

ICS 13.240
CCS P 72
备案号: J3426-2025

SHI

中华人民共和国石油化工行业标准

SH/T 3241—2025

石油化工装置安全泄压系统工艺设计规范

Process design specification for pressure relieving system in petrochemical industry



2025-04-10 发布

2025-11-01 实施

中华人民共和国工业和信息化部 发布

目 次

前言	III
1 范围	1
2 规范性引用文件	1
3 术语和定义	1
4 基本规定	2
5 工艺设计要求	2
5.1 液体	2
5.2 可燃性气体	2
5.3 富氧气体	2
5.4 氢气	2
5.5 含粉体(颗粒)气体	2
5.6 易聚合介质	3
5.7 超高压介质	3
5.8 气液两相流	3
5.9 淤浆、高黏、易凝固、聚合物介质	3
5.10 大气泄放	3
6 负荷确定及减排措施	4
6.1 安全泄压系统的负荷	4
6.2 减少安全泄压系统负荷的措施	4
7 管道工艺设计要求	4
7.1 一般规定	4
7.2 安全阀入口管道的设计要求	5
7.3 安全泄压设施下游管道的尺寸确定	5
7.4 安全泄压设施下游管系的要求	5
7.5 安全泄压系统设计条件的确定	5
附录 A (资料性) 发生两相流的判断方法	7
附录 B (资料性) 反应失控体系均质两相流泄放量的计算	10
参考文献	16
本标准用词说明	17
附: 条文说明	18

Contents

Foreword	III
1 Scope	1
2 Normative references	1
3 Terms and definitions	1
4 Basic requirements	2
5 Process design requirements	2
5.1 Liquids	2
5.2 Combustible gases	2
5.3 Gaseous oxygen	2
5.4 Gaseous hydrogen	2
5.5 Powder (particle) containing gases	2
5.6 Easy to polymerize medium	3
5.7 Ultra-high pressure medium	3
5.8 Gas-liquid two-phase medium	3
5.9 Slurry, high viscosity, easy to solidity and polymer medium	3
5.10 Atmospheric discharge	3
6 Determination of pressure relieving load and method for reducing pressure relieving load	4
6.1 Pressure relieving load determination	4
6.2 Method for reducing pressure relieving load	4
7 Piping process design requirements	4
7.1 General requirements	4
7.2 Design requirements for safety valves	5
7.3 Determination of downstream piping size for pressure relieving devices	5
7.4 Requirements for downstream piping systems of pressure relieving devices	5
7.5 Determination of design conditions of pressure relieving system	5
Appendix A (Informative) A method for judging two phase flow occurred	7
Appendix B (Informative) Calculation for HEM two phase relieving flowrate during reaction runaway	10
References	16
Explanation of wording in this standard	17
Add: Explanation of articles	18

前 言

根据中华人民共和国工业和信息化部《2022年第一批行业标准制修订和外文版项目计划》（工信厅科函〔2022〕94号）的要求，标准编制组经广泛调查研究，认真总结实践经验，参考有关国内标准和国外先进标准，并在广泛征求意见的基础上，制定本标准。

本标准经中华人民共和国工业和信息化部2025年04月10日以第7号公告批准发布。

本标准共分7章和2个附录。

本标准的主要技术内容有：安全泄压系统的基本规定、工艺设计要求、负荷的确定及减排措施、管道工艺设计要求等。

请注意本标准的某些内容可能直接或间接涉及专利，本标准的发布和管理机构不承担识别这些专利的责任。

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

本标准日常管理机构：中国石油化工集团有限公司工艺系统设计技术中心站

通讯地址：北京市朝阳区安慧北里安园21号

邮政编码：100101

电 话：010-84877092

邮 箱：jiaojun.sei@sinopec.com

本标准主编单位：中国石化工程建设有限公司

通讯地址：北京市朝阳区安慧北里安园21号

邮政编码：100101

电 话：010-84876855

邮 箱：zhangjh.sei@sinopec.com

本标准参编单位：中石化上海工程有限公司

中石化安全工程研究院有限公司

中国寰球工程有限公司北京分公司

本标准主要起草人员：徐 垚 张建华 孙 峰 张 斌 刘凯祥 杨 照 赵鉴楚 蔡维婷

于国鹏 高毕亚 张树青 李文堂 周明川 刘兴冰 裴凯凯

本标准主要审查人员：胡 敏 葛春玉 贾 楠 王向新 王惠勤 刘广超 孙琳玮 张宁夏

杨春和 于春玲 温世昌 林敏杰 张凤涛 陈晓东 焦 军 陈智裕

本标准2025年首次发布。

石油化工装置安全泄压系统工艺设计规范

1 范围

本标准规定了石油化工装置安全泄压系统的工艺设计要求。
本标准适用于石油化工装置安全泄压系统的工艺设计。

2 规范性引用文件

下列文件中的内容通过文中的规范性引用而构成本标准必不可少的条款。其中，注日期的引用文件，仅该日期对应的版本适用于本标准；不注日期的引用文件，其最新版本（包括所有的修改单）适用于本标准。

GB/T 150.1 压力容器 第1部分：通用要求
GB 16912—2008 深度冷冻法生产氧气及相关气体安全技术规程
GB/T 40061 液氢生产系统技术规范
SH 3009—2013 石油化工可燃性气体排放系统设计规范
SH/T 3210 石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范

3 术语和定义

SH/T 3210 界定的以及下列术语和定义适用于本标准。

3.1

安全泄压系统 safety pressure relieving system
装置边界线以内，用于安全泄压的管道、设备等的总称。

3.2

支管 branch pipe
单个安全泄压设施的出口管道。

3.3

干管 sub-header
多个支管汇合后接入总管的管道。

3.4

总管 header
干管汇合后去泄放处理设施的管道。

3.5

大气泄放 atmospheric discharge
介质通过安全泄压系统或减压系统直接排向大气。

3.6

富氧气体 gaseous oxygen
氧气的体积含量超过 23.5%，其余组分为惰性气体的气体。

3.7

均质平衡模型 **homogeneous equilibrium model**

两相流泄放的一种理想模型，假设混合均匀、相间无滑移、完全的相间热平衡和气液平衡。

4 基本规定

4.1 安全泄压系统的设计应考虑装置可能发生的各种异常情况的影响，不宜考虑不可抗力引起事故的影响。

4.2 安全泄压系统的设计应遵循以下原则：

- a) 根据装置各泄放点的背压要求，可设置不同压力等级的安全泄压系统。
- b) 当泄放介质因性质原因无法通过火炬进行处理时，宜通过冷凝、洗涤、吸收或吸附等措施处理。
- c) 当不同泄放介质混合后会对安全泄压系统产生不利影响时，应根据安全性和经济性分析结果确定是否设置不同的系统。
- d) 当因泄放介质特性需要特殊考虑管道材料时，应根据安全性和经济性分析结果确定是否设置不同的系统。

