



中华人民共和国石油化工行业标准

SH/T 3210—2020

石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范

Process design specification for pressure relieving devices in petrochemical industry

2020-08-31 发布

2021-01-01 实施

中华人民共和国工业和信息化部 发布

目 次

前言	III
1 范围	1
2 规范性引用文件	1
3 术语和符号	1
3.1 术语和定义	1
3.2 主要符号	2
4 基本规定	3
5 设置原则和要求	3
5.1 设置原则	3
5.2 设置要求	4
5.3 安装要求	4
6 定压和超压	4
7 超压工况分析及计算	5
7.1 超压工况分析	5
7.2 泄放量的计算	6
7.3 泄放面积的计算	9
8 选型	9
8.1 安全阀	9
8.2 爆破片	10
附录 A (资料性附录) 烃液体和水在 15.6℃ 下的体积膨胀系数	11
附录 B (资料性附录) 化学反应失控时泄放量和泄放面积的计算 (调合型)	12
附录 C (资料性附录) 气液两相泄放时泄放面积的计算	14
本规范用词说明	29
附: 条文说明	30

Contents

Foreword	III
1 Scope	1
2 Normative references	1
3 Terms and symbols	1
3.1 Terms and definitions	1
3.2 Main symbols	2
4 Basic rules	3
5 Principles and requirements of safety relief device setting	3
5.1 Setting principles	3
5.2 Setting requirements	3
5.3 Installation requirements	3
6 Rules for set pressure and over pressure	4
7 Case of overpressure and calculation of relief device	5
7.1 Case of overpressure	5
7.2 Calculation of relief flowrate	6
7.3 Calculation of safety relief area	9
8 Selection	9
8.1 Safety valve	9
8.2 Rupture disk device	10
Annex A (Informative) Volume expansion coefficient of hydrocarbon liquids and water at 15.6℃	11
Annex B (Informative) Calculation of relieving flowrate and area during reaction out of control temper system	12
Annex C (Informative) Calculation of discharge size of gas-liquid two-phase fluid	14
Explanation of wording in this standard (specification)	29
Addition: Explanation of provisions	30

前 言

根据中华人民共和国工业和信息化部《2017 年第三批行业标准制修订计划的通知》（工信厅科〔2017〕106 号）的要求，规范编制组经广泛调查研究，认真总结实践经验，参考有关国内标准和国外标准，并在广泛征求意见的基础上，经过反复讨论研究，编制了本规范。

本规范共分 8 章和 3 个附录。

本规范的主要技术内容是：安全泄压设施的基本规定，设置原则和要求，定压和超压的规定，超压工况分析、泄放量和泄放面积的计算、选型等。

本规范由中国石油化工集团有限公司负责管理，由中国石油化工集团有限公司工艺系统设计技术中心站负责日常管理，由中国石化工程建设有限公司负责具体技术内容的解释。执行过程中如有意见和建议，请寄送日常管理单位和主编单位。

本规范日常管理单位：中国石油化工集团有限公司工艺系统设计技术中心站

通讯地址：北京市朝阳区安慧北里安园 21 号

邮政编码：100101

电话：010-84877092

传真：010-84878842

本规范主编单位：中国石化工程建设有限公司

通讯地址：北京市朝阳区安慧北里安园21号

邮政编码：100101

本规范参编单位：中石化上海工程有限公司

中石化广州工程有限公司

中石化南京工程有限公司

中国石油化工股份有限公司青岛安全工程研究院

本规范主要起草人员：孙丽丽 张建华 徐 垚 蹇江海 文科武 曾颖群 李 蒙 徐 伟
孙 峰 许淑丽

本规范主要审查人员：张 斌 赵 勇 齐 青 韩旭辉 李永先 胡 宪 周惠英 林敏杰
徐建勇 李少中 王东继 谭瑞信

本规范2020年首次发布。

石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范

1 范围

本规范规定了石油化工装置安全泄压设施的工艺设计要求。

本规范适用于石油化工装置安全泄压设施的工艺设计,不适用于直接用火焰加热的动力锅炉、移动式压力容器、旋转或往复运动机械设备中自成整体或作为部件的受压器室的安全泄压设施的工艺设计。

2 规范性引用文件

下列文件对于本规范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规范。凡是不注日期的引用文件,其最新版本(包括所有的修改单)适用于本规范。

GB/T 150.1 压力容器 第1部分:通用要求

GB/T 567.1 爆破片安全装置 第1部分:基本要求

GB/T 12241 安全阀一般要求

GB/T 12242 压力释放装置性能试验规范

3 术语和符号

3.1 术语和定义

GB/T 12241、GB/T 12242 和 GB/T 567.1 界定的以及下列术语和定义适用于本规范。

3.1.1

安全泄压设施 pressure relieving device

一种用来在压力系统处于紧急或异常状况时防止其内部介质压力升高到超过规定安全值的设施。

注:本规范中的安全泄压设施限指安全阀和爆破片。其他安全泄压设施如呼吸阀、爆破针阀、折断销、易熔塞等不在本规范适用范围内。

3.1.2

安全阀 safety valve

利用介质本身的力来排出额定数量的流体,以防止压力超过规定安全值的阀门。当压力降低到一定值后,阀门自行关闭并阻止介质继续流出。也称压力泄放阀。

3.1.3

爆破片 rupture disk device

一种由介质进出口静压差驱动的非重闭式安全泄压设施,通过承压片的爆破实现泄压功能。

3.1.4

设定压力 set pressure

在使用条件下,设定的安全泄压设施开启压力,简称定压。

注:本规范中未特别指出的压力,均为表压。

3.1.5

背压力 back pressure

安全泄压设施出口处的压力，是排放背压力和附加背压力的总和，简称背压。

3.1.6

排放背压力 built-up back pressure

安全泄压设施排放时，由于介质流经排放系统在安全泄压设施出口处形成的压力。

3.1.7

附加背压力 superimposed back pressure

安全泄压设施即将动作前，在其出口处存在的静压力，是由其他压力源在排放系统中引起的。

3.1.8

超过压力 overpressure

超过安全泄压设施设定压力的压力增量，通常用设定压力的百分数表示。

3.1.9

泄放压力 relieving pressure

设定压力加超过压力。也称排放压力。

3.2 主要符号

下列主要符号适用于本规范。

A ——容器受热表面积；

C_p ——液体的比定压热容；

C_v ——气体在泄放温度和操作温度时的平均比定容热容；

D ——容器直径；

d ——气体储罐进料管的内径；

F ——泄放减低系数；

G ——液体的相对密度；

G_L ——液体泄放量；

h ——容器的湿润高度，指罐体下切线至最高液面的距离；

L ——容器的总长；

M ——流体的分子量；

P_d ——泄放压力（绝压）；

P_n ——操作压力（绝压）；

P_s ——设定压力；

Q ——系统的最大受热量；

r ——泄放压力下液体的汽化潜热；

T_1 ——泄放温度；

T_n ——操作温度；

T_w ——火灾工况时设备的壁温；

t ——泄压工况时泄放液体的饱和温度；

W ——安全泄压设施的泄放量；

W_G ——气体储罐安全泄压设施的泄放量；

ΔT ——泄放温度和操作温度的温差；

δ ——保温层厚度；

- λ ——常温下绝热材料的导热系数；
 ρ ——密度；
 ρ_G ——泄放压力 P_d 下的气体密度；
 v ——气体储罐进料管内的流速；
 ω ——体积膨胀系数，指液体每升高 1℃ 的体积膨胀量。

4 基本规定

4.1 安全泄压设施的设置要求应根据压力系统在非正常条件下的超压分析确定。

4.2 独立的压力系统的安全泄压设施应能满足系统的泄放要求。

注：独立的压力系统，指用隔断装置与其他系统分开的系统。由多个容器组成的压力系统，当其中设有隔断装置时（如切断阀、调节阀等，或虽有管线连通，但管线不足以泄压），需要根据隔断装置的位置分为几个独立的压力系统，每个独立的压力系统均设置安全泄压设施。

4.3 当独立的压力系统的系统设计压力大于或等于各工况条件下可能出现的最高压力时，该独立的压力系统可不设置安全泄压设施。

4.4 除保护性仪表系统的可靠性达到安全泄压设施的可靠性或不能使用安全泄压设施外，防超压功能的自动联锁系统、自动开停车系统和其他常规仪表系统等，不应代替安全泄压设施对压力系统的保护作用。

4.5 安全泄压设施的设置应满足其检验周期的要求。

4.6 介质为黏性、强腐蚀性或毒性程度为高度危害及以上的安全阀宜设置备用，备用安全阀应与在用安全阀相同规格。

4.7 在用安全阀进出口切断阀均应锁开或铅封开；备用安全阀进口切断阀应锁关或铅封关，出口切断阀宜锁开或铅封开。

5 设置原则和要求

5.1 设置原则

5.1.1 下列情况应设置安全阀：

- 系统的设计压力小于压力来源处压力的系统；
- 除设备本身已有安全阀且其定压、泄放能力满足系统泄放要求情形外，往复式压缩机的各段出口或电动往复泵、齿轮泵、螺杆泵等容积式泵的出口；
- 与鼓风机、离心式压缩机、离心泵或蒸汽往复泵出口连接的系统，且系统的设计压力小于其最高出口压力；
- 介质受热膨胀或汽化，系统压力可能超过系统设计压力的系统。

5.1.2 下列情况宜单独设置爆破片：

- 系统压力快速增长，安全阀的开启不能满足快速反应时间要求；
- 系统需要的安全泄放量，安全阀选型困难；
- 系统的操作压力很低或很高，安全阀制造困难；
- 系统安全泄放时的温度较低，工艺介质泄放时可能导致安全阀的工作特性受到影响；
- 一次性使用的管路系统，爆破片的破裂不影响操作和生产。

5.1.3 下列情况宜组合设置安全阀和爆破片：

- 在真空工况下，不允许系统外部气体或空气通过安全泄压设施进入的系统；

- b) 正常操作过程中不允许工艺介质通过安全阀泄漏的系统;
- c) 泄放介质与安全阀长期接触可能导致安全阀失灵的系统;
- d) 工艺介质有腐蚀性,需要采用耐腐蚀的材质或内衬防腐蚀材料,安全阀的制造成本较高的系统;
- e) 有多个超压工况,且超压工况比较复杂的系统。

5.1.4 爆破片的设置应满足下列原则:

- a) 经常超压的系统不宜设置爆破片;
- b) 温度波动较大的系统不宜设置爆破片;
- c) 除具有后续处理系统且满足安全和环保要求外,爆破片不应单独用于排放介质毒性程度为极度、高度危害或易爆及液化石油气等场合。

5.2 设置要求

5.2.1 安全阀和爆破片组合使用时,组合泄放量不应小于被保护系统的安全泄放量。

5.2.2 安全阀和爆破片串联使用时应符合下列要求:

- a) 爆破片和安全阀之间应有检测爆破片破裂或泄漏的措施。
- b) 爆破片串联在安全阀进口侧时:
 - 1) 爆破片的最大标定爆破压力不宜大于安全阀的定压;
 - 2) 爆破片的公称直径不应小于安全阀的进口法兰公称直径。
- c) 爆破片破裂后不应影响安全阀的正常动作。
- d) 爆破片串联在安全阀出口侧时,应保证安全阀能在设定压力下开启。

5.2.3 爆破片和安全阀串联使用时,两个爆破片之间应有检测爆破片破裂或泄漏的措施。

5.2.4 安全阀和爆破片并联使用时,爆破片的标定爆破压力不应超过 1.05 倍系统的设计压力。

5.3 安装要求

5.3.1 安全阀应满足下列安装要求:

- a) 安全阀应设置在所保护系统上易于安装、检查、维护的部位。
- b) 安全阀应设置在靠近压力源的位置。当用于气体介质时,应设置在气相空间(包括液体上方的气相空间)或与该空间相连通的管线上。
- c) 安全阀和压力源之间的所有管道、阀门和管件的流通截面积应大于或等于安全阀的进口截面积,其接管应短而直。当一个连接口上装设 2 个或 2 个以上的安全阀时,该连接口入口的截面积应大于或等于这些安全阀进口截面积的总和,不包括备用安全阀。
- d) 安全阀入口管道公称直径不应小于安全阀进口法兰公称直径,安全阀出口管道公称直径不应小于安全阀出口法兰公称直径。

5.3.2 爆破片应满足下列安装要求:

- a) 爆破片的入口管道应短而直,管径不应小于爆破片的公称直径。
- b) 爆破片入口管线上不宜设置切断阀。当工艺要求设置切断阀时,切断阀应锁开或铅封开,切断阀的流通面积不应小于爆破片的泄放面积。

