



# 中华人民共和国国家标准

GB/T 26610.5—2022

代替 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

2022-07-11 发布

2023-02-01 实施

国家市场监督管理总局  
国家标准化管理委员会 发布

## 目 次

前言 .....	I
引言 .....	III
1 范围 .....	1
2 规范性引用文件 .....	1
3 术语、定义和符号 .....	1
4 通则 .....	5
5 失效后果定量分析的一般原则和要求 .....	5
6 代表性介质及相关物性的选取 .....	7
7 介质泄漏分析计算 .....	12
8 燃烧后果面积计算 .....	16
9 中毒后果面积计算 .....	22
10 无毒不可燃后果面积计算 .....	26
11 面积后果的确定 .....	27
12 经济后果计算 .....	28
附录 A (规范性) 安全泄放装置开启失效后果定量分析方法 .....	32
附录 B (规范性) 安全泄放装置泄漏失效后果定量分析方法 .....	35
附录 C (规范性) 热交换器管束失效后果定量分析方法 .....	38
附录 D (规范性) 炉管失效后果定量分析方法 .....	40
附录 E (规范性) 泄漏孔和介质存储量的选取原则 .....	43
附录 F (资料性) 经济后果分析的相关数据表 .....	45
参考文献 .....	48

## 前 言

本文件按照 GB/T 1.1—2020《标准化工作导则 第 1 部分：标准化文件的结构和起草规则》的规定起草。

本文件是 GB/T 26610《承压设备系统基于风险的检验实施导则》的第 5 部分。GB/T 26610 已经发布了以下部分：

- 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。

本文件代替 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》，与 GB/T 26610.5—2014 相比，除结构调整和编辑性改动外，主要技术变化如下：

- a) 增加了各类设备/部件适用的后果表征类型表(见表 1)；
- b) 更改了失效后果定量分析所需要的资料数据(见 5.1, 2014 年版的 5.1)；
- c) 增加了热交换器管束的经济后果等级划分表(见表 3)；
- d) 更改了失效后果定量分析基本工作流程，由文字表述改为图示(见 5.5, 2014 年版的 5.5)；
- e) 更改了后果分析中采用的泄漏孔直径范围(见表 6, 2014 年版的表 4)；
- f) 更改了连续泄漏介质不可能自燃的设备破坏面积计算公式，取消了将后果面积最大值限定在  $929 \text{ m}^2$  范围的条件，合并了介质泄漏相态为液相和气相计算公式，删除了有效泄漏速率计算公式(见 8.5.2, 2014 年版的 8.5.2)；
- g) 更改了连续泄漏介质可能自燃的设备破坏面积计算公式，取消了将后果面积最大值限定在  $929 \text{ m}^2$  范围的条件，合并了介质泄漏相态为液相和气相计算公式，删除了有效泄漏速率计算公式(见 8.5.3, 2014 年版的 8.5.3)；
- h) 更改了瞬时泄漏介质不可能自燃的设备破坏面积计算公式，取消了将后果面积最大值限定在  $929 \text{ m}^2$  范围的条件，合并了介质泄漏相态为液相和气相计算公式，删除了有效泄漏量计算公式(见 8.6.2, 2014 年版的 8.6.2)；
- i) 更改了瞬时泄漏介质可能自燃的设备破坏面积计算公式，取消了将后果面积最大值限定在  $929 \text{ m}^2$  范围的条件，合并了介质泄漏相态为液相和气相计算公式，删除了有效泄漏量计算公式(见 8.6.3, 2014 年版的 8.6.3)；
- j) 更改了基于自燃温度的平衡因子确定公式中的常数(见 8.10.1, 2014 年版的 8.10.1)；
- k) 更改了不同有毒介质的后果面积计算中的参数符号表征(见 9.4, 2014 年版的 9.4)；
- l) 更改了氟化氢和硫化氢中毒后果面积计算公式，降低了公式的复杂程度[见公式(44)和公式(45), 2014 年版的公式(55)和公式(56)]；
- m) 增加了其他常见(10 种)有毒介质瞬时泄漏的中毒后果面积计算方法(见 9.4.4.2)；
- n) 增加了经济后果中环境清理成本涉及的泄漏介质的蒸发比例计算公式中的转换因子(见 12.6.2.2, 2014 年版的 12.6.2.2)；
- o) 更改了安全阀为安全泄放装置，修正了安全泄放装置超压工况下被保护设备内的压力(见附录 A 和附录 B, 2014 年版的附录 A 和附录 B)；
- p) 更改了安全泄放装置轻度至中度泄漏速率计算公式中的相关系数(见 B.3.1.1, 2014 年版的

B.3.1.1);

- q) 更改了进口公称通径为  $DN > 150$  的安全泄放装置泄放到大气持续泄漏时间(见 B.3.2.1, 2014 年版的 B.3.2.1);
- r) 更改了热交换器管束更换成本( $cost_{bundle}$ )计算公式中的常系数[见 C.5.1 公式(C.3), 2014 年版的 C.5.1 公式(C.3)];
- s) 增加了常用的换热器管束材料, 并修正了不同管束材料与碳钢管束的成本因子(见表 C.1, 2014 年版的表 C.1);
- t) 增加了炉管失效后果定量分析方法的技术内容(见附录 D);
- u) 更改了不同设备类型对应各种泄漏孔的设备损坏成本(见 F.2.1, 2014 年版的 E.2.1);
- v) 更改了每种泄漏孔泄漏导致的停工时间估计值(见 F.2.3, 2014 年版的 E.2.3)。

请注意本文件的某些内容可能涉及专利。本文件的发布机构不承担识别专利的责任。

本文件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。

本文件起草单位:中国特种设备检测研究院、合肥通用机械研究院有限公司、中国机械工业联合会、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炼油与化工分公司、中国石化上海石油化工股份有限公司、大庆油田质量安全环保监督评价中心、中国石油化工股份有限公司北京燕山分公司、上海市特种设备监督检验技术研究院、宁波市特种设备检验研究院、杭州市特种设备检测研究院、中国石油化工股份有限公司天津分公司、中国石油化工股份有限公司齐鲁分公司。

本文件主要起草人:谢铁军、谢国山、李伟、胡久韶、陈炜、程伟、李光海、杨铁成、赵建平、缪春生、宋晓江、金强、罗广辉、单洪翔、赵保成、汤晓英、竺国荣、李伟忠、李春树、齐兆岳、刘文、王笑梅。

本文件于 2014 年首次发布,本次为第一次修订。

## 引 言

基于风险的检验(RBI)不仅是一种科学可靠的检验模式,还包含了先进的管理维护理念,国内十几年来开展 RBI 的工程应用实践表明,RBI 在我国石化行业为实现生产装置长周期安全运行,降低生产费用,增加经济效益,提升企业竞争力方面发挥了巨大的作用。2011 年首次制定的 GB/T 26610.1 和 2014 年首次制定的 GB/T 26610.2~26610.5,形成了我国的 RBI 技术标准体系,结束了我国开展 RBI 依据国外标准的历史。

本文件(GB/T 26610.5)是 GB/T 26610 的第 5 部分,失效后果是构成承压设备运行风险的必要内容,其分析的目的是对承压设备潜在的失效后果进行分级,本文件为实施 RBI 项目提供科学的失效后果定量分析方法,也可为承压设备基于风险的设计提供相关参考与帮助。

自 GB/T 26610.5—2014 实施以来不断积累了大量的经验数据,待加以吸收和应用;经济后果分析的相关数据与社会物价水平相关,应予以更新保持其分析结果的合理性;国内在基于安全屏障评估技术的失效后果控制方法等方面取得相关的研究成果;结合国外 RBI 技术和有关标准的最新进展,依托国家重点研发计划项目“高参数承压类特种设备风险防控与治理关键技术研究”的关键技术研究,完成了对 GB/T 26610.5—2014 的修订工作。

# 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

本文件规定了承压设备系统基于风险的检验(RBI)过程中失效后果的定量分析方法。

本文件适用于 GB/T 26610.1—2022 所指的承压设备系统。

### 2 规范性引用文件

下列文件中的内容通过文中的规范性引用而构成本文件必不可少的条款。其中,注日期的引用文件,仅该日期对应的版本适用于本文件;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/T 26610.4—2022 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

### 3 术语、定义和符号

#### 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。

注：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。

注：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; AIT**

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的过程。

##### 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的过程。

## 3.1.6

**存量组 inventory group**

介质泄漏时,通过快速隔离装置(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的相关设备。

## 3.1.7

**IDLH 值 IDLH value**

对生命或健康直接危害值。

注: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。

## 3.2 符号(未包括附录 A、附录 B、附录 C 和附录 D 中的特殊符号)

下列符号适用于本文件。

- AIT —— 自燃温度,单位为摄氏度(°C);
- $A_n$  —— 第  $n$  种泄漏孔的泄漏面积,单位为平方毫米( $\text{mm}^2$ );
- $C_d$  —— 泄漏系数;
- $C_p$  —— 比定压热容,单位为焦耳每千摩尔开尔文[ $\text{J}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$ ];
- CA —— 最终后果面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-CONT}}$  —— 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后果设备破坏面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-CONT}}$  —— 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后果设备破坏面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{cmd},n}^{\text{AINL-INST}}$  —— 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后果设备破坏面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{cmd},n}^{\text{AIL-INST}}$  —— 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后果设备破坏面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{cmd},n}^{\text{flam}}$  —— 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后果设备破坏面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{cmd}}^{\text{flam}}$  —— 燃烧后果设备破坏面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{inj},n}^{\text{AINL-CONT}}$  —— 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后果人员伤害面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{inj},n}^{\text{AIL-CONT}}$  —— 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后果人员伤害面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{inj},n}^{\text{AINL-INST}}$  —— 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后果人员伤害面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{inj},n}^{\text{AIL-INST}}$  —— 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后果人员伤害面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{cmd},n}^{\text{AIL}}$  —— 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后果设备破坏面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{cmd},n}^{\text{AINL}}$  —— 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后果设备破坏面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{inj},n}^{\text{AIL}}$  —— 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后果人员伤害面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );
- $CA_{\text{inj},n}^{\text{AINL}}$  —— 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后果人员伤害面积,单位为平方米( $\text{m}^2$ );

