doi:10.3969/j.issn.1001-4837.2025.11.006

设计计算

两相流超压泄放尺寸计算方法探析

吴全龙[1],史斐菲[1],徐　军[1],刘　铎[2,3]

(1.上海华理安全装备有限公司,上海 201109;2.国家市场监督管理总局重点实验室(爆破片装置安全技术),沈阳 110179;3.沈阳特种设备检测研究院,沈阳 110179)

摘　要:在化工、石油、能源等过程工业中,安全阀与爆破片装置是承压设备重要的安全附件,通过超压泄放,保证设备安全。当泄放介质为气液两相流时,其泄放过程涉及闪蒸、冷凝、相间滑移等复杂物理现象,使得泄放装置的尺寸计算面临较大挑战。本文系统梳理了两相流泄放计算模型的理论基础,重点剖析与比较了均质直接积分法(HDI法)与Omega法这两种工程常用方法的原理、适用条件与局限性。进一步拓展了文献综述的广度,引入了对非平衡模型及CFD辅助设计等前沿方向的探讨。通过对不同方法的系统性对比,提出了针对不同工程场景的选型指南,并深入讨论了两相流泄放系数的确定这一核心难题。最后,基于对国内外研究现状与标准规范的对比分析,展望了未来研究方向,旨在为工程技术人员提供更具系统性与前瞻性的理论指导和实践参考。

关键词:两相流;安全阀;爆破片;超压泄放;计算模型;Omega法;HDI法

中图分类号:TH49;TH123;TQ055.8　　**文献标志码:**A

Analysis of overpressure relief size calculation method on two-phase flow

WU Quanlong[1],SHI Feifei[1],XU Jun[1],LIU Duo[2,3]

(1.Shanghai Huali Safety Devices Co.,Ltd.,Shanghai 201109,China;2.Key Laboratory of the State Administration for Market Regulation(Safety Technology of Bursting Disc Devices),Shenyang 110179,China;3.Shenyang Institute of Special Equipment Inspection and Research,Shenyang 110179,China)

Abstract: In process industries such as chemical, petroleum, and energy sectors, safety valves and rupture disc devices are crucial safety accessories for pressure-bearing equipment. By discharging overpressure, these devices ensure the safe operation of such equipment. When the relief medium is a two-phase flow, the relief process involves complex physical phenomena including flashing, condensation, and interphase slip, which poses significant challenges to the sizing calculation of relief devices. This paper systematically reviews the theoretical fundamentals of calculation models for two-phase flow relief. It focuses on analyzing and comparing the principles, applicable conditions, and limitations of two commonly adopted engineering methods: The Homogeneous Direct Integration (HDI) method and the Omega method. The paper further expands the scope of the literature review by introducing discussions on cutting-edge research directions such as non-equilibrium models and CFD-assisted design. Through a systematic comparison of different methods, it proposes selection guidelines tailored to diverse engineering scenarios and delves into the core challenge of determining the two-phase flow discharge coefficient. Finally, based on a comparative analysis of the domestic and international research status as well as relevant standards and specifications, this paper prospects future research directions, aiming to provide engineering technicians with more systematic and forward-looking theoretical guidance and practical references.

Key words:two-phase flow;safety valve;rupture disc;overpressure relief;calculation model;Omega method;HDI method

收稿日期:2025-09-16　**修回日期:**2025-10-26

基金项目:国家市场监督管理总局重点实验室(爆破片装置安全技术)开放课题项目(2025BPK01)