6 定压和超压

6.1 独立的压力系统设置单个安全阀时,安全阀定压不应大于所保护系统的设计压力。

6.2 安全阀定压和最大超压百分数,不应超过表 6.2 中的数值。

表 6.2 安全阀定压和最大超压百分数

单位为%

项目		单个安全阀		多个安全阀	
		安全阀定压与所保护系统设计压力之比	最大超压百分数 ^a	安全阀定压与所保护系统设计压力之比	最大超压百分数 ^a
非火灾	第一阀	100	10 ^{注1}	100	16 ^{注2}
	其他阀	—	—	105	16 ^{注2}
火灾	第一阀	100	21	100	21
	其他阀	—	—	105	21
注 1：设计压力的 10%或 20kPa 中的较大值。					
注 2：设计压力的 16%或 30kPa 中的较大值。					
^a 最大超压百分数，指最大超过压力与所保护系统设计压力的比值。					

6.3 爆破片最大标定爆破压力，不应大于所保护系统的设计压力。

7 超压工况分析及计算

7.1 超压工况分析

7.1.1 系统超压工况分析及最小泄放量计算宜按表 7.1.1 进行。

7.1.2 两个或两个以上毫无关联的超压工况不宜考虑同时发生。

表 7.1.1 系统超压工况及最小泄放量^a

序号	条件	液体泄放	气体泄放
1	容器出口关闭	进入容器的最大液体量	进入容器的气体和水蒸气总量，加泄放条件 ^b 下产生的蒸气量和水蒸气量
2	冷凝器供水中断	—	在泄放条件下，冷凝器的总凝气量
3	塔顶回流中断	—	进入塔的气体和水蒸气总量，加泄放条件下产生的蒸气量，减侧线回流冷凝的蒸气量
4	侧线回流中断	—	泄放条件下进入和离开该侧线部位的蒸气量差值
5	吸收塔贫油中断	—	—
6	不凝气积聚	—	在塔中，为泄放条件下冷凝器的总凝气量 在其他容器内，为进入容器的气体和水蒸气总量，加泄放条件下产生的蒸气量和水蒸气量
7	高挥发性物质进入热油： a) 水进入热油 b) 轻质烃进入热油	—	对于塔，应采取保护措施，尽量避免 对于换热器，采用两倍单根换热管截面积计算换热管破裂时，挥发性物质进入低压侧所产生的蒸气量
8	储罐或缓冲罐溢出	最大液体进入量	—
9	自动控制故障： a) 进口调节阀和旁路 b) 出口调节阀 c) 故障保位阀 d) 节流阀	—	应逐个对各种情况做分析

表 7.1.1 (续) 系统超压工况及最小泄放量^a

序号	条件	液体泄放	气体泄放
10	不正常的热量或蒸汽输入	—	过热产生的最大蒸气量, 包括不凝气
11	换热器管破裂	按两倍单根换热管截面积计算进入低压侧液体量	按两倍单根换热管截面积计算进入低压侧气体或水蒸气量
12	内部爆炸	—	用常规安全泄压设施不能控制, 应避免事故的发生
13	化学反应失控	—	根据工艺特点进行分析
14	液体热膨胀	见7.2.4条	—
15	外部明火	—	见7.2.2条
16	动力中断(水蒸气、电源或其他)	—	应根据装置的特点确定动力中断的影响, 按可能发生的最坏情况确定泄放量
	分馏塔	—	按所有泵都停运, 导致回流液和冷却水中断考虑
	反应器	—	搅拌或搅动停止、急冷或抑制剂中断时, 反应失控产生的蒸气量
	空冷器	—	风扇停转时, 正常和事故工况蒸气量之差
	缓冲罐	—	进入罐的最大液体体积流量
^a 表中列出的仅为工艺装置常见的单一超压工况。 ^b 泄放条件: 指安全阀在最大超压时入口的温度和压力。			

7.2 泄放量的计算

7.2.1 出口切断工况

- 压缩机储气罐由于出口阀关闭造成超压时, 安全泄压设施的泄放量宜按压缩机的最大生产能力计算。
- 液体储罐由于出口阀关闭造成超压时, 安全泄压设施的泄放量宜按泄放条件下进入储罐物料的最大流量计算。
- 气体储罐由于出口阀关闭造成超压时, 安全泄压设施的泄放量宜按式(7.2.1)计算。

$$W_G = 2.83 \times 10^{-3} \rho_G v d^2 \quad (7.2.1)$$

式中:

W_G —— 气体储罐安全泄压设施的泄放量, kg/h;

ρ_G —— 泄放压力 P_d 下的气体密度, kg/m³;

v —— 气体储罐进料管内的流速, m/s;

d —— 气体储罐进料管的内径, mm。

7.2.2 外部火灾工况

- 以可积存液体物料的地面或平台为基准, 计算高度在 7.6m 以内压力系统的受热表面积, 容器受热表面积计算如下:

- 1) 半球形封头立式容器的受热表面积可按式(7.2.2-1)计算。

$$A = \pi D h + 1.57 D^2 \quad (7.2.2-1)$$

式中:

A —— 容器受热表面积, m²;

D —— 容器直径, m;

h ——容器的湿润高度，即罐体下切线至最高液面的距离，m。

2) 半球形封头卧式容器受热表面积可按式(7.2.2-2)计算。

$$A = \pi DL \quad (7.2.2-2)$$

式中：

A ——容器受热表面积， m^2 ；

D ——容器直径，m；

L ——容器的总长，m。

3) 椭圆封头卧式容器的受热表面积可按式(7.2.2-3)计算。

$$A = \pi D(L + 0.3D) \quad (7.2.2-3)$$

式中：

A ——容器受热表面积， m^2 ；

D ——容器直径，m；

L ——容器的总长，m。

4) 椭圆封头立式容器的受热表面积可按式(7.2.2-4)计算。

$$A = \pi Dh + 0.41\pi D^2 \quad (7.2.2-4)$$

式中：

A ——容器受热表面积， m^2 ；

D ——容器直径，m；

h ——容器的湿润高度，即罐体下切线至最高液面的距离，m。

5) 球形容器的受热表面积可按式(7.2.2-5)计算或从地面至7.6m高度以下所包括的球外表面积，取两者中较大值。

$$A = 1.57D^2 \quad (7.2.2-5)$$

式中：

A ——容器受热表面积， m^2 ；

D ——容器直径，m。

b) 系统内介质可汽化，当无绝热保温层时，其火灾工况下的泄放量可按式(7.2.2-6)计算。

$$W = 2.55 \times 10^5 F A^{0.82} / r \quad (7.2.2-6)$$

式中：

W ——安全泄压设施的泄放量， kg/h ；

F ——泄放减低系数，见表7.2.2；

A ——容器受热表面积， m^2 ；

r ——泄放压力下液体的汽化潜热， kJ/kg 。

表 7.2.2 泄放减低系数表

安装形式		泄放减低系数 F
容器置于地面以下，用砂土覆盖		0.3
容器置于地面上		1
容器设有水喷淋装置，其水喷淋装置流量	$>10\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$	0.6
	$\leq 10\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$	1
介质为非易爆的液化气体容器，置于无火灾危险性的环境		≥ 0.33

c) 系统内介质可汽化,有完整的绝热保温层的,在火灾时的泄放量宜按式(7.2.2-7)计算。有完整的绝热保温层,指外保护层用不锈钢板,捆扎带用不锈钢带,在火灾发生时,绝热材料在904℃仍能起有效作用且2h内不会被烧毁脱落,在消防水的冲击下不会脱落。

$$W = 3.83(904 - t)\lambda A^{0.82}/\delta r \quad \dots\dots\dots (7.2.2-7)$$

式中:

- W ——安全泄压设施的泄放量, kg/h;
 t ——泄压压力下泄放液体的饱和温度, °C;
 λ ——常温下绝热材料的导热系数, kJ/(m·h·°C);
 A ——容器受热表面积, m²;
 δ ——保温层厚度, m;
 r ——泄放压力下泄放液体的汽化潜热, kJ/kg。

d) 无湿润表面容器在火灾时的泄放量宜按式(7.2.2-8)计算。

$$W = 8.765\sqrt{P_d}M \left[\frac{A(T_w - T_1)^{1.25}}{T_1^{1.1506}} \right] \quad \dots\dots\dots (7.2.2-8)$$

式中:

- W ——安全泄压设施的泄放量, kg/h;
 P_d ——泄放压力(绝压), MPa;
 M ——流体的分子量;
 A ——容器受热表面积, m²;
 T_w ——火灾工况时设备的壁温, K;
 T_1 ——泄放温度, K。

7.2.3 换热管破裂工况安全泄压设施泄放量的计算应满足下列要求:

- a) 校正后的换热器低压侧耐压试验压力小于高压侧设计压力时,应考虑换热管破裂引起低压侧的超压。
b) 宜按单根换热管截面积的2倍计算泄放量。

7.2.4 热膨胀工况安全泄压设施泄放量的计算应满足下列要求:

- a) 气体热膨胀的泄放量可按式(7.2.4-1)、式(7.2.4-2)和式(7.2.4-3)计算。

$$W = Q/(C_v \Delta T) \quad \dots\dots\dots (7.2.4-1)$$

$$\Delta T = T_1 - T_n \quad \dots\dots\dots (7.2.4-2)$$

$$T_1 = (P_d/P_n)T_n \quad \dots\dots\dots (7.2.4-3)$$

式中:

- W ——安全泄压设施的泄放量, kg/h;
 Q ——系统的最大受热量, kJ/h;
 C_v ——气体在泄放温度和操作温度时的平均比热容, kJ/(kg·K);
 ΔT ——泄放温度和操作温度的温差, K;
 T_1 ——泄放温度, K;
 T_n ——操作温度, K;
 P_d ——泄放压力(绝压), MPa;
 P_n ——操作压力(绝压), MPa。

- b) 液体热膨胀的泄放量可按式(7.2.4-4)计算。

$$G_L = 0.00361\omega Q/(GC_p) \quad \dots\dots\dots (7.2.4-4)$$

$$\omega = (\rho_1^2 - \rho_2^2) / [2(t_2 - t_1)\rho_1\rho_2] \quad \cdots \cdots (7.2.4-5)$$

式中：

G_L —— 液体泄放量， m^3/h ；

ω —— 体积膨胀系数，即液体每升高 1°C 的体积膨胀量，也可参考附录A；

Q —— 系统的最大受热量， W ；

G —— 液体的相对密度；

C_p —— 液体的比定压热容， $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ ；

ρ_1 、 ρ_2 —— 在 t_1 和 t_2 温度下对应的密度， kg/m^3 ；

t_1 、 t_2 —— 计算时的不同温度， $^\circ\text{C}$ 。

7.2.5 化学反应失控工况安全泄压设施泄放量的计算应满足下列要求：

- a) 宜根据下列情况，确定反应系统的非正常状态：
 - 1) 错误的加料顺序；
 - 2) 冷却失效；
 - 3) 搅拌失效或失效后重启搅拌器；
 - 4) 反应物污染；
 - 5) 添加过快；
 - 6) 添加延迟；
 - 7) 温度过低或过高；
 - 8) 错误的反应；
 - 9) 富集；
 - 10) 易挥发溶剂的挥发；
 - 11) 加热器关闭失败；
 - 12) 外部火灾。
- b) 宜获取非正常状态时的反应失控特征、泄放类型和泄放过程流动状态。
- c) 反应失控产生的泄放量和泄放面积的计算可参考附录B。

7.3 泄放面积的计算

7.3.1 安全阀泄放面积的计算应符合 GB/T 150.1 的规定。

7.3.2 爆破片泄放面积的计算应符合 GB/T 567.1 的规定。

7.3.3 若通过安全泄压设施的流体为处于气液平衡的液相或气液混合相态，应采用两相流的方法计算泄放面积。

7.3.4 气液两相流体泄放面积的计算可采用 Omega 法，参见附录 C。

8 选型

8.1 安全阀

8.1.1 安全阀背压小于 10%定压时，宜选用弹簧直接载荷式安全阀。

8.1.2 安全阀背压大于 10%且小于 50%的定压时，宜选用平衡式安全阀。

8.1.3 安全阀背压大于定压的 50%时，宜选用先导式安全阀。

8.1.5 介质或环境对弹簧的性能有影响时，宜选用平衡式安全阀。

8.1.6 导阀或导阀引压管可能堵塞时，不应选用先导式安全阀。当确实需要选用先导式安全阀时，应

采取防止堵塞的措施。

8.2 爆破片

8.2.1 爆破片应选用破裂无碎片型。

8.2.2 用于排放液体介质时，应选择适合于全液相的爆破片。



附 录 A

(资料性附录)

烃液体和水在 15. 6℃下的体积膨胀系数

表 A 烃液体和水在 15. 6℃下的体积膨胀系数

比重指数 ° API	液体特性		膨胀系数 ω
		液体的相对密度 G	
3~34.9		1.052~0.8504	0.00072
35~50.9		0.8498~0.7758	0.0009
51~63.9		0.7753~0.7242	0.00108
64~78.9		0.7238~0.6725	0.00126
79~88.9		0.6722~0.6420	0.00144
89~93.9		0.6417~0.6279	0.00153
94~100		0.6275~0.6112	0.00162
水		—	0.00018