4.3 正常操作时，宜使用减压设施降低系统的压力，不宜通过安全泄压设施降低系统的压力。

4.4 总管的末端应设置惰性气体或燃料气吹扫，干管的末端宜设置惰性气体或燃料气吹扫。

5 工艺设计要求

5.1 液体

5.1.1 各类液体不应直接排入全厂气体安全泄压系统。

5.1.2 安全泄放的热液体经安全和经济分析后可采用急冷方式处理。

5.1.3 安全泄压系统的设计温度应考虑液体在减压气化时出现的降温效应。

5.1.4 热膨胀安全阀泄放的可燃或有毒液体，经安全分析后宜排入带有气相空间的相关系统。

5.2 可燃性气体

5.2.1 排入全厂可燃性气体安全排放系统的可燃性气体应符合 SH 3009—2013 第 5.2 节规定的要求。

5.2.2 SH 3009—2013 第 5.3 节规定的可燃性气体，应排入专用的安全排放系统或其他处理系统，不应排入全厂可燃性气体安全排放系统。

5.3 富氧气体

5.3.1 应根据富氧气体泄放管道的材质，确定富氧气体的最大泄放速度。

5.3.2 富氧气体安全阀出口 8 倍管道公称直径范围的材质，应按 GB 16912—2008 第 8.3 节调节阀后 5 倍公称直径范围材质的要求执行。

5.3.3 富氧气体在放空管出口应能快速放散。

5.4 氢气

5.4.1 当氢气直接向大气安全泄放时，放空管出口应设置防止氢气被点燃的措施。

5.4.2 氢气安全泄放速度不宜超过 GB/T 40061 中规定的数值。

5.5 含粉体（颗粒）气体

5.5.1 含粉体（颗粒）气体的安全泄放应排至相应的处理设施。

5.5.2 当含粉体（颗粒）的气体通过爆破片（板）直接向大气安全泄放时，泄放出口不应朝向道路及人员通过的地方，泄放出口下方不应布置设备。

5.6 易聚合介质

5.6.1 含易聚合介质的安全泄放，应经过评估并采取防聚合或防堵塞措施后，方可排入全厂安全泄放系统。

5.6.2 易聚合介质的安全阀入口管道宜设置爆破片，根据其温度的敏感性宜采用伴热或伴冷、吹扫等措施，出口管道宜设置吹扫或清理设施。

5.7 超高压介质

5.7.1 超高压系统的安全泄压设施宜采用液压紧急泄放阀或超高压爆破片。

5.7.2 液压紧急泄放阀、超高压爆破片的泄放宜安全泄放至大气。

5.7.3 当含有聚合物或蜡的超高压系统通过液压紧急泄放阀、超高压爆破片泄放时，宜先通过紧急泄放罐（筒）分离出聚合物或蜡，再泄放至安全位置。

5.8 气液两相流

5.8.1 当通过安全泄放设施的流体处于气液混合相态或气液平衡的液相时，应按照两相流工况开展安全泄放系统设计。

5.8.2 可按附录 A 的方法判断反应失控场景或外部加热/火灾工况下是否会产生两相流。

5.8.3 可按附录 B 的方法计算均质平衡模型（HEM）气液两相流的安全泄放量。

5.9 淤浆、高黏、易凝固、聚合物介质

5.9.1 含淤浆、高黏、易凝固、聚合物介质的安全泄放应先泄放至独立的分离罐分离出淤浆、高黏、固体、聚合物介质后，气相再排至安全泄压系统。

5.9.2 当淤浆、高黏、易凝固、聚合物介质可能堵塞安全泄压系统时，应设置防堵措施。

5.10 大气泄放

5.10.1 仅含有不可燃和无毒大气组分的介质可直接安全泄放至大气，但应分析泄放点附近的安全风险，包括但不限于：

- a) 排放气体引起的窒息风险；
- b) 氧气富集引起的高火灾风险；
- c) 冷或热流体引起的冻伤或烫伤风险；
- d) 冷或热流体引起的能见度降低风险；
- e) 噪声；
- f) 排放气体对其他装置的影响。

5.10.2 受工艺条件或介质特性限制，无法直接排入火炬或装置泄压处理系统的介质，必须向大气安全泄放时，应符合有关标准规范、相关地方性法规和环评的要求，并应对泄放点附近开展安全分析，主要包括但不限于以下安全因素：

- a) 在地面或高处形成可燃混合物聚集；
- b) 人员暴露在毒性气体或腐蚀性环境中；
- c) 泄放介质在排放点着火；

- d) 放空物流中含有液体;
- e) 可燃物、有毒物或腐蚀性介质的凝结;
- f) 热伤害;
- g) 噪声;
- h) 空气污染;
- i) 能见度。

5.10.3 安全泄放管道出口的马赫数不宜超过 0.75。

5.10.4 安全泄压设施出口不宜设置阻火器。

6 负荷确定及减排措施

6.1 安全泄压系统的负荷

6.1.1 安全泄放系统总管、干管和支管的最大设计负荷应在分析各种事故工况影响范围的基础上确定。

6.1.2 相关联的故障宜考虑故障叠加。

6.1.3 安全泄压系统的水力学设计负荷，应取装置正常生产、开车、停车及各种事故工况下，流经整个安全泄压系统时产生最大压力损失的流量。

6.1.4 水力学设计负荷应考虑以下负荷的最大者：

- a) 全装置公用工程故障（例如停水、停电）造成的泄放负荷；
- b) 部分公用工程故障引起的泄放负荷；
- c) 发生单项事故时的最大泄放负荷；
- d) 紧急减压工况下的最大泄放负荷；
- e) 火灾工况下的最大泄放负荷；
- f) 误操作工况的最大泄放负荷。

6.1.5 计算火灾工况下的泄放负荷时，宜假定火灾仅在确定的潜在火灾区中的一个区发生。

6.1.6 单台安全阀的出口支管尺寸应按其额定流量设计，总管和干管尺寸应当按本规范第 6.1.4 条确定的水力学设计负荷确定。

6.2 减少安全泄压系统负荷的措施

6.2.1 宜通过下列措施减少安全泄压系统负荷：

- a) 优化工艺；
- b) 对装置各工况进行稳态和动态模拟分析；
- c) 提高安全仪表系统（SIS）可靠性。

6.2.2 当通过安全仪表系统（SIS）减少安全泄压系统负荷时，应考虑以下因素：

- a) 安全仪表功能（SIF）回路的失效概率应不高于安全阀的失效概率；
- b) 应通过分析确定失效的安全仪表功能（SIF）回路数量，宜至少考虑一个排放量最大或导致泄压系统背压最大的安全仪表功能（SIF）回路失效。

7 管道工艺设计要求

7.1 一般规定

7.1.1 装置安全泄压总管进入全厂安全泄压系统时，装置内外宜统一进行水力、热力及应力计算。

- 7.1.2 装置安全泄压总管出装置前宜设置取样点。
 - 7.1.3 装置安全泄压总管出装置前宜设置压力监控点。
 - 7.1.4 装置安全泄压总管出装置前应设切断阀并锁/铅封开。
 - 7.1.5 装置安全泄压系统管网压力应保持不低于 1kPa（表压）。
- 7.2 安全阀入口管道的设计要求**
- 7.2.1 安全阀入口管道的设计不应流动产生约束，不宜有袋形。
 - 7.2.2 安全阀与被保护系统之间所有管道及管件的流通面积应不小于安全阀的入口面积。
 - 7.2.3 除热膨胀安全阀和先导式安全阀外，通用式安全阀和平衡波纹管式安全阀入口管道及管件的不可恢复压力降不宜超过安全阀定压（表压）的 3%。
 - 7.2.4 当保护同一系统的两个或多个安全阀安装在一个集合管道时，集合管道的横截面积应不小于各安全阀的入口面积之和（不含备用阀），计算集合管道压力降时应使用各安全阀泄放时的最大流量之和。
 - 7.2.5 同一组安全阀保护多个设备时，应从引起超压的设备开始计算压力降。
 - 7.2.6 为减少安全阀入口管道的压力降，宜采取下列措施：
 - a) 安全阀的安装位置靠近被保护的设备或管道；
 - b) 增大安全阀入口管道管径，其连接异径管尽量设在靠近安全阀的入口处；
 - c) 采用长半径弯头。
 - 7.2.7 安全阀设置在可能发生振动的管道时，应保证安全阀距振动源有足够的距离。
 - 7.2.8 安全阀设置在压力可能波动的管道上时，应保证安全阀距压力波动源有足够的距离。
- 7.3 安全泄压设施下游管道的尺寸确定**
- 7.3.1 确定背压
 - a) 系统中所有安全泄压设施的背压均应满足安全泄放要求；
 - b) 应取水力学设计负荷，从装置界区处开始，反算压力降，确定每个安全泄压设施的背压。
 - 7.3.2 总管和干管的设计流速
 - a) 可燃气体安全泄放管干管、总管气体流速的马赫数不应超过 0.7；
 - b) 可能出现凝结液的可燃气体安全泄放管干管、总管气体流速的马赫数不应超过 0.5。
- 7.4 安全泄压设施下游管系的要求**
- 7.4.1 在下列情况下，应在装置内设置分液设施：
 - a) 泄放物流为液体或气液两相流时；
 - b) 泄放物流进入全厂总管前需收集和/或中和时；
 - c) 总管存在“袋形”结构且可能存液时。
 - 7.4.2 分液设施的设计宜参考 SH 3009 的相关内容。
 - 7.4.3 安全泄压设施的出口管道有低点时，应设置凝液收集和输送措施。
 - 7.4.4 安全泄放总管的最小坡度不宜小于 0.002，干管最小坡度不宜小于 0.003。
 - 7.4.5 安全泄放管道中凝液的凝固点高于或等于该地区最冷月平均温度在 10℃ 以下时，宜对管道保温；凝液的凝固点高于该地区最冷月平均温度在 10℃ 以上时，应对管道保温并设伴热措施。
- 7.5 安全泄压系统设计条件的确定**
- 7.5.1 安全泄压系统的设计温度应结合正常操作、开停工及非火灾事故泄压等工况下的温度综合考虑。
 - 7.5.2 安全泄压系统的设计温度不宜超过 260℃。