$CA_{inj,n}^{flam}$	——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后果人员伤害面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj}^{flam}$	——燃烧后果人员伤害面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj,n}^{tox-CONT}$	——第 $n$ 种泄漏孔连续泄漏对应的中毒后果面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj,n}^{tox-INST}$	——第 $n$ 种泄漏孔瞬时泄漏对应的中毒后果面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj,n}^{tox}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏对应的中毒后果面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj}^{tox}$	——中毒后果面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj,n}^{CONT}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,按连续泄漏分析计算得到的无毒非可燃后果面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj,n}^{INST}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,按瞬时泄漏分析计算得到的无毒非可燃后果面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj,n}^{leak}$	——第 $n$ 种泄漏孔泄漏,按基于泄漏类型平衡后的无毒不可燃后果面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj}^{nint}$	——无毒非可燃后果面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{cmd}$	——最终的设备破坏面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA_{inj}$	——最终的人员伤害面积,单位为平方米( $m^2$ );
$CA$	——最终的后果面积,单位为平方米( $m^2$ );
$COF$	——经济损失,单位为元;
$d_n$	——第 $n$ 种泄漏孔的直径,单位为毫米(mm);
$eneff_n$	——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,单位为元每立方米( $元/m^3$ );
$equipcost$	——设备系统的平均重置费用,单位为元每平方米( $元/m^2$ );
$fact^{AIT}$	——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;
$fact_{mit}$	——减缓系统对燃烧后果面积减少系数;
$frac_{evap}$	——泄漏介质蒸发比例;
$FC$	——经济后果,单位为元;
$FC_{affa}$	——设备失效影响区域中其他设备的破坏成本,单位为元;
$FC_{enviton}$	——环境清理成本,单位为元;
$FC_{cmd}$	——设备检修或更换成本,单位为元;
$FC_{inj}$	——人员伤害成本,单位为元;
$FC_{prod}$	——停工成本,单位为元;
$g_c$	——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,单位为元;
$IDLH$	——对生命或健康直接危害值;
$injcst$	——人身伤害赔偿费用,单位为元每人( $元/人$ );
$k$	——理想气体热容比;
$ld_n$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的介质实际泄漏持续时间,单位为秒(s);
$ld_n^{tox}$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的有毒介质泄漏持续时间,单位为分(min);
$ld_{max,n}$	——第 $n$ 种泄漏孔对应的最大泄漏持续时间,单位为分(min);



- $mass_{add,n}$  ——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, 单位为千克(kg);
- $mass_{avail,n}$  ——第  $n$  种泄漏孔对应的潜在的最大介质泄漏量, 单位为千克(kg);
- $mass_{comp}$  ——所评价设备或部件中的介质存储量, 单位为千克(kg);
- $mass_{comp,i}$  ——存量组中第  $i$  个设备或部件中的介质存储量, 单位为千克(kg);
- $mass_{inv}$  ——存量组中的介质量, 单位为千克(kg);
- $mass_n$  ——第  $n$  种泄漏孔所对应的介质实际泄漏量, 单位为千克(kg);
- $mass_n^{AINL-INST}$  ——第  $n$  种泄漏孔对应的用于瞬时泄漏介质不可能自燃后果面积计算的泄漏量, 单位为千克(kg);
- $mass_n^{ALL-INST}$  ——第  $n$  种泄漏孔对应的用于瞬时泄漏介质可能自燃后果面积计算的泄漏量, 单位为千克(kg);
- $mass_n^{tox}$  ——第  $n$  种泄漏孔所对应的有毒介质实际泄漏量, 单位为千克(kg);
- matcost ——材料价格系数;
- mfrac<sup>tox</sup> ——混合物中有毒组分的质量分数;
- MW ——摩尔质量, 单位为克每摩尔(g/mol);
- NBP ——标准沸点, 单位为摄氏度(°C);
- outage<sub>C<sub>affa</sub></sub> ——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, 单位为天;
- outage<sub>cmd</sub> ——检修或更换发生失效泄漏设备导致的停工时间, 单位为天;
- outage<sub>mult</sub> ——所评价设备停工时间的放大系数;
- outage<sub>n</sub> ——第  $n$  种泄漏孔泄漏导致的停工时间, 单位为天;
- popdens ——设备系统现场人口密度, 单位为人每平方米(人/m<sup>2</sup>);
- $P_{atm}$  ——大气压力, 单位为兆帕(MPa);
- property<sub>mix</sub> ——混合物介质的物性;
- property<sub>i</sub> ——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, 单位为兆帕(MPa);
- $P_{trans}$  ——气相介质由音速向亚音速的转换压力, 单位为兆帕(MPa);
- prodcost ——平均每天的停工成本, 单位为元每天(元/天);
- $R$  ——气体常数, 8.314 J/(mol · K);
- rate<sub>n</sub> ——第  $n$  种泄漏孔对应的介质实际泄漏速率, 单位为千克每秒(kg/s);
- rate<sub>n</sub><sup>AINL-CONT</sup> ——第  $n$  种泄漏孔对应的用于连续泄漏介质不可能自燃后果面积计算的泄漏速率, 单位为千克每秒(kg/s);
- rate<sub>n</sub><sup>ALL-CONT</sup> ——第  $n$  种泄漏孔对应的用于连续泄漏介质可能自燃后果面积计算的泄漏速率, 单位为千克每秒(kg/s);
- rate<sub>n</sub><sup>tox</sup> ——第  $n$  种泄漏孔对应的有毒介质实际泄漏速率, 单位为千克每秒(kg/s);
- $\rho_{atm}$  ——大气密度, 单位为千克每立方米(kg/m<sup>3</sup>);
- $\rho_l$  ——正常操作或储存条件下液相介质密度, 单位为千克每立方米(kg/m<sup>3</sup>);
- $T_s$  ——正常操作温度或储存温度, 单位为摄氏度(°C);
- $t_n$  ——第  $n$  种泄漏孔泄漏 4 500 kg 介质所需要的时间, 单位为秒(s);
- $V$  ——设备或部件容积, 单位为立方米(m<sup>3</sup>);

- $vol_n^{env}$  ——第  $n$  种泄漏孔对应需要,清理的泄漏介质体积,单位为立方米( $m^3$ );
- $W_n$  ——第  $n$  种泄漏孔对应的理论泄漏速率,单位为千克每秒( $kg/s$ );
- $W_{max8}$  ——从存量组中流入到该设备的介质流速的上限,单位为千克每秒( $kg/s$ );
- $x_i$  ——混合物介质中第  $i$  种组分的摩尔分数。

#### 4 通则

4.1 本文件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 各类设备/部件适用的后果表征类型如表 1 所示。

表 1 各类设备/部件适用的后果表征类型

设备/部件类型	后果表征类型	
	面积后果	经济后果
压力容器(存储类、分离类、反应类、塔器、过滤器等)	适用	适用
热交换器(壳程、管箱)	适用	适用
热交换器(管束)	不适用	适用
空气冷却器	适用	适用
炉管	适用	适用
管道	适用	适用
安全泄放装置	不适用(泄漏失效)	适用
泵	适用	适用
压缩机	适用	适用

4.3 安全泄放装置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。安全泄放装置开启失效后果按照附录 A 进行定量分析,安全泄放装置泄漏失效后果按照附录 B 进行定量分析。

4.4 热交换器管束失效后果按照附录 C 进行定量分析。

4.5 炉管失效后果按照附录 D 进行定量分析。

4.6 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和要求

##### 5.1 失效后果定量分析所需基础数据

5.1.1 工艺资料(一般包含但不限于以下资料):

- a) 工艺操作规程;
- b) 工艺流程图(PFD);
- c) 管道及仪表流程图(PID);
- d) 系统物料平衡表;

- e) 工艺介质种类、相对含量、相态及充装系数；
- f) 有毒介质种类、含量及相态。

5.1.2 设备资料(一般包含但不限于以下资料)：

- a) 设备的类型(容器、管道、热交换器、泵、压缩机、安全泄放装置等)；
- b) 设备的规格参数(直径、长度/高度、厚度、容积等)；
- c) 材质；
- d) 设计与使用参数(设计压力,设计温度;操作压力,操作温度等)；
- e) 泄漏探测系统、隔离系统、减缓系统等资料；
- f) 经济后果分析相关数据。

5.1.3 安全泄放装置资料(一般包含但不限于以下资料,若评估范围不包括安全泄放装置,则不需要)：

- a) 安全泄放装置的规格参数(进口公称通径、流道面积、额定泄放量等)；
- b) 安全泄放装置的设定压力；
- c) 安全泄放装置的安装方式(单阀、一开一备、多只全开等)；
- d) 安全泄放装置的泄放方式(工艺封闭系统、火炬或大气等)；
- e) 受(安全泄放装置)保护设备的失效后果分析所需基础数据；
- f) 受(安全泄放装置)保护设备超压工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操作流程进行,并在工艺流程图(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文件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 2。热交换器管束的经济后果等级划分见表 3,亦可由使用单位根据自身的风险可接受水平确定。其他设备或部件的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 2 面积后果等级划分

单位为平方米

面积后果等级	最终的后果面积(CA)范围
A	$CA \leq 9.29$
B	$9.29 < CA \leq 92.9$
C	$92.9 < CA \leq 279$
D	$279 < CA \leq 929$
E	$CA > 929$

表 3 热交换器管束的经济后果等级划分

单位为元

经济后果等级	经济损失(COF)范围
A	COF ≤ 50 000
B	50 000 < COF ≤ 250 000
C	250 000 < COF ≤ 750 000
D	750 000 < COF ≤ 5 000 000
E	COF > 5 000 000

