

团 体 标 准

T/CCSAS 049.2—2023

石油化工企业安全泄放评估技术规范 第 2 部分：气液两相流安全泄放技术要求

Technical specification for pressure-relief assessment
of petrochemical enterprises—

Part 2: Technical specification for pressure-relief of
gas/liquid two-phase flow

2023-12-25 发布

2023-12-25 实施

中国化学品安全协会 发布
中国标准出版社 出版

目 次

前言	I
引言	II
1 范围	1
2 规范性引用文件	1
3 术语和定义	1
4 基本要求	2
5 泄放装置与管线设计	3
6 泄放尺寸计算	3
7 泄放物料处置系统	6
附录 A(规范性) 安全泄放系统尺寸设计的流程	7
附录 B(规范性) 泄放类型的确定	8
附录 C(规范性) 是否发生两相流的判断方法	10
附录 D(规范性) 泄放计算所需信息	13
附录 E(规范性) 泄放量计算	14
附录 F(规范性) 两相流泄放能力计算	18
参考文献	23

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 T/CCSAS 049《石油化工企业安全泄放评估技术规范》的第 2 部分。T/CCSAS 049 已经发布了以下部分：

——第 1 部分：泄放评估总则；

——第 2 部分：气液两相流安全泄放技术要求。

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。

本文件由中国化学品安全协会提出并归口。

本文件起草单位：中石化安全工程研究院有限公司、中石化国家石化项目风险评估技术中心有限公司、中石化(宁波)安全科技有限公司、中石化宁波工程有限公司。

本文件主要起草人：孙峰、周明川、徐伟、孙冰、姜杰、张广宇、赵健、刘迪、张帆、邢涛、钱亚男、盛晓、尚汝松、陈萌萌、张启云、胡晓昕。

引 言

压力泄放系统是保护设备免遭超压破坏的最后一道安全屏障。泄放过程中物料可能是由气相或液相组成的单相流体,也可能是气-液两相混合流体等。相比气相流体的泄放,两相流泄放过程物料的泄放量及相态会发生改变,这对泄放通道尺寸、泄放设备选型与泄放物料处置系统的设计影响较大,因此在开展泄放系统的设计之前,应识别泄放过程是否可能出现两相流。本文件详细规定了两相流的识别、计算方法,提出了针对两相流的泄放设备选型、泄放物料处置系统设计等要求。本文件拟由 2 个部分构成。

- 第 1 部分:泄放评估总则。主要明确开展安全泄压设施泄放评估的范围、评估原则、评估方法和评估报告编制要求。
- 第 2 部分:气液两相流安全泄放技术要求。主要明确在安全泄压设施存在两相流工况下的基本要求、泄放装置与管线设计、泄放尺寸计算、泄放物料处置要求。

石油化工企业安全泄放评估技术规范

第 2 部分：气液两相流安全泄放技术要求

1 范围

本文件规定了石油化工企业以及油气储存企业气液两相流安全泄放评估基本要求、泄放装置与管线设计、泄放尺寸计算及泄放物处置系统等方面的要求。

本文件适用于石油化工企业以及油气储存企业压力容器涉及气液两相流的泄放装置设计与评估。

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。

HG/T 20570.2—1995 安全阀的设置和选用

SH 3009 石油化工可燃性气体排放系统设计规范

SH/T 3210—2020 石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范

API 526 钢制法兰连接泄压阀(Flanged Steel Pressure-relief Valves)

3 术语和定义

下列术语和定义适用于本文件。

3.1

设定压力 set pressure

在使用条件下，设定的安全泄放装置开启压力。

注：设定压力简称定压。

3.2

泄放量 mass flow rate of relieving

在维持设备内的压力不超过其规定压力值的前提下，设备在单位时间内从泄放口泄放出去的流量。

3.3

泄放能力 relieving capacity

在安全泄放装置处于泄放压力与泄放温度条件下的全开状态时，能够从泄放口在单位时间、单位面积内泄放出去的流量。

3.4

临界充装比 critical filling threshold

发生两相流的最小初始充装体积与系统总容积之比。

3.5

泄放体系的类型 types of relief system

根据泄放体系压力来源，以及泄放过程压力-温度的关系。

注：泄放体系的类型分为蒸气体系、气体体系和混合体系。

3.6

均质平衡模型 homogeneous equilibrium model

两相流泄放的一种理想模型,假设液相和气相混合均匀、相间无滑移、相间满足热平衡和气液平衡。

3.7

阻塞流 choked flow

可压缩流体流经泄压装置、管道或其他装置时不受下游压力或背压影响的一种状态。

注:质量流率只取决于上游条件。这可发生于气体/蒸气或两相流体系中,也指临界流。

3.8

临界流压力 critical flow pressure

可压缩流体流经泄放装置、管道或其他装置时不受下游压力或背压影响时的流动压力。

3.9

背压 back pressure

安全泄放装置出口处压力,排放背压与附加背压的总和。

3.10

泄放系数 discharge coefficient

由通过同一制造商类型的试验确定的质量通量与通过安全装置的理论可排放的质量通量的比值所确定的修正因子。

3.11

超压 overpressure

超过安全泄放装置设定压力的压力增量,通常用设定压力的百分数表示。

3.12

泄放压力 relieving pressure

设定压力加超压,也称排放压力。

4 基本要求

4.1 对于独立的压力系统(定义见 SH/T 3210—2020),应开展非正常工况下的超压分析,确定可能导致系统压力超出设计压力的危险工况。

4.2 应设计足够尺寸的安全泄放装置,保证所有工况下超压不超过 SH/T 3210—2020 中第 6 章规定的值。

4.3 若某超压工况下所需泄压尺寸过大而无法工程实施,应通过变更工艺或设备(如改变工艺条件,提高容器设计压力、控制泄压等)避免该超压工况出现,或者通过与安全泄放装置同等可靠性的安全仪表系统替代安全泄放装置。

4.4 在需要安装安全泄放装置的场景,应至少有一个泄放装置的开启压力不高于压力容器的设计压力,对于压力剧烈升高或存在反应失控危险的体系,在不影响正常运行前提下宜尽量降低设定压力。

