \right) \cdot D_{sd} \dots\dots\dots(C.2)$$

式中:

管束非计划停工检修时间( $D_{sd}$ )应包括购置和安装新管束需要的时间,由使用单位根据现场经验提供相关数据;也可采用同类设备经验数据或专家数据,按后者确定时应保证数据的合理性。

管束停用导致的生产率下降( $rate_{red}$ )由使用单位根据现场经验提供相关数据;也可采用专家数据,按后者确定时应保证数据的合理性。

设备系统每天的生产利润( $unit_{prod}$ )由使用单位根据运营情况提供相关数据。

本附录规定管束停用导致的生产率下降取值范围为  $0 \leq \text{rate}_{\text{red}} \leq 100$ , 将停产情况下的产品率下降 ( $\text{rate}_{\text{red}}$ ) 规定为 100; 将检修或更换管束不影响正常生产 (包括产品的产量和质量) 的产品率下降 ( $\text{rate}_{\text{red}}$ ) 规定为 0。

**C.5 管束更换成本**

C.5.1 管束更换成本 ( $\text{cost}_{\text{bundle}}$ ) 与管束规格以及管束材质成正比, 按式 (C.3) 来计算。

$$\text{cost}_{\text{bundle}} = \frac{22\,000 \left( \frac{\pi D_{\text{shell}}^2}{4} \right) L_{\text{tube}} M_f}{12} \dots\dots\dots (C.3)$$

C.5.2 管束材料成本因子 ( $M_f$ ) 的推荐值在表 C.1 查取, 也可参照实际情况选取。

**C.6 管束维护成本**

管束维护成本 ( $\text{cost}_{\text{maint}}$ ) 由使用单位根据现场经验提供相关数据; 也可采用同类设备经验数据或专家数据, 按后者确定时应保证数据的合理性。

**表 C.1 管束材料成本因子**

常用管束材料	管束材料成本因子 $M_f$
碳钢	1.0
1-1/4Cr	2.0
5Cr	4.0
9Cr	6.0
304/309/310 不锈钢	8.0
304L/321/347 不锈钢	10.0
316 不锈钢	14.0
316L 不锈钢	14.0
317 不锈钢	18.0



## 附录 D

### (规范性附录)

#### 泄漏孔直径和潜在的最大介质泄漏量的选取原则

##### D.1 泄漏孔直径的选取原则

###### D.1.1 管道泄漏孔直径的选取原则

D.1.1.1 管道泄漏分析计算采用表 4 中规定的 4 种标准泄漏孔,不同外径的管道所选取的泄漏孔直径应不大于管道自身的外径。

D.1.1.2 所有管道都具有第四种标准泄漏孔:破裂。

D.1.1.3 外径 $>100$  mm 的管道,选取 4 种直径的标准泄漏孔:6 mm、25 mm、100 mm 及破裂。

D.1.1.4 外径 $\leq 100$  mm 且 $>25$  mm 的管道,选取 3 种直径的标准泄漏孔:6 mm、25 mm 及破裂。

D.1.1.5 外径 $\leq 25$  mm 的管道,选取 2 种直径的标准泄漏孔:6 mm 及破裂。

###### D.1.2 容器泄漏孔直径的选取原则

D.1.2.1 容器泄漏分析计算采用表 4 中规定的 4 种标准泄漏孔,不同内径的容器所选取的泄漏孔直径应不大于容器自身的内径。

D.1.2.2 所有容器都具有第四种标准泄漏孔:破裂。

###### D.1.3 泵泄漏孔直径的选取原则

D.1.3.1 泵泄漏分析计算采用表 4 中规定的前 3 种标准泄漏孔(第四种标准泄漏孔:破裂除外),所选取的泄漏孔直径应不大于泵吸入管外径。

D.1.3.2 若泵吸入管的外径 $>100$  mm,则选取 3 种直径的标准泄漏孔:6 mm、25 mm 和 100 mm。

D.1.3.3 若泵吸入管的外径 $\leq 100$  mm 且 $>25$  mm,则选取 3 种直径的标准泄漏孔:6 mm、25 mm 和吸入管外径。

###### D.1.4 压缩机泄漏孔直径的选取原则

往复式及离心式压缩机选取两种直径的标准泄漏孔:25 mm 和 100 mm(若吸入管的外径 $<100$  mm,则第二种泄漏孔直径为吸入管的外径)。

##### D.2 潜在的最大介质泄漏量选取原则

###### D.2.1 液相系统潜在的最大介质泄漏量确定

D.2.1.1 若正常操作工况下设备或部件中的液相介质存储量已知,则应采用实际介质存储量。

D.2.1.2 若正常操作工况下设备或部件中的液相介质存储量无法获取或仅采用定性后果分析,也可根据设备或部件容积( $V$ )、液相介质密度( $\rho_l$ )以及表 D.1 中液相介质体积占设备或部件体积百分比三者相乘计算得到设备或部件中的液相介质存储量。