5.5 失效后果定量分析基本工作流程

失效后果定量分析流程按图 1 进行。

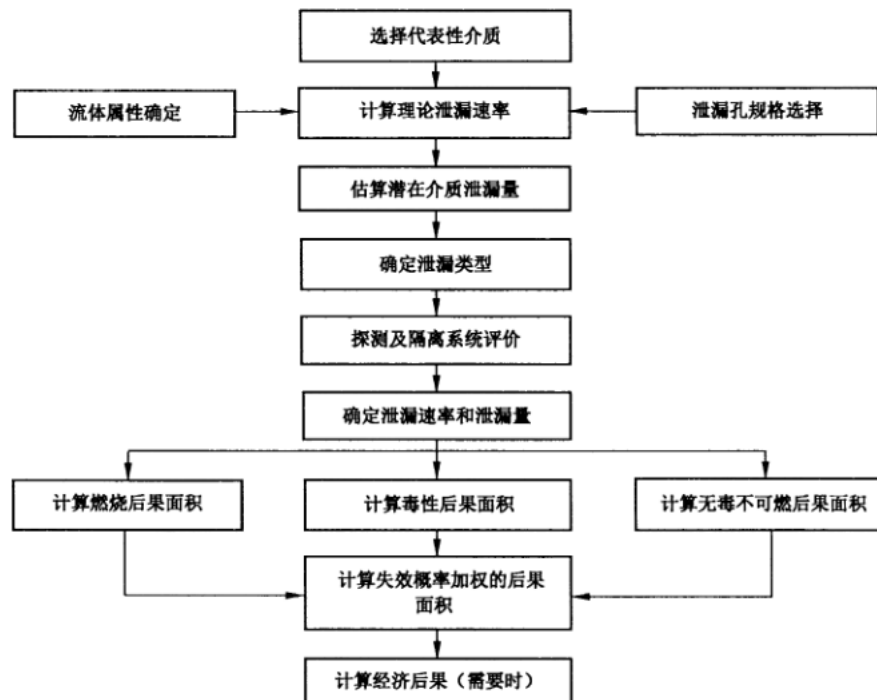


图 1 失效后果定量分析流程

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 单一组分介质可以从表 4 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 多组分混合介质可根据混合物中各种介质的摩尔质量(MW)、密度( $\rho_1$ )、标准沸点(NBP)及自燃温度(AIT)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 对于接近单一组分或多组分混合介质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 4 中查取。

表 4 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、轻直馏馏分油、庚烷	类型 0
碳 9~碳 12	柴油、煤油	类型 0
碳 13~碳 16	航空燃料、煤油、常压瓦斯油	类型 0
碳 17~碳 25	蜡油、重柴油、瓦斯油、典型原油	类型 0
碳 25+	渣油、重质原油、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
氯化氢	盐酸	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 <sup>a</sup>
氯化氢	氯化氢	类型 0 <sup>b</sup>
硝酸	硝酸	类型 0 <sup>b</sup>
二氧化氮	二氧化氮	类型 0 <sup>b</sup>
光气	光气	类型 0
甲苯二异氰酸酯	甲苯二异氰酸酯	类型 0 <sup>b</sup>
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

<sup>a</sup> 乙醚作为有毒介质时是类型 0。

<sup>b</sup> 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 5 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( $\rho_1$ )、自燃温度(AIT)从表 5 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)、比热容( $C_p$ )和自燃温度(AIT)从表 5 中查取。

6.2.4 根据表 5 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 5 中的酸/碱作为代表性介质。

表 5 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 ℃	环境中的相态	理想气体热容 计算公式	C <sub>p</sub>					自燃温度 ℃
						A	B	C	D	E	
碳 1~碳 2	23	250.512	-125	气体	*	1.23 E+01	1.15E-01	-2.87E-05	-1.30E-09	—	558
碳 3~碳 4	51	538.379	-21	气体	*	2.63 E+00	3.188 E-01	-1.35E-04	1.47E-08	—	369
碳 5	72	625.199	36	液体	*	-3.63 E+00	4.873 E-01	-2.60E-04	5.30E-08	—	284
碳 6~碳 8	100	684.018	99	液体	*	-5.15 E+00	6.76E-01	-3.65E-04	7.66E-08	—	223
碳 9~碳 12	149	734.012	184	液体	*	-8.5 E+00	1.01E+00	-5.56E-04	1.18E-07	—	208
碳 13~碳 16	205	764.527	261	液体	*	-1.17 E+01	1.39E+00	-7.72E-04	1.67E-07	—	202
碳 17~碳 25	280	775.019	344	液体	*	-2.24 E+01	1.94 E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	—	202
碳 25+	422	900.026	527	液体	*	-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	*	2.71 E+01	9.27E-03	-1.38E-05	7.65E-09	—	400
硫化氢	34	993.029	-59	气体	*	3.19 E+01	1.44E-03	2.43E-05	-1.18E-08	—	260
氟化氢	20	967.031	20	气体	*	2.91 E+01	6.61E-04	-2.03E-06	2.50E-09	—	—
水	18	997.947	100	液体	b	2.76E+05	-2.09E+03	8.13 E+00	-1.41E-02	9.37E-06	—
蒸汽	18	997.947	100	气体	b	3.34E+04	2.68E+04	2.61E+03	8.90E+03	1.17E+03	—
酸/碱	18	997.947	100	液体	b	2.76E+05	-2.09E+03	8.13 E+00	-1.41E-02	9.37E-06	—
氯化铝	133.5	2 434.798	194	粉末	*	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	c	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	c	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	—	—	—	—	—	—	—

表 5 代表性介质参数选取 (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>				自燃温度 °C	
						A	B	C	D		E
二氧化氮	90	929.068	21.2	液体	—	—	—	—	—	—	—
光气	99	1 377.583	8.3	液体	—	—	—	—	—	—	—
甲苯二异氰酸酯	174	1 217.399	251	液体	—	—	—	—	—	—	620
甲醇	32	800.920	65	液体	°	3.93 E+04	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	°	4.95 E+04	1.74 E+05	1.56 E+03	1.15 E+05	7.02 E+02	449
苯乙烯	104	683.986	145	液体	°	8.93 E+04	2.15 E+05	7.72 E+02	9.99 E+04	2.44 E+03	490
乙醇乙醚 醋酸酯	132	977.123	156	液体	°	1.06 E+05	2.40 E+05	6.59 E+02	1.50 E+05	1.97 E+03	379
乙醇乙醚	90	929.068	135	液体	°	3.25 E+04	3.00 E+05	1.17 E+03	2.08 E+05	4.73 E+02	235
乙二醇	62	1 105.270	197	液体	°	6.30 E+04	1.46 E+05	1.67 E+03	9.73 E+04	7.74 E+02	396
环氧乙烷	44	881.013	11	气体	°	3.35 E+04	1.21 E+05	1.61 E+03	8.24 E+04	7.37 E+02	429
自燃物质	149	734.012	184	液体	*	-8.5 E+00	1.01 E+00	-5.56 E-04	1.18 E-07	—	—

\* C<sub>p</sub> = A + BT + CT<sup>2</sup> + DT<sup>3</sup>, T 为温度, 单位为开尔文(K); C<sub>p</sub> 的单位为焦耳每千摩尔开尔文[J/(kmol · K)]。

<sup>b</sup> C<sub>p</sub> = A + BT + CT<sup>2</sup> + DT<sup>3</sup> + ET<sup>4</sup>, T 为温度, 单位为开尔文(K); C<sub>p</sub> 的单位为焦耳每千摩尔开尔文[J/(kmol · K)]。

<sup>c</sup> C<sub>p</sub> = A + B {  $\frac{C/T}{\sinh[C/T]}$  }<sup>2</sup> + D {  $\frac{E/T}{\cosh[E/T]}$  }<sup>2</sup>, T 为温度, 单位为开尔文(K); C<sub>p</sub> 的单位为焦耳每千摩尔开尔文[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热容比。

6.3.2 若介质的理想气体热容比未知,但已知其比定压热容( $C_p$ ),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 介质的比定压热容可用其代表性介质的比定压热容( $C_p$ )替代,代表性介质的比定压热容( $C_p$ )按照表 5 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 本文件不考虑同一设备或部件中存在两相流的情况,但允许对两相流作如下合理且保守的分析计算:

- a) 简化为单一相态;
- b) 按两相分界高度(如液位)将设备或部件拆分为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之和作为该设备或部件的后果面积。

7.2 泄漏孔的选取与泄漏面积计算

7.2.1 本文件规定了介质泄漏分析计算所采用的 4 种泄漏孔规格、直径范围以及直径( $d_n$ ),见表 6,最大泄漏孔直径限定为 400 mm。

表 6 后果分析中采用的泄漏孔

单位为毫米

泄漏孔编号	泄漏孔规格	泄漏孔直径范围	泄漏孔直径( $d_n$ )
1	小	>0~6	$d_1=6$
2	中等	>6~50	$d_2=25$ $d_2=\min(D,25)$
3	大	>50~150	$d_3=100$ $d_3=\min(D,100)$
4	破裂	>150	$d_4=\min(D,400)$

注:  $D$ ——管道为外径,设备为内径。

7.2.2 泄漏孔的选取原则按照附录 E 执行。

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 泄漏速率公式的选择

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

7.3.2.1 对每种泄漏孔,液相介质理论泄漏速率按式(4)进行计算:

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

7.3.2.2  $C_d$  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

7.3.3.1 介质流速由音速向亚音速的转换压力按式(5)计算:

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

7.3.3.2 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:

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

7.3.3.3 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:

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

7.3.3.4 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,也可按照附录 E 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(9)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:如果  $t_n \leq 180$  s,且泄漏量大于 4 500 kg,则确定为瞬时泄漏；否则确定为连续泄漏。

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 7 确定探测系统等级。

表 7 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 8 确定隔离系统等级。

表 8 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 连续泄漏时,泄漏速率减少系数按照表 9 确定。

表9 泄漏速率减少系数

系统等级		泄漏调整量	减少系数(fact <sub>d</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(ld<sub>max,n</sub>)按照表 10 确定。

表 10 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(ld <sub>max,n</sub> ) min		
		小泄漏孔 (直径 d <sub>1</sub> = 6 mm)	中等泄漏孔 (直径 d <sub>2</sub> = 25 mm)	大泄漏孔 (直径 d <sub>3</sub> = 100 mm)
		A	A	20
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

## 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:

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

### 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:

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

式(13)中,实际泄漏持续时间按式(14)计算:

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

对于破裂泄漏孔(直径 d<sub>4</sub> = 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:

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

8 燃烧后果面积计算

8.1 后果面积减少系数(fact<sub>mit</sub>)选取

8.1.1 本文件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后果面积减少系数(fact<sub>mit</sub>)按照表 11 确定。

表 11 减缓系统对燃烧后果面积减少系数

减缓系统类型	后果面积减少系数(fact <sub>mit</sub> )
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(eneff<sub>n</sub>)计算

8.2.1 对于介质泄漏量超过 4 500 kg 的瞬时泄漏,按式(16)分别计算各种泄漏孔对应的能量效率调整系数(eneff<sub>n</sub>):

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

8.2.2 对于连续泄漏,不考虑能量效率调整系数,取 eneff<sub>n</sub>=1。

8.3 介质分析类型确定

根据 6.1.4 以及表 4,确定介质分析类型。

8.4 介质泄漏相态确定

8.4.1 本文件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 12 确定后果计算所采用的介质泄漏相态。

表 12 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 ℃,则确定为液态,否则确定为气态
液态	液态	确定为液态

## 8.5 连续泄漏设备破坏面积计算

8.5.1 连续泄漏设备破坏面积计算应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面积( $CA_{cmd,n}^{AINL-CONT}$ )按下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 13 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 按式(17)计算设备破坏面积:

$$CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} = a (rate_n)^b (1 - fact_{mit}) \quad \dots\dots\dots (17)$$

8.5.3 对每种泄漏孔,介质可能自燃的设备破坏面积( $CA_{cmd,n}^{ALL-CONT}$ )按照下列步骤计算:

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 13 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 按式(18)计算设备破坏面积:

$$CA_{cmd,n}^{ALL-CONT} = a (rate_n)^b (1 - fact_{mit}) \quad \dots\dots\dots (18)$$

## 8.6 瞬时泄漏设备破坏面积计算

8.6.1 瞬时泄漏设备破坏面积计算应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 13 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 按式(19)计算设备破坏面积:

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = a (mass_n)^b \left( \frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \quad \dots\dots\dots (19)$$

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

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 13 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 按式(20)计算设备破坏面积:

$$CA_{cmd,n}^{ALL-INST} = a (mass_n)^b \left( \frac{1 - fact_{mit}}{eneff_n} \right) \quad \dots\dots\dots (20)$$

表 13 燃烧后果设备破坏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	8.669	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	0.85	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	0.78	41.49	0.61	8.180	0.55
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	0.76	42.28	0.61	0.848	0.53
碳 13~碳 16	—	—	12.11	0.90	—	—	196.7	0.92	—	—	0.086	0.88	—	—	1.714	0.88
碳 17~碳 25	—	—	3.785	0.90	—	—	165.5	0.92	—	—	0.021	0.91	—	—	1.068	0.91
碳 25+	—	—	2.098	0.91	—	—	103.0	0.90	—	—	0.006	0.99	—	—	0.284	0.99
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	0.567	—	—	—	—	—	—
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	0.919
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	143.6	1.00
乙二醇乙醚醋酸酯	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	143.6	1.00
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	0.848	0.53

## 8.7 连续泄漏人员伤害面积计算

8.7.1 连续泄漏人员伤害面积计算应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 14 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 按式(21)计算人员伤害面积:

$$CA_{inj,n}^{AINL-CONT} = [a (\text{rate}_n^{AINL-CONT})^b] (1 - \text{fact}_{mit}) \dots\dots\dots (21)$$

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

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 14 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 按式(22)计算人员伤害面积:

$$CA_{inj,n}^{AIL-CONT} = [a (\text{rate}_n^{AIL-CONT})^b] (1 - \text{fact}_{mit}) \dots\dots\dots (22)$$

## 8.8 瞬时泄漏人员伤害面积计算

8.8.1 瞬时泄漏人员伤害面积计算应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 14 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 按式(23)计算人员伤害面积:

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = [a (\text{mass}_n^{AINL-INST})^b] \left( \frac{1 - \text{fact}_{mit}}{\text{eneff}_n} \right) \dots\dots\dots (23)$$

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

- a) 根据 8.4 确定的介质泄漏相态,从表 14 中选择合适的常数  $a$  和  $b$ ;
- b) 按式(24)计算人员伤害面积:

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = [a (\text{mass}_n^{AIL-INST})^b] \left( \frac{1 - \text{fact}_{mit}}{\text{eneff}_n} \right) \dots\dots\dots (24)$$



表 14 燃烧后果人员伤害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	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	0.89	166.1	1.00	—	—	4.820	0.76	0.790	0.85	146.7	0.63	—	—
碳 6~碳 8	13.49	0.96	96.88	0.89	169.7	1.00	252.8	0.92	4.216	0.57	2.186	0.78	147.2	0.63	31.89	0.54
碳 9~碳 12	5.755	0.96	70.03	0.89	188.6	0.92	269.4	0.92	2.035	0.66	1.509	0.76	151.0	0.63	2.847	0.54
碳 13~碳 16	—	—	34.36	0.89	—	—	539.4	0.90	—	—	0.242	0.88	—	—	4.834	0.88
碳 17~碳 25	—	—	10.7	0.89	—	—	458.0	0.90	—	—	0.061	0.91	—	—	3.052	0.91
碳 25+	—	—	6.196	0.89	—	—	303.6	0.90	—	—	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	488.9	0.864	31.71	0.682	8.333	0.814	128.3	0.657	9.258	0.814
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	56	0.268	2.889	0.686	0.027	0.935	83.68	0.713	0.273	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	56	0.268	2.889	0.686	0.027	0.935	83.68	0.713	0.273	0.935
自燃物质	5.755	0.96	70.3	0.89	188.6	0.92	269.4	0.92	2.035	0.66	1.609	0.76	151.0	0.63	2.847	0.54

8.9 基于泄漏类型的后果面积平衡

8.9.1 类型 1 的介质不需要平衡。

8.9.2 类型 0 的介质,按式(25)~式(27)确定泄漏类型平衡因子( $fact_n^{IC}$ )。

a) 连续泄漏——泄漏类型平衡因子应按式(25)确定:

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

表 12 和表 13 中瞬时泄漏计算公式常数  $a$  和  $b$  没有给出的相关介质,平衡因子按式(26)确定:

$$fact_n^{IC} = 0 \dots\dots\dots(26)$$

b) 瞬时泄漏——不需要进行平衡,应按式(27)确定,即平衡因子恒为 1.0:

$$fact_n^{IC} = 1.0 \dots\dots\dots(27)$$

8.9.3 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(28)~式(31)计算基于泄漏类型平衡后的设备破坏面积和人员伤害面积:

$$CA_{cmd,n}^{AIL} = CA_{cmd,n}^{AIL-CONT} (1 - fact_n^{IC}) + CA_{cmd,n}^{AIL-INST} fact_n^{IC} \dots\dots\dots(28)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL} = CA_{inj,n}^{AIL-CONT} (1 - fact_n^{IC}) + CA_{inj,n}^{AIL-INST} fact_n^{IC} \dots\dots\dots(29)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL} = CA_{cmd,n}^{AINL-CONT} (1 - fact_n^{IC}) + CA_{cmd,n}^{AINL-INST} fact_n^{IC} \dots\dots\dots(30)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL} = CA_{inj,n}^{AINL-CONT} (1 - fact_n^{IC}) + CA_{inj,n}^{AINL-INST} fact_n^{IC} \dots\dots\dots(31)$$

8.10 基于自燃温度的后果面积平衡

8.10.1 按式(32)、式(33)或式(34)计算自燃温度平衡因子( $fact^{AIT}$ ):

$$fact^{AIT} = 0 \quad \text{当 } T_s + 55.6 \leq AIT \text{ 时} \dots\dots\dots(32)$$

$$fact^{AIT} = \frac{T_s - AIT + 55.6}{111.2} \quad \text{当 } T_s + 55.6 > AIT > T_s - 55.6 \text{ 时} \dots\dots\dots(33)$$

$$fact^{AIT} = 1 \quad \text{当 } T_s - 55.6 \geq AIT \text{ 时} \dots\dots\dots(34)$$

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面积和人员伤害面积,按式(35)和式(36)计算基于自燃温度平衡后的设备破坏面积和人员伤害面积:

$$CA_{cmd,n}^{flam} = CA_{cmd,n}^{AIL} fact^{AIT} + CA_{cmd,n}^{AINL} (1 - fact^{AIT}) \dots\dots\dots(35)$$

$$CA_{inj,n}^{flam} = CA_{inj,n}^{flam-AIL} fact^{AIT} + CA_{inj,n}^{AINL} (1 - fact^{AIT}) \dots\dots\dots(36)$$

8.11 同类设备平均失效概率确定

8.11.1 按照 GB/T 26610.4—2022 中表 2 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—2022 中表 2 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( $gff_{total}$ )可按 GB/T 26610.4—2022 中表 2 确定,亦可按式(37)计算:

$$gff_{total} = \sum_{i=1}^4 gff_n \dots\dots\dots(37)$$

8.12 燃烧后果面积计算

8.12.1 根据式(35)计算的每种泄漏孔所对应的设备破坏面积,按式(38)计算燃烧后果设备破坏面积:

$$CA_{cmd}^{flam} = \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{cmd,n}^{flam}}{gff_{total}} \dots\dots\dots (38)$$

8.12.2 根据式(36)计算的每种泄漏孔所对应的人员伤害面积,按式(39)计算燃烧后果人员伤害面积:

$$CA_{inj}^{flam} = \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{inj,n}^{flam}}{gff_{total}} \dots\dots\dots (39)$$

9 中毒后果面积计算

9.1 中毒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 本文件规定了有毒介质的 IDLH 值,若设备内的有毒介质浓度低于或等于 IDLH 值,则不考虑中毒后果。

9.1.3 典型有毒介质的 IDLH 值在表 15 中查取,对于表 15 中未给出的有毒介质 IDLH 值可参照 HG/T 20660—2017 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 15 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 同时涉及有毒介质和可燃介质的泄漏情况,若燃烧消耗了有毒介质,则不考虑中毒后果。