附录 B

(资料性附录)

化学反应失控时泄放量和泄放面积的计算(调合型)

B.1 泄放量 W 的计算

如果反应器内装有易挥发的液体,且在反应过程中无气体生成,在泄放过程中反应器内液体发生气化或闪蒸,从而通过汽化热的形式将热量移出,达到控制温度的目的,这种泄放类型称为调合型。对于调合型泄放,采用以下方法确定泄放量。

采用 Leung 法计算泄放量,按式(B.1-1)、式(B.1-2)、式(B.1-3)和式(B.1-4)计算。

$$W = \frac{m_R q}{\left(\frac{\sqrt{V \Delta H_v}}{m_R v_{fg}} + \sqrt{C_v \Delta T} \right)^2} \quad \text{..... (B.1-1)}$$

$$q = 0.5 C_v \left[\phi \left(\frac{dT}{dt} \right)_r + \phi \left(\frac{dT}{dt} \right)_m \right] \quad \text{..... (B.1-2)}$$

$$\phi = 1 + \frac{m_{\text{test}} C_{\text{test}}}{m_s C_s} \quad \text{..... (B.1-3)}$$

$$v_{fg} = \frac{1}{\rho_g} - \frac{1}{\rho_l} \quad \text{..... (B.1-4)}$$

式中:

W —— 泄放量, kg/s;

m_R —— 反应物料质量, kg;

q —— 单位质量的反应物放热速率, J/(kg·s); 可采用理论计算或小型绝热量热仪测试得出。
对于绝热量热仪得到的数据,使用式(B.1-2)求取;

V —— 反应器的体积, m³;

ΔH_v —— 液体的汽化潜热, J/kg;

v_{fg} —— 闪蒸液体比容的变化, m³/kg;

C_v —— 液体的比定容热容, J/(kg·K);

ΔT —— 与超压有关的温度增量, K;

ϕ —— 热惰性因子;

$\left(\frac{dT}{dt} \right)_r$ —— 泄放压力下温升速率, K/s;

$\left(\frac{dT}{dt} \right)_m$ —— 最大累积压力下温升速率, K/s;

m_{test} —— 测试容器的质量, kg;

C_{test} —— 测试容器的热容, J/(kg·K);

m_s —— 测试样品的质量, kg;

C_s —— 测试样品的热容, J/(kg·K);
 ρ_g —— 气体密度, kg/m³;
 ρ_f —— 液体密度, kg/m³。

B.2 泄放能力计算 (ERM 法)

泄放能力 G 计算主要采用 ERM 法, 按式 (B.2) 计算。

$$G = 0.9\psi \frac{\Delta H_v}{V_{fg} \sqrt{C_p T_r}} \quad \text{..... (B.2)}$$

式中:

G —— 泄放能力, kg/(s·m²);
 C_p —— 液体的比定压热容, J/(kg·K);
 T_r —— 泄放压力下的绝对饱和温度, K;
 ψ —— 修正系数, 由图 B.2 给出, 长度为零的管道, $\psi=1$; 随着管道长度增加, ψ 减小。

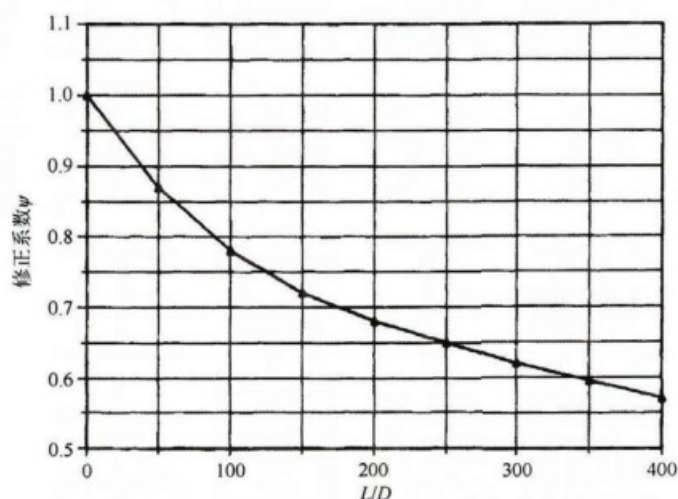


图 B.2 两相流通过管道时的修正系数

B.3 最小泄放面积计算

最小泄放面积按式 (B.3-1) 和式 (B.3-2) 计算:

$$A = \frac{W}{G} \quad \text{..... (B.3-1)}$$

$$D = \sqrt{\frac{4\pi}{A}} \quad \text{..... (B.3-2)}$$

式中:

A —— 最小泄放面积, m²;
 D —— 最小泄放直径, m。

附录 C
(资料性附录)
气液两相泄放时泄放面积的计算

C.1 气液两相泄放尺寸的确定

C.1.1 本附录提出的两相泄放尺寸的确定方法是当前使用的若干方法之一，随着时间推移会发展出新的方法。需要指出的是，附录中提出的方法没有通过实验验证，也没有任何被认可的证明两相流中压力泄放阀泄放能力的规程。

C.1.2 有许多可能的气液两相泄放工况，在所有工况中，两相混合物进入压力泄放阀 (PRV)，或液体通过阀门时产生两相混合物。闪蒸产生的蒸气一定要考虑，因为这可能会降低阀门的有效质量流通能力。本规范 C.2.1~C.2.3 中提出的方法可以用于确定气液两相情况下的压力泄放阀尺寸。此外，本规范 C.2.1 能用于冷凝两相流中的超临界流体。针对某具体的两相泄放工况，使用表 C.1.2 确定采用哪个章节的计算方法。

表 C.1.2 压力泄放阀的气液两相泄放工况

气液两相泄放工况	案例	章节
两相体系 (饱和液体和饱和蒸气) 进入 PRV 进行闪蒸。没有不凝性 ^a 气体。也包括冷凝的两相流中在热力学平衡点以上和以下的流体	饱和液体/蒸气丙烷体系进入 PRV，并且液相丙烷闪蒸	C.2.1
两相体系 (高度过冷 ^b 液体和不凝气或/和可凝蒸气) 进入 PRV，不闪蒸	高度过冷丙烷和氮气进入 PRV，丙烷不闪蒸	C.2.1
过冷 (包括饱和) 液体进入 PRV 并闪蒸。不存在可凝蒸气或不凝气	过冷丙烷进入 PRV 并闪蒸	C.2.2
两相系统 (不凝气，或可凝蒸气与不凝气两者，及过冷却或饱和液体) 进入 PRV，且闪蒸。出现不凝气	饱和液体/蒸气甲烷系统和氮进入 PRV，且液态甲烷闪蒸	C.2.3
^a 不凝性气体是在正常工艺条件下不容易冷凝的气体。不凝性气体通常包括空气、氧气、氮气、氢气、二氧化碳、一氧化碳和硫化氢等。 ^b 术语“高度过冷”用于强调液体通过 PRV 不会闪蒸。		

C.1.3 在本规范 C.2.1 至 C.2.3 中提出的公式是基于 Leung Omega 方法。该方法基于以下假设 (在适当章节中提供其他特定假设和限制)：

对于两相系统的高动量泄放，可假定处于热力学和动力学平衡，这些假设符合均相平衡模型 (HEM)。

C.1.4 基于 HEM，采用包含蒸气/液体平衡模型 (VLE) 的计算机分析模型，可以形成一种更为严谨的方法。

C.1.5 有关饱和水的信息，参见 ASME 锅炉压力容器规范第 VIII 卷第一册附录 11。

C.2 确定尺寸的方法

C.2.1 通过压力泄放阀的两相闪蒸或非闪蒸流体的尺寸确定

C.2.1.1 概述

本条提出的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。对于闪蒸流体，两相系统应由饱和液体和饱和蒸气组成，并且不含不凝性气体。对于非闪蒸流体，两相体系应包含高度过冷液体和不凝性气体和/或可凝性蒸气。也能处理冷凝两相流中热力学临界点上下的两种流体。可采用以下步骤。

步骤 1：计算 Omega 参数 ω

对公称沸腾范围¹⁾小于 65.5℃的多组分闪蒸体系或单组分闪蒸体系，采用式 (C.2.1.1-1)、式 (C.2.1.1-2) 或式 (C.2.1.1-3)。如果使用式 (C.2.1.1-1) 和式 (C.2.1.1-2)，单组分体系需远离热力学临界点²⁾ (T_r 不大于 0.9 或 P_r 不大于 0.5)。

$$\omega = \frac{x_0 v_{v0}}{v_0} \left(1 - \frac{2.002 P_0 v_{v0}}{h_{v10}} \right) + \frac{1.802 C_p (1.8 T_0 + 491.67) P_0}{v_0} \left(\frac{v_{v10}}{h_{v10}} \right)^2 \quad \text{..... (C.2.1.1-1)}$$

$$\omega = \frac{x_0 v_{v0}}{v_0 k} + \frac{1.802 C_p (1.8 T_0 + 491.67) P_0}{v_0} \left(\frac{v_{v10}}{h_{v10}} \right)^2 \quad \text{..... (C.2.1.1-2)}$$

式中：

- x_0 —— PRV 入口处的蒸气质量分数；
- v_{v0} —— PRV 入口处的蒸气比容， m^3/kg ；
- v_0 —— PRV 入口处二相系统的比容， m^3/kg ；
- P_0 —— PRV 入口处压力，Pa（绝压，未特别说明本条所述压力均为绝压）。PRV 设定压力（表压）加允许超压加大气压力；
- v_{v10} —— PRV 入口处蒸气与液体比容差值， m^3/kg ；
- h_{v10} —— PRV 入口处汽化潜热，J/kg。对于多组分系统， h_{v10} 是蒸气和液体比焓差值；
- C_p —— PRV 入口处液体比定压热容，J/(kg·℃)；
- T_0 —— 入口处温度，℃；
- k —— 蒸气的比热容比。如果比热容比未知，取值 1.0。

对于公称沸腾范围大于 65.5℃的闪蒸多组分体系，靠近热力学临界点的单组分体系，或在冷凝两相流的超临界流体，采用式 (C.2.1.1-3)。

$$\omega = 9 \left(\frac{v_0}{v_g} - 1 \right) \quad \text{..... (C.2.1.1-3)}$$

式中：

- v_g —— 在 PRV 入口压力 P_0 的 90% 时评估的比容， m^3/kg 。确定 v_g 时，等熵计算闪蒸，但等焓（绝热）闪蒸是充分的；
- v_0 —— 在 PRV 入口处两相系统的比容， m^3/kg 。

对于非闪蒸体系，采用式 (C.2.1.1-4)。

¹⁾ 公称沸腾范围是体系中最轻和最重组分在大气中沸点差值。

²⁾ 其他适用假设包括：理想气体行为，流体的汽化热和热容在通过阀嘴时恒定，流体蒸气压的行为遵守 Clapeyron 公式，等焓（恒定焓）流动过程。

$$\omega = \frac{x_0 v_{vg0}}{v_0 k} \quad \text{..... (C.2.1.1-4)}$$

式中:

x_0 —— PRV 入口处蒸气、气体或蒸气和气体混合物的质量分数;

v_{vg0} —— PRV 入口处蒸气、气体或蒸气和气体混合物的比体积, m^3/kg ;

v_0 —— PRV 入口处两相系统的比体积, m^3/kg ;

k —— 蒸气、气体或蒸气和气体混合物的比热容比。如果比热容比未知, 取值 1.0。

步骤 2: 临界流体或亚临界流体确定

确定临界流体采用式 (C.2.1.1-5) 及式 (C.2.1.1-7)、式 (C.2.1.1-8), 确定亚临界流体采用式 (C.2.1.1-6) 及式 (C.2.1.1-7)、式 (C.2.1.1-8)。

$$P_c > P_a \quad \text{..... (C.2.1.1-5)}$$

$$P_c < P_a \quad \text{..... (C.2.1.1-6)}$$

$$P_c = \eta_c P_0 \quad \text{..... (C.2.1.1-7)}$$

$$\eta_c^2 + (\omega^2 - 2\omega)(1 - \eta_c)^2 + 2\omega^2 \ln \eta_c + 2\omega^2(1 - \eta_c) = 0 \quad \text{..... (C.2.1.1-8)}$$

式中:

P_c —— 临界压力, Pa;

P_a —— 下游背压, Pa;

η_c —— 来自图 C.2.1.1-1 的临界压力比, 也可以由式 (C.2.1.1-8) 求得;