D.2.1.3 若正常操作工况下设备或部件中的液相介质充装系数已知,则应采用液相介质充装系数替代表 D.1 中液相介质体积占设备或部件体积百分比。

D.2.1.4 根据 D.2.1.1 或 D.2.1.2 得到的设备或部件中的介质存储量,按 7.4 确定所属存量组中的介质

存储量。

D.2.1.5 根据 D.2.1.4 得到的存量组中的介质存储量按 7.4 确定液相系统潜在的最大介质泄漏量。

表 D.1 液相介质体积占设备或部件体积百分比选取

设备类型	部件类型	液相介质体积占设备或部件体积百分数/%
储存类容器	储存罐	50
	蓄能器	50
分离类容器	分离罐	10
	干燥器	10
反应类容器	反应器	15
塔器	上段	25
	中段	25
	下段	37
过滤器	过滤器	100
热交换器	壳程	50
	管束	100
	管程	25
空气冷却器	翅片管	25
管道	各种规格管子	100
泵	离心泵	100
	往复泵	
压缩机	离心式压缩机	0
	往复式压缩机	

## D.2.2 气相系统潜在的最大介质泄漏量确定

D.2.2.1 若正常操作工况下设备或部件中的气相介质存储量已知,则应采用实际介质存储量。

D.2.2.2 若正常操作工况下设备或部件中的气相介质存储量无法获取或仅采用定性后果分析,设备或部件中的气相介质存储量可按式(D.1)计算:

$$\text{mass}_{\text{comp}} = 1\,000 \cdot \text{MW} \cdot \frac{P_s V}{R(T_s + 273)} \dots\dots\dots (D.1)$$

D.2.2.3 根据 D.2.2.1 或 D.2.2.2 得到的设备或部件中的介质存储量,按 7.4 确定所属存量组中的介质存储量。

D.2.2.4 根据 D.2.2.3 得到的存量组中的介质存储量按 7.4 确定气相系统潜在的最大介质泄漏量。

## D.2.3 两相流系统潜在的最大介质泄漏量确定

D.2.3.1 若泄漏发生在设备或部件液相部位,则按液相计算潜在的最大介质泄漏量;若泄漏发生在设备或部件气相部位,则按气相计算潜在的最大介质泄漏量。

D.2.3.2 对于含有两相流的管道,若上游介质相态为液相,则按液相计算潜在的最大介质泄漏量;若上游介质相态为气相或两相,则按气相计算潜在的最大介质泄漏量。

附 录 E  
(资料性附录)

经济后果分析的相关数据表

E.1 基本原则

本附录为资料性附录,经济后果分析的相关数据仅供参考,若能获取现场经验数据应优先采用现场经验数据,并以当时的社会物价水平为准。

E.2 经济后果分析的相关数据表

E.2.1 设备损坏成本数据在表 E.1 中查取,表 E.1 中的数值是基于碳钢材料的价格给出的。

E.2.2 以碳钢材料为基准,常用材料的价格系数在表 E.2 中查取,对于特殊材料,按实际情况选取。

E.2.3 每种泄漏孔泄漏导致的停工时间估计值在表 E.3 中查取。

表 E.1 设备损坏成本

设备/部件类型		设备损坏成本 holecost/元			
		小规模泄漏 ( $d_1=6$ mm)	中等规模泄漏 ( $d_2=25$ mm)	大规模泄漏 ( $d_3=100$ )	破裂泄漏 ( $d_4=\min[D,400]$ )
储存类容器		3.47 E+04	8.33 E+04	1.39 E+05	2.78 E+05
分离类容器		3.47 E+04	8.33 E+04	1.39 E+05	2.78 E+05
反应类容器		1.00 E+05	2.00 E+05	1.00 E+06	5.00 E+06
塔器		6.95 E+04	1.74 E+05	3.47 E+05	6.95 E+05
过滤器		6.95 E+03	1.39 E+04	2.78 E+04	6.95 E+04
热交换器	壳程	6.95E+03	1.39 E+04	1.39 E+05	4.17 E+05
	管束	6.95 E+03	1.39 E+04	1.39 E+05	4.17 E+05
	管箱	6.95 E+03	1.39 E+04	1.39 E+05	4.17 E+05
空气冷却器		6.95 E+03	1.39 E+04	1.39 E+05	4.17 E+05
DN25 mm 管子		3.50 E+01	—	—	1.39 E+02
DN50 mm 管子		3.50 E+01	—	—	2.78 E+02
DN100 mm 管子		3.50 E+01	6.90 E+01	—	4.17 E+02
DN150 mm 管子		3.50 E+01	1.39 E+02	—	8.33 E+02
DN200 mm 管子		3.50 E+01	2.08 E+02	4.17 E+02	1.25 E+03
DN250 mm 管子		3.50 E+01	2.78 E+02	5.56 E+02	1.67 E+03
DN300 mm 管子		3.50 E+01	4.17 E+02	8.33 E+02	2.5 E+03
DN400 mm 管子		3.50 E+01	5.56 E+02	1.11 E+03	3.47 E+03
DN>400 mm 管子		6.90 E+01	8.33 E+02	1.67 E+03	4.86 E+03