SH/T 3241—2025

7.5.3 安全泄压系统的设计压力应结合正常操作、开停工及事故泄压等工况下的背压力综合考虑。

7.5.4 当安全泄压系统内介质温度大于 60℃时，管道应按 GB/T 150.1 进行抗外压设计，最大外压应大于或等于 30kPa（表压）。



附 录 A
(资料性)
发生两相流的判断方法

A.1 反应失控场景

反应失控场景下，反应产生的蒸气与/或气体占据了液相的体积，导致整体液位的升高，当液位升高至气相出口时，便发生两相流泄放。下面的计算程序用于判断立式圆柱形容器在反应失控场景下是否发生两相流。

A.1.1 计算蒸气与/或气体释放量

产生蒸气与气体的泄压工况，总释放量为蒸气释放量与气体释放量之和，见式 (A-1)：

$$U = U_v + U_g \quad \text{..... (A-1)}$$

式中：

U ——蒸气总释放速率，kg/s；

U_v ——蒸气释放速率，kg/s；由于加热产生蒸气的计算见式 (A-2)：

$$U_v = m_r \frac{q_r}{h_f} \frac{v_g - v_f}{v_g} \quad \text{..... (A-2)}$$

式中：

m_r ——反应物料量，kg；

q_r ——单位质量的热释放速率，kJ/(kg·s)；

h_f ——气化潜热，kJ/kg；

v_g ——气相比容，m³/kg；

v_f ——液相比容，m³/kg。

U_g ——气体释放速率，kg/s，气体释放速率的计算见式 (A-3)：

$$U_g = m_r Q_g \quad \text{..... (A-3)}$$

式中：

Q_g ——单位液体物料产生气体的速率，单位为 kg/(kg·s)。

A.1.2 计算通过反应器横截面的气体速率 $j_{g\infty}$

通过反应器横截面的气体速率 $j_{g\infty}$ 的计算见式 (A-4)：

$$j_{g\infty} = \frac{U}{\rho_v A_R} \quad \text{..... (A-4)}$$

式中：

$j_{g\infty}$ ——表面气体速率，m/s；

ρ_v ——泄放压力下气体密度，kg/m³；

A_R ——容器横截面积，m²。

A.1.3 计算气泡上升速率 u_{∞}

气泡上升速率 u_{∞} 的计算见式 (A-5):

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

式中:

- u_{∞} ——气泡上升速率, m/s;
- σ_1 ——液体表面张力, kg/s²;
- ρ_1 ——泄放压力下液体密度, kg/m³;
- g ——重力加速度, 取 9.8m/s²;
- C ——与流动状态有关的常数, 对于气泡流, C 为 1.18; 对于搅混流, C 为 1.53。

A.1.4 计算流动导致的无量纲表观气体速率 Ψ_F

计算通过反应器横截面的气体速率和气泡上升速率的比值, 无量纲, 计算公式见式 (A-6):

$$\Psi_F = \frac{J_{g\infty}}{u_{\infty}} \dots\dots\dots (A-6)$$

式中:

- Ψ_F ——流动导致的无量纲表观气体速率。

A.1.5 计算两相流开始时的无量纲表观气体速率 Ψ

1) 对于气泡流, 按式 (A-7) 计算:

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

式中:

- Ψ ——两相流开始时的无量纲表观气体速率;
- C ——对于气泡流, C 为 1.18; 对于均质流, C 为 1.01;
- \bar{x} ——平均含气率, 按式 (A-8) 计算:

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

- V_T ——容器总体积, m³;
- V_L ——液相体积, m³。

2) 对于搅混流, 按式 (A-9) 计算:

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

式中:

- C ——对于搅混流, 取 1.53。

A.1.6 判断是否发生两相流

根据 Ψ_F 与 Ψ 的大小, 即可判断是两相流还是单向流:
 当 $\Psi_F \geq \Psi$ 时, 发生两相流;

当 $\psi_F < \psi$ 时, 发生单向流。

A.2 火灾工况

当流体不发泡, 沸腾是由于压力系统的物料受外部加热而产生时, 气泡主要在器壁上形成, 而不是在液体内形成, 此时如果设备内部没有挡板, 在容器中形成再循环模式和两相流动的可能性小于产生均匀分布气泡的情况。

火灾工况临界液位按式 (A-10) 和 (A-11) 计算:

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

式中:

- ϕ_{limit} ——临界液位;
- q_{fire} ——火灾工况输入能量与蒸发潜热比;
- H_1 ——容器内液体高度, m;
- D_R ——容器直径, m。

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

式中:

- Q_{fire} ——火灾工况能量输入, kJ/s;
- A_{fire} ——火灾工况受热面积, m^2 ;
- ρ_g ——气体密度, kg/m^3 ;
- h_f ——汽化潜热, kJ/kg ;
- u_∞ ——气体上升速率, m/s 。

式中所有物性数据均为泄放压力下数据。

当液位超过临界液位时, 即发生两相流。

式 A-10 和 A-11 仅适用于立式圆柱形容器, 且没有热传递到容器底部的工况。

附录 B

(资料性)

反应失控体系均质两相流泄放量的计算

B.1 确定反应失控泄放体系

需要根据反应失控泄放类型计算泄放量。确定反应失控泄放系统类型的方法如下：

B.1.1 反应失控泄放体系的类型

反应失控泄放体系可分为蒸气体系、气体体系和混合体系，分别如下：

蒸气体系：体系的压力主要由蒸气压产生，泄放时通过气化或闪蒸从液相中移走热量，温度与压力上升或下降趋势一致，蒸气体系为调节体系。

气体体系：产生永久气体（例如通过化学反应或溶液解吸），并且在泄放条件下不会通过蒸发从液体中移走大量的能量，压力下降可能不会导致温度下降，气体体系为非调节体系。

混合体系：在泄放条件下，系统内压力是由产生的不凝性气体和蒸气共同作用的结果。混合体系如果泄放时温度与压力上升或下降趋势一致，则为调节混合体系；如果泄放时随着压力下降不会导致温度下降，则为非调节混合体系。

B.1.2 泄放类型的确定

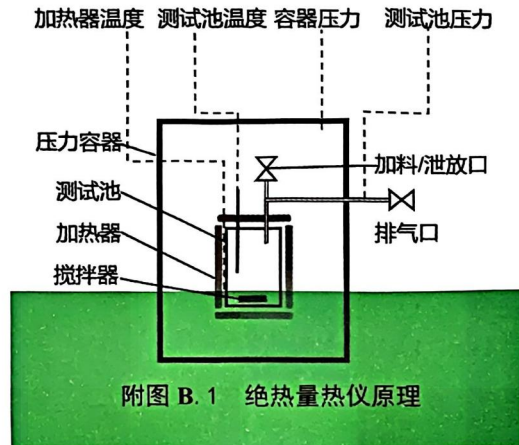
反应失控工况泄放计算时，首先需要确定反应泄放的类型，确定反应泄放类型的试验方法见表 B.1.2，小型泄放实验装置开口实验与闭口实验测试方法见 B.1.3。

表 B.1.2 泄放类型的试验确定方法

类型	闭口实验	开口实验	
	$\text{Log}P \sim 1/T$ 是否为直线	承压容器压力是否增加	恒定背压开口实验温度上升是否可调节
蒸气型（调节型）	是	否	是
调节混合型	否	是	是
非调节混合型	否	是	否
气体型（非调节型）	否	是	否