4.5 当通过安全泄放装置的流体为处于气液混合相态或气液平衡的液相时,应按照两相流工况进行安全泄放系统设计。

4.6 当反应、混合、分离或储运等设备中正在或可能发生放热或者放出气体的反应,存在反应失控风险时,泄放系统设计宜考虑化学反应失控超压工况。

4.7 应设计能够满足最大瞬时泄放速率与总泄放量处理要求的泄放物料处置系统,满足气液两相流超压工况下的泄放物料排放要求。

5 泄放装置与管线设计

- 5.1 针对气液两相流的泄放装置可选用安全阀与爆破片,安全阀可选类型包括弹簧直接载荷式安全阀、平衡式安全阀与先导式安全阀。
- 5.2 针对气液两相流泄放,如果入口处气体质量分数低于 50%时,宜选用供液体(或液体和气体)用的安全阀。
- 5.3 安全阀背压小于设定压力的 10%时,宜选用弹簧直接载荷式安全阀;安全阀背压在设定压力的 10%~50%之间时,宜选用平衡式安全阀;当安全阀背压大于设定压力的 50%时,宜选用先导式安全阀。
- 5.4 当由于闪蒸或两相流而导致背压增加过大或无法预测时,宜使用平衡式或先导式安全阀。
- 5.5 反应失控导致系统压力快速增长时,宜选择爆破片。
- 5.6 系统需要的安全泄流量大而导致安全阀选型困难时,宜选择爆破片。
- 5.7 物料中存在腐蚀性气体或液体时,宜选择爆破片。
- 5.8 涉及聚合反应时,宜选择爆破片。
- 5.9 物料中存在固体颗粒或黏度较大时,宜选择爆破片。
- 5.10 安全阀应直立安装,当安全阀进出口管道上设有切断阀,且切断阀为闸阀时,阀杆应水平安装。
- 5.11 爆破片和爆破片、爆破片和安全阀串联使用时,爆破片与安全阀之间的腔体应设置排气阀,压力表或其他报警指示器。
- 5.12 安全阀入口管线压力损失应不超过安全阀设定压力的 3%。

6 泄放尺寸计算

6.1 适用条件

泄放尺寸计算采用单组分气液混合物的均质平衡模型,计算适用条件如下:

- 闪蒸流:最大累积压力下温度与临界温度比值不宜超过 0.9,最大累积压力与临界压力比值不宜超过 0.5;
 - 多组分闪蒸流:在多组分闪蒸体系中,各组分沸程差不宜超过 100 K;
 - 冷凝流:泄压过程气体冷凝产生两相流,需采用 Van der Waals 方程、Peng-Robinson 方程等真实气体状态方程来描述气体的状态,并考虑气体冷凝过程中释放的能量;
 - 反应失控体系:反应失控过程温升速率不宜超过 2 K/s,压升速率不宜超过 20 kPa/s。
- 计算不适用液体中溶解大量气体的体系以及存在不可混溶液体的体系(如乳液聚合)。

6.2 设计/评估流程

安全泄放系统尺寸设计的流程按附录 A,包括下列步骤:

步骤 1:识别可能的超压工况。

应识别装置运行时所有合理的可能异常与事故状态,以确定阀门的泄放设计工况。

步骤 2:确定泄放管路系统入口的流体相态。

步骤 3:计算需要的泄放量。

步骤 4:计算泄放系统的泄放能力和压力变化。

应考察进出口管道对泄放能力的影响。

步骤 5:泄放系统设计。

在设计过程中,应考察安全阀可能出现的高频颤振情况,以避免阀门、进出口管道的损坏。

6.3 识别超压工况

6.3.1 各类设备潜在超压工况的确定方法见 T/CCSAS 049.1。

6.3.2 两个或两个以上毫无关联的超压工况可不考虑同时发生。

6.3.3 导致反应失控的非正常工况,包括但不限于以下情况:

- a) 错误的加料顺序;
- b) 冷却失效;
- c) 搅拌失效或失效后重启搅拌器;
- d) 反应物污染;
- e) 加料过快;
- f) 加料延迟;
- g) 温度过低或过高;
- h) 非预期反应;
- i) 浓缩或局部富集;
- j) 低沸点溶剂的挥发;
- k) 加热器关闭失效;
- l) 循环中断(如环管式反应器轴流泵故障停等);
- m) 外部火灾。

6.4 判断泄放装置入口的流体相态特征

6.4.1 初步判断

6.4.1.1 可能产生两相流的工况如下:

- a) 所有反应失控工况;
- b) 表面热量输入(火灾、日照、加热介质等)工况;
- c) 容器下部气体窜压工况;
- d) 高温流体(高于物料沸点)窜压工况;
- e) 换热器内漏工况;
- f) 涉及超临界状态流体;
- g) 其他可能同时出现气体与液体的场合。

注: a)、b)、c)、d)条件下,需同时满足容器内初始液位超过临界充装比,才会发生两相流,见 ISO/DIS 4126-10。

6.4.1.2 容器内流动状态类型有以下 3 种。

- a) 均质型:气泡均匀致密,一般总是发生两相流。
- b) 气泡型:气泡小而分散,以较慢的速度上升,易发生两相流。黏度 ≥ 100 cP 的物料体系倾向于气泡型。
- c) 搅混型:气泡相互结合形成大气泡,上升速度较快。相同的气相速率,搅混型的液位升高小于气泡型的液位升高程度,故相比气泡型不易发生两相流泄放。黏度 < 100 cP 的物料体系倾向于搅混流。

6.4.1.3 应判断气体或蒸气是在内部产生(如反应),还是在壁面产生(如火灾工况、夹套加热等),对于内部产生气体或蒸气的体系,泄放过程更易产生两相流。

6.4.2 反应失控工况流体相态判断

6.4.2.1 反应失控泄放体系的类型有如下 3 种。

- a) 蒸气体系:体系的压力主要由蒸气压产生,泄放时通过气化或闪蒸从液相中移走热量,温度与压力上升或下降趋势一致。蒸气体系为调节体系。
- b) 气体体系:产生不凝性气体(例如通过化学反应或溶液解吸),并且在泄放条件下不会通过蒸发从液体中移走大量的能量,压力下降可能不会导致温度下降。气体体系为非调节体系。
- c) 混合体系:在泄放条件下,系统内压力是由产生的不凝性气体和蒸气共同作用的结果。混合体系如果泄放时温度与压力上升或下降趋势一致,则为调节混合体系;混合体系如果泄放时随着压力下降不会导致温度下降,则为非调节混合体系。

6.4.2.2 反应失控工况泄放计算时,应首先确定反应泄放的类型,确定反应泄放类型的试验方法。按附录 B 确定泄放类型。

6.4.2.3 两相流的临界充装比计算按下述规定:

- a) 反应失控工况下,应确定泄放体系的类型,计算气体/蒸气通过液体表面的速率;
- b) 计算产生两相流的临界充装比,采用附录 C 中 C.1 所述算法。

6.4.3 外部加热/火灾工况流体相态判断

外部加热/火灾工况下,低黏液体产生两相流的临界充装比,采用 C.2 所述算法。

6.5 计算泄放量

6.5.1 反应失控工况

6.5.1.1 对于反应失控产生的两相流,泄放计算所需试验数据按附录 D。

6.5.1.2 对于均质两相流泄放,采用附录 E 中 E.1 所述的计算方法。

6.5.1.3 对于非均质两相流,采用 E.1 所述的计算方法,其中蒸气型与调节混合型结果偏保守;气体型与非调节混合型应进一步评估是否可能出现浓缩现象与二次失控。

6.5.1.4 对于气体型两相流泄放,应检查初始泄放后残留在容器内的物料是否可能出现浓缩现象与二次失控,泄放装置应保护到可能的二次失控工况。

6.5.2 外部加热/火灾工况

对于外部加热/火灾工况下产生的两相流,采用 E.2 所述计算方法。

6.6 确定泄放尺寸

6.6.1 一般原则

6.6.1.1 泄放管线系统的泄放能力计算需考虑泄放管线组件及流体阻力的影响,主要包括进料管线、安全阀或爆破片以及出口管线。

6.6.1.2 用于两相流/可压缩流体的压力泄放阀,根据流体是临界流动还是亚临界流动分为两大类。如果阀嘴下游的压力小于或等于临界流动压力,将会产生临界流动;如果下游的压力大于临界流动压力,将会产生亚临界流动,需对泄放能力采用背压校正系数 K_b 进行校正。

6.6.1.3 根据 API 526,选择标准规格的安全阀及进出管口径。

6.6.2 泄放能力计算模型

6.6.2.1 简化平衡速率模型(ERM)适用于蒸气型两相流泄放能力的计算,实际泄放能力需要根据出口管道进行修正,计算方法按附录 F 中 F.1。

6.6.2.2 Tangren 法适用于气体型两相流泄放能力的计算,仅适用无摩擦流动,因此需要用 Ω 法对摩擦效应进行修正,计算方法按 F.2。

6.6.2.3 泄放能力计算宜采用基于均质平衡模型(HEM)的 ω 方法,计算过程见 F.3。

6.6.3 确定面积

6.6.3.1 安全装置的理论泄放能力大于实际泄放能力,应采用排放系数 K_d 进行校正。

6.6.3.2 压力泄放阀上游带爆破片的装置的组合时需要进行校正,未安装爆破片时校正系数 $K_c=1.0$,爆破片与压力泄放阀组合安装且该组合无已公布的数值时校正系数 $K_c=0.9$ 。

6.6.3.3 泄放面积的计算公式按附录 F。

7 泄放物料处置系统

7.1 可燃气体排放系统设计应满足 SH 3009 的规定。

7.2 对于无毒、无腐蚀性、不燃、不会造成公众影响或危害的物质可直接排放至大气中,排放过程应受控、可监测。

7.3 易燃的气液两相流体不宜直接排大气,应采取完全收集、洗涤或焚烧的方式处置。

7.4 外部安全收集装置应设计具有足够的强度以承受泄放过程中产生的最大压力。

7.5 对于气液混合物应根据混合物的物理化学性质、气液比例、扩散度、液滴尺寸、尺寸分布等选取气液分离装置。在缺乏上述信息的情况下,可通过试验或计算的方式进行判断,计算过程宜考虑压力降、最小流率、结污能力、腐蚀性等因素。

7.6 对于高温、含有毒物质或活性物质的泄放物宜采用淬熄池对其进行必要的冷却、稀释或活性抑制。

7.7 选择淬熄液需考虑热参数、物性、成本、安全性、回收利用等因素。一般情况下,水为最佳选择,对于反应体系,必要时添加反应抑制剂、抑泡剂、防冻液等,具体方案应根据试验确定。

7.8 当泄放物存在冷凝、反应、溶解等作用,或含有高浓度不凝气、多级接触或低压时,应采用洗涤塔进行洗涤。

7.9 火炬进料为气液混合物时,应控制液滴直径小于 $300\ \mu\text{m}\sim 600\ \mu\text{m}$,不宜大于 $150\ \mu\text{m}$,防止形成火雨。

附录 A

(规范性)

