

ICS 75.180.10

E 09

备案号: 10486—2002

# SY

## 中华人民共和国石油天然气行业标准

**SY/T 10043—2002**

代替 SY/T 4812—92

---

### 泄压和减压系统指南

Guide for pressure - relieving and depressuring systems

2002 - 05 - 28 发布

2002 - 08 - 01 实施

---

国家经济贸易委员会 发布

## 目 次

前言 .....	IV
API 前言 .....	V
API 政策性声明 .....	VI
第 1 章 概述 .....	1
1.1 范围 .....	1
1.2 参考文献 (略) .....	1
1.3 术语和定义 .....	1
第 2 章 超压原因 .....	4
2.1 概述 .....	4
2.2 判断超压的准则 .....	4
2.3 可能的超压原因 .....	5
第 3 章 单项释放量的确定 .....	8
3.1 超压的主要原因 .....	8
3.2 超压原因 .....	9
3.3 压力、温度及组分的影响 .....	9
3.4 操作人员反应的影响 .....	10
3.5 出口关闭 .....	10
3.6 冷却或回流中断 .....	10
3.7 吸收剂流动中止 .....	11
3.8 非冷凝物的蓄积 .....	11
3.9 易挥发物质进入系统 .....	11
3.10 工艺系统自控故障 .....	11
3.11 工艺系统热输入异常 .....	13
3.12 内部爆炸 (不包括爆燃) .....	13
3.13 化学反应 .....	14
3.14 水力膨胀 .....	15
3.15 外部火灾 .....	16
3.16 手动阀开启 .....	25
3.17 电力故障 .....	26
3.18 传热设备故障 .....	26
3.19 蒸气减压 .....	28
3.20 单个阀门的特殊考虑 .....	32
3.21 参考文献 (略) .....	34
第 4 章 处理系统的选择 .....	34
4.1 概述 .....	34
4.2 影响设计的流体特性 .....	34
4.3 大气排放 .....	35
4.4 火炬处理 .....	41

## SY/T 10043—2002

4.5 排放至低压系统处理	54
4.6 液体和可冷凝蒸气的处理	54
4.7 参考文献(略)	55
4.8 参考资料(略)	55
第5章 处理系统	56
5.1 概述	56
5.2 系统负荷的确定	56
5.3 系统布置	57
5.4 处理系统单体设计	58
5.5 火炬气回收系统	78
5.6 参考文献(略)	81
第6章 参考资料	81
6.1 处理系统	81
6.2 罐和分离器	81
6.3 火炬和烟囱	82
6.4 管线中的冲泻流	83
6.5 阀门中的冲泻流	84
6.6 管系	84
6.7 配管准则及管架	85
6.8 压力泄放阀	85
6.9 爆破片	86
6.10 水击与压力过渡	86
6.11 系统	87
附录A(规范性附录) 火灾泄放要求的确定	88
附录B(规范性附录) 特殊系统设计时应考虑的问题	91
附录C(规范性附录) 火炬塔高度计算实例	93
附录D(规范性附录) 典型细部及示意图	104
图1 暴露于汽油明火的钢板一侧的平均加热率	18
图2 过热对钢(ASTM A515 Grade 79 钢)的影响	19
图3 给定液体的相平衡图	31
图4 压力等级	33
图5 从扩散出口到贫可燃浓度区域的最大顺风垂直距离(石油气)	37
图6 从扩散出口到贫可燃浓度区域的最大顺风水平距离(石油气)	38
图7 到贫可燃浓度区域和富可燃浓度区域的轴向距离(石油气)	38
图8 火焰长度与释放热量的关系曲线:工业尺寸和释放量(美国通用单位)	45
图9 火焰长度与释放热量的关系曲线:工业尺寸和释放量(公制单位)	46
图10 由于侧向风对火炬塔喷射速度的影响引起火焰变形的近似结果	46
图11 注入水蒸气的无烟火炬头	48
图12 典型的空气助燃火炬系统	49
图13 自支撑式结构	51
图14 绷绳支撑式结构	51
图15 塔式支撑结构	51
图16 吹扫气流速减小密封——分子型	52

图 17	吹扫气流速减小密封——速度或文丘里管	53
图 18	等温流动曲线	60
图 19	可压缩的流体在高压降下通过管路的绝热流动	62
图 20	阻力系数的确定	67
图 21	火炬分液罐	68
图 22	高架火炬需要的水蒸气量	74
图 23	离开塔头 100ft (30m) 处的噪音强度	77
图 24	典型的火炬气回收系统	79
图 25	火炬气回收系统进口压力	80
图 A.1	纯单组分液态烷烃的蒸气压和汽化热	90
图 B.1	工艺系统中仅有一套压力泄放装置的典型流程示意图及压力曲线	92
图 C.1	确定火炬塔的参照尺寸	94
图 C.2	火炬的火焰中心和点火排出口的水平距离 $x_c$ (美国通用单位)	99
图 C.3	火炬的火焰中心和点火排出口的水平距离 $x_c$ (公制单位)	100
图 C.4	火炬的火焰中心和点火排出口的垂直距离 $y_c$ (美国通用单位)	100
图 C.5	火炬的火焰中心和点火排出口的垂直距离 $y_c$ (公制单位)	101
图 D.1	火炬塔密封罐	104
图 D.2	急冷罐	104
图 D.3	典型火炬装置	105
表 1	可能的公用系统故障及受影响的设备	6
表 2	特定情况下泄放量的基础数据	8
表 3	液烃和水在 15.6℃ (60°F) 时的体积膨胀系数典型数据	15
表 4	火焰对容器湿润表面的作用	16
表 5	环境系数	22
表 6	典型隔热材料的热导率	24
表 7	达到痛感需要的暴露时间	43
表 8	推荐的总辐射热设计强度 (不包括日光辐射)	43
表 9	来自气体扩散火焰的热辐射	45
表 10	建议注入的水蒸气量	48
表 11	各种管件的典型 K 值	63
表 12	清洁钢管的典型摩擦系数 (根据 0.00015ft 的当量粗糙度)	64
表 13	优化卧式分液罐的尺寸 (美国通用单位)	70
表 14	优化卧式分液罐的尺寸 (公制单位)	70
表 A.1	在明火试验中热吸收率的比较	88



SY/T 10043—2002

## 前 言

为了适应我国开发海洋油气资源的需要,中国海洋石油总公司等同采用美国石油学会的 API RP 521 《Recommended Practice for Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems》1997 年版,代替原等同采用 API RP 521:1982 的 SY/T 4812—92 《泄压和减压系统指南》,作为新的石油天然气行业标准发布。

本次修订使其含义更加准确,内容更完善,更加便于使用者理解。

与前一版相比较,本标准新增加了如下章节:“特别声明”、第 3 章 3.15“外部火灾”中 3.15.1~3.15.5 和 3.18“传热设备故障”中 3.18.2~3.18.3、第 4 章 4.4“火炬处理”中 4.4.3、第 5 章 5.4“处理系统单体设计”中 5.4.1 和 5.5“火炬气回收系统”、附录 A(规范性附录)“火灾泄放要求的确定”、附录 B(规范性附录)“特殊系统设计时应考虑的问题”。

与前一版相比较,本标准下述各章节改动较大,并增加了部分新内容:“API 前言”,第 1 章,第 2 章 2.2“判断超压的准则”,第 3 章 3.1“超压的主要原因”、3.10“工艺系统自控故障”、3.11“工艺系统热输入异常”、3.12“内部爆炸(不包括爆燃)”、3.13“化学反应”、3.14“水力膨胀”、3.15“外部火灾”、3.18“传热设备故障”、3.19“蒸气减压”、3.20“单个阀门的特殊考虑”、3.21“参考文献(略)”,第 4 章“4.4 火炬处理”、4.7“参考文献(略)”、4.8“参考资料(略)”,第 5 章 5.4“处理系统单体设计”、5.6“参考文献”。其他章节也作了一些修改、调整和增减,详细情况见正文。

为便于使用者查阅原文,除已发现有明显欠妥的地方按 GB/T 1.1 的要求修改外,中文的排版基本与原文相同,未作变动。

在海洋石油天然气开发工程的设计、建造和使用中,涉及原标准所在国政府或其他主管当局的法律、法规和规定时,应按中华人民共和国政府或政府主管部门颁布的相应法令、法规和规定执行。

原标准中关于风、浪、流、冰、温度、地震等环境条件的数据或定量计算方法,凡符合我国实际的均可参照使用;否则,应使用符合我国环境条件实际的数据和定量计算方法。

关于计量单位的表示,以我国法定计量单位为主,即法定计量单位值在前,美国通用单位的相应值标在其后的括号内。

为不改变原标准中的公式和保持曲线的形状特征,对公式和曲线中原使用的美国通用单位未作改动。

本标准从生效之日起,同时代替 SY/T 4812—92。

本标准的附录 A、附录 B、附录 C、附录 D 都是规范性附录。

本标准由中国海洋石油总公司提出并归口管理。

本标准起草单位:中国海洋石油总公司研究中心开发设计院。

本标准主要起草人:徐丽英。

本标准主审人:朱海山。

## API 前 言

本推荐作法作为装置工程师设计、安装及操作泄压和减压系统的指南而编制的。根据石油加工界及相关领域有资历的工程师们积累的知识和经验，标准推荐了经济合理、安全的泄压作法。

在本推荐作法出版之前，没有此类文献可供参考。API RP 520《炼油厂压力泄放装置的尺寸确定、选择和安装的推荐作法》的制定公布了这方面现存的详细资料，推荐作法 API RP 521 正是这些相关数据的汇编并作为 API RP 520 的附本而出版。

随着现代工艺处理装置在设计与操作方面愈来愈复杂，装置的能量级别更突出了精心设计可靠的压力泄放系统的重要性。本推荐作法提出了（围绕压力泄放排放系统的）直接设计、经济及安全问题的建议作法。但是，请本推荐作法的使用者注意：这种类型的出版物不可能是完善的，也不可能有任何书面文件来代替合理的工程分析。

本版包括了编辑修订及依据第三版发表以来所取得的经验进行的较大变动。根据 API 出版物通用作法，文中包括了公制数据、单位名称及公式。

API 出版物可供任何愿意采用的人使用。学会已尽其所能保证其中所含数据的准确性和可靠性。但是，学会对本出版物不作代理、担保或保证，并特此明确表示，对因使用本出版物而造成的损失或损坏，或对于使用可能与任何联邦的、州的或市的法规有矛盾的本出版物而可能发生的对那些法规的任何抵触，API 均不承担任何义务和责任。

欢迎提出修改意见并请提交美国石油学会制造、分配和市场部主任，地址：1220 L Street, N. W., Washington, D. C. 20005。

## API 政策性声明

API 各种出版物仅针对一般性质的问题。涉及特定情况时，应查阅地方的、州的和联邦的法律与条例。

API 不为雇主、制造商或供应商承担对他们的雇员和在场其他人员的健康、安全风险以及预防措施进行告诫、严格训练和装备方面的义务，也不承担他们在地方的、州的或联邦的法律外的责任。

关于个别材料和条件所涉及的安全健康风险以及相应的预防措施的资料，应从雇主、其材料的制造厂商或供应商那里，或在其材料的安全数据表处得到。

任何 API 出版物的内容不能以含蓄的或其他的方式解释为授予任何权利去制造、销售或使用任何专利的方法、设备或产品。该出版物中的任何内容也不能解释为开脱任何人侵犯专利权应承担的责任。

通常，API 标准至少每 5 年进行一次复审，并进行修订、重新认定或撤消。有时这个过程可延长一次，最多两年。作为现行 API 标准，该出版物从出版之日起，其有效期不超过 5 年，除非再版时授权延长其有效期。本出版物的状况可从 API 编辑部 [电话：(202) 682-8000] 查询。API (地址：1220L ST, N. W., Washington, D. C. 20005) 每年出版 API 出版物和资料目录并每季更新。

本推荐作法是按 API 标准化程序制定的，在标准制定过程中该标准化程序能使之具有广泛性和代表性，从而使之成为一个 API 标准。涉及该标准内容解释的问题或涉及改进该标准规程的建议，应直接写信寄交 API 编辑部主任 (标注在本推荐作法的首页)，美国石油学会，1220L ST, N. W., Washington, D. C. 20005。

美国石油学会 (API) 标准是为了便于广泛传播已经验证的良好的工程和操作上的作法而出版的。这些标准无意排除正确判断应在何时何地应用这些标准的必要性。API 标准的制定和出版无意禁止任何人采用其他作法。

按 API 标准的标识要求标识设备的任何制造商，单独负责遵守所用 API 标准的要求。API 不代理、担保或保证这些产品实际上确实与可适用的 API 标准相符。

## 泄压和减压系统指南

### 第1章 概 述

#### 1.1 范围

本标准适用于压力泄放和蒸汽减压系统。提供的资料是用来帮助选择最适用于各种装置在出现危险情况时的泄压和减压系统。本标准的目的是补充 API RP 520 I 炼油厂压力泄放装置的尺寸确定、选择和安装 第一部分 尺寸确定和选择 (第五版) 所规定的作法, 以便确立一个设计依据。

本标准为分析超压的主要原因、确定单项释放量以及选择和设计诸如容器、火炬和放空塔在内的处理系统提供了指南。

在本标准 5.4.1 中提出了与泄压系统有关的管线资料。但是, 实际管线应按照 ASME (美国机械工程师学会) B31.3 或其他适用的规范进行设计。

健康危险与压力泄放设备的操作可能有关。特殊风险的讨论超出了本标准的范围。

#### 1.2 参考文献 (略)

#### 1.3 术语和定义

本标准在 1.3.1~1.3.37 中给出了使用与泄压系统有关的术语词汇的定义。许多术语和定义取自 API RP 520 I 和 ASME PTC 25。

##### 1.3.1

#### 压力蓄积值 accumulation

压力泄放装置进行排放时, 超过容器最大允许工作压力的压力增量; 压力蓄积值用压力单位或百分数表示。最大允许压力蓄积值是根据操作和火灾意外事故适用标准确定的。

##### 1.3.2

#### 大气排放 atmospheric discharge

蒸气和气体通过压力泄放和减压装置排向大气。

##### 1.3.3

#### 背压 back pressure

由于排放系统内的压力而导致在压力泄放装置出口处存在的压力。背压可能是恒量或变量, 背压是叠加背压和积聚背压之和。

##### 1.3.4

#### 平衡式压力泄放阀 balanced pressure relief valve

弹簧加压式泄放阀的一种, 它可使背压对泄压阀的操作特性的影响降低到最低程度 (见 API RP 520 I)。

##### 1.3.5

#### 泄放压差 blowdown

压力泄放阀的设定压力与关闭压力之差, 用设定压力的百分数或用压力单位表示。

##### 1.3.6

#### 积聚背压 built-up back pressure

当一个或多个压力泄放装置打开之后, 由于介质的流动而在排出汇管中建立起来的压力增量。

##### 1.3.7

#### 爆破压力 burst pressure

引起爆破片装置动作的人口静压。

## SY/T 10043—2002

## 1.3.8

**闭式阀盖压力泄放阀 closed - bonnet pressure relief valve**

整个弹簧安装在一个金属护罩中的压力泄放阀。该金属罩防止弹簧与环境中的腐蚀性介质接触,并用来收集阀杆和阀盘导向器周围的泄漏物。阀盖是否密封以防止阀盖内压力泄漏至周围的大气中,这取决于采用的阀盖和提升杆类型或阀盖通气孔的特殊处理。

## 1.3.9

**闭式处理系统 closed disposal system**

能处理不同于大气压力的带压的处理系统。

## 1.3.10

**冷态试验差压 cold differential test pressure**

压力泄放阀在试验台上调节到开启时的压力。冷态试验差压包括在工作条件下对背压或温度或同时对两者的修正值。

## 1.3.11

**常规压力泄放阀 conventional pressure relief valve**

一种弹簧加压式压力泄放阀。其操作特性直接受阀的背压变化的影响(见 API RP 520 I)。

## 1.3.12

**容器的设计压力 design pressure of a vessel**

至少是操作过程中所预料的最不利操作温度和压力的叠加。在最大允许工作压力还未确定的各种情况下,它可用来代替最大允许工作压力。设计压力是在设计中用来确定容器最小允许壁厚或确定容器的不同部件的物理特性的压力(见最大允许工作压力)。

## 1.3.13

**火炬 flare**

一种通过燃烧安全地处理废气的方法。对于高架火炬,燃烧是借助于装在管子或塔顶部的燃烧器和点火器进行的。对于地面火炬,其设备与高架火炬相似,只是燃烧是在地面或接近地面进行的。燃烧坑和火炬的差别在于燃烧坑主要用于处理液体。

## 1.3.14

**压塞室 huddling chamber**

安装在压力泄放阀座外的环形压力室,它的作用是迅速打开阀门。

## 1.3.15

**提升 lift**

当阀门正在泄放时,阀盘离开关闭位置的实际升程。

## 1.3.16

**最大允许蓄积压力 maximum allowable accumulated pressure**

最大允许工作压力和最大允许压力蓄积值之和。

## 1.3.17

**最大允许工作压力 maximum allowable working pressure**

在操作状态和设计温度下容器顶部的最大允许表压。此压力是基于应用公称壁厚时容器各个部件的计算结果来确定的,它不包括腐蚀余量和除压力以外载荷要求的附加金属壁厚。最大允许工作压力是对容器起保护作用的压力泄放装置的压力设定基础。

## 1.3.18

**开式阀盖压力泄放阀 open - bonnet pressure relief valve**

弹簧穿过阀盖或阀座直接暴露在大气中的压力泄放阀。根据设计,弹簧可以不与阀门排放的蒸气或天然气接触而得到保护,并通过弹簧周围自由流动的空气得到冷却。

**1.3.19****开式处理系统 open disposal system**

不用容器而只用一根短尾管从卸压装置直接向大气排放的处理系统。

**1.3.20****操作压力 operating pressure**

容器正常使用所承受的压力。为了防止泄压装置的任何不必要的动作，压力容器设计的最大允许工作压力通常是在操作压力之上增加适当的余量。

**1.3.21****超压 overpressure**

超过泄压装置设定压力的压力增量，用压力单位或百分数表示。当泄压装置按容器的最大允许工作压力设定，且假设到泄压装置的进口管线无压力损失时，它与蓄积压力相等。

注：当开启第一或主压力泄放阀的设定压力低于容器的最大允许工作压力时，超压最可以大于阀的设定压力的10%。

**1.3.22****导阀控制的压力泄放阀 pilot-operated pressure relief valve**

由主阀和控制主阀的辅助压力泄放阀组成的压力泄放阀。

**1.3.23****压力泄放阀 pressure relief valve**

泄压阀、安全阀和安全泄压阀的通称。压力泄放阀被设计成能自动重合和阻止流体的流动。

**1.3.24****压力泄放系统 pressure-relieving system**

由压力泄放装置、管线及处理系统组成，它用于安全泄放、输送和处理蒸气、液体或气体。泄压系统可以仅由一个压力泄放阀或安全爆破片组成，排放管可有可无，可安装在单个的容器或管线上。更复杂的压力泄放系统可以包含多个压力泄放装置，这些压力泄放装置均与同一管汇相连输送到处理设备。

**1.3.25****骤冷 quenching**

一种液体与其他低温液体混合时所产生的冷却。

**1.3.26****额定泄放量 rated relieving capacity**

根据合适的规范或规则实测的泄放量，它是选用压力泄放装置的基础数据。

**1.3.27****泄压阀 relief valve**

一种由阀门上游静压促动的弹簧加压式泄放阀。这种阀门的开度一般与超过开启压力的压力增量成正比。泄压阀主要用于不可压缩的液体。

**1.3.28****泄放条件 relieving conditions**

这一术语用于表示特定超压时压力泄放装置的入口压力和温度。泄放压力等于阀门的设定压力(或爆破片的爆破压力)加上超压量。在泄放条件下，流动的液体温度可高于也可低于操作温度。

**1.3.29****爆破片装置 rupture disk device**

由爆破片前静压作用的非重新闭合式差压泄放装置依靠带压爆破片破裂而起作用。爆破片装置由爆破片和夹持器构成。

## SY/T 10043—2002

## 1.3.30

**安全泄压阀 safety relief valve**

一种弹簧加压式泄放装置，根据应用条件可用作安全阀或泄压阀。

## 1.3.31

**锁定截断阀 sealed block valve**

一种在正常操作期间可以锁定为全开或全关状态的阀门。锁定可以由锁定装置或锁紧器来实现（见 ASME《锅炉及压力容器规范》第Ⅷ卷 UG-135, M-5 和 M-6）（以下简称 ASME《规范》）。

## 1.3.32

**安全阀 safety valve**

一种由阀前静压驱动并具有快速开启或突然动作特性的弹簧加压式泄放装置。安全阀一般用于可压缩流体。

## 1.3.33

**设定压力 set pressure**

压力泄放阀在使用条件下设定开启的进口表压。

## 1.3.34

**铭牌爆破压力 stamped burst pressure**

是指在设定的爆破片破裂时的温度下，爆破片两端的压差值。这个压力是由制造厂在同一批爆破片中做抽样爆破测试得出的数据。铭牌爆破压力打印在爆破片上。在开始生产制造阶段的爆破片应打上设定的爆破压力。

## 1.3.35

**叠加背压 superimposed back pressure**

压力泄放装置开启前出口的静压，它来自排放系统中其他的压力源，它可以是一个常量或一个变量。

## 1.3.36

**蒸气减压系统 vapor depressuring system**

由阀门和管线组成的一种保护装置。该装置通过泄放蒸气迅速降低设备内的压力。系统的驱动可自动进行也可手动进行。

## 1.3.37

**放空塔 vent stack**

不经过燃烧或处理将泄放的流体排放到大气中的一种高架垂直处理设施。

## 第 2 章 超压原因

### 2.1 概述

本章讨论炼厂设备超压的主要原因并为装置设计提供指南，以尽量减少这些原因所造成的影响。超压是由于物料和能量的正常流动出现不平衡或异常造成的，超压将引起物料或能量，或二者在系统某部分积聚。因此，分析超压原因和超压大小时，对工艺系统中物料和能量平衡进行研究，是一项重要而复杂的工作。

对于每一个工艺系统，本章所述原理的应用都是不同的。虽然，本标准已努力能包含所有主要情况，但读者注意不要把所描述的超压条件认为是仅有的超压原因。本标准所提供的超压处理方法只能作为建议。在系统设计时，应考虑到在各种工作条件下系统中可能构成危险的任何情况。安装压力泄放装置是为了保证系统或其中任何一部分中的压力避免超过最大允许蓄积压力。

### 2.2 判断超压的准则

如果超压原因之间不存在工艺或机械或电气之间的联系，或如果可能相继发生超压的原因所间隔

的时间很长,足以对它们进行单独的分类,那么包括外部火源在内的超压原因都被认为是独立的。如果这些原因是独立的,那么能引起超压的两个或多个同时发生的情况将不假定。

操作者的失误是超压的潜在根源。

本章所述作法应该和良好的工程判断结合起来应用,并应全面考虑联邦政府、州、地方政府的条例和法则。

此外,某些泄放方案要求安装高度完善的保护性仪表系统,以防止超压和(或)超温。如果采用该方案,保护性仪表系统至少应和压力泄放装置系统一样可靠,而且只有当压力泄放装置不能使用时,该系统才能使用。

事故安全装置、自动启动装置和其他常规的控制仪表不能代替压力泄放装置作为单个工艺设备的保护。然而,在设计一个泄放系统的某些单元时,例如泄放汇管、火炬和火炬头,可假定仪表系统中合适的仪表反应百分率,其值可根据冗余度、维修周期和其他影响仪表可靠性的因素进行计算。

## 2.3 可能的超压原因

### 2.3.1 概述

压力容器、热交换器、操作设备及管系是按照承受的系统压力设计的。设计是根据(a)操作温度下的正常操作压力;(b)可能发生的机械荷载任何组合的影响以及不同作业间差值的影响;(c)压力泄放装置的设定压力。工艺系统设计者必须确定最小释放量以防止设备中的压力超过最大允许蓄积压力。本章2.3.2~2.3.16列举的主要超压原因可作为制定通常可接受的安全措施的指南。

### 2.3.2 容器出口关闭

当装置运行时,若一个压力容器出口的截断阀误操作关闭,容器内的压力可能会超过最大允许工作压力。如果出口截断阀关闭就可能引起超压,除非管理程序控制阀门的闭合,如安装锁定装置或锁紧器,否则需要安装压力泄放装置。应考虑每一个控制阀可能的非正常动作,一般来说,在串联容器出口上省略截断阀可以简化压力泄放的要求。

对于系统能力设计,可以假定:控制阀始终保持在正常操作位置下操作,该阀通常是开启的,在出现故障时也能起作用且不受主要故障原因的影响。其他信息参见3.10.4。

### 2.3.3 阀门误打开

应该考虑到与高压蒸汽或高压工艺流体等高压源相连的阀门的误开启。除非这些阀被上锁或由闭合锁定器锁在关闭位置,否则要求考虑安装压力泄放装置,以控制泄放量。

### 2.3.4 止回阀故障

止回阀关闭不严的故障也必须予以考虑。例如,如果流体由泵送入含有气体或蒸气且设计压力大大超过泵上游设备设计压力的工艺系统,在停泵后,止回阀故障将引起液体回流。当高压流体回流进入泵的吸入系统时,就会引起严重的超压。只要不存在产生超过设备试验压力的高压流体回流的潜在可能性,安装一个止回阀是可以接受的。在这些情况下应该考虑增加辅助装置,以便把回流的可能性减少到最低程度。辅助装置可以是一个单向阀、一个动力操作止回阀,另一个普通的止回阀或类似的装置。通常不推荐在泵吸入管上安装能承受因止回阀故障产生的最大流量的压力泄放装置,因为通过旋转的机器的回流可产生足以破坏机械设备的离心力。

### 2.3.5 公用系统故障

由任何公用系统出现故障而可能产生的后果,无论涉及到全部装置还是局部装置,都必须仔细地分析研究。表1给出了可能发生故障的常用公用系统及受其影响可引起超压的部分设备。

### 2.3.6 部分公用系统故障

分析由于部分公用系统故障而产生的超压影响,应包括超压引起的连锁反应和涉及的超压反应时间。在两台设备并联工作且具有不同动力源的情况下,若操作时其中一台发生了故障,可认为操作不受影响,在这种情况下完好的设备可继续运行。例如,由两台并联使用且连续操作的水泵组成的冷却水循环系统,且这两台水泵的驱动装置具有独立的动力源,如果其中一种动力源发生故障,而另一种



## SY/T 10043—2002

动力源可以继续供给并且应该认为具有一定的可靠性（见 2.2）。动力故障所产生的超量水蒸气只取决于不足的冷却水流量。另举一例：在两台并联使用的冷却水泵中，其中一台提供全部的冷却水而另一台备用，第二台水泵具有独立的动力源并且装有当第一台水泵停机时能自动启动的控制装置。由于备用设备不按完全可靠考虑，所以备用泵没有保护措施。

表 1 可能的公用系统故障及受影响的设备

公用系统故障	受影响的设备
电气	<ul style="list-style-type: none"> <li>·循环冷却水泵、锅炉上水泵、骤冷泵或回流泵</li> <li>·空气冷却交换器的风机、冷却塔风机或助燃空气风机</li> <li>·工艺蒸汽压缩机、仪表空气压缩机、真空压缩机或制冷压缩机</li> <li>·仪表</li> <li>·电动阀</li> </ul>
冷却水	<ul style="list-style-type: none"> <li>·工艺或公用供给冷凝器</li> <li>·工艺流体、润滑油或密封油冷却器</li> <li>·旋转或往复设备的水套</li> </ul>
仪表空气	<ul style="list-style-type: none"> <li>·变送器和控制器</li> <li>·工艺调节阀</li> <li>·报警和关断系统</li> </ul>
水蒸气	<ul style="list-style-type: none"> <li>·透平驱动的泵、压缩机、鼓风机、助燃空气风机或发电机</li> <li>·重沸器</li> <li>·往复泵</li> <li>·直接注水蒸气设备</li> <li>·喷射器</li> </ul>
燃料 (油、天然气等)	<ul style="list-style-type: none"> <li>·锅炉</li> <li>·再热炉（重沸器）</li> <li>·内燃机驱动的泵或发电机</li> <li>·压缩机</li> <li>·燃气轮机</li> </ul>
惰性气体	<ul style="list-style-type: none"> <li>·密封</li> <li>·催化反应塔</li> <li>·仪表和设备的吹扫</li> </ul>

在详细研究后，对于通常驱动机用两种不同动力驱动的并联操作的仪表空气压缩机和发电机，可以采取全部或局部的保护措施。在采用防超压措施之前，必须对辅助设备的手动操作及时间相关性进行细致地分析研究。

### 2.3.7 电气或机械故障

为工艺流体冷却或冷凝服务的电气或机械设备的故障可能引起工艺容器超压。

### 2.3.8 风机停机

空气冷—热交换器或冷却塔上的风机可能因失去动力或机械故障偶然地停止工作。这时冷却塔和

空气冷—热交换器上的散热片能够继续工作，在环境条件下与周围静止的空气通过对流和辐射进行冷却。

### 2.3.9 串联蒸馏系统中失去热量

在串联蒸馏系统中（即第一个塔的残留物进入第二个塔，而第二个塔的残留物又进入第三个塔），当一个塔失去输入热量时，后面的塔就可能超压。失去热量会导致一些轻质馏分和残留物混合并输入下一个塔。在这种情况下，第二个塔的塔顶负荷可由该塔正常的蒸气负荷加上来自第一个塔的轻质馏分组成，如果第二个塔没有冷凝附加蒸气的的能力，那么超压就会发生。

### 2.3.10 仪表风或电力故障

由于工艺装置上仪表自动化系统的复杂性，为了独立的操作，要求可靠的和不间断的气源或电源，或者两者都需要。在安装一台仪表风压缩机的场所，如果由来自工厂风系统的应急减压站补充空气，那么设一个尺寸足够大的空气罐就可满足需要。

关键的电子或电气仪表应与专用的应急交流或直流电源连接。应该对每一台控制阀进行故障安全条件评价。故障安全是指仪表风或电源发生故障时，控制阀的动作（弹簧打开、弹簧关闭或固定位置）。为了将超压的可能性降低到最低程度，每一个控制阀都应具有故障安全的特性，这应作为装置设计的一个组成部分。控制阀的故障位置本质上不认为具有足够的保护作用，因为仪表系统的其他故障能引起控制阀向它的设计故障位置相反方向移动。

### 2.3.11 回流故障

泵或者仪表故障造成的回流中断可引起塔内出现超压，这是由于蒸馏工艺系统中冷凝器溢流或损失冷却剂所致。

### 2.3.12 重沸器热量输入异常

重沸器是按照给定的输入热量设计的，当它们是新的或刚刚清洁过时，可能出现超过正常设计的输入热量。如果温度控制失灵，产生的蒸气可能超过工艺系统的冷凝能力，或从另一方面讲超过了工艺系统承受蓄积压力的能力，这可能包括由于过热而不能冷凝的部分。

### 2.3.13 热交换器的管程破裂

在管壳式热交换器中，管程可能出现由热冲击、振动和腐蚀在内的多种原因引起的故障。无论哪种原因，其结果是高压液流可能造成热交换器的低压部分超压。应该确定低压系统承受这种泄漏的能力。如果高压液流从破裂的管程中流入低压物流，那么必须查明压力可能上升的程度以便确定是否需要增加压力泄放的能力。

### 2.3.14 瞬时压力骤增

#### 2.3.14.1 水击

应该对所有充满液体的系统能否出现通常被称为水击的液压冲击波的可能性进行仔细地分析研究。水击是一种不能由压力泄放阀合理控制的超压形式，因为这些阀的反应时间通常太慢。用毫秒测量的波动峰值压力可能上升到正常操作的许多倍。在没有安装正常的保护装置的场所，这些压力波将损坏压力容器和管线。水击常常是由阀门的快速关闭引起的。在可能出现水击的地方，应考虑使用波动阻尼器。

#### 2.3.14.2 汽击

波动脉冲峰压在存有可压缩流体的管道内可能出现。大多数汽击通常是由阀的快速关闭引起的。这个波动脉冲峰压可在几微秒内出现，其值可能上升到正常操作压力的许多倍，从而引起管道振动甚至剧烈运动并可能导致设备的破坏。由于压力泄放阀的响应时间慢，因而不能作为有效的保护装置。避免使用快速关闭的阀门可防止产生汽击。

### 2.3.15 装置起火

火灾作为设备超压的原因在 3.15 中讨论。装置上安装的控制关断系统或减压系统，能够将外部的火焰引起的超压降低到最低程度。

SY/T 10043—2002

为限制蒸气的产生和火焰的可能扩散，安全设施还应该允许液体从系统中排放出来。通常认为用生产操作排放系统排放比用独立的液体系统排放优越且更有效。正常操作要求滞留的液体（其中包括制冷剂和溶剂），能有效地保持容器壁的冷却，无须排出系统。可以对容器蒸气空间进行保温并进行外部水冷或通过蒸气减压系统降低容器内压。

消防区域设计应该包括足够的地面排放设施及防止可燃液体从一个操作区向另一个操作区扩散的措施。必须为消防人员和消防设备提供容易接近每一个消防区及工艺设备的通道，消防栓、消防设备、消防监控器应设置在易于接近的位置。

当符合 3.15.5 的要求时，可以采用隔热的措施防火。

2.3.16 工艺变化和（或）化学反应

在一些反应和处理系统中，工艺系统失去控制可引起温度和（或）压力的较大变化。其结果可能使温度超过所选材料的允许温度范围。因此，在处理低温液体的场所，压力的降低可能使得液体的温度低于设备的最低允许设计温度，由此会产生低温脆裂故障的危险。对于放热反应（如分解作用、酸稀释和聚合作用），由失控引起的过高温度和（或）过高压力能使设备的允许应力降到低于设计值，或能使设备的压力升到高于设备的最大允许工作压力（MAWP）。在这种情况下，常规的压力泄放装置对这些意外情况不能起保护作用，因而需要一种当工艺变化超出预定温度（压力）范围时发出警报的控制装置，以便采取改正措施（见 3.9, 3.10 和 3.13）。

第 3 章 单项释放量的确定

3.1 超压的主要原因

确定由各种超压原因引起的单项释放量的依据，将以一般要考虑的问题和专门建议的形式在本节中提出。在各种情况下，要应用良好的工程判断能力，而不盲目地拘泥于这些建议。所得的结果应在经济上、操作上以及机械性能上都是可行的，但无论在任何情况下，都应把装置及其操作人员的安全放在首位。

表 2 列出了可能需要超压保护的一些常见的情况。表 2 建议的最大泄放能力并不全面或完整，它仅作为一种推荐的指导原则。本章的其他部分将提供更详细的分析。

表 2 特定情况下泄放量的基础数据

序号	情况	压力泄放装置	
		液体泄放 <sup>a</sup>	蒸气泄放 <sup>a</sup>
1	容器出口关闭	最大液体泵入量	水蒸气和蒸气总进入量，加上泄放条件下产生的水蒸气和蒸气
2	冷凝器冷却水中断	—	在泄放条件下进入冷凝器的蒸气总量
3	塔顶回流中断	—	水蒸气和蒸气总进入量，加上泄放条件下产生的水蒸气和蒸气减去被侧线回流冷凝的蒸气
4	侧线回流中断	—	泄放条件下进入蒸气和排出蒸气之差额
5	至吸收塔的贫油中断	—	通常没有
6	不凝气的聚集	—	在塔中产生的结果与第 2 项相同；在其他容器中产生的结果与第 1 项相同
7	高挥发物的进入 水进入热油 轻烃进入热油	— — —	对塔通常不能预测 对换热器按一根管子内截面积的 2 倍计算，以备因管子破裂进入挥发性流体而产生的蒸气之用

表 2 (续)

序 号	情 况	压力泄放装置	
		液体泄放 <sup>a</sup>	蒸气泄放 <sup>a</sup>
8	储罐或缓冲容器液位超高	最大液体泵入量	—
9	自动控制故障	—	必须对各种情况逐个进行分析
10	热或蒸气的非正常进入	—	估计最大的蒸气产生量, 包括因过热而产生的不凝气
11	换热器管子破裂	—	水蒸气或蒸气进入量按一根管子内截面积的 2 倍通过量计算, 与第 7 项热交换产生的结果相同
12	内部爆炸	—	常规泄放装置不能控制, 而是避免事故的发生
13	化学反应	—	从正常和失控两种条件来估计蒸气产生量
14	水力膨胀	见 3.14.3	—
	冷流体关闭	见 3.14.3	—
	装置区外部管线关闭		
15	外部着火	—	用 3.15 给出的方法估算
16	动力中断 (水蒸气, 电或其他)	—	研究设备安装情况, 以确定动力故障的后果, 按可能出现的最坏情况决定泄压阀尺寸一旦全部停泵, 将造成回流和冷却水中断搅动或搅拌停止, 冷却或停滞水蒸气, 按失控反应产生的蒸气确定阀的尺寸
	分馏塔	—	
	反应器	—	
	空冷器	—	风扇会停转, 按正常和事故的制冷量之差决定阀的尺寸
	缓冲容器	最大液体进入量	—

<sup>a</sup> 应考虑因泄放压力高于操作压力而引起的泄放量的减小。

### 3.2 超压原因

确定需要泄放的液体或蒸气量是根据输入的净能量推算出来的。两种能量输入最普遍的形式就是 (a) 热输入即通过汽化或热膨胀过程引起的间接压力输入和 (b) 来自高压源引起的直接压力输入。超压可能由其中一个或两个原因引起。

单项释放量的峰值就是为了保护设备所必须释放的最大流量。以免任何一种原因引起超压。两种独立的故障同时发生的可能性是很小的, 通常不需考虑。

### 3.3 压力、温度及组分的影响

为确定各种释放量应考虑温度和压力, 因为它们影响液体和蒸气的体积及组分特性。当液体被加热时将产生蒸气。由于在固定的空间内压力的增加以及连续流进流出设备的物流焓值改变着平衡条件, 因而产生的蒸气量随着平衡条件的改变而变化。在许多情况下, 一定体积的液体可能是由许多沸点不同的组分组成的混合物。在泄压条件下, 没有达到其临界温度的液体因吸热产生的蒸气多为低沸点组分。随着吸收的热量不断增加, 较重的组分将会陆续汽化。最后, 如果吸收足够的热量, 最重的组分也会汽化。

在泄压过程中, 应研究不同时间间隔内蒸气量及分子质量的变化, 以便确定释放量峰值及蒸气的组分 (见 API RP 520 I)。时间间隔的变化也可能影响到进口物流的组分, 这还需作进一步的研究。

## SY/T 10043—2002

释放压力有时可超过系统中组分的临界压力（或假临界压力）。在这种情况下，为了计算系统流体的密度—温度—焓之间的关系，必须考虑确定压缩系统的修正值。如果超压是由于进口物流过量而引起的，那么超出的物流量应该在进口焓值等于出口焓值时所确定的温度下泄放掉。

在没有其他物流进出的系统中，如果超压是由于外部输入热量过多引起的，那么释放量将是初始物流量与在泄放过程中任何时刻计算的剩余物流量之差。无论初始物流量是留在容器中还是被放空，累积外部输入焓值等于初始物流量增加的总焓值。通过计算或绘制累积放空量与时间的关系曲线，可确定瞬间最大释放量。该最大值通常出现在临界温度附近。

在这种情况下，假设为理想气体可能太保守，用 3.15.2.1.2 中的公式（5）计算出安全泄放阀的尺寸过大，式（5）只有在缺乏流体的物理特性的情况下使用。

### 3.4 操作人员反应的影响

在确定最大释放量条件时，判断操作人员的反应需要考虑操作人员在学习中的责任心和对非正确操作所造成后果的理解。根据装置的复杂程度，通常人们所接受的反应时间范围在 10min~30min 之间。这种反应的效果取决于工艺动态特性。

### 3.5 出口关闭

当容器或系统的所有出口被堵塞时，为了防止容器或系统超压，泄放装置的释放量必须至少等于压力源的处理量。如果不是所有的出口都被堵塞，可以适当考虑没有堵塞出口的处理量。超压源包括泵、压缩机、高压管汇、从富吸收剂中脱出的干气以及工艺加热源。在有热交换器的情况下，出口关闭可能引起热膨胀（见 3.14），也有可能产生汽化。

所释放的物料量应该在设定压力加超压的条件下确定，而不是按正常的操作条件来确定。当考虑到各种条件的差异时，所需阀门的流通能力经常明显地降低。当确定需要的通过量时，也应该考虑到超压源与被保护系统之间的连接管线阻力降的影响。

### 3.6 冷却或回流中断

#### 3.6.1 概述

所需要的泄放量应根据释放压力下系统的物料和热平衡来确定。在蒸馏系统中，该释放量可以对有回流和无回流的情况进行计算。如果冷却流体中断，通常不必考虑剩余冷却剂的作用，这是因为冷却剂的作用时间有限，并且取决于管线的外形结构。然而，如果工艺管线系统特别大而且裸露，可以考虑热损失对环境的影响。

因为难以计算详细的物热平衡，在 3.6.2~3.6.9 中介绍的简化方法已被普遍用来确定释放量。

#### 3.6.2 全部冷凝

冷凝器泄放量是指在设定压力加超压下的新蒸气组分相对应的温度下，重新计算的进入冷凝器的全部蒸气量和泄放过程中输入的热量。塔顶储罐在正常液位时的缓冲量一般限制在 10min 以内。如果冷却中断超过了这个时间范围，那么就会失去回流，而且塔顶的组分、温度以及蒸气的流量都可能明显改变。

#### 3.6.3 部分冷凝

泄放量是在泄放条件下流入蒸气量与流出蒸气量之差。流入蒸气量应该根据 3.6.2 中同样的方法计算。如果回流的组分或流量发生变化，应在新条件下确定进入冷凝器的蒸气量。

#### 3.6.4 风机故障

因为有自然对流效应，除非是在泄放条件下该效应明显不同，否则认为自然对流效应引起部分冷凝量为正常负载的 20%~30%。根据工作条件（见 3.6.2 和 3.6.3），泄放阀的泄放能力将按剩余的 70%~80% 来确定。然而，通过自然对流所获得的实际负荷，通常是空气冷却换热器设计的一个参数。如果作支持工程分析，某些设计可能允许更高的可信度。此外，如果使用可变螺距风机和发生螺距机构故障，则冷却能力也可能降低。

#### 3.6.5 散热器关闭

空冷冷凝器的散热器关闭可看作是冷却剂全部中断, 处理量根据 3.6.2 和 3.6.3 确定。散热器关闭可能是由自动控制失灵、机器连接故障或人工定位的散热器出现强烈振动引起的。

### 3.6.6 塔顶回流

在许多情况下, 回流中断(如油泵停止工作或阀门关闭引起)将会引起冷凝器溢流, 这种事故等同于完全失去了冷却剂, 其处理量根据 3.6.2 和 3.6.3 确定。由于失去回流而引起的组分变化可能会产生影响处理量的不同的蒸气特性, 按照冷却剂全部中断选定的阀门尺寸通常将满足这种条件的要求, 但对相关的特殊设备和系统的每种工况必须进行审查。

### 3.6.7 泵送系统的循环

释放量等于泵送系统排出的大量热量引起的蒸发量。汽化潜热相当于释放点的释放温度及压力条件下的潜热。

### 3.6.8 塔顶循环加泵送系统

通常应安装塔顶循环加泵送系统, 以免泵送系统和塔顶冷凝器同时发生故障。然而很有可能是一个系统部分发生故障, 而另一个是完全发生故障。所需释放量已在 3.6.6 和 3.6.7 中讨论过。

### 3.6.9 侧流回流中断

与 3.6.6 及 3.6.7 所描述的相类似的原理, 应用在冷凝器溢流(如果系统中有冷凝器)或由蒸气组分的改变引起蒸气性质的变化上。其释放能力应足够大, 以便能泄放掉由系统中正常排出的热量所产生的蒸汽量。

## 3.7 吸收剂流动中止

对于贫油吸收碳氢化合物, 贫油流动中断通常不会引起泄放。然而在脱除酸气装置中, 大量的人口蒸气(25%或更多)可能通过吸收塔除掉, 失去吸收剂, 将会使压力升高到泄放压力, 这是因为下游可能不足以处理所增加的流量。脱除合成气( $\text{CO}_2$ )装置, 脱气后气体进入甲烷塔, 这种情况更难以分析。失去部分吸收剂, 将使  $\text{CO}_2$  的含量高于甲烷塔的设计处理量, 这样会引起温度迅速升高, 从而导致甲烷塔入口关断阀关闭, 并向大气排放。如果通往大气的放空阀因故不能打开, 就有超压的可能性。

必须研究每种工况的工艺及仪表特性。研究的内容除了紧连吸收塔下游的管线及仪表反应外, 还应该包括对下游工艺装置的影响。

## 3.8 非冷凝物的蓄积

非冷凝物在正常条件下是不会聚积的, 因为它们随工艺物流一起排放。然而对某种管路安装来说, 非冷凝物有可能聚积堵塞冷凝器。这种后果相当于全部冷却剂中断。

## 3.9 易挥发物质进入系统

### 3.9.1 水进入热油

尽管水进入热油是潜在超压的一种原因, 但目前还没有普遍认可的方法计算所需的释放量。狭义地讲, 如果已知现有水量和工艺中物流热量, 那么就可以像计算水蒸气阀门的尺寸一样来计算泄压阀的尺寸。遗憾的是, 即使是水量的大概范围也几乎无法知道, 而且由于从液体转变成蒸气的体积膨胀非常大(大气压力下约为 1:1400 的比例), 况且产生蒸气的速度实际上是瞬时的, 问题是阀门能否迅速打开。通常对这种意外事故不安装压力泄放装置。工艺系统的合理设计及操作是避免这种事情发生的根本。一些可以采取的预防措施是: 避免存在积水的死区, 在与热工艺管线相连的水管线上正确安装水蒸气冷凝水疏水器、双截断阀和放水阀。

### 3.9.2 轻烃进入热油

尽管液体体积与蒸气体积之比可能远远小于 1:1400, 但 3.9.1 中的论述仍适用于轻烃进入热油的情况。

## 3.10 工艺系统自控故障

### 3.10.1 概述

## SY/T 10043—2002

安装在容器或系统入口或出口的自动控制装置是直接或间接由工艺变量（如压力、流量、液位或温度）驱动的。当通向最终控制元件（如阀门执行器）的变送信号或工作介质失效时，控制装置应该根据其基本设计设定于全开或全关的位置。最终控制元件故障固定位置应设定为故障全开或故障全关（见 3.10.5）。应该对最终控制元件操作动力源并未发生故障时变送器或控制器的工艺测量元件的故障进行研究，以便确定对最终控制元件的影响。手动旁通阀的操作将在 3.16 中讨论。当手动旁通阀处于全开或部分开启时，应该考虑控制装置可能出故障的情况。然而这种因素并不包括尺寸过小的控制阀。

设计人员在分析泄放问题时，应该假定正确的控制阀尺寸且装置在设计工况或接近设计工况下操作，除非设计人员知道相反情况时的特殊条件。设计人员应该注意当装置操作人员使用旁通阀时的临时启动或干扰情况。因为这些干扰和失控条件，释放量增大的可能性通常高于系统在所有旁通阀关闭的控制条件下正常运行这种情况。

### 3.10.2 可信处理量

在分析由于任何一种原因引起的释放要求时，应假设任何自动控制阀（这些阀其本身不会引起释放要求，只会使系统释放）在工艺流程中都处于正常所需的位置。换句话说，不能认为任何良好的仪表反应就是可信的。在意外事件发生前所设定的阀门的位置是正常阀门位置，在设定阀门的正常位置时应考虑系统的设计处理量和系统的关闭。因此，除非是通过控制阀的流动条件发生变化（见 3.10.6），否则只要下游系统能够处理增加的流量，可信处理量可以取这些阀门的正常流通量在泄放条件下的修正值。虽然由系统压力以外的变量驱动的控制阀可以设法将阀门全部打开，但应该相信这种阀门的流通量的可信性只能达到它们处于工艺流程正常操作位置所允许的程度，而与阀门的最初状态无关。

### 3.10.3 入口控制装置

在单个或多个进口管线上可能安装了控制装置。要考虑的状况是进口阀门在全开位置而不考虑控制阀的故障位置。控制阀开启可能是仪表故障或操作失误引起的，如果系统有多条进口管线，其余管线上的任何控制阀的位置都假设处于它的正常操作位置。因此，假设除了进口控制阀以外，系统中其他阀门在正常流程即常开、常关或节流状态中仍处于操作位置，那么释放量就是最大进口流量与正常出口流量之差，并根据泄放状态和考虑装置关闭进行调整。如果某一故障使进口阀打开，而该故障又使一个或多个出口阀关闭或多个进口阀门打开，那么所需释放量就是最大入口流量与仍然打开的出口阀正常输出量之差。所有物流的流量应按泄放条件计算。在进口控制阀管线上安装一个手动旁通阀（至少处于部分开启状态）是很重要的一项措施。