B.1.3 泄放类型的测试方法

一般需要模拟工业容器内失控反应过程，通过实验数据确定反应失控泄放的类型。为了满足实验数据与工业生产实际数据相一致的要求，实验仪器应能够模拟绝热环境，与工业装置的热惰性值 Φ 相近（一般要求小于 1.1），并能模拟工业装置的加料、加热与搅拌等条件，对反应过程的压力和温度数据进行实时跟踪测量。实验仪器原理图如图 B.1 所示，可实现开口式、闭口式和外部泄放等多种实验方式。



B.1.3.1 闭口实验

进行闭口式实验时，关闭加料/泄放口以及排气口，通过测量密闭的反应池内的压力和温度变化情况，根据闭口实验数据绘制 $\log P$ 对应 $-1/T$ 曲线，如果数据呈一直线，表明该反应系统的压力完全由蒸气压产生，进而可以判定此反应体系的泄放类型为蒸气型。如果闭口实验测得的数据呈曲线而非直线，则表明体系的泄放类型为气体或混合型。然而，对于蒸气压系统的物性具有非理想性或体系物质由多份组成具有较宽的沸程，这种情况下即使泄放体系属于蒸气型，其 $\log P$ 对应 $-1/T$ 曲线仍呈现曲线而非直线。

B.1.3.2 开口实验

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

B.2 均质两相流泄放量的计算

B.2.1 蒸气型泄放（Leung 法）

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

$$q = 0.5C_1 \left[\phi \left(\frac{dT}{dt} \right)_r + \phi \left(\frac{dT}{dt} \right)_m \right] \quad (\text{B.2-1})$$

式中：

q ——单位质量的热释放速率，kJ/(kg·h)；

C_1 ——液相平均比热，kJ/(kg·K)；

$\left(\frac{dT}{dt} \right)_r$ ——设定压力下温升速率，K/h；

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

ϕ ——热惰性因子, 是整个实验系统本身热容所吸收的热量。

$$\phi = \frac{m_r C_{Pr} + m_b C_{Pb}}{m_r C_{Pr}} \dots\dots\dots (B.2-2)$$

式中:

m_r ——测试样品的质量, kg;

m_b ——测试容器的质量, kg;

C_{Pr} ——测试样品的平均比热容, kJ/(kg·K);

C_{Pb} ——测试容器的平均比热容, kJ/(kg·K)。

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

式中:

W ——泄放量, kg/h;

m_R ——容器内物料质量, kg;

q ——单位质量的热释放速率, kJ/(kg·h);

V_R ——容器体积, m³;

h_f ——气化潜热, kJ/kg;

v_{gl} ——两相比容, m³/kg;

C_1 ——液体的定容比热容, kJ/(kg·K);

ΔT ——与超压有关的温度增量, K。

$$\Delta T = T_m - T_r \dots\dots\dots (B.2-4)$$

式中:

ΔT ——与超压有关的温度增量, K;

T_m ——最大累积压力下温度, K;

T_r ——设定压力下温度, K。

B.2.2 气体型泄放 (Leung 法)

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

B.2.2.1 闭口

$$U_{gmax} = \left[\frac{V_{ac}}{P_{pm}} \left(\frac{dP}{dt} \right)_m - \frac{V_{ac}}{T_{pm}} \left(\frac{dT}{dt} \right)_{pm} \right] \frac{m_R}{m_e} \dots\dots\dots (B.2-5)$$

式中:

U_{gmax} ——最大气体产生速率, m³/h;

m_R ——容器内物料质量, kg;

m_e ——测试物料质量, kg;

- V_{ac} ——样品池空隙, m^3 ;
 P_{pm} ——最大压升速率对应压力, Pa;
 T_{pm} ——最大压升速率对应温度, K;
 $\left(\frac{dP}{dt}\right)_m$ ——最大压升速率, Pa/h;
 $\left(\frac{dT}{dt}\right)_{pm}$ ——最大压升速率对应温升速率, K/h。

B. 2. 2. 2 开口

$$U_{gmax} = \left[\frac{V_a}{P_{pm}} \left(\frac{dP}{dt} \right)_m \right] \frac{T_{pm} m_R}{T_c m_e} \dots\dots\dots (B.2-6)$$

式中:

- T_c ——环境温度, K;
 V_a ——开口试验外部容器空隙, m^3 。

$$W = U_{gmax} \frac{m_R}{V_R} \frac{1}{(1 + \alpha_{t0})^2} \dots\dots\dots (B.2-7)$$

式中:

- W ——泄放量, kg/h;
 m_R ——容器内物料质量, kg;
 V_R ——容器体积, m^3 ;
 U_{gmax} ——最大气体发生速率, m^3/h ;
 α_{t0} ——最大压升速率时空隙率。

B. 2. 2. 3 混合型泄放

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

$$W = \frac{m_R q}{\left[\left(\frac{V_R h_f}{m_R v_{gr}} \cdot \frac{P_v}{P_t} \right)^{1/2} + (C_{tr} \Delta T_H)^{1/2} \right]^2} \dots\dots\dots (B.2-8)$$

式中:

- W ——泄放量, kg/h;
 m_R ——容器内物料质量, kg;
 q ——单位质量的热释放速率, kJ/(kg·h);
 V_R ——容器体积, m^3 ;
 h_f ——气化潜热, kJ/kg;
 v_{gr} ——两相比容, m^3/kg ;
 P_v/P_t ——蒸气分压与总压比值;
 C_{tr} ——液体定压比热容, kJ/(kg·K);
 ΔT_H ——与超压有关的温度增量, K。

P_v/P_r 的计算方法如下:

$$\frac{P_v}{P_r} = \frac{U_v}{U_v + U_g} \dots\dots\dots (B.2-9)$$

式中:

- P_v/P_r ——蒸气分压与总压比值;
- U_v ——蒸气发生速率, m^3/h ;
- U_g ——气体发生速率, m^3/h 。

$$U_v = \frac{m_R C_{lr} \left(\frac{dT}{dt} \right)_r}{\rho_v h_f} \dots\dots\dots (B.2-10)$$

式中:

- U_v ——蒸气发生速率, m^3/h ;
- m_R ——容器内物料质量, kg ;
- C_{lr} ——泄放压力下液相比热容, $kJ/(kg \cdot K)$;
- h_f ——汽化潜热, kJ/kg ;
- ρ_v ——设定压力下蒸气密度, kg/m^3 ;
- $\left(\frac{dT}{dt} \right)_r$ ——设定压力下温升速率, K/h 。

未特别说明的数据均为设定压力下数据。
 ΔT 的计算方法如下:

$$\Delta T_H = \frac{(P_m - P_r)}{\left(\frac{\Delta P}{\Delta T} \right)_{closed}} \dots\dots\dots (B.2-11)$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta T} \right)_{closed} = \left(\frac{dP_v}{dT} \right)_r + \left(\frac{dP_g}{dT} \right)_r \dots\dots\dots (B.2-12)$$

$$\left(\frac{dP_g}{dT} \right)_r = \frac{P_r U_g}{\alpha_r V_c} \dots\dots\dots (B.2-13)$$

$\left(\frac{dP_v}{dT} \right)_r$ 可通过蒸气压数据进行估算或由下式计算:

$$\left(\frac{dP_v}{dT} \right)_r \approx \frac{P_v (P_m - P_r)}{P_r (T_m - T_r)} \dots\dots\dots (B.2-14)$$

式中:

- P_m ——最大累积压力, Pa ;
- P_r ——设定压力, Pa ;
- T_m ——最大累积压力下温度, K ;
- T_r ——设定压力下温度, K ;

U_g ——气体发生速率, m^3/h ;
 α_r ——设定压力下测试池空隙率;
 V_c ——测试池体积, m^3 。

B.2.3 非均质两相流泄放计算的说明

非均质型两相流泄放计算复杂, 没有均质型泄放计算方法成熟。非均质型两相流泄放中蒸气型与调节混合型泄放可以使用 B.2 的方法计算, 结果偏保守; 气体型与非调节混合型泄放应进一步评估。