安全泄放系统尺寸设计的流程

安全泄放系统尺寸设计的流程见图 A.1。

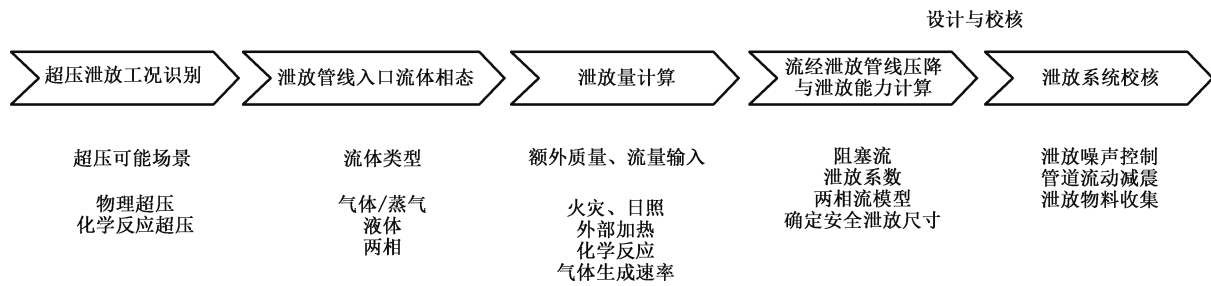


图 A.1 安全泄放系统尺寸设计的流程

附录 B
(规范性)
泄放类型的确定

B.1 确定反应失控泄放类型的试验方法

确定反应失控泄放类型的试验方法见图 B.1。

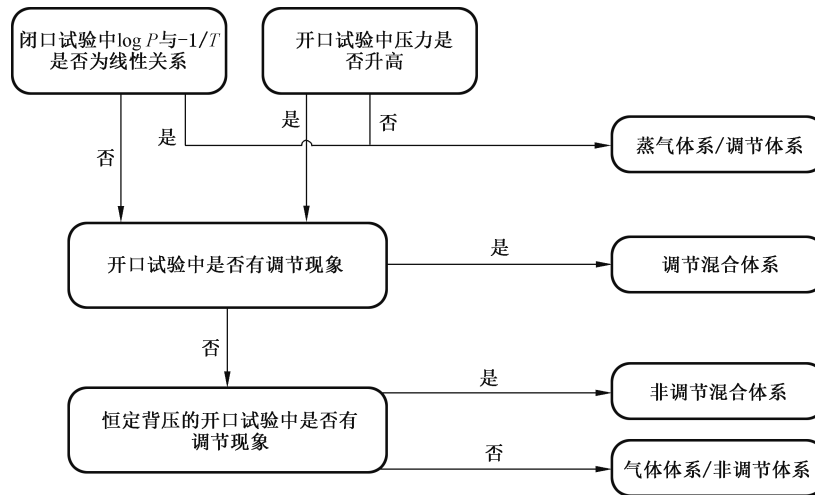


图 B.1 反应失控泄放类型的试验确定方法

B.2 测试工具

反应失控泄放类型的确定一般需要模拟工业容器内失控反应过程,通过试验数据进行判定。为了满足试验数据与工业生产实际数据相一致的要求,试验仪器应能够模拟绝热环境,与工业装置的热惰性值 ϕ 相近(一般要求小于 1.1),并能模拟工业装置的加料、加热与搅拌等条件,对反应过程的压力和温度数据进行实时跟踪测量。绝热量热仪原理图如图 B.2 所示,可实现开口式、闭口式和外部泄放等多种试验方式。

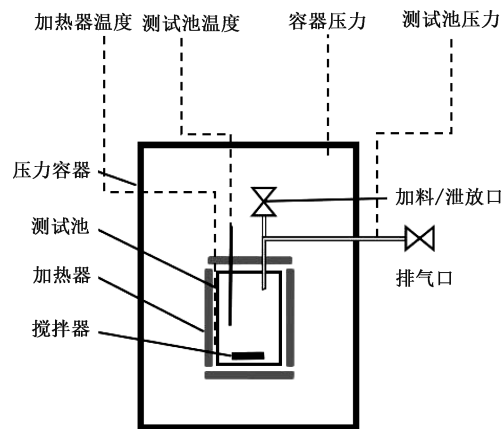


图 B.2 绝热量热仪原理

B.3 闭口试验

在进行闭口试验时,关闭加料/泄放口以及排气口,通过测量密闭的反应池内的压力和温度变化情况,根据闭口试验数据绘制 $\log P$ 对应 $-1/T$ 曲线,如果数据成一直线,表明该反应系统的压力完全由蒸气压产生,进而可判定此反应体系的泄放类型为蒸气泄放型。如果闭口试验测得的数据呈曲线而非直线,则表明体系的泄放类型为气体或混合型泄放。然而,对于蒸气压系统的物性具有非理性或体系物质由多组分组成具有较宽的沸程,这种情况下即使体系属于蒸气型泄放,但 $\log P$ 对应 $-1/T$ 曲线呈现曲线而非直线。

B.4 开口试验

在进行开口试验时,反应池与承压釜相通,承压釜完全密封并且关闭供氮系统。试验过程中通过实时测量反应体系的压力变化,如果体系的压力升高则表明有不凝性气体产生,可确定该体系的泄放类型为气体型或混合型;相反,如果测试体系的压力保持不变则表明该体系为蒸气型泄放。对于气体型或混合型泄放,如果温度保持一恒定数值不变,则表明反应体系为调节的;相反,如果反应体系的温度持续升高,则表明反应体系为非调节的。如果反应体系为调节型的,试验需要持续加温直至反应结束,如果体系含有易挥发溶剂,试验过程中因易挥发溶剂的蒸干则会导致反应体系由调节型转变为非调节型。

附 录 C
(规范性)
是否发生两相流的判断方法

C.1 反应失控

C.1.1 概述

反应失控场景下,反应产生的蒸气或气体占据了液相的体积,导致整体液位的升高,当液位升高至气相出口时,便发生两相流泄放。下面的计算程序用于判断反应失控场景下是否发生两相流,适用于立式圆柱形容器。所有物性数据均为泄放压力下数据。

C.1.2 计算蒸气与/或气体释放量

产生蒸气与气体的泄压工况,总释放量按式(C.1)计算:

$$U = U_v + U_g \quad \dots\dots\dots(C.1)$$

式中:

U ——总释放量,单位为千克每秒(kg/s);

U_v ——蒸气释放速率,单位为千克每秒(kg/s);

U_g ——气体释放速率,单位为千克每秒(kg/s)。

由于加热产生蒸气的计算方法,按式(C.2)计算 U_v :

$$U_v = m_R \frac{q}{h_f} \cdot \frac{v_g - v_l}{v_g} \quad \dots\dots\dots(C.2)$$

式中:

m_R ——反应物料量,单位为千克(kg);

q ——单位质量的热释放速率,单位为千焦每千克秒[kJ/(kg·s)];

h_f ——气化潜热,单位为千焦每千克(kJ/kg);

v_g ——气相比容,单位为立方米每千克(m³/kg);

v_l ——液相比容,单位为立方米每千克(m³/kg)。

气体释放速率的计算方法,按式(C.3)计算 U_g :

$$U_g = m_R Q_g \quad \dots\dots\dots(C.3)$$

式中:

Q_g ——单位液体物料产生气体的速率,单位为千克每千克秒[kg/(kg·s)]。

C.1.3 计算通过反应器横截面的气体速率 $j_{g\infty}$

按式(C.4)计算通过反应器横截面的气体速率 $j_{g\infty}$:

$$j_{g\infty} = \frac{U}{\rho_v A_R} \quad \dots\dots\dots(C.4)$$

式中:

$j_{g\infty}$ ——表面气体速率,单位为米每秒(m/s);

ρ_v ——气体密度,单位为千克每立方米(kg/m³);

A_R ——容器横截面积,单位为平方米(m²)。

C.1.4 计算气泡上升速率 u_{∞}

按式(C.5)计算气泡上升速率 u_{∞} ：

$$u_{\infty} = C \left(\frac{\sigma_1 g}{\rho_1} \right)^{1/4} \dots\dots\dots (C.5)$$

式中：

- u_{∞} ——气泡上升速率,单位为米每秒(m/s)；
- σ_1 ——液体表面张力,单位为千克每二次方秒(kg/s²)；
- ρ_1 ——液体密度,单位为千克每立方米(kg/m³)；
- g ——重力加速度,取 9.8 m/s²；
- C ——与流动状态有关的常数,对于气泡流, C 为 1.18;对于搅混流, C 为 1.53。

C.1.5 计算流动导致的无量纲表面气体速率 Ψ_F

按式(C.6)计算无量纲数 Ψ_F ：

$$\Psi_F = \frac{j_{g\infty}}{u_{\infty}} \dots\dots\dots (C.6)$$

式中：

Ψ_F ——流动导致的无量纲表面气体速率。

C.1.6 计算两相流开始时的无量纲表面气体速率

液位上升关系式,对于气泡流,按式(C.7)计算：

$$\Psi = \frac{\bar{x} (1 - \bar{x})^2}{(1 - \bar{x}^3) (1 - C\bar{x})} \dots\dots\dots (C.7)$$