符号说明：

A——有效泄放面积，m^2；
C_p——介质定压比热容，J/(kg·K)；
G——质量流速，kg/(m^2·s)；
h_{go}——滞止状态气相介质的焓值，J/kg；
h_{lo}——滞止状态液相介质的焓值，J/kg；
K_d——泄放系数；
K_{dG}——气体泄放系数；
K_{dL}——液体泄放系数；
L——喷嘴长度，cm；
L_e——完全闪蒸最短距离，cm；
P_o——滞止状态压力绝对值，Pa；
P_n——喷嘴喉部压力绝对值，Pa；
P_b——泄放出口压力绝对值，Pa；
S——滑移比；
T_o——滞止状态温度，K；
W——质量流量，kg/s；
x——干度(即气相质量分数)；
x_0——进入泄压装置的流体初始干度；
x_e——特定压力下流体平衡状态干度；
ρ——介质密度，kg/m^3；
ρ_o——滞止状态密度，kg/m^3；
ρ_{lo}——滞止状态液相介质密度，kg/m^3；
ρ_n——喷嘴喉部密度，kg/m^3；
ρ_G——气相密度，kg/m^3；
ρ_L——液相密度，kg/m^3；
v——介质的比容，m^3/kg；
v_o——滞止状态介质的比容，m^3/kg；
v_9——在$0.9P_o$压力下介质的比容，m^3/kg；
v_{go}——滞止状态气相介质的比容，m^3/kg；
v_{lo}——滞止状态液相介质的比容，m^3/kg；
η_c——临界背压比，$\eta_c = P_d/P_o$；
η_a——实际背压比，$\eta_a = P_b/P_o$；
α——气相体积分数；
α_o——滞止状态气相体积分数；
ω——两相流参数。

0 引言

过程工业的安全运行高度依赖于压力保护设备，尤其是安全阀和爆破片装置等超压泄放设备的可靠性。当系统压力因失控反应、外部火灾、流体阻塞等紧急情况而异常升高时，超压泄放装置必须迅速、准确地开启，将过压介质泄放到指定系统，从而保护人员、设备和环境安全。在许多工艺场景中，如反应器、精馏塔、储罐及换热设备中，泄放介质并非单一的气相或液相，而是气液两相混合物。两相流的产生可能源于多种机理，比如饱和液体的闪蒸、过热液体的降压汽化或气体的冷凝等。

与单相流相比，两相流动的物理机制极为复杂，其质量流速不仅取决于压差，还与流型、相间相互作用(滑移)、热力学状态(平衡与非平衡闪蒸)，以及泄放过程所遵循的热力学路径密切相关。若采用不恰当的计算模型和方法，可能导致超压泄放尺寸选型过大(造成浪费)或过小(引发事故)。因此，正确选用适于两相流工况的超压泄放计算模型和计算方法，是过程安全工程领域的核心课题之一。

自20世纪80年代美国DIERS项目取得里程碑式成果以来，两相流泄放研究已从经验公式发展为基于物理的数学模型。其中，国内外标准对于两相流管道设计进行了阐述，比如ISO/TC 67标准委员会发布的*Petroleum and natural gas industries*系列标准，ASME B31.3—2024 *Process Piping*，以及GB/T 20801.6—2020《压力管道规范 工业管道 第6部分：安全防护》等。尽管HEM模型及其衍生的Omega法和HDI法已成为工程实践的主流，但非平衡效应、多组分混合物及泄放系数的确定仍是研究热点。本文旨在系统梳理该领域的计算模型与工程方法，深入分析其演进逻辑、应用边界与发展趋势，为工程实践提供清晰的技术路线，并推动国内相关标准进一步完善[1-4]。

1 两相流泄放的计算模型

建立或选择计算模型之前，必须深刻理解影响两相流泄放行为的关键物理因素，包括流体流型、力学平衡、热平衡、热力学流动路径等[5-6]。

在超压泄放这种高流速、强湍流的瞬态过程中，通常假设流体在喷嘴或短管内被充分混合，形成均质流。这意味着气液两相速度相等，且均匀混合，可视为一种具有平均物性的“拟单相”流体。泄压工况下，由于强烈的湍流混合作用，特别是在闪蒸流中，闪蒸导致的体积膨胀效应远大于单纯压降引起的滑移，滑移效应常被忽略(S=1.0)，流动处于机械力学平衡状态。另外，流体流经喷嘴时，热力学路径为一等熵过程，因此，可将等熵喷嘴方程作为质量流速计算的理论基础。针对上述假设，提出了均质平衡模型(homogeneous equilibrium model，HEM)，该模型假定两相混合物为均质且处于平衡状态(包括力学平衡与热平衡)[6-7]。