在分析进口控制装置失效后释放量的问题时，会产生一些其他情况，使问题变得更加复杂，需要特殊考虑（如在高压下操作的压力容器，其液体残留物靠液位控制并排放到低压系统）。通常当低压系统的出口关闭时，如果液体从高压容器排到低压系统，只需考虑闪蒸的影响。然而设计人员也应考虑到，如果高压容器中液位失去控制，那么蒸气会流进低压系统。在这种情况下，如果进入低压系统的蒸气体积大于低压系统本身的体积，或者蒸气源没有限制，那么就会很快形成严重超压。当这种情况发生时，低压系统所需的泄压装置要按能够处理通过液体控制阀的蒸气流量来选定尺寸。

在压力等级相差很大的工艺系统内，并且高压设备所容纳的蒸气体积小于低压系统的体积，那么附加的压力在一些情形下有可能被吸收而不会引起超压。

一旦失去液位控制，流入低压系统的蒸气量取决于上游正常操作压力和下游设备上泄放压力间的压差和上下游的连接系统（通常由全开阀门和管线组成）。在最初条件下，该压差常会使流速达到临界流速，可能使流量比进入高压系统的正常蒸气流量高几倍。除非是补充量等于出口流量，否则在很短时间内上游气源就会全部放掉。尽管如此，保护低压系统的泄放装置必须能够处理峰值流量。如果低压系统具有很大的蒸气容积，可以相信下述事实：如果下游压力从操作压力升高到泄放压力（等于 110% 的设计压力），则需要从高压系统输出蒸气，同时高压系统输出蒸气将会使上游压力下降，这样

就减少了释放量。在采用这种方法的场合，为维持上游的压力，必须向高压系统补充蒸气。

#### 3.10.4 出口控制装置

为了确定泄放量，每个出口控制阀的阀位都应考虑为全开和全关。这与由仪表系统故障和操作失误引起的控制阀阀位故障无关。如果引起出口阀门关闭的事故也引起一个或多个进口阀门打开，那么就需要压力泄放装置以防止超压。所需的释放量就是最大入口流量与最大出口流量之差。所有流量都应按泄放条件计算，同时应该考虑到因操作者疏忽而关断控制阀造成的影响。

对于单个出口的控制装置，若在事故状态下处在关闭位置时，则需在这些出口上安装泄压装置以免引起超压。所需释放量等于泄放条件下最大入口流量。其确定方法见 3.5。

对于有一个以上出口的容器，若其中某个出口的一个控制装置在故障状态下处于关闭位置，假设容器上其他阀门仍处于正常的操作状态，所需释放量就是泄放条件下最大入口流量与仍然开启的出口阀门设计流量（根据泄放状态和考虑装置关闭进行调整）之差。

对于多个出口的容器，若在同一事故状态下每个出口控制装置都处于关闭失灵状态，其所需释放量就等于泄放条件下最大预期的进口流量。

#### 3.10.5 事故状态阀门

即使一些控制阀设计成使它们保持住最后的控制位置，人们也不可能预测到故障时阀门的停留位置，所以设计人员应该认为这种装置可能处于全开或全关：当使用这种装置时释放量不应减小。

#### 3.10.6 特殊释放量需要考虑的问题

虽然像薄膜式控制阀之类的控制装置是按正常操作条件下选定及计算尺寸大小的，但也要预料到在异常条件下的操作情况，包括压力泄放装置的释放期间。在异常状态下，为使阀塞按控制信号定于合适的位置，就应做好阀门的设计并选好阀门执行器的性能。因为压力泄放条件下的释放量不同于正常条件下的释放量，在确定所需释放量时，应该计算出在泄放温度和压力下控制阀的释放量。在极端情况下，所控制的流体状态可能改变（如从液态转为气态或从气态变成液态）。例如，一个选定处理液体的控制阀，其处理液体时的全开流通量与处理气体时会大不相同。当液位失控时，高压蒸气通过控制阀流到系统中，而该系统只能处理正常情况下进入的液体闪蒸出的那部分蒸气，对于这一点需要特别注意。

#### 3.11 工艺系统热输入异常

所需释放量即泄放条件下产生的最大蒸气量（包括由于过热产生的任何非冷凝物）减去正常条件下的冷凝物或蒸气流出量。在各种情况下，设计人员应考虑到系统及其每部分的潜在特性。如燃料或热介质控制阀，或管子的热流量可考虑为限制因素。按照其他超压原因中的作法，对于每一项内容（如确定阀门的尺寸）应该使用各项设计值。然而，就像常见的规定燃烧器具有 125% 的加热器设计的吸热量一样，必须考虑积聚超载能量。

在阀门上安装了限制止动器的情况下，应采用阀门全开时的流通量，而不是其停止在设定位置的流通量。然而，如果在阀门上安装了机械止动器，而且被授与证书，则可采用限定的处理量。在管壳式换热设备中，热输入是根据换热器的清洁状态而不是污浊条件来计算的。

#### 3.12 内部爆炸（不包括爆燃）

在防止因点燃蒸气—空气混合物引起内部爆炸所提供的泄压保护的地方，应采用爆破片或防爆放空控制盘（explosion vent panels），而非采用泄放阀。因为泄放阀反应太慢，所以不能防止由内部火焰传播引起的压力快速积聚。所需要的放空面积是下列诸因素的函数：

- a) 初始条件（压力、温度、组分）；
- b) 特殊蒸气或气体的火焰传播特性；
- c) 容器的体积；
- d) 放空装置开启压力；
- e) 爆炸事故泄放期间所允许的最大压力。



## SY/T 10043—2002

也应注意到,在爆炸事故泄放期间所达到的峰值压力通常比放空装置开启时的压力高,有时高出许多。

防爆泄放系统的设计应遵循已经认可的指南,例如 NFPA 68<sup>[1]</sup>。不应使用简单的经验法则,因为这些可能导致不适当的设计。受保护设备的操作条件超出了设计程序的应用范围,防爆放空设计应基于具体的试验数据,或其他替代的防爆保护措施。

注:括号中的数字为 3.21 中对应的参考文献(略)的序号。

某些替代的防爆保护措施在 NFPA 69<sup>[2]</sup>中有说明,它包括防爆容器、爆炸抑制、氧化剂浓度的减少等等。

在考虑爆燃是一个确定的危险的条件下,应不使用防爆泄放系统、防爆容器和爆炸抑制。在这种情况下,应通过防止可能引起爆燃的混合物的形成的方法来减少爆炸的危险。

在启动和关断时,可能仅是由于空气污染而产生内部爆炸的设备,防爆措施可考虑采用例如惰性气体吹扫加上适当的管理措施来代替防爆泄放系统。

### 3.13 化学反应

确定化学反应的应急放空系统尺寸的计算方法由紧急放空系统设计研究会(DIERS)确定。<sup>[3][4][5][6][7]</sup>

DIERS 计算方法建立在下述基础之上:

- a) 确定反应系统的设计基本不正常状态;
- b) 通过小型试验模拟设计基本不正常状态,确定反应系统的表征;
- c) 使用两相气(液)放空流体的放空计算公式确定尺寸。

设计基本不正常状态是工艺特殊情况,但一般包括下述一种或多种情况:

- a) 外部火源;
- b) 混合故障;
- c) 冷却故障;
- d) 反应物失控。

反应速率很难确定,因此通常需要采用小型试验模拟设计的基本不正常状态。有些试验装置适合这种测试。根据从小型试验测试获得的数据,按照下述定义确定系统特征:

- a) 调合型:调合型系统是指在该系统中非希望的反应产生的冷凝物和该产物的温度升高速率是通过在系统压力下液体的汽化进行调和的。典型的调合型系统是液相反应,在该反应中反应剂(或溶剂)占反应器所含物质的较大部分。
- b) 气态型:气态型系统是指在该系统中非希望的反应产生的不可冷凝物和该产物的温度升高速率不是通过液体的汽化进行调和的。气态型的系统可以是进行液相分解或气相反应。
- c) 混合型:混合型系统是指由于非希望的反应造成的系统的温度升高速率可能是在系统压力下通过液体蒸发进行调合,但也可能由于不可冷凝气体的产生而温度升高。

根据系统的特征,可选择适用的放空尺寸计算公式。“Grolmes 等人<sup>[3]</sup>”对其过程进行了详细论述。然而,值得注意的是,这个领域的技术发展很迅速,如果可能,应使用最先进的科学技术。

如果小型模拟试验表明有一种爆炸的潜在可能,应按 3.12 中论述的进行考虑。也可谨慎地考虑将反应器放置在一个特殊建造的框架内,来处理潜在的爆炸反应,或通过增加设备的设计条件来承受预期的最大温度和压力。

在可行的地方,应使用压力泄放装置控制超压。在不可行的地方,应使用其他设计策略来控制设备的超应力。这些策略可能包括使用安全系统,如自动关断系统、注入抑制剂、急冷、降低存储量、备用动力供应和降压。当采用这些方法时,在常规风险分析中应论述保护系统的可靠性。这些分析超出了本标准的范围。

其他反应形式产生的热(强酸的稀释)也应进行评估。

### 3.14 水力膨胀

#### 3.14.1 原因

水力膨胀就是由于温度的升高(见表3)引起的液体体积增加。它可以由多种原因引起,其中最常见的原因如下:

- a) 管线或容器在充满冷液体的时候被堵塞,随后又被伴热系统、加热盘管、大气传热或火焰加热;
- b) 换热器的冷流被堵,而热流继续流动;
- c) 管线或容器在充满接近环境温度的液体的时候被堵,并受到日光直接照射。

在一些装置中,如冷却循环、工艺流程、设备布置方法及操作程序,有可能不加水力膨胀泄放装置,而通常在管壳式换热器的冷流端需加水力膨胀装置。这种情况的典型实例是在每个壳程上至少设置了一个锁定开的、冷端流体截断阀的多壳式换热器,以及预计除关断外壳程始终保持运行的单壳换热器。在这种情况下,关闭换热器的冷流端截断阀应该由执行程序控制,此外还应合理地配置信号,规定关断和堵塞时正确的放空和排放程序。这种做法已得到公认,不损害人身和设备安全。但设计人员在根据水力膨胀决定不安装泄放装置之前,要精心地审查每种工况。

表3 液烃和水在 15.6°C (60°F) 时的体积膨胀系数典型数据

液体相对密度 °API	体积膨胀系数值 (每°F)
3.0~34.9	0.0004
35.0~50.9	0.0005
51.0~63.9	0.0006
64.0~78.9	0.0007
79.0~88.9	0.0008
89.0~93.9	0.00085
94~100 或较轻	0.0009
水	0.0001

#### 3.14.2 计算尺寸和设定压力

所需释放量是不容易确定的。因为每种泄放装置都用于释放液体,所要求的处理量将很小。因此加大泄放装置尺寸是合理的。通常采用的尺寸为 $\frac{3}{4}$ in $\times$ 1in (19mm $\times$ 25.4mm) (NPS $\frac{3}{4}$  $\times$ NPS 1)\* 的泄放阀。如果有理由相信该尺寸不合适,可采用3.14.3介绍的方法。若要泄放的液体通过泄放装置会产生闪蒸或形成固体,推荐采用3.20.1介绍的方法。

正确地选择这些泄放装置的设定压力,必须包括对堵塞系统内各个部件的设计额定值进行研究。热膨胀的泄放压力设定值决不能超过被保护系统中最薄弱环节的最大允许压力。但是泄压装置的设定压力应设定得足够高,使其仅在水力膨胀情况下打开。当热力泄放阀排放到一个密闭系统时,必须考虑背压的影响。

#### 3.14.3 特殊情况

有时需要尺寸大于 $\frac{3}{4}$ in $\times$ 1in (19mm $\times$ 25.4mm) (NPS $\frac{3}{4}$  $\times$ NPS 1) 的热力泄放装置,通常用于以下两种场合:安装在地面以上不保温的大直径长管线以及充满工作液体的大型容器或换热器。若长

\* NPS 为公称直径。

SY/T 10043—2002

管线在低于或等于环境温度情况下堵塞，并受日光照射，日光照射效应将会以可计算的速度使温度升高。已知液体的总传热量和热膨胀系数，就可计算所需的释放量。热释放的补充信息见 Parry<sup>[8]</sup>。

对充满液体的系统，应保护设备不受滞流液体热膨胀的损坏，在确定泄放装置尺寸时所需的膨胀流量可按式(1)近似计算：

$$gpm = \frac{BH}{500GC} \dots\dots\dots(1)$$

式中：

gpm——流动温度下的流量，U. S. gal/min；

B——液体在预定温度下每°F的体积膨胀系数，该值最好取自工艺设计数据，但表3给出了烃类液体和水在15.6℃(60°F)时的典型数值；

H——总传热量，Btu/h；对于换热器，该值可取操作时最大热负荷。

G——液体相对于15.6℃(60°F)水的比密度，15.6℃(60°F)时水的比密度为1.00，液体的可压缩性通常可忽略；

C——滞流液体的比热容，Btu/(lb·°F)。

在某些情况下，这种计算方法将仅提供短期的保护。如果被堵塞的液体的蒸气压比泄放设计压力高，那么压力泄放装置应能够满足蒸气发生率的要求。如果在预期的液体汽化发生之前可发现和校正，在确定压力泄放装置尺寸时，不需计算液体的蒸发量。

3.15 外部火灾

3.15.1 概述

3.15.1.1 火对容器湿润表面的影响

当容器表面暴露于火中时，容器内液体湿润的表面是产生蒸气的有效面积。确定产生的蒸气时，只考虑容器被内部液体湿润且在火焰源上面等于或小于7.62m(25ft)的那部分。火焰源一般作为基点，但是它可以是具体的溢流道和油池火灾可能发生的任何一个装置。各种容器都在部分充满的情况下操作，表4给出了计算中使用的推荐液位值，高于7.62m(25ft)的液体部分一般不包括在内。而且，在确定湿润面积时，一般不包括受支撑裙座保护并受通风限制的容器端。

表4 火焰对容器湿润表面的作用

容器类型	液体部分	备注
充满液体的装置(如处理器)	到7.62m(25ft)的液位高度	
缓冲罐、分液罐及工艺容器	可高达7.62m(25ft)的正常操作液位	
分馏塔	塔底正常操作液位加上所有塔板自流到塔底正常液位的持液量高度，总湿润表面高达7.62m(25ft)的高度	如果重沸器属于塔的整体部分，重沸器的液位包括在内
工作储罐	可高达7.62m(25ft)的最大液位(通常不考虑与底座或基础相接触的湿润面积部分)	操作压力等于或小于103.4kPa(15psig)的罐见API Std 2000
球罐和扁球罐	可高达最大的水平直径高度或7.62m(25ft)的高度，取其大者	

释放温度经常高于被保护设备的设计温度。然而，如果上升的温度可能引起容器破裂，应考虑附加保护措施（见 3.15.4）。而且，如果暴露于火灾中因热分解而产生蒸气，采用其他的计算方法可能是恰当的。

对于球形容器的湿润面积，一般包括所有的面积直到最大直径所覆盖的面积。在计算产生蒸气时，应考虑与容器相接的管系，增加容器面积的百分比可能是恰当的。

**3.15.1.2 火对容器未湿润表面的影响**

**3.15.1.2.1** 未湿润表面的容器是指那些内壁仅暴露于气体、蒸气或超临界流体的容器；或者，不管内部装有何种流体，但内壁有隔热作用的容器。这包括那些正常条件下含有单一的气相或液相而在泄放条件下变成单相（临界点以上）流体的容器。

容器可以设计装有内隔热层。如果含有流体的容器由于焦炭或其他物质的沉积而内壁变得有隔热作用，则认为这种容器有内隔热层。

通常就是这样，容器的未湿润表面，泄放温度经常高于被保护设备的设计温度。然而，如果上升的温度可能引起容器破裂，应考虑附加保护措施（见 3.15.4 和 3.15.5）。

**3.15.1.2.2** 对于未湿润内表面的容器，它的一个特性就是由于其内含流体或其他任何隔热物质的阻碍作用使得从器壁到流体的传热较低。对于未湿润表面的容器，其外裸表面从明火中吸收热量能够充分地使容器壁达到一个足以损坏容器的高温。图 1 和图 2 表明一个未湿润的裸表面容器壁能够被加热到破裂状态的迅速程度。图 1 绘出了暴露于明火中的几种不同厚度的未湿润钢板的温升和时间的关系曲线。例如，(25.4mm) (1in) 厚未湿润表面的钢板暴露于明火时达到 593℃ (1100°F) 约需 12min，到达 704℃ (1300°F) 时约需 17min。

图 2 反映出过热时对 ASME A515 70 Grade 钢的影响<sup>[9]</sup>。从图中可知，在 103425kPa (15000psi) 的应力下，未湿润表面钢制容器在 593℃ (1100°F) 下破裂时间为 7h，而在 704℃ (1300°F) 下破裂时间为 2.5min。

**3.15.2 计算尺寸**

**3.15.2.1 热吸收公式**

**3.15.2.1.1** 暴露于明火中的容器，其热吸收量主要受着火燃料类型、火焰包围程度（与容器大小和形状有关）以及防火措施的影响。对于那些具有有效的灭火措施和容器有易燃物排放系统的情况，可用下面的公式 [式 (2) 和式 (3)] 估算其热吸收量：

适当的排放是必要的，因需控制大量的泄漏从一个区域向另一个区域的扩散，要控制表面排放和炼油厂的废水。这可通过使用具有适当排放能力的排污管和排污沟的措施和（或）通过使用地面的自然坡度完成。

$$q = 21000 FA^{-0.18} \dots\dots\dots(2)$$

$$Q = 21000 FA^{0.82} \dots\dots\dots(3)$$

如果没有适当的排放系统和消防设备，应使用式 (4)<sup>[10]</sup>。

$$Q = 34500 FA^{0.82} \dots\dots\dots(4)$$

式中：

q——平均单位热吸收率，Btu/h·ft<sup>2</sup> 湿润表面积；

Q——湿润表面总吸热量（吸入），Btu/h；

F——环境系数，（表 5 中给出了各种设备的 F 值）；

A——总湿润面积，in<sup>2</sup>（见 3.15 和表 4，A<sup>-0.18</sup>或 1/A<sup>0.18</sup>是表面积暴露系数或比率，该值表明大容器不像小容器那样完全暴露于明火中）。

工艺容器和液化气体的压力储罐的吸热方程列在下面。对于其他储存方式，无论是压力容器，还是设计压力为 (103.4kPa) (15psi)（表压）或更低的容器和储罐，见 API 2000 中推荐的暴露于外部

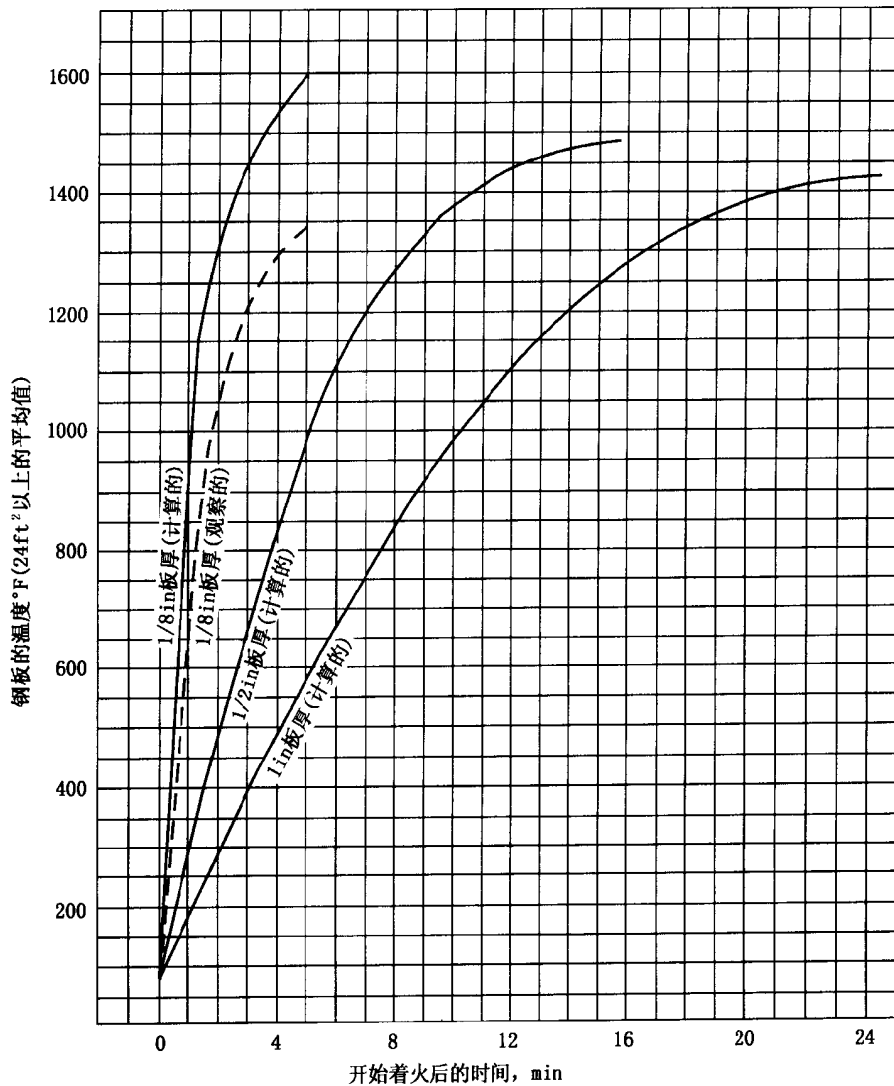


图1 暴露于汽油明火的钢板一侧的平均加热率

火灾中热吸收率。

3.15.2.1.2 见 3.15.1.2 中关于火对容器未湿润表面影响的讨论。

对于暴露于明火中的含有超临界流体、气体或蒸气的容器，其压力泄放阀的排出面积可用式 (5) 估算。在式 (5) 的使用中，没有采用可信的绝热系数，可信的绝热系数从表 5 中查取。

$$A = \frac{F'A'}{\sqrt{p_1}} \dots\dots\dots(5)$$

式中：

A——阀门的有效排放面积，in<sup>2</sup>；

A'——容器暴露于火中的面积，ft<sup>2</sup>；

p<sub>1</sub>——阀前泄放压力，psia，为阀门的设定压力加上允许超压再加上大气压。

F'可用下面的关系式求出，推荐的最小值是 0.01；如果最小值不知道，可取 F' = 0.045 [ (见式 (6)) ]。

$$F' = \frac{0.1406}{CK_d} \times \left[ \frac{(T_w - T_1)^{1.25}}{T_1^{0.6506}} \right] \dots\dots\dots(6)$$

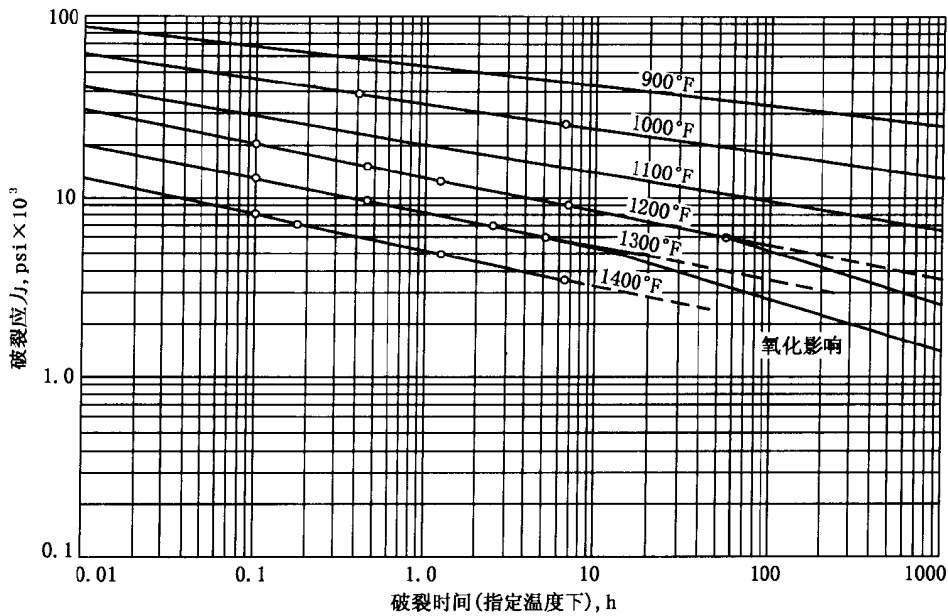


图2 过热对钢 (ASTM A515 Grade 79 钢\*) 的影响

$$C = 520 \times \sqrt{k \left( \frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \dots\dots\dots(7a)$$

$$T_1 = \left( \frac{p_1}{p_n} \right) T_n \dots\dots\dots(7b)$$

式中:

$k$ —— $C_p/C_v$ , 气体或蒸气的比热比 (见 API RP 520 I)。

$K_d$ ——泄放系数 (可从阀门生产厂家获得), 在计算泄放阀尺寸时  $K_d$  值为 0.975 (见 API RP 520 I)。

$T_w$ ——容器壁的温度, °R;

$T_1$ ——在进口泄放压力下, 气体的绝对温度, °R, 利用式 7 (b) 确定;

$p_n$ ——气体的正常操作压力, psi;

$T_n$ ——气体的正常操作温度, °R。

对于普通碳钢板材, 推荐的最大容器壁温度是 593°C (1100°F); 而对于合金材料制造的容器, 其壁温  $T_w$  应选用更合适的推荐的最大值。

整理式 (2) (见 API RP 520 I), 并代入式 (5) 和式 (6), 可得出直接计算的泄放量  $W$  (lb/h), 见式 (8)。

$$W = 0.1406 \sqrt{MP_1} \left[ \frac{A' (T_w - T_1)^{1.25}}{T_1^{1.1506}} \right] \dots\dots\dots(8)$$

式中:

$M$ ——气体分子质量。

其余字母含义同前。

\* 在正文及目次图 2 中均为 ASTM A515 70 Grade 钢。——译者注

## SY/T 10043—2002

$Z$  和  $K_b$  在式 (2) (见 API RP 520 I) 中假设为 1。

式 (5)、式 (6) 和式 (8)<sup>[11]</sup> 的推导是以空气的物理性质和理想气体定律为基础的。推导中假设容器没有隔热, 忽略容器本身热容且容器壁温达不到破裂应力, 而且流体的温度没有变化。应该审查这些假设以保证对任何特殊情况的计算是适合的。

### 3.15.2.2 更加精确的计算

对于 3.15.2.1 中假设不适合的情况, 应采用更加精确的计算方法。在这些情况下, 容器内流体必要的物理性质必须从实际数据中获得或利用状态方程确定; 还应考虑容器本身和隔热层的影响; 压力泄放是基于不稳定的状态。随着火焰连续燃烧, 容器壁温和容器内气体的温度以及压力随时间的延续而增高, 压力泄放阀将在设定压力下打开。随着流体泄放, 在泄放压力下其温度就会更加升高。如果火焰充分延续, 温度就会增加直至容器破裂。可以利用一些适用的方法估算平均壁温和内部流体的温度随时间的变化以及在设定压力下的最大泄放量<sup>[12],[13]</sup>, 这些方法需要逐步迭代。

### 3.15.3 泄放的流体

容器内可能含有液体或蒸气或两相流体, 液体可能在操作温度和压力下为亚临界状态, 而在火焰持续过程中, 随着容器内温度和压力的升高, 液相可能进入临界或超临界范围。

着火时流体的泄放量和组成取决于在这种偶然事故和着火过程中容器的总热吸收量。

利用合适的湿润或暴露面积及环境系数, 就可以选用 3.15.2 中的一个公式计算容器的总热吸收量。

一旦已知容器的总热吸收量, 只要容器内流体的组成有足够资料, 就可以计算泄放流体的泄放量和组成。

如果容器内流体的资料不完全确定, 为了获得泄放装置的泄放流量, 应作一些假设, 这些假设可能包括下述内容:

- a) 沸腾液体的潜热及汽化部分分子质量的估算;
- b) 如果泄放的流体是液体、气体或超临界流体, 对其热膨胀系数的估算。

#### 3.15.3.1 蒸气

对于压力和温度条件低于临界点的情况, 蒸气的产生速率——需要泄放蒸气的速率的测算——等于总吸热率除以汽化潜热。泄放的蒸气是压力泄放装置在其蓄积压力下泄放时与液体平衡的蒸气。

计算汽化速率时的潜热和分子质量应该是与能够产生最大汽化率的条件相对应的值。

随着系统中蒸气的泄放, 蒸气和液体的组成都是变化的。温度和潜热值也发生变化, 从而影响到压力泄放装置的要求尺寸。有时某种多组分液体在一定压力和温度条件下被加热, 但对于某个或多个单独组分该压力和温度超过了临界值。例如, 由于物理或化学因素, 存在于溶液中的蒸气在被加热时就能够从液体中释放出来。这不是一般的潜热效应, 更确切地定义为脱气或分离。蒸气的生成取决于由于温度增加而引起的平衡变化率。

对于这些或其他有着宽沸点范围的多元混合物, 也许必须建立一与时间有关的模型, 其容器的总热吸收不仅引起汽化, 而且提高了容器中残留液的温度, 使其保持在沸点温度。

参考文献 [13] 给出了一个时间关系模型的例子, 用于计算一暴露于明火中的容器的必要泄放量, 该容器内流体靠近临界点范围或在临界点之上。

当容器内流体接近临界点时, 潜热接近于零而显热是主要的, 这种情况下通过容器的热吸收和液体的潜热确定泄放蒸气速率的推荐作法就无效了。

对于靠近临界点的烃类, 当不知道其精确潜热时, 有时可取最小值 50Btu/lb 作为一个近似值。

若压力泄放条件在临界点以上, 则蒸气的泄放速率只取决于热输入引起的流体膨胀速率。

#### 3.15.3.2 液体

当系统中充有液体且液体还是在其沸点以下, 可以利用 3.14.3 中的水力膨胀公式计算开始的流体泄放速率。但是, 这个速率仅在很短的时间内是有效的, 很快气体的生成就成为确定压力泄放装置

尺寸的决定因素。

在液体膨胀和沸腾的蒸气泄放之间有一中间过程，这期间为两相泄放，泄放的形式可能是闪蒸、起泡、段塞流、泡沫或雾状流，直到容器内为两相分离提供足够的气体空间。在计算和选择压力泄放装置时，这种混合相的情况一般忽略了。然而，在管线系统、液相分离设备的设计和冶金学研究（例如可能产生的脆性断裂）时，应考虑两相流的影响。对于某些容器，特别是过多地充满油气的罐或聚合反应器，临时的泄放事故可能是确定泄放装置尺寸的因素（见 3.15.3.3 关于混合两相流的情况）。

如果压力泄放装置安装在低于容器的液位的部位，当该容器暴露于火灾时，其压力泄放装置应能泄放大量液体，这些液体的量相当于火灾引起而产生的蒸气量。

### 3.15.3.3 混相

正如 3.15.3.2 中所述，混相流有时可能是极限的泄放事故，因而它将决定着压力泄放装置的尺寸。对于冷却不充分或热量输入过多而导致反应失控的反应器情况更是如此（例如在火灾情况下）。

紧急泄放系统设计协会（美国）最近完成了一项细致的研究项目，该项目是为了研究失控反应紧急泄放系统设计的方法。感兴趣的读者可从参考文献 [4] 和文献 [28] 中获得关于该课题的更多的资料。

### 3.15.4 除隔热以外的保护措施

#### 3.15.4.1 概述

可以判定，一个压力泄放阀将不能对未湿润器壁的容器或盛有高沸点液体的容器提供足够的保护。仅一个压力泄放阀不能满足要求时应该考虑附加保护措施，例如水喷淋（见 3.15.4.2）、减压（见 3.15.4.3）、防火、储罐覆土和隔墙。

如果得到地方司法机构的允许，在下述环境中发生火灾，可能适于使用这些保护措施作为一种泄放装置的选择。

- a) 容器中仅盛有蒸气或高沸点液体；
- b) 一种工程分析表明，泄放装置提供的附加保护在减少容器破裂可能性方面不起作用（换句话说，一个薄壁碳钢容器）。

若计算表明泄放前不会发生破裂，也可以考虑爆破片装置。

设计时应为容器可能破裂前操作者采取措施及启动消防设施提供足够的时间。这些措施可能包括减压、利用水喷淋、使用消防水监测器和隔离燃料源。

#### 3.15.4.2 用水冷却容器表面

覆盖在金属表面的水膜，在理想条件下，能大量吸收偶然性的热辐射。用水冷却的可靠性取决于很多因素，冰冻天气、大风、系统被阻塞、不可靠的供水和容器表面的状态等可能阻碍水均匀地覆盖。由于这些不可靠性，建议不要降低环境系数（见表 5）。然而，如前所述，正确地应用水冷却会非常有效。

#### 3.15.4.3 降压系统

容器有控制地降压不仅可以降低容器的内部压力和器壁应力，而且即使容器破裂，它还可以防止可能向火源增加更多的燃料。降压系统设计时应考虑到以下情况：

- a) 发生火灾时，容器附近可能不易接近人工控制装置；
- b) 自动控制装置可能在某一方向失灵而妨碍降压（如阀门故障关闭）；
- c) 提前启动降压系统以限制容器的应力到允许的程度，该允许应力是与火灾引起的壁温相应的；
- d) 应设置泄放物流的安全排放装置；
- e) 对确定着火时安全阀的尺寸无建议性说明。

在 3.15.6, 3.19 和 5.2.3 中有关于降压问题更多的讨论。

#### 3.15.4.4 储罐覆土

压力容器用土覆盖是限制热输入的另一有效方法。



SY/T 10043—2002

表 5 环境系数

设备类型	系数 $F^a$
裸露容器	1.0 <sup>c</sup>
隔热容器 <sup>b</sup> (暴露在火灾条件下的隔热材料的导热系数如下, Btu/(h·ft <sup>2</sup> ·°F))	
4	0.3
2	0.15
1	0.075
0.67	0.05
0.5	0.0376
0.4	0.03
0.33	0.026
裸露容器上有冷却水设施 <sup>c</sup>	1.0 <sup>c</sup>
减压和倒空设施 <sup>d</sup>	1.0 <sup>c</sup>
储罐覆土	0.03
地下储存	0.00
<p><sup>a</sup> 这些是 3.15.2 中所假设条件下的推荐值。当这些条件不存在时, 应根据工程判断, 或选择较高的系数, 或者采用 3.15.4 和 3.15.5 中所建议的容器保护方法, 使之不暴露于火中。</p> <p><sup>b</sup> 隔热材料应不会被消防水冲掉(见 3.15.5.2)。例中采用 1600°F 的温差。这些导热系数是根据式 (9) 计算出来的, 而且基于隔热材料在 1000°F * 时热传导系数为 4 (Btu·in) / (hr·ft<sup>2</sup>·°F), 并且适合从 1in 到 12in 的各种隔热层厚度。参见式 (9) 并用式 (9) 确定 <math>F</math> 值。</p> <p><sup>c</sup> 参见 3.15.4.2。</p> <p><sup>d</sup> 参见 3.15.4.3。</p> <p><sup>e</sup> 式 (3) 和式 (4) 中的环境系数 <math>F</math>, 不能用于非隔热容器, 当计算热输入到非隔热容器时, 环境系数应被 1.0 代替。</p>	

### 3.15.4.5 利用隔墙限制着火面积

设置隔墙可以挡住从其他容器飞溅过来的物质。

### 3.15.5 外部隔热

#### 3.15.5.1 概述

为了计算火灾时所需释放量, 在缺乏其他专门说明书的情况下, 应采用容器的火灾保护隔热系统允许的  $F$  系数(见表 5) 来降低所需释放量。为使隔热层在防止火焰热辐射减少热量输入充分起作用, 应该遵守 3.15.5.2 至 3.15.5.4 中提出的预防措施。

\* 在 API RP 520 I 中第 55 页 (1993) 此值为 1600°F。——译者注

**3.15.5.2 关于安装外部隔热系统的考虑**

设计人员应该确认隔热材料的任何系统将允许基本的隔热材料在火灾中温度升高至 904℃ (1660°F) 时仍起有效作用。装置暴露于火灾的时间可能长达 2h, 这取决于是否有足够的消防设备、设备的可接近性以及消防人员的技术和训练水平。对于使用在操作条件下具有良好性能的泡沫或多孔塑料的新型设备, 这种考虑尤为重要。但是(除非该材料经过特殊处理或预先试验)隔热材料可能会熔化、蒸发, 或相反在低到 260℃ (500°F) 的温度下就已被破坏。虽然隔热材料的外层或涂层可能被烧坏或裂开, 但隔热系统应保持其形状、大部分包覆容器的完整性以及自身的隔热性能(更进一步指导见 API 出版物 2218)。

安装好的装置应该确保防火隔热层在经受了消防的高压水流, 如来自手提消防带或监测孔(若安装的话)的液流冲击后, 仍不致脱落。某些准则应该考虑, 包括保护系统承受直接火焰冲击的能力。火灾隔热层, 即隔热层是一个复合系统的一部分, 应能承受一个暴露温度为 904℃ (1660°F) 且长达 2h 的情况。选择隔热系统材料时应考虑到在消防水压力和火灾温度下提供所要求的外套完整性时的设备冶金学性能。无缝钢管外套和夹面在火灾情况下, 已经被论证具有令人满意的性能。另一方面, 仅仅使用铝的外套系统已经被论证不具有令人满意的性能。在火灾中, 应避免使用可能分解的隔热材料或用多层复合系统对装置进行合适的保护。

**3.15.5.3 隔热系统的物理性质**

在计算隔热材料的环境系数中, 所用的热导率应该是 904℃ (1660°F) 和泄放条件(见 3.15.5.4) 下预计的释放温度这两者平均值下的保温层热导率。如果确有可能, 应考虑到已知的热导率试验值与使用及维修当中的热导率的变化。在使用由不同材料组成的多层隔热系统时, 应该对预期温度条件下每种材料的物理特性进行测试。表 6 给出了各种隔热材料的热导率的典型值。

**3.15.5.4 关于外部隔热的环境系数的计算**

用外部隔热的办法限制火源的热输入, 可以减少容器壁温的升高和容器内蒸气的生成。隔热还可以减少除去蒸气的问题和降低专门设置大的泄放系统将排出物引到处理点的费用。

当设计用外部隔热系统限制火源的热输入时, 应遵守 3.15.5.2 中的隔热条件。

在采用隔热或防火的场合, 吸收热可以通过假定隔热层或其他外罩的外部温度已达到了 904℃ (1660°F) 的平衡温度来计算。用这个温度和容器内的操作温度, 结合防火涂层的厚度和导热系数, 就可以计算出传到容器内流体的平均热传导速率。应该注意, 隔热层的导热系数随温度升高而增大, 因此应采用平均值。

对于有隔热层的容器, 隔热的环境系数(见表 5) 可以式 (9) 求出:

$$F = \frac{K(1660 - T_f)}{21000t} \dots\dots\dots(9)$$

式中:

K——平均温度下的隔热层的导热系数, (Btu·in) / (h·ft<sup>2</sup>·°F);

t——隔热层厚度, in;

T<sub>f</sub>——泄放状态下容器内流体的温度, °F。

注: 如果压力泄放设施是基于一个隔热的环境系数, 如果取消隔热层应对这些设施进行复查取环境系数为 1.0。

**3.15.6 蒸气减压**

在计算由火灾引起的释放量之前, 应查阅 2.3.15 和 5.2.3 的内容。关于防火问题, 特别是高压系统的防火, 设计人员应考虑蒸气减压设施(见 3.19)。除非是采取了特殊措施, 否则压力泄放阀不可能起减压作用, 它仅仅能在紧急情况下将压力限制到给定值。在估计到火灾情况下的蒸气减压系统时, 特别值得考虑的是装有气体和液体的容器周围发生火灾的可能性。容器当中没有浸湿的部分, 其温度很可能达到降低材料强度的程度。压力泄放阀不能防止容器的破裂, 而蒸气减压系统则能将压力降到安全的水平。

表 6 典型隔热材料的热导率

项 目	数 据								
材料及描述	硅酸钙 类型 I	硅酸钙 类型 II	矿物纤维 网覆盖 等级 II	多孔状 的玻璃	珍珠岩, 带 有膨胀箍和 纤维顶板	玻璃 纤维毡	轻型 <sup>a</sup> 胶结的	稠密 <sup>a</sup> 胶结的	
参考文献 (略) (见 3.21)	[14]	[14]	[15] [16]	[17]	[18]	[19]	[20]	[20]	
平均 隔热 温度 °F	热导率 (BTU·in) / (h·ft <sup>2</sup> ·°F)								
	0°	—	—	—	0.31	—	—	3.6	12.2
	100	—	—	0.30	0.36	—	0.29 (75°F)	3.6	12.0
	200	0.45	—	0.36	0.44	0.55	—	3.6	11.8
	300	0.50	—	0.42	0.54	0.60	0.40	3.6	11.6
	400	0.55	0.66	—	0.65	0.66	—	3.6	11.5
	500	0.60	0.70	0.63	—	0.74	0.50	3.6	11.3
	600	0.66	0.76	—	—	0.80	—	3.6	11.2
	700	0.71	0.82	—	—	0.88	0.65	3.6	11.0
	800	—	0.94	—	—	—	—	3.6	10.0
	900	—	—	—	—	—	—	3.6	10.7
	1,000	—	—	—	—	—	—	3.6	10.5
	1,100	—	—	—	—	—	—	3.6	10.3
1,200	—	—	—	—	—	—	3.6	10.2	
最大隔热 温度, °F	1600	1600	1200	800	1200	1200	近似 1600	近似 2000	
<sup>a</sup> 轻型的和稠密封胶结的材料的热导率是近似的。									

### 3.15.7 空气冷却换热器

必须考虑空气冷却器及冷凝器在受火焰照射时的吸热问题。虽然在 3.15.7.1 到 3.15.7.4 中所述是作为指南, 但应该考虑每种情况下的不同环境。

#### 3.15.7.1 概述

应单独考虑空气冷却器。这是因为它们不同于管壳式换热器, 其传热面直接暴露于火焰中。空气冷却器是按环境空气条件设计的, 当它们暴露于受火焰加热的空气中时, 将很快失去冷却或冷凝作用, 这种情况发生时并没失去动力, 因而不必考虑失火与失去动力两者同时发生的情况。假如把换热器当做容器来处理的话 (见 3.15.2), 应把管束当中的裸管面积作为基础来计算释放量。采用裸管面积代替散热片面积, 是因为绝大多数散热片在暴露于火灾中的最初几分钟内就被毁坏了。裸管面积的计算方法如下:

- a) 没有过冷冷凝: 湿面积等于裸管面积的 0.3 倍 (基于 30% 的底部周边被冷凝液浸湿);
- b) 过冷冷凝: 冷凝段应按第 a) 项处理, 而过冷段的湿面积等于裸管面积;

c) 气体冷却：表面积等于裸管面积；

d) 液体冷却：湿面积等于裸管面积。

在计算湿面积时，面积指数  $A$  取 1.0；而计算容器时，该指数为 0.82；保温环境系数  $F$  取 1.0。

空气冷却换热器像其他设备一样，受同样的高限限制。当周围环境中的空气被加热的温度高于换热器的温度时，所谓的烟囱效应（即热燃物被吸入空气冷却换热器内）将不会发生。

### 3.15.7.2 冷凝操作

当泄压阀因某一原因在泄放时发生了火灾，那么空气冷却由于火焰产生的负荷增值则是额外增加的，这是因为系统已经处于蓄积泄放压力下。在这些条件下，下面考虑蒸气总量的方法就不适用。对于典型的碳氢化合物工艺处理装置，3.15.7.1 中计算表明，在冷凝操作中，由于 30% 的底部周边被浸湿，管中的液量要比每小时的总冷凝量少 1%。因此，顶部最大产汽总量就要比正常情况下每小时顶部产汽量少 1%。

同样，典型的计算结果表明，增加的气体体积大约为系统开始起火时蒸气体积的 10% 到 500% 之多。假如在没有风机时，释放量为设计冷凝量的 70%（见 3.6.4 和 3.6.5），那么系统要承受的最大压力则是火灾引起冷凝物蒸发时蒸发速度的函数。如果取 1h 蒸发冷凝液，那么附加的最大蒸气处理量则是安装容积量的 1.5%。然而假设采用 3.15.2 中所推荐的火灾热流量值，蒸发过程在不到 1min 内发生，尽管只有 1min~2min，附加的蒸发荷载可达到安装容积的 300%。

假设一些热流量中间值，例如某值对沸腾碳氢化合物是有效的，虽然蒸发所需的时间延长到 5min 或 10min，但可以把附加负荷降到安装容积的 50%。现在建议的热能量为  $37.9\text{kW/m}^2$  [ $12000\text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2)$ ]，要比 3.15.2 中规定的  $66.2\text{kW/m}^2$  [ $21000\text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2)$ ] 更为合理。

注意倾斜段有助于减小液体量，且随温度升高，冷却器不再冷却时，液体仍继续排到接收器中。由于空气冷却器暴露于火灾时将全部失去其冷却能力，不能由正常出口排放的工艺总冷凝量应是火灾时空气冷却器所需的最小释放量。此外，冷凝物的蒸发将使蒸气处理量增加 50% 到 300%。

因为系统特性的广泛变化，又缺少有关这种特殊类型设备的火焰辐射热流量数据，而且根据某些假设可计算出在非常短的时间内的相当大的处理量，因此在本出版物中未制定处理这些所需释放量的严格建议。在泄放条件下输入的总蒸气量作为冷凝系统的最小值似乎是合理的。这里要告诫设计人员，要确定系统由于液体蒸发而可能引起的其他特性，并用其工程判断能力来判明附加处理量。

应该认识到，一个空气冷凝器在火灾情况下根本达不到稳定工况。残留在管中的有限的液体突然蒸发会引起系统中压力暂时增大，并引起安全泄压阀释放。但是已经普遍得出这样的结论：根据某些假设，在多数情况下产生的蒸发量并不大，因此还需增大安全泄压阀的泄放能力。

### 3.15.7.3 液体冷却

对于液体冷却器，火灾释放量可能变得相当大，在某些情况下，这一荷载将成为选定泄放管汇系统主要部分尺寸的控制参数（见 3.6.4）。

### 3.15.7.4 水喷淋

许多装置已经安装了水喷淋设备，其目的是防止来自火焰热量的冲击。然而，因为水的有效应用的可可靠性取决于许多可变因素，水喷淋有效区域的充足性和均匀性并不总是容易做到的（见 3.15.4.2）。

## 3.16 手动阀开启

当手动阀因疏忽而被打开，引起容器内压力积聚时，容器必须装有一个足够大的压力泄放阀，以便能足以处理通过打开阀的流量。很少认为，打开容器的其他出口进行泄压是合理的作法。应该考虑手动阀的流量就是阀门全开时容器内的压力在泄放状态下通过该阀的量。注意，如果手动阀允许闪蒸的液体或引起容器中成分蒸发的流体通过时，可以采用体积和热焓当量。一次只需考虑一个手动阀因疏忽而被打开的情况。

## SY/T 10043—2002

## 3.17 电力故障

## 3.17.1 概述

确定由电力故障引起的释放量需要对装置或系统进行认真分析,以便判定电力故障影响到什么设备及设备故障怎样影响系统的操作。应对 2.3.5 和 2.3.6 中的内容进行认真的研究和考虑。设计自动备用设备是一种使装置运转时间最长、受干扰最小,并能保证单体设备生产量的最好装置。但是要考虑到其中的电路、程序和部件,对确定所需的单项释放量并不完全可靠。

## 3.17.2 分析

电力故障的三种情况分析如下:

- a) 现场电力故障,仅一个设备受到影响;
- b) 中间电力出故障,在这种情况下将影响到一个配电中心、一个电动机控制中心或一条信息通路;
- c) 总电力源出故障,在这种情况下将同时影响到所有的电气设备。

当泵、风扇、电磁阀等单项设备受到影响时,很容易判断是现场电力故障的影响。其中绝大多数这类影响在本标准中其他章节已经包括。一旦找到引起不正常状态的原因,就可根据这些章节所述来确定所需释放量。例如,一台泵的故障可能引起冷却水或回流水的中断。对于冷却水和(或)回流中断产生的后果及其所需的释放量计算,请见 3.6。吸收剂的中断请见 3.7。

中间电力故障引起的后果可能要比其他两种故障引起的后果更为严重。根据在馈电线之间分配各种泵和驱动器的方法,在回流泵停止工作的同时,使空气冷却器上所有的风扇也停止工作是可能的。这会使冷凝器溢流,并可能使空气冷凝器因自然对流而失去作用。

总电力故障还需进一步的研究,以分析并判断多种设备故障引起的综合后果。特别应考虑的是在几种情况下,泄压阀同时打开引起的后果,尤其是泄压阀排放到闭式排放管汇系统的后果。

## 3.18 传热设备故障

## 3.18.1 要求

ASME《规范》第Ⅶ卷第 1 册的 UG-133 (d)<sup>[3]</sup>段指出:“换热器及其类似容器应该受具有足够处理能力的泄压装置的保护,以免当内部发生故障时引起超压。”这就说明了一个广泛的问题,但也提出以下特殊的问题:

- a) 能够预料到的内部故障的类型及范围;
- b) 确定所需释放量;
- c) 选择反应迅速并足以防止超压的泄放装置;
- d) 选择装置的适当位置,以便及时感应到超压并动作。