式中：

- \bar{x} ——平均含气率；
- C ——对于气泡流, C 为 1.18;对于均质流, C 为 1.01。
- \bar{x} ——平均含气率,按式(C.8)计算。

$$\bar{x} = \frac{V_T - V_L}{V_T} \dots\dots\dots (C.8)$$

V_T ——容器总体积,单位为立方米(m³)；

V_L ——液相体积,单位为立方米(m³)。

对于搅混流,按式(C.9)计算：

$$\Psi = \frac{2\bar{x}}{1 - C\bar{x}} \dots\dots\dots (C.9)$$

式中：

C ——对于搅混流,取 1.53。

C.1.7 判断是否发生两相流

根据 Ψ_F 与 Ψ 的大小,即可判断是两相流还是单向流：

当 $\Psi_F \geq \Psi$ 时,发生两相流；

当 $\Psi_F < \Psi$ 时,发生单向流。

C.2 火灾工况

当沸腾是由于压力系统的物料受外部加热和流体不发泡时,气泡主要在器壁上形成,而不是在液体的体相中。如果设备内部没有挡板,在容器中形成再循环模式和两相流动的可能性小于产生均匀分布气泡的情况。以下经验方程仅适用于立式圆柱形容器,没有热传递到容器底部。所有物性数据均为泄放压力下数据

火灾工况临界液位按式(C.10)和式(C.11)计算:

$$\phi_{\text{limit}} = 1 - \left[2.2794 \cdot 10^{-4} \cdot q_{\text{fire}}^{0.667} (0.089 + 1.00031 \cdot 10^{-7} q_{\text{fire}}) \cdot \left(\frac{H_1}{D_R} \right) \right] \quad \dots\dots (C.10)$$

式中:

ϕ_{limit} —— 临界液位;

q_{fire} —— 火灾工况输入能量与蒸发潜热比;

H_1 —— 容器内液体高度,单位为米(m);

D_R —— 容器直径,单位为米(m)。

$$q_{\text{fire}} = \frac{3.218 \cdot 10^5 Q_{\text{fire}}}{(\rho_g \cdot h_f \cdot u_\infty) A_{\text{fire}}} \quad \dots\dots\dots (C.11)$$

式中:

Q_{fire} —— 火灾工况能量输入,单位为千焦每秒(kJ/s);

A_{fire} —— 火灾工况受热面积,单位为平方米(m²);

ρ_g —— 气体密度,单位为千克每立方米(kg/m³);

h_f —— 汽化潜热,单位为千焦每千克(kJ/kg);

u_∞ —— 气体上升速率,单位为米每秒(m/s)。

附 录 D**(规范性)****泄放计算所需信息**

- D.1 工艺信息:**反应原理(主反应、副反应、反应影响因素)、物料流程图(PFD、P&ID)、物料总质量、物料组成与含量、操作温度、操作压力、操作类型(间歇、半间歇)、操作方法、异常工况(火灾、外部加热)、现有控制参数与安全措施等。
- D.2 设备信息:**设备体积、设备内径、设备直管段高度、设备型式(立式、卧式)、设计温度、设计压力等。
- D.3 泄放系统信息:**泄放压力、泄放装置类型、出口管线直径与长度、弯头等。
- D.4 物性数据:**泄放压力下的液相密度、液相比热、两相比容、两相密度、潜热等。
- D.5 反应失控试验相关信息:**由化学反应超压导致的两相流泄放,应获取反应失控过程的温度与压力数据。

附 录 E
(规范性)
泄放量计算

E.1 反应失控

E.1.1 蒸气型泄放(Leung 法)

以下公式适用于蒸气体系的均质型两相流泄放,对于气泡流与搅混流,该公式结果是保守可用的。

按式(E.1)计算 q 值:

$$q = 0.5C_1 \left[\phi \left(\frac{dT}{dt} \right)_s + \phi \left(\frac{dT}{dt} \right)_m \right] \dots\dots\dots (E.1)$$

式中:

q ——单位质量的热释放速率,单位为千焦每千克秒[kJ/(kg·s)];

C_1 ——液相平均比热,单位为千焦每千克开[kJ/(kg·K)];

$\left(\frac{dT}{dt} \right)_s$ ——设定压力下温升速率,单位为开每秒(K/s);

$\left(\frac{dT}{dt} \right)_m$ ——最大累积压力下温升速率,单位为开每秒(K/s)。

按式(E.2)计算 ΔT :

$$\Delta T = T_m - T_s \dots\dots\dots (E.2)$$

式中:

ΔT ——与超压有关的温度增量,单位为开(K);

T_m ——最大累积压力下温度,单位为开(K);

T_s ——设定压力下温度,单位为开(K)。

按式(E.3)计算 W :

$$W = \frac{m_R \cdot q}{\left[\left(\frac{V_R}{m_R} \cdot \frac{h_f}{v_{gl}} \right)^{0.5} + (C_1 \cdot \Delta T)^{0.5} \right]^2} \dots\dots\dots (E.3)$$

式中:

W ——泄放量,单位为千克每秒(kg/s);

m_R ——容器内物料质量,单位为千克(kg);

V_R ——容器体积,单位为立方米(m^3);

h_f ——平均汽化潜热,单位为千焦每千克(kJ/kg);

v_{gl} ——平均两相比容,单位为立方米每千克(m^3/kg)。

E.1.2 气体型泄放(Leung 法)

E.1.2.1 以下公式适用于气体体系与非调节混合型体系的均质型两相流泄放,对于气泡流与搅混流,该公式结果可能是不安全的,需要进一步评估。

E.1.2.2 闭口

按式(E.4)计算 U_{gmax} :

$$U_{gmax} = \left[\left(\frac{V_a}{P_{pm}} \left(\frac{dP}{dt} \right)_m - \frac{V_a}{T_{pm}} \left(\frac{dT}{dt} \right)_{pm} \right) \frac{m_R}{m_e} \right] \dots\dots\dots (E.4)$$

式中：

- U_{gmax} ——最大气体产生速率,单位为立方米每秒(m^3/s);
- m_e ——测试物料质量,单位为千克(kg);
- V_a ——样品池空隙,单位为立方米(m^3);
- P_{pm} ——最大压升速率对应压力,单位为帕(Pa);
- T_{pm} ——最大压升速率对应温度,单位为开(K);
- $\left(\frac{dP}{dt}\right)_m$ ——最大压升速率,单位为帕每秒(Pa/s);
- $\left(\frac{dT}{dt}\right)_{pm}$ ——最大压升速率对应温升速率,单位为开每秒(K/s)。