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中毒后果,并取其中的最大值作为最终的中毒后果。

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因素确定中毒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<sup>tox</sup>)有关,分别按式(40)和式(41)计算:

$$rate_n^{tox} = mfrac^{tox} \times W_n \dots\dots\dots (40)$$

$$mass_n^{tox} = mfrac^{tox} \times mass_n \dots\dots\dots (41)$$

理论泄漏速率(W<sub>n</sub>)计算见 7.3,介质实际泄漏量(mass<sub>n</sub>)计算见 7.7。

9.3 泄漏持续时间确定

对每种泄漏孔,泄漏持续时间(ld<sub>n</sub><sup>tox</sup>)取下列 3 个值中的最小值:

- 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 10 中的最大泄漏持续时间。

即按式(42)计算:

$$ld_n^{tox} = \min\left(60, \frac{mass_n}{60 \times W_n}, ld_{max,n}\right) \dots\dots\dots(42)$$

9.4 不同有毒介质的后果面积计算

9.4.1 中毒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,中毒后果面积按式(43)计算:

$$CA_{inj,n}^{tox} = \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{inj,n}^{tox}}{gff_{total}} \dots\dots\dots(43)$$

式(43)中,不同介质的中毒后果(CA<sub>inj,n</sub><sup>tox</sup>)分别按照 9.4.2~9.4.4 计算。

9.4.2 氟化氢和硫化氢中毒后果面积计算

9.4.2.1 对每种泄漏孔,氟化氢和硫化氢连续泄漏的中毒后果面积按式(44)计算:

$$CA_{inj,n}^{tox-CONT} = 0.0929 \times (2.205 \times rate_n^{tox})^c \times 10^d \dots\dots\dots(44)$$

式中,常数 *c* 和 *d* 在表 16 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中毒后果面积按式(45)计算:

$$CA_{inj,n}^{tox-INST} = 0.0929 \times (2.205 \times mass_n^{tox})^c \times 10^d \dots\dots\dots(45)$$

式中,常数 *c* 和 *d* 在表 16 中查取。

表 16 气态氟化氢和硫化氢的中毒后果面积计算公式中的常数选取

连续泄漏持续时间 min	氟化氢		硫化氢	
	<i>c</i>	<i>d</i>	<i>c</i>	<i>d</i>
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
瞬时泄漏持续时间 min	1.405 6	3.360 6	0.967 4	2.784 0

注:常数 *c* 和 *d* 是与泄漏持续时间相关的函数,对于表中未给出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 氨和氯的中毒后果面积计算

9.4.3.1 对每种泄漏孔,氨和氯连续泄漏的中毒后果面积按式(46)计算:

$$CA_{inj,n}^{tox-CONT} = e (rate_n^{tox})^f \dots\dots\dots(46)$$

式中,常数  $e$  和  $f$  在表 17 中查取。

9.4.3.2 对每种泄漏孔,氨和氯瞬时泄漏的中毒后果面积按式(47)计算:

$$CA_{inj,n}^{tox-INST} = e (mass_n^{tox})^f \dots\dots\dots(47)$$

式中,常数  $e$  和  $f$  在表 17 中查取。

表 17 气态氨和氯的中毒后果面积计算公式中的常数选取

连续泄漏持续时间 min	氨		氯	
	$e$	$f$	$e$	$f$
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
瞬时泄漏持续时间 min	2.684	0.901 1	3.528	1.177

注:常数  $e$  和  $f$  是与泄漏持续时间相关的函数,对于表中未给出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 18 中选取,其连续泄漏的中毒后果面积按式(46)计算。

9.4.4.2 其他 10 种常见有毒介质瞬时泄漏的中毒后果面积按式(46)计算,常数  $e$  和  $f$  选取表 18 中泄漏时间为 3 min 的对应值。

表 18 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	持续泄漏时间 min	气体泄漏常数		液体泄漏常数	
		<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	950.02	1.18	—	—
	40	1 851.8	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	47 77.72	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 18 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 (续)

有毒介质	持续泄漏时间 min	气体泄漏常数		液体泄漏常数	
		<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	2.4084	1.198
	10	0.176 8	1.220 3	9.0397	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	367.06	0.985 5

## 10 无毒不可燃后果面积计算

## 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 ℃,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(48)进行计算:

$$CA_{inj,n}^{CONT} = 0.123 \times rate_n \quad \dots\dots\dots (48)$$

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(49)进行计算:

$$CA_{inj,n}^{INST} = 9.744 (mass_n)^{0.6384} \quad \dots\dots\dots (49)$$

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(50)和式(53)计算。

对每种泄漏孔,酸和碱介质连续泄漏的后果面积按式(50)计算:

$$CA_{inj,n}^{CONT} = 0.2 \times 0.0929 \times g \times (2.205 \times rate_n)^h \quad \dots\dots\dots (50)$$

式中  $rate_n$  按照 7.7.1 计算,常数  $g$  和  $h$  是压力的函数,分别按式(51)和式(52)计算:

$$g = 2696.0 - 21.9 \times 145 \times (P_s - P_{atm}) + 1.474 [145 \times (P_s - P_{atm})]^2 \quad \dots\dots\dots (51)$$

$$h = 0.31 - 0.00032 \times [145 \times (P_s - P_{atm}) - 40]^2 \quad \dots\dots\dots (52)$$

酸和碱介质的瞬时泄漏不考虑人员伤害后果,即:

$$CA_{inj,n}^{INST} = 0.0 \quad \dots\dots\dots (53)$$

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(54)进行平衡:

$$CA_{inj,n}^{leak} = CA_{inj,n}^{INST} \times fact_n^{IC} + CA_{inj,n}^{CONT} (1 - fact_n^{IC}) \quad \dots\dots\dots (54)$$

10.3.2 对于无毒不可燃介质的泄漏后果不考虑设备破坏面积,按式(55)计算:

$$CA_{cmd,n}^{leak} = 0 \quad \dots\dots\dots (55)$$

10.4 无毒不可燃后果面积确定

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(56)计算:

$$CA_{inj}^{nft} = \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times CA_{inj,n}^{leak}}{gff_{total}} \quad \dots\dots\dots (56)$$

式中:

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

11 面积后果的确定

11.1 最终的设备破坏面积确定

最终的设备破坏面积( $CA_{cmd}$ )取燃烧后果设备破坏面积( $CA_{cmd}^{flam}$ ),燃烧后果设备破坏面积的计算见 8.12.1。

11.2 最终的人员伤害面积确定

最终的人员伤害面积为以下 3 种人员伤害面积的最大值,按式(57)确定:



- a) 第 8 章所计算的燃烧后果人员伤害面积( $CA_{inj}^{flam}$ );
- b) 第 9 章所计算的中毒后果面积( $CA_{inj}^{tox}$ );
- c) 第 10 章所计算的无毒不可燃后果面积( $CA_{inj}^{nflnt}$ ):

$$CA_{inj} = \max(CA_{inj}^{flam}, CA_{inj}^{tox}, CA_{inj}^{nflnt}) \dots\dots\dots(57)$$

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面积和最终的人员伤害面积两者中的较大值,按式(58)计算:

$$CA = \max(CA_{cmd}, CA_{inj}) \dots\dots\dots(58)$$

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 5.4 表 2 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(59)计算:

$$FC = FC_{cmd} + FC_{affa} + FC_{prod} + FC_{inj} + FC_{environ} \dots\dots\dots(59)$$

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 F 中表 F.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,可从附录 F 中表 F.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(60)计算:

$$FC_{cmd} = \left( \frac{\sum_{n=1}^4 gff_n \times holecost_n}{gff_{total}} \right) \times matcost \dots\dots\dots(60)$$

12.3 设备失效影响区域内其他设备的破坏成本

12.3.1 本条计算燃烧导致设备失效影响区域内其他设备的破坏成本。

12.3.2 本文件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面积与平均重置费用的乘积,按式(61)计算:

$$FC_{\text{affa}} = CA_{\text{cmd}} \times \text{equipcost} \quad \dots\dots\dots (61)$$

式中：

$CA_{\text{cmd}}$ ——最终的设备破坏面积，根据 11.1 计算得到。

## 12.4 停工成本

12.4.1 本文件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( $\text{outage}_n$ )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，可参考附录 F 中表 F.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( $\text{outage}_{\text{cmd}}$ )是每种泄漏孔导致的停工时间的概率加权平均值，按式(62)计算：

$$\text{outage}_{\text{cmd}} = \frac{\sum_{n=1}^4 \text{gff}_n \times \text{outage}_n}{\text{gff}_{\text{total}}} \times \text{outage}_{\text{mult}} \quad \dots\dots\dots (62)$$

式中：

$\text{outage}_{\text{mult}}$ ——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( $\text{outage}_{\text{affa}}$ )按式(63)进行计算：

$$\text{outage}_{\text{affa}} = 10^{1.242 + 0.585 \lg(\text{FC}_{\text{affa}} \times 10^{-6})} \quad \dots\dots\dots (63)$$

式中：

$\text{FC}_{\text{affa}}$ ——设备失效影响区域内其他设备的破坏成本，根据 12.3.3 计算确定。

12.4.5 停工成本( $\text{FC}_{\text{prod}}$ )按式(64)计算：

$$\text{FC}_{\text{prod}} = (\text{outage}_{\text{cmd}} + \text{outage}_{\text{affa}}) \times (\text{prodcost}) \quad \dots\dots\dots (64)$$

式中：

$\text{prodcost}$ ——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(65)计算人员伤害成本：

$$\text{FC}_{\text{inj}} = CA_{\text{inj}} \times \text{popdens} \times \text{injcost} \quad \dots\dots\dots (65)$$

式中：

$CA_{\text{inj}}$  ——最终的人员伤害面积，根据 11.2 计算确定；

$\text{popdens}$  ——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；

$\text{injcost}$  ——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 本文件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 本文件不考虑标准沸点低于 93 ℃的泄漏介质的环境清理成本。

12.6.1.3 本文件不考虑泄漏介质可能发生自燃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( $\text{frac}_{\text{evap}}$ )、标准沸点(NBP)可从表 19 中查取,表 19 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( $\text{frac}_{\text{evap}}$ )也可按式(66)进行计算:

$$\text{frac}_{\text{evap}} = -7.140\ 8 + 8.582\ 7 \times 10^{-3} \times 1.8 \times (\text{NBP} + 32) - 3.559\ 4 \times 10^{-6} \times [1.8 \times (\text{NBP} + 32)]^2 + \frac{2\ 331.1}{1.8 \times (\text{NBP} + 32)} - \frac{203\ 545}{[1.8 \times (\text{NBP} + 32)]^2} \dots\dots(66)$$