当气液两相在任意局部位置都处于平衡状态时，液体压力降至饱和蒸气压的工况下，闪蒸将瞬间完成。然而，实际的闪蒸是一个需要有限时间和距离（量级约为几毫秒/数英寸）的速率过程。多个单组分系统的试验数据表明，当$L>L_e$时，喷嘴内闪蒸流动将处于相态平衡。在更短的喷嘴内，流体停留时间可能短于完全闪蒸最短时间，导致闪蒸过程未充分发展，处于相态非平衡。此时，实际产生的蒸气干度低于平衡值，混合物密度增大，实际质量流速可能高于平衡模型预测值。为处理非平衡效应，发展了均相松驰模型（homogeneous relaxation model，HRM），也称非平衡模型，其通过引入完全闪蒸时间或距离来模拟延迟闪蒸，更接近物理现实，但参数确定存在一定的困难[8-9]。

2 两相流泄放计算方法

2.1 HDI法

在HEM模型假设框架内，适用于液体、压缩气体、超临界流体、两相流等各种介质工况泄放时质量流速的计算公式为：

$$G=\rho_n\left(-2\int_{P_o}^{P_o}\frac{\mathrm{d}P}{\rho}\right)^{1/2} \tag{1}$$

从式（1）可以看出，求解质量流速的关键是找出压力与密度或比容之间的解析关系。当无法获得式（1）中所需的压力与密度之间的解析关系时，可以使用适当的正交技术（例如梯形法则或辛普森法则）对压力区间进行数值计算，该方法通常称之为均相介质直接积分法（homogeneous direct integration method，HDI）。

对于两相流介质，HDI法通过纯流体热力学性质数据库和多组分混合物闪蒸程序，在P_o至P_n的等熵压力范围内生成多个(P,ρ,x)数据点，采用简单梯形法则的求解方程如下所示：

$$G\cong\rho_n\left[-2\sum_{P_o}^{P_n}\frac{P_{i+1}-P_i}{\overline{\rho}_i}\right]^{1/2} \tag{2}$$

压力从P_o开始逐步降低至P_n，并进行重复计算，直至质量流速达到最大值或P_n达到背压值。若在$P_n=P_b$前未出现最大值，则流动未壅塞。

根据体积加权平均法，式（1）中两相混合物密度可采用下式进行计算：

$$\frac{1}{\rho}=\frac{x}{\rho_G}+\frac{(1-x)}{\rho_L} \tag{3}$$

HDI法是HEM框架下最为严格和通用的数值积分方法，具备以下特征：

（1）严格遵循理想喷嘴方程和HEM假设的理论框架，其精度取决于物性数据的准确性；

（2）适用于所有流体在任何具备物性数据条件下的计算；

（3）计算过程不受进口流体状态影响（无论是低温液体、过冷闪蒸液体、冷凝蒸气还是两相混合物），也与流动是否壅塞无关；

（4）可方便地应用于多组分体系，但需具备混合物在目标压力范围内的物性数据，以完成闪蒸计算；

（5）计算方法简洁直接，特别适合电子表格求解。

2.2 Omega法

Omega法是在HEM框架下的一种简化解析方法，其核心是引入一个无量纲参数ω来线性化两相混合物的状态方程。

2.2.1 计算公式的推导

式（1）所示质量流速积分公式用于两相流时，P–v关系不能按理想气体状态方程进行描述。对于两相闪蒸流，P–v关系应由等熵闪蒸计算给出，紧急泄放系统设计协会（Design Institute for Emergency Relief Systems，DIERS）推荐了一个通用的两相P–v关系式[10-11]：

$$\frac{v}{v_o}-1=a\left(\frac{P}{P_o}-1\right)+b\left(\frac{P}{P_o}-1\right)^2 \tag{4}$$