E.1.2.3 开口

按式(E.5)计算 U_{gmax} :

$$U_{gmax} = \left[\frac{V_a}{P_{pm}} \left(\frac{dP}{dt} \right)_m \right] \frac{T_{pm} m_R}{T_c m_e} \dots\dots\dots (E.5)$$

式中：

T_c ——环境温度,单位为开(K)。

按式(E.6)计算 W :

$$W = U_{gmax} \frac{m_R}{V_R} \frac{1}{(1 + \alpha_0)^2} \dots\dots\dots (E.6)$$

式中：

α_0 ——最大压升速率时空隙率。

E.1.3 混合型泄放

以下公式适用于调节混合型体系的均质型两相流泄放,对于气泡流与搅混流,该公式结果是保守可用的。

按式(E.7)计算 W :

$$W = \frac{m_R q}{\left[\left(\frac{V_R h_f}{m_R v_{gl}} \cdot \frac{P_v}{P_s} \right)^{1/2} + (C_1 \Delta T_H)^{1/2} \right]^2} \dots\dots\dots (E.7)$$

式中：

$\frac{P_v}{P_s}$ ——蒸气分压与总压比值;

ΔT_H ——与超压有关的温度增量,单位为开(K)。

下标 s 表示设定压力下数据。

按式(E.8)和式(E.9)计算 $\frac{P_v}{P_s}$:

$$\frac{P_v}{P_s} = \frac{U_v}{U_v + U_g} \dots\dots\dots (E.8)$$

式中：

U_v ——蒸气产生速率,单位为立方米每秒(m^3/s);

U_g ——气体产生速率,单位为立方米每秒(m^3/s)。

$$U_v = \frac{m_R C_{ls}}{\rho_v h_f} \left(\frac{dT}{dt} \right)_s \dots\dots\dots (E.9)$$

式中：

ρ_v ——设定压力下蒸气密度,单位为千克每立方米(kg/m^3)。

按式(E.10)、式(E.11)和式(E.12)计算 ΔT_H ：

$$\Delta T_H = \frac{(P_m - P_s)}{\left(\frac{\Delta P}{\Delta T}\right)_{\text{closed}}} \dots\dots\dots (E.10)$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta T}\right)_{\text{closed}} = \left(\frac{dP_v}{dT}\right)_s + \frac{\left(\frac{dP_G}{dt}\right)_s}{\left(\frac{dT}{dt}\right)_s} \dots\dots\dots (E.11)$$

$$\left(\frac{dP_G}{dt}\right)_s = \frac{P_s U_g}{\alpha_s V_e} \dots\dots\dots (E.12)$$

$\left(\frac{dP_v}{dT}\right)_s$ 可通过蒸气压数据进行估算或按式(E.13)计算：

$$\left(\frac{dP_v}{dT}\right)_s \approx \frac{P_v (P_m - P_s)}{P_s (T_m - T_s)} \dots\dots\dots (E.13)$$

式中：

P_m ——最大累积压力,单位为帕(Pa)；

P_s ——设定压力,单位为帕(Pa)。

E.2 外部加热

根据热传导形式, Q 计算如下：

a) 热传导过程,按式(E.14)计算：

$$Q_{\text{heat}} = k_{\text{heat}} \cdot A_{\text{heat}} \cdot (T_{\text{heat}} - T_{\text{sat}}) \dots\dots\dots (E.14)$$

式中：

Q_{heat} ——热传导过程能量输入,单位为千焦每时(kJ/h)；

k_{heat} ——热传导系数,单位为千焦每平方米开秒[kJ/(m² · K · s)]；

A_{heat} ——热传导面积,单位为平方米(m²)；

T_{heat} ——外部最高温度,单位为开(K)；

T_{sat} ——泄放压力下饱和温度,单位为开(K)。

b) 开放池火,按式(E.15)计算：

$$Q_{\text{fire}} = 43\,200 \cdot F \cdot A_{\text{fire}}^{0.82} \dots\dots\dots (E.15)$$

式中：

Q_{fire} ——火灾过程能量输入,单位为瓦(W)；

F ——修正因子；

A_{fire} ——火灾面积,单位为平方米(m²)。

受限空间火灾,按式(E.16)计算：

$$Q_{\text{fire}} = 43\,200 \cdot F \cdot A_{\text{fire}} \dots\dots\dots (E.16)$$

式中：

Q_{fire} ——火灾过程能量输入,单位为千焦每秒(kJ/s)；

F ——修正因子；

A_{fire} ——火灾面积,单位为平方米(m²)。

系数 43 200 是基于试验获得,条件为有足够的消防保护措施和有能及时排走地面上泄漏物料的措施。如果条件不成立,则应使用 70 900 的系数。式中 F 取 HG/T 20570.2—1995 中 7.0.10.3(2)值。着火面积级数采用 0.82,适用于大型设备不能完全被大火吞没的工况,其他工况参照 API 2000 取值。

如果不考虑泄放过程温度的变化,泄放量 W 按式(E.17)计算：

$$W = \frac{Q}{h_f} \cdot \frac{v_v - v_l}{v_{gl}} \dots\dots\dots (E.17)$$

式中：

Q ——压力系统能量输入,包括 Q_{heat} 和 Q_{fire} ,单位为千焦每秒(kJ/s);

v_v ——泄放压力下蒸气比容,单位为立方米每千克(m^3/kg);

v_l ——泄放压力下液相比容,单位为立方米每千克(m^3/kg);

v_{gl} ——泄放压力下两相比容,单位为立方米每千克(m^3/kg)。

附 录 F
(规范性)
两相流泄放能力计算

F.1 简化平衡速率模型(ERM)

在使用简化 ERM 进行泄放计算时,需进行以下假设:

- a) 系统为蒸气型;
- b) 喷嘴内部为湍流、无摩擦、发生阻塞流;
- c) 喷嘴足够长(>0.1 m)以保证气液两相达到完全平衡(安全假设);
- d) 相间无滑移(保守假设);
- e) 泄放系统入口处为饱和液体,虽然 G 的计算对气相分率不敏感,但入口处气相分率不应大于 0.02;
- f) 蒸气相为理想气体。

其中,泄放能力 G 计算主要用到 ERM 法及简化的 ERM 法,见式(F.1)~式(F.3)。

$$G = \left(\frac{dP}{dT} \right)_s \left(\frac{T_s}{C_{ls}} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (F.1)$$