参考文献

- [1] TSG 21—2016 固定式压力容器安全技术监察规程
 - [2] GB/T 12337—2014 《钢制球形储罐》（附国家标准第 1 号修改单）
 - [3] GB 16912—2008 深度冷冻法生产氧气及相关气体安全技术规程
 - [4] GB/T 20801.3—2020 压力管道规范 工业管道 第 3 部分：设计和计算
 - [5] GB/T 40061—2021 液氢生产系统技术规范
 - [6] GB 50030—2013 氧气站设计规范
 - [7] SH 3009—2013 石油化工可燃性气体排放系统设计规范
 - [8] SH/T 3210—2020 石油化工装置安全泄压设施工艺设计规范
 - [9] HG/T 20570.2-95 安全阀的设置和选用
 - [10] AIGA 021/12 Oxygen Pipeline and Piping Systems
 - [11] AIGA 067/17 Safe Location of Oxygen and Inert Gas Vents
 - [12] API STD 520—2020 Sizing, Selection, and Installation of Pressure-relieving Devices, Part II
Installation
 - [13] API STD 521—2020 Pressure-relieving and Depressuring Systems
 - [14] ASME B31.12—2019 Hydrogen Piping and Pipelines
 - [15] ASTM G128/G128M Standard guide for control of hazards and risks in oxygen enriched systems
 - [16] CGA G4.4—2012 Oxygen Pipeline and Piping systems
 - [17] CGA G5.5—2014 Hydrogen Vent Systems
 - [18] IGC DOC13/02 Oxygen Pipeline Systems
 - [19] ISO/DIS 4126—2021 Safety devices for protection against excessive pressure, Part10: Sizing of safety valves and bursting discs for gas/liquid two-phase flow
 - [20] Engineering data book, volumes I & II, sections 1-26, 12th edition, GPSA
-

本标准用词说明

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

SH/T 3241—2025

中华人民共和国石油化工有限公司标准

石油化工装置安全泄压系统工艺设计规范

SH/T 3241—2025

条文说明

2025年 北京

制定说明

《石油化工装置安全泄压系统工艺设计规范》(SH/T 3241—2025)，经中华人民共和国工业和信息化部公告 2025 年第 7 号批准发布，自 2025 年 11 月 01 日实施。

本标准主编单位是中国石化工程建设有限公司，参编单位是中石化上海工程有限公司、中石化安全工程研究院有限公司和中国寰球工程有限公司北京分公司。主要起草人是徐垚、张建华、孙峰、张斌、刘凯祥、杨照、赵鉴楚、蔡维婷、于国鹏、高毕亚、张树青、李文堂、周明川、刘兴冰和裴凯凯。

本标准制定过程中，编制组进行了广泛的调查研究，总结了近年来石油化工装置安全泄压系统工艺设计的实践经验，同时参考了国外先进技术法规、技术标准，并在广泛征求意见的基础上，编制了本标准。

为便于广大设计、制造、施工、科研、学校等单位有关人员在使用本标准时能正确理解和执行条文规定，《石油化工装置安全泄压系统工艺设计规范》编制组按章、条顺序编制了本标准的条文说明，对条文规定的目的、依据以及执行中需注意的有关事项进行了说明。但是，本条文说明不具备与标准正文同等的法律效力，仅供使用者作为理解和把握标准规定的参考。

目 次

1 范围	21
3 术语和定义	21
4 基本规定	22
5 工艺设计要求	23
5.1 液体	23
5.2 可燃性气体	23
5.3 富氧气体	23
5.4 氢气	25
5.5 含粉体（颗粒）气体	25
5.6 易聚合介质	25
5.7 超高压介质	25
5.8 气液两相流	25
5.9 淤浆、高黏、易凝固、聚合物介质	25
5.10 大气泄放	25
6 负荷确定及减排措施	26
6.1 安全泄压系统的负荷	26
6.2 减少安全泄压系统负荷的措施	26
7 管道工艺设计要求	27
7.1 一般规定	27
7.2 安全阀入口管道的设计要求	27
7.3 安全泄压设施下游管道的尺寸确定	28
7.4 安全泄压设施下游管系的要求	28
7.5 安全泄压系统设计条件的确定	28
附录 B.2 均质两相流泄放量的计算	29

石油化工装置安全泄压系统工艺设计规范

1 范围

本标准规定的是作为工艺装置一部分的安全泄压系统，不包括工艺装置外的泄压系统，如全厂火炬系统、全厂低压气处理系统等。

3 术语和定义

3.1 安全泄压系统指通过安全泄压设施泄放介质，降低工艺系统内压力的系统，包括安全泄压设施入口管道、安全泄压设施、出口管网（支管、干管、总管）、后处理系统等。本标准中安全泄压设施的定义与 SH/T 3210—2020 中一致，指一种用来在压力系统处于紧急或异常状况时防止其内部介质压力超过规定安全值的设施，包括安全阀、爆破片，不包括呼吸阀、爆破针阀、折断销和易熔塞等设施。

3.4 以火炬系统为例，单台安全阀出口的管道为支管，单元或区域的排放管道为干管，进入装置分液罐和从装置分液罐离开的气相管道为总管。

3.6 富氧有多种定义方式，如氧含量超过 23.5% (vol)、氧含量超过 25% (vol)、氧分压大于 3.0MPaG 等。本标准参考 AIGA 021/12 Oxygen pipeline and piping systems、ASTM G128/G128M Standard guide for control of hazards and risks in oxygen enriched systems、CGA G4.4—2012 Oxygen pipeline and piping systems 和 IGC DOC13/02 Oxygen pipelines systems 中的有关内容，确定采用氧含量超过 23.5% (vol) 作为富氧的定义。

3.7 均质型平衡模型 (HEM) 指气泡小而致密，均匀分布在液体中的气液两相流模型。均质平衡模型一般可得到比较保守的结果，因此推荐使用。

为便于理解本标准，列出 SH/T 3210—2020 的部分术语和定义，如下：

(1) 安全阀 **safety valve**

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

(2) 爆破片 **rupture disk device**

一种由介质进出口静压差驱动的非重闭式压力泄放设施，通过承压片的爆破实现泄压功能。

(3) 设定压力 **set pressure**

在使用条件下，设定的安全泄压设施开启压力，简称定压。

(4) 背压力 **back pressure**

安全泄压设施出口处的压力，是排放背压力和附加背压力的总和，简称背压。

(5) 排放背压力 **built-up back pressure**

安全泄压设施排放时，由于介质流经排放系统在安全泄压设施出口处形成的压力。

(6) 附加背压力 **superimposed back pressure**

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

(7) 泄放压力 **relieving pressure**

设定压力加超过压力，也称排放压力。

4 基本规定

4.1 安全泄压系统的设计需要考虑装置可能发生的各种异常情况，如火灾、高压介质流入、换热管破裂等，在设备中正在或可能发生放热和/或放出气体反应时，还需要考虑化学反应失控超压工况。但不需要考虑不可抗力引起异常情况的影响，不可抗力一般指自然灾害、战争、社会非正常事件等。

4.2 由于安全泄压设施的入口管道和安全泄压设施的设计与工艺系统相关，所以本条主要规定安全泄压系统出口管网和处理系统的要求。通常安全泄压系统的个数应尽量少，但是有时也需要设置不同的安全泄压系统。

a) 有的系统，安全阀定压较低，否则会影响系统的操作和安全，导致相应的泄压系统的背压不能过高；有的系统，如果提高设计压力，会造成投资的大幅增加，等等，这时可以考虑设高压低压两套泄压系统。

b) 介质本身的特性不能去火炬处理，如环氧乙烷需要在装置内吸收；氮气可以直接放空等。也包括经济性，如介质本可以通过火炬处理，但是因经济原因在装置内进行处理等。

c) 混合后对安全泄压系统产生不利影响的物流，比如：

1) 混合后可能发生放热反应或生成沉淀的物流，影响安全泄压系统的通过能力；如 CO_2 和 NH_3 在常温下发生反应生成碳酸氢铵析出；

2) 混合后可能发生聚合的物流，影响安全泄压系统的通过能力；

3) 混合后会冻结或形成水合物，影响安全泄压系统的通过能力；如泄放物流中有冷态干气泄放物流和热态湿气泄放物流，当冷物流通过后，泄放管道被冷却，此时再有温湿的气体通过，可能会冻结或形成水合物，水合物可能因浓度的增加而结晶。