通常系数b远小于系数a，实际上，只需要在两个较低压力下进行两次闪蒸计算即可求解a和b。当b=0且a=1时，相当于理想气体，建议使用k=1.001以避免在除以（k–1）时出现数学问题，P–v关系满足$Pv=P_ov_o$。当b=0且a=0时，方程简化为$v=v_o$，相当于不可压缩液体状态。

在DIERS推荐的状态方程中，令$a=\omega$，b=0，则两相流体膨胀的气体状态方程为：

$$\frac{v}{v_o}=\omega\left(\frac{P}{P_o}-1\right)+1 \tag{5}$$

$$\frac{\rho_o}{v\rho}=\omega\left(\frac{P}{P_o}-1\right)+1 \tag{6}$$

以上线性关系就是Omega法相对于精确数值积分法的简化所在。参数ω定义为这条线性关系的斜率，表征了混合物比容随压力下降而膨胀的剧烈程度。

将式（5）或（6）代入式（1），通过积分可求得：

$$G=\sqrt{-2P_o\rho_o\left[\omega\ln\frac{P}{P_o}+(\omega-1)\left(1-\frac{P}{P_o}\right)\right]}\div\left[\omega\left(\frac{P}{P_o}-1\right)+1\right] \tag{7}$$

与单相流一样，流动进入临界状态时，质量流速将达到最大值，即$\partial G/\partial\eta_c=0$，因此，在临界流动状态下对式（7）进行偏导求解可得：

$$\eta_c{}^2+(\omega^2-2\omega)(1-\eta_c)^2+2\omega^2\ln\eta_c+2\omega^2(1-\eta_c)=0 \tag{8}$$

根据ω值，可以通过式（8）求出相应的临界压力比η_c，该值也可通过图1（摘自API 520-1：2020 *Sizing，selection，and installation of pressure-relieving devices – Part I – Sizing and selection*）查询而得。

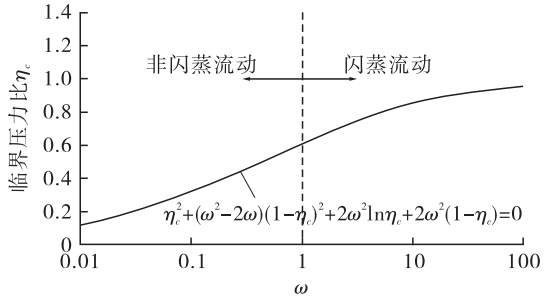


图1 闪蒸和非闪蒸泄压系统的喷嘴处临界流动关联曲线

Fig.1 Critical flow correlation curves at the nozzle of flashing and non-flashing relief systems

当$P_c\geqslant P_b$时，流动进入临界状态，相应的质量流速为：

$$G=\eta_c\sqrt{\frac{P_o}{v_o\omega}} \tag{9}$$

当$P_c<P_b$时，流动为亚临界状态，相应的质量流速为：

$$G=\frac{\left\{-2[\omega\ln\eta_a+(\omega-1)(1-\eta_a)]\right\}^{1/2}}{\omega(1/\eta_a-1)+1}\times\sqrt{P_o/v_o} \tag{10}$$

Omega法基于描述两相流体膨胀的通用状态方程，类似于理想气体假设，它只是一种简化近似。该方法将经典的HEM两相流模型质量流速求解过程简化为一组解析方程，但一些方程需要迭代求解，工程实践中通常提供相应的设计图表以便快速计算。

2.2.2 ω的物理意义

对于饱和液体或近饱和液体的闪蒸流，LEUNG[12]通过分析发现，ω的值可以非常近似地由滞止点（入口状态）的物性唯一确定，如下式所示：

$$\omega=\frac{x_o v_{go}}{v_o}+\frac{C_p T_o P_o}{v_o}\left(\frac{v_{go}-v_{lo}}{h_{go}-h_{lo}}\right)^2 \tag{11}$$

$$\omega=\alpha_o+(1-\alpha_o)\rho_{lo}C_p T_o P_o\left(\frac{v_{go}-v_{lo}}{h_{go}-h_{lo}}\right)^2 \tag{12}$$