12.6.3 泄漏介质体积( $\text{vol}_n^{\text{env}}$ )计算

对每种泄漏孔,按式(67)计算需要清理的泄漏介质体积:

$$\text{vol}_n^{\text{env}} = \frac{6.29 \times \text{mass}_n (1 - \text{frac}_{\text{evap}})}{\rho_1} \dots\dots\dots(67)$$

式中,泄漏介质的密度( $\rho_1$ )可在表 19 中查取,泄漏介质的蒸发比例( $\text{frac}_{\text{evap}}$ )根据 12.6.2 确定,  $\text{mass}_n$  根据 7.7.2 确定。

表 19 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) ℃	24 h 内蒸发比例( $\text{frac}_{\text{evap}}$ )
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
甲醇	32	800.920	65	1.00

表 19 泄漏介质物性 (续)

代表性介质	摩尔质量 g/mol	密度 kg/m <sup>3</sup>	标准沸点(NBP) ℃	24 h 内蒸发比例(fract <sub>evap</sub> )
环氧丙烷	58	832.957	34	1.00
苯乙烯	104	683.986	145	0.60
乙二醇醚醋酸酯	132	977.123	156	0.65
乙二醇醚	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

## 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(68)计算:

$$FC_{\text{environ}} = \frac{\sum_{n=1}^4 \text{gff}_n \times \text{vol}_n^{\text{env}}}{\text{gff}_{\text{total}}} \times \text{envcost} \quad \dots\dots\dots (68)$$

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。

附录 A

(规范性)

安全泄放装置开启失效后果定量分析方法

A.1 符号

本附录使用下列符号：

- $A^{prd}$  ——安全泄放装置流道面积,单位为平方毫米( $\text{mm}^2$ );
- $A_{total}^{prd}$  ——安装多只在用安全泄放装置总的流道面积,单位为平方毫米( $\text{mm}^2$ );
- $C_{i,j}^{prd}$  ——与第  $j$  种超压工况相关的安全泄放装置开启失效后果,单位为平方米( $\text{m}^2$ )或元;
- $F_a$  ——安装多只在用安全泄放装置超压修正因子;
- MAWP——被保护设备的最高允许工作压力,单位为兆帕(MPa);
- $p_o$  ——安全泄放装置开启失效导致超压工况下被保护设备内的压力,单位为兆帕(MPa);
- $p_{o,j}$  ——安装多只在用安全泄放装置在开启失效导致超压工况下,经修正后的压力,单位为兆帕(MPa);
- $P_s$  ——被保护设备正常运行工况下的操作压力,单位为兆帕(MPa)。

A.2 基本要求

A.2.1 本附录规定的安全泄放装置开启失效包含:超压未开启、部分开启、超过设定压力开启。

A.2.2 将安全泄放装置开启失效导致被保护设备超压工况下的压力( $p_o$ )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泄放装置的开启失效后果。

A.3 超压的确定

由于安全泄放装置开启失效导致被保护设备超压工况下的压力( $p_o$ ),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	超压工况下被保护设备内的压力( $p_o$ )
超压工况——排放受阻(手动阀)		
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	动设备扬程、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	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数 $\times$ 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	$1.1 \times$ MAWP(上游压力源设备的最高操作压力)
工艺塔(工业炉火焰加热热源)	塔热源来自工业炉火焰加热	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数 $\times$ MAWP
工艺塔(其他热源,如热交换器)	无上游火焰加热热源	热源温度下介质的饱和压力

表 A.1 超压的确定原则 (续)

设备类型	适用条件	超压工况下被保护设备内的压力( $p_0$ )
加热炉	—	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数 $\times$ MAWP
超压工况——出口控制阀不能关闭		
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	动设备扬程、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	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数 $\times$ 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(工业炉火焰 加热热源)	上游为工艺单元或容器	1.1 $\times$ MAWP(上游压力源设备的最高操作压力)
	塔热源来自工业炉火焰加热	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数 $\times$ MAWP
工艺塔(其他热源,如 热交换器)	无上游火焰加热热源	热源温度下介质的饱和压力
加热炉	—	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数 $\times$ MAWP
超压工况——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
超压工况——火灾		
所有类型设备	—	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数 $\times$ MAWP
超压工况——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℃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
超压工况——失冷		
工艺塔(工业火焰加热热源)	塔热源来自工业炉火焰加热	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数 $\times$ 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
超压工况——塔循环或回流泵失效		
工艺塔(工业炉火焰加热热源)	塔热源来自工业炉火焰加热	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数 $\times$ MAWP

表 A.1 超压的确定原则 (续)

设备类型	适用条件	超压工况下被保护设备内的压力( $p_o$ )
其他所有的工艺塔	—	热源温度下介质的饱和压力
超压工况——电力故障		
工艺塔(工业炉火焰加热热源)	塔热源来自工业炉火焰加热	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数×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
超压工况——化学反应失控		
所有设备	—	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数×MAWP
超压工况——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
超压工况——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	动设备扬程、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	设备爆破压力或基于抗拉强度的许用应力安全系数×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×MAWP(上游压力源设备的最高操作压力)

**A.4 安装多只在用安全泄放装置的超压修正**

A.4.1 若设备上安装有多只在用安全泄放装置,在确定安全泄放装置开启失效导致超压工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 每只安全泄放装置的流道面积( $A^{prd}$ )由使用单位提供基础数据,多只在用安全泄放装置总的泄放流道面积( $A^{total}$ )为所有安全泄放装置流道面积之和。

A.4.3 超压修正因子( $F_a$ )按式(A.1)计算:

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

A.4.4 安装多只在用安全泄放装置在开启失效导致超压工况下,经修正后的压力按式(A.2)计算:

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

**A.5 安全泄放装置开启失效后果计算**

将被保护设备超压工况下的失效后果作为安全泄放装置开启失效后果( $C_{PI}^{PI}$ ),被保护设备超压工况下的失效后果定量计算按本文件的正文进行,在失效后果计算过程中参数  $P_o$  应采用最终确定的  $p_o$  或  $p_{o,j}$  进行代替。

## 附录 B

(规范性)

## 安全泄放装置泄漏失效后果定量分析方法

## B.1 符号

本附录使用下列符号：

- $C_1^{\text{prd}}$  ——安全泄放装置泄漏失效后果,单位为元;  
 $C_1^{\text{mild}}$  ——安全泄放装置轻度至中度泄漏失效后果,单位为元;  
 $C_1^{\text{so}}$  ——安全泄放装置提前开启或卡阻不回座泄漏失效后果,单位为元;  
 $\text{cost}_{\text{env}}$  ——安全泄放装置泄漏导致的环境清理成本,单位为元;  
 $\text{cost}_{\text{inv}}$  ——安全泄放装置泄漏导致的介质损失成本,单位为元;  
 $\text{cost}_{\text{flu}}$  ——泄漏介质单位质量的价格,单位为元每千克(元/kg);  
 $\text{cost}_{\text{inv}}^{\text{mild}}$  ——安全泄放装置轻度至中度泄漏导致的介质损失成本,单位为元;  
 $\text{cost}_{\text{inv}}^{\text{so}}$  ——安全泄放装置提前开启或卡阻不回座泄漏导致的介质损失成本,单位为元;  
 $\text{cost}_{\text{prod}}$  ——检修安全泄放装置导致的停工成本,单位为元;  
 $\text{cost}_{\text{prod}}^{\text{mild}}$  ——检修安全泄放装置轻度至中度泄漏导致的停工成本,单位为元;  
 $\text{cost}_{\text{prod}}^{\text{so}}$  ——检修安全泄放装置提前开启或卡阻不回座导致的停工成本,单位为元;  
 $\text{cost}_{\text{sd}}$  ——安全泄放装置检修成本,单位为元;  
 $D_{\text{mild}}$  ——安全泄放装置轻度至中度泄漏持续时间,单位为天;  
 $D_{\text{so}}$  ——安全泄放装置提前开启或卡阻不回座泄漏持续时间,单位为天;  
 $D_{\text{sd}}$  ——安全泄放装置停工检修天数,单位为天;  
 $F_r$  ——泄漏介质回收率因子;  
 $\text{irate}_{\text{mild}}$  ——安全泄放装置轻度至中度泄漏速率,单位为千克每小时(kg/h);  
 $\text{irate}_{\text{so}}$  ——安全泄放装置提前开启或卡阻不回座泄漏速率,单位为千克每小时(kg/h);  
 $\text{unit}_{\text{prod}}$  ——设备系统每天的生产利润,单位为元每天(元/天);  
 $W_c^{\text{prd}}$  ——安全泄放装置的额定泄放量,单位为千克每小时(kg/h)。

## B.2 总则

B.2.1 本附录考虑安全泄放装置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.2.2 本附录考虑安全泄放装置泄漏失效导致的以下4种直接经济成本:

- 介质损失成本( $\text{cost}_{\text{inv}}$ );
- 环境清理成本( $\text{cost}_{\text{env}}$ );
- 安全泄放装置检修成本( $\text{cost}_{\text{sd}}$ );
- 检修安全泄放装置导致的停工成本( $\text{cost}_{\text{prod}}$ )。

B.3 介质损失成本( $\text{cost}_{\text{inv}}$ )计算

## B.3.1 安全泄放装置泄漏速率的确定

B.3.1.1 安全泄放装置轻度至中度泄漏,其泄漏速率按式(B.1)计算:



$$lrate_{mild} = 0.01W_c^{prd} \dots\dots\dots ( B.1 )$$

B.3.1.2 安全泄放装置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 安全泄放装置的额定泄放量( $W_c^{prd}$ )由使用单位提供基础数据,也可参照 GB 150.1—2011、TSG D0001—2009 或 API STD 520 第 1 部分等进行计算。