式中:

G ——泄放能力,单位为千克每平方米秒[$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$];

T_s ——设定压力下温度,单位为开(K);

C_{ls} ——液体设定压力下的定压比热容,单位为千焦每千克开[$\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$]。

其中,

$$\ln P_s = a - \frac{b}{T} \dots\dots\dots (F.2)$$

$$\left(\frac{dP}{dT} \right)_s = \frac{bP_s}{T_s^2} \dots\dots\dots (F.3)$$

式中:

b —— $\ln P$ 与 $-1/T$ 关系图中的斜率;

P_s ——设定压力,单位为帕(Pa)。

将 dP/dT 代入上式,即可得泄放能力 G 。

将混合物当作单组分来处理,代入克-克方程式,ERM 计算式可简化为式(F.4):

$$G = \frac{h_f}{v_{gls} \sqrt{C_{ls} T_s}} \dots\dots\dots (F.4)$$

式中:

G ——泄放能力,单位为千克每平方米秒[$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$];

h_f ——气化潜热,单位为千焦每千克(kJ/kg);

C_{ls} ——液体的定压比热容,单位为千焦每千克开[$\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$];

v_{gls} ——设定压力下两相比容,单位为立方米每千克(m^3/kg)。

实际泄放能力需要根据出口管道乘以修正系数 Ψ ,由图 F.1 给出,低于长度为零的管道, $\Psi = 1$,随着管道长度增加, Ψ 减小。

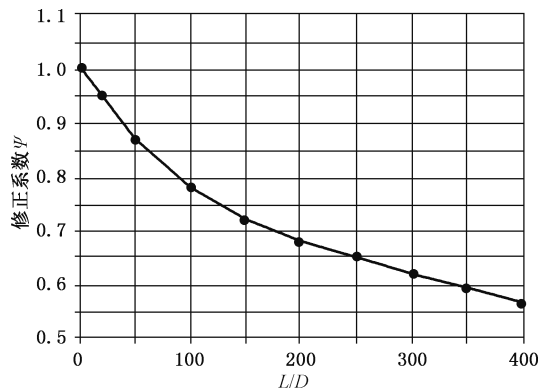


图 F.1 两相流通过管道时的修正系数

F.2 Tangren 法

Tangren 法适用于气体型两相流泄放,仅适用无摩擦流动,因此需要用 Omega 法对摩擦效应进行修正。

Tangren 法建立在两相流泄放的基础上,适用于气体体系泄放装置的泄放能力的计算。该方法的假设条件如下:

- a) 流体的流动状态理想,不考虑摩擦;
- b) 不同相之间不发生滑移;
- c) 气体是理想气体;
- d) 气体难溶解于液体中;
- e) 相与相之间保持热量平衡;
- f) 两相混合物是等温的。

假设条件 f)意味着本法不同于 HEM(假设绝热流动),但不会带来太大的差异。等温假设简化了 G 的计算,DIERS 给出了 Tangren 法的备选方法,假设绝热流动,等价于 HEM 模型。

首先按式(F.5)计算临界压力比:

$$\eta_c = \left[2.016 + \left(\frac{1 - \alpha_0}{2\alpha_0} \right)^{0.7} \right]^{-0.714} \dots\dots\dots (F.5)$$

式中:

η_c —— 临界压力比;

α_0 —— 泄放装置入口流体的空隙率。

$P_0 \eta_c$ 大于背压时,泄放流在泄放管道中会发生阻塞流,则 $\eta_c = \eta$;若 $P_0 \eta_c$ 小于背压,则流动不受影响, $\eta = P_a / P_0$, P_a 为大气压, P_0 为泄放压力。

按式(F.6)计算泄放能力 G:

$$G = \sqrt{\frac{P_0}{v}} \frac{\left(\frac{2}{\alpha_0} \left[\left(\frac{1 - \alpha_0}{\alpha_0} \right) (1 - \eta) - \ln \eta \right] \right)^{0.5}}{\frac{1}{\eta} + \left(\frac{1 - \alpha_0}{\alpha_0} \right)} \dots\dots\dots (F.6)$$

式中:

P_0 —— 泄放压力,为设定压力、最大允许超压与大气压力之和,单位为帕(Pa);

v —— 比体积,单位为立方米每千克(m^3/kg)。

采用 Omega 法对摩擦效应进行修正。

对于气体体系,按式(F.7)计算 ω :

$$\omega = \frac{\alpha_0}{k} \dots\dots\dots (F.7)$$

式中：

- ω —— 压缩因子；
- α_0 —— 初始空隙率；
- k —— 气体的绝热指数。

按式(F.8)计算 K ：

$$K = \frac{4f \cdot (L + L_e)}{d} \dots\dots\dots (F.8)$$

式中：

- K —— 管路摩擦和管件导致的速度损失数；
- f —— 摩擦因子；
- L —— 直管段长度,单位为米(m)；
- L_e —— 泄放管线入口、弯头、阀门等典型部件等价长度 L_e ,单位为米(m)；
- d —— 管道直径。