出现上述情况时，需要进行安全性和经济性分析，根据结果确定是否要分开设置安全泄压系统，如果不能分开，需要采取措施，如将冷态泄放介质复热到合适温度以后，再进入有湿气泄放源的系统。

d) 泄放介质特性特殊，比如：

1) 温度过高或过低，pH 值较低等，可能影响其他的泄放点或影响管网的材质时，经安全性和经济性分析后，可以单独设置安全泄压系统。

2) 腐蚀性或有潜在腐蚀性的流体，影响安全泄压系统的使用寿命。潜在腐蚀性的流体，如 CO_2 和 H_2S 等；

3) 自身能分解或自反应的物流，影响安全泄压系统的安全，如过氧化物、烷基铝或烷基铝溶液等。

4.3 安全泄压系统是当压力达到一定值时开启，保证系统压力不再升高，是安全措施，不能用于正常操作时的降压。如果需要在压力达到安全泄压设施定压之前动作，可以使用减压系统。减压设施是指在压力系统压力超出正常操作范围时，自动或手动降低系统压力的设施，包括调节阀、开关阀、孔板或阀门等，减压系统包括管道、减压设施、后处理系统等。

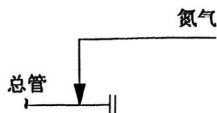
参考 API 521-2020 第 4.6.4 条，减压系统一般用于压缩机的火灾、泄漏或密封失效工况，以及系统的操作压力大于等于 1700kPa（表压）时大型工艺设备等泄压，减压速率可以根据设备材料壁温与破裂应力的曲线进行计算。设计减压系统时，可以参考以下资料：

(1) API 521-2020 第 4.6.6 条，在池火时，壁厚超过 25.4mm 的碳钢设备，减压的速率可以按在大约 15min 内，将设备的压力从最初的压力降到系统设计压力的 50% 计算。壁厚薄的容器一般需要大一些的减压速率。其他厚度和材料的速率，可以参考 API 521-2020 附录 A3.5.4.6 中提供的方法进行计算。当减压系统是为了减少超压引起的设备泄漏或破裂所造成的后果的影响时，在 15min 内将压力降至 690kPa（表压）也是一种常用的做法，这种做法在火灾工况或非火灾工况均可。

(2) ISO/DIS 4126-10 2021 safety devices for protection against excessive pressure part 10 sizing of safety valves and bursting discs for gas/liquid two-phase flow 的 5.3.1 条，反应飞温时，减压系统需要保证

反应失控过程温升速率不超过 2K/s，压升速率不超过 20kPa/s。

4.4 总管末端采用惰性气体吹扫，可以使总管的气体保持流动，避免有害介质的累积，也可以维持总管在微正压状态，防止空气进入，如下图所示。惰性气体可以用氮气，也可以用其他的气体，如天然气。



5 工艺设计要求

5.1 液体

5.1.1 本条是对 SH 3009—2013 第 4.3 条“各类液体不得排入全厂可燃性气体排放系统”的补充。因为液体会被来自其他泄放源的泄放气体加速，在弯头及三通处会产生大的作用力，所以各类液体不能排入气体安全泄压系统。本标准对此进行补充，规定各类液体不能直接排入气体安全泄压系统，液体或含液体的排放在排入气体泄压系统时需要进行分液，分液后的气体可以排放全厂的气体安全泄压系统。

5.1.2 急冷是指介质与其他低温介质混合，产生的快速降温。可以冷凝的热烃类蒸气或液体可以用管道引入急冷设施进行冷却和冷凝。急冷设施可以降低泄放物流的温度，允许下游的设备使用较便宜的材料；也可以冷凝一些较不易挥发的组分，减少或防止可冷凝的热蒸气泄放。

5.1.3 低沸点液体泄放时，由于压力降低，液体闪蒸气化，会产生低温，所以需要考虑安全泄压系统的材质是否满足低温要求，如不满足要求，需要采取相应的措施，如伴热、在一段距离内采用高等级材料等。

5.2 可燃性气体

5.2.1 SH 3009—2013 第 5.2 节规定，下列不同来源的气体可排入全厂可燃性气体泄放系统：

- a) 生产装置无法利用而必须排出的可燃性气体；
- b) 事故泄压或安全阀排出的可燃性气体；
- c) 开停工及检修时排出的可燃性气体；
- d) 液化石油气泵等短时间间断排出的可燃性气体；
- e) 生产装置、容器等排出的有毒有害可燃性气体。

5.2.2 SH 3009—2013 第 5.3 节规定，下列气体不应排入全厂可燃性气体泄放系统，应排入专用的安全泄压系统或另行处理：

- a) 能与可燃性气体排放系统内的介质发生化学反应的气体；
- b) 易聚合、对排放系统管道的通过能力有不利影响的可燃性气体；
- c) 氧气含量大于 2%（体积分数）的可燃性气体；
- d) 剧毒介质（如氢氰酸）或腐蚀性介质（如酸性气）的气体；
- e) 在装置内处理比排入全厂可燃性气体排放系统更经济、更有利于安全的可燃性气体；
- f) 最大允许泄放背压较低，排入全厂可燃性气体排放系统存在安全隐患的气体。

5.3 富氧气体

5.3.1 富氧气体在泄放管内的流动，是一种典型的可压缩流体等截面绝热摩擦-维定常流动（Fanno 流动），富氧气体安全阀直接排向大气时，其安全阀的背压一般小于对应的临界流动压力，富氧气体在泄放过程中始终处于临界流动状态，流速很高。GB 50030、GB 16912 和欧洲工业气体协会（EIGA）的 IGC

DOC13/02 Oxygen Pipeline Systems 中，均对不同材料管道内的氧气的最高允许流速做出了规定。如果计算的富氧气体泄放速度超过了泄放管道材质的允许速度，需要控制富氧气体的泄放速度或改变泄放管道的材质。

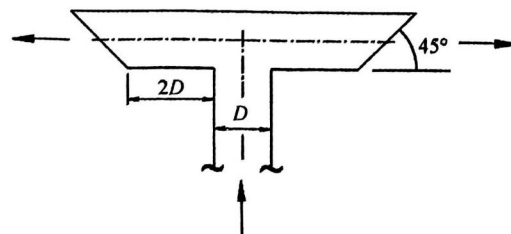
5.3.2 GB 50030—2013 的表 11.0.9 和 GB 16912—2008 的表 10 均规定了氧气管道材质的选用，并对调节阀后 5 倍管道公称直径范围的材质进行了规定，参考 IGC DOC13/02E Oxygen Pipeline Systems 和国外工程公司的技术规范，本标准对安全阀后 8 倍管道公称直径范围的材质进行了规定，管道公称直径以安全阀出口尺寸计。GB 16912—2008 的表 10 如下：

表 10 氧气管道材质选用表

工作压力 p /MPa	$p \leq 0.6$		$0.6 < p \leq 3.0$		$3.0 < p \leq 10$		$p > 10$		
管材类别	一般场所	分配主管 上阀门频繁操作区 阀后，放散 阀后	一般场所	阀后 5 倍公称直径 (并不小于 1.5m) 范围；调节阀组前 后各 5 倍公称直径 (各不小于 1.5m) 范围内；氧压车间 内部；放散阀后； 湿氧输送	一般场所	阀后 5 倍公称直径 (并不小于 1.5m) 范围；调节阀组前 后各 5 倍公称直径 (各不小于 1.5m) 范围内；氧压车间 内部；放散阀后； 湿氧输送	一般场所	氧气 充装台、 汇流排	液氧 管道
钢板卷焊管	√	×	×	×	×	×	×	×	×
焊接钢管 (GB/T 3091、SY/T 5037)	√	×	×	×	×	×	×	×	×
无缝钢管 (GB/T 8163)	√	×	√	×	×	×	×	×	×
不锈钢焊接钢管 (GB/T 12771)	√	√	√	√	×	×	×	×	×
不锈钢板卷焊管	√	√	√	√	×	×	×	×	×
不锈钢无缝钢管 (GB/T 14976)	√	√	√	√	√	×	√	×	√
铜及铜合金挤制管 (YS/T 662)	√	√	√	√	√	√	√	√	√
铜及铜合金拉制管 (GB/T 1527)	√	√	√	√	√	√	√	√	√
镍及镍基合金	√	√	√	√	√	√	√	√	√