**B.3.2 泄漏持续时间的确定**

B.3.2.1 安全泄放装置轻度至中度泄漏持续时间( $D_{mild}$ )在表 B.1 中查取。

**表 B.1 安全泄放装置泄漏持续时间**

安全泄放装置进口公称 通径(DN) mm	泄放到封闭系统或火炬 安全泄放装置持续泄漏时间( $D_{mild}$ ) 天	泄放到大气 安全泄放装置持续泄漏时间( $D_{mild}$ ) 天
DN≤20	60	8
20 < DN≤40	30	4
40 < DN≤80	15	2
80 < DN≤150	7	1
DN>150	2	0.33

B.3.2.2 本附录规定安全泄放装置提前开启或卡阻不回座发生泄漏时,对安全泄放装置立即进行检修,将隔离安全泄放装置的时间限定在 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 d。

**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:

$$F_r = 0 \quad (\text{若安全泄放装置泄放到封闭系统}) \dots\dots\dots ( B.3 )$$

$$F_r = 0.5 \quad (\text{若安全泄放装置泄放到火炬}) \dots\dots\dots ( B.4 )$$

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

**B.3.4 介质损失成本( $cost_{inv}$ )的计算**

B.3.4.1 安全泄放装置轻度至中度泄漏导致的介质损失成本按式(B.6)计算:

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

B.3.4.2 安全泄放装置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:

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

B.3.4.3 泄漏介质单位质量的价格( $cost_{flu}$ )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 本附录规定若安全泄放装置直接泄漏到大气环境或火炬系统中产生清理费用或环保监管罚款时,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;也可采用同类安全泄放装置经验数据或

专家数据,按后者确定时应保证数据的合理性。

### B.5 安全泄放装置检修成本( $cost_{sd}$ )的确定

B.5.1 对于不允许有泄漏的安全泄放装置,应考虑安全泄放装置检修成本。

B.5.2 安全泄放装置检修成本包括安全泄放装置实际检修、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;也可采用同类安全泄放装置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 检修安全泄放装置导致的停工成本( $cost_{prod}$ )计算

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

a) 若允许安全泄放装置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) 若不允许安全泄放装置有泄漏,停工成本( $cost_{prod}^{mild}$ )按式(B.8)计算:

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

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:

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

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 安全泄放装置停工检修天数( $D_{sd}$ )由使用单位根据现场经验提供相关数据;也可采用同类安全泄放装置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( $C_I^{mild}$ )按式(B.10)计算:

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

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

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

B.7.3 安全泄放装置泄漏失效后果( $C_I^{prod}$ )按式(B.12)计算:

$$C_I^{prod} = 0.9 \cdot C_I^{mild} + 0.1 \cdot C_I^{so} \quad \dots\dots\dots (B.12)$$

## 附录 C

(规范性)

## 热交换器管束失效后果定量分析方法

## C.1 符号

本附录使用下列符号：

- $C_f^{\text{tube}}$  ——管束失效后果,单位为元;
- $C_{f,\text{plan}}^{\text{tube}}$  ——基于管束计划更换周期下的管束失效后果,单位为元;
- $\text{cost}_{\text{bundle}}$  ——管束更换费用,单位为元;
- $\text{cost}_{\text{env}}$  ——管束泄漏导致的环境影响费用,单位为元;
- $\text{cost}_{\text{maint}}$  ——管束检维修费用,包括抽出管束、检验辅助以及更换过程中相关的费用,单位为元;
- $\text{cost}_{\text{prod}}$  ——停车对管束进行维修或更换导致的生产损失,单位为元;
- $D_{\text{sd,plan}}$  ——计划停机检修管束需要的时间,单位为天;
- $D_{\text{sd}}$  ——管束非计划停工检修时间,单位为天;
- $D_{\text{shell}}$  ——热交换器壳体内径,单位为毫米(mm);
- $L_{\text{tube}}$  ——管束长度,单位为米(m);
- $\text{rate}_{\text{red}}$  ——管束停用导致的生产率下降,%;
- $\text{unit}_{\text{prod}}$  ——设备系统每天的生产利润,单位为元每天。

## 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包括停车对管束进行维修或更换导致的生产损失( $\text{cost}_{\text{prod}}$ )、管束更换费用本( $\text{cost}_{\text{bundle}}$ )以及管束检维修费用( $\text{cost}_{\text{maint}}$ ),按式(C.1)计算:

$$C_f^{\text{tube}} = \text{cost}_{\text{prod}} + \text{cost}_{\text{env}} + \text{cost}_{\text{bundle}} + \text{cost}_{\text{maint}} \quad \dots\dots\dots (C.1)$$

## C.4 停车对管束进行维修或更换导致生产损失的确定

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,则不考虑停车对管束进行维修或更换导致的生产损失,即  $\text{cost}_{\text{prod}} = 0$ 。

C.4.2 若需要停工,停车对管束进行维修或更换导致的生产损失( $\text{cost}_{\text{prod}}$ )按式(C.2)计算:

$$\text{cost}_{\text{prod}} = \text{unit}_{\text{prod}} \cdot \text{rate}_{\text{red}} \cdot D_{\text{sd}} \quad \dots\dots\dots (C.2)$$

管束非计划停工检修时间( $D_{\text{sd}}$ )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( $\text{rate}_{\text{red}}$ )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( $\text{unit}_{\text{prod}}$ )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 管束泄漏导致的环境影响费用

由使用单位根据经验提供相关数据;也可采用专家数据,按后者确定时应保证数据的合理性。

C.6 管束更换费用

C.6.1 管束更换费用( $cost_{bundle}$ )与管束规格以及管束材质成正比,按式(C.3)来计算。

$$cost_{bundle} = 1.2 \times 10^{-2} \pi \cdot D_{shell}^2 \cdot L_{tube} \cdot M_f \dots\dots\dots (C.3)$$

C.6.2 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。

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( $M_f$ )	常用管束材料	管束材料成本因子( $M_f$ )
碳钢	1.0	双相不锈钢 2507	4.0
C-1/2 Mo	2.0	超级奥氏体不锈钢	7.0
1-1/4 Cr	2.0	高性能铁素体不锈钢	6.0
2-1/4 Cr	2.8	海军黄铜/铝黄铜/红黄铜/ 蒙次黄铜	2.5
5 Cr	3.2	铝合金	3.0
9 Cr	3.3	镍基合金 20 Cb3	6.5
12 Cr	3.4	镍基合金 600	9.5
铜镍合金 70/30	3.5	镍基合金 625	11.0
铜镍合金 90/10	3.5	镍基合金 800	7.0
蒙乃尔 400	7.0	镍基合金 825	8.0
镍基 200	8.5	镍基合金 C276	11.0
不锈钢 304/309/310	2.6	铁铝管 255	7.0
不锈钢 304L/321/347	2.8	双金属管	4.5
不锈钢 316	3.0	陶瓷管	1.0
不锈钢 316L	3.0	塑料管	1.0
不锈钢 317L	4.2	钛合金 Gr. 2	6.0
不锈钢 410/439	2.8	钛合金 Gr. 12	10.0
不锈钢 444	3.2	钛合金 Gr. 16	14.0
904L	7.0	超级双相钢 100	4.0
双相不锈钢 2205	3.0	锆合金	15.0
双相不锈钢 2304	2.8		

C.7 管束检维修费用

管束检维修费用( $cost_{maint}$ )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。

## 附录 D

(规范性)

## 炉管失效后果定量分析方法

## D.1 符号

本附录使用下列符号：

$rate_{i,n}$  ——第  $n$  种泄漏孔对应的介质实际泄漏速率,单位为千克每秒(kg/s);

$CA_{cmd,n}^{fg}$  ——第  $n$  种泄漏孔泄漏,介质泄漏相态为气态分析计算的设备破坏面积,单位为平方米( $m^2$ );

$CA_{inj,n}^{fg}$  ——第  $n$  种泄漏孔泄漏,介质泄漏相态为气态分析计算的人员伤害面积,单位为平方米( $m^2$ );

$CA_{cmd,n}^{fl}$  ——第  $n$  种泄漏孔泄漏,介质泄漏相态为液态分析计算的设备破坏面积,单位为平方米( $m^2$ );

$CA_{inj,n}^{fl}$  ——第  $n$  种泄漏孔泄漏,介质泄漏相态为液态分析计算的人员伤害面积,单位为平方米( $m^2$ )。

## D.2 总则

D.2.1 本附录规定了炉管失效后果定量分析方法。

D.2.2 本附录适用于加热液相工艺介质的加热炉。

D.2.3 炉管的平均失效概率从 GB/T 26610.4—2022 中查取。

## D.3 代表性介质选取

炉管失效后果分析中的代表性介质在表 D.1 中选取。

表 D.1 炉管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
C3~C5	丙烷、丁烷、异丁烷、液化石油气、戊烷	类型 0
C6~C8	汽油、石脑油	类型 0
C9~C12	柴油	类型 0
C13~C16	航空燃料、煤油	类型 0
C17~C25	重柴油、典型原油	类型 0
C25+	渣油、重质原油	类型 0

## D.4 泄漏孔的选取

D.4.1 炉管采用表 D.2 中的三种泄漏孔:25mm、100mm 及破裂。

D.4.2 所选取的泄漏孔规格不大于炉管外径。

表 D.2 炉管后果分析中采用的泄漏孔

单位为毫米

序号	泄漏孔规格	泄漏孔直径范围	泄漏孔直径( $d_n$ )
1	中等	>6~50	25
2	大	>50~150	100 $d_n = \min(D, 100)$
3	破裂	>150	炉管直径