## 3.18.2 压力的考虑

整个管程完全破裂,管程内大量高压流体流入换热器的低压一侧,这是一种极少的、但可能的意外事故。换热器在操作期间轻微的泄漏几乎不会引起超压。因为标准的试验静压是设备设计压力的 150%;设备破损,换句话说,靠近大气的换热器的低压侧容量的漏损,不太可能引起管程破裂,因为低压侧(包括上游和下游系统)的设计压力至少是高压侧的设计压力的三分之二。当换热器的高压侧的设计压力基于复杂情况,即换热器高压侧的设计压力和操作压力之间存在相当大的差别,此时可考虑采用最大可能的系统压力代替设计压力。

在低压侧实际试验压力低于 150%的设计压力处,该处较低的压力应被用于确定是否需要超压保护。对于管程破裂压力泄放是不需要的,在该处换热器低压侧(包括上游和下游系统)被设计成等于或高于这些三分之二的标准。

对于新装置,增加低压侧的设计压力可以减少危险。当采用这些容积算法时,必须对上游和下游管线和设备系统进行充分地估算。

## 3.18.3 所需泄放流量的确定

在实践中,内部破损范围可能从针孔小洞泄漏到整个管程完全破裂不等。为了确定所需泄放流量,应使用下述的根据:

- a) 管程破裂是指管子上有明显的裂口;
- b) 管程破裂是假设发生在管板的后部;
- c) 高压流体假设流经残留在管板中的管子残端和经过管子另一段较长的部分。

两个孔的简化的假设也可用来代替上述方法,因为这将比上述长裂口管子和管子残端的近似法产生一个较大的泄放流量。

在确定泄放量时,对由于压力降低或加热易挥发流体或由于压力降低和当液体直接与低压端较热物质接触产生蒸发综合作用而闪蒸成蒸气的流体时,应考虑一定裕量。

对于通过管子裂口而不发生闪蒸的液体,其经过破裂处的排泄流量应该采用不可压缩流体公式计算。对于通过损坏的管子裂口的蒸气应该采用可压缩液体公式。对于估算气体或非闪蒸液体经过孔洞或管子裂口端的流量的典型稳定状态方程,参见 Crane Technical Paper No. 410<sup>[22]</sup>或其他流体流量参考文献。

对于发生闪蒸的液体或二相流,在确定经过破裂处的流量时,应使用两相流计算方法。可采用 DERS 和其他人开发的流态模型。关于这些流态模型的其他资料可参见参考文献 [23] 和文献 [24]。

确定所需要的泄放装置的尺寸可使用两种方法:(a) 稳定状态和 (b) 动态分析。如果使用稳定状态方法,泄放装置的尺寸应以气体和(或)液体流经裂口处的流量为基准。对于低压侧的管线可采用可信处理量,见 3.18.5 中的指南。用动态方法模拟在换热器中从管程破裂时间中研制的压力分布图和压力瞬变值,而且一般将包括泄放装置的反应时间。

这种分析类型推荐使用在换热器两边设计压力差别大,特别是使用在低压侧充满液体和高压侧盛有气体或经过裂口处将闪蒸的液体。模拟已经表明,在这些环境瞬变条件下,即使在受到压力泄放装置保护的时候,也可能产生显著的过压。

#### 3.18.4 泄压装置和位置

换热器管系设计以及泄压装置的位置是保护换热器的两个重要因素。应该考虑使用爆破片及压力泄放阀。

泄压装置可能需要直接安装在换热器上或最近的连接管上。如果换热器的低压端充满液体,这样做尤为重要。在那种情况下,如果泄压装置离得较远,冲击波从管子破裂处传到泄压阀的时间间隔将会增长。这样在爆破片或泄压阀动作之前,换热器就会产生较高的瞬时超压。

应该对打开泄压装置所需的时间间隔进行分析。泄压装置的打开时间应该由厂家来确定,同时也要与系统的要求相匹配。

#### 3.18.5 管路和工艺条件的影响

为了确定取消泄压装置或降低所需释放量时管线的影响,应考虑排放管路的形状以及低压端的流体情况(液体或气体)。若低压端的流体是处于气相状态,只要进口管线上不设有单向阀或其他可避免回流的设备,进出口管路的蒸气量可完全采用气体处理量。当低压端充满液体时,可认为管线系统的有效释放量将基于盘管破裂前低压液体端的体积流量。然而,如果完成了详细的分析,低压端液体增量可采用可信处理量。

当通向传热设备低压端的管线系统上装有阀门时,应考虑到发生超压时这些阀对系统处理量的影响。假设隔离阀是全开的,在计算管路系统的可信释放量时,人们应该认为,控制阀是处在特定工艺要求的最小正常流量要求的开启度。然而,如果在紧急情况下控制阀能自动关闭,则不能作此种假设。

#### 3.18.6 双管换热器

有两种类型的双管换热器。其中一种类型实际上把熟钢管作为内管,而另一种类型则采用标准管,通常使用较重型号的标准管。采用熟钢管做内管的换热器,这种内管比系统内其他型号的管子更

SY/T 10043—2002

不易破裂。因此，不必把内管破裂当作需要一个泄压因素考虑。尽管管子完全破裂不易发生，但焊接故障，特别是当焊接两种不同金属材料制成的管子时，也可能发生。然而要告诫设计人员应仔细推敲每种工况，并且采用正确的工程判断来确定上述特殊情况是否会出现。例如，当采用标准管时，设计人员应确定这种管是否与熟钢管等效，其他特殊设计也应该这样考虑。

3.19 蒸气减压

3.19.1 概述

当金属材料的温度由于火灾或放热或失控的工艺反应而增加且高于特定的设计温度时，金属材料的温度可能达到出现应力破损的程度。即使系统的压力没有超过最大允许蓄积压力，这种现象也可能发生。使用蒸气减压是避免这种现象发生的一种方法。如果火灾和工艺二者均需要蒸气减压，需要量较大者决定减压设施的尺寸。

蒸气减压系统应有足够的处理能力，以便把容器应力降到令人不担心容器会立即损坏的程度。确定尺寸，一般情况要求大约在 15min 内，设备内压力就可以从最初的压力降到容器设计压力的 50%。该准则是根据容器的壁温与对应破坏应力之间的关系而定，一般用于壁厚大约等于或大于 25mm (1in) 的容器。壁厚更薄的容器通常需要略大一些的减压速度。要求的减压速率取决于容器材料的金属性能、壁厚、最初的壁温以及热输入量。

随着压力的降低，许多轻烃会急冷，产生低温。这种可能性在设计和减压条件下应该考虑。

在紧急时刻，假设降压连续进行，而且阀门在紧急时间内应一直保持可操作性或应处于故障全开的位置。在火灾区域，可能需要动力供应和阀来执行机构的防火。

在设备的尺寸及其容量很重要的地方，在控制火灾处，也许适于限制对操作压力在 1724kPa 表压 (250lb/in<sup>2</sup> 表压) 和以上的设施进行蒸气减压。另一种选择是对所有处理轻烃的设备在 15min 内进行减压，并设定降压速率，把压力降到 690kPa (100lb/in<sup>2</sup>) 或降到容器设计压力的 50% (取其中较低的压力)。降低操作压力是为了更迅速地控制火情，在该火情中火源是来自被减压设备中可燃物质的泄漏。处理容器吸热的作用在 3.15.2 和 3.19.2 中讨论。

如果因化学反应而引起温度升高，参见 3.13 中的有关如何估算放空系统的尺寸和在反应系统中温度升高的指南。

3.19.2 蒸气流量

3.19.2.1 概述

为了降低火灾中的设备的内部压力，对下述现象必须用能补偿的速度来排除蒸气：

- a) 因从火焰中吸收热量使液体蒸发产生蒸气；
- b) 在降压过程中内部蒸气密度发生变化；
- c) 压力降低使液体闪蒸（这种因素仅适用于当系统内部所含液体处于或接近于它的饱和温度时）。

减压系统的蒸气总量为系统中所有设备单项释放量总和。因此，根据上述的 a) ~ c) 项流量得出： $W_t = a) + b) + c)$ ，可用式 (10) 表示：

$$W_t = \sum_{i=1}^m + (W_{ft})_i + \sum_{i=1}^m (W_{dt})_i + \sum_{i=1}^m (W_{vt})_i \dots\dots\dots(10)$$

注意：3.19.3 中将说明本节所有方程的变量。

因  $W_t$  表示单位时间的流量，而且一些有下标标注的，即用  $W_{dt}$  和  $W_{vt}$  来表示（分别为密度变化及液体闪蒸出的蒸气量）的蒸气量是质量值，不受时间的影响，所以用  $W_t$  作为综合表示。如果减压系统包括一个以上的容器，特别是各容器内有不同的物质分子质量、潜热、保温层厚度以及不同的蒸发温度时，必须计算出每个容器在这三种情况下的蒸气量。要根据各容器中不同蒸气的分子质量及蒸气的温度计算整个系统中释放出的总气量 ( $W_t$ ) 的平均分子质量和温度。式 (10) 中减压系统的每项蒸气量可以按 3.19.2.2~3.19.2.4 讨论进行估算。

**3.19.2.2 从火焰吸热产生的蒸气**

火灾期间设备吸收的热量一般可以根据 3.15.2 所述进行计算。然而以下的几种修正和限制可以用来计算火灾情况下蒸气减压和压力泄放系统的负载：

- a) 假定火灾区域的范围是允许把火灾限定在给定区域（见 2.3.15）的设计和安装特点的函数。尽管假设的火灾区域可能改变，但经验普遍表明，可以限制在大约 232m<sup>2</sup>（2500in<sup>2</sup>）面积的火灾不会影响到工艺区域的主释放管汇的设计，在这个工艺区域中减压流体排入相同的泄放管汇内。
- b) 对个别容器另加保温层或增加保温层的厚度可以作为减少因火灾而产生蒸汽的一种方法。
- c) 假设火灾期间，减压系统的所有进出口物流以及该工艺系统内所有内部热源均已中断，则产生的蒸气量仅仅是从火焰中吸收的热量以及液体潜热的函数。

为了计算因火灾产生的蒸气量，应该假设火灾在整个减压阶段持续不断。式（11）可确定出减压期间系统内容器因火灾产生的蒸气重量（质量）：

$$(W_{dt})_i = t(Q/\lambda)_i \dots\dots\dots(11)$$

如果系统中所有容器内的蒸气和液体性质差别很大，则必须对每个容器进行反复计算。

**3.19.2.3 由于密度改变及液体闪蒸产生的蒸气**

由于蒸气密度改变以及液体闪蒸这两种情况下所产生的蒸气量的计算是不可能完全分开的。为了确定由这些原因产生的蒸气量，必须要知道系统的液量及蒸气体积。它不仅包括假设火灾区内设备中含有的所有气液量，而且包括除火区（即在火灾情况下不能与火隔开的区域）以外的所有直接相连设施内的全部液体和蒸气。尽管液量与气量取决于装置设计，但下述假设可用来估计这些数值：

- a) 分馏塔的液体量可以按正常的塔底流量以及抽吸盘的容量加上每层塔盘的滞留量（即等于溢流堰高度加上 50mm（2in）时盘内滞留量）的设计量（如果已知）来估算。
- b) 正常的操作液位可以作为计算聚集器内液量的依据。
- c) 为了获得标准管壳式换热器初始的快速近似值，应假设管束占据壳体容积的 1/3；对于蒸发系统的冷凝器和换热器，应假设内部容积的 80% 为蒸气，其余的为液体。
- d) 估算时应包括加热器里的全部液体，但不考虑温度；如果加热器用做蒸发，应假设当温度超过正常蒸发温度时，管子容积的 80% 都会是蒸气。

只有在确定了系统的蒸气和液体体积之后，才能估算出对减压起作用的对应负载量。

为了均衡在低压下减小的蒸气密度，则从容器之中给定的蒸气空间除去的部分蒸气的重量（质量）可按式（12）或式（13）计算：

$$(W_{dt})_i = 0.0932 V_i \left[ \left( \frac{\rho M}{zT} \right)_a - \left( \frac{\rho M}{zT} \right)_b \right]_i \dots\dots\dots(12)$$

采用公制单位：

$$(W_{dt})_i = 0.1205 V_i \left[ \left( \frac{\rho M}{zT} \right)_a - \left( \frac{\rho M}{zT} \right)_b \right]_i \dots\dots\dots(13)$$

注：假设  $V_i$  因液体闪蒸增加的并不大。如果系统中每个容器所含气体特性不同，则必须对每个容器进行反复计算。

系统内液体闪蒸产生蒸气，其蒸气量的计算取决于系统内的液体量及其性质，上述的数据对这种计算也是正确的。对于含有饱和液体的系统，应用降低液体的温度来得到所需的压降。为了降低压力，人们可以用因从火焰中吸收热量而产生蒸气的速度来除掉蒸气，以便均衡一些液体的闪蒸。如果没有除掉闪蒸出的过多蒸气，要降低压力则是不可能的。注意只有处于或接近于饱和温度的液体才考虑液体闪蒸。为了在一定的时间间隔（ $t$ ）内，把温度降到相应液体的蒸气压等于要求的最终压力时的度数，必须排出的蒸气量可按下面两种方法来计算。第一种方法仅适用于相当纯净的化学物质或窄沸点烃类，第二种方法则适用于由宽沸点范围的烃类混合物组成的液体。对于纯化学物质或窄沸点



**SY/T 10043—2002**

烃类，系统中容器内的液体闪蒸量 ( $i$ )，可以根据闪蒸蒸气的热量等于液体平均热损失量的假定条件，保守地进行近似计算，见式 (14)：

$$(W_{vt})_i \lambda_i \approx \left[ (W_{at})_i - \frac{Q_{it}}{2\lambda_i} - \frac{(W_{vt})_i}{2} \right] c_{pi} (T_a - T_b)_i \quad \dots\dots\dots(14)$$

将式 (14) 重新排列得出液体闪蒸量为 [见式 (15)]：

$$(W_{vt})_i \approx \left[ (W_{at})_i - \frac{Q_{it}}{2\lambda_i} \right] \left[ \frac{2c_{pi}(T_a - T_b)_i}{2\lambda_i + c_{pi}(T_a - T_b)_i} \right] \quad \dots\dots\dots(15)$$

注： $W_{at}$  仅用于一致性物质，并且  $W_a$  没有物理意义。如果要求更精确的计算，可以采用同样的方法以逐步计算方式进行。

式 (15) 不适用于宽沸点区烃类混合物组成的液体，这是因为当液体蒸发时，液体的性质和组成都起了变化。如果没有更精确的液体数据，应在起始压力和最终压力之间进行一系列的简化绝热闪蒸计算，同时忽略火焰的影响。简化的绝热闪蒸计算法是反复应用式 (16) 进行逐步计算，得出在所需降压过程中系统内原始液体闪蒸的质量分数。计算时，假设在下一步闪蒸之前，各步闪蒸出的蒸气均从减压系统中排出。式 (17) 对火灾情况的计算又作了修正，在式 (17) 中采用剩余液量的平均值 (即系统中最初的液量减去在整个减压过程中因从火焰吸热而蒸发的液量的一半) 被用来代替系统中的原始总液量。这将对忽略由火灾引起的蒸发致使每步闪蒸组分受到影响给予一定程度的补偿。

为了确定从一种混合物中蒸发出的液量近似值，需要应用相平衡图，并且采用图解法。该方法采用式 (16)：

$$(\Delta T_n)_i = \left[ \frac{\lambda_n (\Delta W_{vt})_n}{(W_{Lt})_{n-1} - (\Delta W_{vt})_n (c_p)_n} \right]_i \quad \dots\dots\dots(16)$$

**3.19.2.4 由于密度变化和液体闪蒸产生的蒸气 (举例)**

例如，图 3 是给定液体的相平衡图，这个例子的初始条件没有液体蒸发：

$$T_a = 256^\circ\text{C} (492^\circ\text{F}), p_a = 2861 \text{ kPa 绝压} (415 \text{ lb/in}^2 \text{ 绝压})$$

在  $n=1$  (第一步，以下类同) 之后的状态：

5% 的液体蒸发，剩下为 95% 的液体。  $T_1 = 252^\circ\text{C} (486^\circ\text{F})$ ，  $p_1 = 2496 \text{ kPa 绝压} (362 \text{ lb/in}^2 \text{ 绝压})$ 。

继续按步骤做出相图，直到在  $n=5$  之后 b 点减压完成为止，30% 的液体蒸发，剩下 70% 的液体，  $T_b = 238^\circ\text{C} (461^\circ\text{F})$ ，  $p_b = 1482 \text{ kPa 绝压} (215 \text{ lb/in}^2 \text{ 绝压})$ 。

为了方便起见，假设蒸发的质量分数等于体积分数。假设一个液体递增量，例如 5%，在每步过程中被蒸发，那么就可式 (16) 计算出液体温度的变化。因为沿着相图 5% 的蒸发线上，剩余的液体都有相对应的饱和温度和压力，温度变化已经式 (16) 计算，所以压力的变化也是已知的。逐步重复这种方法计算，直到减压期结束时压力等于  $p_b$  为止。图 3 中，容器  $i$  蒸发出初始液体的质量分数为  $X_i \approx 0.30$  时，即达到了设计的终点压力。将式 (15) 中的最后一项用式 (17) 中该值  $X_i$  代替，则可估算出同时有火灾的情况下，由于系统中  $i$  容器减压而闪蒸出的估算液体重量 (质量) 为：

$$(W_{vt})_i \approx \left[ (W_{at})_i - \frac{Q_{it}}{2\lambda_i} \right] (X_i) \quad \dots\dots\dots(17)$$

**3.19.3 术语**

本章所列公式中的变量定义如下：

- a——减压时间间隔开始时的初始状态，假设对应的温度和压力条件下为气液平衡的饱和状态。
- b——减压时间间隔结束时降压管的状态。

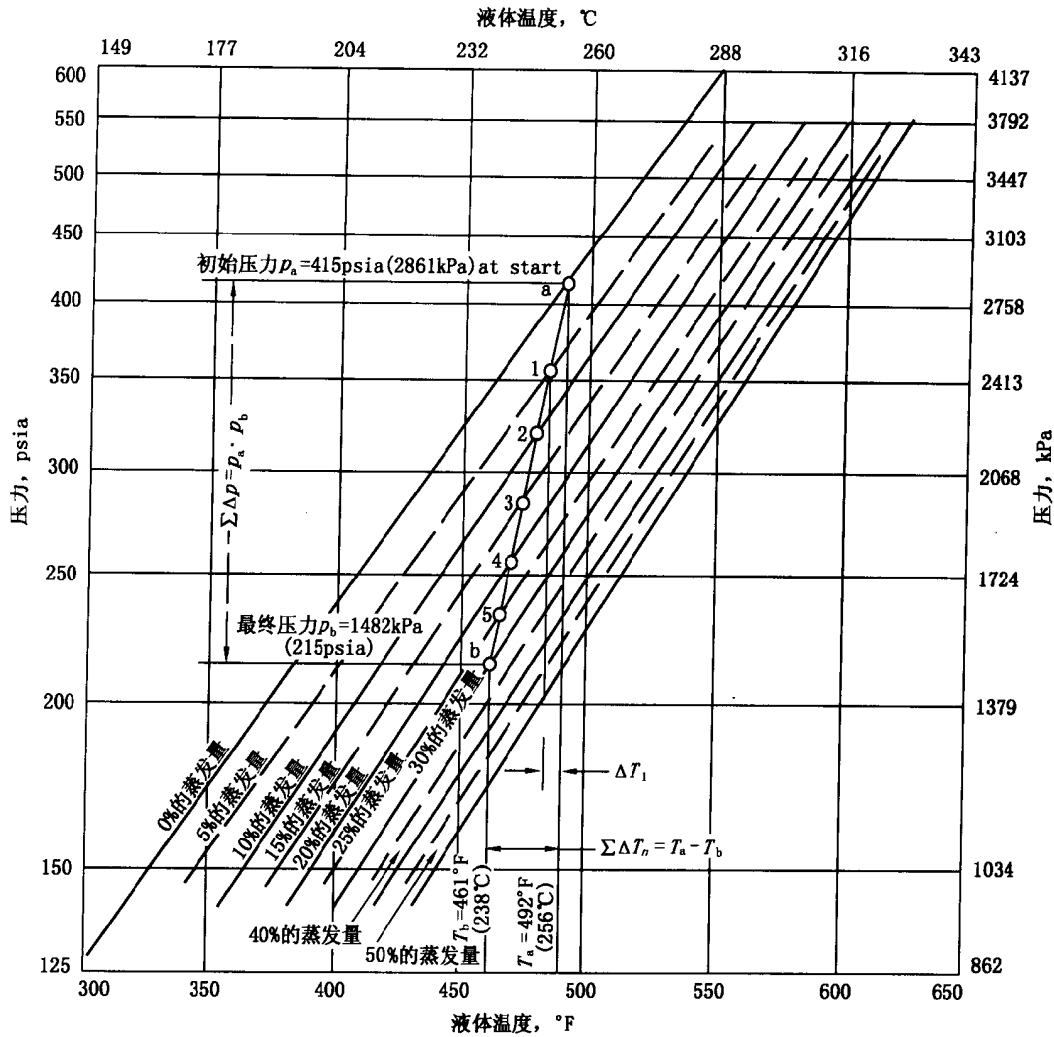


图3 给定液体的相平衡图

- $c_p$ ——液体的平均比热容,  $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$  [ $\text{Btu}/(\text{lb}\cdot^\circ\text{F})$ ].
- $d$ ——与由于压力降低引起的蒸气密度变化有关。
- $f$ ——与因火焰引起蒸发有关。
- $i$ ——含有一个以上容器的系统中的某个容器, 因有不同的流体特性、防火效应或其他有关因素, 因此需分别考虑。
- $L$ ——液体。
- $M$ ——蒸气的相对分子质量。
- $m$ ——减压系统内的容器总数。
- $n$ ——从减压初始条件到减压后端之间许多步骤中的某一步。
- $n-1$ —— $n$  步骤之前的减压步骤。
- $p$ ——绝对压力,  $\text{kPa}$  绝压 ( $\text{lb}/\text{in}^2$  绝压)。
- $Q$ ——湿表面吸收的总热量 (输入),  $\text{kJ}/\text{h}$  ( $\text{Btu}/\text{h}$ )。
- $T$ ——液体或蒸气的绝对温度,  $\text{K}$  ( $^\circ\text{R}$ )。
- $t$ ——减压时间间隔,  $\text{h}$  (一般假设为  $0.25\text{h}$ )。
- $V$ ——蒸气的有效体积,  $\text{m}^3$  ( $\text{ft}^3$ )。

## SY/T 10043—2002

$v$ ——与由于压力降低而产生的液体闪蒸或产生蒸气有关。

$W$ ——单位时间内的蒸气流量, kg/h (lb/h)。

$W_f$ ——液体或蒸气的重量(质量), kg (lb)。

$X$ ——因减压引起的蒸发液体量占系统内原有液体的质量分数。

$z$ ——压缩系数。

$\Delta$ ——差值, 如  $\Delta T_n = T_{n-1} - T_n$ 。

$\lambda$ ——液体的平均潜热, kJ/kg (Btu/lb)。

### 3.20 单个阀门的特殊考虑

在 API RP 520 I 中介绍了压力安全阀的尺寸计算方法。但 3.20.1~3.20.3 中所述的情况除外。

#### 3.20.1 液—蒸气混合物及固态物

对于蒸气—液平衡条件下或是混合相条件下处理液体的压力泄放阀来说, 当液体通过该压力泄放阀时, 将会因闪蒸产生蒸气。蒸气的产生可能减小阀门的有效质量流量, 因此应该慎重考虑。因有泡沫或气—液分离不充分可能会产生携液量。设计人员应注意研究流量减少或节流的影响。当有效的压降增值全部消耗在加速所有流动的可压缩流体或闪蒸流体时, 则会产生节流。因此没有额外的压差可用于克服管线加长带来的阻力, 本专题更深一步探讨参见 API RP 520 I 和参考文献 [23]、参考文献 [24] 和参考文献 [27]。

当某些流体(例如 CO<sub>2</sub> 和湿丙烷)排放通过泄放装置时有可能形成固体, 还没有一致公认的可减小堵塞可能性的方法。

#### 3.20.2 正常液体系统中泄压装置的位置

在正常情况下全是液体的系统中, 确定泄压阀门或其他泄压装置的尺寸, 其目的是为了泄放从外面进来的蒸气或系统本身产生的蒸气(见 3.10, 3.12, 3.13 及 3.19)。必须注意泄放装置的安装位置, 以便真正释放蒸气而不释放与蒸气体积相当的液体。

#### 3.20.3 多阀

##### 3.20.3.1 基本原理

由于 ASME《规范》已被广泛地用做参考或基本规程, 因此已将它们看作是安全和泄压阀及其性能的最低要求。在某些区域或装置中也应用其他规则。就泄放装置的尺寸选择、应用及设定值而论, 这些规范和规则并不总是与 ASME《规范》一致, 然而, 因为 ASME《规范》得到最广泛的应用, 因此其规定与采用相同或不同设定压力的多个压力泄放阀安装的所有讨论有着密切关系。更详细的情况请见 ASME《规范》第 VIII 卷 I 册 UG-125 至 UG-136 段、附录 11 和附录 M。

当需要根据 ASME《规范》第 I 卷建造蒸气发生装置时, 应按 ASME《规范》要求保护设备, 在本标准中不再讨论。

##### 3.20.3.2 合理性

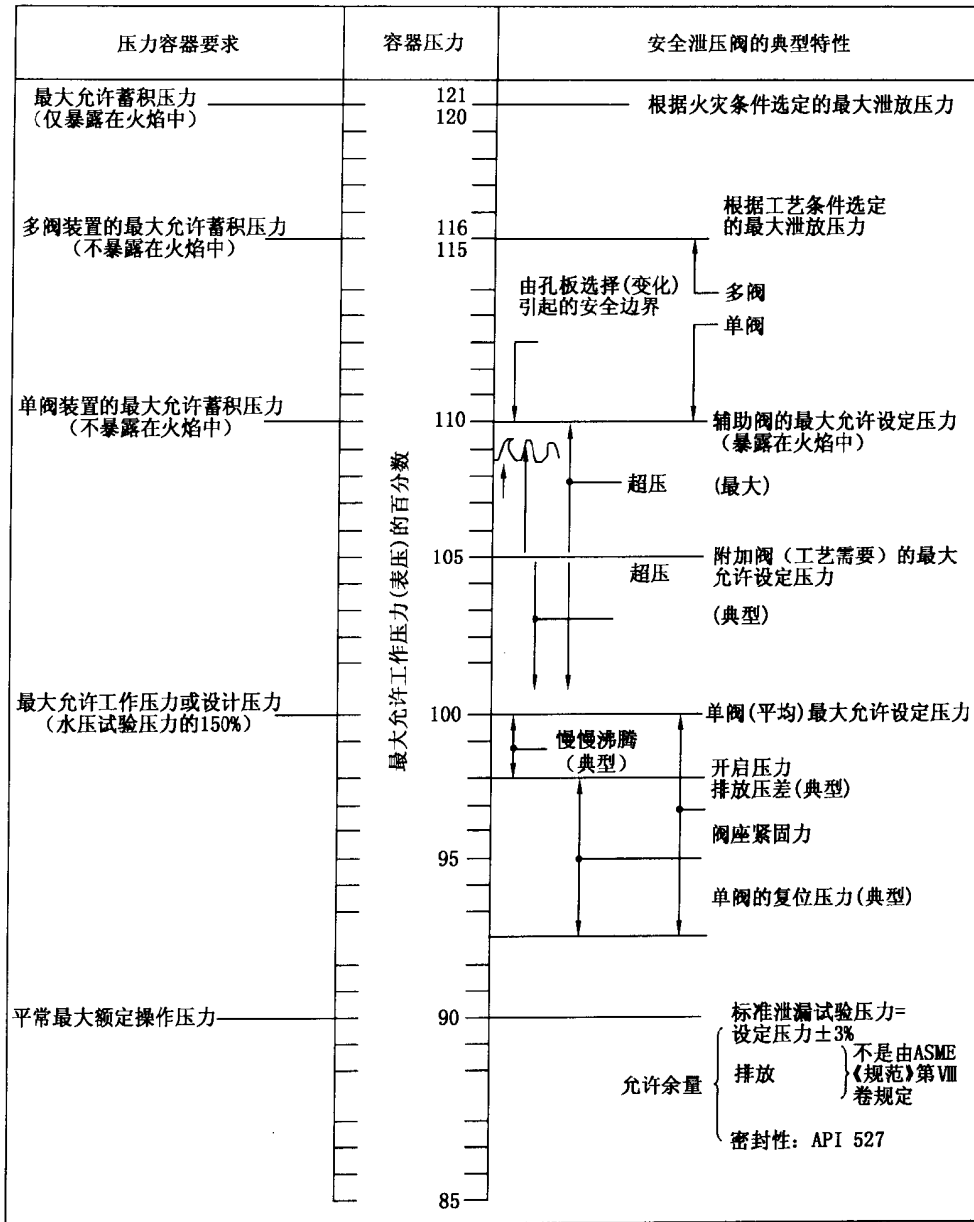
制造一套具有不同设定压力的多阀装置需要考虑的问题包括: 尺寸因素、阀门的泄漏、压力容器的要求、压力泄放阀的入口压力特性、释放时的反推作用以及各种意外事故下的释放量范围。

在选定压力泄放阀尺寸时, 设计人员应该分析超压的可能原因、确定控制流量、选择需要的阀孔面积。尽管控制流量可能是由周围环境的一个因素或综合因素引起的, 但难以预测偶然事件同时发生的机率, 因而往往采用保守尺寸(即过大)。随着工艺装置尺寸的增加, 常常不可能从一个额定的、商业设计的阀体中获得计算出的所需计算面积, 因此为了简单地解决阀门的处理能力问题, 需要采用多阀。容器控制压力的较小压力波动可能接近或进入单个安全泄压阀的操作范围。但这会使阀门不断泄漏, 直到系统的压力降到足以使弹簧迫使阀门关闭为止。阀门越大, 处理这种小流量的升程越小, 并且在任意给定的升程下泄漏量越大。振动和阀座损坏常伴随着这种情况发生。设定值一样的多阀无法解决这个问题, 而采用设定值不同的多阀可以使这个问题得以解决。如果可行的话, 设定值最低的阀门也应该根据合理的泄放要求或总要求中的合理部分选定最小的阀门。因此, 设定值较高的阀门只

有当需用组合的阀孔面积处理产生的流量时才打开。

3.20.3.3 应用及实践

压力容器设计技术要求是根据工艺的压力条件、操作压力泄压要求以及 ASME 《规范》 第Ⅷ卷的技术要求来确定的，如图 4 所示。最关键的技术要求，即最大允许工作压力，则是该图中的基准线，同时也可能是将第一个压力泄放阀打开的最大压力。在规定的区域内，有一些确定设定压力的界线。



- 注：1. 操作压力可以低于要求压力；  
 2. 如果操作压力允许，则设定压力和与设定压力有关的其他所有数值可以向下移动；  
 3. 此图符合 ASME 《规范》 第Ⅷ卷的要求；  
 4. 图示的压力条件都是针对安装在压力容器（汽相）上的安全泄压阀的。

图 4 压力等级

单个或多个压力泄放阀的入口压力特性表示在图 4 右边的柱线上。图 4 中表示了工艺压力容器的安全泄压阀以及意外地吸收外部热量（如因发生火灾而吸热）而需增补的阀门。正如 API RP 520 II

## SY/T 10043—2002

建议的那样,在各种情况下,通过限制由被保护系统与压力泄放阀进口之间的摩擦引起的流动损失来避免压力泄放阀进口没有压力信号。

API RP 520 II 给出了压力泄放阀排出流量时引起的最大可能的机械应力及作用力。这些讨论只考虑到了稳态情况,而没有考虑最初打开阀门时引起的短暂的瞬时力。随着管线的进出口在释放温度压力条件下达到力的平衡,则产生冲击力和调整力。如果多阀同时操作,问题则复杂化,因为安装的阀孔尺寸必须按能够处理释放时的最大量来确定,因此对于设定值一致的多阀或单个巨型阀来讲,则增大了开关动作(振动)的概率。

在 ASME《规范》限定范围内,多阀的应用常常能达到并且容易、经济。API RP 520 I 介绍了关于允许压力  $p_1$ ,即用于选定泄压阀尺寸计算的压力。它规定了正常操作和偶然失火条件下允许的不同的设定压力。在考虑多个安全泄压阀释放时,必须估计到一种偶然事故发生时,所有泄压阀同时释放时背压的影响。正常的设计都要考虑到所有安全泄压阀同时释放,无论这些阀是在一个容器上的、设定值不同的安全泄压阀,还是不同容器上的、因同一事故发生必须释放的几个安全泄压阀。总流量决定系统的背压。偶然事故发生之后系统中产生的任何背压增大被认为是背压积聚。在使用常规阀的场合,任何阀门排放口压力的增加必须限制在 API RP 法 520 I 所讨论的背压积聚约束之内。在这些限定范围之内,当另一个阀打开之前,由于一个阀门打开使流体流动,引起背压变化,不必把该背压变化看作是其他阀门上的附加回压。

## 3.21 参考文献(略)

## 第 4 章 处理系统的选择

## 4.1 概述

处理方法的选择,可能要受到某一特殊位置或某一单独装置许多特定因素的制约。处理系统的用途在于使泄放流体输送到一个可以安全排放的地方。处理系统一般由管路和容器组成,所有部件在尺寸、压力等级和材料方面都应满足作业条件的要求。本章概述了确定最合适处理系统的一般原理和设计方法。

## 4.2 影响设计的流体特性

## 4.2.1 物理及化学性质

在 NFPA 325M<sup>[1]</sup>(见 6.1)中列出了某些可燃液体、气体和固体的闪点、可燃极限和燃点。在含有不同惰性气体和水蒸气量的空气和大气中的纯化合物及混合物的可燃特性的其他资料,可以在美国矿业局通告 627<sup>[2]</sup>中查到。这些文献还提供了关于爆炸极限的资料和根据纯化合物的性质提出了混合物可燃特性的计算方法。

注:括号中的数字与 4.7 参考文献号对应。

不论是由于压力降低而导致液体蒸发,还是由于冷却而引起的蒸气冷凝,相态变化都应予以考虑。对于自动制冷,除非向设施内加入蒸发所需要的热量,否则易挥发的液体是不可能完全蒸发的。

应注意避免混合可能在火炬管汇内起反应的化学剂。反应物在火炬管汇内引起高压,高火炬压力会导致火炬管汇破裂。当反应物(例如烷基、钠、钾和硅烷)与水混合时反应剧烈,因此应输往不含水的独立的管汇。

## 4.2.2 生理及公害特性

应该研究压力泄放和减压系统泄放物质的生理和公害性质,以便确立正确的处理系统。

## 4.2.3 回收价值

炼油厂废弃物的经济价值可能确保将排出物回收到工艺流程而采用的专门手段是经济可行的。工程经济评价可以根据物料的回收价值来确定安装一套废弃物回收装置是否合理。如果安装一套回收系统是合理的,请参见 5.5 作为指南。为了避免损失有价值的工艺物料,泄压装置的设定压力要高于正常操作压力,以便给出可靠的压差余量(见图 4)。

### 4.3 大气排放

#### 4.3.1 概述

在许多情况下，如果环境法规允许，压力泄放所产生的蒸气流可以直接安全地排放到大气中。这已经被正确安装蒸气压力泄放阀向大气泄放的多年安全操作经验所证明。由 API 主编的技术专著<sup>[3]</sup>也已经表明，在常规型安全泄压装置的正常操作范围之内，对大多数蒸气泄放工况可以预计出界限分明的可燃区域。依据对合适设计参数的正确认识，就可以使大气排放达到最高的安全程度。大气排放排除了采用密闭排放系统所需要的系统泄放量的分析、正确选定管路尺寸、机械设计准则和考虑作用在安全泄压阀的背压等一系列重大问题。只要可行，在所有各种处理方法中，这种方案具有简单、可靠、经济的优点。为了保证实现处理而又不致产生或引起诸如地面或高架结构物上形成可燃混合物，人员暴露在毒性气体或腐蚀性化学剂中，泄放气流在排出点着火、噪音过大和污染空气之类的潜在危险或其他问题，在决定是否把烃类物质或其他可燃或危险蒸气排放到大气中时，这些问题必须特别注意。

#### 4.3.2 可燃混合物的形成

##### 4.3.2.1 概述

为了评估烃类物质大气排放所引起的可燃混合物的潜在危险，泄放物质的物理状态是最重要的，例如，蒸气扩散的性质和液体泄放的性质二者是完全不同的。形成油雾状或喷雾状的液—气混合物都包括在液—气两种极限状态之间。在分析与大气排放相联系的危险性时，每种蒸气、油雾和液体都要专门考虑。

##### 4.3.2.2 蒸气扩散

当把完全由蒸气组成的烃类气流泄放到大气中时，因蒸气和空气混合形成的可燃混合物将不可避免地出现在出口下游。在大多数情况下，单个安全泄压阀通过本身放空管垂直向上排出时，可燃区域将被限制在泄放高度以上相当有限的可确定范围以内<sup>[3]</sup>。通常，对于安全泄压阀放空管的出口速度，泄放物的喷射冲击力是最主要的。在这些条件下，如果雷诺数满足式(18)的判据，夹带的空气以很高的速度冲淡喷射出来的气流，泄放气流在流过喷射流之前，被稀释至低于可燃下限：

$$R_e > 1.54 \times 10^4 \times \left( \frac{\rho_i}{\rho_\infty} \right) \dots\dots\dots(18)$$

式中：

$R_e$ ——在放空出口处的雷诺数；

$\rho_i$ ——在放空出口处的气体密度；

$\rho_\infty$ ——空气的密度。

注：当喷射流速小于 40ft/s (m/s) 或当喷射流速与风速之比值低于 10，式(18)可能不适用。

从另一方面来讲，如果泄放速度太低，雷诺数就会很小，喷射夹带空气量有限，泄放物质将主要受风的影响。因而，大气扩散原理可确定稀释速度和能产生可燃条件的距离。在这样的条件下，有可能在地面上或在远处的点火源处形成可燃混合物。对可燃混合物形成的全面分析要考虑下列因素：

- a) 出口气体的速度和温度；
- b) 出口气体的分子质量和流量；
- c) 主导气象条件，特别是当地特有的不利条件；
- d) 当地的地形和邻近存在的结构物；
- e) 进入大气的扩散高度。

上述的技术研究<sup>[4]</sup>已经证明，由高速气体喷射的能量扩散所引起的涡流混合能导致快速扩散。在安全泄压阀达到或接近满负荷流动的情况下，通过在大气中独立的放空塔，排出速度一般超过 150m/s (500ft/s)。对喷入静止空气的排放，经研究表明，速度达到 150m/s (500ft/s) 或更高的气体具有足够的喷射能量，并与空气产生涡流混合，其有效稀释如式(19)所示：

SY/T 10043—2002

$$\frac{W}{W_0} = 0.264 \left( \frac{y}{D} \right) \dots\dots\dots(19)$$

式中：

$W$ ——距离尾管端部  $y$  处蒸气—空气混合物的重量（质量）流量；

$W_0$ ——泄放装置排出物的重量（质量）流量，单位与  $W$  相同；

$y$ ——沿着尾管轴线在  $W$  处计算的距离；

$D$ ——尾管直径，单位与  $y$  一致。

式（19）表明，典型烃类泄放气流被稀释到可燃极限下限（质量含量约 3%）的距离  $y$ ，出现在沿尾管轴线距离排出管末端的约 120 倍管直径处（沿管轴线测算）。实质上，当烃类蒸气被空气稀释到质量含量约为 3% 时，形成混合物的浓度将达到或低于可燃极限的下限。该值实际上在 3.0%（对甲烷）到 3.6%（对己烷）范围内变化。容积图示法比质量分数表示可燃极限使用的更普遍，在容积图上，可燃范围的百分率分别等于 5.3 和 1.2。对不具有类似于轻烃燃料特性的物质，可燃混合物的范围可能与 120 倍放空管直径的范围有很大的不同。根据这些数据能够得出结论：在高排出速度的场合，排出点高度以下出现可燃浓度气体的危险性很小。这就进一步证明了使用安全泄压阀把泄放的蒸气直接排入大气，而不会有可燃浓度蓄积这一多年经验。

尽管经验已经表明，通过安全阀直接泄放蒸气到空气中并不会产生大量的可燃气体，但多年来一直怀疑这种研究的可靠性。怀疑的根据是因为在最大负荷条件下，针对排出速度以 150m/s（500ft/s）设计的所有系统，在其他条件下，排出速度会降低。

虽然泄压阀在其设计流量时具有排出速度高的特性，但人们不能设想泄压阀总是处于满负荷状态。例如，尽管初始泄放可能是高速的，弹簧加压的安全泄压阀一旦打开，动能将足以抵消弹簧关闭力，直到流量已经降低到接近阀门额定流量的 25% 时阀门才关闭。当影响泄放的条件改变时，流量降低也可能发生。在许多情况下，超压可能是由于小的操作失误引起的，而由超压引起的流量明显地低于设计流量，通过采用两个或更多泄放阀门，并且采用不同设定压力以便提供顺序操作，把发生这种情况的可能性减少到最低程度。如果只有一个阀门处于操作状态，那么供几个泄压阀用的一个公共放空管同样会导致泄放物以比较低的速度排出。

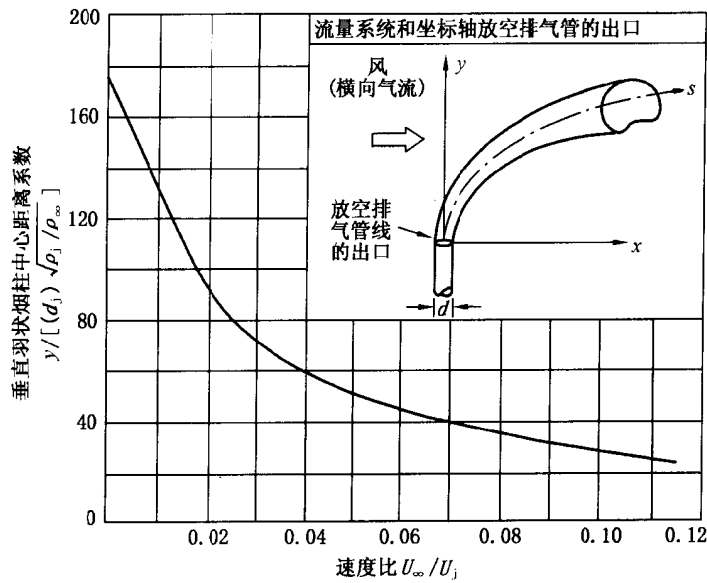
因为上述这些影响因素，Battelle 研究院<sup>[3]</sup>对在接近泄压阀的四分之一额定容量时，阀门将可能出现复位时排出速度降低的影响进行了研究。这些研究包括在各种不同的出口气流速度与风速比条件下，烃类气体的温度和分子质量对可燃范围的影响。研究证实了通过各自的放气管从安全泄压阀放出来的气体，当阀门在其复位负荷（即在 25% 的额定容量）操作时，仍能得以安全扩散。只要超过式（18）给定的最小值，这种泄放仍以喷射为主，并在喷射的范围以内将气体稀释到可燃范围之外。对绝大部分情况，甚至在 25% 的额定释放量时，放空速度仍大于 30m/s（100 ft/s）。

另一些油轮放空<sup>[5]</sup>的安全性方面的研究已经表明：在泄放速度超过 30m/s（100 ft/s）的场合，喷射冲击力稀释效果是相同的。可以预料，对于低设定压力的安全泄压阀或汇入一根放空管的多阀，其泄放雷诺数将低于一个或多个保证喷射力效果所需的最小值。

图 5、图 6 和图 7 表明了垂直、水平和沿着喷射主轴线可燃性的范围，并可看出，在静止空气中，轴线和垂直距离比前面的静止空气研究所表明的 120 倍管直径稍稍大一些。然而，表示可燃气体包围线的水平范围实际上与风速基本无关，并且比前面研究表明的轴向距离低很多。

该研究证明，一般工业上的恰当作法是使安全泄压阀排气的放空管，至少要与比放空排出点高的所有结构物和设备有相距 15m（50 ft，水平距离）的间隔。在大多数情况下，这样做将足以防止可燃气体到达高结构物。对于这些喷射泄放，无须担心在放空管的泄放高度以下位置存在可燃蒸气云团或可燃条件。这些最新研究已普遍证明了将可燃蒸气通过安全泄压阀的放空管垂直地排入大气的安全方面的长期应用经验。

#### 4.3.2.3 油雾扩散



- $U_\infty$ ——风速, m/s (ft/s);
- $U_j$ ——出口喷射速度, m/s (ft/s);
- $y$ ——垂直距离, m (ft);
- $\rho_j$ ——顶部出口内部的流体密度,  $\text{kg/m}^3$  ( $\text{lb/ft}^3$ );
- $\rho_\infty$ ——环境空气密度,  $\text{kg/m}^3$  ( $\text{lb/ft}^3$ );
- $d_j$ ——火炬头内径 (喷出口直径), m (ft);
- <sup>a</sup>  $y$ ——距离系数乘上  $d_j (\rho_j / \rho_\infty)^{1/2}$ 。

图 5 从扩散出口到贫可燃浓度区域的最大顺风垂直距离 (石油气)

在本标准中所称的油雾是由下列蒸气泄放时冷凝所引起的。含有液体的泄放蒸气流体的微粒喷雾在 4.3.2.4 中予以考虑。冷凝油雾按微粒的直径严格地加以划分。绝大多数微粒的直径小于  $10\mu\text{m}$ , 而且几乎没有直径大于  $20\mu\text{m}$  的微粒。机械喷雾通常不含有直径小于  $100\mu\text{m}$  的微粒。

当向大气泄放蒸气时, 是否有大量蒸气冷凝, 这取决于气流组分、大气温度和出口速度。通常假设: 如果预料的最低大气温度低于泄放烃类的露点就会发生大量冷凝。这种假设忽略了与泄放的蒸气有关系的两项重要影响因素。当蒸气通过安全阀降压时, 蒸气是过热的并且在排出点富集区立即出现冷凝的倾向将减少到最低程度。更加重要的是在一般情况下, 空气和在安全泄压阀排出口处出现的轻烃产生混合稀释效应。快速稀释往往具有使单组分的露点降低到环境温度以下的趋势。

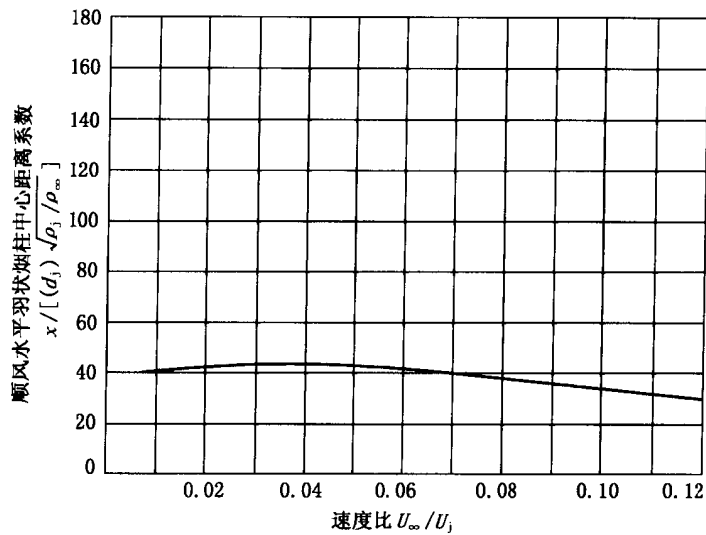
Loudon<sup>[6]</sup>给出了一种计算安全泄压阀的排出物是否出现冷凝的方法。虽然重分子烃类在前面说明的范围内 ( $10\mu\text{m} \sim 20\mu\text{m}$ ) 可能会冷凝, 但这些计算表明, 不论分子质量大小, 绝大部分泄放扩散都不会出现冷凝。炼厂蒸气泄放装置在较大范围操作条件下的操作经验证实了这种计算方法。

在从安全泄压阀排出的蒸气可能冷凝的情况下, 必须考虑这种冷凝物如何影响大气中可燃物的形成。空气中可燃的液体油雾当被点燃时, 即使液体不易挥发, 在环境温度下没有形成大量蒸气, 也能够使火焰扩散。因此, 可燃液体的雾滴甚至在低于其闪点的温度下也会出现危险。Burgoyne<sup>[7]</sup>已经指出, 可燃的冷凝油雾其可燃性下限的质量分数和燃烧速度分别对应蒸气的可燃性下限的质量分数和燃烧速度。根据 Saletan<sup>[8]</sup>提出的理论, 在环境温度和压力条件下点燃空气中油雾所需的能量大约是点燃蒸气所需能量的 10 倍。