P_0 —— PRV 入口处压力, Pa, PRV 设定压力 (表压) 加允许超压加大气压力。

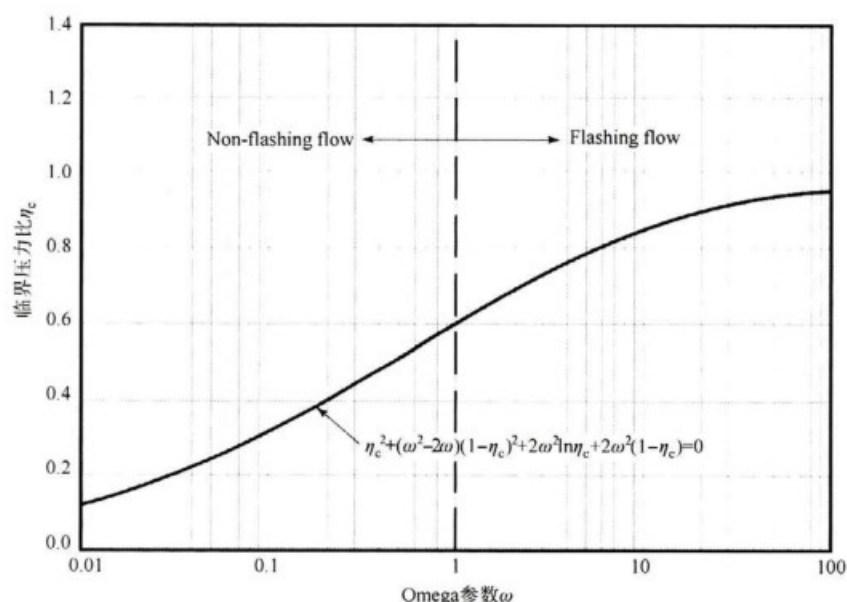


图 C. 2. 1. 1-1 闪蒸与非闪蒸体系阀嘴临界流动的校正

步骤 3: 质量流量的计算

临界流体采用式 (C.2.1.1-9) 及式 (C.2.1.1-11) 计算, 亚临界流体采用式 (C.2.1.1-10) 及式 (C.2.1.1-11) 计算。

$$G = 3598.76 \eta_c \sqrt{\frac{P_0}{v_0 \omega}} \dots\dots\dots (C.2.1.1-9)$$

$$G = 3598.76 \frac{\left\{ -2 \left[\omega \ln \eta_a + (\omega - 1)(1 - \eta_a) \right] \right\}^{1/2}}{\omega \left(\frac{1}{\eta_a} - 1 \right) + 1} \sqrt{\frac{P_0}{v_0}} \dots\dots\dots (C.2.1.1-10)$$

$$\eta_a = P_a / P_0 \dots\dots\dots (C.2.1.1-11)$$

式中:

G ——质量流量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

η_a ——背压比。

步骤 4: PRV 所需面积的计算

PRV 所需面积按式 (C.2.1.1-12) 计算。

$$A = \frac{W}{K_d K_b K_c G} \dots\dots\dots (C.2.1.1-12)$$

式中:

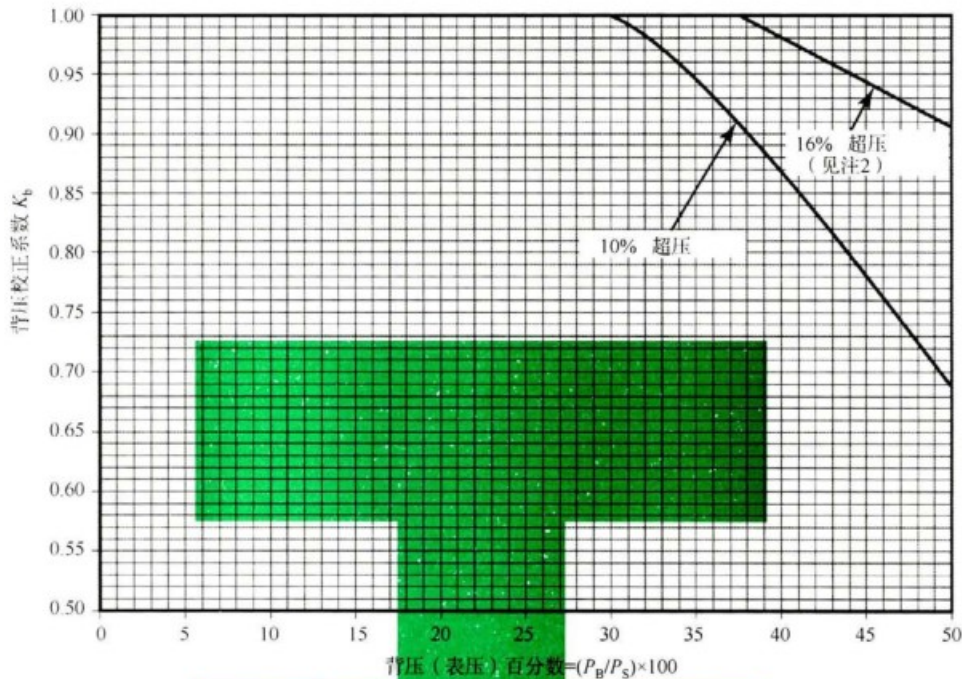
A ——所需有效泄放面积, m^2 ;

W ——质量流量, kg/h ;

K_d ——泄放系数。阀门制造商提供, 对于初步确定尺寸估算, 可采用 0.85 的泄放系数;

K_b ——蒸气的背压校正系数。阀门制造商提供, 对于初步确定尺寸估算, 采用图 C.2.1.1-2。背压校正系数仅适用于平衡波纹管式压力泄放阀;

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。未安装爆破片时取 1.0, 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取 0.9。



说明:

P_B ——背压, MPa (表压);

P_S ——设定压力, MPa (表压)。

注 1: 以上曲线综合了多家泄放阀制造商推荐的数据, 当阀门型号或流体的临界流动压力未知时, 可以采用该曲线。当已知阀门型号时, 需向阀门制造商咨询该校正系数。这些曲线对应于 0.3447MPa 或以上的设定压力。这些曲线限于背压低于给定设定压力的临界流动压力。对于低于 0.3447MPa 的设定压力或亚临界流体, 需向制造商咨询 K_b 的数值。

注 2: 对于 21% 的超压, K_b 等于 1.0, 直至 P_B/P_S 等于 50%。

图 C. 2. 1. 1-2 平衡波纹管压力泄放阀 (蒸气和气体) 的背压校正系数 K_b

C. 2. 1. 2 示例

本示例中, 给定以下泄放要求:

- 由操作扰动引起的原油塔顶所需两相泄放量为 216558kg/h。该流体位于冷凝器的下游。
- PRV 入口处温度为 93.3℃。
- 泄放阀设定值为表压 0.413MPa, 设备的设计压力。
- 下游背压为表压 0.103MPa, 绝压 0.204MPa, 附加背压为 0, 积聚背压为 0.103MPa。
- PRV 入口处两相比容为 0.0194m³/kg。

在本示例中, 求得以下数据:

- 超压为 10%。
- 泄放压力为表压 0.454MPa (1.10×0.413), 绝压 0.556MPa。
- 表背压百分比为 25%[(0.103/0.413)×100]。因此, 背压校正系数 K_b 取 1.0 (由图 C.2.1.1-2)。

因为下游累积背压大于设定压力的 10%, 应采用平衡式压力泄放阀。

步骤 1 中 Omega 参数 ω 的计算。

因于原油塔顶系统是闪蒸多成分体系, 其公称沸腾范围大于 65.5℃, 选择式 (C.2.1.1-3) 计算 Omega 参数 ω 。采用来自工艺过程模拟器的等焓 (绝热) 闪蒸计算的结果, 在 0.5MPa (0.9×0.556) 处估算的比容为 0.0226m³/kg。由式 (C.2.1.1-3) 计算 Omega 参数如下:

$$\omega = 9 \left(\frac{0.0226}{0.0194} - 1 \right) = 1.482$$

步骤 2 中流体为临界或亚临界的确定。

临界压力比 η_c 为 0.66 (图 C.2.1.1-1)。临界压力 P_c 计算如下:

$$P_c = 0.66 \times 0.556 = 0.367 \text{ (MPa)}$$

由于 $P_c > P_a$ ($0.367 \text{ MPa} > 0.204 \text{ MPa}$), 流体确定为临界。

步骤 3 中计算质量流量。

质量流量 G 通过式 (C.2.1.1-9) 计算如下:

$$G = 3598.76 \times 0.66 \times \sqrt{\frac{556000}{0.0194 \times 1.482}} = 1.045 \times 10^7 \text{ [kg/(m}^2 \cdot \text{h)]}$$

步骤 4 中计算 PRV 所需面积。

压力泄放阀所需面积 A 由式 (C.2.1.1-12) 计算如下:

$$A = \frac{216558}{0.85 \times 1 \times 1 \times 1.045 \times 10^7} = 0.0244 \text{ (m}^2\text{)}$$

选择两个 Q 型孔径和一个 R 型孔径的压力泄放阀:

$$2 \times 0.007097 + 1 \times 0.0103 = 0.02452 \text{ (m}^2\text{)}$$

由于该示例需使用多个泄放阀, 故需要在超压 16% 处重新计算所需面积。

C.2.2 入口处为过冷液体的压力泄放阀的尺寸确定

C.2.2.1 概述

本条提出的方法用于处理入口处过冷 (包含饱和) 液体的压力泄放阀。在入口处无不凝性气体或可凝性蒸气。过冷液体在压力泄放阀阀颈上游或下游闪蒸, 取决于流体进入哪一过冷区。本条的公式还适用于所有液体工况。可采用以下步骤。

步骤 1: 计算饱和 Omega 参数 ω_s 。

对于公称沸腾范围小于 65.5°C 的多组分体系或单组分体系, 采用式 (C.2.2.1-1) 或式 (C.2.2.1-2)。如果采用式 (C.2.2.1-1), 流体应远离热力学临界点 (T_r 不大于 0.9 或 P_r 不大于 0.5)。

$$\omega_s = 1.805 \rho_{l0} C_p P_s (1.8 T_0 + 491.67) \left(\frac{v_{\text{vls}}}{h_{\text{vls}}} \right)^2 \dots\dots\dots \text{(C.2.2.1-1)}$$

式中:

ρ_{l0} —— PRV 入口液体密度, kg/m^3 ;

C_p —— PRV 入口液体比定压热容, $\text{J/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$;

T_0 —— PRV 入口温度, $^\circ\text{C}$;

P_s —— T_0 对应的饱和蒸气压, Pa。对于多组分体系, 采用 T_0 对应的泡点压力;

h_{vls} —— 在 P_s 处汽化潜热, J/kg 。对于多组分体系, h_{vls} 为在 P_s 处蒸气与液体比焓的差值。

对于公称沸腾范围大于 65.5°C 的多组分体系或靠近热力学临界点的单组分体系, 采用式 (C.2.2.1-2)。

$$\omega = 9 \left(\frac{\rho_{10}}{\rho_9} - 1 \right) \dots\dots\dots (\text{C.2.2.1-2})$$

式中:

ρ_{10} —— PRV 入口液体密度, kg/m^3 ;

ρ_9 —— 在 PRV 入口温度 T_0 对应的饱和蒸气压力 P_s 的 90% 时评估的密度, kg/m^3 。对于多组分体系, 采用 T_0 对应的泡点压力。确定 ρ_9 时, 需等熵计算闪蒸, 但等焓 (绝热) 闪蒸也是充分的。

步骤 2: 确定过饱和区域

低过冷区域 (阀颈上游出现闪蒸) 按式 (C.2.2.1-3) 及式 (C.2.2.1-5) 确定, 高过冷区域 (阀颈处出现闪蒸) 按式 (C.2.2.1-4) 及式 (C.2.2.1-5) 确定。

$$P_s > \eta_{st} P_0 \dots\dots\dots (\text{C.2.2.1-3})$$

$$P_s < \eta_{st} P_0 \dots\dots\dots (\text{C.2.2.1-4})$$

$$\eta_{st} = \frac{2\omega_s}{1+2\omega_s} \dots\dots\dots (\text{C.2.2.1-5})$$

式中:

η_{st} —— 过渡饱和压力比;

P_0 —— PRV 入口处压力, Pa。PRV 设定表压压力加允许超压加大气压力。

步骤 3: 临界流体或亚临界流体的确定

对于低过冷区, 确定临界流体采用式 (C.2.2.1-6) 及式 (C.2.2.1-8), 确定亚临界流体采用式 (C.2.2.1-7) 及式 (C.2.2.1-8)。

$$P_c > P_a \dots\dots\dots (\text{C.2.2.1-6})$$

$$P_c < P_a \dots\dots\dots (\text{C.2.2.1-7})$$

$$P_c = \eta_c P_0 \dots\dots\dots (\text{C.2.2.1-8})$$

对于高过冷区, 确定临界流体采用式 (C.2.2.1-9), 确定亚临界流体 (全液相流体) 采用式 (C.2.2.1-10)。

$$P_s > P_a \dots\dots\dots (\text{C.2.2.1-9})$$

$$P_s < P_a \dots\dots\dots (\text{C.2.2.1-10})$$

式中:

P_c —— 临界压力, Pa;

η_c —— 临界压力比, 用 η_s 由图 C.2.2.1-1 查得, $\eta_c = P_s / P_0$;

P_a —— 下游背压, Pa。

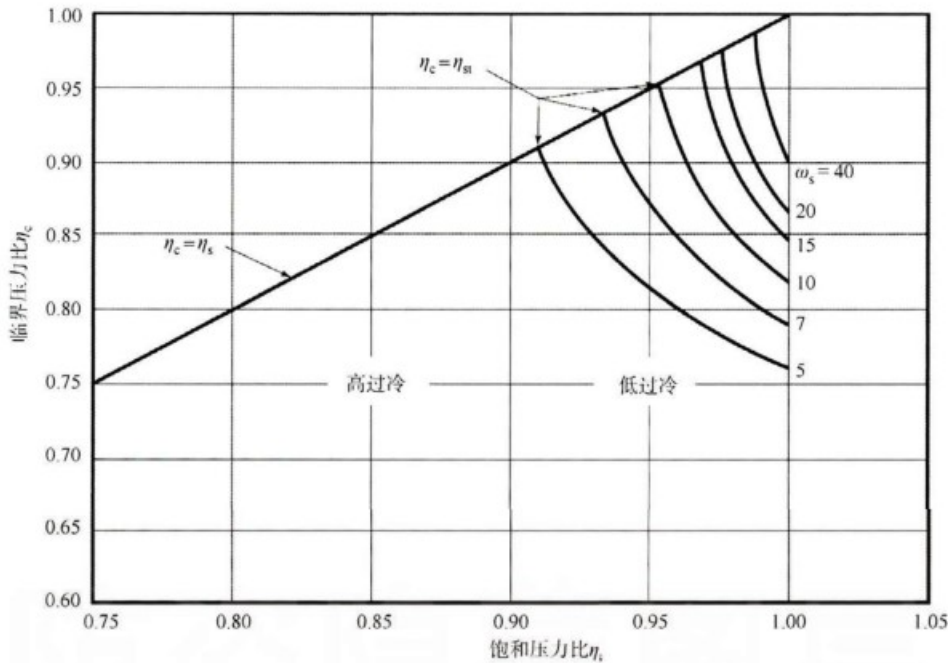


图 C.2.2.1-1 入口过冷流体阀嘴临界流动的校正

步骤 4: 计算质量流量

在低过冷区, 采用式 (C.2.2.1-11) 计算。如果为临界流体, η 采用 η_c 。如果亚临界流体, η 采用 η_a 。在高过冷区, 采用式 (C.2.2.1-12) 计算。如果为临界流体, P 采用 P_s 。如果为亚临界流体 (全液相流体), P 采用 P_a 。

$$G = 3598.76 \frac{\left\{ 2(1 - \eta_s) + 2 \left[\omega_s \eta_s \ln \left(\frac{\eta_s}{\eta} \right) - (\omega_s - 1)(\eta_s - \eta) \right] \right\}^{1/2}}{\omega_s \left(\frac{\eta_s}{\eta} - 1 \right) + 1} \sqrt{P_0 \rho_{00}} \quad \cdots (C.2.2.1-11)$$

$$G = 5089.75 [\rho_{00} (P_0 - P)]^{1/2} \quad \cdots (C.2.2.1-12)$$

式中:

G —— 质量流量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

η_a —— 背压比, $\eta_a = P_a/P_0$ 。

步骤 5: 计算 PRV 所需面积

式 (C.2.2.1-13) 只适用于湍流体系。大部分两相泄放工况都属于湍流范围。

$$A = 0.8327 \frac{Q \rho_{00}}{K_d K_b K_c G} \quad \cdots (C.2.2.1-13)$$

式中:

A —— 所需有效泄放面积, m^2 ;

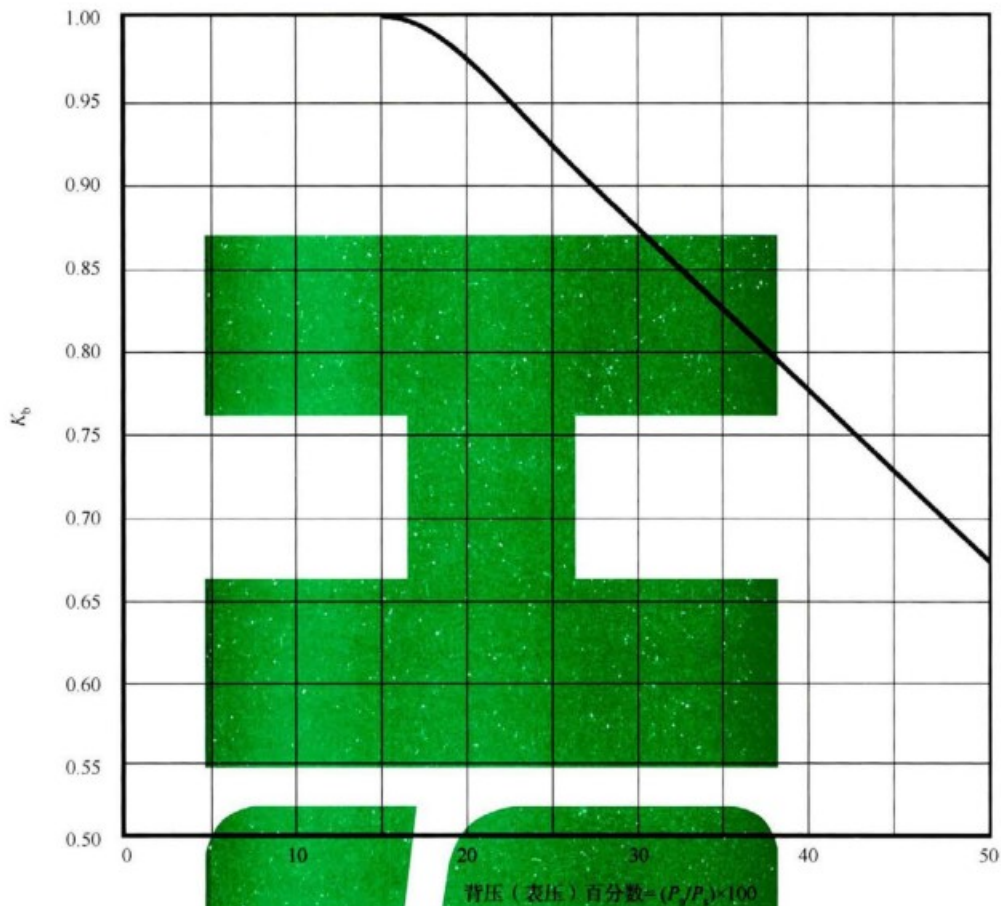
Q —— 体积流量, m^3/h ;

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, 可采用 0.85 的泄放系数;

K_b —— 液体的背压校正系数, 应从阀门制造商处获取。对于初步确定尺寸估算, 采用图 C.2.2.1-2。

背压校正系数仅适用于平衡波纹管式阀;

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；未安装爆破片时取 1.0，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取 0.9。



K_b = 背压校正系数
 P_a = 背压, MPa (表压)
 P_s = 设定压力, MPa (表压)

注：以上曲线表示不同制造商推荐的数值。制造商未知时，可采用该曲线。否则，应向制造商查询使用校正系数。

图 C. 2. 2. 1-2 平衡波纹管式安全阀（液体）的背压校正系数， K_b

C. 2. 2. 2 示例

在本示例中，给定以下泄放要求：

- 由泵堵塞引起的所需丙烷体积流量为 $27.276\text{m}^3/\text{h}$ 。
- 泄放阀设定为装置设计压力表压 1.793MPa 。
- 下游总背压为表压 0.06894MPa （绝压 0.1703MPa ）（附加背压 = 0MPa ，累积背压 = 0.06894MPa ）。
- 在 PRV 入口温度为 15.5°C 。
- PRV 入口液体丙烷密度为 $510.72\text{kg}/\text{m}^3$ 。
- PVR 入口液体丙烷比定压热容为 $822.99\text{J}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$ 。
- 15.5°C 对应的丙烷饱和蒸气压为 0.7419MPa 。
- 饱和蒸气压下丙烷液体比容为 $0.001972\text{m}^3/\text{kg}$ 。
- 饱和蒸气压下丙烷蒸气比容为 $0.06246\text{m}^3/\text{kg}$ 。

j) 饱和蒸气压下丙烷汽化潜热为 354554.4J/kg。

在本示例中, 求得以下数据:

a) 允许累积 10%。

b) 泄放压力表压为 $1.10 \times 1.793 = 1.972 \text{ MPa}$ (绝压 2.073 MPa)。

c) 表背压百分比。由于下游累积背压小于设置压力的 10%, 可采用普通压力泄放阀。因此背压校正系数 $K_b = 1.0$ 。

d) 因为丙烷是过冷却的, 泄放系数 K_d 可采用 0.65。

步骤 1: 计算饱和 Omega 参数 ω_s

由于丙烷体系为单组分体系, 远离热力学临界点, 饱和 omega 参数 ω_s 通过式 (C.2.2.1-1) 计算如下:

$$\omega_s = 1.805 \times 510.72 \times 822.99 \times 741900 \times (1.8 \times 15.5 + 491.67) \times \left[\frac{(0.06246 - 0.001972)}{354554.4} \right]^2$$

$$= 8.512$$

步骤 2: 确定过冷区域

过渡饱和压力比 η_{st} 计算如下:

$$\eta_{st} = \frac{2 \times 8.512}{1 + 2 \times 8.512}$$

$$= 0.9445$$

由于 $P_s < \eta_{st} P_0$, 确定液体处于高过冷区。

$$0.7419 < 0.9445 \times 2.073 = 1.958$$

步骤 3: 确定流体是否临界或亚临界

由于 $P_s > P_a$, 流体为临界流体

$$0.7419 > 0.1703$$

步骤 4: 计算质量流量

由式 (C.2.2.1-4) 计算质量流量 G 如下:

$$G = 5089.75 \times [510.72(2073000 - 741900)]^{1/2}$$

$$= 1.327 \times 10^8 [\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]$$

步骤 5: 计算 PRV 所需面积

由式 (C.2.2.1-5) 计算压力泄放阀所需面积 A 如下:

$$A = 0.8327 \times \frac{27.276 \times 510.72}{0.65 \times 1 \times 1 \times 1.327 \times 10^8}$$

$$= 1.345 \times 10^{-4} (\text{m}^2)$$

选择 “F” 型孔径的压力泄放阀 (0.0001981 m^2)。

C. 2. 3 存在不凝性气体通过压力泄放阀时两相闪蒸的泄放阀尺寸确定

C. 2. 3. 1 概述

在本节中提出的方法用于确定具有不凝性气体或可燃性蒸汽和不凝性气体共存的两相闪蒸流体的压力泄放阀尺寸。当液体中不凝性气体溶解度较明显时, 本方法无效。针对这种情况, 可采用 C.2.1 提出的方法。

在本方法中, 采用术语 “蒸汽” (下标 v) 表明两相流体中存在的可燃性蒸汽, 采用术语 “气体” (下标 g) 表明不凝性气体。可采取以下步骤。

步骤 1: 按式 (C.2.3.1-1) 计算入口空隙率 α_0

$$\alpha_0 = \frac{x_0 v_{vg0}}{v_0} \dots\dots\dots (C.2.3.1-1)$$

式中:

x_0 —— 在 PRV 入口处的气体或混合的蒸气与气体质量分数;

v_{vg0} —— 在 PRV 入口处气体或混合的蒸气与气体比容, m^3/kg ;

v_0 —— 在 PRV 入口处两相流体的比容, m^3/kg 。

步骤 2: 计算 Omega 参数 ω

对于满足以下条件的体系, 采用式 (C.2.3.1-2)。

a) 含小于 0.1% (质量分数) 的氢气。

b) 公称沸腾范围小于 65.5°C 。

c) P_{v0}/P_0 小于 0.9 或 P_{g0}/P_0 大于 0.1。

其中:

P_{v0} —— 入口温度 T_0 对应的饱和蒸气压, Pa, 对于多组分体系, 采用 T_0 对应的泡点压力;

P_0 —— PRV 入口压力, Pa, PRV 设定压力表压 (Pa) 加允许超压 (Pa) 加大气压力;

P_{g0} —— 在 PRV 入口不凝性气体分压, Pa。

d) 远离热力学临界点 ($T_r \leq 0.9$ 或 $P_r \leq 0.5$)。

$$\omega = \frac{\alpha_0}{k} + 1.805(1 - \alpha_0)\rho_{l0}C_p(1.8T_0 + 491.67)\left(\frac{v_{vl0}}{h_{vl0}}\right)^2 \dots\dots\dots (C.2.3.1-2)$$