注 1：“√”允许采用，“×”不允许采用。
 注 2：碳钢板卷焊管宜用于工作压力小于 0.1MPa，且管径超过现有焊接钢管、无缝钢管产品管径情况下。
 注 3：表中阀指干管阀门、供一个系统的支管阀门、车间入口阀门。
 注 4：氧气储罐区内氧气管道宜采用不锈钢。
 注 5：工作压力大于 3.0MPa 的铜合金管不包括铝铜合金。

5.3.3 富氧气体在放空管道出口需要尽快分散，以免局部氧气浓度过高，下图是一种比较典型的设计。



5.4 氢气

5.4.1 因为氢气的爆炸范围比较宽,为4%(体积)~75.6%(体积),而且氢气的点火能量很低(0.017mJ,约为甲烷-空气混合物的5%),所以直接向大气泄放的氢气,容易因为静电或者氢气和氧化铁之间的化学反应而着火。在放空出口安装一个圆环(Toroidal ring)可消减在放空管出口锐边形成涡流的条件,抑制静电荷的产生;也可以考虑在排放口增加蒸汽灭火管线。氢气放空系统也可以参考CGA G-5.5 Hydrogen Vent Systems中的相关内容进行设计。

5.4.2 GB/T 40061—2021中7.2.6条规定,氢气泄放管路内表面应保持洁净,氢气排放速度宜低于100m/s。

5.5 含粉体(颗粒)气体

5.5.1 含粉体(颗粒)气体的系统超压后由安全泄放设施泄压,当介质危害程度低、无腐蚀时可以排放至大气,排放管(筒)需要满足相关规范要求;当介质危害程度高或有腐蚀时需要排至相应的处理设施,如聚烯烃装置不含烃类的粉料氮气输送系统超压后通过排放管排放至安全位置;聚烯烃流化床反应器介质为乙烯、氢气等可燃气体和少量聚烯烃粉体,因此超压后泄放至火炬系统。

5.5.2 本条主要考虑泄放时避免造成二次伤害。如果泄放口朝向设备方向,泄放的粉尘(颗粒)可能落在设备上(里)影响设备正常运转、污染产品,严重时甚至可能发生粉尘爆炸;如果泄放口朝向道路或人员通过的地方,泄放的粉尘(颗粒)可能对人员造成伤害。如聚烯烃装置中袋滤器爆破板的泄放朝向选择下方无设备,不朝向道路及人员通过的地方,也就是相对空旷、安全的地方。

5.6 易聚合介质

易聚合介质,如丁二烯、苯乙烯、甲醛等介质。

5.7 超高压介质

5.7.1 参考TSG 21—2016,本标准中的超高压系统指最高操作压力大于或等于100MPa的系统。液压紧急泄放阀指由液压系统驱动/控制的,将超高压系统的压力紧急/快速(规定时间内)进行泄放的阀门。

5.7.2 超高压系统压力高,泄放时压差大,瞬间流量大,快速膨胀,不适合排入密闭排放系统。另外由于泄放压力高,泄放处流速高,在大气中可快速扩散。

5.7.3 此处蜡指低分子量聚合物,常温时是固体,高温时是熔体。

5.8 气液两相流

5.8.3 也可以用基于HEM模型的简化方法,比如 ω 方法进行计算。

5.9 淤浆、高黏、易凝固、聚合物介质

易凝固介质指熔点高于常温的介质,泄放时可能是气相或液相,泄放后随着温度的降低可能会凝固。

5.9.2 防堵措施如设爆破片、管道设吹扫、管道设保温伴热等。

5.10 大气泄放

5.10.1 参考AIGA 067/17 Safe Location of Oxygen and Inert Gas Vents编制。可引起窒息的大气组分,如氮气、氩气,二氧化碳等;可燃或有毒的大气组分,如氢气、一氧化碳等气体;不可燃和无毒的大气组分,如蒸汽、氮气、氧气、二氧化碳、惰性气体等。

f) 如排放的富含CO₂的气体对空分装置的影响。

5.10.2 需要根据泄放气体的频率、泄放速度、泄放温度、泄放气体的组成和分子量、当地的主导气象

条件、泄放处的地形、附近的建构筑物以及排气点的高度等因素进行分析，如扩散分析。泄放的频率可按连续泄放、正常操作时间断泄放、开停车泄放、紧急或事故泄放等考虑。必要的话采取措施，如环氧乙烷直接排大气时，排放管线要设蒸汽或氮气管线，手动或自动吹扫。

5.10.3 在 HG/T 20570.2—95 安全阀的设置和选用中，第 13.0.4.2 条要求，直接排大气的管道，排放管出口马赫数取小于或等于 0.5，对排入密闭系统的管道，马赫数取 0.5~0.7。一般认为，直接排大气管道内的流速可以比排入密闭系统的流速高。结合工程 and 实践经验，本标准规定排放管出口马赫数不超过 0.75。

5.10.4 在安全泄压设施出口设置阻火器，存在几个问题：一是难以保证阻火器本身的流通面积满足安全泄压设施的泄放要求，阻火器也容易结冰或由于其他原因被堵塞，这都会阻碍安全泄压设施的排放；二是超压排放速度较快，阻火元件可能因承受不了压差而损坏；三是安全泄压设施排放的压力较大，排放系统末端是大气，不会产生回火。根据以上分析，本标准规定在安全泄压设施出口不宜设置阻火器。

6 负荷确定及减排措施

6.1 安全泄压系统的负荷

6.1.2 相关联的故障考虑叠加，不相关联的故障不考虑叠加。一般地，如果引起超压的故障之间不存在工艺、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分类，那么这些故障就是不相关联的，如火灾和换热管破裂。另外，设计时也不考虑两个初始原因不相同的故障同时发生，只考虑相同初始原因相同事故发生的工况。有时需要进行安全分析才能确定故障是否相关。如在一般情况下，火灾和工艺系统出口堵塞是不相关的；但有些装置，起火可能造成局部电缆或仪表空气管道破坏从而导致出口阀门关闭，造成工艺系统出口堵塞，这时，二者就是相关联的故障。

6.1.3 最大水力学设计负荷不一定是所有事故中的最大质量流量，还要根据体积流量和压力损失确定。

6.1.5 可以根据布置来估算火灾的面积，在缺乏任何控制因素的条件时，火灾事故的范围可按面积 $230\text{m}^2\sim 460\text{m}^2$ 计算。

6.2 减少安全泄压系统负荷的措施

6.2.1

a) 通过工艺流程的设计，使泄放因系统特性的改变而得到降低，从而减少安全泄压系统的负荷。如，再沸器的热源是由泵输送的热油，当发生停电事故时，塔回流因为回流泵停电而中断，但此时塔底再沸器的热源也因为停电而中止，比再沸器热源采用蒸汽时的泄放量要少；或者塔顶冷凝器使用空冷器，当冷却水故障时，比塔顶冷凝器单独使用冷却水时泄放量要少；再如塔再沸器的热源上的控制阀采用气源故障关型，当仪表空气故障时，也可切断热源，比采用气源故障开型的控制阀时泄放量要少。另外，提高系统设计压力、设置防火保温、提高喷淋强度、优化布置等，均可减少安全泄压系统负荷。

b) 根据对工艺流程的稳态和动态分析，所有的压力泄放阀不可能同时全部泄放或在泄放周期内不可能以恒定的流量泄放。可以用泄放量或泄放时间（动态）的分析来确定安全泄压系统负荷的峰值。

c) 如冷却水中断时，多个塔同时失去塔顶冷凝能力，可以在每个压力系统上使用超压连锁的安全仪表系统切断热量供给，减少总的泄放量。

6.2.2 安全仪表系统和安全泄压系统属于不同的保护层，需要考虑安全仪表系统故障时的泄放量，安全仪表系统不能替代安全泄压系统。安全阀失效概率在不同工况下可以取 0.01~1，所以安全连锁的等级一般不低于 SIL2。本条中所指的连锁是指能够实现减排功能的连锁。在考虑减排时，SIL3 连锁是否考虑失效，现在还有不同的观点。一种观点认为，SIL3 连锁的失效概率比安全阀的失效概率还要低，