## D.5 潜在的最大介质泄漏量估算

D.5.1 若与炉管相连的上、下游容器之间存在快速隔离阀,则最大介质泄漏量取炉管存量组中的介质量加上 3 min 从上、下游容器中流入的介质补充量。

D.5.2 若与炉管相连的上下游容器之间没有快速隔离阀,或者仅有手动隔离阀,最大介质泄漏量取炉管存量组中的介质量加上上、下游容器存量组中的介质量。

## D.6 理论泄漏速率计算

炉管理论泄漏速率按 7.3 中的公式(4)计算。

## D.7 泄漏类型的确定

炉管只考虑连续泄漏。

## D.8 介质泄漏相态的确定

按表 D.3 确定炉管后果计算的介质泄漏相态。

表 D.3 确定介质泄漏相态的原则

稳定工况下的相态	稳定环境条件下的相态	确定后果计算的介质泄漏相态
液态	气态	气态(介质沸点在环境下高于 27 °C,确定为液态)
液态	液态	液态

## D.9 探测、隔离及减缓系统对泄漏量的影响评价

D.9.1 按表 9 对探测及隔离系统对泄漏量的影响进行评价。

D.9.2 按表 11 对减缓系统对后果面积的影响进行评价。

## D.10 确定泄漏的后果面积

D.10.1 设备破坏面积按表 D.4 给出的公式进行计算。

D.10.2 人员伤害面积按表 D.5 给出的公式进行计算。

D.10.3 炉管的失效后果面积按本文件正文部分规定的流程进行分析计算。

表 D.4 设备破坏面积计算公式

单位为平方米

代表性介质	最终泄漏相态为气态	
	设备破坏面积	人员伤害面积
C3~C5	$CA_{cmd,n}^{fg} = 121.96 \times (rate_{f,n})^{0.95}$	$CA_{inj,n}^{fg} = 305.70 \times (rate_{f,n})^{0.92}$
C6~C8	$CA_{cmd,n}^{fg} = 135.64 \times (rate_{f,n})^{0.95}$	$CA_{inj,n}^{fg} = 332.41 \times (rate_{f,n})^{0.92}$
C9~C12	$CA_{cmd,n}^{fg} = 144.51 \times (rate_{f,n})^{0.95}$	$CA_{inj,n}^{fg} = 354.06 \times (rate_{f,n})^{0.92}$
C13~C16	—	—
C17~C25	—	—
C25+	—	—

表 D.5 人员伤害面积计算公式

单位为平方米

代表性介质	最终泄漏相态为液态	
	设备破坏面积	人员伤害面积
C3~C5	$CA_{cmd,n}^{fl} = 173.70 \times (rate_{f,n})^{0.95}$	$CA_{inj,n}^{fl} = 369.58 \times (rate_{f,n})^{0.92}$
C6~C8	$CA_{cmd,n}^{fl} = 194.03 \times (rate_{f,n})^{0.95}$	$CA_{inj,n}^{fl} = 474.61 \times (rate_{f,n})^{0.92}$
C9~C12	$CA_{cmd,n}^{fl} = 206.97 \times (rate_{f,n})^{0.95}$	$CA_{inj,n}^{fl} = 505.65 \times (rate_{f,n})^{0.92}$
C13~C16	$CA_{cmd,n}^{fl} = 369.22 \times (rate_{f,n})^{0.92}$	$CA_{inj,n}^{fl} = 1\ 012.48 \times (rate_{f,n})^{0.90}$
C17~C25	$CA_{cmd,n}^{fl} = 310.75 \times (rate_{f,n})^{0.92}$	$CA_{inj,n}^{fl} = 859.72 \times (rate_{f,n})^{0.90}$
C25+	$CA_{cmd,n}^{fl} = 193.26 \times (rate_{f,n})^{0.90}$	$CA_{inj,n}^{fl} = 569.83 \times (rate_{f,n})^{0.90}$

## 附录 E

(规范性)

## 泄漏孔和介质存储量的选取原则

## E.1 泄漏孔的选取原则

## E.1.1 管道泄漏孔的选取原则

E.1.1.1 管道泄漏分析计算采用表 6 中规定的 4 种泄漏孔,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。

E.1.1.2 外径大于 150 mm 的管道,选取 4 种直径的泄漏孔:6 mm、25 mm、100 mm 及破裂。

E.1.1.3 外径不大于 150 mm 且大于 50 mm 的管道,选取 3 种直径的泄漏孔:6 mm、25 mm 及破裂。

E.1.1.4 外径不大于 50 mm 的管道,选取 2 种直径的泄漏孔:6 mm 及破裂。

## E.1.2 容器泄漏孔的选取原则

E.1.2.1 容器泄漏分析计算采用表 6 中规定的 4 种泄漏孔,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。

E.1.2.2 所有容器都具有第四种泄漏孔:破裂。

## E.1.3 泵泄漏孔的选取原则

E.1.3.1 泵泄漏分析计算采用表 6 中规定的前 3 种泄漏孔(第四种泄漏孔:破裂除外),所选取的泄漏孔直径应不大于泵吸入管外径。

E.1.3.2 若泵吸入管的外径大于 100 mm,则选取 3 种直径的泄漏孔:6 mm、25 mm 和 100 mm。

E.1.3.3 若泵吸入管的外径不大于 100 mm 且大于 50 mm,则选取 3 种直径的泄漏孔:6 mm、25 mm 和吸入管外径。

## E.1.4 压缩机泄漏孔的选取原则

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

## E.2 潜在的最大介质泄漏量选取原则

## E.2.1 液相系统潜在的最大介质泄漏量确定

E.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。

E.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( $\rho_1$ )以及表 E.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。

E.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 E.1 中液相介质体积占设备或部件体积百分比。

E.2.1.4 根据 E.2.1.1 或 E.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。

E.2.1.5 根据 E.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 E.1 液相介质体积占设备或部件体积百分数选取

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	

### E.2.2 气相系统潜在的最大介质泄漏量确定

E.2.2.1 按正常操作工况下存量组内介质流速和时间确定最大泄漏量。

E.2.2.2 如果上游为存在闪蒸的液相存量组,可保守选取上游液相存量作为最大介质泄漏量。

### E.2.3 两相流系统潜在的最大介质泄漏量确定

E.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。

E.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 F

(资料性)

## 经济后果分析的相关数据表

## F.1 基本原则

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。

## F.2 经济后果分析的相关数据表

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

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

F.2.3 每种泄漏孔泄漏导致的停工时间估计值在表 F.3 中查取。

表 F.1 设备损坏成本

设备/部件类型		设备损坏成本(holecost)			
		元			
		小泄漏孔 >0 mm~6 mm	中等泄漏孔 >6 mm~50 mm	大泄漏孔 >50 mm~150 mm	破裂泄漏孔 >150 mm
储存类容器		3.00 E+04	9.00 E+04	1.50 E+05	2.50 E+05
分离类容器		3.00 E+04	9.00 E+04	1.50 E+05	2.50 E+05
反应类容器		6.00 E+04	2.00 E+05	1.00 E+06	6.00 E+06
塔器		7.00 E+04	3.00 E+05	5.00 E+05	8.00 E+05
过滤器		1.00 E+04	1.50 E+04	5.00 E+04	5.00 E+04
热交换器	壳程	6.00E+03	1.50 E+04	1.50 E+05	1.50 E+05
	管束	5.00 E+03	1.00 E+04	5.00 E+04	5.00 E+04
	管箱	6.00 E+03	1.50 E+04	8.00 E+04	8.00 E+04
空气冷却器		8.00 E+03	1.50 E+04	1.00 E+05	4.00 E+05
DN25 mm 管子		2.00 E+02	—	—	4.00 E+02
DN50 mm 管子		2.00 E+02	—	—	5.00 E+02
DN100 mm 管子		2.00 E+02	5.00 E+02	—	5.00 E+02
DN150 mm 管子		2.00 E+02	5.00 E+02	—	5.00 E+02
DN200 mm 管子		2.00 E+02	1.00 E+03	1.00 E+03	3.00 E+03
DN250 mm 管子		2.00 E+02	1.00 E+03	1.00 E+03	4.00 E+03
DN300 mm 管子		2.00 E+02	2.00 E+03	2.00 E+03	4.00 E+03
DN400 mm 管子		2.00 E+02	3.00 E+03	3.00 E+03	5.00 E+03
DN>400 mm 管子		1.00 E+03	3.00 E+03	4.00 E+03	1.00 E+04
单密封离心泵		5.00 E+03	1.00 E+04	2.00 E+04	2.00 E+04

表 F.1 设备损坏成本 (续)

设备/部件类型	设备损坏成本(holecost) 元			
	小泄漏孔 >0 mm~6 mm	中等泄漏孔 >6 mm~50 mm	大泄漏孔 >50 mm~150 mm	破裂泄漏孔 >150 mm
双密封离心泵	2.00 E+04	2.00 E+04	5.00 E+04	5.00 E+04
往复泵	5.00 E+03	1.50 E+04	3.00 E+04	1.50 E+05
离心式压缩机	6.00 E+04	1.20 E+05	6.00 E+05	1.80 E+06
往复式压缩机	3.00 E+04	6.00 E+04	3.00 E+05	6.00 E+05

表 F.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 F.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 <sub>n</sub> )			
		天			
		小泄漏孔 >0 mm~6 mm	中等泄漏孔 >6 mm~50 mm	大泄漏孔 >50 mm~150 mm	破裂泄漏孔 >150 mm
储存类容器		2	3	3	10
分离类容器		2	3	3	10
反应类容器		4	6	6	21
塔 器		2	4	6	20
过滤器		0	1	1	1
热交换器	壳程	1	2	3	5
	管束	2	2	3	5
	管箱	1	2	3	5
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	1	1
DN150 mm 管子		0	1	2	2
DN200 mm 管子		0	1	2	3
DN250 mm 管子		0	1	3	3
DN300 mm 管子		0	2	3	4
DN400 mm 管子		0	2	4	4
DN>400 mm 管子		1	2	4	5
单密封离心泵		0	0	0	0
双密封离心泵		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	2	2	14

参 考 文 献

- [1] GB 150.1—2011 压力容器 第1部分:通用要求
  - [2] GB/T 26610.1—2022 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
  - [3] HG/T 20660—2017 压力容器化学介质毒性危害和爆炸危险程度分类
  - [4] TSG D0001—2009 压力管道安全技术监察规程 工业管道
  - [5] API STD 520 Sizing, Selection, and Installation of Pressure-relieving Devices—Part 1: Sizing and Selection
-

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—2022

\*

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)68533533 发行中心:(010)51780238  
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 3.5 字数 104 千字  
2022年7月第一版 2022年7月第一次印刷

\*

书号：155066·1-69858 定价 60.00 元



GB/T 26610.5-2022



码上扫一扫 正版服务到

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