式（11）（12）是对两相流等熵膨胀线性化状态方程中的关键参数ω的定义和参数化。它们并非从第一性原理直接推导得出，而是基于物理特性和模型简化得到的工程近似公式，而非严格的理论推导。其推导始于一个如式（5）（6）的线性P-v关系假设，然后通过分析滞止点物性对等熵膨胀路径的影响，将ω表达为两个明确物理量贡献之和：初始蒸气膨胀和液体闪蒸。

式（11）（12）的精妙之处在于，它们将描述复杂两相流膨胀行为的参数ω，与容易获取或计算的流体初始热物理性质直接联系起来，使得Omega法非常便于工程应用。

ω参数的本质是表征两相混合物可膨胀性的一个无量纲量。它反映了在泄压过程中，由于气相膨胀和液体闪蒸共同导致的混合物体积膨胀的剧烈程度。根据式（12），ω由两个不同的项组成：第一项反映了由于存在蒸气体积导致的两相混合物的可压缩性；第二项关注减压或闪蒸时相变引起的可压缩性。对于闪蒸两相流系统，第二项占主导地位，直到ω接近1（全部蒸汽入口）。对于非闪蒸两相流系统（如空气-水或氮气-油），第二项消失（无相变），ω简单地变为α_o。ω值大，意味着压力稍微下降，混合物比容急剧增加（例如，高挥发性液体或近临界流体），流动易于壅塞，质量流速较低。ω值小，意味着混合物比容随压力变化平缓（例如，低挥发性液体或“过冷液体”两相流），流动特性更接近液体，质量流速较高。

ω值越大，混合物表现出的体积膨胀或可压缩行为越多。对于闪蒸两相流系统，第二项占主导地位，直到ω接近1（全部蒸汽入口）。对于非闪蒸两相流系统（如空气-水或氮气-油），第二项消失（无相变），ω简单地变为α_o。这一结果允许将闪蒸流的通用解决方案扩展到非闪蒸流而不做修改。

因此，根据ω的值可以判断流体的相应流动特征（如图1所示）：

（1）闪蒸流时，ω>1；

（2）气体/蒸气流时，ω=1；

（3）非闪蒸流时，0<ω<1；

（4）液体流时，ω=0。

2.2.3 API 520对ω的求解

在某些工况中，可以仅使用泄压条件下的流体特性（单点法）来估算ω取值。单点法仅适用于单组分流体，不适用于含轻质气体组分（如氢气）的混合物。对于沸程大于83 ℃的多组分闪蒸混合物，ω参数不能由单一状态决定，而是通过混合物在两个不同压力点等熵闪蒸后的两相密度来计算。这本质上是一种双点线性拟合，比单点法更为可靠。

API 520-1：2020标准采用两点法（滞止状态和0.9P_o压力点）求解ω，根据式（5）（6）可得：

$$\begin{aligned}\omega &= \left(\frac{\rho_o}{\rho}-1\right)\Big/\left(\frac{P_o}{P}-1\right)\\ &= \left(\frac{v}{v_o}-1\right)\Big/\left(\frac{P_o}{P}-1\right)\end{aligned} \tag{13}$$

使用式（13）通过两个压力点的比容数据计算ω，即：

$$\omega = 9\left(\frac{v_9}{v_o}-1\right) \tag{14}$$

显然，两点法扩展了Omega法在多组分混合物中的应用范围，只要具备可靠的热力学模型和物性数据库即可实施。但计算精度仍然依赖于流体特性、工况和所选压力区间。

2.3 非平衡模型泄放尺寸的求解

非平衡效应会延迟闪蒸过程，使其在低于常规平衡饱和压力的条件下发生，这意味着当压力达到饱和压力时，闪蒸过程并未充分发展，因此，实际干度将低于平衡闪蒸条件下的理论值。有限的试验数据表明，L_e=10 cm。在非平衡条件下，密度将高于平衡状态，可通过下式修正干度值x来体现非平衡效应：

$$x = x_0 + (x_e - x_0)L/10 \tag{15}$$

在此基础上，HDI法可扩展应用于短管（$L<L_e$）喷嘴内闪蒸流的非平衡效应计算（即HRM模型）。

此外，分相流模型明确考虑气液两相间的滑移速度，适用于滑移效应显著的冻结流，但计算更为复杂，通常按下式来考虑滑移效应：

$$\alpha = \frac{x}{x + S(1-x)\rho_G/\rho_L} \tag{16}$$

近年来，计算流体动力学（CFD）模拟软件提供了高保真的流场观察，成为研究复杂几何结构和瞬态过程的有力工具，但目前主要用于机理研究和特定工况的辅助分析，尚难直接用于常规工程设计[13]。