在考虑减排时，可以不考虑 SIL3 连锁失效；另一种观点认为，SIL3 连锁除对软硬件有要求外，对操作和维护也有很高的要求，SIL3 连锁很难实现，在考虑减排时，仍需要考虑 SIL3 连锁失效。本标准编写组倾向认为，如果连锁等级可以达到 SIL3，在考虑减排时，可以不考虑 SIL3 连锁失效，但在实际应用中，需要根据多方面分析后确定。

7 管道工艺设计要求

7.1 一般规定

7.1.2 参考 SH/T 3009—2013 第 4.8 条编制。

7.1.3 参考 SH/T 3009—2013 第 4.9 条编制。

7.1.5 参考 SH/T 3009—2013 第 7.1.3 条编制。

7.2 安全阀入口管道的设计要求

7.2.1 排放气体的安全阀的入口管道不能有袋形，液体能从安全阀处自流排入系统内，以防止液体在管道内积聚；排放液体的安全阀的入口管道一般也不能有袋形，以防止杂质在管道内积聚。

7.2.2 安全阀入口管道的管径通常不能小于安全阀入口口径，管道上管件的流通面积通常也不能小于安全阀的入口面积。

7.2.3 不可恢复压力降，是指与流量相关的压力降，静压力降是可恢复的压力降。API520 part II 2020 第 7.3.5 条提出，安全阀颤振的原因很复杂，压力降超过 3% 不一定会颤振，压力降小于 3% 也不一定不会颤振，但是在得到更多的研究结果之前，仍采用 3% 规则，本标准采用了这种说法，要求采用 3% 规则。当爆破片与安全阀联合使用时，计算压力降时应包括爆破片处引起的压力降。

对于热膨胀安全阀，因为排放量较小，通常可以不考虑 3% 的要求。但是，并非所有热膨胀安全阀都不需要考虑入口不可恢复压力降的 3% 要求。参考 API 520 part II-2020 第 7.3.8 条，在以下情况下还是需要考虑的：

(1) 大型全液相容器的热膨胀安全阀，如果需要排量与额定排量接近，则要考虑入口压力降的影响。

(2) 低温液体、LPG、LNG 等气温变化可能造成系统内介质气化导致超压的，需要考虑入口压力降的影响。

(3) 由于工艺传热或伴热造成的热膨胀工况，排量可能比较大的，需要考虑入口压力降的影响。

(4) 热膨胀安全阀可能由于其他超压工况而开启时，需要考虑入口压力降的影响。

对于先导式安全阀，因先导式安全阀引压管靠近超压源，所以其入口管道及管件的压力降可取更高的数值，此数值由供货商提供。需要注意，参考 API 520 part II-2020 第 7.3.9 条，仅采用远传取压的先导式安全阀可不考虑入口管道超过 3% 压力降对于阀门颤振的影响，但由于入口压力降低会导致阀门排放能力下降，所以如果入口压力降较大，建议与供货商进行确认。

7.2.4 保护同一系统的两个或多个安全阀的入口管线，不是单独从系统中接出，而是先从系统中接出一个总的管道，在这条管道上再分别接出两个或多个安全阀，这条管道在本标准中称为集合管道。

7.2.5 如塔、塔顶冷凝器和回流罐为同一压力系统，使用同一组安全阀进行保护，若安全阀安装在回流罐顶，当塔超压时，需要从塔开始计算安全阀的入口压力降，不能从回流罐顶开始计算。

7.2.7 存在压缩机等振动源时，需要注意安全阀设置的位置，以避免安全阀误开启或由于振动使安全阀入口管道破坏。

7.2.8 安全阀距压力波动源的最小直管段长度可参考下表。

压力波动源	最小直管段长度
调节阀或截止阀	25 倍管道直径
不在一个平面内的两个弯头	20 倍管道直径
同一个平面内的两个弯头	15 倍管道直径
一个弯头	10 倍管道直径
脉动衰减器	10 倍管道直径

7.3 安全泄压设施下游管道的尺寸确定

7.3.1 确定背压

a) 安全泄压系统应该确保系统每个安全泄压设施泄放时，其背压均能满足泄放要求，否则可能泄放量达不到泄放要求。

b) 单个安全阀排放工况，选用额定泄放量加系统连续排放量进行计算。泄放管道内的气体由于密度和速度变化较快，因此作为可压缩流体处理。泄放管道内的流动状态一般介于等温流动和绝热流动状态之间。在绝大多数工况下，推荐采用较保守的等温方程计算压力损失；但是对某些特殊的工况，也可采用绝热方程计算（如深冷）。对于两相流流体，可以采用均相法或 BB (Beggs-Brill) 法计算压力损失。

7.3.2 总管和干管的设计流速

参考 SH 3009—2013 第 7.1.2 条、GPSA, Engineering Data Book, 12th edition 的有关描述及工程经验编制。

7.4 安全泄压设施下游管系的要求

7.4.1 分液设施，如分液罐，集液包等。

泄放物流中存在液体时，需要进行分液，以免影响总管气体流通和造成管道损坏。以下几种情况建议设置分液罐：泄放物流中存在闪蒸液体，闪蒸产生的低温可能造成全厂分液罐或水封设施（如有）堵塞时；泄放物流中存在高温液体，高温液体引起总管热膨胀而引起大的应力时；泄放物流中存在可能凝固的高凝固点液体或含有高浓度固体时。

b) 比如为回收贵重或有毒的液体泄放物流，或者需要中和酸/碱性排放物流。

7.4.3 如果排放至密闭排放系统的安全阀无法设置在总管的上方，这些安全阀的出口管道需要设置排净管，排净管可以连到一个排放容器中，排放容器设高液位报警，同时还需要考虑凝液的排出或转送设施。如果标准和工艺条件允许，也可以采用将安全阀出口管道伴热的方式消除凝液。

7.4.5 参考 SH 3009—2013 第 7.2.5 条编制。

7.5 安全泄压系统设计条件的确定

7.5.1 GB 150.1—2011 第 3.1.7 条和 GB 20801.3—2020 第 4.1.2.1.1 条，均规定设计温度是以正常操作工况为基础进行确定的，所以本标准规定在确定安全泄压系统设计温度时可以不考虑火灾事故工况下的泄放温度。

7.5.2 260℃是考虑了碳钢管道的许用温度。如果装置内单点或多点的泄放温度超过 260℃，需要进行综合分析，选取合适的设计温度。

7.5.3 排放至全厂可燃性气体排放系统的安全泄压系统，如果装置内有分液罐，分液罐的设计压力需要执行 SH 3009—2013 的 8.1.15 条的要求，即“分液罐的设计压力不得低于 350kPa，外压不得小于 30kPa”。

7.5.4 参考 SH 3009—2013 第 7.2.7 条编制。

附录 B.2 均质两相流泄放量的计算

均质流和非均质型两相流是指的容器中的流体状态，均为液相为连续相的两相流，主要用来确定液位升高的幅度，从而判断进入泄放管中的流体是不是两相流。其中：

均质流：指气泡小而致密，均匀分布在液体中，一般总是发生两相流泄放。

非均质型两相流指气泡与液体分布不均匀，可分为气泡流与搅混流。

气泡流：非均质两相流中的一种，气泡流为较小的气泡、球形或接近球形、分布较均匀。黏度 $\geq 100\text{cP}$ 的物料体系倾向于气泡流。

搅混流：被拉长的大气泡、非常混乱、局部液体倒流等。相同的气相速率，搅混型的液位升高小于气泡型的液位升高程度，故相比气泡型不易发生两相流泄放。黏度 $< 100\text{cP}$ 的物料体系倾向于搅混流。

中华人民共和国
石油 化 工 行 业 标 准
石油 化 工 装 置 安 全 泄 压 系 统 工 艺 设 计 规 范
SH/T 3241—2025

*

中国石化出版社出版发行
地址：北京市东城区安定门外大街 58 号
邮编：100011 电话：(010) 57512500
石化标准编辑部电话：(010) 57512477
发行部电话：(010) 57512575
<http://www.sinopec-press.com>
E-mail: press@sinopec.com
北京艾普海德印刷有限公司印刷
版权专有 不得翻印

*

开本 880mm×1230mm 1/16 印张 2.25 字数 46 千字
2025 年 9 月第 1 版 2025 年 9 月第 1 次印刷

*

书号：155114·2781 定价：50.00 元
(购买时请认明封面防伪标识)