表 E.1 (续)

设备/部件类型	设备损坏成本 holecost/元			
	小规模泄漏 ( $d_1=6$ mm)	中等规模泄漏 ( $d_2=25$ mm)	大规模泄漏 ( $d_3=100$ )	破裂泄漏 ( $d_4=\min[D,400]$ )
离心泵	6.95 E+03	1.74 E+04	3.47 E+04	3.47 E+04
往复泵	6.95 E+03	1.74 E+04	3.47 E+04	6.95 E+04
离心式压缩机	3.47 E+04	6.95 E+04	3.47 E+05	6.95 E+05
往复式压缩机	6.95 E+03	1.39 E+05	6.95 E+05	2.08 E+06

表 E.2 材料价格系数

材料	材料价格系数 matcost	材料	材料价格系数 matcost
碳钢	1.0	90/10 铜/镍	6.8
1.25Cr-0.5Mo	1.3	复合 600 合金	7.0
2.25Cr-1Mo	1.7	碳钢“特氟龙”衬里	7.8
5Cr-0.5Mo	1.7	复合镍	8.0
7Cr-0.5Mo	2.0	800 合金	8.4
复合 304 不锈钢	2.1	70/30 铜/镍合金	8.5
聚丙烯内衬	2.5	904L	8.8
9Cr-1Mo	2.6	20 合金	11
405 不锈钢	2.8	400 合金	15
410 不锈钢	2.8	600 合金	15
304 不锈钢	3.2	镍	18
复合 316 不锈钢	3.3	625 合金	26
碳钢“纱纶”衬里	3.4	钛	28
碳钢“橡胶”衬里	4.4	合金“C”	29
316 不锈钢	4.8	锆	34
碳钢“玻璃钢”衬里	5.8	合金“B”	36
复合 400 合金	6.4	钽	535

表 E.3 每种泄漏孔泄漏导致的停工时间估计值

设备/部件类型		每种泄漏孔泄漏导致的停工时间估计值 $outage_n$ /天			
		小规模泄漏 ( $d_1=6$ mm)	中等规模泄漏 ( $d_2=25$ mm)	大规模泄漏 ( $d_3=100$ )	破裂泄漏 ( $d_4=\min[D,400]$ )
储存类容器		2	3	3	7
分离类容器		2	3	3	7
反应类容器		4	6	6	14
塔器		2	4	5	21
过滤器		0	1	1	1
热交换器	壳程	0	0	0	0
热交换器	管束	0	0	0	0
热交换器	管箱	0	0	0	0
空气冷却器		0	0	0	0
DN25 mm 管子		0	0	0	1
DN50 mm 管子		0	0	0	1
DN100 mm 管子		0	1	0	2
DN150 mm 管子		0	1	2	3
DN200 mm 管子		0	2	3	3
DN250 mm 管子		0	2	3	4
DN300 mm 管子		0	3	4	4
DN400 mm 管子		0	3	4	5
DN>400 mm 管子		1	4	5	7
离心泵		0	0	0	0
往复泵		0	0	0	0
离心式压缩机		2	3	7	14
往复式压缩机		2	3	7	14

中 华 人 民 共 和 国  
国 家 标 准  
承压设备系统基于风险的检验实施导则  
第 5 部分：失效后果定量分析方法  
GB/T 26610.5—2014

\*

中国标准出版社出版发行  
北京市朝阳区和平里西街甲 2 号(100029)  
北京市西城区三里河北街 16 号(100045)

网址 [www.spc.net.cn](http://www.spc.net.cn)

总编室：(010)64275323 发行中心：(010)51780235  
读者服务部：(010)68523946

中国标准出版社秦皇岛印刷厂印刷  
各地新华书店经销

\*

开本 880×1230 1/16 印张 3 字数 79 千字  
2014 年 7 月第一版 2014 年 7 月第一次印刷

\*

书号：155066·1-49475 定价 42.00 元

如有印装差错 由本社发行中心调换  
版权专有 侵权必究  
举报电话：(010)68510107



GB/T 26610.5-2014