3 泄放系数的确定

超压泄放装置尺寸通常可按下式进行计算：

$$A = \frac{W_s}{K_d G} \tag{17}$$

式（17）中的K_d用于修正理想喷嘴等熵模型预算流量与实际阀门流量之间的差异，K_d的大小反映了理论喷嘴等熵模型对真实阀门流量的表征精度，取值与超压泄放装置几何结构相关，也受流体属性影响。K_{dG}总是比K_{dL}更接近1.0，这是因为气体泄放系数是在壅塞流条件下测得的，此时，理想气体等熵模型能更准确地表征实际流动，而液体泄放系数的测定是在非壅塞流条件下进行，泄放时，整个阀门（不仅是阀嘴）都会影响流量，等熵喷嘴模型的准确性大幅降低。

安全阀和爆破片装置的K_d值由制造商在经认证的标定过的测试设施中用水或空气（有时用蒸汽）测定，并在相关网站公示。两相流领域缺乏经过验证的数据库或认证测试设施，因此，无法获取K_d的试验值。研究人员基于少量试验观测数据，提出针对两相流K_d的各种平均计算方法，例如根据气液相体积占比进行体积加权平均[6,14-15]，得到如下计算式：

$$K_d = \alpha K_{dG} + (1-\alpha)K_{dL} \tag{18}$$

以上方法忽略了一个事实，即K_{dL}是在非临界条件下确定的，其中，阀体对阀门中的流动阻力有显著影响；而K_{dG}是在临界（壅塞）流动条件下确定的，其中，喷嘴下游的阀体部分不影响质量流速。各类安全阀中冻结气、水混合流的试验数据表明，壅塞流状态下K_d值应取K_{dG}，非壅塞流时则取K_{dL}。这一结论的内在逻辑性在于实测K_{dG}值代表壅塞流的情况，即此时质量流速不受喷嘴下游条件的影响；而K_{dL}值反映非壅塞的情况，质量流速仍受阀体流阻的影响[14]。

对于爆破片装置，其泄放能力的表征通常使用泄放系数K_d或阻力系数K_R。与安全阀不同，爆

破片的K_d是一个常数值，通常在认证试验中用水或空气测定。在处理两相流时，无论流动是否壅塞，目前普遍建议对爆破片直接使用其液体泄放系数进行计算。这是因为爆破片动作时，整个膜片破裂形成的流道形状不规则，流动分离严重，流动特性更类似于一个孔板，且在很宽的操作范围内，其K_d值变化不大。

4 方法对比与工程选型指南

4.1 方法系统性对比

为清晰指导工程应用，将主要计算方法的特性对比总结于表1[16-18]。

表1 两相流泄放主要计算方法对比

Tab.1 Comparison of major calculation methods for two-phase flow relief

特征/方法	Omega法	HDI法	非平衡模型（HRM）
理论基础	HEM（线性化P–v关系）	HEM（精确数值积分）	均相流，考虑相变动力学
计算复杂度	低（解析方程）	中（数值积分）	高（需求解微分/松弛方程）
精度	中等（依赖于工况）	高（依赖于物性精度）	潜在精度高（依赖于松弛参数）
主要适用流体	单组分、窄沸程混合物	所有流体，尤其是多组分、宽沸程	快速泄放、短流道下的闪蒸流
壅塞流判断	通过临界压力比或图表确定	通过数值找到最大质量流速，从而自动确定	模型内嵌判断机制
工程适用性	初步设计、标准合规	详细设计、关键工况、HDI法验证	研究特定高精度需求场景