\* 原文如此, 未加说明。——译者注



SY/T 10043—2002

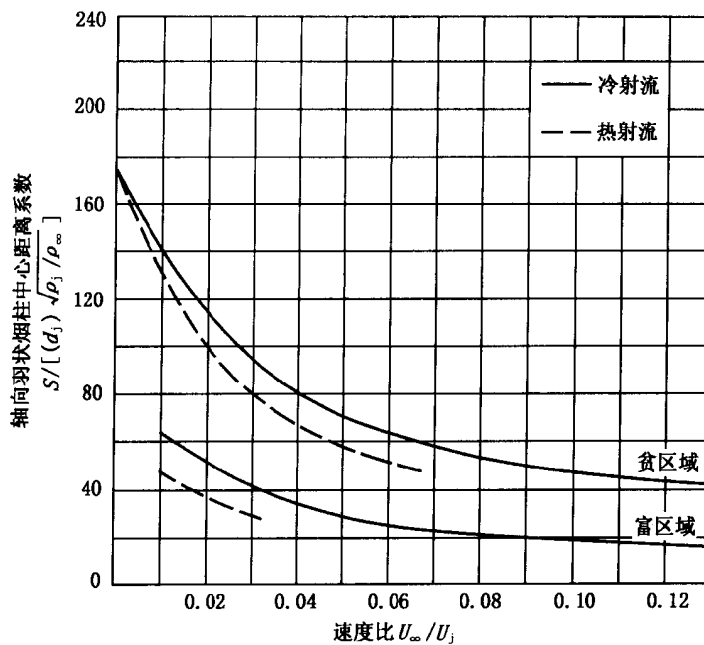


$x$ ——水平距离, ft (m);

<sup>a</sup>  $x$ ——距离系数乘上  $d_j (\rho_j/\rho_{\infty j})^{1/2}$ 。

注: 上述使用的各种术语和流量系统及坐标轴定义见图 5。

图 6 从扩散出口到贫可燃浓度区域的最大顺风水平距离 (石油气)



$S$ ——从顶点算起沿着射流中心的距离, m (ft);

<sup>a</sup>  $S$ ——距离系数乘上  $d_j (\rho_j/\rho_{\infty j})^{1/2}$ 。

注: 上述使用的各种术语和流动系统及坐标轴定义见图 5。

图 7 到贫可燃浓度区域和富可燃浓度区域的轴向距离 (石油气)

在计算表明安全泄压阀的排出物可能冷凝的情况下, 冷凝物有可能聚结而产生快速降落的液滴而不会弥散成类似蒸气的油雾。计算的空气—混合物绝热曲线和露点曲线的交叉点处的烃类分压应体现

\* 原文如此, 未加说明。——译者注

出没有聚结可能的限定区域。虽然现在还没有令人信服的数据,但可以建议在绝压 34kPa (5 lb/in<sup>2</sup> 绝压) 或更低的烃类分压时的冷凝应该当做没有颗粒油雾聚结的情况来处理。由于 10 $\mu$ m 直径的烃类油滴在空气中的自由下落速度大约是 3mm/s (0.01 ft/s), 在没有聚结的情况下, 重力的作用应该被忽略。因此, 甚至在微风时, 油滴从一定高度到达地面将要漂移相当长的距离。

根据与油雾的扩散及燃烧特性有关的上述因素可以得出结论: 只要冷凝物保持微小的分散形式并在空中漂移, 这种混合物就可以看作是与完全蒸发物一样具有可燃和扩散的特性。因为液滴尺寸极其微小, 采用 4.3.2.2 中说明的方法可以给出离开扩散点不同距离上的浓度数量级。如上所述, 形成可燃油雾所需的烃类质量分数与形成可燃蒸气所需的烃类质量分数是相同的。因此, 也可以得出结论: 只要泄放物的最小雷诺数超过式 (18) 所要求的数值, 则油雾可燃性的包络线将在与蒸气相同的限定可预测范围内。因此, 虽然冷凝可以产生污染空气的问题, 如果仅考虑烃类的可燃性, 从区域发生爆炸的可能性来说, 其危险性并不比不产生冷凝的蒸气高。

#### 4.3.2.4 液体扩散

蒸气或油雾组成的排出物, 当以高速放空到大气中时就迅速扩散, 液体与之不同, 而是下降到地面。如果存在易挥发的组分, 可能形成可燃的大气。如果有相当多数量的液体烃类物被泄放到大气中, 当环境温度达到或超过液体闪点时, 着火或爆炸的危险性是很高的。从理论上讲, 闪点超过预计的最高环境温度的液体不会蒸发到足以产生可燃大气的程度。然而分布很广的喷撒油滴可能引起偶然事故, 并可能形成严重公害。如果液体与很热的管线或设备接触, 就可能发生局部小火。因此, 一般应使用 4.6 中说明的方法来处理所有液体泄放物。

为了使泄放可燃液体的可能性降低到最小程度, 应把所有放空蒸气的安全泄压阀门入口连到容器或管路的蒸气空间的位置。在某些情况下, 设置附加安全装置是有理由的。例如, 当装置操作出现异常时, 可能使正常操作时部分或全部充满蒸气的容器液位升高和满溢。这种潜在的情况, 可通过在工艺系统中的一个位置上安装安全泄压阀使其大为减少。在这个位置上, 由于与时间和系统的液体容量有关的因素, 在安全泄放阀进口出现液体的可能性可以考虑忽略。例如一个安装在大型精馏塔顶部的安全泄压阀发生液体泄放的危险性将比其安装在可能在几分钟内就能满溢的塔顶馏出物回收装置上小得多。在其他情况下, 高液位报警器或其他仪表都可以对安全泄压阀提供有价值的保护, 从而防止液位达到安全阀的入口处。

总之, 在设计中, 对于包括压力泄放阀向大气放空的含有可燃液体的所有系统上, 各种超压原因都要进行严格分析。必须判断液体进入压力泄放阀的所有可能性, 并采取合适的保护措施以防止发生这种情况。

#### 4.3.3 暴露于毒性蒸气或腐蚀性化学物质中

##### 4.3.3.1 毒性蒸气

虽然绝大多数蒸气流在高浓度下对呼吸有害, 但当它们从远处的安全泄压阀排出时, 大多数情况对人员存在极小(或没有)危险。人员短时间暴露在绝大多数烃类蒸气中能忍受的浓度等于或超过低可燃极限的浓度。设计的设施应能避免大气产生可燃。

某些炼油厂中的气流可能含有在极低浓度下都是危险的蒸气, 例如硫化氢蒸气, 只要浓度超过千分之一 (1000 ppm), 人员暴露其中在几秒钟之内就会不省人事。这个浓度相当于烃类最低可燃极限的十分之一。因此, 在泄放气流中含有毒性物质存在的场合, 应该进行调查, 以便预测泄放物在人员可能出现的所有位置上最大顺风时的浓度。要特别注意位于该烟雾经过区域内以及将出现高浓度毒性物附近的高架结构物。

要保证对可能被泄放至大气中的毒气的每种情况进行仔细分析。因为不同物质其毒性变化很大, 应首先确定人员能忍耐的最大浓度。根据暴露时间的长短, 对不同位置, 能忍耐的最大浓度范围可能改变。在能够迅速和安全排空的地点, 较高的浓度引起的危险较小, 而在必须留有人员值班或不能快速撤离的地点则与此相反。其中更为重要的因素是泄放毒气可能持续的时间。引起设备超压的大多数

## SY/T 10043—2002

紧急情况可以在 5min~10min 之内得到控制。紧急情况的持续时间是变化的,这取决于工艺流程和流程中所包括的设备。例如,当采用关断泵或压缩机的方式可以消除超压的来源时,泄放所持续的时间应该比蒸馏塔由超压引起泄放需要持续的时间要短些。10min~30min 的时间对控制除灾难性事故外的所有紧急事故应该是足够的。

单个设备泄放毒气的真实泄放浓度很难精确地确定,但可估算。在安全泄压阀泄放毒气时的场合,雷诺数应足够高,被泄放的毒气应符合 4.3.2.2 中说明的喷射冲力泄放时扩散—稀释准则。在失去喷射冲力作用之前,预计泄放的物质要被稀释到 1/30 至 1/50。因喷射结束后还要进一步扩散,应该估计到被泄放的物质至少已经被稀释到这种程度。根据这种混合程度并应用 4.3.6 中给出的技术,可以算出地面上的浓度。

#### 4.3.3.2 腐蚀性化学物质

在环境条件下呈液体的某些化学物质,如苯酚,如果它们从安全泄压阀排入大气,对人员可能产生严重的危害。当工艺系统中含有这类化学物质时,除非把阀门安装在能保证避免泄放这类物质的位置上,否则采用大气泄放是不安全的。4.3.2.4 中关于避免泄放液体的论述同样适用于腐蚀性化学物质。

#### 4.3.4 在排放点泄放气流着火

##### 4.3.4.1 点火源

由安全泄压阀流出的烃类蒸气引起意外着火的原因,可按 4.3.4.1.1~4.3.4.1.4 中描述的导致着火的原因进行分析。

**4.3.4.1.1** 众所周知或可以预计的可能的的外部点火源有明火、热表面和安装在周围区域内或结构上的非防爆电气设备等。选好排放点位置,并利用从安全泄压阀出来的喷射冲力泄放,这样做可使形成的可燃区域不会到达外部火源外。在由风速控制的低速泄放场合,利用这种方法是相当困难的,因为可燃区域能够从泄放点延伸到相当远的距离。在这些情况下,应认识到来自诸如机动设备或动火作业之类的临时火源可能产生的潜在火情。对正常的大气泄放,正确选择放空位置能够避免外部点火源。另一方面,对低速、低冲力泄放,在设计时,应仔细地检查各种扩散速度和大气条件,以避免被外部火源点燃的可能性。

**4.3.4.1.2** 已知,露天大气放空的排放物曾被雷电点着过。除在雷雨期间因电力故障而进行紧急排放外,雷电时泄放阀打开的可能性可以不考虑。长期间歇排放和连续排放(例如泄放阀的漏泄)都会增加雷电着火的可能性。关于雷电的其他资料,请参考美国消防学会 NFPA 78。

**4.3.4.1.3** 关于静电的一般资料,见 Eichel 的文章<sup>[9]</sup>和 API RP 2003。当天然气高速从气井排到大气时,静电荷足以引起火花并产生火情<sup>[10]</sup>。井口喷出天然气的冷凝区虽然实际上不会出现着火现象,但明显地具有产生大量电荷的趋向。另一种关于静电着火的理论是:当放空时,流经管路系统的天然气在与管壁接触的气流中的所有固体和液体颗粒上都会感应产生静电荷,当天然气达到放空管出口锐边时,静电荷可以通过完全放电(火花放电)释放,或者通过部分放电(电晕)释放。关于压力泄放阀的排放物因排放点静电位升高而着火的问题尚缺少文献论证的资料。管道公司(习惯从较低的高度向大气排放天然气)具有从单根放空管向大气排放气压高达 6200kPa,表压(900 lb/in<sup>2</sup>表压)和排量高达 82 kg/s (650000 lb/h)天然气的经验。因此,由静电引起着火的可能性是很小的,这是因为在喷口处建立起来的电荷相当弱,而且放空管接地良好容易消除静电荷。

这种结论适用于烃类蒸气的泄放。经验表明:由于在放空管出口锐边处释放静电荷的机理,含氢量高的气流容易被静电点着。美国航空和航天管理局研究过这种现象<sup>[11]</sup>,并发现在放空出口安装一个圆环就可以防止这些静电荷的释放。圆环可消除在放空管出口锐边形成涡流的条件,所以它能抑制电流。

向大气放空的氢气着火也可能由氢气和氧化铁之间的化学反应所引起。这种化学反应在容器和管路中经常被发现。在理想条件下,含有一氧化铁(FeO)或铁(Fe)极小粒子的气流和大气中的氧紧

密接触就会发生放热反应，并能够提供足以点燃氢—空气混合物的能量。需要的能量根据试验确定为 $0.017\mu\text{J}$ （大约是甲烷—空气混合物点火所需能量的5%）。由 $\text{FeO}$ 或 $\text{Fe}$ 和氧反应而释放出来的热量传给极小的粒子是可以理解的，再者，如果表面积和质量之比足够高，也许会达到着火的足够温度。并且因为氢气的爆炸范围很大（4%~75%容积比），这种可燃气体形成在泄放点附近，伴随着氢气很低的点火能量，增加了着火的可能性。

**4.3.4.1.4** 在阀门上游超过自燃温度的泄放气流，除非在可燃的蒸汽—空气混合之前进行足够的冷却，否则在与空气接触时可能引起自燃。因此，该热气流通常应被送到密闭系统、冷却器或淬冷塔。在某些情况下，放空管若处在恰当的位置，则可容许着火现象发生。在这些情况下，应该分析4.3.3中讨论的辐射热效应问题（更多资料见API 2216）。

#### 4.3.4.2 能量的爆炸泄放

如果大量气体蓄积后被点燃，在大气中能量爆炸泄放的问题与大气排放有关。在无限制的喷射冲击力泄放的场合，当利用正常安全泄压阀时，蓄积大量蒸气云的可能性几乎没有。可能存在的危险与在泄放下游可燃气体包络线之内可能聚积的烃—空气混合物的总量值有关。喷射冲击力泄放物的总量是可以计算的。在某种典型的情况下，可燃区域可在下游40~120倍放空管直径范围以内，但会随着喷射气流密度和喷射速度及风速的比率变化而变化。该区域内的混合物可能平均含有6%的烃类，这相当于3s的排放量。因此，在任何时间可燃区域内的天然气体积与排放的总天然气体积相比是相当小的，即使着火问题也不大。

当然，如果释放量使得喷射冲击力无法形成和将其稀释不能达到，那么就可能出现大的蒸气云。在这种情况下，必须注意避免对泄放气体的任何限制。如果发生意外着火，限制程度决定了压力升高的程度。这种限制的分析应该包括邻近的建筑物或高度集中的限制气体泄放的设备。而来自这种原因的潜在危险性与泄放的天然气总量有关<sup>[12]</sup>。

#### 4.3.4.3 辐射热效应

凡是有大量可燃气体放空的地方，即使安全泄压阀的排放物着火的可能性不很大，也应该充分考虑可能释放的热量对人员和设备的影响。一旦确定了允许辐射热的等级，就可计算出从各个暴露位置到泄放点所要求的距离（见4.4.2.3关于计算辐射热效应的资料）。

#### 4.3.5 噪音过大

压力泄放阀向大气排放时产生的噪音较高。在大气排放点由于气体产生的噪音强度的估算，可参考5.4.4.3进行。由于紧急泄放一般不经常发生而且持续的时间短，所以噪音是不规则的。在许多地区，管理部门规定了人员或某些区域所能承受的噪音级别。在没有规定限制范围的地方，则可以采用美国工业卫生管理联合会推荐的标准<sup>[13]</sup>。

允许的噪音级别和持续时间应该按照操作人员正常工作的区域或特殊限制区域进行分析。在可能有两个或更多压力泄放阀门同时向大气排放的地方，需要分析综合效应。关于与大气排放有关的噪音级别、设计资料，见5.4.4.3。

#### 4.3.6 空气污染

空气不断受污染已经成为必须严肃考虑的一个因素。关于空气污染的法规通常是为在紧急情况下发生排放而制定的。虽然有限制的和偶然的紧急排放所允许的空气污染程度可能远比长期的或连续的泄放所允许的空气污染程度要高，但很明显，应控制在地面或其他位置上的排放物的浓度。为了确定是否存在空气污染，Gifford的文章<sup>[14]</sup>中讨论了排放物的浓度沿地面变化的计算方法。

### 4.4 火炬处理

#### 4.4.1 概述

火炬的主要功能是通过燃烧把可燃的、有毒的或带腐蚀性的蒸气转变成危害性极小的化合物。火炬类型的选择和所需特殊设计性能将受到多种因素的影响，其中包括：空间可利用率，火炬所处理的气体的性质（即组分、气量和压力级别），经济性（包括一次投资和操作费用）和公共关系。如果从

## SY/T 10043—2002

住宅区或航道上能看到或听到火炬，公共关系可能是一个主要因素。

#### 4.4.2 燃烧性质

##### 4.4.2.1 火焰特性

4.4.2.1.1 火焰是在一个明晰的反应区内发生的快速的持续性化学反应。有两种基本类型的火焰：一种是 (a) 扩散型火焰，在普通火炬中可以见到这种火焰，它是在燃料喷射进入空气中点火的情况下发生的；另一种是 (b) 充气型火焰，这种火焰是当燃料和空气预先混合而后点火时发生的。燃烧速度或火焰速度是指火焰前沿移动直到熄灭的可燃混合物的速度。

4.4.2.1.2 在火炬工作的情况下，火焰前沿通常是在火炬塔的顶部，然而，在天然气速度低的情况下，空气将进入火炬塔顶部。试验<sup>[15]</sup>已经表明：如果保持足够的可燃气体就能产生一个从地面上看得见的火焰，空气进入塔管内与天然气混合的情况通常很少出现。天然气流量较低时，可能使燃烧火焰前沿部分进入火炬里面，并使火炬塔产生高温，或者可能使火焰熄灭继而在火炬塔内形成爆炸混合物并由引燃点火器点火。

由预混合装置产生的充气火焰里，可能发生“逆燃”现象。这种现象是由于可燃混合物的线速度小于火焰燃烧速度而使火焰沿反方向至混合处引起的。

对充气型或扩散型火焰，如果燃料流量一直增加到超过每点的火焰速度，则火焰离开燃烧器向上升高直到由燃料和空气进行旋涡混合和稀释使得在喷口上面的天然气流达到新的稳定位置为止。这种现象叫做“吹离”（火焰熄灭称做“吹灭”）。一个正确的火炬头设计，可把主流的火焰固定在边界区域以内，在边界区域内燃料的速度梯度远超过“吹离”速度的临界值。有些资料<sup>[16][17][18]</sup>说明：在相对高的喷出速度下能否保持火焰稳定，这取决于排放物的性质和采用火炬头的类型。具有高燃烧速度的燃料“吹离”和“逆燃”速度都比较大。低含氢量的烃类燃料由于“吹离”速度比“逆燃”速度增加得快，所以稳定范围得到扩大。如果压力降、噪音和其他因素允许，可以根据 0.5 马赫数或更高的泄放速度进行设计。

##### 4.4.2.2 烟雾

许多烃类的火焰都是明亮的，因为在火焰中形成很亮的碳粒子。在某些条件下，这些碳粒子从明亮的火焰中以烟的形式被释放出来。形成烟雾的真正原因和机理尚未完全弄清。已有多种不同处理烟雾的工艺技术被推荐，但这方面的讨论已经超出了本标准的范围。然而可以有把握地说，烃类燃料，只有当系统全部或局部的燃料过量时才形成烟。观察表明，能降低火焰中氢原子的浓度就能抑制烟的形成<sup>[19]</sup>。因此，或许可能利用消耗氢原子或降低氢原子的影响反应来减少烟的生成。

利用水蒸气减少烟雾的方法已经由 Smith<sup>[20]</sup>讨论过。简单地说，这种理论认为水蒸气使烃类的碳氢分子离开，从而使聚合作用减少到最低程度，并且形成的氧化物以低速进行燃烧，同时温度不足以产生裂解和聚合作用。另一种理论则认为水蒸气与碳粒子起反应，形成一氧化碳、二氧化碳和氢气。因此，在碳冷却形成烟之前碳就被除去了。

##### 4.4.2.3 辐射热

4.4.2.3.1~4.4.2.3.3 是关于辐射热对人和设备影响的研究资料。

4.4.2.3.1 许多确定辐射热对人的皮肤影响的研究已经进行。Stoll 和 Greene<sup>[21]</sup>都以人类作为研究对象，发现当辐射热强度达到  $6.3 \text{ kW/m}^2$  [ $2000 \text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2)$ ] 时，在 8s 内人就感到疼痛，20s 后皮肤就会起泡。皮肤裸露的白鼠在  $6.3 \text{ kW/m}^2$  [ $2000 \text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2)$ ] 的辐射热强度下不到 20s 就会产生灼伤。同一个报告指出，皮肤裸露的白鼠在  $23.7 \text{ kW/m}^2$  [ $7500 \text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2)$ ] 的辐射热强度下，大约在 6s 内就产生皮肤灼伤。表 7 给出了 Buettner<sup>[22]</sup>提出的达到痛感需要的暴露时间与辐射热强度的函数关系。这些数据是人在室温条件下用前臂承受辐射热的试验而获得的。试验数据表明，出现痛感之后产生灼伤是相当快的。Buettner 的试验数据与 Stoll 及 Greene 的试验数据非常接近。

因为允许的辐射热强度是暴露持续时间的函数，所以必须考虑人的反应时间和灵活性等因素。在紧急放空时，反应时间可以设想为 3~5s。每个人找到遮蔽或脱离现场需 5s，这样总暴露时间是 8~

10s。

表 7 达到痛感需要的暴露时间

辐射热强度 (英制单位) Btu/h·ft <sup>2</sup>	辐射热强度 (公制单位) kW/m <sup>2</sup>	痛感的时间 s
550	1.74	60
740	2.33	40
920	2.90	30
1500	4.73	16
2200	6.94	9
3000	9.46	6
700*	11.67	4
6300	19.87	2

作为比较基准,日光的辐射热强度在  $0.79 \text{ kW/m}^2 \sim 1.04 \text{ kW/m}^2$  [ $250 \text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2) \sim 330 \text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2)$ ] 范围以内。日光的热辐射对某些位置可能成为一个影响因素,但加到火炬辐射热上的日光效应对可接受的暴露时间影响很小。忽略它的影响,日光辐射应在总辐射强度计算中考虑。

关于辐射热强度,要考虑的另一个因素是工作服提供了遮蔽作用,工作服使得身体的仅一小部分暴露在很强的辐射热下。在辐射热来自高空的情况下,标准的人员保护措施,如戴安全帽,也可减小暴露在热辐射中的部分。

实验室试验和现场暴露有很大的不同<sup>[3][23]</sup>。辐射热通常是确定诸如高架和地面火炬之类设备空间位置等方面的控制因素。表 8 列出了针对在一些装置的梯子和邻近小平台上的暴露人员推荐的总辐射热设计强度。采用对人员有保护的设施,可以认为是延长人员暴露时间从而超过表中所列时间的实用方法。

表 8 推荐的总辐射热设计强度 (不包括日光辐射)

允许设计级别 (K) Btu/h·ft <sup>2</sup>	公制单位 kW/m <sup>2</sup>	条 件
5000	15.77	在结构物、操作人员不可能进行操作的区域和已有防辐射热遮蔽的地方 (如在设备后面),设计所采用的是辐射热强度
3000	9.46	有通道,人员可以到达的所有位置 (如在火炬下面的梯子上或在火炬塔的操作平台上),暴露必须限制在仅足够逃脱的几秒钟时间,设计火炬泄放辐射热所采用的是 K 值
2000	6.31	紧急作业可能需要坚持 1min 的地区,人员没有遮蔽物但穿有合适的工作服,设计所采用的是辐射热强度
1500	4.73	紧急作业可能需要几分钟的地区,人员没有遮蔽物但穿有合适的工作服,设计所采用的是辐射热强度

\* 原文有误。经核实,此值应为 3700。——译者注

表 8 (续)

允许设计级别 (K) Btu/h·ft <sup>2</sup>	公制单位 kW/m <sup>2</sup>	条 件
500	1.58	人员穿有合适的工作服可能连续暴露的所有位置的 K 值
<p>注 1: 在人员不可能迅速逃脱的塔顶或其他高架结构物上, 必须在背离火炬的一边安装梯子, 以便当 K 值大于 6.31 kW/m<sup>2</sup> [2000 Btu/ (h·ft<sup>2</sup>)] 时, 该结构物能提供一些遮蔽。</p> <p>注 2: 日光辐射的作用随地理位置而变化, 而且一般范围在 0.79 kW/m<sup>2</sup> 到 1.04 kW/m<sup>2</sup> [250 Btu/ (h·ft<sup>2</sup>)] 之间。</p>		

应该考虑对公共事业人员, 即可能暴露在工厂边界线上或以外的非工厂雇员的热辐射的作用。

4.4.2.3.2 在绝大多数情况下, 设备能够安全承受的辐射热强度要比人员确定的热强度高。但是, 如果遇到过热容易损坏的东西, 诸如低熔点的建筑材料 (例如铝或塑料)、热敏感的气流、可燃蒸气空间或电气设备等, 就可能需要分析辐射热对它们的影响。当为了与设备的可接受的温度 (见参考文献 [23]) 进行对比而需要进行这种分析时, 热平衡计算是必要的, 以便确定最后的表面温度。

4.4.2.3.3 由 Hajek 和 Ludwig 推导的下述方程式可以用来确定从火炬至必须限制辐射热的暴露目标之间需要的最小距离, 见式 (20):

$$D = \sqrt{\frac{\tau FQ}{4\pi K}} \dots\dots\dots(20)$$

式中:

D——从火炬中心至被考虑目标之间的最小距离, m (ft);

τ——热强度传导系数;

F——热辐射系数;

Q——释放热量 (低热值), kW (Btu/h);

K——允许的辐射热, kW/m<sup>2</sup> [Btu/ (h·ft<sup>2</sup>)]。

对 τ 应用的详细资料, 请参考附录 C 的 C.3.6 注释 3。

系数 F 是基于这样一个事实, 即并不是从火焰中释放的全部热量都能够用热辐射传输出来。火炬辐射热的测量表明: 热辐射分量 (燃烧总热量中的辐射能量) 朝着一个极限值增加, 与燃烧速度随着火焰直径增加而增加相类似。

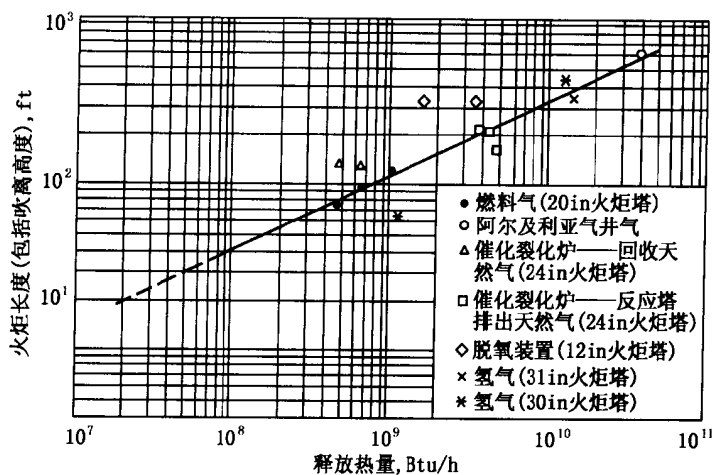
美国矿业局<sup>[24]</sup>关于来自气体扩散火焰的辐射热数据在表 9 中给出。这些数据仅适用于天然气的辐射热, 如果火焰中出现尺寸大于 150μm 的烃类液体油滴, 表 9 中的数值应稍有增大。

为了考虑辐射热强度, 附录 C 中提出了两种方法。在 C.2 中的举例是“简单方法”, 该方法已使用了许多年。这种方法利用图 8 和图 9, 并假定火焰辐射中心位于火焰中点来确定火焰的估算长度。火焰在风的影响下将向风吹的方向倾斜。侧向风的影响如图 10 所示。图 10 表示火焰中心的水平和垂直位移与侧向风速度对火炬塔喷出速度比值的关。

当验定辐射热强度之后, 修正火焰中心的位置是十分重要的。火焰的长度随着排出速度和释放热量的变化而变化。关于这方面的资料是有限的, 而且通常是根据在紧急放空时, 对火炬进行视觉观察得到的结果。图 8 和图 9 都是根据在各种氢和烃类混合物的高泄放量下对火焰长度进行的一些工厂试验研究而得的结果。

表9 来自气体扩散火焰的热辐射

气 体	燃烧器直径 cm	(辐射热量/释放热量) × 100
氢气	0.51	9.5
	0.91	9.1
	1.90	9.7
	4.10	11.1
	8.40	15.6
	20.30	15.4
	40.60	16.9
丁烷	0.51	21.5
	0.91	25.3
	1.90	28.6
	4.10	28.5
	8.40	29.1
	20.30	28.0
	40.60	29.9
甲烷	0.51	10.3
	0.91	11.6
	1.90	16.0
	4.10	16.1
	8.40	14.7
天然气 (95%CH <sub>4</sub> )	20.30	19.2
	40.60	23.2

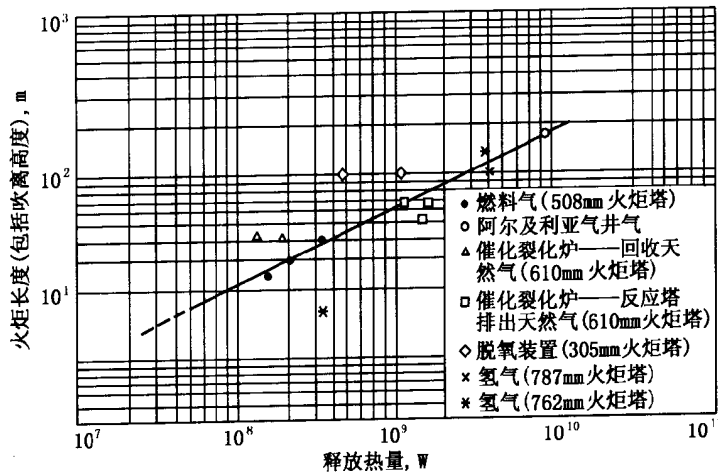


注: 有多个点表明, 观测位置不同或假设的热容量不同。

图8 火焰长度与释放热量的关系曲线: 工业尺寸和释放量 (美国通用单位)

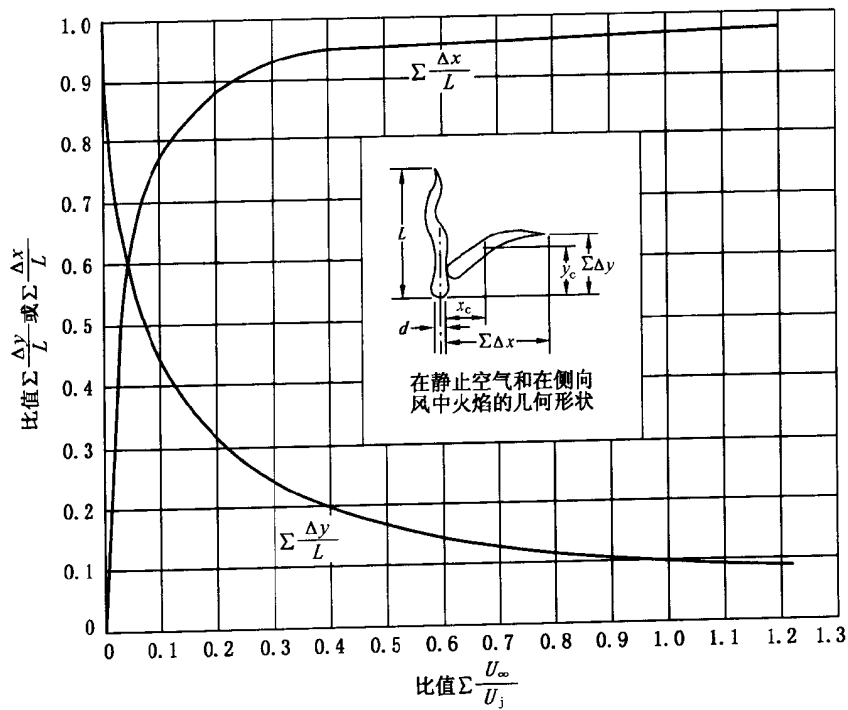


SY/T 10043—2002



注：该图是从图 8 换算过来的，有多个点表明，观测位置不同或假设的热容量不同。

图 9 火焰长度与释放热量的关系曲线：工业尺寸和释放量（公制单位）



$U_{\infty}$ ——侧向风速；  
 $U_j$ ——火炬塔的气出口速度。

图 10 由于侧向风对火炬塔喷射速度的影响引起火焰变形的近似结果

在参考文献 [3] [23] [25] [26] [27] 中提出了几个有关计算火焰长度的公式，还有几个估算火焰倾斜度的公式。每个公式都有自己的特殊适用范围，使用时要慎重，特别是几个因素（辐射热、辐射热系数、火焰长度和中心点以及火焰的倾斜）的综合影响必须予以考虑。

C.3 中例题采用了最新的 Brzustowski 和 Sommer 方法<sup>[23]</sup>来计算可能的辐射热效应。这两种方法的主要差别是计算出来的火焰中心位置不同。简化计算需要的曲线和图表都包括在附录 C 中。

还有其他的方法可用来计算火炬的辐射热。更多的复杂模型，即考虑风速、火炬气出口速度、火焰类型和火焰分段分析可能适于特殊情况，特别是具有大的泄放量的系统。

大多数火炬制造商已经根据试验数据，开发了专有的辐射热计算程序。在这些程序中使用的放射系数（热辐射系数）数值是特定用于程序中所采用的方程，它不能与 API 计算程序中所使用的放射系数数值互换。在公开的文献中这些程序没有受到审查和鉴定，使用者要谨慎确定这些方法在特殊情况下的可适用性。

#### 4.4.2.4 大气扩散

大气扩散在 4.3.2 和 4.3.6 中已经讨论过。

#### 4.4.3 燃烧方法

通过燃烧来处理可燃气体、蒸气和液体一般是使用火炬来实现的。火炬用于控制环境处理连续流动的超量气体和紧急情况下大量骤增的气体。对预期每天正常地操作出现的气流，通常要求火炬是无烟燃烧。这通常是最大气流的 15%~20%，但某些环境敏感地区要求 100% 无烟操作或甚至要求是全封闭火炬。可以采用各种技术进行无烟操作，大多数的技术是基于这样的前提，烟是由于富燃料燃烧产生的和用促进空气在整个火焰中均匀地分布（见 4.4.2.2）的方法来消除的。第 5 章介绍了最常用的无烟操作技术。除了无烟操作的要求以外，严格的燃烧规定（联邦政府的、州的和地方的）是不断发展的，而且在大多数的区域内，特别包括低噪音、限制烟雾泄放、连续点火监控、限制火炬头出口速度和（或）火炬气的最小热含量的规定。对于详细的燃烧要求应查阅现行规定。

##### 4.4.3.1 火炬系统设计

在设计火炬系统的燃烧器时，通常主要的要求是火炬无烟操作。几乎每一个火炬设计都是为了促使某一组火炬气利用适合条件进行无烟操作。为了促使空气平稳地分布在火焰中（从而可防止烟雾形成），需要能量来产生紊流和在点燃火炬气时在火炬气中混入可燃空气。这种能量可能存在于气体中，以压力的形式表现，或该能量也可被施加在系统中，即当气体从火炬头排出时往气体中注入另一种介质，例如注入高压水蒸气、压缩空气或低压鼓风机吹入的空气喷入到气体中。要创造条件有利于无烟燃烧，火炬设计的范围复杂，其中包括从一个带有点火源的简单的开口管段到带有复杂的控制系统的组合分段的火炬系统。下面简单概述一下最常见的火炬系统的类型。

**4.4.3.1.1 最简单的火炬头设计**通常被认为是实用的管段火炬头，它可能由只不过是一根为了使火焰在较高出口速度下稳定而装配有火焰阻挡装置的管子（上部分使用特殊的不锈钢，目的用于耐高火焰温度）和气体点火器。这种普通的设计没有特殊部件防止烟雾生成，它必然不应使用在要求无烟操作的区域，除非气体在火炬头被点燃后不易于产生烟雾，例如甲烷或氢。这种形式的火炬头，至少应包括火焰阻挡装置（在高流量下增加火焰的稳定性）和一个或多个点火器（取决于火炬头的直径）。通常把挡风板或隔热罩安装在火炬头上，用来减少火焰卷烧火炬头的外部。较大直径的火炬头通常也带有内侧耐火衬料，用于减少由于在低流量下内部燃烧而引起的热降解 [衬料烧损（减薄）]。

**4.4.3.1.2 用水蒸气控制烟雾生成的火炬头**是最常见的无烟火炬头的类型。水蒸气可通过安装在火炬中心的单独一根管子的管嘴注入，可通过在火炬中一系列水蒸气或空气注射口注入，可通过安装在火炬头边缘周围的管汇注入，或为适合于特殊的应用，使用三种方法的结合（见图 11）。水蒸气注入到火焰段可产生紊流和（或）借助于水蒸气的喷射吸引空气进入火焰段。这样就改善了空气的分布，空气与水蒸气的结合，水—气体移动相互作用，与火炬气的反应更迅速，因而消除了导致烟雾生成的富燃烧条件。使用的专利的火炬头设计是来自于各类制造厂商，他们提供独特的水蒸气注入方法和不同的水蒸气效率。所需的水蒸气量主要是气体组分、流量、水蒸气压和火炬头设计的函数，所需的水蒸气量一般范围是每 0.45kg (1 lb) 火炬气需 0.11kg~0.45kg (0.25 lb~1.0 lb) 的水蒸气，参见表 10。尽管通常总管提供的水蒸气量是从 100 lb/in<sup>2</sup> 到 150 lb/in<sup>2</sup>，特殊设计适合利用水蒸气压力的范围是 30 lb/in<sup>2</sup>。较低水蒸气压的主要影响是在无烟调节条件下，减少了水蒸气效率。

气候寒冷时，内部水蒸气喷嘴可能引起凝析液进入到火炬总管、收集管，导致它们冻结。在某些

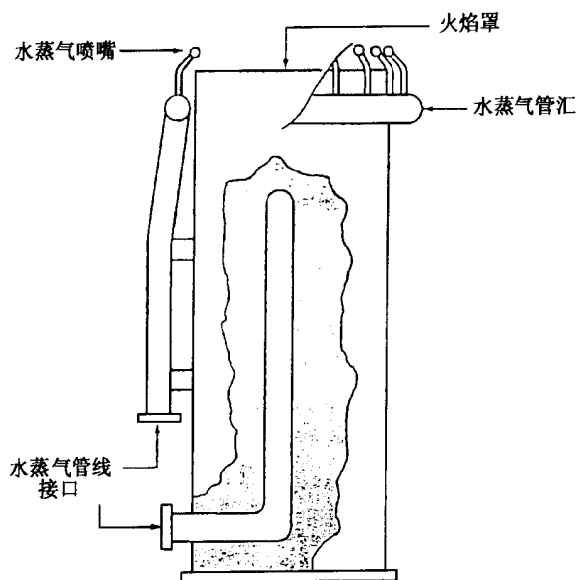


图 11 注入水蒸气的无烟火炬头

情况下，这可导致火炬或火炬总管的完全堵塞。

表 10 建议注入的水蒸气量

被燃烧的气体	每磅气体所需要的水蒸气量 lb
石蜡（族烃）	
乙烷	0.10~0.15
丙烷	0.25~0.30
丁烷	0.30~0.35
戊烷以上	0.40~0.45
烯烃	
乙烯	0.40~0.50
丙烯	0.50~0.60
丁烯	0.60~0.70
二烯烃	
丙二烯	0.70~0.80
丁二烯	0.90~1.00
戊二烯	1.10~1.20
乙炔	
乙炔	0.50~0.60
芳香族化合物	
苯	0.80~0.90
甲苯	0.85~0.90
二甲苯	0.90~1.00

注：从此表中可确定，为促进火炬无烟燃烧，应向被火炬燃烧的气体中注入建议的水蒸气量；表中给出的值为确定所需水蒸气量提供了一般指南。

**4.4.3.1.3** 高压空气也可用来防止烟雾生成。这种方法不常用是因为压缩空气的费用通常比水蒸气更贵。然而，在某些情况下具有低无烟处理量可能似乎更可取。例如，在寒冷的或低温条件下使用，在那里水蒸气可能会冻结和堵塞火炬头或火炬管。而且，在其他一些场合也适用，包括沙漠或岛屿，在那里缺少产生水蒸气的水，或在废火炬气流将和水发生反应的地方。用与注入水蒸气（4.4.3.1.2）相同的方法注入压缩空气。通常提供的空气压力是  $100 \text{ lb/in}^2$ ，因为压缩空气不能与水蒸气发生水—气体移动反应，所需要的压缩空气量大约比所需水蒸气量大 20%。

**4.4.3.1.4** 不同寻常的高压水，也用于控制生成烟雾，特别是对水平火炬的应用，以及当大量废水和海水需要排放的时候。 $0.45 \text{ kg}$  (1 lb) 火炬气通常需要  $0.45 \text{ kg}$  (1 lb) 水（在  $50 \text{ lb/in}^2 \sim 100 \text{ lb/in}^2$ ）。在寒冷的季节需要防冻保护，因为在低火炬气流量下控制水的流量有困难，通常需要一个分段的水喷射注入系统。

**4.4.3.1.5** 如果现场资源设施不适于辅助进行无烟操作，低压力空气系统通常是第一个可供评价选择的方法。当气体被点燃时，通过注入由鼓风机提供经过火炬头的低压空气，系统在火焰段产生紊流，因而促使空气平稳地分布在整个火焰中。通常空气在  $50.8 \text{ mm} \sim 152.4 \text{ mm}$  (2in~6in) 水柱压力 (WC pressure) 下与火炬气同轴地流到火炬头并在那里混合。该系统有一个较高的初始投资，这是因为需要一个双层火炬管和一台空气鼓风机，见图 12。然而，该系统比水蒸气辅助系统设计的操作费用低许多（仅仅是一台鼓风机需要动力）。用于无烟操作由鼓风机提供的空气增加量一般是饱和的烃类所需当量空气的 10%~30%，是不饱和的烃类所需当量空气的 30%~40%。

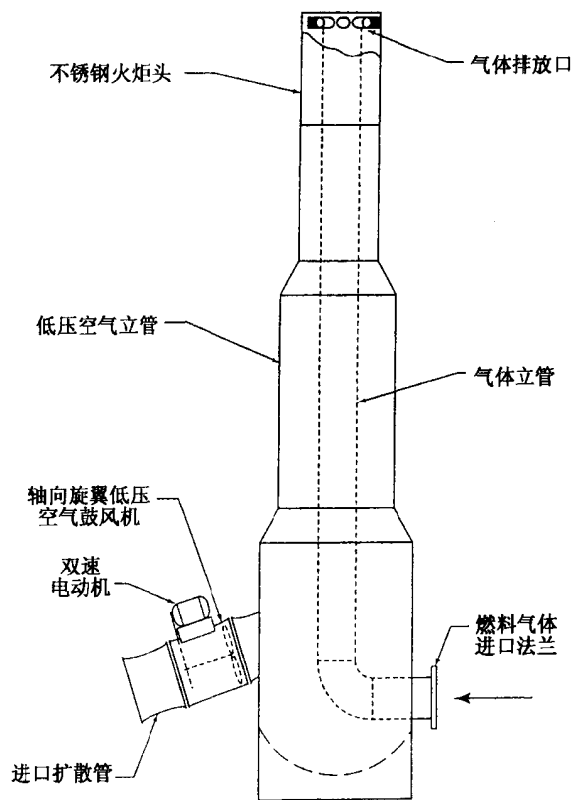


图 12 典型的空气助燃火炬系统

**4.4.3.1.6** 高压系统不需要任何可利用的气体，如水蒸气或空气来促进无烟燃烧，而这些系统利用火炬气本身具有的压力能量（典型地在火炬头最小值为  $5 \text{ lb/in}^2 \sim 20 \text{ lb/in}^2$ ）来消除富燃烧条件和达到无烟操作的目的。高压系统也有局限性，但它随制造厂家和设计的特性而改变。通过在高压下把火炬气注入到大气中，在火焰段系统产生紊流，因而促使空气平稳地分布在整个火焰中。因为不需要外部

## SY/T 10043—2002

的可利用的气体, 这些系统对处理巨量的泄放气体, 无论是无烟操作的经济性, 还是控制火焰状态一般都是有利的。使用单独的火炬头排量相对较小, 较大排量系统的设计可能需要用管汇把多个火炬头连接在一起。在调节条件下, 维持充足的火炬头压力是关键, 而且经常需要根据气体流动的关系, 使用分级系统适当地控制使用火炬头的数量。分级火炬系统可在地面上安装或架高安装, 然而对于较大系统可能需要地面设计, 因为需要许多火炬头(在大的分级火炬系统中, 具有多于 300 个火炬头也是常见的)并且这些火炬头必须均匀地分布允许空气进入系统。

应提供备用的分级火炬, 因为旁通或紧急放空的夹杂物会引起系统故障。旁通绕过控制阀是一种常见的安全措施。装有爆破片或类似装置是典型的作法。

**4.4.3.1.7** 前面所述都是关于处理放热火炬气体的火炬设备, 即气体具有足够高的热值(通常对非助燃火炬热值大于 200Btu/scf, 对助燃火炬热值大于 300 Btu/scf)来维持它们本身的燃烧, 而没有掺加任何辅助燃料。吸热的气体可能在热焚化系统中被处理, 然而在有些情况下, 优先选用的方法是使用特殊的火炬设计。这些火炬利用辅助燃料气点燃火炬气。对于小气体流量, 简单的提高火炬气的热值的方法是通过在火炬总管添加燃料气来提高混合物的净热值, 该方法可能足以满足要求。在其他情况下, 在火炬头周围添加燃料气注入管汇(类似于水蒸气管汇)和在气体必须流过的火炬头的出口末端点燃火炬气也许是必要的。常见的燃料气是稀释的氢和高  $\text{CO}_2$  组成的气体并含有少量  $\text{H}_2\text{S}$ 。

**4.4.3.1.8** 高压燃料气也可用来防止烟雾生成, 可通过将外部空气注入到火炬的火焰中的方法, 这将产生紊流以加速完全燃烧。通常, 注入方式类似于用水蒸气喷嘴注入, 但使用特殊高性能火炬头可减少辅助气体的量。典型的辅助气比例是, 每 5 倍体积的火炬气需 1 体积的辅助气, 这基于常规的烃类气体, 如丙烷、丁烷。辅助燃料气的气体压力典型值是  $75 \text{ lb/in}^2$  (最小), 优选值是  $150 \text{ lb/in}^2$ 。

#### 4.4.3.2 封闭的地面火炬

地面火炬包括大范围的、类型区别很大的火炬系统, 一般来说, 在 4.4.3.1 中讨论的任何型式的火炬头或火炬系统都可以安装在高架火炬塔顶部或安装在地面上。随着关于火焰的能见度、辐射和噪音日益增加的严格要求, 封闭的地面火炬可提供隐藏火焰、监控辐射和低噪音的优点。然而, 对于大泄放量, 与高架火炬系统相比, 初始投资经常使得它们不符合要求。根据系统的尺寸, 在封闭的地面火炬系统中, 可能使用多种型式的火炬头或燃烧器也可能将它们封闭或隐藏在加耐火衬的碳钢壳或辐射防护围栅中。地面火炬的显著缺点是在火炬万一不正常工作时, 有潜在的蒸气云聚集的危险; 在地面火炬系统中通常包括特殊的安全扩散系统。因为该原因, 地面火炬的控制和监测仪表一般比高架火炬系统更严格。这些火炬一般是最贵的, 因为需要增加壳或围栅和可能要求监测这些关键参数的附加仪表。另外一个显著的限制是封闭的地面火炬比高架火炬的处理能量小许多。

#### 4.4.3.3 高架火炬

目前使用最普遍的火炬系统是高架火炬。在这些系统中, 火炬头安装在火炬塔顶端, 这样能减少对地面的辐射和减少毒性扩散范围。三种常见的火炬塔支撑方法如下:

- a) 自支撑式。自支撑式的火炬塔一般是最符合要求的。然而, 它们也是最贵的, 因为在各种预期的条件(风、地震以及诸如此类)下, 需要大量材料保证结构的完整性。它们仅仅要求有足够大的区域用于基础设施和满足地面热辐射安全高度, 但一般限制(经济地对比选择)火炬塔高是  $60.96\text{m} \sim 92.04\text{m}$  ( $200\text{ft} \sim 300\text{ft}$ ), 其结构见图 13。
- b) 绷绳支撑式。这种方式最便宜但要求的区域最大, 这是由于绷绳的半径所要求的。典型的绷绳半径等于火炬臂总高的一半。已经使用的绷绳支撑式火炬塔的高度是  $187.08\text{m} \sim 245.44\text{m}$  ( $600\text{ft} \sim 800\text{ft}$ ), 其结构见图 14。
- c) 塔式支撑。仅仅用于较大火炬塔且自支撑式无法实现, 或可使用的区域排除了使用绷绳设计的可能。某些支撑塔的设计允许火炬管和火炬头被放倒到地面上, 放在可移动的台车上, 以便于检查和维修。当多个火炬管安装在同一火炬塔上时, 这种可把火炬管放倒的设计特别有用。在某一地区, 当可使用的区域有限时, 可使用多火炬管塔, 其结构见图 15。