式中:

k —— 气体或混合蒸气与气体的比热比, 如果比热比未知, 取值 1;

ρ_{l0} —— PRV 入口液体密度, kg/m^3 ;

C_p —— PRV 入口的液体比定压热容, $\text{J}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$;

T_0 —— PRV 入口温度, $^\circ\text{C}$;

v_{vl0} —— PRV 入口处蒸气¹⁾ (不包含任何不凝性气体) 与液体比容的差值, m^3/kg ;

h_{vl0} —— PRV 入口的汽化潜热, J/kg , 对于多组分体系, h_{vl0} 为蒸气与液体比焓差值。

对于满足下列条件的体系, 采用式 (C.2.3.1-3)。

a) 含大于 0.1% (质量分数) 的氢气。

b) 公称沸腾范围大于 65.5°C 。

c) P_{v0}/P_0 大于 0.9 或 P_{g0}/P_0 小于 0.1。

d) 靠近热力学临界点 ($T_r \geq 0.9$ 或 $P_r \geq 0.5$)。

$$\omega = 9\left(\frac{v_g}{v_0} - 1\right) \dots\dots\dots (C.2.3.1-3)$$

式中:

v_g —— PRV 入口压力 P_0 的 90% 处比体积, m^3/kg , 确定 v_g 时, 应等熵计算闪蒸, 但等焓 (绝热) 闪蒸是充分的。

转至步骤 4, 确定流体是否临界或亚临界。

¹⁾ PRV 入口处存在不凝性气体时, 为获取蒸气比体积, 采用蒸气分压 (由摩尔组成) 和理想气体方程计算体积。

步骤 3: 确定流体是否临界或亚临界, 由式 (C.2.3.1-2) 计算 ω ;

$$P_c > P_a \Rightarrow \text{临界流体}$$

$$P_c < P_a \Rightarrow \text{亚临界流体}$$

式中:

P_c ——临界压力, Pa;

$$P_c = [y_{g0}\eta_{gc} + (1 - y_{g0})\eta_{vc}]P_0$$

y_{g0} ——进口蒸气的气体摩尔分数。利用给出摩尔组成信息或以下公式确定:

$$y_{g0} = P_{g0}/P_0$$

η_{vc} ——闪蒸临界压力比, 由图 C.2.2.1-1 查得;

P_a ——下游背压, Pa。

转至步骤 5。

步骤 4: 确定流体是否为临界或亚临界, 由式 (C.2.3.1-3) 计算 ω ;

$$P_c > P_a \Rightarrow \text{临界流体}$$

$$P_c < P_a \Rightarrow \text{亚临界流体}$$

式中:

P_c ——临界压力, Pa;

$P_c = \eta_c P_0$, η_c 来自图 C.2.2.1-1 的临界压力比, 也可以由以下公式获得:

$$\eta_c^2 + (\omega^2 - 2\omega)(1 - \eta_c)^2 + 2\omega^2 \ln \eta_c + 2\omega^2(1 - \eta_c) = 0$$

P_a ——下游背压, Pa。

转至步骤 6。

步骤 5: 计算质量流量, 由式 (C.2.3.1-2) 计算 ω ;

对于临界流体, 采用公式 (C.2.3.1-4)。

$$G = 3598.76 \left[\frac{P_0}{v_0} \left(\frac{y_{g0}\eta_{gc}^2 k}{\alpha_0} \right) + \frac{(1 - y_{g0})\eta_{vc}^2}{\omega} \right]^{1/2} \dots\dots\dots (C.2.3.1-4)$$

式中:

G ——质量流量, kg/(m²·h);

对于亚临界流体需迭代求解。同时分别对 η_g 和 η_v 求解式 (C.2.3.1-5) 和式 (C.2.3.1-6)。

$$\eta_a = y_{g0}\eta_g + (1 - y_{g0})\eta_v \dots\dots\dots (C.2.3.1-5)$$

$$\frac{\alpha_0}{k} \left(\frac{1}{\eta_g} - 1 \right) = \omega \left(\frac{1}{\eta_v} - 1 \right) \dots\dots\dots (C.2.3.1-6)$$

式中:

η_g ——非闪蒸分压比;

η_v ——闪蒸分压比。

采用式 (C.2.3.1-7) 计算质量流量:

$$G = [y_{g0} G_g^2 + (1 - y_{g0}) G_v^2]^{1/2} \quad \text{..... (C.2.3.1-7)}$$

式中:

G_g ——非闪蒸质量流量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

$$G_g = 3598.76 \frac{\left\{ -2 \left[\frac{\alpha_0}{k} \ln \eta_g + \left(\frac{\alpha_0}{k} - 1 \right) (1 - \eta_g) \right] \right\}^{1/2}}{\frac{\alpha_0}{k} \left(\frac{1}{\eta_g} - 1 \right) + 1} \sqrt{P_0 / v_0}$$

G_v ——闪蒸质量流量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

$$G_v = 3598.76 \frac{\left\{ -2 [\omega \ln \eta_v + (\omega - 1)(1 - \eta_v)] \right\}^{1/2}}{\omega \left(\frac{1}{\eta_v} - 1 \right) + 1} \sqrt{P_0 / v_0}$$

转至步骤 7。

步骤 6: 计算质量流量。由式 (C.2.3.1-3) 计算 ω ;

对于临界流体, 采用公式 (C.2.3.1-8)。对于亚临界流体, 采用公式 (C.2.3.1-9)。

$$G = 3598.76 \eta_c \sqrt{\frac{P_0}{v_0 \omega}} \quad \text{..... (C.2.3.1-8)}$$

$$G = 3598.76 \frac{\left\{ -2 [\omega \ln \eta_a + (\omega - 1)(1 - \eta_a)] \right\}^{1/2}}{\omega \left(\frac{1}{\eta_a} - 1 \right) + 1} \sqrt{P_0 / v_0} \quad \text{..... (C.2.3.1-9)}$$

式中:

G ——质量流量, $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$;

η_a ——背压比, $\eta_a = P_a / P_0$;

步骤 7: 计算 PRV 所需泄放面积

$$A = \frac{W}{K_d K_b K_c G} \quad \text{..... (C.2.3.1-10)}$$

式中:

A ——所需有效泄放面积, m^2 ;

W ——质量流量, kg/h ;

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, 可采用 0.85 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。对于初步确定尺寸估算, 采用图 C.2.2.1-2。背压校正系数仅适用于平衡波纹管式压力泄放阀;

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, 未安装爆破片时取 1.0, 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取 0.9。

C.2.3.2 示例

本示例中给定以下泄放要求:

- a) 由操作扰动导致的所需油气加氢装置 (GOHT) 流量为 69684.99kg/h。
- b) PRV 入口温度为 232.2℃。
- c) 泄放阀设定为设备设计压力, 表压 4.137MPa。
- d) 下游总背压为表压 0.3792MPa (绝压 0.4806MPa) (附加背压=0MPa, 累积背压=表压 0.3792MPa)。
- e) PRV 入口处两相比容为 0.009666m³/kg。
- f) PRV 入口处蒸气与气体质量分数 0.5596。
- g) PRV 入口蒸气与气体混合比容为 0.01536m³/kg。
- h) 蒸气中入口气体摩尔分率为 0.4696。在 GOHT 系统中不凝性气体包含氢气、氮气和硫化氢。
- i) 由于比热比 k 未知, 取值 0.1。

在本示例中, 求得以下数据:

- a) 超压为 10%。
- b) 泄放压力表压为 $1.10 \times 4.137 = 4.5507$ MPa (绝压 4.6519 MPa)。
- c) 表背压为 $= (0.3792/4.5507) \times 100 = 9.2\%$ 。由于下游背压小于设定压力 10%, 采用普通压力泄放阀。因此背压校正系数 $K_b = 1.0$ 。

步骤 1: 计算入口空隙率, α_0

由式 (C.2.3.1-1) 计算入口空隙率 α_0 :

$$\alpha_0 = \frac{0.5596 \times 0.01536}{0.009666} = 0.8892$$

步骤 2: 计算 Omega 参数 ω

由于 GOHT 体系具有大于 65.5℃ 的公称沸腾范围, 采用式 (C.2.3.1-3) 计算 Omega 参数 ω 。采用工艺过程模拟的等焓 (绝热) 闪蒸计算结果, 在 $0.9 \times 4.6519 = 4.1867$ MPa 压力下的比容为 0.01084m³/kg。由式 (C.2.3.1-3) 计算 Omega 参数如下:

$$\omega = 9 \left(\frac{0.01084}{0.009666} - 1 \right) = 1.0931$$

步骤 3: 确定流体是否为临界或亚临界

临界压力比 η_c 为 0.62 (由图 C.2.1.1-1, 采用 $\omega = 1.092$)。也可以由下列表达式获得该比值。

$$\eta_c^2 + (\omega^2 - 2\omega)(1 - \eta_c)^2 + 2\omega^2 \ln \eta_c + 2\omega^2 (1 - \eta_c) = 0$$

临界压力 P_c 计算如下:

$$P_c = 0.62 \times 4.6519 = 2.8842 \text{ (MPa)}$$

由于 $P_c > P_a$, 确定为临界流体。

$$2.8842 \text{ MPa} > 0.4806 \text{ MPa}$$

步骤 4: 计算质量流量 G

质量流量 G 由式 (C.2.3.1-8) 计算如下:

$$\begin{aligned}
 G &= 3598.76 \times 0.62 \sqrt{\frac{4651900}{0.009666 \times 1.0931}} \\
 &= 4.682 \times 10^7 [\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})]
 \end{aligned}$$

步骤 5: 计算 PRV 所需面积

由式 (C.2.3.1-10) 计算 PRV 所需面积如下:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{69684.99}{0.85 \times 1 \times 1 \times 4.682 \times 10^7} \\
 &= 0.001751 \text{m}^2
 \end{aligned}$$

选择 “L” 型孔径泄放阀 (0.001841m²)。

本规范用词说明

- 1 为便于在执行本规范条文时区别对待，对要求严格程度不同的用词说明如下：
 - 1) 表示很严格，非这样做不可的：
正面词采用“必须”，反面词采用“严禁”；
 - 2) 表示严格，在正常情况下均应这样做的：
正面词采用“应”，反面词采用“不应”或“不得”；
 - 3) 表示允许稍有选择，在条件许可时首先应这样做的：
正面词采用“宜”，反面词采用“不宜”；
 - 4) 表示有选择，在一定条件下可以这样做的，采用“可”。
- 2 条文中指明应按其他有关规范执行的写法为：“应符合……的规定”或“应按……执行”。

中华人民共和国石油化工行业标准

石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范

SH/T 3210—2020

条文说明



2020 年 北 京

制 定 说 明

《石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范》(SH/T 3210—2020)，经工业和信息化部 2020 年 8 月 31 日以第 37 号公告批准发布。

本规范主编单位是中国石化工程建设有限公司。主要起草人是孙丽丽、张建华、徐焱、蹇江海、文科武、曾颖群、李蒙、徐伟、孙峰和许淑丽。

本规范在编制过程中，编制组进行了广泛的调查研究，总结了石油化工装置安全泄压设施工艺设计的实践经验，同时参考了有关国内标准和国外标准，并在广泛征求意见的基础上，经过反复讨论研究，编制了本规范。

为便于有关人员在使用本规范时能正确理解和执行条文规定，编制组编制了本规范的条文说明，对条文规定的目的、依据以及执行中需注意的有关事项做了说明和解释。但是，本条文说明不具备与规范正文同等的法律效力，仅供使用者作为理解和把握规范规定的参考。

目 次

1 范围 33

3 术语和符号 33

4 基本规定 34

5 设置原则和要求 34

 5.1 设置原则 34

 5.2 设置要求 35

 5.3 安装要求 35

6 定压和超压 36

7 超压工况分析及计算 37

 7.1 超压工况分析 37

 7.2 泄放量的计算 38

 7.3 泄放面积的计算 40

石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范

1 范围

不适用的范围中，移动式压力容器，如压力槽车；旋转或往复运动机械设备中自成整体或作为部件的受压器室，如容积式泵或压缩机本体。

3 术语和符号

3.1.1 压力系统，指设计压力大于或者等于 0.002MPa 的设备及其附属管道。

3.1.2 在 API 标准中，安全阀分为 pressure relief valve、relief valve、safety valve、safety relief valve 等几种。国内标准中，安全阀分为以下几种：