根据 ω 与 K 值,查图 F.2 可得摩擦修正因子 K_f 。

实际泄放能力为通过式(F.6)计算的 G 值与 K_f 之积。

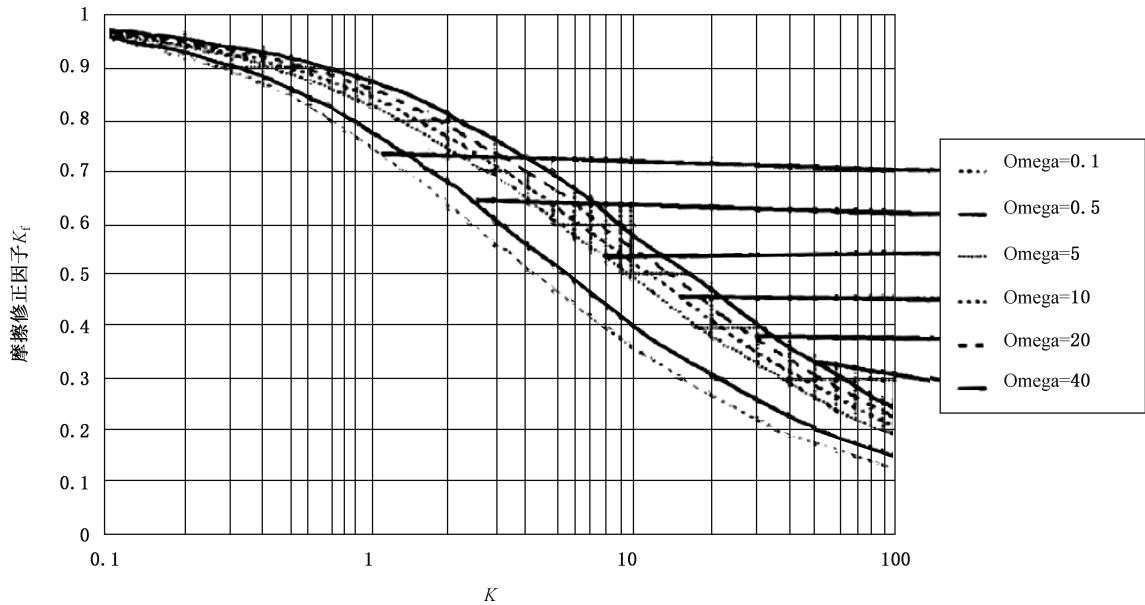


图 F.2 泄放管路摩擦修正因子

F.3 ω 方法

本方法可用于处理闪蒸或非闪蒸流体的压力泄放阀尺寸确定,也适用于冷凝两相流中热力学临界点以上和以下的流体以及进入泄放装置时饱和的液体。

a) ω 的求取

按式(F.9)计算 ω ：

$$\omega = 9 \left(\frac{v_{0.9}}{v_{gl}} - 1 \right) \dots\dots\dots (F.9)$$

式中：

- v_{gl} —— 泄放压力下两相比容,单位为立方米每千克(m^3/kg)；

$v_{0.9}$ ——90%泄放压力下两相比容,单位为立方米每千克(m^3/kg)。基于等熵闪蒸计算得到,对于远离热力学临界点的混合物,可采用等焓(绝热)闪蒸计算。

b) 临界流判断

Omega(ω)参数与临界压力比关系图见图 F.3。

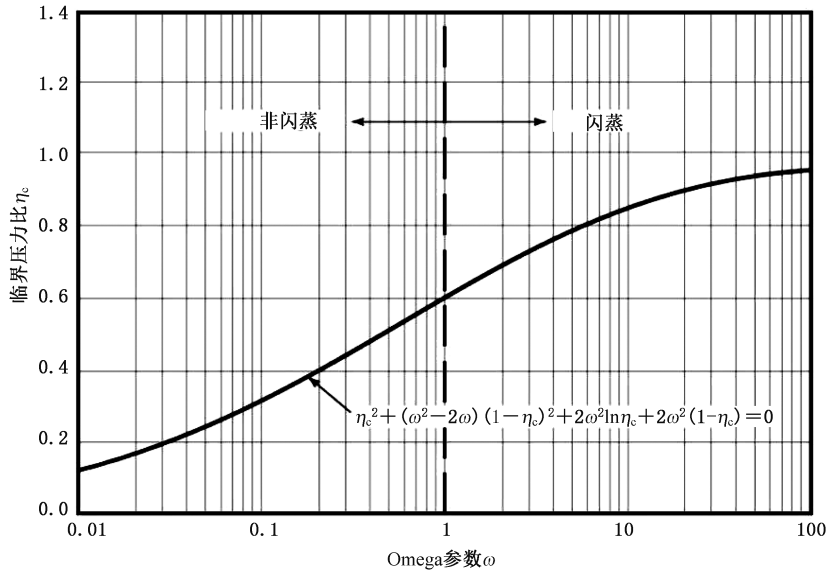


图 F.3 Omega(ω)参数与临界压力比关系图

按式(F.10)获取临界压力比 η_c :

$$P_c = P_0 \cdot \eta_c \quad \dots\dots\dots (F.10)$$

式中:

P_c —— 临界压力,单位为帕(Pa);

η_c —— 临界压力比;

P_0 —— 泄放装置入口压力,为设定压力、最大允许超压、大气压力之和,单位为帕(Pa)。

如果 $P_c > P_a$,为临界流体;

如果 $P_c < P_a$,为亚临界流体,按式(F.11)计算 η_a :

$$\eta_a = P_a / P_0 \quad \dots\dots\dots (F.11)$$

式中:

η_a —— 背压率;

P_a —— 背压,单位为帕(Pa)。

c) 泄放能力计算

临界流体,按式(F.12)计算 G :

$$G = \eta_c \sqrt{\frac{P_0}{v_{gl} \omega}} \quad \dots\dots\dots (F.12)$$

亚临界流体,按式(F.13)计算 G :

$$G = \frac{\{-2 [\omega \ln \eta_a + (\omega - 1)(1 - \eta_a)]\}^{1/2} \sqrt{\frac{P_0}{v_{gl}}}}{\omega \left(\frac{1}{\eta_a} - 1 \right) + 1} \quad \dots\dots\dots (F.13)$$

d) 泄放面积计算

式(F.14)计算泄放面积 A :

$$A = \frac{W}{K_d K_b K_c G} \dots\dots\dots (F.14)$$

式中：

A ——所需有效泄放面积,单位为平方米(m²)；

K_d ——泄放系数,应从阀门制造商处获取;对于初步确定尺寸估算,安全阀可采用 0.85 的泄放系数,爆破片可采用 0.62 的泄放系数；

K_b ——蒸气的背压校正系数,应从阀门制造商处获取,仅适用于平衡波纹管式安全阀；

K_c ——用于安装上游具有爆破片的压力泄放阀装置的组合校正系数；

=1.0,未安装爆破片时,

=0.9,爆破片与压力泄放阀组合安装,并且该组合无已公布的数值时。

参 考 文 献

- [1] TSG ZF001 安全阀安全技术监察规程
 - [2] SH 3012 石油化工金属管道布置设计规范
 - [3] T/CCSAS 049.1 石油化工企业安全泄放评估技术规范 第1部分:泄放评估总则
 - [4] 马沛生,李永红.化工热力学(通用型)[M].2版.北京:化学工业出版社,2018.
 - [5] ISO 4126-10 Safety devices for protection against excessive pressure—Part 10: Sizing of safety valves for gas/liquid two-phase flow
 - [6] API 521 Pressure-relieving and Depressuring Systems
 - [7] API 2000 Venting Atmospheric and Low-pressure Storage Tanks
 - [8] 《Guidelines for Pressure Relief and Effluent Handling Systems》CENTER FOR CHEMICAL PROCESS SAFETY of the American Institute of Chemical Engineers
 - [9] 《Emergency Relief System Design Using DIERS Technology》THE DESIGN INSTITUTE FOR EMERGENCY RELIEF SYSTEMS of the American Institute of Chemical Engineers
-