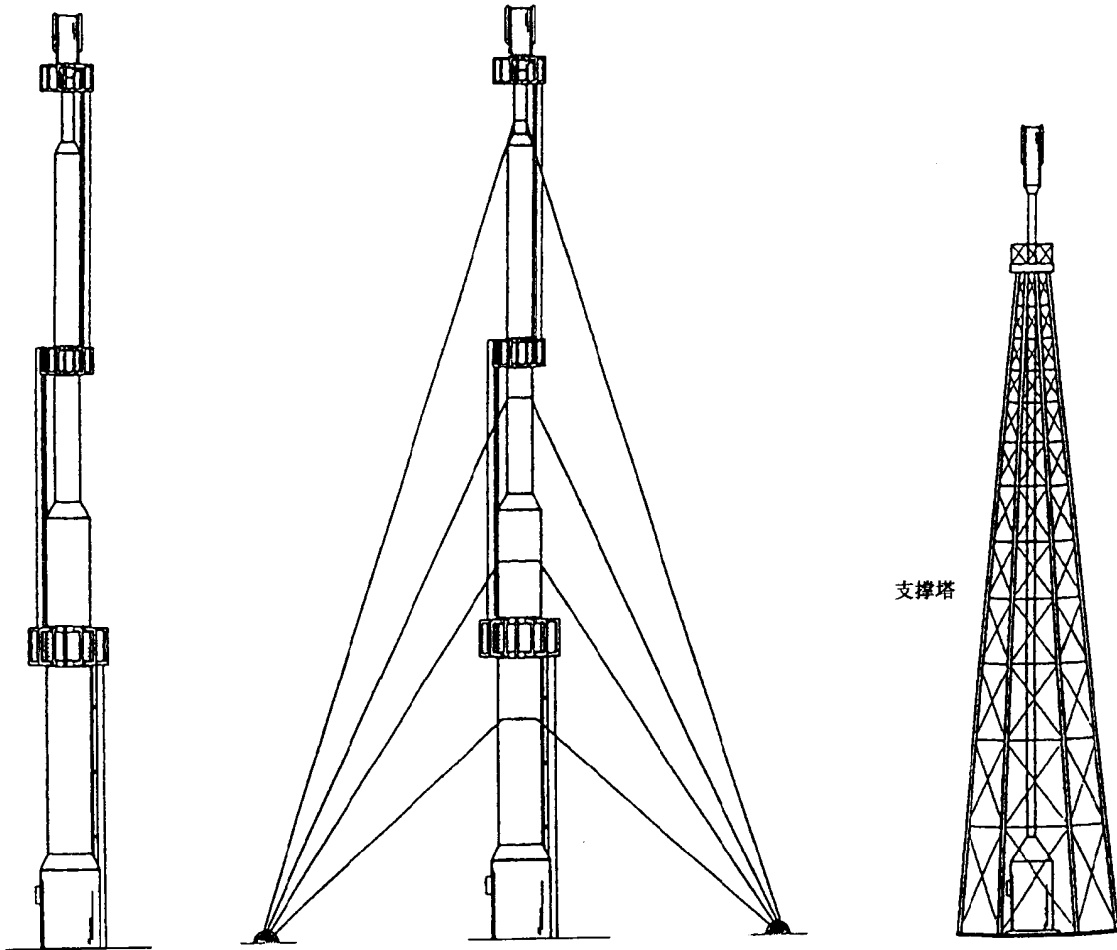


图 13 自支撑式  
结构

图 14 缆绳支撑式结构

图 15 塔式支撑结构

#### 4.4.3.4 辅助燃烧设备

4.4.3.4.1 在火炬系统中，液封是非常普通的设备。它们经常作为高架火炬塔基座的重要组成部分。使用液体密封的理由很多，其中某些理由如下：

- a) 逆燃保护。液封用于提供可靠的保护，防止火焰扩散进入装置的管线中。对极易燃气体，如乙炔、氧乙烯和氢气，正确的设计和维持液封可提供极好的逆燃保护。如果火炬气本身含有氧。推荐把增加的液封尽可能地靠近火焰源。为了密封，逆燃保护必须特殊地设计。液注密封的存在不是这种保护的保证。
- b) 维持正压头。液封用于提供保护的措施是维持火炬总管的压头总是正压。这将保证火炬总管的任何泄漏结果是气体进入大气中，而不是空气进入到总管汇中。空气漏入火炬总管可能导致潜在的危險，即火炬气和空气混合，在火炬塔或火炬总管外可能引起爆炸。
- c) 导引火炬气流。液封也用于导引火炬气在两个或多个火炬系统之间流动。例如，气体的正常流动可进入一个封闭的火炬，然而，当达到封闭的火炬处理量时，液封应设计成火炬气的背压将超过液封的液体深度。因此，气体将开始流入另外一个设计成处理这些附加流量的火炬系统。同样的逻辑也用于火炬气回收系统和火炬系统之间。

4.4.3.4.2 为了安全的目的，预调试和随后用不含氧气的介质连续吹扫火炬塔是合乎要求的。预吹扫置换了火炬塔中存在的任何空气，连续吹扫保证了在低流量条件操作期间空气不能经过火炬头进入

## SY/T 10043—2002

火炬塔。如果液封安装在靠近火炬塔基座（见 4.4.3.4.1），可取消连续吹扫的要求。在设计火炬塔时，这需要特殊地注意，要保证万一内部空间发生爆炸火炬塔不损坏。它也可能允许空气渗入到液封中，但对某些混合物执行其他要求。

在火炬气低负荷运行期间，空气进入火炬塔内与进入的火炬气混合可能产生潜在的爆炸可能性。有两种常见的机械密封，通常位于或低于火炬头，它用于减少防止空气渗入火炬塔中所需要的连续吹扫的气量。

- a) 滞止型密封。这种密封型式利用吹扫气和渗入空气的分子质量差来形成重力密封，从而防止空气进入到火炬塔中。密封器中布置的环形挡板迫使进入的空气在它进入火炬塔之前要经过两个 180°的弯转（一个弯向上，一个弯向下）。如果吹扫气比空气轻，吹扫气将蓄积在封密器的顶部从而防止空气渗入到火炬系统中；如果吹扫气比空气重，吹扫气将蓄积到密封器的底部，从而防止空气渗入到火炬系统中。这种密封型式通常把经过火炬头的所要求的吹扫气速度减到 0.25mm/s (0.01 ft/s)。而且，对某些吹扫气的组分，这个流量将限制氧含量低于该装置的氧含量，且小于 0.1%。然而，这些低吹扫流量也不能防止火炬头内衬烧损，这将导致火炬头寿命缩短。这种作用被称为癌症，因为对分子密封的火炬头的金属臂的损坏是隐蔽的，直到火焰穿过火炬头或密封器燃烧，这时要求紧急关停、立即维修。大多数分子密封是以 12.7mm/s (0.5 ft/s) 的流速吹扫，保持火焰在火炬头外部，且保证适当的火炬寿命。带有速度密封的火炬头安装在火炬顶部，在非常低的吹扫流量下可消除这种烧损，见图 16。

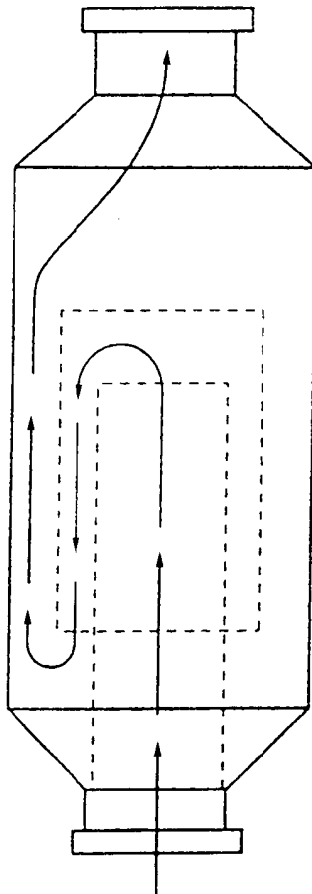


图 16 吹扫气流速减小密封——分子型

- b) 速度型密封。这种型式的密封是在下述前提下工作的：渗入的空气进入，穿过火炬头紧靠在火炬塔的内侧，速度密封是一个锥形头部障碍物，并带有一个或多个折流板，它们迫使空气

离开火炬塔内壁，在那里遇到集中的吹扫气流并被冲出火炬头。这种密封型式通常把经过火炬头的吹扫气速度减到 0.50mm/s (0.02 ft/s) 和 1.00mm/s (0.04 ft/s) 之间，这就保持了氧气浓度低于密封要求的 4%~8% (近似于产生可燃混合物所要求的限制含氧浓度的 50%)，见图 17。

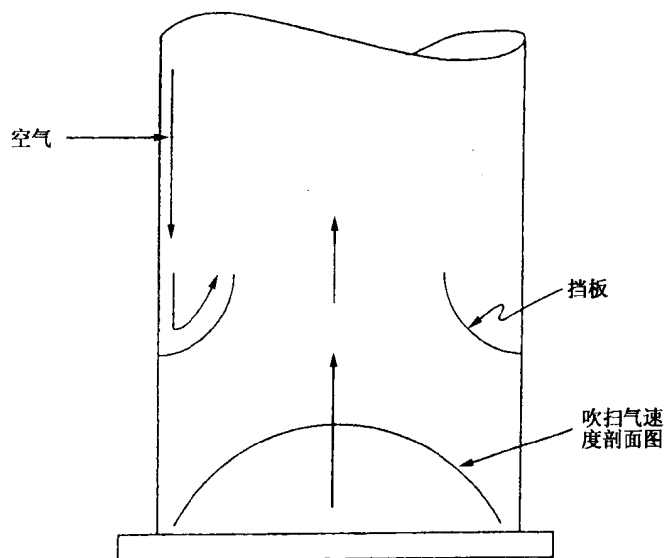


图 17 吹扫气流速度减小密封——速度或文丘里管

如果没安装这些密封器型式中的任何一种，而要求防止空气渗入到火炬塔中，火炬头的吹扫气的速度就应根据 5.4.3.2.2 中描述的程度进行测定。

注意：吹扫气速度减小密封不是火焰阻火器，即它们将不能阻止逆燃。它们被设计成能量保存装置，目的是减少要求的吹扫气流量，通过减少空气渗入火炬塔的量来防止逆燃。

4.4.3.4.3 对于无烟火炬控制，下述控制水蒸气（或压缩空气、水等）的方法是常见的（许多其他策略是可能的）。

- 人工操作。人工控制通常包括通过人工操作某一规定的控制盘遥控水蒸气阀门；从该控制盘可容易地看见火炬。当火炬排泄量突然增加且允许出现短时间的烟雾时，这种方法是令人满意的。关闭监测系统人工处理，当水蒸气流量减小时，要保证能纠正随之带来的不正常现象。如果监测不是定时的，操作费用可能会非常高。
- 人工控制电视监测。该方法除了增加了一套电视监测系统外，其他与人工操作原理相同，因此控制室中的操作者能够监测和控制水蒸气的流量。
- 前馈控制系统压力、质量流量或速度。通过测量火炬气流向火炬的流量，可自动调节水蒸气的流量以补偿火炬气流量的变化。如果燃烧的碳氢化合物类型经常变化（换句话说，石蜡、烯烃或芳香族等）该系统也许不符合要求。
- 使用红外线传感器的反馈系统。红外线传感器可用于检测火焰生成的烟雾和自动调节水蒸气控制阀进行补偿。本系统的缺点是在雨天或雾天因红外线被湿气吸收，反馈信号减弱。

在低火炬气流量下，无论是压力还是流量的微小波动，非常敏感的仪表都需要提供足够的水蒸气用于无烟操作，同时避免浪费。因此，控制仪表必须仔细计算、精确调整和正确安装以获得满意的操作。

4.4.3.4.4 点火盘是组成任何使用火焰锋发生器点火的火炬系统的一个重要组成部分。火焰锋发生器将引导易燃的空气和燃料气混合物充满从控制盘到火炬点火器间的点火线，然后在控制盘点火，火星点燃混合气体并送火焰锋经过管线点燃常明灯。当检测到常明灯火焰熄灭时，可人工或自动操作这些控制盘进行二次点燃，也可使用电动点火系统，它不需要火焰锋传送。这些系统通常是依靠点火器



## SY/T 10043—2002

本身点燃引燃气。

**4.4.3.4.5** 适用的点火器监控的方法有几种,包括在点火器头内部安装热电偶,在点火器头内部进行电离监控和使用遥控红外线的或光学的监控器。关于它们更进一步的详细资料可在 5.4 中查到。

**4.4.3.4.6** 航空器报警灯通常仅仅在当火炬高于 200 ft (60.96m) 或当火炬塔靠近飞机场时需要。需要的灯的形式和数量根据政府机构 [如联邦航空局 (Federal Aviation Administration)] 的规定控制。在确定使用灯的类型时,应考虑易于维修。

#### 4.4.3.5 燃烧有毒气体

有毒气体的燃烧需要特殊的考虑。某些资料可从环境保护协会 (the Environmental Protection Agency, EPA) 提出的试验程序通过化学制造协会 (Chemical Manufactures Association, CMA) 获得。某一可燃有毒物质在一个正常操作的火炬中出现,它的破坏效率可能在 98% 的范围内<sup>[28]</sup>。

根据被火炬燃烧的气体和所使用火炬的类型,最小允许的净低热值应在 200 Btu/scf 到 300 Btu/scf 的范围内。如果最小允许的净低热值 (Btu/scf) 可能降低,且低于这个范围,则需要进行特殊的火炬设计 (见 4.4.3.1.7)。

当火炬可能没有火焰时,为保证此段时间内安全操作,应假设火炬仅仅作为放空,应完成危险组分的地面浓度的计算。为了减轻地面爆炸的危险,可能需要其他安全防护措施。当燃烧有毒气体时,可靠连续的点火器监控是考虑的关键。

#### 4.4.3.6 燃烧坑

燃烧坑一般需要挖掘或围护某一区域用以盛液态烃或其他不完全燃烧产生的有害物质。从拙劣的设计或维护的燃烧坑中漏出有害物质,可能成为地下水供应的威胁。

### 4.5 排放至低压系统处理

#### 4.5.1 概述

把泄放物质排放到压力较低的同系统或另外系统进行处理,只要接收系统设计负荷有余量,这可能是既安全又经济的方法

#### 4.5.2 排污管

只要排污系统具有足够的容量,并且配有适当的密封和放空装置,那么从泄放阀门排出的非挥发性液体就可以通过排污管进行排放,但必须注意避免把易挥发、有毒或热的液体引入排污管。

#### 4.5.3 工艺系统

特殊类型工艺装置的选择将决定是否能由一个低压工艺系统安全接收从高压系统排放出的物质。对排放液体,这种方法通常是能够实现的 (如从泵的排出端所泄放的液体可引到泵的吸入端)。所用阀门类型的选择 (即平衡型阀门或常规型阀门) 将取决于低压系统的背压——包括恒定的、可变的或积聚的。

### 4.6 液体和可冷凝蒸气的处理

4.3~4.5 中未包括对液体和可冷凝蒸气处理系统的选择,它是根据 4.6.1~4.6.4 中所包含的各项的基本内容来确定的。

#### 4.6.1 温度

##### 4.6.1.1 概述

只要对总平面图和各个安全泄压阀数据进行综合性研究,就能够对某一特殊装置确定一个非常合适的系统。4.6.1.2~4.6.1.4 中给出的解决温度问题的方法并不意味着要限制其他方法的应用,仅仅是用它们来说明各种排放物分离的原理。

##### 4.6.1.2 环境温度

在环境温度下不易挥发的液体可以先排放到一个单独的闭式泄放管汇,然后排入污油池以便回收。易挥发或不易挥发的液体可以交替地排入常规闭式处理系统。气体中夹带的液体将在进入火炬之前在分液包中被分离出来 (更详细的说明见 5.4.2)。

#### 4.6.1.3 热态泄放

热的液体和蒸气都可以通过4.6.1.3.1~4.6.1.3.3中说明的方法之一进行冷却和冷凝。

**4.6.1.3.1 压力泄放阀排出的、可以冷凝的热烃类蒸气或液体可以用管子引入一根与骤冷罐相连的独立管汇。**在本设施中，骤冷作用可降低泄放物流温度和可允许下游的设备使用较便宜的材料。冷却也可冷凝一些较不易挥发的组分，而且可减少或防止可冷凝的热蒸气向大气中泄放。骤冷罐实际上是一个容器，它可以把骤冷液向下喷淋并使之穿过以低速通过骤冷罐的排放热气体。骤冷液可能是水、汽油或其他适合的液体。使用过的液体聚集在罐底，随后流走。

骤冷罐的一种形式是装有挡板的立式容器，它由一个锥形管接头连到一个放空塔或火炬。可冷凝的烃类物质从挡板底下进入骤冷罐，水在挡板之上被加入到骤冷罐，其流量取决于进入骤冷罐烃类物质的温度和数量。从挡板顶上洒下的水可消除烃类蒸气的热并使蒸气冷凝，从而分离出烃类液体，并冷却了聚集在罐底的烃类液体。未冷凝的蒸气和产生的水蒸气向上经过放空塔排出或进入火炬系统(见图D.2)。

**4.6.1.3.2 浸没排放系统**在当今的设计中并未广泛地予以采用。当未冷凝的气体可能逸入大气时，对是否采用这种系统和安装在什么位置要认真考虑。对在同一工艺装置里的一个低压系统作为一种处理方法来考虑时，在大量冷液体的条件下，借助于浸没排放使液体冷却和蒸气冷凝可能有一定实用性。偶尔也采用大量水蒸气和排出物混合的方法，使排出物不能燃烧。在这种设计中，处理重烃装置上的压力泄放系统通常起双重作用：一是作为压力泄放装置的处理系统；二是作为加热炉和容器的排放或排泄系统。

浸没排放系统实质上由一个泄放系统组成，该系统与浸没在一个充水槽内的并排管子相连接。并排管子的整个底部都开有孔可使排放物向下流动。以便获得最大搅动混合、冷却和冷凝。当排泄系统正在工作时，必须采取措施保持水槽内的液位。从该水槽里出来的排放物进入一个分离器内，在该分离器里，油和蒸气冷凝物都从水中被分离出来。

**4.6.1.3.3 管壳式热交换器或箱式盘管冷却器**都有把冷却介质和冷凝物直接分离的优点。此外，箱式盘管冷却器能除去一些热量，当无冷却水流动时，该设备是最适宜在此种紧急条件下应用的。

#### 4.6.1.4 冷态泄放

低温液体需要考虑的问题与对热蒸气流提出的要求相类似，如有可能低沸点液体进入处理系统则应特殊考虑。由于低沸点液体在降压时产生沸腾，自动制冷就会发生。如果平衡温度很低，为适应低温设计的管线和罐体预制材料，可能需要排除脆性破裂的危险性<sup>[29]</sup>。在这种情况下，在泄放物通过分液包并将液体除去之前，对完全独立的低温系统或蒸气的隔离应加以考虑。如果在没有液体的情况下，从周围大气(或由管线系统)得到的热量会阻止温度降低到危险程度，那么，从分液包中放空的蒸气常常可被安全地并入其他系统。

#### 4.6.2 危险性质

安全处理具有毒性、酸性、碱性或腐蚀性的物质时，需要在专门的处理系统内进行化学中和、吸收或反应。在某些情况下，用空气或水进行稀释可以达到令人满意的安全程度。

#### 4.6.3 粘度和固化性

在选择液体和可冷凝蒸气的处理系统时，有必要考虑高粘性或固体物质的产生。设计这种物质的处理系统时，阀门和排放管线可能需要蒸气热伴随。在设计中也应考虑可能妨碍排放系统安全操作的树脂、聚合物、焦炭或冰的形成。

#### 4.6.4 可混合性

在选择处理系统时，应该考虑物质和水的可溶性或可混合性，并避免乳化液的生成。

#### 4.7 参考文献(略)

#### 4.8 参考资料(略)

## 第5章 处理系统

### 5.1 概述

第4章已概括论述了在确定单项泄放要求时需要考虑的各种偶然事故，并阐述了减压释放量的计算方法。同时，讨论了阀门排放处理的几种可供选择的方案。本章为处理系统的设计提供一般原理及指南。

### 5.2 系统负荷的确定

#### 5.2.1 概述

设计处理系统的首要要求是确定处理量。若处理系统只服务于单个压力泄放阀或减压阀，那么该系统的设计基数通常与压力泄放阀的设计负荷或减压阀的最大流量相一致。

若处理系统服务于多个压力泄放阀或减压阀，那么就应计算可能影响任何压力泄放阀或减压阀的所有偶然事故情况下的负荷。这就意味着与处理系统相连的每一个压力泄放阀、在每一个有关的偶然事故情况下，均可计算出流量、温度及流体参数。

对于服务于多个压力泄放阀或减压阀的处理系统，应确定一个释放源的几何位置。应该研究或确定进入一个或多个处理管汇的排放源的组合情况。根据规定或假定的管汇组合布置即可确定每段管汇的负荷。最大负荷并不一定是最大的排放量 (kg/s) (lb/h)。最大负荷应是流经整个处理系统时产生最大压力损失的流量。因此，在温度为 149℃ (300°F)、分子质量为 19、流量为 12.6kg/s (100000 lb/h) 的蒸气流经处理系统时会产生较大压降，且比温度为 38℃ (100°F)、相对分子质量为 44、流量为 18.9kg/s (150000 lb/h) 的蒸气所产生的压力损失要大。

确定了处理系统所要处理的负荷后，应确定在每个偶然事故情况下、每个压力泄放阀的最大允许背压。允许背压是下列因素的函数：(a) 压力泄放阀的类型及制造质量；(b) 压力泄放阀的设定压力；(c) 每一种偶然事故情况下所要求的释放量。

当压力泄放阀的设定压力低于被保护设备的最大允许工作压力时，背压增值可以允许超过正常的限制范围 (见 API RP 520 I)。然而，最大允许背压可能受到 API 526 的限制。在单个偶然事故影响若干个压力泄放阀时，释放的同步性及其持续时间是决定组合负荷的非常重要的因素。如果涉及释放量很大的阀门，那么估计处理系统负荷的时间范围是值得的，这可能需计算偶然事故开始发生至每一个压力泄放阀打开的滞后时间，并考虑储存量减少和组分变化对释放量的影响，以及设备压力增加对供给工艺系统的物料和能量的影响。操作人员的介入能力和时间可以作为减少系统负荷的一种方法予以考虑。

#### 5.2.2 压力泄放阀的负荷

在确定释放要求时，应考虑偶然事故在第2章已讨论。为了确定系统负荷，不需要假设互不相干的两个或更多偶然事故同时发生。例如，一般没有必要假定在火灾情况下发生工艺系统出口堵塞。然而，在某些工艺设备布置中，起火可能会造成局部电线或仪表空气管线破坏而导致阀门关闭，进而致使工艺系统堵塞。因此，应该对每个偶然事故可能引起的后果进行检查。

对诸如电力或冷却水等主要公用设施的故障情况需进行专门详细研究。对整套装置应该考虑电力、冷却水或水蒸气全部故障的工况。在公用供给源不可靠或没有备用设施的情况下，必须考虑完全失灵情况产生的影响。这种研究，对电力故障来说，虽然偶尔也把整个配电中心或输入线路故障状态作为设计基础，但一般还是将一根母线的损坏作为设计基础。

应结合安装的整个锅炉容量及可立即投入使用的正常备用容量来检查蒸汽系统供应备用蒸汽涡轮发电机组的能力。

分析水或水蒸气系统故障的最普通根据是一根支管损坏而不是整个供给系统损坏。除非装有不间断的自动补偿气源，否则一般认为仪表空气故障即为全装置故障。除装有合适的备用电源外，供给电子仪表或电动仪表的电源出现故障可以视为是全装置故障。

为了确定装置暴露在火焰下的组合释放负荷,应估计火灾影响的最大可能范围。在考虑了可燃物来源的位置、排放措施和自然障碍物的影响之后,可以根据设施的实际布置估算这个范围。可以假定,仅处理气态流体的设施产生的灾情比处理液体可燃物所产生的火情更具有局部性。在缺乏任何控制因素的情况下,火灾常常被认为局限在面积为 $230\text{m}^2\sim 460\text{m}^2$  ( $2500\text{ft}^2\sim 5000\text{ft}^2$ )的范围内。

### 5.2.3 减压系统的负荷

通常假定减压阀是全开或全关的,来自全开减压阀的最大负荷与该阀门在被保护设备的最大压力时的流量相对应。该压力可能是设备的最大蓄积压力。

在一个设备上同时装有压力泄放阀和减压阀的场合,只能考虑把压力释放阀负荷和减压阀容量中较大的一个作为处理系统的负荷。

如果蒸气减压阀的容量超过被保护设备的正常蒸气流量或减压释放流量加上设备内正常流量,那么蒸气中可能会携带大量液体。因此,减压阀处理系统一般应有处理携带液体的能力。

## 5.3 系统布置

### 5.3.1 概述

一旦确定了所有相关偶然事故的各种组合负荷及所有泄压阀相应的允许背压后,就可以着手选择处理系统。影响选择处理系统的因素在第4章已讨论过。

在选择单个或多个处理系统的布置时,应特别注意下列两种情况:即泄放阀门可能排出闪蒸液体;冷液体和热蒸气排出物的混合可能引起液体蒸发。这两种情况可能产生超过相应释放负荷的附加蒸气负荷(见4.6.1.4中处理具有自动制冷液体时要专门考虑的问题)。

### 5.3.2 单阀处理系统

在仅有单个压力泄放阀或单个减压阀与处理系统相连的场合,处理系统的出口可以通大气也可以通到其他低压操作系统或通向附近的火炬。

如果出口与低压系统相连,那么处理系统的允许压力降一般应该根据低压设备最大允许工作压力来确定。但是,如果能够证明:(a)没有任何引起泄放负荷使低压设备超压的偶然事故;(b)高压泄放阀施加的负荷(阀门所需要的负荷)不会引起低压设备超压,那么就可以使用降低的背压(如低压设备的正常操作压力)。

每个直接向大气放空的压力泄放阀一般都应具有各自单独的放空管,放空管尺寸根据相对高的出口速度(设计释流量)确定。但是,出口管路直径不得小于压力泄放阀出口法兰的内径。该系统产生的背压应包括诸如出口压力损失、摩擦损失和动能损失在内的所有压力损失。开关式压力泄放阀会产生等于阀门全开时的瞬时负荷。应该检查处理系统的设计能否满足要求。

在以向大气放空来处理可燃蒸气的场合,放空出口应该比邻近设备、楼房、烟囱或其他结构物高出约3m(10ft)。对每种放空管都应采取措施,使液体不可能聚积在放空管内。

### 5.3.3 多阀处理系统

对于通向一个火炬或远距离大气放空塔的处理系统,把来自许多压力泄放阀或减压阀的排放物混合起来通常是经济的作法。多阀系统的管线走向及其管汇的特殊布置通常是一个如何少投资的问题。该问题需要考虑系统负荷、背压范围、材料的特殊要求以及前几章讨论的其他设计参数。

在为单个装置服务的多阀系统中,从经济、安全或其他相关因素考虑,常常希望把某些压力泄放或减压物流隔离开来。这包括下列一种或几种情况:

- a) 有腐蚀性物质存在;
- b) 与该系统相连的设备压力等级相差很大;
- c) 压力泄放或减压物流可以使管路承受异常高或异常低的温度;
- d) 活性材料(见4.2.1)。

在确定管汇的布置时,应考虑被保护设备的隔离关断或隔离维修的要求。通常建议不把压力泄放阀管汇从一个操作区引出穿过另一个需隔离进行大修的区域。此外,通常建议把服务于单独工艺区的

## SY/T 10043—2002

管汇与处理系统隔离开来，而不要隔开同一个工艺区内的单个压力泄放阀或减压阀。

在启动工艺设备过程中，不应使用处理可燃蒸气的多压力泄放阀系统排放空气或水蒸气。通向多阀处理系统的所有工艺放空管汇必须严格说明：禁止利用这种连接管汇作排放空气用，以避免在系统内形成易燃混合物。

绝大部分多压力泄放阀处理系统都包含收集来自不同高度的压力泄放阀排放物。通常分支管和管汇应该布置得使每个泄压阀出口不致积存液体。应该考虑所有收集管路接收液体并应避免液体积存。如果管路布置无法使分支管和管汇排放到远距离的分液罐内，那么一般需要就地安装一个分液罐。就地分液罐并不需要按最大流量条件下进行有效的气—液分离来确定其尺寸，它仅仅是用来收集所有可能排放液体的阀门所排出的最大可能的携液量。应避免使用液体捕集器或其他带操作机构的装置。

如果要处理的液体中包含有水或相对较高凝固点的油，则应采取措施避免在系统内出现固化。同样，在环境温度低时，高粘度的油可能需要保温以防止温降而使其流动性急剧恶化，特别对通向仪表的导管更要注意。

## 5.4 处理系统单体设计

### 5.4.1 管线

#### 5.4.1.1 概述

通常，处理系统管路设计应该符合 ASME B31.3 的要求。安装细节和与压力泄放装置有关的准则应符合 API RP 520 I 和 ASME《规范》的要求。

#### 5.4.1.2 泄放装置入口管线设计

入口管线包括容器管嘴入口与压力泄放阀或装置入口法兰之间流动通道上的所有部件和接头。首先要考虑的问题是要符合 ASME《规范》的强制性要求，即保证提供足够的入口面积并分析由任何爆破片装置、阀门或其他设备所引起的泄压阀容量降低程度。

入口系统应具有自行排放能力，在设计上需要防止压力损失过大，因为压力损失过大会引起管路自激振动，继而会发生流量减少，并使管子接头和阀座受损坏。对于导阀操纵的阀门，由于入口压力损失过大，需要考虑取压位置以确保正确传感使主阀稳定操作。API RP 520 II 和 ASME《规范》非强制性的要求将由于不可恢复损失造成的总压降限制在 3% 的设定压力范围之内。当计算压力泄放阀的进口压力损失时，应将经过爆破片产生的压降计算在内。压力泄放阀应尽可能地安装在靠近压力源的位置，并避免尺寸过大。

API RP 520 II 第 2 章，提供了压力泄放装置进口管线的设计资料，并研究了几种计算方法，在大多数情况下，使进口管线计算减至最低程度，而且使设计人员能快速确定边际情况<sup>[1][2]</sup>。

注：括号中的数字与参考文献 5.6 中的序号一致。

除了要考虑流动要求之外，容器管嘴和其他入口管路应设计成能够承受热负荷、阀门操作产生的反作用力、振动、静重及外部施加的荷载。

由于入口管线具有比较小的断面模量，所以入口管线的强度比阀门强度小。由施加在出口法兰上的荷载和由排放流体的反作用力所产生的所有力矩将把弯曲应力和旋转力传给入口管路。反作用力的设计在 API RP 520 II 中讨论。

#### 5.4.1.3 泄放装置排放管线的设计

**5.4.1.3.1 确定排放管路及泄放管汇尺寸的基本准则是：**在系统的任意点存在或产生的背压，不得使压力泄放装置的释放量低于为防止对应容器超压所要求的释放量。因此，必须仔细检查叠加或积聚的背压对阀门操作特性的影响。排放管路系统应设计成为：流体流过所考虑的阀门所产生的积聚背压不致降至低于可能同时释放的任何压力泄放阀所要求的容量。在采用常规型泄压阀的场合，应根据积聚背压大约是同时释放的任何压力泄放阀设定压力的 10% 来选定泄放管汇系统的尺寸。此外，在设定压力基础上，应考虑来自其他阀门的叠加背压的影响。

对于平衡型安全泄压阀，可采用较高的管汇压力。这些平衡阀（包括波纹管操作、活塞操作或带

独立导向放空的导向操作阀)的操作与背压无关。然而当背压超过 30%~50% 的设定压力 [kPa 绝压 (lb/in<sup>2</sup> 绝压)] 时, 这些阀的容量开始减小, 请参考 API RP 520 I 以及制造厂商的背压影响曲线。此外, 背压不应超过 API RP 526 表中所列的额定值, 这些额定值可能比出口法兰的额定值低。

当排放管汇和泄放总管尺寸确定后, 应明确产生最大背压的泄放事故, 任何单个泄放事故可能涉及几个压力泄放阀。常见的应考虑泄放事故包括冷却水中断、动力中断和仪表风中断。

排出管汇上管线固定和支撑的设计应予特别考虑。流量和温度的突然变化能产生大的反作用力, 如果泄放系统内存在液体, 冲力可能很大。这方面在 API RP 520 II 有更详细的讨论。

除了背压判据, 还应考虑流量的测定, 这构成了计算排放管线的基础。通常, 根据装置的流量计算单个装置的支线和尾管的尺寸, 用于计算与阀门连接的进口管线尺寸 (见 API RP 520 II)。多个装置安装的公用总管系统和管汇一般是根据最坏的情况计算的, 即在单独过压事故中合理地假设所有装置可能同时排放所需要的累积处理量 (换句话说, 对某一情况, 假设良好的仪表的某些等级和 (或) 操作灵敏度可能是合适的)。见 API RP 520 II, 额定处理量的讨论和测定。过压事故的原因在该推荐作法的第 2 章中讨论, 各种事故所需泄放量在第 3 章中讨论。

简单的规则不能期望涵盖所有装置。良好的工程鉴定应用于选择每一种情况下最合适的基本流量 (见 ASME《规范》, 第 VIII 篇第 1 册, 附录 M-8)。

在设计蒸气减压系统时, 通常不必进行精确的压降计算, 除上述提及的那些情况外, 仅对下列情况限制积聚背压范围:

- a) 不应超过暴露在背压中管件的额定压力;
- b) 当减压阀打开时, 应该使同时减压的来源能够进入总管;
- c) 应避免总管的回流进入任何与其相接的工艺设施。

当需要的蒸气最大释放量及管汇最大允许背压 (按照系统内的阀门类型和适用的规范要求) 确定后, 选择管线尺寸的工作只剩下对流体流动的计算。当流体条件已知时, 排放管路的尺寸可使用几种方法计算。这些方法包括从利用动能效应的适当余量按等温过程处理流体到接近绝热来计算的更精确的解决办法等各种解法。6.6 中列出了许多方法, 允许用户从中挑选最适合其需要的方法。在没有任何文献资料的情况下, 推荐采用下述方法。

**5.4.1.3.2 泄放排出管线的气流特点**在于其密度和速度变化较快, 因此作为可压缩流体处理。已经研究出几种利用等温或绝热流动方程计算泄放管尺寸的方法。泄放系统内实际流动状态一般介于等温和绝热流动状态之间。在绝大多数情况下, 推荐采用较保守的等温方程; 但是, 对于一些不常见情况, 绝热流动方程可能更适用 (例如深冷情况)。

泄放排出管线尺寸的确定一般从系统出口开始, 出口的压力是知道的, 然后反推校核系统内各压力泄放阀的允许背压, 这样可简化计算。计算按管线直径分段进行。以进口压力<sup>[3]</sup>为基准的等温流动方程形式见式 (21):

$$\frac{fL}{D} = \left(\frac{1}{M_1^2}\right) \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^2\right] - \ln\left(\frac{p_1}{p_2}\right)^2 \quad \dots\dots\dots (21)$$

$$\frac{fL}{D} = \left(\frac{1}{M_2^2}\right) \left[\left(\frac{p_1}{p_2}\right)^2\right] \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^2\right] - \ln\left(\frac{p_1}{p_2}\right)^2 \quad \dots\dots\dots (22)$$

基于出口压力, 式 (21) 变为式 (22)。

式中:

- f*——莫氏摩擦系数;
- L*——管线当量长度, ft (m);
- D*——管线内径, ft (m);

SY/T 10043—2002

- $M_1$ ——管线进口马赫数;
- $M_2$ ——管线出口马赫数;
- $p_1$ ——管线入口压力, psia (kPaA);
- $p_2$ ——管线出口压力, psia (kPaA)。

管线出口马赫数可以用式 (23) 和式 (24) 求出:

$$M_2 = 1.702 \times 10^{-5} \left( \frac{W}{p_2 D^2} \right) \left( \frac{ZT}{kM_w} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (23)$$

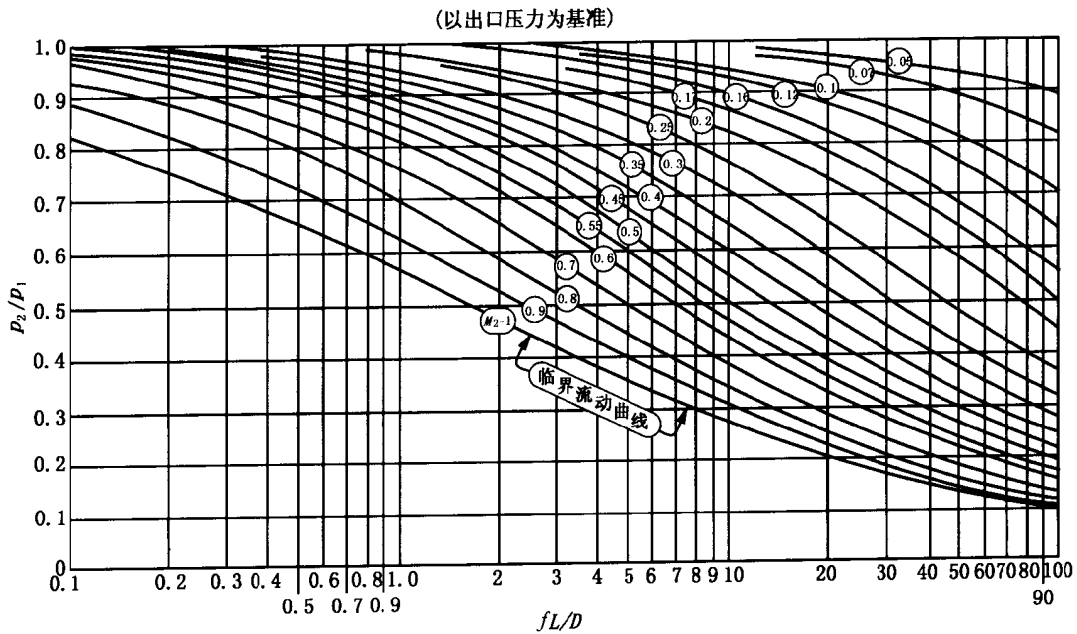
式中:

- $W$ ——气体流量, lb/h (kg/h);
- $Z$ ——气体压缩系数;
- $T$ ——绝对温度, °R (K);
- $M_w$ ——气体分子质量;
- $k$ ——比热比 ( $c_p/c_v$ )。

用公制单位:

$$M_2 = 3.23 \times 10^{-5} \left( \frac{W}{p_2 D^2} \right) \left( \frac{ZT}{kM_w} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (24)$$

求解式 (21) 和式 (22) 及计算管线入口压力的图解法和计算机方法都已研究出来了<sup>[3][4]</sup>, 图 18 是式 (21) 常见的图解法。对直径相同的管段, 知道出口压力时就可以利用此图计算其入口压力  $p_1$ 。如果泄放系统在高压下操作, 系统中某些部分的流体可能达到音速。在那些情况下, 应校核流动是否处于临界状态。管线出口临界压力可设定式 (23) 中的  $M_2=1.0$  (声速流) 由式 (25) 求出:



注: 经同意复制于《油气杂志》, 1978.11.20. 第 166 页。

图 18 等温流动曲线

$$p_{\text{critical}} = 1.702 \times 10^{-5} \left( \frac{W}{D^2} \right) \left( \frac{ZT}{kM_w} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (25)$$

用公制单位:

$$p_{critical} = 3.23 \times 10^{-5} \left( \frac{W}{D^2} \right) \left( \frac{ZT}{kM_w} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (26)$$

式中：

$p_{critical}$ ——临界压力，psia (kPaA)。

如果临界压力低于管线出口压力，则流体处于亚音速流动状态；如果临界压力高于管线出口压力，则流速达到音速，即  $M_2 = 1.0$ 。因此， $p_2$  等于临界压力，用式 (21) 即可计算管线入口压力  $p_1$ 。

**5.4.1.3.3** 利用 Lapple<sup>[5]</sup>创立的方法，可得到下面一种选定减压管路尺寸的快速方法。这种方法根据理想喷嘴和绝热流动条件应用理论——临界质量流量，并假设已知上游低流速源的压力，则质量流量可由式 (27) (此处  $k = c_p/c_v = 1.00$ ) 确定：

$$G_{ci} = 12.6 p_1 \left( \frac{M_w}{ZT_1} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (27)$$

用公制单位，见式 (28)：

$$G_{ci} = 6.7 p_1 \left( \frac{M_w}{ZT_1} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (28)$$

式中：

$G_{ci}$ ——临界质量流量，kg/(s·m<sup>2</sup>) [lb/(s·ft<sup>2</sup>)]；

$p_1$ ——上游低流速源压力 (见图 19)，kPa 绝压 (lb/in<sup>2</sup> 绝压)；

$M_w$ ——蒸气的分子质量；

$T_1$ ——上游温度，K (°R)；

$Z$ ——压缩系数。

压缩系数应是在流体流动条件下产生的，因此，压缩系数会随着流体向管线下游流动引起的压降而变化。对于这种变化，可以采用逐步计算法。但这种精确解法是乏味的，通常对相对长的管子用平均压缩系数进行计算可获得足够精确的计算结果。不管用哪种方程式，实际质量流量 ( $G$ ) 是临界质量流量 ( $G_{ci}$ )、摩擦阻力 ( $N$ ) 和下游对上流压力比的函数。这些关系都用曲线表示在图 19 上 (比热比为 1.4 和 1.8 的绝热情况的类似图已经由 Lapple<sup>[5]</sup>开发出来)。在图 19 对角线以下区域里， $G$  对  $G_{ci}$  的比值保持不变，这表明已达到了音速。绘制该图时所用的总摩擦阻力见式 (29)：

$$N = fL/D + \sum K \dots\dots\dots (29)$$

式中：

$N$ ——管线阻力系数；

$f$ ——莫氏 (Moody) 摩擦系数；

$L$ ——管线实际长度，m (ft)；

$D$ ——管线直径，m (ft)；

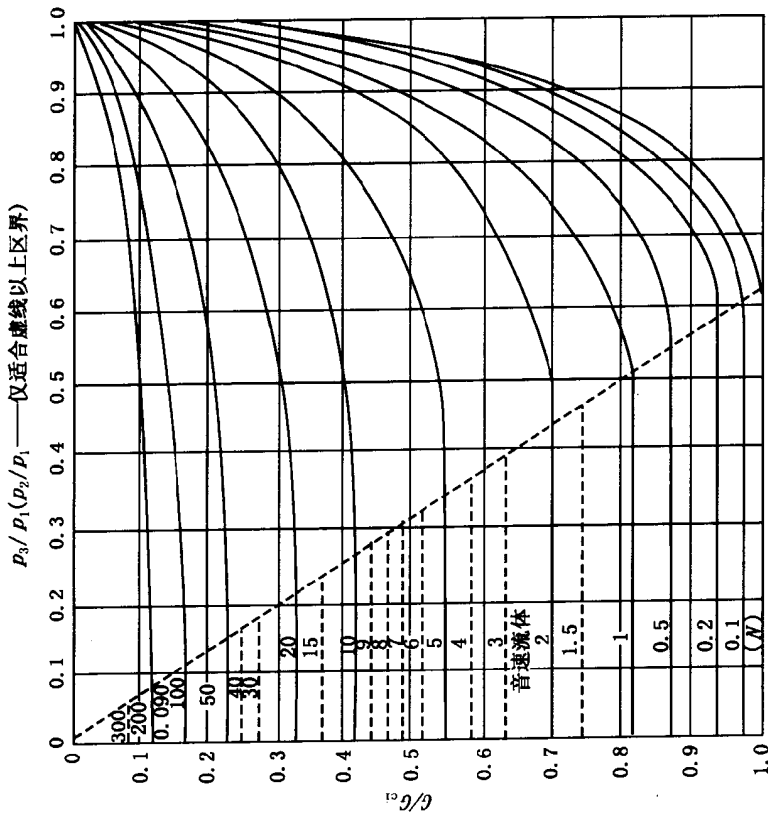
$K$ ——管件阻力系数。

如果采用 (Fanning) 摩擦系数，则  $N = 4 fL/D$ 。

这些方法假设在管线中没有扩张或收缩，以及没有引起区域改变的马赫数的变化。Coulter<sup>[6]</sup>提供了一个理想气体流经突然扩张和收缩管线的更复杂的处理方法。

另一种计算高速理想气体压降的方法是使用 Fanno 线。Fanno 线是在等横截面积的管子中摩擦阻力的绝热流动形成的焓—熵曲线。Fanno 线延伸到超音速和亚音速两个区域；对泄放处理系统来说，仅涉及亚音速。把总管路阻力作为一个参数，使用 Fanno 线就可以计算在绝热或等温条件下理想气体的压降<sup>[7]</sup>。一般情况下，气体处理管路里的速度不可能超过音速或临界速度限制范围 (这个范围表示在 Lapple 曲线<sup>[5]</sup>或 Fanno 线上)。





注:图 19 的用法如下。  
计算  $N$ (速度头数):

$$N = (fL/D) + \sum K$$

式中:

- $f$ ——莫氏(Moody)摩擦系数;
- $L$ ——管子的当量长度, m(ft);
- $D$ ——管子的内径, m(ft);
- $K$ ——管件的摩擦系数, 查表 11。

计算  $p_3/p_1$  或  $p_2/p_1$ :

式中:

- $p_3$ ——排放出口外的压力, 如果管子通大气, 则此压力为 101kPa 绝压(14.7lb/in<sup>2</sup> 绝压);
- $p_1$ ——上游低流速来源的压力, kPa 绝压(lb/in<sup>2</sup> 绝压);
- $p_2$ ——出口处或距离来源为  $L$  的下游任一点的压力, kPa 绝压(lb/in<sup>2</sup> 绝压)。

计算  $G_a$ :

$$G_a = 12.6 p_1 \left( \frac{M_w}{Z T_1} \right)^{0.5}$$

用公制单位:

$$G_a = 6.7 p_1 \left( \frac{M_w}{Z T_1} \right)^{0.5}$$

式中:

- $G_a$ ——临界质量流量, kg/(s·m<sup>2</sup>)[lb/(s·ft<sup>2</sup>)];
- $M_w$ ——蒸气的分子质量;
- $T_1$ ——上游低流速来源的温度, K(°R);
- $Z$ ——压缩系数。

根据  $p_3/p_1$  或  $p_2/p_1$  和  $N$ , 在图 19 上读出  $G/G_a$ , 计算  $G$  [kg/(s·m<sup>2</sup>)] [lb/(s·ft<sup>2</sup>)];

计算  $W$  实际流量, kg/s(lb/s)。

这里:

$$W = G \times \text{管子截面积} [\text{m}^2 (\text{ft}^2)]$$

式(30)和式(31)是基于绝热流动和气体  $k = c_p/c_v$  接近于 1, 对绝热流动  $k = 1.40$  的气体, 临界质量流量高于用式(30)和式(31)计算结果的 12.9%。

图 19 可压缩的流体在高压降下通过管路的绝热流动  $k = 1.00$

SY/T 10043—2002

在绝大多数处理系统中，被处理的气体并不是理想气体。各种气体与理想气体的差异用压缩系数来表示，而压缩系数本身通常与对比温度及对比压力有关系。对于烃类气体，如果对比温度不超过 2.0，对比压力不超过 6.0，则压缩系数小于 1.0。由于绝大部分炼油厂中的压力泄放阀处理系统均在这个范围之内，因此，其气体压缩系数通常都小于 1.0，对理想气体算出的压力降将比同样气体引入压缩系数后算出的压力降要大。

如果希望进行包括压缩性影响在内的精确计算，通常需要使用增量或逐次逼近法。绝大部分非理想气体在比热比 ( $k$ ) 或多变指数 ( $n$ ) 上与理想气体的数值相比有一定的差别。精确的压力降计算还应该考虑这些偏差。

在绝大部分的应用中，假定理想气体在等温流动条件下所算出的压降将优于用更加精确方法算出的压降。在任何处理系统的设计中，一般根据理想气体在等温流动状态所选定的管线尺寸是恰当的。但是，对于压力很高或温度很高、很低的情况，应该检查偏离理想气体可能产生的影响。

在任何计算方法中，总摩擦阻力计算应包括管线长度和管件、阀门的当量长度，扩张或收缩损失以及所有其他流动损失。管路系统中管件和某些其他零件的摩阻也可用系数  $K$  来表示。表 11 列出了管件及扩张管和缩小管的典型摩阻系数  $K$ 。

表 11 各种管件的典型  $K$  值

管 件	摩阻系数 $K$ 值		管 件	摩阻系数 $K$ 值	
截断阀 开启	9.7		90°双向斜接弯头	0.59	
典型减压阀 开启	8.5		带螺纹直通三通	0.50	
角阀 开启	4.6		组装式直通三通	0.50	
旋启式止回阀 开启	2.3		侧向直通接头	0.50	
180°细螺纹反扣弯头	1.95		90°三向斜接弯头	0.46	
带螺纹或组装式三通	1.72		45°单斜接弯头	0.46	
90°单斜接弯头	1.72		180°焊接反扣弯头	0.43	
焊接三通	1.37		45°带螺纹弯头	0.43	
90°标准螺纹弯头	0.93		焊接直通三通	0.38	
60°单斜接弯头	0.93		90°焊接弯头	0.32	
45°支管接头	0.76		45°焊接弯头	0.21	
90°扫线弯头	0.59		闸阀 开启	0.21	
爆破片, 亚临界流	1.5 <sup>a</sup>				
$d/d'$					
缩小或扩大	0	0.2	0.4	0.6	0.8
缩小 (ANSI)	—	—	0.21	0.135	0.039
缩小 (突然)	0.5	0.46	0.38	0.29	0.12
扩大 (ANSI)	—	—	0.90	0.50	0.11
扩大 (突然)	1.0	0.95	0.74	0.41	0.11
注 1: 除爆破片的数据外, 该表取自 Chemetron 公司的管子弯头产品目录和工程数据手册 No.211。					
注 2: $K$ 值可能随公称直径变化, 上述数值仅是典型值。					
<sup>a</sup> 爆破片选用 $K=1.5$ 已成功地用于设计, 其他 $K$ 值也已在参考资料 [15] 中提出。如果需要, 对特殊的数值应咨询爆破片制造厂商。					

## SY/T 10043—2002

所有压降计算均用到摩擦系数  $f$ 。在高气体流速条件下（这些情况在处理系统设计中经常采用），摩擦系数接近一个常数，它只取决于管子尺寸及其内部粗糙度。表 12 列出了普通尺寸的钢管的极限摩擦系数。表 12 中的摩擦系数只适用于高气体流速（也就是说高雷诺数）的场合。

为了初步研究，经常需要假定摩阻系数  $K$  或管件、补偿管和类似部件的当量长度。根据实际布置情况，这些部件能够增加的当量长度等于管子几何长度的 100% 或更高。

表 12 清洁钢管的典型摩擦系数  
(根据 0.00015 ft 的当量粗糙度)

管子公称尺寸 in	莫氏摩擦系数 $f$
NPS 2, 管壁厚度系列 40	0.0195
NPS 3, 管壁厚度系列 40	0.0178
NPS 4, 管壁厚度系列 40	0.0165
NPS 6, 管壁厚度系列 40	0.0150
NPS 8×1/4 in 壁厚	0.0140
NPS 10×1/4 in 壁厚	0.0135
NPS 12×1/4 in 壁厚	0.0129
NPS 14×1/4 in 壁厚	0.0126
NPS 16×1/4 in 壁厚	0.0123
NPS 20×1/4 in 壁厚	0.0119
NPS 24×1/4 in 壁厚	0.0115
NPS 30×1/4 in 壁厚	0.0110
NPS 36×1/4 in 壁厚	0.0107
注：NPS=管子公称尺寸。上面的摩擦系数适用于高雷诺数，即对 NPS 24 和更大者超过 $1 \times 10^6$ ；对于 NPS 2，则递减为 $2 \times 10^5$ 。	

在长管路中，当气体流速接近临界极限速度时，沿着管线流动方向逐步或渐渐增大管子的尺寸通常是比较经济的。通常，对于相同尺寸的每段管子需要计算压降。直接与泄压阀相连的管线尺寸应不小于泄压阀出口法兰的尺寸。

如果系统中包含有混合相流体，那么管线尺寸的确定会更复杂。混相流体可能有两种情况：一种情况是液气比值不变，即携带液体排出物；另一种情况是液气比值变化，即闪蒸液体的排出物。无论哪种情况，压降计算通常都用增量或逐次逼近法。一般计算程序如下：

- a) 在给定或假定的压力、焓和流动条件下，估算流体的液气比率和每相的物理性质；
- b) 确定流态；
- c) 计算气相流动压降；
- d) 计算双相流压降，通常把双相流压降表示为气相流压降的函数。

适用的闪蒸流动计算法见 6.4 和 6.5。

从非常有限的资料得知,用上述方法计算得出的压降似比在规定条件下观察到的压降大。因此,对于尺寸适当的管线来说,这种方法可能是保守的。

**5.4.1.3.4** 对处理系统的机械设计要和处理工艺流体的管路系统设计一样予以重视。在压力泄放阀或减压阀排出管路设计中遇到的问题通常比工艺系统设计中遇到的问题更加复杂,因为排出管路可能受到较大范围的操作温度、压力及这种宽范围操作条件所引起的冲击的影响。此外,有时处理系统可能含有工艺系统中要处理的某种物质;而在另一个时间,却又含有另一种物质。

泄放系统排放管线所受的主要应力是由于冷或热物质进入管线时产生的热膨胀或收缩和排放流体引起的冲击而引起的。在服务于典型的炼油工艺装置的泄放处理系统中,温度可能是零下很低的温度到零上几百摄氏度。泄放系统灵活性设计比工艺管线系统设计要复杂得多,因为必须控制冲击和热膨胀。

在绝大部分情况下,通过提供导向器、固定器和适宜的管线配置使泄放系统应力在整个温度范围内维持在允许的范围成为可能。

当碳钢管温度冷却到低于其过渡温度时,建议应特别注意应力的影响。这种冷却可能是由于冷物流的进入引起的,或是由于低沸点液体压力降低自动控制而引起。应该参考 ASME B31.3 在  $-46^{\circ}\text{C}$  ( $-50^{\circ}\text{F}$ ) 温度下使用碳钢管材料的技术要求、允许应力及冲击试验要求等有关内容。已经证明在低于过渡温度下操作时,焊接管线的应力泄放系统作为减少碳钢管脆性破坏风险的一种补充措施是有益的。在温度有可能低于  $-46^{\circ}\text{C}$  ( $-50^{\circ}\text{F}$ ) 的场合,一般作法是:对在预计最低操作温度下会呈现出韧性的材料作为泄放管线。

对于排放管线设计,要求谨慎分析其热应力及机械应力作用于有关的压力泄放阀的可能性。压力泄放阀上产生应力可能会引起阀门泄漏或故障(见 API RP 520 II)。可以通过正确的固定、支撑和向排出管线提供挠性控制阀门的受力。

没有单独支撑而只用压力泄放阀出口支撑的排放管线会在压力泄放阀及其进口管上产生应力。排出管路的强制对正会产生类似的应力。排放管路(包括短尾管)应该按照规定进行检查、支撑并仔细校正。足够引起机构故障的变形通常首先产生在进口管路上;但是,力矩即使是很小也能引起压力泄放阀出现严重故障和泄漏。当压力泄放阀排放时,由于其产生的反作用力的影响也可能在处理管路上产生应力。分析表明在有必要的场合,应该采取措施固定或限定与压力泄放阀相连的处理管线。API RP 520 II 给出了计算压力泄放阀操作时产生的反作用力荷载公式。

在泄放管线中,也应考虑冲击载荷。冲击载荷可能是由于可压缩流体突然流入多向管路系统或由于液体段塞在变向点产生的冲击作用而引起的。在管线中,每一次方向的改变可能会出现反作用力。

**5.4.1.3.5** 为压力泄放管线系统设计出适当、充分的固定、导向和支撑是复杂的。计算管路挠性的方法有多种,应参考 ASME B31.3 的背景讨论。一旦要处理的泄放条件范围建立之后,除了还必须考虑冲击力以外,与其他绝大部分管路系统的计算没有什么区别。

经验表明为了设计出令人满意的固定、导向和支撑系统,必须考虑解决下列问题:

- a) 管汇要处理的各种释放条件,其可能混合的结果是什么?考虑到环境温度的变化,这些条件会影响何种温度范围?当这些泄放发生时,根据热运动原理,可能的进口条件是什么?
- b) 液体段塞的可能来源及大小如何?
- c) 有没有某个阀门会释放大量高压气体并产生冲击载荷?如果有,阀门在什么位置上?