(1) 弹簧直接载荷式安全阀 spring loaded safety valve

一种仅靠弹簧来克服由阀瓣下介质压力所产生作用力的安全阀。

(2) 带动力辅助装置的安全阀 assisted safety valve

该安全阀借助一个动力辅助装置，可以在压力低于正常整定压力时开启。即使该装置失灵，阀门仍能满足国家标准对安全阀的所有要求。

(3) 先导式安全阀 pilot-operated safety valve

一种依靠从导阀排出介质来驱动或控制的安全阀。该导阀本身应是符合标准要求的直接载荷式安全阀。

(4) 平衡式安全阀 balanced pressure relief valve

一种弹簧直接载荷式安全阀，其结构设置了一个波纹管或其他的方法使背压力的变化给阀门动作带来的影响降低到最低。

3.1.3 爆破片是爆破片安全装置的简称，爆破片安全装置由爆破片（或爆破片组件）和夹持器（或支承圈）等零部件组成。在设定的爆破温度下，爆破片两侧压力差达到预定值时，爆破片即刻动作（破裂或脱落），并泄放出介质。爆破片组件又称组合式爆破片，由爆破片、背压托架、加强环、保护膜及密封膜等两种或两种以上零件构成的组合件。

非重闭式安全泄压设施（non-reclosing pressure relieving device），是指动作后保持开启的安全泄压设施。

3.1.4 在安全阀的制造规范中，set pressure被称为整定压力，即安全阀在运行条件下开始开启的预定压力，是在阀门进口处测量的表压力。在该压力下，在规定的运行条件下由介质压力产生的使阀门开启的力同使阀瓣保持在阀座上的力相互平衡。在工艺设计中，多用设定压力或定压的概念。整定压力用于安全阀本体的设计和制造，整定压力的取值为设定压力。

为便于理解本规范，列出GB/T 12242—2005和GB/T 567.1—2012的部分术语和定义。

(1) 回座压力 re-seating pressure

安全阀排放后其阀瓣重新与阀座接触，即开启高度变为零时的阀进口静压力。

(2) 爆破压力 bursting pressure

在设定的爆破温度下，爆破片动作时两侧的压力差。

(3) 设计爆破压力

被保护承压设备的设计单位根据承压设备的工作条件和相应的安全技术规范设定的，在设计爆破温度下爆破片的爆破压力值。

(4) 最大（最小）设计爆破压力

设计爆破压力与制造范围和爆破压力允差的代数和。

(5) 允许爆破压力范围

最大和最小设计爆破压力所限定的爆破压力范围。该压力范围由被保护承压设备的工作条件及强度决定。

爆破片的实际爆破压力在允许爆破压力范围内时，则所选用的爆破片不会因实际爆破压力过低而影响正常操作，也不会因实际爆破压力过高对容器安全构成威胁。

(6) 标定爆破压力

标注在爆破片铭牌上的，在规定的设计（或许可试验）爆破温度下，同一批次爆破片抽样爆破试验时，实际爆破压力的算术平均值。

(7) 爆破温度

爆破片达到爆破压力时，爆破片膜片壁面的温度。

(8) 制造范围

一个批次爆破片的标定爆破压力相对于设计爆破压力差值的允许分布范围。

(9) 爆破压力允差

爆破片实际的试验爆破压力相对于标定爆破压力的最大允许偏差。其值可以用正负号表示的绝对数值或百分数。

当商定制造范围为零时，此允差即表示对设计爆破压力的最大偏差，且此允差范围亦为允许爆破范围。

4 基本规定

4.1 系统由于工艺事故、自控事故、电力事故、火灾事故和公用工程事故等可能超过设计压力时，需要设置安全阀或爆破片。

4.5 安全泄压设施的设计需要满足其检修周期的要求，比如是否设置备用设施等。安全阀的检修周期需要满足 TSG 21—2016，第 7.2.3.1.3 条的要求。

4.6 这是安全阀设置备用的基本要求，备用安全阀的泄放量需要和主安全阀的泄放量相同，以保证备用安全阀在线时系统的安全。本规范中要求与主安全阀相同规格。如有多台安全阀，备用安全阀的定压应与在用安全阀中最低者相同。如果安全阀在检修时系统也同时清空，则可以不设置备用。

5 设置原则和要求

5.1 设置原则

5.1.1 下列情况应设置安全阀：

d) 液体充满的系统，如果没有气相空间，受热膨胀时会导致系统超压，如换热器低温侧为液体，且进出口设有阀门，若在操作时低温侧阀门可能全部或部分关闭，则低温侧会因介质受热膨胀导致超压损坏，需要设置安全阀。

有气相空间的系统，如冷凝器的进出口设有阀门，若被冷凝液体在环境温度下的蒸气压力可能超过设备的设计压力，要考虑设置安全阀。

装置内的管道因为长度较短且多连续操作，所以一般不考虑由于液体热膨胀造成超压，若管道间断

操作,且两端可能被关闭时,要及时排空。若管道两端可能被切断,且环境温度下介质(如液化石油气、制冷剂)的蒸汽压力可能超过管道的设计压力,要考虑设置安全阀。

5.1.2 下列情况应单独设置爆破片

a) 例如:反应器在失控时,压力会迅速升高,由于安全阀的运动元件质量大,惯性滞后明显,难以及时排除超压介质,爆破片的动作时间一般为2ms~10ms,而安全阀全部动作时间要高1~2个数量级;

可能发生气体爆炸超压的密闭系统,除安装爆破片外,还可以采用其他防爆保护措施来保护设备,常见防爆保护措施包括设置防爆容器、爆炸抑制、减少氧化剂浓度、设置防爆放空控制盘等。密闭系统防爆泄放系统的设计,可以参考NFPA 68所建议的方法。

b) 系统需要的泄流量大,需要选择多个安全阀才能满足要求,占用空间,安装和检修不方便。

c) GB/T 12243—2005中规定的弹簧直接载荷式安全阀的适用范围为0.1MPa~42MPa,而GB/T 567.1—2012中规定的爆破片适用范围为0.001MPa~500MPa。

d) 如泄放温度低于大气中水汽的冰点温度,在泄放口可能产生冰堵的系统。

e) 如开车吹扫的管路放空系统。

5.1.3 下列情况宜组合设置安全阀和爆破片

a) 真空操作的系统,工艺上不允许外部气体或空气通过安全泄压设施泄漏的,比如氧气或火炬气通过安全泄压设施进入到系统,可能发生爆炸或影响产品质量。

b) 安全阀并非严密密封的装置,安全阀阀瓣处会产生泄漏,如果介质泄漏是不允许的,比如十分贵重或极度危害介质,即使很少的泄漏也会造成损失和危害环境。

c) 如介质含有颗粒或粉末、易沉淀、易结晶、易聚合、易固化或黏度较大等的流体。

e) 当系统存在反应超压工况,也存在火灾工况时,可安装一个或几个爆破片与安全阀并联使用以适应不同的工况。再比如考虑火灾或接近不能预料的外来热源时,可安装一个或几个爆破片与安全阀并联使用以增加泄放面积。

5.1.4 其他

c) 此条中“爆破片不应单独用于排放介质毒性程度为极度、高度危害或易爆及液化石油气等场合”,来自GB/T 150—2011,附录B.5.3。是指介质爆破片排放后没有处理,直接排至环境中是不允许的。所以本规范中增加了前提条件“除具有后续处理系统且满足安全和环保要求外”,只要满足前提条件,是可以单独采用爆破片的,如系统压力快速增长的,只能是采用爆破片,不可能采用爆破片和安全阀串联使用的方式。

5.2 设置要求

5.2.1 爆破片和安全阀串联使用,将降低安全阀的泄流量。爆破片串联在安全阀的入口侧时,可以用单个安全阀额定泄流量乘以0.9作为组合装置的泄流量。爆破片串联在安全阀的出口侧时,爆破片爆破后的泄放面积需足够大,以保证泄流量不小于安全阀的额定排量。

5.2.2 安全阀和爆破片串联使用时的规定

a) 防止安全阀和爆破片间形成压力积聚,影响安全阀或爆破片的动作。

c) 如爆破片破裂后不能产生碎片、脱落或火花。

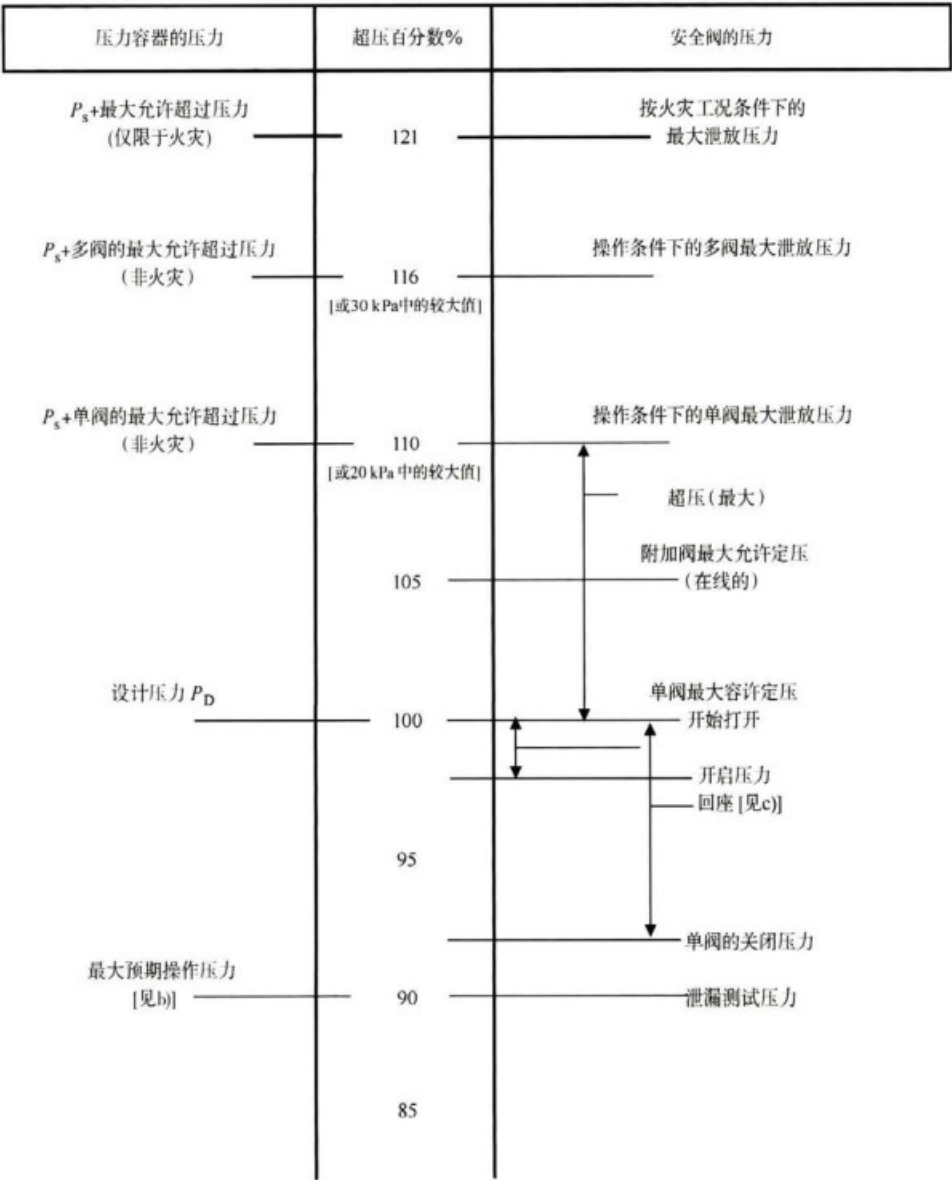
5.3 安装要求

安全阀进口压力降过大,可能导致安全阀反复启闭,产生震颤,会减小安全阀的泄放能力并且损坏阀座表面。影响安全阀性能的压力降是由不可恢复的入口压力损失(如湍流分散)和进口管线内部的摩擦力造成的。从被保护的设备或管道到安全阀进口处的压力降一般低于安全阀设定压力的3%。流量应

按照安全阀排放时通过安全阀的最大流量计算。液体热膨胀阀和采用远端取压的先导式安全阀不受此限制。用于液体介质的安全阀，需要考虑静压差对定压的影响。

6 定压和超压

6.1 安全阀的设定压力，需要考虑从压力源到安全阀进口之间的压力损失。压力容器的压力和安全阀的压力间关系可参见图 1。



- 注：
- a. 所示压力条件是安装在容器的安全阀条件。
 - b. 操作压力可高于或低于 90%。
 - c. 回座和压差应参考的有关标准。

图 1 压力容器和安全阀压力关系

- 6.2 第一阀，指超压时第一个动作的安全阀。其他阀是指除第一个安全阀以外的其他安全阀。
- 6.3 单独使用的爆破片爆破温度下的最大标定爆破压力，其值不能超过所保护系统的设计压力。和安

全阀组合使用的爆破片的最大标定爆破压力，参照 6.2 节的规定执行。

当爆破片爆破试验合格后，标定爆破压力取该批次爆破片按规定抽样数量的试验爆破压力的算术平均值。爆破压力允差见表 1，表示实际的试验爆破压力相对于标定爆破压力的最大允许偏差。

表 1 爆破压力允差

爆破片类型	标定爆破压力范围 (MPa)	相对标定爆破压力的允差
平板型、正拱型、反拱型	$\geq 0.001 \sim < 0.01$	$\pm 50\%$
	$\geq 0.01 \sim < 0.1$	$\pm 25\%$
	$\geq 0.1 \sim < 0.3$	$\pm 0.015 \text{ MPa}$
	$\geq 0.3 \sim < 100$	$\pm 5\%$
	$\geq 100 \sim < 500$	$\pm 4\%$
石墨	< 0.05	$\pm 25\%$
	$\geq 0.05 \sim < 0.3$	$\pm 15\%$
	≥ 0.3	$\pm 10\%$

注：来自《爆破片与爆破片装置》GB/T 567—2012。

与爆破片相关的压力关系图，如图 2 所示。

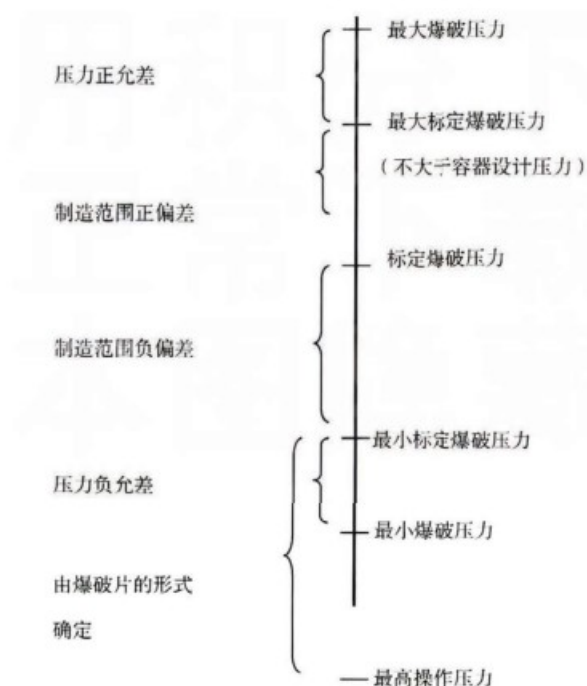


图 2 与爆破片相关的压力关系图

7 超压工况分析及计算

7.1 超压工况分析

7.1.1 表 7.1.1 序号 7

高挥发性物质进入热油，包括水进入热油和轻质烃进入热油，二者的结果相同，以水进入热油为例。水进入热油，蒸汽将在瞬间产生，安全泄压设施可能无法在这么短的时间内有效动作，应采取下列

措施以避免超压：

- a) 水侧的操作压力低于热油侧的操作压力；
- b) 为避免水的积聚，备用设备中维持热油以最小流量循环；
- c) 系统中避免出现水（液）袋；
- d) 安装适当的蒸汽凝液疏水阀；
- e) 采取伴热避免蒸汽冷凝；
- f) 在水管线和热工艺管线连接处设置双切断阀和放净阀；
- g) 设置联锁装置，当原料被水污染发生时切断热源。

7.2 泄放量的计算

7.2.1 c) 进料管内的流速 v 参考下述范围选取：

一般气体：10m/s～15m/s；

饱和蒸汽：20m/s～30m/s；

过热蒸汽：30m/s～60m/s。

如果系统内发生反应，造成体积变化，引起超压的，需要按反应工况计算，不能按进料量计算泄放量。

7.2.2 外部火灾工况安全泄压设施泄放量的计算

7.2.2.1 暴露在火灾环境中的设备，其盛装的液体因加热沸腾或热分解反应产生蒸汽，并且/或者液体因加热发生体积膨胀，均能导致设备超压。火灾类别分为敞开的池火、受限的池火和喷射火几种。池火因溢出液体被点燃而形成，而喷射火则由泄漏的带压液体被点燃而形成。喷射火的热通量很高并且局限在一个区域，而池火的热通量较低并且不局限于一个固定的位置。受限的池火发生在构筑物内部或者发生在围堰内，它的热通量在某些场合高于敞开的池火。不同类型火灾的热通量是不一样的，以下为不同火灾类别的热通量：

——敞开的池火：50kW/m²～150kW/m²。

——受限的池火：100kW/m²～250kW/m²。

——喷射火：100kW/m²～400kW/m²。

对火焰高度，API 521-2014 中建议为 25ft，折算为 7.6m。对于烃类火焰，虽然火焰高度可能会超过 7.6m，但 API 521-2014 的 4.4.13.2.2 节也提到，按 7.6m 的高度计算是足够的。

本规范以敞开的池火为基础进行计算。如果平台是格栅不能积存液体，则不作为高度基准。

在计算火灾排放量时，有以下两个假设：

1. 系统是隔断的；
2. 不同时考虑气体热膨胀超压排放和液体汽化超压排放。

需要计算整个压力系统在火灾工况下的受热面积，包括容器、管线和管件等。

容器内液面之下的面积统称为湿表面积。发生火灾时，外部火灾传入的热量通过湿表面积使容器内的液态物料汽化，湿表面积只考虑容器小于或等于距离地面或实体平面（如混凝土框架上的平台）7.6m 高度以下的湿表面积，通常 7.6m 高度以上部分不考虑。湿表面积应包括火灾影响范围内的管道和管件的外表面积。

5) GB/T 150—2011 关于球形容器受热面积的规定中，采用的高度是 7.5m。由于 7.6m 比 7.5m 相对保守且相差不大，所以为本规范的一致性，此处规定为 7.6m。

对于接近临界点的烃类，当不知道其精确潜热时，可以取 115kJ/kg（50btu/lb）作为近似值进行计算。如果压力泄放条件在临界点以上，因为没有相变，所以蒸气的泄放速率只取决于热输入引起的流体膨胀速率。

7.2.2.3 有完整的绝热保温层, GB/T 150—2011 指的是“在火灾情况下, 保温层不破坏”, 为达到这个要求, 本规范中给出了规定。需要注意, 常用的绝热材料很多都不能满足要求, 如泡沫玻璃的最高使用温度低于 500℃, 岩棉的最高使用温度低于 700℃等, 均不能满足要求。

GB/T 150—2011 中式 (B.4) 为 $W=2.61(650-t)\lambda A^{0.82}/(\delta r)$, 本规范参考 API521-2014 进行了修正。

7.2.2.4 无湿润表面容器, 指盛装气体、蒸汽和超临界流体的容器。设备的壁温 T_w , 在计算以碳钢制造的设备时, 采用 593℃ (866K) 来计算。

在外部火灾工况时, 从器壁向流体传递的热量有限, 火焰将在很短时间内就可将外部表面金属加热到足以使材料软化发生破坏的温度。25.4mm 的钢板暴露于明火时, 大约 12min 就可达到 593℃。如果式中的 T_1 超过 T_w , 可能安全阀尚未达到开启压力, 容器就已经被破坏了。在此工况下, 设置安全阀不能独立保护这类容器不受破坏, 仅能在短时间内 (金属软化之前) 起作用。因此要采取其他办法, 如安装外保温、设置水喷淋或自动、手动的排放系统、使容器远离易燃的物料等, 这些措施可以给操作者赢得时间, 处理问题, 达到安全生产的目的。

在 API 521—2011 提供的计算方法如下:

$$A_0 = F' \times A_1 / P_d^{0.5} \quad \dots\dots\dots (1)$$

式中:

A_0 ——安全阀的泄放面积, mm^2 ;

A_1 ——距地面 7.6m 高度以下的容器外表面面积, m^2 ;

P_d ——安全阀的泄放压力, kPa (绝压);

F' ——可根据式 (2) 计算, 如果计算值小于 182, 则取 $F' = 182$; 如果缺少数据, 无法根据式 (2) 计算得到, 则取 $F' = 821$ 。

$$F' = C_9 \times (T_w - T_1)^{1.25} / (C \times K_D \times T_1^{0.6506}) \quad \dots\dots\dots (2)$$

式中:

C_9 ——常数, 取值 0.2772;

K_D ——由安全阀制造厂提供的泄放系数;

T_w ——建议的最大金属壁温, K, 对于碳钢为 866K;

T_1 ——根据理想气体状态方程计算的泄放温度, K;

C ——常数, 根据式 (3) 计算;

$$C = C_{10} \times \{k \times [2/(k+1)]^{[(k+1)/(k-1)]}\}^{0.5} \quad \dots\dots\dots (3)$$

式中:

C_{10} ——常数, 取值 $0.0395, (\text{kg} \cdot \text{mol} \cdot \text{K})^{0.5} / (\text{mm}^2 \cdot \text{kPa} \cdot \text{h})$;

k ——泄放温度下理想气体的绝热系数。

a) 当计算得到的 $F' \geq 182$ 时, 可通过式 (4) 计算所需的排放量:

$$W = 8.765 \times (MP_d)^{0.5} \times A_1 \times (T_w - T_1)^{1.25} / T_1^{1.1506} \quad \dots\dots\dots (4)$$

式中:

W ——质量泄放流量, kg/h ;

M ——相对分子质量;

P_d ——安全阀的泄放压力, MPa (绝压);

A_1 ——距地面 7.6m 高度以下的容器外表面面积, m^2 ;

T_w ——建议的最大金属壁温, K, 对于碳钢为 866K;

T_1 ——泄放温度, K, 根据理想气体状态方程计算。

b) 当计算得到的 $F' < 182$ 时, 可通过式 (5) 计算所需的排放量:

$$W = 5755.345 \times C \times A_1 \times (MP_d / T_1)^{0.5} \quad \dots\dots\dots (5)$$

式中：

W ——质量泄放流量，kg/h；

C ——常数，根据式（3）计算；

M ——相对分子质量；

P_d ——安全阀泄放压力，MPa（绝压）；

A_1 ——距地面 7.6m 高度以下的容器外表面面积，m²；

T_1 ——根据理想气体状态方程计算的泄放温度，K。

由于计算 F' 时需要安全阀制造厂提供的系数，而在设计时，一般安全阀还没有确定厂家，所以本规范简化为采用式（4）直接进行计算，式（4）与式（7.2.2.4）相同。

7.2.3 换热管破裂安全泄压设施泄放量的计算

7.2.3.1 换热器整个管程完全破裂，管程内大量高压流体流入换热器低压侧，是一种极少见的，但是可能发生的事故。换热器在操作期间的轻微泄漏几乎不会引起超压。如果换热器低压侧（包括其上游系统和下游系统）的压力在换热管破裂的过程中不超过低压侧校正的耐压试验压力，就不会导致换热器低压侧破损。由于设计温度和耐压试验温度一般不会相同，所以 GB/T 150.1—2011 的 4.6.2 条规定了校正系数，即耐压试验温度下的许用应力与设计温度下的许用应力的比值。GB/T 150.1—2011 规定，液压试验压力的最低值为设计压力的 1.25 倍乘以校正系数；气压试验压力或气液组合试验压力的最低值为设计压力的 1.1 倍乘以校正系数。

当高压侧流体流入低压侧流体时发生化学反应，还需要考虑反应状况下所能达到的压力与低压侧校正的耐压试验压力的大小。

7.2.3.2 在实际情况下，换热器内部故障可以从一个小针孔到一根换热管完全断裂不等。为了通过静态方法确定所需的泄放量，可以按下列基准：

- （1）换热管破裂故障按一根换热管突然发生破裂考虑；
- （2）假设换热管破裂故障发生在管板背面一侧；
- （3）假设高压流体同时通过留在管板中的换热管残存段和另一个较长部分的管段流入低压侧；
- （4）假设流动规律为偏心孔板。

在确定泄放量时，还需要考虑液体的闪蒸。因为流体在低压侧与较热物料密切接触，由于减压和蒸发作用的组合影响，不是导致液体因减压闪蒸汽化变成蒸气，就是易挥发流体在被加热的情况下变成蒸气。

对不闪蒸的液体，采用不可压缩流体方程计算通过换热管破损处的排放流量。对穿过换热管破损处的气体，按可压缩流体处理。对闪蒸液体或两相流体，采用两相流方法来确定通过换热管破损处的排放流量。

7.2.5 化学反应失控

7.2.5.1 可以根据小型模拟实验的数据，确定系统特征，如调合型、气态型或混合型，根据系统特征，再选择适用的计算公式。系统特征分类如下：

（1）调合型：反应失控产生的压力完全是由于反应体系中的蒸气压产生，在热失控时系统内压力随着反应体系温度的增加而增加。

（2）气态型：反应失控产生的压力完全是由于化学反应过程中放出的不可凝性气体所致。

（3）混合型：随反应体系温度的升高，系统内压力是由反应过程产生的气体和蒸气共同作用的结果。化学反应失控，也可以采用美国紧急泄放系统设计协会（DIERS）推荐的方法。

7.3 泄放面积的计算

7.3.3 气液平衡的液相或气液混合相态，泄放时，会发生闪蒸而产生气相，减少通过泄放阀的有效质量流量。