一般来说,选择的固定点最好不要使管汇运动及其产生的力和力矩强加到安全泄压阀阀体或其排放管线上。在向大气排放的场合,应据尾管几何形状检查排放时的反作用力以确保不会产生过大的应力。

**5.4.1.3.6** 处理系统管线应该能够自动向排出端排放。排放管线上应避免液袋。在压力泄放阀处理粘性物质或在冷却至环境温度可能会固化的物质时,排放管线应加蒸气伴热。在不能连续地自动流进

SY/T 10043—2002

分液罐或排放罐的管线的低处，可能需要小型排放槽或滴流管。应避免使用捕集器或其他带操作机构的装置。

5.4.1.3.7 泄放系统有许多值得特别重视的设计细节和要点。下列所举要点并不是权威性或限制性的。

- a) 来自各个泄放装置的支管通常应该从管汇的上方进入管汇。这样会防止在管汇中流动的液体或形成的液体通过支管流回到各个阀。
- b) 从位置高于管汇的各种阀门引来的支管应该向管汇排放。在闭式排放系统中，只要有可能就应避免安全阀装在低于管汇的位置上。从位置必须低于管汇的各个阀门引来的支管，其布置应连续升高直到管汇入口处的顶上。但是，应采取措施防止液体聚集在这些阀门的排出端。
- c) 考虑到支撑之间管线的挠度，建议所有支管和管汇的斜度为 21mm 比 10m (1/4 in 比 10 ft)。
- d) 在单个阀门向大气放空的场合，管子的低端应该提供一个足够大的排放孔 [通常认为公称直径为 12.7mm (1/2in, NPS 1/4) 的管子是合适的] 以确保阀门下游不聚集液体。在放空过程中，流经此孔的蒸气一般不考虑太大流量，但应该对每种情况进行核查以观察是否应该将排放接头用管子引到安全的地方。从放空孔逸出的蒸气应不允许冲击容器外壳，因为该放空物流意外着火会削弱容器外壳的强度。
- e) 与大多数工艺管线系统不一样，在泄放系统中，各支管普遍采用与管汇轴线成 45° (0.79 弧度) 或 30° (0.52 弧度) 的角进入管汇。这样做有两个主要理由是：(1) 为了减少压降 (包括速度头损失)；(2) 为了减小反作用力。在泄放系统中，由于确定其尺寸时所采用的流速接近声速，因而速度变化引起的压力损失或压力恢复可能成为系统分析中的重要因素。这些因素可产生大的反作用力。
- f) 为了维修和安全，应考虑用安装阀门的方法将管汇系统分区。这种阀门应该装有锁定或密封装置。在不适合安装阀门的场合，应研究安装盲板。在设置分区阀门或盲板时，应特别注意它们的用法，以保证正在操作的设备不会与释放系统隔离开。如果管汇系统采用阀门，应该安装在关闭位置不会出故障的阀门，例如闸阀会在关闭位置出故障。

5.4.2 罐和密封

5.4.2.1 分液罐尺寸确定

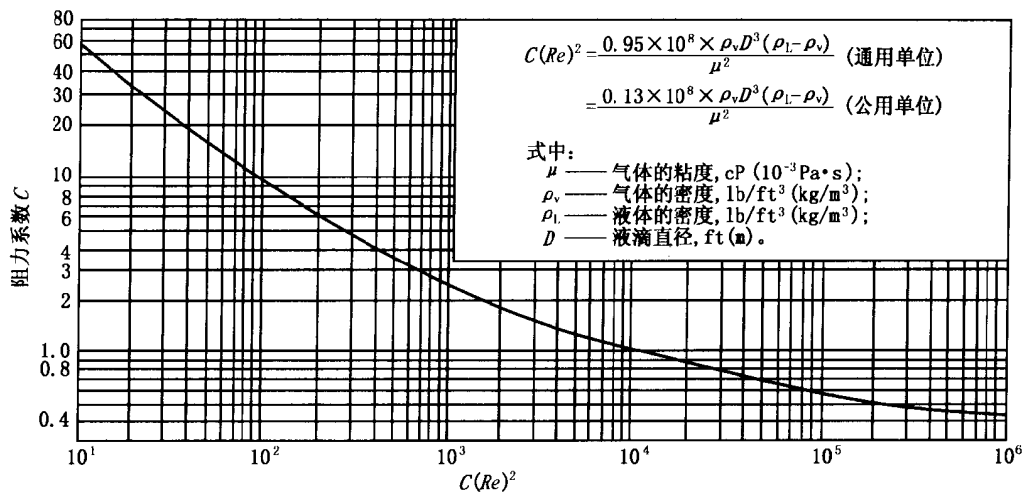
确定分液罐尺寸通常是一个试算过程。首先确定分离携带液体所需要的罐体尺寸。(a) 当蒸气或气体的滞留时间等于或大于液滴以降速度下降通过有效垂直高度所需要的时间；(b) 气体垂直向上速度低到足以使液滴下落时，液滴就会分离出来。这里的有效高度一般是取从液面算起的距离。蒸气和气体的垂直速度应足够低，以便防止很大的液体段塞进入火炬。由于火炬能够处理小尺寸的液滴，所以罐内允许垂直速度可以根据分离 300μm~600μm 直径液滴所必须的速度来确定。气流中液滴的降落速度<sup>[9]</sup>按式 (30) 计算：

$$U_c = 1.15 \times \sqrt{\frac{gD(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v C}} \dots\dots\dots (30)$$

式中：

- $U_c$ ——液滴下降速度，m/s (ft/s)；
- $g$ ——重力加速度，9.8m/s<sup>2</sup> (32 ft/s<sup>2</sup>)；
- $D$ ——液滴直径，m (ft)；
- $\rho_L$ ——在操作条件下液体的密度，kg/m<sup>3</sup> (lb/ft<sup>3</sup>)；
- $\rho_v$ ——在操作条件下蒸汽的密度，kg/m<sup>3</sup> (lb/ft<sup>3</sup>)；
- $C$ ——阻力系数 (见图 20)。

该基本方程式被广泛用来计算各种形式的雾滴分离。



注：参考化学工程手册<sup>[9]</sup>液滴动力学章节。

图 20 阻力系数的确定

选定分液罐尺寸的第二步是要考虑罐内所含液体对减小气—液分离有效容积的影响。该液体的可能来源：(a) 当蒸气释放时分离出来的冷凝液；(b) 伴随蒸气释放被带出来的液体。确定液体占据的容积应以释放持续 20min~30min 为依据。释放（从压力泄放阀或其他来源）前滞留的液体应加到上述 (a) 和 (b) 两项液体中，以便确定有效的气体分离空间。然而，通常不需要考虑在所述情况下容积与蒸气分离的关系，即在分液罐被用来容纳从其他系统上的压力泄放阀释放的大量液体时，在罐内没有大量闪蒸，而且液体可以很快除去。

当选择罐的尺寸时，应考虑容器设计的经济性。容器设计的经济性可能影响对卧式罐和立式罐的选择。当需要储存大量液体而且蒸气流量很大时，选用卧式罐通常是比较经济的。

在许多设计中，卧式和立式分液罐都是适用的。其主要差别在于蒸气进出通道。各种不同的设计如下：

- a) 卧式罐，蒸气从一端进入而从另一端的顶上排出（内部无挡板）；
- b) 立式罐，蒸气入口管嘴装在罐体的筒体上，出口管嘴装在罐体垂直轴线的顶上，进入的流体应该用挡板挡住使之向下流动；
- c) 装有切向管嘴的立式容器；
- d) 卧式罐，蒸气从水平轴线上的两端进入，而出口在中部；
- e) 卧式罐，蒸气从中部进入，而从水平轴线上的两端排出；
- f) 在火炬塔基座内，一个立式罐与上游用于除去蒸气中大量液体雾滴的卧式罐相组合，这种组合允许使用速度方程式数据常数的较大值。

下面的设计例题只限于上述第 a) 和第 b) 种最简单的设计。第 c) 和第 d) 种设计计算是类似的，用二分之一的流量确定二分之一的容器长度。第 c) 种设计应用常规计算，这里就不再重复。

应假设下列条件：

- a) 一次偶然事故引起的流体流量为 25.2kg/s (200000 lb/h)，在流动条件下，其中液体密度为 496.6kg/m<sup>3</sup> (31 lb/ft<sup>3</sup>)，蒸气的密度为 2.9kg/m<sup>3</sup> (0.18 lb/ft<sup>3</sup>)；
- b) 压力为表压 13.8kPa (2 lb/in<sup>2</sup> 表压)，温度为 149℃ (300°F)；
- c) 蒸气粘度为 0.01cP ( $0.01 \times 10^{-3} \text{Pa}\cdot\text{s}$ )；
- d) 根据流体气液平衡得知，液体流量为 3.9kg/s (31000 lb/h) 和蒸气流量为 21.3kg/s (169000 lb/h)。

SY/T 10043—2002

此外，需要 1.89m<sup>3</sup> (500 gal) 的储存容积作为装置的其他排放用，见图 21。选定允许的液滴直径为 300μm (0.000984 ft)。

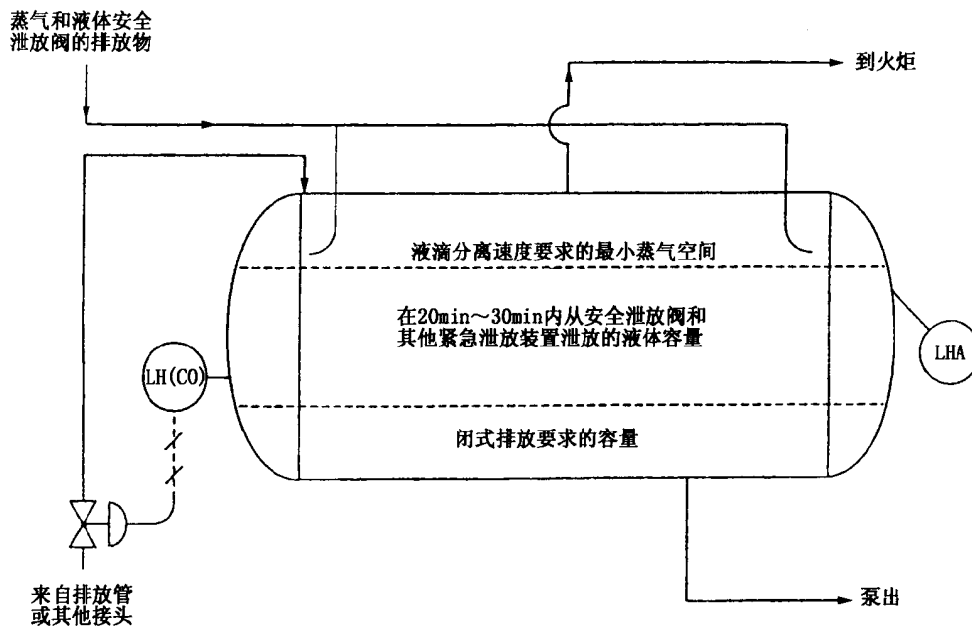


图 21 火炬分液罐

蒸气流量  $R_v$  用 m<sup>3</sup>/s (ft<sup>3</sup>/s) 表示，并按下式确定：

$$R_v = \frac{169000 \text{ lb/h}}{(3600 \text{ s/h}) \times (0.18 \text{ lb/ft}^3)} = 261 \text{ ft}^3/\text{s}$$

用公制单位：

$$R_v = \frac{21.3 \text{ kg/s}}{2.9 \text{ kg/m}^3} = 7.34 \text{ m}^3/\text{s}$$

阻力系数  $C$ ，根据图 20 按下式确定：

$$C(Re)^2 = \frac{0.95 \times 10^8 \times 0.18 \times 0.000984^3 \times (31 - 0.18)}{0.01^2} = 5021$$

用公制单位：

$$C(Re)^2 = \frac{0.13 \times 10^8 \times 2.9 \times (300 \times 10^{-6})^3 \times (496.6 - 2.9)}{0.01^2} = 5025$$

从图 20 查出  $C=1.3$ 。

液滴沉降速度  $U_c$  用 m/s (ft/s) 表示，按下式计算：

$$U_c = 1.15 \times \left[ \frac{32.2 \times 0.000984 \times (31 - 0.18)}{0.18 \times 1.3} \right]^{0.5} = 2.35 \text{ (ft/s)}$$

用公制单位：

$$U_c = 1.15 \times \left[ \frac{9.8 \times (300 \times 10^{-6}) \times (496.6 - 2.9)}{2.9 \times 1.3} \right]^{0.5} = 0.71 \text{ (m/s)}$$

假设一个卧式容器，内径为  $D_i$ ，圆筒长度为  $L$ ，则其总横截面积  $A_t$  为 [见式 (31)]:

$$A_t = (\pi/4)D_i^2 \dots\dots\dots (31)$$

除污油及排放容量外，总的液体滞流量为单一偶然事故排放 30min 的液体容量。为了简化起见，容器封头的容积可忽略不计。要求的液体滞留截面  $A_{L1}$  用  $m^2$  ( $ft^2$ ) 表示，计算如下:

a)  $1.89m^3$  (500 gal) 的废油和排放容器占据底部面积按式 (32) 和式 (33) 计算:

$$A_{L1}(ft^2) = \frac{500gal}{7.48gal/ft^3} \times \frac{1}{L} \dots\dots\dots (32)$$

用公制单位:

$$A_{L1}(m^2) = 1.89m^3 \times \frac{1}{L} \dots\dots\dots (33)$$

b) 30min 内聚积的密度为  $496.6kg/m^3$  ( $31 lb/ft^3$ )，总流量为  $3.9kg/s$  ( $31000 lb/h$ ) 的凝析液体将占据的横截面积 [见 a) 项] 按式 (34) 计算:

$$A_{L2}(ft^2) = \frac{31000 lb/h}{31 lb/ft^3} \times \frac{30min}{60 min/h} \times \frac{1}{L} \dots\dots\dots (34)$$

用公制单位 [见式 (35)]:

$$A_{L2}(m^2) = \frac{3.9kg/s}{496.6 kg/m^3} \times 60 s/min \times 30 min \times \frac{1}{L} \dots\dots\dots (35)$$

留给蒸气流动的横截面积按式 (36) 计算:

$$A_v = A_t - (A_{L1} + A_{L2}) \dots\dots\dots (36)$$

液体和蒸气空间的垂直高度都是利用标准几何形状确定的，式 (37) 中  $h_{L1}$  = 废油和排放液体的高度， $h_{L1} + h_{L2}$  = 蓄积液体的总高度， $h_v$  = 留给蒸气流动的垂直空间高度。

罐体总的直径按式 (37) 计算:

$$h_t = h_{L1} + h_{L2} + h_v \dots\dots\dots (37)$$

蒸气空间是否足够，要用下列方法检验。液滴的有效垂直降落距离等于  $h_v$  用  $cm$  ( $in$ ) 表示。液滴降落时间用  $s$  表示按式 (38) 和式 (39) 计算:

$$\theta(s) = \frac{h_v(in)}{12 in/ft} \times \frac{1}{U_c(ft/s)} \dots\dots\dots (38)$$

用公制单位:

$$\theta(s) = \frac{h_v(cm)}{100 cm/m} \times \frac{1}{U_c(m/s)} \dots\dots\dots (39)$$

根据单蒸气通路， $N$  条蒸气通路的气体速度用  $m/s$  ( $ft/s$ ) 表示，按式 (40) 和式 (41) 确定:

$$U_v(ft/s) = \frac{260ft^3/s}{N \text{ 条路通过蒸气}} \times \frac{1}{A_v(ft^2)} \dots\dots\dots (40)$$

用公制单位:

$$U_v(m/s) = \frac{7.34m^3/s}{N \text{ 条路通过蒸气}} \times \frac{1}{A_v(m^2)} \dots\dots\dots (41)$$



SY/T 10043—2002

需要的罐体长度  $m$  (ft) 按式 (42) 和式 (43) 计算:

$$L_{\min}(\text{ft}) = U_v(\text{ft/s}) \cdot \theta(\text{s}) \cdot N \text{ 条路通过蒸气} \dots\dots\dots (42)$$

用公制单位:

$$L_{\min}(\text{m}) = U_v(\text{m/s}) \cdot \theta(\text{s}) \cdot N \text{ 条路通过蒸气} \dots\dots\dots (43)$$

$L_{\min}$  必须小于或等于上面假设的罐体长度  $L$ , 否则必须用新假设的罐体长度重新进行计算。

表 13 和表 14 总结了关于各种内径的 1 条路通过的卧式分液罐的计算, 以便确定最经济的罐体尺寸。根据标准封头尺寸, 假定罐体直径增量为 15cm (6 in)。

表 13 优化卧式分液罐的尺寸 (美国通用单位)

试算序号	假设的罐体内径 $D_i$ ft	假设的罐体圆筒长度 $L$ ft	横截面积 $\text{ft}^2$				液体和气体空间垂直深度 in				液体降落时间 $\theta$ s	气体速度 $U_v$ ft/s	需要的罐体圆筒长度 $L_{\min}$ ft
			$A_t$	$A_{L1}$	$A_{L2}$	$A_v$	$h_{L1}$	$h_{L1} + h_{L2}$	$h_v$	$h_t$			
1	8.0	19.0	50.26	3.52	26.32	20.69	11.75	55.0	41.0	96	1.45	12.73	18.5
2	7.5	20.5	44.17	3.26	24.39	16.52	11.50	54.0	36.0	90	1.28	15.74	20.2
3	7.0	22.5	38.48	2.97	22.23	13.28	11.00	52.3	31.7	84	1.13	19.58	22.1
4	6.5	25.0	33.18	2.67	20.00	10.51	10.50	50.4	27.6	78	0.98	24.74	24.3

注: 此表中的数据来自教科书上的单通路气流计算例题, 根据该表可得出如下结论:  
 (a) 上面所有罐体尺寸都会满足设计要求;  
 (b) 最适合的罐体尺寸, 应该根据设计压力、材料要求和腐蚀余量以及布置、运输以及其他条件进行选择;  
 (c) 如图 21 所示的双蒸气通路是可选择的。

表 14 优化卧式分液罐的尺寸 (公制单位)

试算序号	假设的罐体内径 $D_i$ m	假设的罐体圆筒长度 $L$ m	横截面积 $\text{m}^2$				液体和气体空间垂直深度 cm				液体降落时间 $\theta$ s	气体速度 $U_v$ m/s	需要的罐体圆筒长度 $L_{\min}$ m
			$A_t$	$A_{L1}$	$A_{L2}$	$A_v$	$h_{L1}$	$h_{L1} + h_{L2}$	$h_v$	$h_t$			
1	2.44	5.79	4.67	0.33	2.45	1.90	30	140	104	244	1.45	3.9	5.6
2	2.29	6.25	4.10	0.30	2.27	1.53	29	137	91	229	1.28	4.8	6.2
3	2.13	6.86	3.57	0.28	2.07	1.23	28	133	81	213	1.13	6.0	6.7
4	1.98	7.62	3.08	0.25	1.86	0.98	27	128	70	198	0.98	7.5	7.4

注: 此表中的数据来自教科书上的单通路气流计算例题; 此表中的数值都是从表 13 中的数值换算过来的, 根据该表可以得出下列结论:  
 (a) 上面所有罐体尺寸都会满足设计要求;  
 (b) 最适合的罐体尺寸, 应该根据设计压力、材料要求和腐蚀余量以及布置、运输以及其他条件进行选定;  
 (c) 如图 21 所示的双蒸气通路是可选择的。

如果考虑立式容器, 蒸气流速等于液体降落速度, 液体降落速度是 0.71m/s (2.35 ft/s)。要求的罐体横截面积  $A_{cs}$  用  $\text{m}^2$  ( $\text{ft}^2$ ) 表示, 按式 (44) 和式 (45) 确定:

$$A_{cs} = \frac{260 \text{ ft}^3/\text{s}}{2.35 \text{ ft/s}} = 110.6 \text{ ft}^2 \quad \dots\dots\dots (44)$$

用公制单位:

$$A_{cs} = \frac{7.34 \text{ m}^3/\text{s}}{0.71 \text{ m/s}} = 10.3 \text{ m}^2 \quad \dots\dots\dots (45)$$

罐体直径按式 (46) 和式 (47) 计算:

$$D = \sqrt{110.6 \text{ ft}^2 \times (4/\pi)} = 11.9 \text{ ft} \quad \dots\dots\dots (46)$$

用公制单位:

$$D = \sqrt{10.3 \text{ m}^2 \times (4/\pi)} = 3.6 \text{ m} \quad \dots\dots\dots (47)$$

**5.4.2.2 密封罐尺寸的计算**

在选定密封罐尺寸时, 首先应确定放空管汇出口允许的最大背压 (见 5.4.1.3)。该背压将决定密封罐入口管子被淹没的最大距离  $h$  [见式 (48) 和式 (49)]。密封罐内液面以上气体流动的自由截面面积至少应该是入口管子横截面积的 3 倍, 以便防止流向火炬的气体波动。

$$h = \frac{144 p}{\rho} \quad \dots\dots\dots (48)$$

用公制单位:

$$h = \frac{102 p}{\rho} \quad \dots\dots\dots (49)$$

式中:

- $h$ ——管子被淹没的距离, m (ft);
- $p$ ——管汇出口最大压力, kPa 表压 (lb/in<sup>2</sup> 表压);
- $\rho$ ——密封液体的密度, kg/m<sup>3</sup> (lb/ft<sup>3</sup>)。

液面以上气体的面积至少应该等于直径为  $D$  的环形面积,  $D = 2d$ 。此处  $d$  为入口气体管子的直径。这可以从式 (50) 中推导出来。假设是立式罐体, 罐的内部 (截) 面积等于  $(\pi D^2) / 4$ , 入口管子的截面积等于  $(\pi d^2) / 4$ , 环形面积是  $(\pi/4) (D^2 - d^2)$ 。因为建议的比值是 1~3, 所以有式 (50):

$$D^2 - d^2 = 3d^2 \text{ 或 } D^2 = 4d^2 \text{ 和 } D = 2d \quad \dots\dots\dots (50)$$

立式密封罐蒸气空间的高度至少应该接近于直径  $D$  的 0.5~1.0 倍, 以便提供密封液体的分离空间, 最小尺寸建议为 1m (3 ft)。

在某些情况下, 一些特殊事项可能影响密封罐尺寸。情况之一是有大量的热蒸气流入放空管汇。这些热蒸气冷却时产生的真空会吸入足够量的密封液体进入管汇从而破坏密封, 因此, 空气就会进入火炬系统。为了避免发生这种情况, 入口管线应该做成真空腿形状。在密封罐上的入口, 真空腿的垂直高度可根据预计的最大真空度来决定。在最大真空度上, 入口管线内的液体量应从密封罐内获取。为满足这种要求, 密封罐的尺寸可能需要增大。

**5.4.2.3 选择淬冷罐的尺寸**

选定淬冷罐尺寸的准则与罐内零部件的设计、液体负荷、凝析液量以及对特殊装置规定的其他特性都有紧密的关系, 因此不可能建立起通用、有意义的选定尺寸的准则。一个共同的准则是降低气体的温度, 使出口的液体和蒸气不超过 66℃~93℃ (150°F~200°F) 的范围; 典型作法是假定蒸发液量不超过进口液量的 40%~50%, Scheiman 的文章<sup>[10][11]</sup>中包括选定装有一种常用内部零部件的淬

## SY/T 10043—2002

冷罐尺寸的准则。

## 5.4.2.4 细部设计

适合于密封罐的细部设计包括下列内容：

- a) 液体出口管线应该装有防涡流或防漩流的挡板。
- b) 应该采用内部延伸的液体出口管嘴，以便使渣滓降落在罐内而不会沉积在管线的低处。
- c) 在可能结冰的场合，应该采用防冻的虹吸管排放代替通常的手动排放。
- d) 如果预计存在三相分离，应该采用水腿或水包和排水装置。
- e) 应该在罐底开手孔（4in~8in 管嘴）（101.6mm~203.2mm），以便彻底进行清洁。这些管嘴的盲板法兰上应该装有 1.5in~2in 管径（NPS 1.5 或 NPS 2）（38.1mm~50.8mm）的阀门，以便在打开之前使容器完全排放干净。
- f) 为了让操作人员由人孔进入容器作业，应该提供盲板、进行通风、清扫（用蒸气清扫）以及其他准备工作。
- g) 在气候寒冷、自动制冷、粘稠的液体或液体固化会引起麻烦的场合，应该制定给容器内流体加热的措施。如果罐内需要盘管，盘管要能够排放干净。盘管应该具有足够大的腐蚀余量和足够的支架，以防止机械故障。应该避免用罐体外壳作为加热套的一个壁，因为这样做无法检查罐体的外表面。
- h) 绝大多数分液罐和密封罐都在相对低的温度下操作，为了保证施工可靠，建议设计压力最小为 345kPa 表压（50 lb/in<sup>2</sup> 表压）。尽管在压力从来不超过 103kPa 表压（15 lb/in<sup>2</sup> 表压）的容器上盖上规范戳印可能被认为是没有理由的，但这种容器应按照 ASME《规范》进行设计。如果发生爆炸，设计压力为 345kPa 表压（50 lb/in<sup>2</sup> 表压）的容器不应该破损。根据化学计算，烃—空气混合物能产生的最大爆炸压力为 7~8 倍的操作绝压。绝大部分火炬密封罐在 0~34kPa 表压（0~5 lb/in<sup>2</sup> 表压）范围内操作。
- i) 在设计罐体的管嘴、附件、支架和内部零部件时，应考虑由热效应、液体段塞或气体膨胀等所引起的冲击负荷。
- j) 除了安装液位计外，还可能需要安装测试旋塞。另外，也可以用测试旋塞代替液位计。
- k) 应该考虑提供连续排放或间断人工撇除可能蓄积的烃类物的装置。可以采用借助连续增加的密封液体和溢流排放的方法经常地撇油。定期提高密封液位，强迫较轻的液体通过撇除器管子接头流出的各种措施都是许可的。设计人员要注意审查被推荐的系统，以保证较轻的物质不可能积聚到无（非设计）密封效果的位置。
- l) 仪表部件应该最简单、最稳定可靠，并且便于维修（安装在罐体外部并装有阀门）。采用密封代替阀门和采用阀门代替捕集器，这主要是由被处理的物质性质和操作条件所决定的，最好是用具有大流通面积的开—关阀，不用小通道的节流阀。
- m) 推荐建立和维持足够密封液位。
- n) 在密封液—汽界面上存在腐蚀的场合，应该采用足够的腐蚀余量。这种腐蚀最容易在水作为密封液体的烃类系统中或在该系统低处积水的位置上发生。

除了这些一般性的细部设计外，各种类型的设备还有一些特殊的细部设计。分液罐可以是卧式的也可以是立式的，并应该装有一台泵或排放设施和仪表，以便把蓄积的液体排入一个罐内或污水管里或其他地方。实际采用的处理类型将取决于与被排放液体有关的特性和危险性。分液罐排液设施的设计取决于罐体的尺寸和系统中出现液体程度或可能性。

在最简单的系统中，罐体上可能仅有一个手动操作排放阀和一个玻璃液位计。排液泵是经常采用的。排液泵上通常装有一只高液位报警、手启动开关和泵电动机自动关断开关。此外，排液泵上可能还要装高、低液位报警器和电动排放阀或排液泵的液位控制器使其配置更完善。在采用排放阀的场合，开—关型的阀门用得比较普遍，但也可以采用节流阀门。限制罐内高液位的目的是使蒸气通过的

截面积不致变小,限制罐内低液位的目的是为了阻止蒸气进到液体排放系统内。

密封罐应该放在火炬塔和其他管汇分液罐的中间,并要尽可能地靠近塔。火炬密封罐通常安装在火炬塔基座(火炬管线即从该处进入火炬塔)内。密封罐可能由一种装有部分密封液体例如水的容器组成。

利用设计气泡罩帽的类似原理,在水封管的端部开长条孔或V形切口,以便流通面积随着气体流量增加而增加,这种方法可使密封罐内的压力波动减小到最低程度。罐内入口管子的直径有时可能需要增大,以便降低汽流速度并使长条孔有足够周边。要求的密封液位可以借助一个在液体供给管线上操作的自动控制器来保持。当液位不能保持在要求的范围内,有时用高、低液位报警器来报警。为了排放液体,应该安装一根尺寸足够并带有关闭阀的排放管线。

淬冷罐内或塔内的淬冷液体可能是水、粗柴油或其他合适的液体。用过的液体收集在罐底准备随后排放。淬冷条件可以由安装在泄放排出管汇上的温度或流量开关进行监控。罐或塔底的液体可自动地进行控制。排出的液体经冷却后重复使用,也可以被输入污水管或送回到回收蒸气凝析液的装置。一旦液位超出限制范围,报警器可以向操作人员发出信号。在环境温度较低可以影响操作的地方,应该在罐内收集液体区安装加热设备,以保持系统在适宜的条件下操作。

### 5.4.3 火炬

#### 5.4.3.1 选定尺寸

5.4.3.1.1~5.4.3.1.5 都是控制选定火炬尺寸的因素。计算这些一般要考虑的问题都在第4章里讨论过。在附录C中,有一个包括火炬塔高的完整设计例题。注意火炬直径计算是火炬计算的基础。大多数工业用的火炬装有火焰挡板,火焰挡板的限流面积是2%~10%。

5.4.3.1.1 虽然对压力降应该检查,但火炬塔的直径一般还是根据速度来选定。对低压火炬,对最大的、短时间的、不经常的流动,人们可能想要允许速度达0.5马赫数;对正常并可能更加频繁的条件,维持在0.2马赫数。具体情况取决于下述条件:(a)可能出现的最大火炬流量和预计的平均火炬流量的体积分数;(b)可能出现的时间、频率、流动持续的时间和(c)为使火炬燃烧稳定建立的设计准则。然而,对高压火炬,也许操作时适于取声速。无烟火炬应设计成操作时无烟。式(23)或式(24)可用来计算马赫数(见5.4.1.3.2)。参考资数[12]采用的速度限制不能使用在火炬紧急泄放装置上。

14kPa(2 lb/in<sup>2</sup>)的压降已被令人满意地用在火炬头上。火炬头上的速度太低会引起火炬头过热和腐蚀损坏。速度太低时,气体燃烧得十分慢,火焰受风的影响也会很大,在火炬塔下风向的低压区,可能使正在燃烧的气体沿火炬塔下落3m(10ft)或更多。在这种条件下,火炬塔内气体中的腐蚀物质可能加速腐蚀塔的金属部位。尽管火炬塔顶部的2.4m~3m(8ft~10ft)部分通常是用抗腐蚀材料制成的,但应该设法避免这种情况。

5.4.3.1.2 火炬塔的高度通常是根据火焰产生的辐射强度来确定的。第4章里的式(20)适合这种计算。推荐的辐射强度K的等级在表7\*中给出。

燃烧的质量影响着热辐射的性质。根据表9美国资源管理部的数据,采用热辐射系数F计算出来的火炬塔高度是合理的,但是保守的。

5.4.3.1.3 另一个考虑的因素是风对火炬中上翘火焰的作用。由于风的作用改变了火炬中心到所考虑的设备间的距离,火焰中心被认为是释放辐射热的始点。一条近似地描绘风影响的通用曲线如图10所示。

5.4.3.1.4 在火熄灭后担心出现大气扩散的场合,可以使用4.3.1和Gifford的文章<sup>[7]</sup>里的有关资料来计算指定点的可燃气体浓度。

#### 5.4.3.1.5 地面火炬

\* 原文如此。——译者注

SY/T 10043—2002

一种包括设计程序在内的地面火炬的完整描绘是由 Miller 等人<sup>[15]</sup>提出来的 (见 4.4.3.2)。

5.4.3.2 细部设计

本标准收集了有关火炬系统的极其广泛的书刊目录。特殊的细部设计见 5.4.3.2.1~5.4.3.2.4。

5.4.3.2.1 火炬的无烟操作可以通过用注水蒸气、注高压废气、强制空气通风,使火炬像预混合燃烧器那样操作,或将流体分配到许多小燃烧器等各种方法获得。其中注水蒸气方法在无烟火炬中使用最普遍。关于无烟燃烧和注水蒸气理论的详细资料见 4.4.3。

无烟燃烧需要的水蒸气量将取决于要获得无烟燃烧的可燃蒸气的最大流量和该混合物的组分。组分包括非饱和物的质量分数和分子质量。图 22 (它是根据安装在火炬塔里的一根管端开口的水蒸气管子试验结果绘出的)可以用来确定水蒸气需要量,水蒸气需要量是非饱和物含量的函数。在有些情况下,采用其他注水蒸气法的某些具有专利权的系统更加有效。正如以前指出过的那样,火炬可以针对各种无烟程度进行设计。

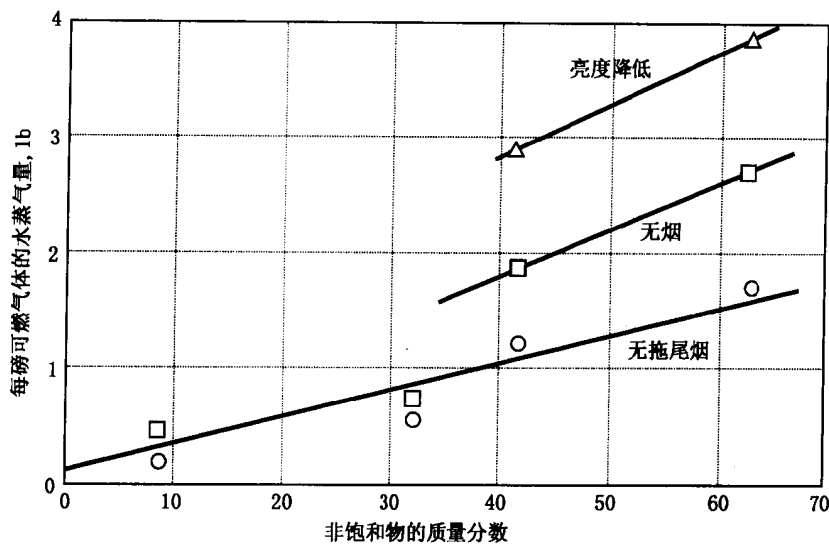


图 22 高架火炬需要的水蒸气量

就分子的影响来说,烃类物的相对分子质量越大,水蒸气和二氧化碳的比值越小,则发烟的可能性越大。为保持水蒸气和二氧化碳比值不变,随着相对分子质量的增加,必须注入的水蒸气量<sup>[16]</sup>可以按照式(51)进行计算。该式以水蒸气和二氧化碳的质量比值大约为 0.7 作为依据。典型水蒸气流量见表 10。

$$W_{\text{水蒸气}} = W_{\text{HC}} \left( 0.68 - \frac{10.8}{M} \right) \dots\dots\dots (51)$$

式中:

$W_{\text{水蒸气}}$ ——水蒸气量, kg/s (lb/h);

$W_{\text{HC}}$ ——烃类物流量, kg/s (lb/h);

$M$ ——分子质量。

无论如何如果购买具有专利权的无烟火炬,一定要向厂商咨询最小的水蒸气需要量。

5.4.3.2.2 防止由于进入空气引起火焰蔓延到火炬系统内部的最普通的方法是,安装一个如同 5.4.2.2 里所叙述的密封罐。阻火器偶尔也被用来预防逆燃,但阻火器容易堵塞,应用受到限制。阻火器的最严重的情况是在火炬系统内形成障碍物,只有当可燃气体是无腐蚀的干燥气体而且没有可凝固的液体时才推荐采用。在火炬系统内这些条件是极少遇到的,而且对火炬系统来说,阻火器还有一个缺点,即当排出热物质之后紧跟着冷却时,空气就可能通过阻火器被抽进火炬系统。

利用蒸气密度差原理操作的具有专利权的系统已经成功，并且比阻火器更加可靠。但是，这种系统需要连续地清扫，并且可能受到制造厂家规定的限制。

另一种方法是采用连续引入吹扫气来防止逆燃。研究<sup>[13]</sup>已经表明：如果保持无氧天然气的正流量并使离火炬头 7.6m (25ft) 处的氧气浓度不超过 6%，那么含有烃—空气混合物的系统就是安全的。需要的吹扫气流量一旦确定，固定孔板就应控制射入的天然气的量，以确保天然气供应量恒定并不受仪表故障或调节失灵的影响。

如果火炬塔里的气体（例如氢气）比空气轻，那么火炬塔底部压力可能低于大气压力，甚至从火炬塔顶只有微量排出物。吹扫气的流量应足够大以免发生这种情况。具有燃烧速度异常高的诸如氢气和乙炔之类的气体或蒸气都有逆燃的可能性（见 4.4.3.4.1 和 4.4.3.4.2）。

**5.4.3.2.3** 为了保证点燃火炬气体，推荐对所有火炬都采用借助远距离点火的常明灯。使用最广的点火器是火焰传送型的。这种点火器使用电火花从远距离位置点着可燃的混合物。点火控制器位于高空火炬塔基座附近，对地面火炬，至少要距离 30m (100ft)（见 4.4.3.4.4）。

**5.4.3.2.4** 供给常明灯和点火器的燃料气应高度可靠。由于常规装置的燃料气可能受干扰或减少，要求安装一个与最可靠燃料源相连接的备用系统，该系统装有低压自动切换装置。应该避免使用热值低、燃料性质异常的废弃天然气。安装降压的并联仪表常常被认为是合理的。对燃料系统要仔细检查以确保不可能出现的水化物问题。因为燃料系统管径小，长期暴露运行，沿火炬塔的大垂直度，并存在降压，所以在最后降压之后，采用分液罐或洗涤器常被认为是正确的。如果距离、位置和费用都适宜，在燃料供应的最后调节器或控制阀后面的燃料管线上应安装一个低压报警器，其目的是当供给常明灯的燃料稍稍减少时提醒操作人员注意。

#### 5.4.4 放空塔

##### 5.4.4.1 选定尺寸

放空塔的尺寸是根据可利用的压降和防止在地面或工作高度位置上由可燃或有毒物质引起危险条件所需要的最低出口气流速度来确定的。适用于排放危险物质的放空塔的一些计算方法在第 4 章已经叙述了。选定的尺寸通常会引起很高的排出速度，例如 152m/s (500ft/s) 会提供极好的扩散。应该检查所选尺寸以确保不会建立音速流动，或如果达到音速流动，则在压降计算中已对排出端压力的非连续性留有余量。

放空塔或放空塔的放空头一般都是按最大排放量的出口速度 [至少为 152m/s (500ft/s)] 选定尺寸的。本节有一个计算例题。

对于本计算实例，应假定下列条件：最大释放量 ( $W$ ) 是 31.5kg/s (250000 lb/h)，蒸气的分子质量 ( $M$ ) 是 44，放空塔头内蒸气温度 ( $T$ ) 是 361K (650°R)，出口速度 ( $V$ ) 是 152m/s (500ft/s)，塔头内的蒸气压力 ( $p$ ) 是 101kPa 绝压 (14.7 lb/in<sup>2</sup> 绝压)，气体常数 ( $R$ ) 是 8.3 (用美国通用单位是 10.7)，密度 ( $\rho$ ) 按式 (52) 和 (53) 计算：

$$\rho = \frac{Mp}{RT} = \frac{44 \times 14.7}{10.7 \times 650} = 0.1 \text{ (lb/ft}^3\text{)} \quad \dots\dots\dots (52)$$

用公制单位：

$$\rho = \frac{Mp}{RT} = \frac{44 \times 101}{8.3 \times 361} = 1.48 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad \dots\dots\dots (53)$$

塔头面积  $A_T$  按式 (54) 和式 (55) 计算：

$$A_T = \frac{W}{3600\rho V} = \frac{250000}{3600 \times 0.1 \times 500} = 1.39 \text{ (ft}^2\text{)} \quad \dots\dots\dots (54)$$

用公制单位：

$$A_T = \frac{W}{\rho V} = \frac{31.5}{1.48 \times 152} = 0.14 \text{ (m}^2\text{)} \quad \dots\dots\dots (55)$$

**SY/T 10043—2002**

因此，管子直径应该是 0.41m (16 in) 公称直径 (NPS 16) 左右。

**5.4.4.2 细部设计**

一旦放空塔已经按照 5.4.4.1 里推荐的方法选定尺寸并按照 4.3 里的原理确定高度之后，设计就主要是结构问题了。如果放空塔离设施很远，采用缆绳塔通常会令人满意，这比安装钢架来支撑放空塔更经济。放空塔常常位于有设备和塔相连的工艺区内，通常可以利用工艺区内的蒸馏塔、高烟囱或高结构物来支撑放空塔，这种配置为在安全高度上提供了经济的排放。

选择放空塔高度要使处于感兴趣点的蒸气的浓度大大低于蒸气的燃烧下限值。0.1~0.5 倍的燃烧下限值可满足对燃烧性能的要求。在某些应用中，气体中有毒气体可能需要更低的浓度，因此，毒性是控制因素。对放空塔的辐射热强度也应该进行检查，以防排放的气体万一被点燃。检查方法与检查火炬塔相同，限制的辐射热强度也是相同的。对确定塔的高度，有时辐射热强度比扩散更重要。

对每个放空塔装置，应仔细考虑两个潜在的问题：(a) 放空管线内的液体蓄积在火炬管内；(b) 偶然被雷电点着。放空管线内的液体蓄积到火炬管内，这可能是由于在环境温度下能够冷凝的高分子质量的蒸气漏入系统内所引起的。如果聚积的液体很多，当排放蒸气时，这些液体会随着气流排入大气中。

为了避免蓄积液体，要防止管线出现囊穴并要使管线向低处的排放装置倾斜。这些排放装置通过采用正确设计的液体密封自动作用。为了避免排放的蒸气通过密封液体泄出，密封液面高度至少应该提供相当于 1¼ 倍最大排放负荷条件下的背压压头。另一种方法是采用密封罐，一个小型的密封罐可以安装在放空塔的基座上。在可能发生大量液体的场合，推荐采用这种装置。

由于从放空塔出来的蒸气可能偶然被雷电或其他火源点着，在放空塔上安装一个遥控灭火水蒸气接头是必要的。特别是雷电事故多的地区或在用普通灭火装备很难接近排出口的场合，这样做是正确的。按最大放空条件下足以灭火的水蒸气流量选定水蒸气源常常是不现实的。但是，水蒸气仍然是必不可少的。因为在绝大多数情况下，放空塔着火仅在进入该系统的流量是由于漏泄或较小放空组成的流量情况下发生的。此外，除非供水蒸气，否则，如果在最大或接近最大设计负荷条件下放空发生着火，当超压消除并伴随放空量减少时，火非常可能继续燃烧。

**5.4.4.3 噪音**

离大气排放口 30m (100ft) 处的噪音强度可以近似地按式 (56) 确定：

$$L_{30(100)} = L(\text{从图 23 中查出}) + 10\lg(1/2MC^2) \dots\dots\dots (56)$$

式中：

- L——距大气放空出口的距离，m；
- M——通过阀门的质量流量，kg/s (斯勒格/s)；
- C——阀门处声音在气体中的速度，m/s (ft/s)。

图 23 说明离开塔头 30m (100ft) 处按声压强度测量的噪音强度与安全阀上、下游压力比的关系。在噪音强度计算过程中要用到以上符号。

式 (57) 的计算单位用 ft/s：

$$C = 223 \times \left( \frac{kT}{\text{相对分子质量}} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (57)$$

式 (58) 的计算单位用 m/s：

$$C = 91.2 \times \left( \frac{kT}{\text{相对分子质量}} \right)^{0.5} \dots\dots\dots (58)$$

式中：

- k——气体的比热比；
- T——气体温度 K (°R)。

一个离大气排放口 30m (100ft) 处的噪音强度计算例题 (美国通用单位) 演算见 a) ~d) 项:

- a) 计算  $1/2MC^2$  (W)。用 32 除以质量流量 (lb/s) 求得  $M$ 。用 1.36 乘以  $1/2MC^2$  (ft·lb/s)\* 求得  $1/2MC^2$  (W)。
- b) 计算  $10\lg(1/2MC^2)$ 。
- c) 利用图 23, 引入 PR 做横坐标, 读出纵坐标。

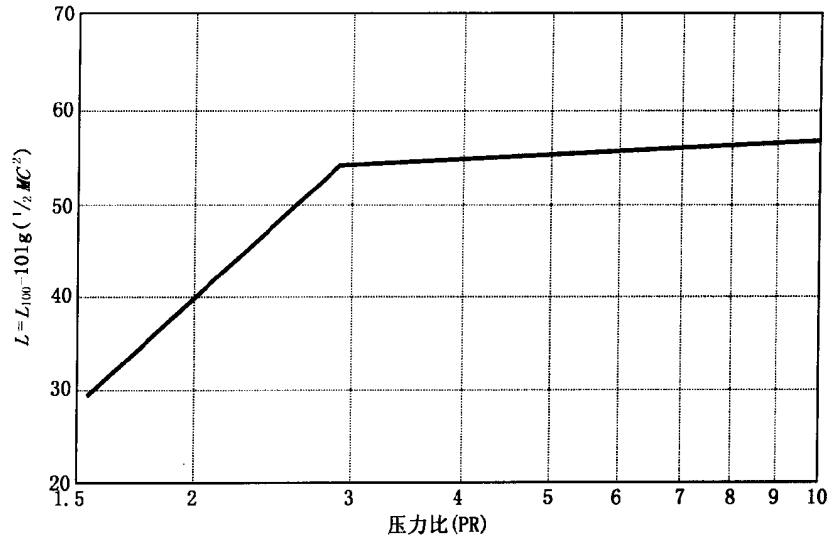


图 23 离开塔头 100ft (30m) 处的噪音强度

d) 第 b) 项加第 c) 项获得 100ft ( $L_{100}$ ) 处的平均声压强度 (dB)。假定下列条件:

$M = 1$  斯勒格/s = 32 lb/s

$k = 1.4$

相对分子质量 = 29

$T = 560^\circ\text{R}$

$PR = 48/16 = 3$

$$C = 223 \times \left( \frac{1.4 \times 560}{29} \right)^{0.5} = 1159 \text{ (ft/s)}$$

结果如下:

①  $1/2MC^2 = 1/2 \times 1 \times 1159^2 \times 1.36 = 9.1 \times 10^5$ ;

②  $10 \lg(1/2MC^2) \approx 60$ ;

③ 查图 23,  $PR = 3$ , 纵坐标 = 54;

④ 在 100ft 处  $L_{100} = 54 + 60 = 114$  (dB)。

一个离大气排放口 30m 处的噪音强度计算例题 (用公制单位) 的演算如下:

a) 计算  $1/2MC^2$  (W);

b) 计算  $10\lg(1/2MC^2)$ ;

c) 利用图 23, 引入 PR 做横坐标, 读出纵坐标;

d) 第 b) 项加 c) 项获得 30m ( $L_{30}$ ) 处的平均声压强度 (dB)。假设下列条件:

$M = 14.6\text{kg/s}$

$k = 1.4$

\* 原文如此。——译者注



## SY/T 10043—2002

相对分子质量 = 29

$T = 311\text{K}$

$PR = 48/16 = 3$

$$C = 91.2 \times \left( \frac{1.4 \times 311}{29} \right)^{0.5} = 353 \text{ (m/s)}$$

结果如下:

①  $1/2MC^2 = 1/2 \times 14.6 \times 353^2 = 9.1 \times 10^5$

②  $10\lg 1/2MC^2 \approx 60$ ;

③ 查图 23,  $PR = 3$ , 纵坐标 = 54;

④ 在 30m 处  $L_{30} = 54 + 60 = 114 \text{ (dB)}$ 。

注: 这些计算是以声音作球面传播为依据。如果距离大大超过放空塔在地面以上的高度, 计算结果上应加 3dB 以便对半球面传播进行修正。

用式 (59) 和式 (60) 可以求出不同距离 [非 30m (100ft) 参考界面距离] 上的噪音强度。

$$L_p = L_{100} - 20\lg(r/100) \quad \dots\dots\dots (59)$$

用公制单位:

$$L_p = L_{30} - 20\lg(r/30) \quad \dots\dots\dots (60)$$

式中:

$L_p$ ——在  $r$  距离处的声压强度, dB;

$L_{30(100)}$ ——在 30m (100ft) 处的声压强度, dB;

$r$ ——离开声源 (塔头) 的距离, m (ft)。

对于大于 305m (1000ft) 的距离, 可以认为噪音被大气分子吸收。如果安全阀操作时噪音过大, 在阀体和其下游 5 倍管径长度的管子周围包上隔音层, 可以使声音减弱。

## 5.5 火炬气回收系统

### 5.5.1 概述

从环境和经济方面考虑, 利用火炬气回收系统为其他用途来接收和压缩火炬气。大多数情况下, 回收的火炬气被处理和输送到炼厂的燃料气系统。根据火炬气的组分, 回收气体可有其他用途。

### 5.5.2 安全考虑

#### 5.5.2.1 火炬通道

火炬系统用于正常工艺泄放和紧急泄放。紧急气流, 例如从压力泄放阀、降压系统等泄放出来的那些气流, 在所有的时间内, 必须总是有流体通道流向可适用的火炬。火炬气回收系统的设计将不兼顾这些通道。完成这些任务的几种方法在 5.5.3.3 中描述。

#### 5.5.2.2 回流

因为火炬气回收系统中通常包括压缩机, 压缩机的吸入口直接与火炬总管相连, 必须考虑到在低火炬气负荷下, 从火炬到压缩机空气的回流的潜在可能。通常, 应测定火炬气流中的氧含量, 而且必须保证如有潜在的危险条件存在, 关断火炬气压缩机。

#### 5.5.2.3 火炬气的特性

火炬气具有广泛的不同的组分, 在提出回收系统技术要求时必须进行评估。必须确定原料的潜能即与火炬气处理系统的不相容或最终目标。例如, 含有典型酸气的气流应绕过回收系统直接流向火炬。

### 5.5.3 设计考虑

图 24 显示了一个火炬气回收系统的概念设计。该典型系统由一个或多个往复式压缩机组成, 压缩机的入口与火炬总管直接相连。被压缩的气体通常被输到适于气体组分的某种类型的处理系统中, 然后输到燃料气或处理系统中。

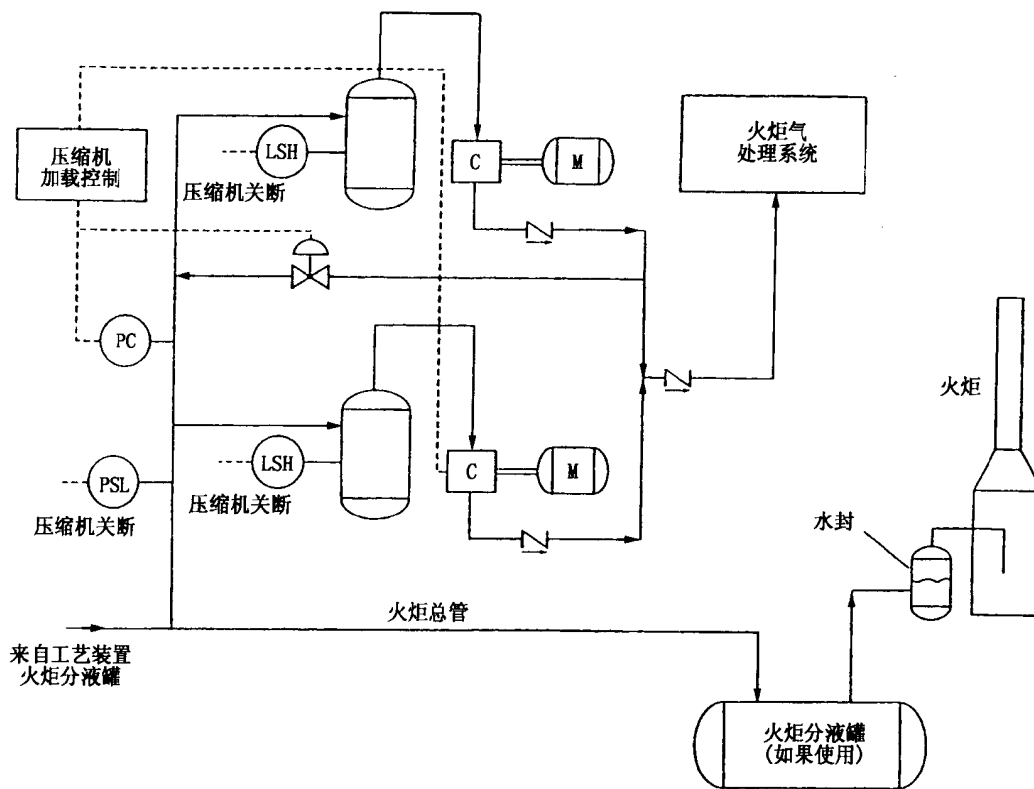


图 24 典型的火炬气回收系统

### 5.5.3.1 确定尺寸

火炬回收系统很少用紧急火炬载荷进行计算。通常，经济因素确定了用某些正常火炬流量提供处理量，多余的气体被火炬燃烧。火炬载荷随时间变化很大，而正常流量可表示某些平均火炬载荷，或一个经常遇到的最大载荷。这些系统的实际载荷变化范围宽广，它们必须被设计成在一个动态变化载荷的宽广的范围内操作。火炬气回收系统经常根据地方火炬操作限制规则进行安装，因此确定尺寸时必须遵守所有这种限制。

### 5.5.3.2 位置

典型的火炬气回收系统位于所有装置总管连接的主火炬总管的下游和总管压力大体上不随载荷变化的某一处。因为潜在的回流和高含氧浓度，应谨慎考虑工艺装置连接处的上游位置。可能有必要限制不适于回收物质的下游连接。

### 5.5.3.3 火炬连接

正如在 5.5.2 中讨论的，火炬回收系统设计中主要考虑的问题是保存一个到火炬的通道，用于紧急泄放。火炬气回收系统必须被设计成作为一个来自火炬总管的旁流。主火炬气流不能经过任何压缩机分离或进口管线。到火炬气回收系统的连接管线应从火炬管线的顶部引出，以减少液体进入的可能性。

同时必须提供某些保证火炬气回收系统正压的方法。图 25 显示了达到这些目的一些方法，同时保留了一条可靠的通向火炬的通道。

**5.5.3.3.1 防止空气进入的最可靠的和优先选用的方法是在火炬分液罐和火炬本身之间安装水封容器。**水封提供了在火炬总管处相对恒定低的背压和提供了一个范围窄的但通常适于火炬气回收控制系统的控制范围。水封应设计成在超过火炬回收系统设计操作压力时有效。在较高泄放流量下，火炬气流经水封流出火炬。必须设计预防措施，以维持水封，防止高火炬流量携带密封水流出火炬并防止密

SY/T 10043—2002

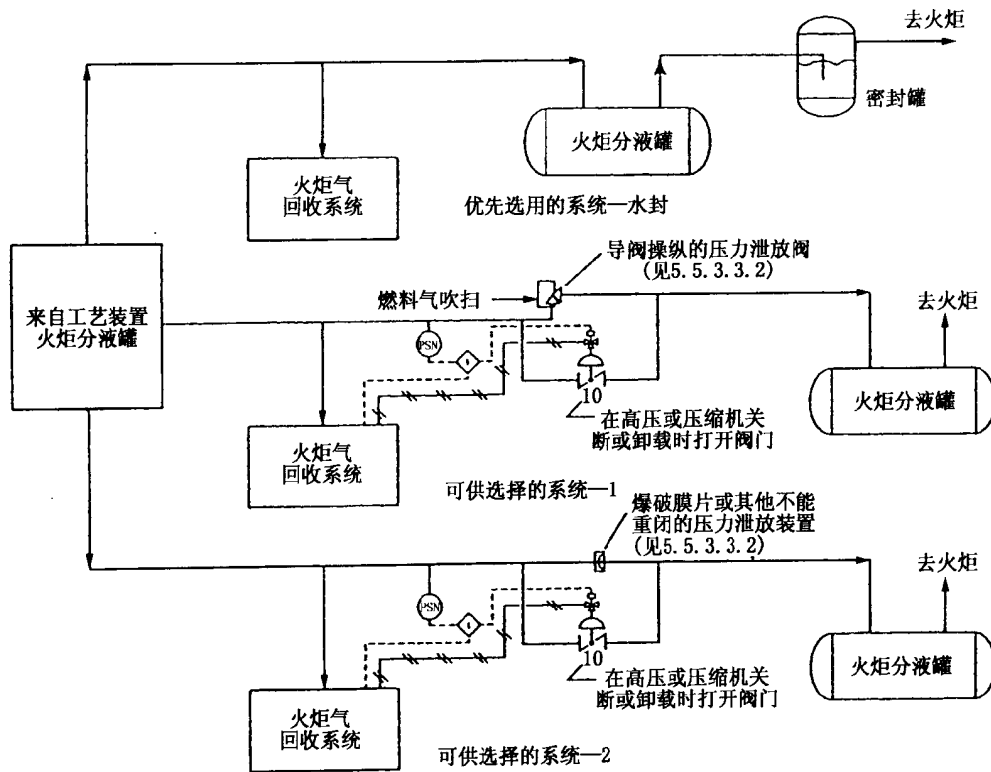


图 25 火炬气回收系统进口压力

封水冻结。关于典型密封罐设计见图 D.1。

**5.5.3.3.2** 如果工艺要求由水封提供的如此窄的操作范围不能被接受，一个替换的方法是利用一个故障开的控制阀去调节火炬气回收系统的进口压力。一个可靠的火炬通道是由安装在控制阀周围的、低压的、高处理量的、导阀操纵的压力泄放阀来提供。压力泄放阀的导阀传感线将被提供干净吹扫气体和回流防护器。

控制和压力泄放阀的尺寸可能变得相当大。必须研究火炬总管系统以确定压力泄放装置对背压的影响（假设控制阀是关闭的），在处理设施向火炬总管泄放时，火炬总管满荷载时将在泄放装置上不引起不能接受的背压。

替换压力泄放阀的方法是安装不能重闭的装置。例如爆破片或自断安全销。安装这些装置也必须仔细研究，保证这些装置在尽可能低的压力下操作，而且它们不引起不可能接受的背压。

**5.5.3.3.3** 如果一个控制阀必须使用在火炬管线上用以调节火炬气回收系统的进口压力，该控制阀应设计成故障开而且应被联锁，在高于正常总管压力、高含氧量或当压缩机卸载或关断时，控制阀全开。这些联锁装置不能代替在 5.5.3.3.2 中描述的控制阀周围的可靠的火炬通道。

#### 5.5.3.4 回流保护

必须采取措施以预防空气从火炬进入火炬气回收系统的回流。所有压缩机应装配高可靠、低进口压力关断控制。也应考虑在火炬和压缩机入口之间的总管上安装辅助仪表，用于探测逆流和自动关断火炬气回收系统。

#### 5.5.3.5 火炬气回收控制

**5.5.3.5.1** 火炬气回收系统必须在宽范围内操作，通常在非常窄的进口压力范围内操作。典型系统操作压力可能超过进口压力范围 50.8mm~127mm (2in~5in) 水柱至 254mm~304.8mm (10in~12in) 水柱。火炬气回收压缩机应装配若干级卸载和压缩机循环阀。进口压力由循环阀的压力控制来

维持,当限制阀门的打开或关闭或进口压力时,达到压缩机的辅助加载和卸载。通常,控制装置设立了顺序的压缩机的加载和卸载。

**5.5.3.5.2** 在火炬系统中携带有大量液体的可能性通常很高。应给压缩机提供液体分离容器,并在达到高进口分液罐液位时自动关断压缩机。压缩机也需要其他机械保护系统。这些系统可关断压缩机或合理地进行压缩机卸载。参考 API Std 618 《压缩机保护指南》。

## 5.6 参考文献 (略)

## 第6章 参考资料

### 6.1 处理系统

Armistead, G., Jr, 石油炼厂和有关工业中的安全 (Safety in Petroleum Refining and Related Industries), 第2版, John G. Simmonds, 纽约, 1959年

Bosanquet, C.H., Carey, W.F., and Halton, F.M., 机械工程师学会会报 (伦敦) (Journal of the Institution of Mechanical Engineers), 1950年, 162卷, 第3册, 355页

Fristorm, R., M., 化学工程手册 (Chemical and Engineering News), 1963年10月14日, 第41卷, 第41册, 150~160页

Gordier, R. L., 流体正常喷射到流动液体中的研究, 技术论文 (Studies on Fluid jets Discharging Normally Into Moving Liquid, Technical Paper), 第28册, B辑, 对 Anthonng 降落水力学试验室, 明尼苏达大学, 1959年

Karlovitz, B. 化学工程进展 (Chemical Engineering Progress), 1995年, 第61卷, 第8册, 56~62页

Keagy, W.R. 和 Weller, A.E. 非均匀喷射的自由膨胀研究论文 (A Study of Freely Expanding Inhomogeneous Jets), 第89册, 热传导和流体力学学会, 加利福尼亚大学, 伯克利, 1949年

Keffer, J. F. 和 Baines, W.D., 流体力学期刊 (Journal of Fluid Mechanics), 1963年, 第15卷, 487页

London, D.E., API 会报 (API Proceedings), 第43卷, 418~433页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1963年

炼厂废物处理手册, 在大气中的散发量 (Manual on Disposal of Refinery Wastes - Volume on Atmospheric Emissions), 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1977年

Miller, P.D., Jr., Hibshman, H. J. 和 Connell, J. R., API 会报 (API Proceedings), 第38卷, 276~281页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1958年

Pipkin, O.A. 和 Sliepceich, C. M., 工业工程化学原理 (Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals), 1964年, 第3卷, 第2册, 147~154页

Wohl. K., Kapp, N. M. 和 Gazley, C., 有关燃烧和火焰爆炸的第三届国际讨论会议 (Proceedings: 3rd Symposium (International) on Combustion and Flame Explosion Phenomena), 麦迪逊, 威斯康星州, 1948年, Williamms 和 Wilkins, 巴尔的摩, 马里兰州, 1949年, 3~21页

### 6.2 罐和分离器

Kerns, G. D., 石油炼制 (Petroleum Refiner), 1960年, 第39卷, 第7期, 168~170页

Lapadula, E. J., 化学工程 (Chemical Engineering), 1963年8月5日, 第70卷, 第16期, 128~156页

Montross, C.F., 化学工程 (Chemical Engineering), 1953年, 第60卷, 第10期, 213~236页

Niemoger, F.R., 烃加工和石油炼制 (Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner), 1961年, 第40卷, 第6期, 155~156页

Scheiman, A.D., 烃加工和石油炼制 (Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner), 1963年,

## SY/T 10043—2002

第 42 卷, 第 10 期, 165~168 页

Scheiman, A.D., 烃加工和石油炼制 (Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner), 1964 年, 第 43 卷, 第 4 期, 155~160 页

Scheiman, A.D., 石油和化工工程师 (Petro/Chem Engineer), 1965 年, 第 37 卷, 第 3 期, 28~33 页

Scheiman, A.D., 石油和化工工程师 (Petro/Chem Engineer), 1965 年, 第 37 卷, 第 4 期, 75 页, 78~79 页

Smith, V., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1959 年, 第 57 卷, 第 1 期, 97~101 页

Watkins, R.N., 烃加工 (Hydrocarbon Processing), 1967 年, 第 46 卷, 第 11 期, 253~256 页

### 6.3 火炬和烟囱

Boudurtha, F. T., 化学工程 (Chemical Engineering), 1958 年 12 月 15 日, 第 65 卷, 第 25 期, 177~180 页

Boudurtha, F.T., 浓烟囱气的分散作用 (The Behavior of Dense Stack Gases), 发表在空气污染协会会议上的论文, 纽约, 1955 年

Brzustowski, T. A. 和 Sommer, E. C., Jr., API 公报——炼制分册 (API Proceedings—Division of Refining), 第 53 卷, 865~893 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1973 年

烟囱大气分散的计算 (The Calculation of Atmospheric Dispersion from a Stack), CONCAWE 荷兰海牙, 1966 年

Cleveland, L.D., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1952 年 8 月 4 日

Daniels, E.K., Lutz, J.R., 和 Castler, L.A., API 公报 (API Proceedings), 第 38 卷, 291~292 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1958 年

Crumer, J., Strasser, A., Singer, J. M. 和 Cussey, P.M., 氢火炬火焰扩散, 低流速不稳定性, 燃烧速度和稀释限度 (Hydrogen flare Stack Diffusion flames, Low Flow Instability, Burning Rates, and Dilution Limits) 美国矿场调查局, ERC No.4030, 美国内政部, 美国首都华盛顿, 1968 年

Hajek, J.D. 和 Ludwig, E.E., 石油化学工程师 (Petro/Chem Engineer), 1960 年, 第 32 卷, 第 6 期, C31~C38 页

Hajek, J. D. 和 Ludwig, E.E., 石油化学工程师 (Petro/Chem Engineer), 1960 年, 第 32 卷, 第 7 期, C44~C51 页

Hannaman, J.R. 和 Etingen, A.J., 石油加工 (Petroleum Processing), 1956 年 3 月, 66~69 页

Hewson, E.W., 美国机械工程师协会学报 (Transactions of the American Society of Mechanical Engineers), 1955 年, 第 77 卷, 第 10 期, 1163~1172 页

Hoehne, V.O., Luce, R.G. 和 Mige, L.W., 在风吹烃气流中, 烃气的速度、温度和分子质量对易燃限度的影响 (The Effect of Velocity, Temperature, and Gas Molecular Weight on Flammability Limits in Wind - Blown Jets of Hydrocarbon Gases) 美国石油学会报告, Battelle 纪念学会, 哥伦布, 俄亥俄州, 1970 年

Husa, H.W., 烃加工和石油炼制 (Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner), 1964 年, 第 43 卷, 第 5 期, 179~182 页

国际油船和油库安全指南, 国际船舶和油公司国际海事法庭会议 (International Safety Guide for Oil Tankers and Terminals, International Chamber of Shipping/Oil Companies International Marine Forum, Witherby and Co.), 伦敦, 1978 年

Johnson, J. H., 石油炼制 (Petroleum Refiner), 1947 年, 第 26 卷, 第 6 期, 91 页

Kent, G.R., 烃加工和石油炼制 (Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner), 1964 年, 第 43 卷, 第 8 期, 121~125 页

## SY/T 10043—2002

Kent, Gr.R., 烃加工 (Hydrocarbon Processing), 1968 年, 第 47 卷, 第 6 期, 119~130 页

Miller, P.D., Jr., Hibshman, H.J. 和 Connell, J.R., API 公报 (API Proceedings), 第 38 卷, 276~281 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1958 年

Reed, R.D., 化学工程进展 (Chemical Engineering Progress), 1968 年 6 月, 第 64 卷, 第 6 期, 53~57 页

Schwartz, R. 和 Keller, M., 有关火炬应用的环境因数, 第 13d 期论文\*, 发表在化学工业中伤亡预防论文集中 (Environmental Factors Versus Flare Application, Paper Number 13d, Presented at the Symposium on Loss Prevention in the Chemical Industry), 美国化学工程师学会, 第 83 次国家会议, 休斯顿, 得克萨斯州, 1977 年 3 月 22 日

炼厂火炬设计会议, API 公报 (Session on Refinery Flare Design, API Proceedings), 第 32M 卷, 143~164 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1952 年

Shehock, R.H. 和 Lesher, E.J., 美国机械工程师学会学报 (Transactions of the American Society of Mechanical Engineers), 第 77 卷, 第 1 期, 1~9 页

Smith, W.R., 石油加工 (Petroleum Processing), 1959 年, 第 6 期, 867~880 页

Smolen, W.H., 石油加工 (Petroleum Processing), 1951 年 6 月, 第 6 卷, 第 9 期, 978~982 页

Stankiewicz, E.J., 燃烧 (Combustion), 1955 年 2 月, 第 26 卷, 第 8 期, 51~55 页

Steinbock, R.S., 化学工程 (Chemical Engineering), 1952 年, 第 59 卷, 第 2 期, 202~203 页

Steinbock, R.S., 化学工程 (Chemical Engineering), 1952 年, 第 59 卷, 第 3 期, 144~147 页

Steinbock, R.S., 化学工程 (Chemical Engineering), 1952 年, 第 59 卷, 第 4 期, 154~155 页

Tan, S.H., 烃加工和石油炼制 (Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner), 1967 年, 第 46 卷, 第 1 期, 172~176 页

#### 6.4 管线中的冲泻流

Anderson, R.J. 和 Russell, T.W.F., 化学工程 (Chemical Engineering), 1965 年 12 月 6 日, 第 72 卷, 第 25 期, 139~144 页

Anderson, R.J. 和 Russell, T.W.F., 化学工程 (Chemical Engineering), 1965 年 12 月 20 日, 第 72 卷, 第 26 期, 99~104 页

Anderson, R.J. 和 Russell, T.W.F., 化学工程 (Chemical Engineering), 1966 年 1 月 3 日, 第 73 卷, 第 1 期, 87~90 页

Baker, O., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1954 年 7 月 26 日, 第 53 卷, 第 12 期, 185~190 页, 192 页, 195 页

Baker, O., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1958 年 11 月 10 日, 第 56 卷, 第 45 期, 156~157 页, 59~161 页, 163 页, 165 页, 167 页

Baker, O., 等, AGA/APINX—28 报告, 1970 年 10 月

Chavez, J.A., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1959 年 8 月 24 日, 第 57 卷, 第 35 期, 100~102 页

Chenoweth, J.M. 和 Martin, M.W., 石油炼制 (Petroleum Refiner), 1955 年, 第 34 卷, 第 10 期, 151~155 页

Coates, J. 和 Pressburg, B.S., 化学工程 (Chemical Engineering), 1959 年 9 月 7 日, 第 66 卷, 第 18 期, 153~154 页

Dukler, A.E., Wicks, M., III 和 Clevelank, R.G., 美国化学工程师期刊 (American Institute of

\* 原文如此。——译者注

**SY/T 10043—2002**

Chemical Engineers Journal), 1964 年, 第 10 卷, 第 1 期, 38~51 页

First, K.E. 和 Huff, J.E. 有关“在紧急压力泄放系统中的二相冲泻流的设计图表”的论文, 发表在逸出反应 AICHE 国际论文集 (Design Charts for Two-Phase Flashing Flow in Emergency Pressure Relief Systems, Paper Presented at AICHE International Symposium on Runaway Reactions), 1989 年 3 月, 7~9 日

Flanigan, O., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1958 年 3 月 10 日, 第 56 卷, 第 10 期, 132~133 页、136 页、140~141 页

Flanigan, O., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1959 年 11 月 30 日, 第 57 卷, 第 49 期, 60~66 页

Leung, J.C., 冲泻流液体安全泄放阀尺寸, 化学工程进展 (Size Safety Relief Valves for Flashing Liquids, Chemical Engineering Progress), 1992 年 2 月

Leung, J.C. 和 Grolmes, M.A., 在水平管道中两相冲泻流的排放 (The Discharge of Two-Phase Flashing Flow in a Horizontal Duct), AICHE 期刊, 1987 年 3 月, 第 33 卷, 第 3 期

Leung, J.C. 单组分均衡受阻冲泻流的一般相关数据 (A Generalized Correlation for One-Component Homogeneous Equilibrium Flashing Choked Flow), AICHE 期刊, 1986 年 10 月, 第 32 卷, 第 10 期

Lockhart, R.W. 和 Martinelli, R.C., 化学工程进展 (Chemical Engineering Progress) 1949 年, 第 45 卷, 第 1 期, 39~48 页

Paige, P.M., 化学工程 (Chemical Engineering), 1967 年 8 月 14 日, 第 74 卷, 第 17 期, 159~164 页

Richter, S.H., 会报——炼厂部分 (Proceedings—Refining Department), 1978 年, 第 57 卷, 23~35 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿

Ros, N.J., 石油技术期刊 (Journal of Petroleum Technology), 1961 年, 第 13 卷, 第 10 期, 1037~1049 页

**6.5 阀门中的冲泻流**

Bauman, H.D., 在阀门尺寸选择中, 临界流量系数的介绍 (The Introduction of a Critical Flow Factor for Valve Sizing), 预先印刷号 T34.3.62-1, 美国第 18 次仪表学会, 芝加哥, 1962 年 10 月

Dirskell, L.R., 仪表技术 (Instrumentation Technology), 1967 年, 第 14 卷, 第 6 期, CVSI-CVSI2 页

Hanssen, A.J., 冲泻流的准确阀门选择 (Accurate Valve Sizing for Flashing Fluids), 技术公报, 第 108 期, Conflow 有限公司, Blakwood, N.J., 1964 年

Kent, G.R., 控制工程 (Control Engineering), 1966 年, 第 13 卷, 第 5 期, 87~92 页

Kent, G.R., 控制工程 (Control Engineering), 1966 年, 第 13 卷, 第 6 期, 69~73 页

Sheldon, C.W. 和 Schuder, C.B., 仪表和控制系统 (Instruments and Control Systems), 1965 年, 第 38 卷, 第 1 期, 134~137 页

**6.6 管系**

Altorfer, H.A., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1954 年 12 月 13 日, 第 53 卷, 第 32 期, 126~131 页

Conison, J.E., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1954 年 3 月 8 日, 第 52 卷, 第 44 期, 119~120 页

Conison, J.E., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1954 年 3 月 15 日, 第 52 卷, 第 45 期, 115 页

Conison, J.E., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1954 年 3 月 29 日, 第 52 卷, 第 47 期, 123 页

Conison, J.E., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1954 年 4 月 5 日, 第 52 卷, 第 48 期, 123 页

## SY/T 10043—2002

Driskell, L.R., 石油炼制 (Petroleum Refiner), 1960年, 第39卷, 第7期, 127~132页  
流体在阀门、管件和管子中的流动 (Flow of Fluids Through Valves, Fittings, and Pipe), 技术报告, 第410期, 2~14页, 2~15页, A~19页, A~21页, 给水管公司, 纽约, 1957年

Lapple, C.E., 美国化学工程师学会学报 (Transactions of the American Institute of Chemical Engineers), 1943年, 第39卷, 385~432页, 美国化学工程师学会, 纽约

Lipinski, F., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1958年4月14日, 第56卷, 第14期, 128页

Lipinski, F., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1958年5月5日, 第56卷, 第18期, 129页

Lipinski, F., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1958年5月19日, 第56卷, 第20期, 187页

Missen, R.W., 化学工程 (Chemical Engineering), 1962年10月29日, 第69卷, 第22期, 101~102页

Parish, C.E. 和 Cornell, D., 石油炼制 (Petroleum Refiner), 1955年, 第34卷, 第2期, 121~123页

Roberts, R.W. 和 Cornell, D., 石油炼制 (Petroleum Refiner), 1955年, 第34卷, 第7期, 141~143页

Steshko, N., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1956年2月13日, 第54卷, 第41期, 141页

Steshko, N., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1956年3月19日, 第54卷, 第46期, 256~266页

Steshko, N., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1956年3月26日, 第54卷, 第47期, 153页

Tan, S.H., 烃加工和石油炼制 (Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner), 1967年, 第46卷, 第10期, 149~154页

### 6.7 配管准则及管架

Brock, J.E., 加热、配管和空调 (Heating Piping and Air Conditioning), 1964年, 第36卷, 第1期, 152~155页

Brock, J.E., 加热、配管和空调 (Heating Piping and Air Conditioning), 1967年, 第39卷, 第1期, 144~147页

Parker, C.S., 加热、配管和空调 (Heating Piping and Air Conditioning), 1967年, 第39卷, 第11期, 93~100页

### 6.8 压力泄放阀

Beard, C.S. 和 Marton, F.D., 调节器和压力泄放阀 (Regulators and Relief Valves), 103~130页, 仪表出版公司, 匹兹堡, 宾夕法尼亚, 1959年

Bigham, J.E., 化学工程 (Chemical Engineering), 1958年2月10日, 第65卷, 第3期, 133~166页

Conison, J.E., 石油炼制 (Petroleum Refiner), 1955年, 第34卷, 第7期, 137~140页

Heller, F.J., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1954年, 4月12日, 第52卷, 第49期, 159页

Heller, F.J., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1954年, 3月3日, 第52卷, 第52期, 111页

Heller, F.J., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1954年, 3月24日, 第53卷, 第3期, 263~264页

Leung, J.C., 冲泄流液体安全泄放阀尺寸, 化学工程进展 (Size Safety Relief Valves for Flashing Liquids, Chemical Engineering Progress), 1992年2月

Leung, J.C. 和 Nazario, F.N., 有关“根据 DIERS、API 和 ASME 方法学评估二相冲泄流”的论文 (Two-Phase Flashing Flow Evaluations Based on DIERS, API, and ASME Methodologies), 发表在 AIChE 预防损耗论文集, 1989年4月2~6日

Puleo, P.A., 石油炼制 (Petroleum Refiner), 1960年, 第39卷, 第10期, 157~162页



## SY/T 10043—2002

Weber, C.G., 化学工程 (Chemical Engineering), 1955 年, 第 62 卷, 第 10 期, 170~174 页

Weber, C.G., 压力泄放阀的选择和尺寸确定, 美国东南地区第 7 次仪表学会会议报告 (Relief Valve Selecting and Sizing, Paper Presented at the 7th Southeast Regional Instrument Society of America Conference), 夏洛特, 北卡罗来纳, 1961 年 4 月 20 日

Weber, C.G., 油气设备 (Oil and Gas Equipment), 1961 年 9 月, 第 7 卷, 第 11 期, 12~13 页

### 6.9 爆破片

Bigham, J. E., 化学工程 (Chemical Engineering), 1958 年 4 月 7 日, 第 65 卷, 第 7 期, 143~145 页

Boyel, W.J., Jr., 化学工程过程 (Chemical Engineering Progress), 1967 年, 第 63 卷, 第 8 期, 61~66 页

Brown, J.F.W., 化学工程师学会会报 (伦敦) (Transactions of the Institution of Chemical Engineers), 1958 年 4 月, 第 36 卷, 81~86 页

Diss, E., Karma, H. 和 Jones, C., 化学工程 (Chemical Engineering), 1961 年 9 月 18 日, 第 68 卷, 第 19 期, 187~188 页

Lowenstein, J.G., 化学工程 (Chemical Engineering), 1958 年 1 月 13 日, 第 65 卷, 第 1 期, 157~158 页

Luker, J.A. 和 Leibson, M.J., 化学和工程数据期刊 (Journal of Chemical and Engineering Data), 1959 年 4 月, 第 4 卷, 第 2 期, 133~136 页

Monday, G., 有关工程设计的化学工艺安全分析 (Chemical Process Hazards With Special Reference to Plant Design), 协会论文集, 第 15 期, 第 2 卷, 6 页, 化学工程师学会, 伦敦, 1963 年

Solter, R.L., Fike, L.L. 和 Hansen, F.A., API 公报 (API Proceedings), 第 43 卷, 448~456 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1963 年

Tarver, M.S., 化学和冶金工程 (Chemical and Metallurgical Engineering), 1944 年 11 月, 第 51 卷, 108~112 页

Tarver, M.S., 化学和冶金工程 (Chemical and Metallurgical Engineering), 1944 年 12 月, 第 51 卷, 99~104 页

Weil, J.A., 美国机械工程师学会学报 (Transactions of the American Society of Mechanical Engineers), 系列 E: 应用力学期刊, 1959 年 12 月, 第 81 卷, 第 4 期, 621~624 页

Wright, H.R., 化学工程师学会学报 (伦敦) (Transactions of the Institution of Chemical Engineers), 1958 年 4 月, 第 36 卷, 69~78 页

### 6.10 水击与压力过渡

Bergeron, L., 水力学中的水击和电学中的波动冲击 (Water Hammer in Hydraulics and Wave Surges in Electricity), John Wiley & Sons, 纽约, 1961 年

Burnett, R.R., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1960 年 5 月 2 日, 第 58 卷, 第 18 期, 153~160 页

Cocil, C.L., 燃烧 (Combustion), 1967 年 2 月, 第 38 卷, 第 8 期, 18~22 页

Lindberg, G.A., 管线工程师 (Pipeline Engineer), 1965 年, 第 37 卷, 第 3 期, 132~135 页

Rouleau, W.T., 美国机械工程师学会学报 (Transactions of the American Society of Mechanical Engineers), 系列 D: 基础工程期刊, 1960 年 12 月, 第 82 卷, 第 4 期, 912~920 页

Sarlat, I.M. 和 Wilson, T.L., 美国机械工程师学会学报 (Transactions of the American Society of Mechanical Engineers), 系列 D: 基础工程期刊, 1962 年 9 月, 第 84 卷, 第 3 期, 363~368 页

Shapiro, A.H., 可压缩性流体流动的动力学和热力学 (Dynamics and Thermodynamics of Compressible Fluid Flow), 第 2 卷, 第 24 章, Ronald 出版, 纽约, 1953 年

Signor, C.W., 美国加热, 冷冻和空调工程师杂志学会 (American Society of Heating, Refrigeration and Air Conditioning Engineers Journal, Volume 2), 1960 年, 第 2 卷, 第 4 期, 69 页

Wilkinson, J.F., Holliday, D.V. 和 Batey, E.F., 油气期刊 (Oil and Gas Journal), 1965 年 1 月 11 日, 第 63 卷, 第 2 期, 94~95 页

### 6.11 系统

Block, B., 化学工程师 (Chemical Engineering), 1962 年 1 月 22 日, 第 69 卷, 第 2 期, 111~118 页

Bluhm, W.C., API 公报 (API Proceedings), 第 41 卷, 169~179 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1961 年

Case, R.C., 加工——炼制分册 (Proceedings—Division of Refining), 第 50 卷, 1082~1092 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1970 年

Conison, J.E., API 公报 (API Proceedings), 第 43 卷, 434~447 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1963 年

Doyle, W.H., 国家安全专业会议会刊 (National Safety Congress Transactions), 1964 年, 第 5 卷, 30~34 页; 第 19 卷, 25~29 页

Folwer, D.W., Herndon, T.R. 和 Wahrmund, R.C., 由于管程破裂引起的换热器壳程潜在超压的分析 (An Analysis of Potential Overpressure of a Heat Exchanger Shell Due to a Ruptured Tube), 由美国机械工程师学会联合美国石油机械年会提供, 达拉斯, 得克萨斯, 1968 年 9 月 22~26 日

普通化学油罐车手册 (General American Tank Car manual), 美国通用运输公司油罐车标志, 芝加哥, 1961 年

Katz, D.L. 和 Sylvander, N.E., 工程研究公报 (Engineering Research Bulletin), 第 31 期, 密歇根大学出版, 年鉴表, 1948 年

Loudon, D.E., API 公报 (API Proceedings), 第 43 卷, 418~433 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1963 年

工厂和设计安全 (Plant and Design Safety), 美国化学工程进展杂志再版, 美国化学工程师学会, 纽约, 1965 年

Rase, H.F. 和 Barrow, M.H., 工厂装置设计工程 (Project Engineering of Process Plants), 第 24 章, John Wiley & Sons, 纽约, 1957 年

Sumaria, V.H., Rovnak, J.A., Heither, I. 和 Herbert, R.J., 公报——炼制分册 (Proceedings—Refining Department), 第 55 卷, 631~654 页, 美国石油学会, 美国首都华盛顿, 1976 年

附 录 A  
(规范性附录)  
火灾泄放要求的确定

A.1 背景

估算储罐火灾泄放量的问题是于 1928 年首先提出的,当时国家防火协会(NFPA)要求美国石油学会(API)对一系列储罐容积推荐一个最小紧急泄流量表,以便列入该协会《关于易燃液体及产品的使用、装卸和销售的建议条例》中。

后来考虑到罐的容积对估算待处理的油气量并非最佳依据,由于热量几乎完全来自吸收热辐射,因此似乎主要因素是罐体所暴露的面积,而不是罐内介质的体积。而且因为许多罐是大罐,又根本不能设想完全被火包围,因而容器的面积越大,完全暴露在辐射中的可能性越小。换句话说,罐壳的面积越大,来自火源的平均单位热吸收量就越小。

到了 1948 年已有几种不同的公式<sup>[1]</sup>被广泛应用,又责成美国石油学会(API)压力泄放系统小组委员会利用当时明火试验取得的数据寻找一个确定热吸收的公式。该关联式自 1954<sup>[2]</sup>年发表以后,一直被广泛应用,1983 年 F.J.Heller 在一篇论文中论证并提出了该式的新形式。

注:括号中的数字与 A.4 中的参考资料序列号一致。

表 A.1 中数据来自于 10 次火灾试验和一次实际火灾。这些数据来自于测定容器总吸热量的试验,测定容器总吸热量的方法有:(a) 计算容器内液体达到沸点范围所需热量;(b) 测定在给定时间内容器内液体的蒸发量。表 A.1 中给出的单位热吸收率是湿润表面平均热吸收率。

表 A.1 在明火试验中热吸收率的比较

试验编号	来源	暴露形式	燃料	容器容积 BBL	总面积 ft <sup>2</sup>	湿润面积 ft <sup>2</sup>	总热输入量 Btu/h	表面温度 °F	湿表面平均热吸收率 Btu/h/ft <sup>2</sup>	参考文献
1	Hottel, 36 个试验平均值	6in 厚金属烟囱	汽油	入口 <sup>b</sup>	296	123	3760000	—	30500	1
2	Hottel, 13 个试验平均值	6in 厚金属烟囱	汽油	入口 <sup>b</sup>	296	123	2139000	—	17400	2
3	加利福尼亚美孚石油公司	桶中加热水	粗汽油	2.6	—	26	416000	—	16000	3
4	加利福尼亚美孚石油公司	罐中加热水	粗汽油	33	206	105	3370000	70~212	32000	3
5	保险商试验室社团	水流过金属板	汽油	—	24	24	780000	76	32500	4
6	橡胶储备公司 17 号试验	罐中加热水	汽油	119	568	400	9280000	300	23200	5
7	橡胶储备公司 17 号试验	罐中产生蒸汽	汽油	199	568	400	8400000	—	21000	5
8	橡胶储备公司 17 号试验	水流过 3/4in 标准管	汽油	—	9.0	9.0	274000	—	30400	5
9	美国石油学会第 1 号设计试验	罐中加热水	煤油	0.88	16.2	6.1	95800	300	15700	6
10	美国石油学会第 2 号设计试验	罐中加热水	煤油	0.88	16.2	6.1	102500	320	16800	6
11 <sup>a</sup>	美国石油学会关于 38ft 丁烷球罐的报告	工厂火灾	丁烷	5000	4363	4363	23560000	—	5400	7

注: BBL=桶; ft<sup>2</sup>=平方英尺; Btu/h=英国热量单位/小时。

<sup>a</sup> 该例代表一个实际火灾。

<sup>b</sup> 参考文献(略)。

## SY/T 10043—2002

对这些试验详细报告的审查指出,在进行第4、第5和第8号试验时,安排提供连续燃烧并使火焰完全包围小容器;在这种条件下,实现了最大平均热输入率达到  $30400 \text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2) \sim 32500 \text{ Btu}/(\text{h}\cdot\text{ft}^2)$ 。而为第1、第3、第6、第7、第9和第10号试验安排的环境条件是让火焰处于风和气流中。所有其他因素都有助于保持最大热输入,这是在炼厂中并不存在的一种条件。在这些条件下,最大平均热输入率变化较大。2号试验不同于1号试验在于提供了设备排液设施。有了排液设施,最大热输入率减少60%;这个因素在式(1)、式(2)新形式中已经考虑了。第11号试验则说明了实际火灾情况中大面积对平均热输入的影响。

试验报告指出,在某些条件下,试验因等待无风天气进行而推迟,这样火焰就不会被风吹离容器。试验需要提供大量燃料,在大多数情况下,燃料是用围堤储在容器下方的槽中,并不让它像通常那样流动。在橡胶储备公司的试验中,用一根50.8mm(2in)的汽油管线在整个试验过程中确保燃料供给。如果没有不利的条件,则试验中所得到的最大热吸收值在实际炼厂火灾中是极少可能出现的。

## A.2 明火的性质

可燃流体的明火性质(与试验数据有关)是十分重要的。明火不同于锅炉或加热器的燃烧室中的火。在燃烧室中,采取的是空气和燃料充分混合措施,而不是靠热气流的对流。火焰将因此有一个可燃蒸气的核心,燃烧时不与空气混合或混合不充分,燃烧是在核心的外缘进行。由于实际燃烧区在浓度高的一侧,黑烟便相当多,这层黑烟可能掩蔽大部分的火焰。

燃烧产生的热气体上升,供给燃烧的空气从底部流入,使火焰晃动得非常厉害。燃烧的油气团上下翻腾,烟层移动,明亮的火焰能间断看到。火焰并不像炉里那样放着白光,而是红色或橙色,这说明其温度要低于炉中的火焰温度。

这种火焰由于温度高而有上升的趋势,但它也会被风吹向一边,也可能被风吹离容器,因而使容器受热的影响变小。

## A.3 烃类汽化潜热数据

即使性质相似的相同族烃类,不同的液态烃有不同的汽化潜热。纯单组份液体的汽化潜热将随汽化温度的升高而降低,而且在该液体临界温度、压力下汽化潜热为零。

图A.1表示纯单组份烷烃的蒸气压和潜热。该图可直接应用于上述液体,并近似适用于由两组分组成的,分子质量不大于丙烷到丁烷和丁烷到戊烷之间的烷烃混合物。

该图表也适用于异构烃、芳香烃、环状烃混合物或组分的分子质量差别不大的烷烃混合物。计算出平衡温度,利用计算的温度和蒸气压的关系就可以从图A.1中查出潜热。该图表示的分子质量关系在这种情况下不宜使用;气体的分子质量应经过气液平衡计算确定。

对于所含混合物组分有宽沸点范围和分子质量差别大的情况,为了计算气体生成速率需要进行一系列严格的平衡计算,正如3.15.3.2所讨论的。

对于图A.1不适用的情况,应该利用其他公认的潜热数据资料或汽化潜热的计算方法<sup>[4]</sup>。

## A.4 参考资料(略)

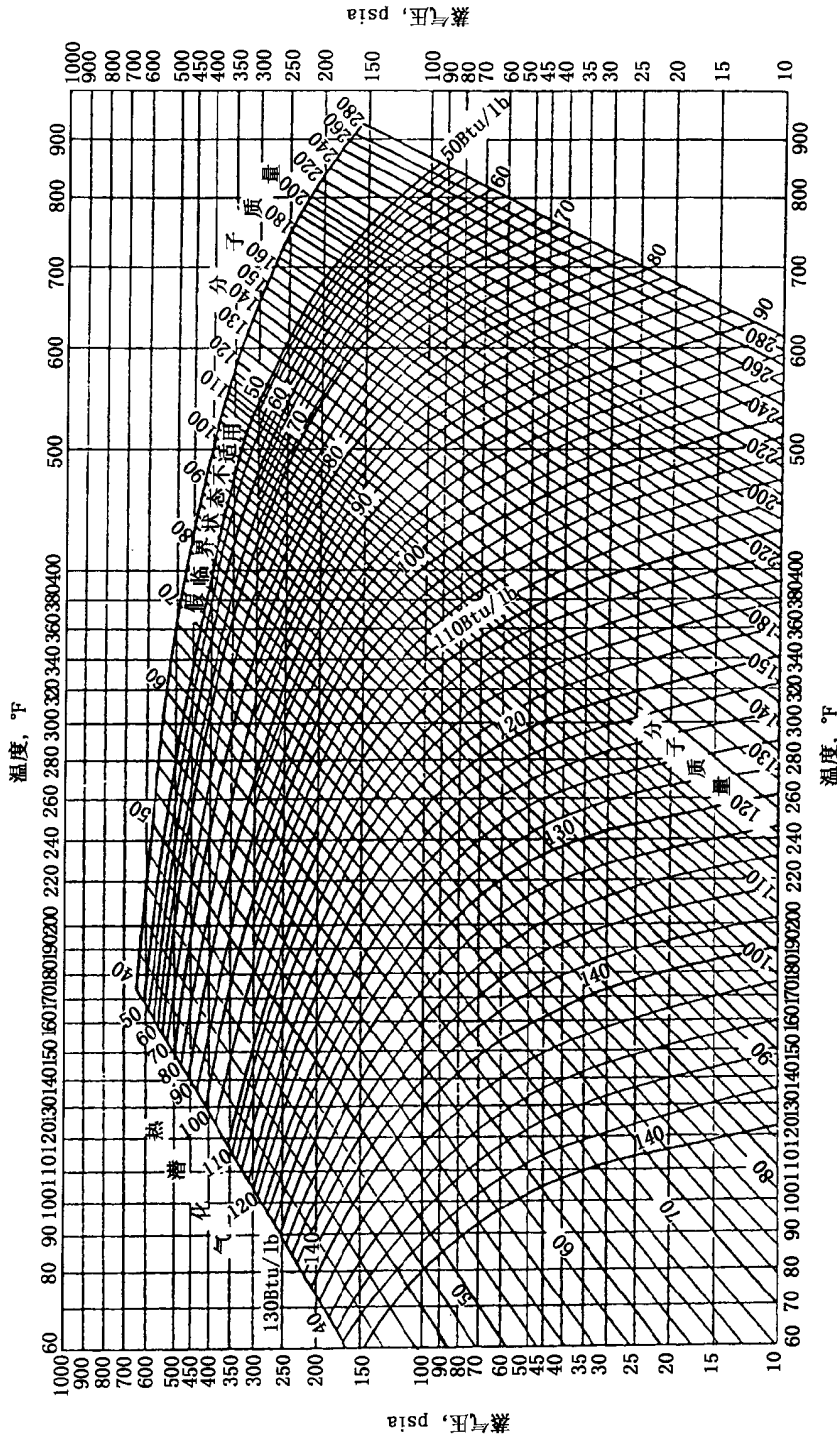


图 A.1 纯单组分液态烷烃的蒸汽压和汽化热

## 附 录 B (规范性附录)

### 特殊系统设计时应考虑的问题

#### B.1 工艺系统中, 单个压力泄放装置保护几个设备的情况

在某些情况下, 工艺系统中单个压力泄放装置要求保护几个设备, 在这种系统中, 为了达到 ASME《规范》、第Ⅷ关于超压保护的要求, 必须遵循以下四条准则:

- a) 对于设置单个压力泄放装置保护的几个设备, 不能有切断任何一个设备与另一个设备连接的装置, 正如 API RP 520 II 2.3 和 2.4 中说明的那样, 除非关闭这些阀门是在可靠控制下。
- b) 系统中第一个压力泄放装置的设定压力必须等于或低于系统中任一受保护设备的最低设计压力。
- c) 压力泄放装置泄放时, 其蓄积压力可以高于系统中任一设备的最低设计压力的 10% (火灾时为 21%)。如果系统中任一设备使用多个压力泄放装置, 其蓄积压力可以高于该设备的最低设计压力的 16% (火灾时为 21%)。
- d) 当保护系统的压力泄放装置未动作时, 任一设备的操作压力不应超过其设计压力。

#### B.2 典型工艺系统的描述

一个加氢处理装置——反应器、循环气体回路就是一个典型的仅具有一套压力泄放装置的工艺系统, 这个系统包括下列主要设备:

- a) 一台循环气体压缩机;
- b) 一台进料和 (或) 产品热交换器;
- c) 一台直接加热炉;
- d) 一台反应器;
- e) 一台产品冷凝器;
- f) 一台分离器;
- g) 连通管系;
- h) 液体进料、产品和吹扫气管道系统。

图 B.1 是上述典型工艺系统的示意图。

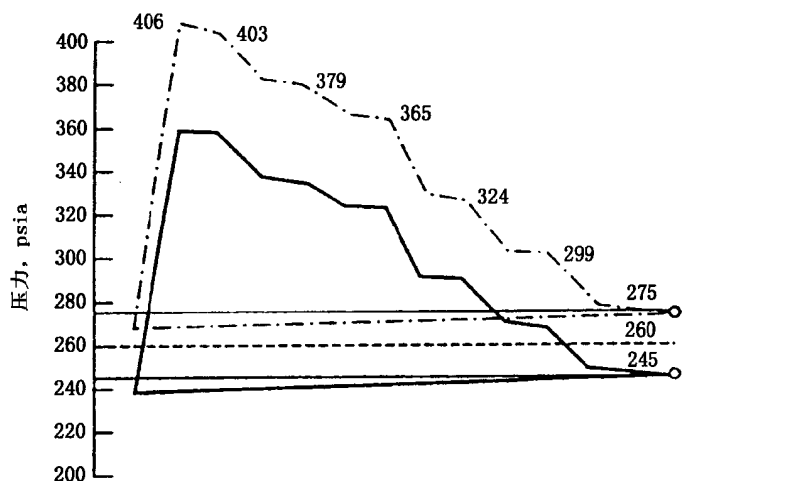
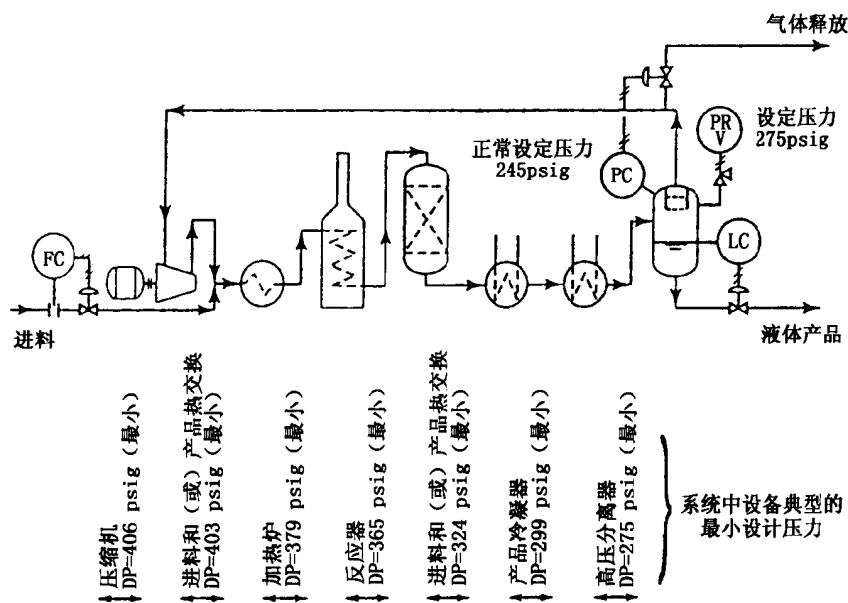
#### B.3 计算设备设计压力的步骤

如果按照以下步骤, 除启动泄放装置的压力外, 系统的压力不会超过任何设备的设计压力。其步骤如下:

- a) 做出工艺条件下的压力曲线并由此查出最大压降 (一般是设备堵塞的停止运行条件)。
- b) 当压缩机停止时计算最大压降情况下稳定下来的压力。压缩机停止前, 假定分离器在正常操作压力下操作, 吹扫气管线, 关闭存有气体。
- c) 分离器的最小设计压力为稳定压力的 1.05 倍。对于压缩机紧急关断的事故状态, 这个压力就为泄压装置在设定压力 and 操作压力之间提供足够的压差。
- d) 做出泄压装置处于设定压力时系统带有分离器的压力曲线。假定相同体积的气流, 压力梯度 (绝压) 成比例地变化。

注: 每个设备的最小设计压力是 d) 项中确定的该设备的入口压力。

SY/T 10043—2002



工艺系统的典型压力曲线：

- 压力曲线——基于停止运行的工艺条件下正常操作情况[见B.3中a)]；
- - - - - 稳定压力——在正常的停止运行操作过程中，压缩机停止后系统压力达到平衡的压力[见B.3中b)]；
- · - · - · 压力曲线——高压分离器压力处于其泄放装置设定压力时系统操作的压力曲线[见B.3中d)]。

图 B.1 工艺系统中仅有一套压力泄放装置的典型流程示意图及压力曲线

附 录 C  
(规范性附录)  
火炬塔高度计算实例

### C.1 概述

这个附录介绍的是根据辐射热效应确定火炬塔尺寸的一种计算方法的例子。第一种方法是在第4章中介绍过的简单逼近法,第二种方法是采用比较特殊的 Brzutowski 和 Sommer 的逼近法。火炬塔的高度和位置还应考虑当火焰熄灭时气体的扩散(见 4.4.2.4)。

### C.2 例 1: 利用简单逼近法确定火炬塔的尺寸

#### C.2.1 基础数据

在这个例子中,流动的物质是碳氢化合物的蒸汽,流量  $W$  是 45455kg/h (100000 lb/h),蒸汽的平均相对分子质量  $M$  是 46.1。流动温度  $T$  是 300°F (760°R) [149°C (422K)],压缩系数  $z$  是 1.0,燃烧热值是  $5 \times 10^3$  \* kJ/kg (21500 Btu/lb)。气体的比热比  $k$  是 1.1,火炬头的流动压力  $p$  是 101.3kPa 绝压 (14.7lb/in<sup>2</sup> 绝压)。设计风速是 32.2km/h (近似于 8.9m/s) [20mi/h (29.3ft/s)]。

#### C.2.2 火炬直径的计算

按下式确定马赫数(见 5.4.3.1.2):

$$\text{马赫数} = 1.702 \times 10^{-5} \times \left( \frac{W}{p_2 D^2} \right) \left( \frac{zT}{kM_w} \right)^{0.5}$$

用公制单位:

$$\text{马赫数} = 3.23 \times 10^{-5} \times \left( \frac{W}{p_2 D^2} \right) \left( \frac{zT}{kM_w} \right)^{0.5}$$

对马赫数=0.2,则火炬直径按下式计算:

$$0.2 = 1.702 \times 10^{-5} \times \frac{100000}{14.7D^2} \times \sqrt{\frac{760}{1.1 \times 46.1}}$$

$$D^2 = 2.24$$

$$D = 1.5 \text{ (ft)(内径)}$$

用公制单位:

$$0.2 = 3.23 \times 10^{-5} \times \frac{45445}{101.3D^2} \times \sqrt{\frac{422}{1.1 \times 46.1}}$$

$$D^2 = 0.209$$

$$D = 0.46 \text{ (m)(内径)}$$

对马赫数=0.5,则火炬直径按下式计算:

$$D^2 = 0.897$$

$$D = 0.95 \text{ (ft)(内径)}$$

用公制单位:

\* 原文有误。经核实,21500 Btu/lb 换算成公制单位应为  $50 \times 10^3$  kJ/kg。——译者注



SY/T 10043—2002

$$D^2 = 0.0833$$

$$D = 0.29 \text{ (m) (内径)}$$

### C.2.3 火焰长度的计算

释放的热量  $Q$  [kW (Btu/h)] 按下式 (见图 8 和图 9) 计算:

$$Q = 100000 \times 21500 = 2.15 \times 10^9 \text{ (Btu/h)}$$

用公制单位:

$$Q = 12.6 \times 50 \times 10^3 = 6.3 \times 10^5 \text{ (kW)}$$

从图 8 和图 9 中查出火焰长度  $L$  是 52m (170ft) (见图 C.1)。

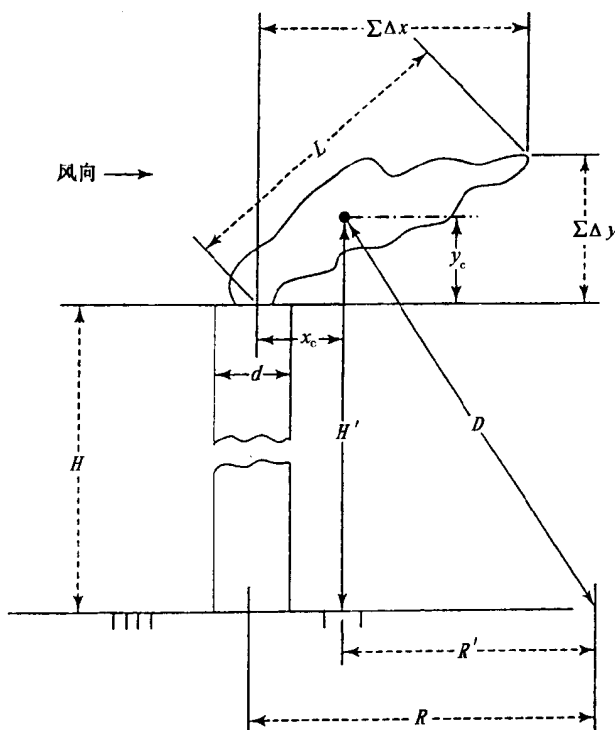


图 C.1 确定火炬塔的参照尺寸

### C.2.4 由风速引起的火焰变形的简单计算

蒸气流量按下式计算:

$$\text{流量} = \frac{100000}{3600} \times \frac{379.1}{46.1} \times \frac{760}{520} = 333.9 \text{ (ft}^3/\text{s)}$$

实际气体

用公制单位:

$$\text{流量} = \frac{45455}{3600} \times \frac{22.4}{46.1} \times \frac{422}{273} = 9.46 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

实际气体

由风速引起的火焰变形按下式计算 (见图 10):

## SY/T 10043—2002

$$\frac{U_{\infty}}{U_j} = \frac{\text{风速}}{\text{火炬头速度}}$$

火炬头出口速度  $U_j$  可以按下式 (见 C.3.3 计算  $U_j$  的另一种计算方法) 确定:

$$U_j = \frac{\text{流量}}{\frac{\pi d^2}{4}}$$

对马赫数=0.2:

$$U_j = \frac{333.9}{\frac{\pi 1.5^2}{4}} = 189 \text{ (ft/s)}$$

用公制单位:

$$U_j = \frac{9.46}{\frac{\pi 0.46^2}{4}} = 56.9 \text{ (m/s)}$$

对马赫数=0.5:

$$U_j = \frac{333.9}{\frac{\pi 0.95^2}{4}} = 471 \text{ (ft/s)}$$

用公制单位:

$$U_j = \frac{9.46}{\frac{\pi 0.29^2}{4}} = 143.2 \text{ (m/s)}$$

在马赫数=0.2 时:

$$\frac{U_{\infty}}{U_j} = \frac{29.3}{189} = 0.155$$

$$\sum \frac{\Delta y}{L} = 0.35$$

$$\sum \frac{\Delta x}{L} = 0.85$$

$$\sum \Delta y = 0.35 \times 170 = 59.5 \text{ (ft)}$$

$$\sum \Delta x = 0.85 \times 170 = 144.5 \text{ (ft)}$$

用公制单位:

$$\frac{U_{\infty}}{U_j} = \frac{8.9}{56.9} = 0.156$$

$$\sum \frac{\Delta y}{L} = 0.35$$

$$\sum \frac{\Delta x}{L} = 0.85$$

$$\sum \Delta y = 0.35 \times 52 = 18.2 \text{ (m)}$$

$$\sum \Delta x = 0.85 \times 52 = 44.2 \text{ (m)}$$

在马赫数=0.5 时:

$$\frac{U_{\infty}}{U_j} = \frac{29.3}{471} = 0.062$$

## SY/T 10043—2002

$$\sum \frac{\Delta y}{L} = 0.53$$

$$\sum \frac{\Delta x}{L} = 0.72$$

$$\sum \Delta y = 0.53 \times 170 = 90.1 \text{ (ft)}$$

$$\sum \Delta x = 0.72 \times 170 = 122.4 \text{ (ft)}$$

用公制单位:

$$\frac{U_{\infty}}{U_j} = \frac{8.9}{143.2} = 0.062$$

$$\sum \frac{\Delta y}{L} = 0.53$$

$$\sum \frac{\Delta x}{L} = 0.72$$

$$\sum \Delta y = 0.53 \times 52 = 27.6 \text{ (m)}$$

$$\sum \Delta x = 0.72 \times 52 = 37.4 \text{ (m)}$$

### C.2.5 火炬塔需要高度计算

为了给本章所使用的计算打基础,参考 4.4.2.3,并参考图 C.1 中参照尺寸。

本计算设计基础数据如下:热辐射系数  $F$  是 0.3,释放的热量(见 C.2.3)  $Q$  是  $6.3 \times 10^5 \text{ kW}$  ( $2.15 \times 10^9 \text{ Btu/h}$ )。距离火炬塔 45.7m (150ft) 的位置最大的允许热辐射强度  $K$  是  $6.3 \text{ kW/m}^2$  ( $2000 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2$ )。

用 4.4.2.3.3 中式 (20), 假设  $\tau = 1.0$ , 则从火焰中心到辐射热强度界线(即被考虑的物体)的距离  $D$  按下式计算:

$$D = \sqrt{\frac{\tau F Q}{4\pi K}} = \sqrt{\frac{0.3 \times 2.15 \times 10^9}{4 \times 3.14 \times 2000}} = 160.2 \text{ (ft)}$$

用公制单位:

在图 C.1 中所示具体布置是本节下列计算的基础。

$$D = \sqrt{\frac{\tau F Q}{4\pi K}} = \sqrt{\frac{0.3 \times 6.3 \times 10^5}{4 \times 3.14 \times 6.3}} = 48.9 \text{ (m)}$$

马赫数 = 0.2, 火炬塔高度  $H$  按下式计算:

$$H' = H + 1/2 \sum \Delta y$$

$$R' = R - 1/2 \sum \Delta x$$

$$\sum \Delta y = 59.5 \text{ ft}$$

$$\sum \Delta x = 144.5 \text{ ft}$$

见 C.2.4。

$$R' = 150 - 1/2 \times 144.5 = 78 \text{ (ft)}$$

$$D^2 = (R')^2 + (H')^2$$

$$160^2 = 78^2 + (H')^2$$

$$(H')^2 = 25600 - 6084 = 19516$$

$$H' = 140 \text{ (ft)}$$

$$H = 140 - 1/2 \times 60 = 110 \text{ (ft)}$$

用公制单位:

SY/T 10043—2002

$$H' = H + 1/2 \sum \Delta y$$

$$R' = R - 1/2 \sum \Delta x$$

$$\sum \Delta y = 18.2\text{m}$$

$$\sum \Delta x = 44.2\text{m}$$

见 C.2.4。

$$R' = 45.7 - 1/2 \times 44.0 = 23.7 \text{ (m)}$$

$$D^2 = (R')^2 + (H')^2$$

$$48.9^2 = 23.7^2 + (H')^2$$

$$(H')^2 = 2391.2 - 561.7 = 1829.5$$

$$H' = 42.8 \text{ (m)}$$

$$H = 42.8 - 1/2 \times 18.2 = 33.7 \text{ (m)}$$

马赫数=0.5,  $H$  按下式计算:

$$H' = H + 1/2 \sum \Delta y$$

$$R' = R - 1/2 \sum \Delta x$$

$$\sum \Delta y = 90.1\text{ft}$$

$$\sum \Delta x = 122.4\text{ft}$$

见 C.2.4。

$$R' = 150 - 1/2 \times 122 = 89 \text{ (ft)}$$

$$D^2 = (R')^2 + (H')^2$$

$$160^2 = 89^2 + (H')^2$$

$$(H')^2 = 25600 - 7921 = 17679$$

$$H' = 133 \text{ (ft)}$$

$$H = 133 - 1/2 \times 90 = 88 \text{ (ft)}$$

用公制单位:

$$H' = H + 1/2 \sum \Delta y$$

$$R' = R - 1/2 \sum \Delta x$$

$$\sum \Delta y = 27.6\text{m}$$

$$\sum \Delta x = 37.4\text{m}$$

见 C.2.4。

$$R' = 45.7 - 1/2 \times 37.4 = 27.0 \text{ (m)}$$

$$D^2 = (R')^2 + (H')^2$$

$$48.9^2 = 27.0^2 + (H')^2$$

$$(H')^2 = 2391.2 - 729 = 1662.2$$

$$H' = 40.8 \text{ (m)}$$

$$H = 40.8 - 1/2 \times 27.6 = 27 \text{ (m)}$$

### C.3 例 2: 采用 Brzustowski 和 Sommer 的方法确定火炬塔尺寸 (见 4.7, 参考文献 [23])

#### C.3.1 基础数据

在这个例子中, 流动的物质是烃类蒸气。流量  $W$  是 126 kg/s (1000000 lb/h)。火炬气体的相对

SY/T 10043—2002

分子质量  $M_j$  是 46.1, 而空气的相对分子质量  $M_\infty$  是 29。正常平均风速  $U_\infty$  是 29.3 ft/s (20mi/h) [8.9m/s (32.2km/h)]。火炬头上火炬气体的速度  $U_j$  用 m/s (ft/s) 计量。火炬头的内径  $d_j$  用 m (ft) 计量。火炬头上火炬气体压力  $p_j$  是 108kPa 绝压 (15.7lb/in<sup>2</sup> 绝压)。平均相对湿度  $\gamma$  是 50%。燃烧热值是  $50 \times 10^3$  kJ/kg (21500 Btu/lb)。气体的比热比  $k$  是 1.1, 压缩系数  $z$  是 1.0, 空气中的火炬气体含量用体积分数计量, 其低爆炸极限浓度参数  $C_L$  是 0.021 (见 C.3.6 注释 1)。火炬气的温度  $T_j$  是 422K (760°R)。而空气的温度  $T_\infty$  得 289K (520°R)。

火焰辐射热在穿过大气时减小的百分数用  $\tau$  表示。热辐射的系数用  $F$  表示。热释放量  $Q$  用 kW (Btu/h) 计量, 而允许辐射热强度  $K$  用 kW/m<sup>2</sup> (Btu/h·ft<sup>2</sup>) 计量。

C.3.2 火炬直径的计算

马赫数按下式确定 (见 5.4.1.3.2):

$$\text{马赫数} = 1.702 \times 10^{-5} \times \frac{W}{p_j d_j^2} \sqrt{\frac{z T_j}{k M_j}} \quad \dots\dots\dots (C.1)$$

用公制单位:

$$\text{马赫数} = 3.23 \times 10^{-5} \times \frac{W}{p_j d_j^2} \sqrt{\frac{z T_j}{k M_j}} \quad \dots\dots\dots (C.2)$$

马赫数=0.5, 火炬直径按下式计算:

$$0.5 = 1.702 \times 10^{-5} \times \frac{1000000}{15.7 d_j^2} \times \sqrt{\frac{760}{1.1 \times 46.1}}$$

$$d_j^2 = 8.39$$

$$d_j = 2.90 \text{ (ft)}$$

注: 本例使用的计算方法的更详细资料见 T.A.Brzustowski 和 E.C.Somer, Jr. (见 4.7 参考文献 [23])

用公制单位:

$$0.5 = 3.23 \times 10^{-5} \times \frac{454545}{108 d_j^2} \times \sqrt{\frac{422}{1.1 \times 46.1}}$$

$$d_j^2 = 0.78$$

$$d_j = 0.88 \text{ (m)}$$

C.3.3 火焰中心位置

火炬头出口速度  $U_j$  按下式计算:

$$U_j = \text{喷出马赫数} \times \text{音速}$$

$$\text{音速} = 223 \times \left(\frac{k T_j}{M_j}\right)^{0.5} = 223 \times \left(\frac{1.1 \times 760}{46.1}\right)^{0.5} = 949.64 \text{ (ft/s)}$$

$$U_j = 0.5 \times 949.64$$

$$= 475 \text{ (ft/s)}$$

用公制单位:

$$\text{音速} = 91.2 \times \left(\frac{k T_j}{M_j}\right)^{0.5} = 91.2 \times \left(\frac{1.1 \times 422}{46.1}\right)^{0.5} = 289.4 \text{ (m/s)}$$

$$U_j = \text{喷出马赫数} \times \text{音速}$$

$$= 0.5 \times 289.4$$

$$= 144.7 \text{ (m/s)}$$

火炬气的低爆炸极限浓度参数  $C_L$  按下式计算:

$$\bar{C}_L = C_L \left(\frac{U_j}{U_\infty}\right) \left(\frac{M_j}{M_\infty}\right) = 0.021 \times \frac{475}{29.3} \times \frac{46.1}{29}$$

$$= 0.542$$

用公制单位:

$$\bar{C}_L = C_L \left( \frac{U_j}{U_\infty} \right) \left( \frac{M_j}{M_\infty} \right) = 0.021 \times \frac{144.7}{8.9} \times \frac{46.1}{29} = 0.542$$

喷射推力和风推力参数  $d_j R$  按下式计算 (见 C.3.6 注释 2):

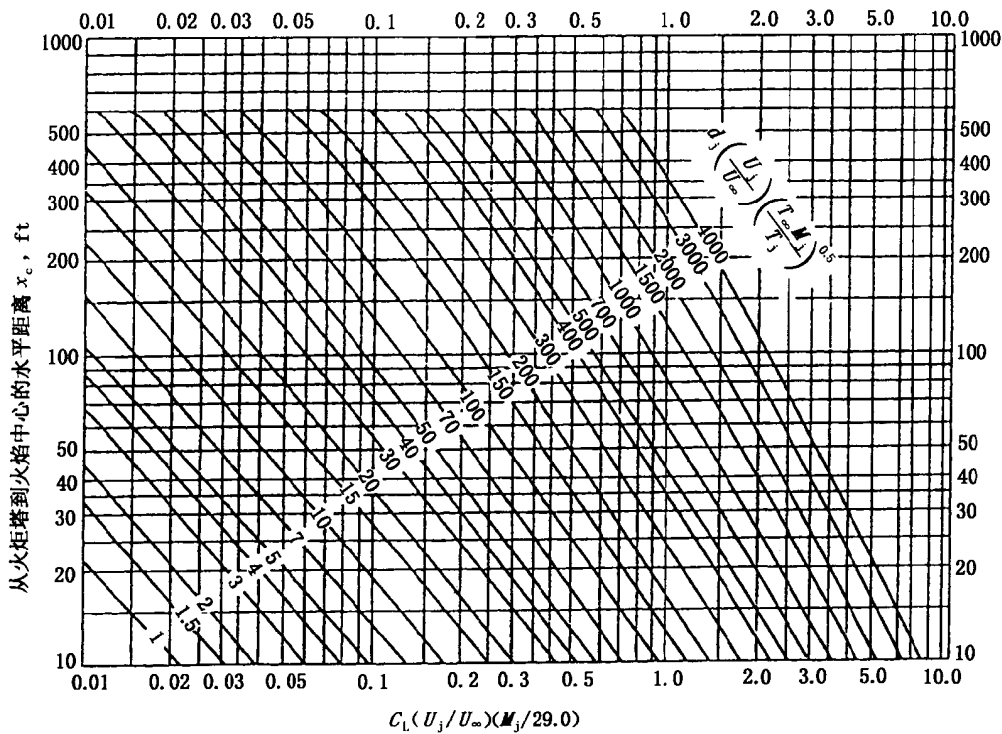
$$d_j R = d_j \left( \frac{U_j}{U_\infty} \right) \left( \frac{T_\infty M_j}{T_j} \right)^{0.5} = 2.9 \times \frac{475}{29.3} \times \left( \frac{520 \times 46.1}{760} \right)^{0.5} = 264$$

用公制单位:

$$d_j R = d_j \left( \frac{U_j}{U_\infty} \right) \left( \frac{T_\infty M_j}{T_j} \right)^{0.5} = 0.88 \times \frac{144.7}{8.9} \times \left( \frac{289 \times 46.1}{422} \right)^{0.5} = 80.4$$

分别用  $x_c$  和  $y_c$  表示从火炬头至火焰中心的水平距离和垂直距离, 并分别按下列方法确定: 从图 C.2 查出:

$$x_c = 58 \text{ft}$$



- $C_L$ ——低爆炸极限, 体积分数;
- $d_j$ ——火炬头的内径, ft;
- $M_j$ ——气体的相对分子质量;
- $T_j$ ——气体的温度, °R.
- $T_\infty$ ——空气的温度, °R;
- $U_j$ ——气体出口速度, ft/s;
- $U_\infty$ ——平均风速, ft/s;

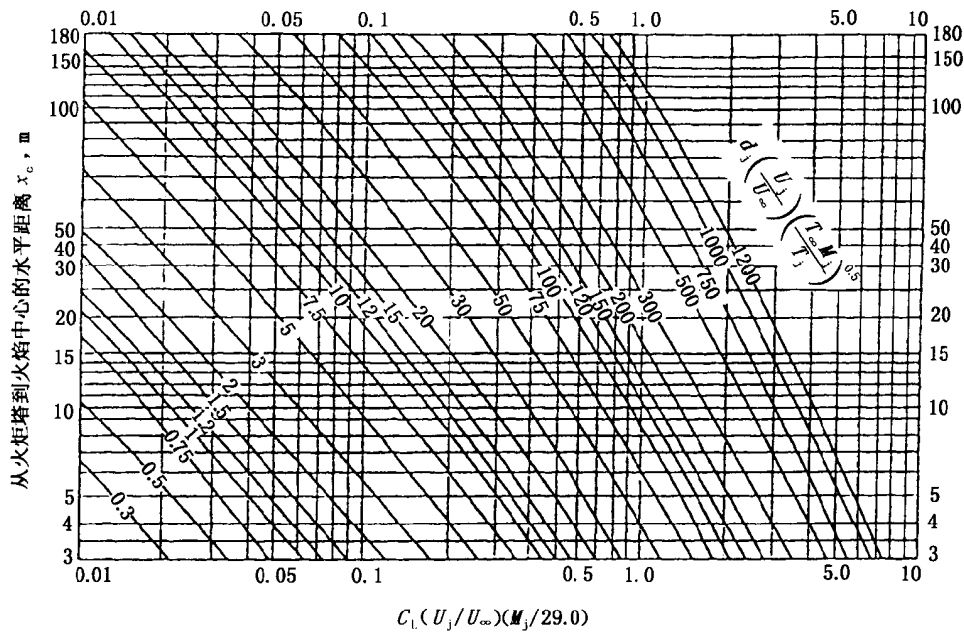
图 C.2 火炬的火焰中心和点火排出口的水平距离  $x_c$  (美国通用单位)

从图 C.3 查出:

$$x_c = 17.7 \text{m}$$

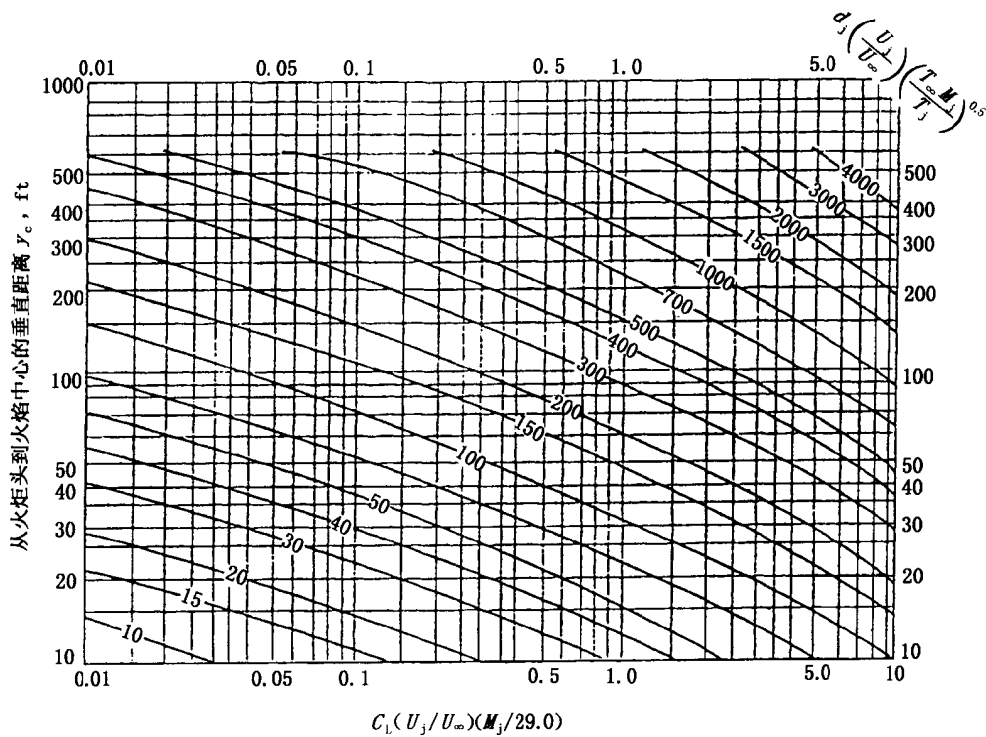
从图 C.4 查出:

SY/T 10043—2002



$C_L$ ——低爆炸极限, 体积分数;                       $T_\infty$ ——空气的温度, K;  
 $d_j$ ——火炬头的内径, m;                                 $U_j$ ——气体出口速度, m/s;  
 $M_j$ ——气体的相对分子质量;                          $U_\infty$ ——平均风速, m/s;  
 $T_j$ ——气体的温度, K。

图 C.3 火炬的火焰中心和点火排出口的水平距离  $x_c$  (公制单位)



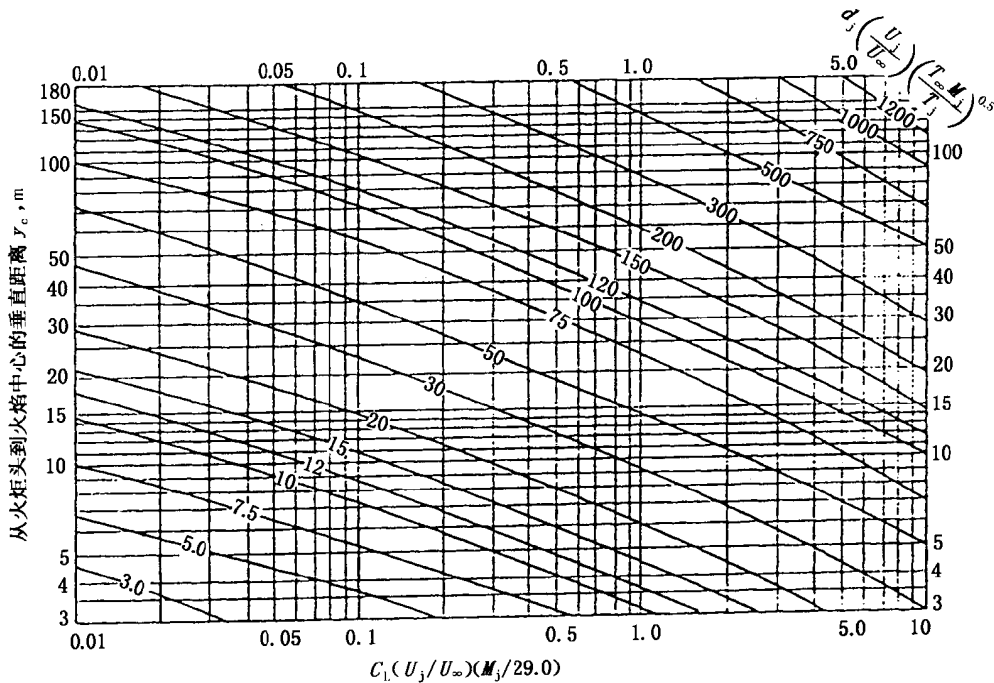
$C_L$ ——低爆炸极限, 体积分数;                       $T_\infty$ ——空气的温度, °R  
 $d_j$ ——火炬头的内径, ft;                                 $U_j$ ——气体出口速度, ft/s;  
 $M_j$ ——气体的相对分子质量;                          $U_\infty$ ——平均风速, ft/s;  
 $T_j$ ——气体的温度, °R。

图 C.4 火炬的火焰中心和点火排出口的垂直距离  $y_c$  (美国通用单位)

$$y_c = 100\text{ft}$$

从图 C.5 查出:

$$y_c = 30\text{m}$$



- $C_L$ ——低爆炸极限, 体积分数;
- $d_j$ ——火炬头的内径, m;
- $M_j$ ——气体的相对分子质量;
- $T_j$ ——气体的温度, K。
- $T_\infty$ ——空气的温度, K;
- $U_j$ ——气体出口速度, m/s;
- $U_\infty$ ——平均风速, m/s;

图 C.5 火炬的火焰中心和点火排出口的垂直距离  $y_c$  (公制单位)

### C.3.4 从火炬中心到考虑的物体或地点的距离计算

这个计算的设计基础如下: 热辐射系数  $F$  是 0.3, 释放热量 (见 C.2.3)  $Q$  是  $6.3 \times 10^6 \text{ kW}$  ( $2.15 \times 10^{10} \text{ Btu/h}$ )。假设最大的允许辐射热强度 (见 4.4.1.3)  $K$  是  $9.5 \text{ kW/m}^2$  ( $3000 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2$ )。

用第 4 章式 (20), 假设  $\tau = 1.0$  (见 C.3.6 注释 3 和注释 4), 则从火焰中心到考虑的物体或地点距离 (即到辐射热强度的界线距离, 例如地面、设备平台或工厂界线)  $D$  是按下式计算的:

$$D = \sqrt{\frac{\tau F Q}{4\pi K}} = \sqrt{\frac{1.0 \times 0.3 \times 2.15 \times 10^{10}}{4 \times 3.14 \times 3000}} = 414 \text{ (ft)}$$

用公制单位:

$$D = \sqrt{\frac{\tau F Q}{4\pi K}} = \sqrt{\frac{1.0 \times 0.3 \times 6.3 \times 10^6}{4 \times 3.14 \times 9.5}} = 126 \text{ (m)}$$

因此, 当最大允许的  $K$  是  $9.5 \text{ kW/m}^2$  ( $3000 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2$ ) 时, 离开火焰中心距离  $D = 126 \text{ m}$  ( $414 \text{ ft}$ )。

同样可以计算, 当最大允许的  $K$  是  $6.3 \text{ kW/m}^2$  ( $2000 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2$ )。离开火焰中心距离  $D = 154.5 \text{ m}$  ( $507 \text{ ft}$ )。

### C.3.5 确定火炬塔高度

火炬塔的限制高度取决于所选择的设计标准和火炬附近的设备。当在火焰中心的正下方的地面上的辐射热强度  $K$  高达  $9.5 \text{ kW/m}^2$  ( $3000 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2$ ) 时, 最小火炬塔高度  $H$  按下式确定:



## SY/T 10043—2002

$$\begin{aligned} H &= D - y_c \\ &= 414 - 100 \\ &= 314(\text{ft}) \end{aligned}$$

用公制单位:

$$\begin{aligned} H &= D - y_c \\ &= 126 - 30 \\ &= 96 (\text{m}) \end{aligned}$$

在距火炬塔基座 45.7m (150ft) 半径水平面上时, 当  $K$  高达  $6.3\text{kW}/\text{m}^2$  ( $2000 \text{ Btu}/\text{h}\cdot\text{ft}^2$ ), 而按照图 C.1 所示的总体布置,  $H$  值按下式确定:

$$\begin{aligned} H' &= H + y_c \\ R' &= R - x_c \\ D^2 &= (R')^2 + (H')^2 = 507^2 \\ D^2 &= (R - x_c)^2 + (H + y_c)^2 \\ (H + 100)^2 &= 507^2 - (150 - 58)^2 \\ &= 257049 - 8464 \\ &= 248585 \\ H &= 499 - 100 = 399 (\text{ft}) \end{aligned}$$

用公制单位:

$$\begin{aligned} H' &= H + y_c \\ R' &= R - x_c \\ D^2 &= (R')^2 + (H')^2 = 154.5^2 \\ D^2 &= (R - x_c)^2 + (H + y_c)^2 \\ (H + 30)^2 &= 154.5^2 - (45.7 - 17.7)^2 \\ &= 23870.3 - 784 \\ &= 23086.3 \\ H &= 152 - 30 = 122 (\text{m}) \end{aligned}$$

同样, 对其他可供选择的方法应该检查, 对弄不清情况的新火炬装置, 热辐射强度可按按下式直接计算:

$$K = \frac{\tau F Q}{4\pi D^2}$$

### C.3.6 注释

1. 对纯组分的低爆炸极限可以从 AGA (美国天然气协会) 目录 No. XK0775 或从 NFPA (美国消防协会) 325 M 中查到。混合物的低爆炸极限可以按下式计算:

$$C_L = \sum \left[ \frac{y_1}{C_{L_1}} \right] + \left[ \frac{y_2}{C_{L_2}} \right] + \dots + \left[ \frac{y_n}{C_{L_n}} \right]^{-1}$$

式中:

$C_{L_i}$ ——在空气中组分的低爆炸浓度;

$y_1$ ——在混合物中组分的摩尔分数 (或体积分数)。

2. 在图 C.2 至图 C.5 中的曲线都是根据两个独立的变量  $C_L$  和  $d_j R$  的修正式做出的。变量为  $d_j R$  (根据 Brzustowski 和 Sommer 的文章里建议的方法) 进行修正包括气体和空气温度及摩尔质量而不是密度。假设用理想气体定律, 在  $C_L = 0.5 \sim 1.5$  范围内, 对图 C.2~图 C.5 中的曲线作了一些调整, 消除曲线非连续性。采用数据后, 其结果与手算结果比较没有重大差别。对详细的手算过程见原

文(见 4.7 参考文献 [23])。

3. Brzustowski 和 Sommer 建议利用传递热强度系数  $\tau$  来修正辐射热的影响。从原文(见 4.7 参考文献 [23])中引证下列内容:

注意:在火炬燃烧情况下,大气吸收热量使辐射热强度  $K$  在 150m (500ft) 距离处减弱大约 10% 到 20%。方程 (C.3) 给出的经验公式是根据 Hottel 计算图表把计算的吸收率进行测绘获得的。严格地说,该式仅适合于:当辐射温度为 1227°C (2240°F) 的碳氢化合物火焰,干球(温度计的)环境温度为 27°C (80°F),相对湿度大于 10% 和离开火焰的距离在 30m~150m (100ft~500ft); 然而,该方程式在许多条件下能用来估算  $\tau$  值的大小。

$$\tau = 0.79 \times \left(\frac{100}{r}\right)^{1/16} \times \left(\frac{100}{D}\right)^{1/16} \dots\dots\dots (C.3)$$

用公制单位:

$$\tau = 0.79 \times \left(\frac{100}{r}\right)^{1/16} \times \left(\frac{30.5}{D}\right)^{1/16} \dots\dots\dots (C.4)$$

式中:

$\tau$ ——通过大气传输的辐射热强度  $K$  值的系数;

$r$ ——相对湿度, %;

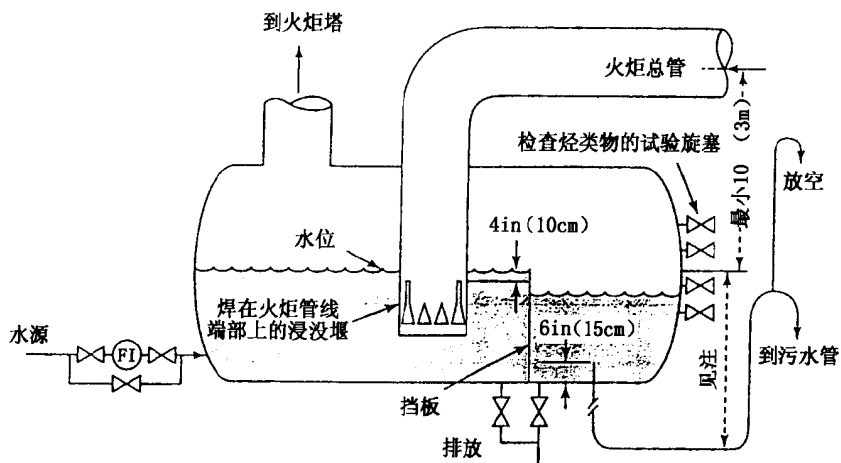
$D$ ——从火焰到照射区的距离, 单位是 m (ft)。

除了燃烧时  $H_2$  和  $H_2S$  极少或没有发光辐射外,式 (C.3) 和式 (C.4) 对绝大多数火炬气体都是适用的,如采用预期的设计条件与式 (C.3) 和式 (C.4) 推导条件有很大不同,那么设计人员应该用 Hottel 的计算图表。

4. 当蒸气注入的比例为在每 kg (lb) 火炬气体中注入大约 0.3kg (lb) 蒸气的情况下,热辐射系数  $F$  则减小 20%。

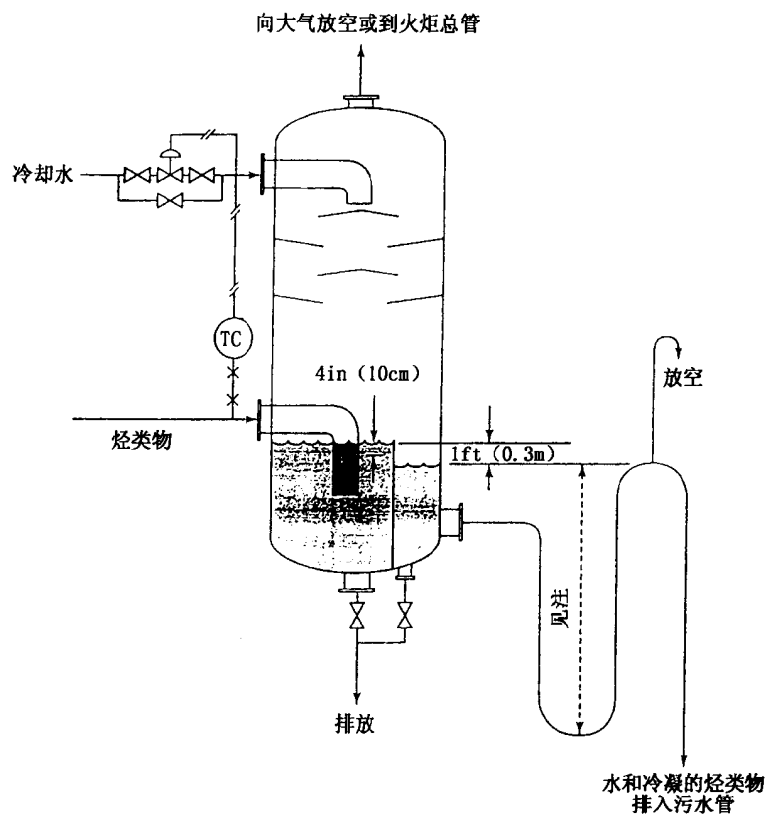
附录 D  
(规范性附录)  
典型细部及示意图

典型细部及示意图见图 D.1~图 D.3。



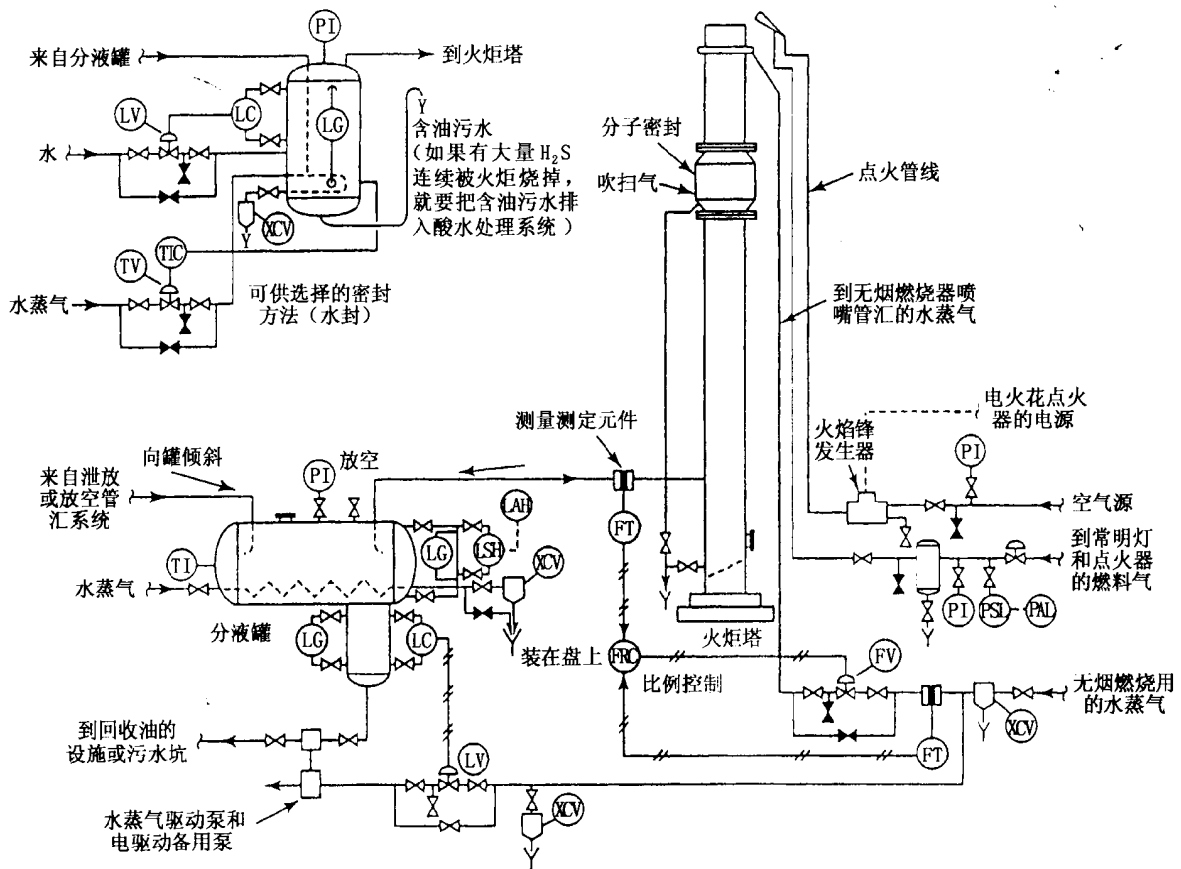
注：污水管密封最小应设计为密封罐的最大操作压力的 175%。

图 D.1 火炬塔密封罐



注：污水管密封最小应设计为急冷罐的最大操作压力的 175%。

图 D.2 急冷罐



注：该图表示一个实用的系统配置和系统内的部件。系统的配置会随着要求的性能不同而改变。不但这些系统的应用，而且系统的选型和系统内的部件数量都应对应地与特定装置的要求和装置本身规格相匹配。

图 D.3 典型火炬装置