4.2 工程选型建议

基于表1进行分析，提出以下工程选型指南。

（1）初步设计与标准合规：对于大多数单组分或窄沸程混合物闪蒸流，Omega法因其简便高效，是进行初步尺寸计算和满足标准（如API 520）要求的首选。

（2）详细设计与关键工况：对于多组分、宽沸程混合物，或近临界区、非典型工况，推荐采用HDI法。其高精度和普适性有助于获得更可靠的结果，尤其适用于大型反应器、高压储罐等关键设备的安全分析。

（3）研究与特定应用：当有证据表明闪蒸非平衡效应显著（如极短泄放路径、高过热度液体），且具备可靠的松弛参数时，可考虑使用非平衡模型。CFD模拟可作为理解复杂流动机理和验证简化模型的有效辅助工具。

（4）交叉验证原则：在条件允许时，特别是对于高风险场景，应采用Omega法与HDI法进行交叉验证。若结果差异显著，需深入分析原因，并优先考虑更精确的HDI法结果。

5 结论

本文系统回顾了两相流工况下超压泄放装置尺寸的计算模型。两相流泄放是一个涉及多物理场耦合的复杂过程，成功的建模依赖于对流动特性、热力学行为和超压泄放装置性能的深刻理解。从基础的HEM模型出发，发展出了从简化的解析方法到精确的数值积分方法等一系列计算方法。Omega法因其简便性在工程标准中占有一席之地，而HDI法则以其高精度和通用性成为复杂工况下的优选方案。

两相流泄放系数的确定仍是一个挑战，未来可基于以下方向进行进一步研究，为工程实践提供更加坚实的数据支撑[18-19]。

（1）建立针对工业常见流体（尤其是含氢、含轻烃等多组分体系）在泄放工况下的高精度物性数据库，并开展系统性的两相流泄放试验，为模型验证和泄放系数确定提供支撑。

（2）发展适用于宽工况的多组分非平衡闪蒸模型；探索人工智能在物性预测、泄放系数关联和模型选择中的应用。

（3）研究并规范CFD在两相流泄放模拟中的最佳实践，使其逐步从研究工具过渡为高级工程设计工具。

（4）将泄放装置的计算与整个压力系统的动态仿真相结合，进行更真实的安全评估。

总之，面对两相流超压泄放装置选型这一复杂任务，应摒弃单一模型万能的思想，而是基于对工艺介质、泄放工况和模型局限性的全面理解，审慎选择并尽可能交叉验证多种计算方法，最终确定既安全又经济的设计方案。

参考文献：

[1] LEUNG J C. A Generalized correlation for two-phase flashing flow [J]. AIChE Journal, 1986, 32 (10): 1743-1746.

[2] 李志强,张早校,陈守燕.压力安全阀两相流泄放能力计算模型评述[J].化工机械,2010,37(4):435-440.
LI Z Q, ZHANG Z X, CHEN S Y. Review of calculation models for discharge capacity of pressure safety valves under two-phase flow conditions [J]. Chemical Engineering & Machinery, 2010, 37(4): 435-440.

[3] 吴全龙,陈朝晖,周伟明.GB 150.1附录B关于火灾时盛装液化气体容器的安全泄放量计算公式推导解析[J].压力容器,2016,33(7):48-52.
WU Q L, CHEN Z H, ZHOU W M. Analysis on derivation of calculation of safety relieve capacity of liquefied gas vessel occuring fire in appendix B of GB 150.1[J]. Pressure Vessel Technology, 2016, 33(7): 48-52.

[4] 吴全龙,史斐菲,徐维普,等.火灾工况充装压缩气体容器超压泄放装置尺寸计算解析[J].压力容器,2023,40(11):62-66.
WU Q L, SHI F F, XU W P, et al. Research on size calculation of pressure relief devices for gas-filled pressure vessels under exterior fire condition [J]. Pressure Vessel Technology, 2023, 40(11): 62-66.

[5] LEUNG J C. Similarity between flashing and non-flashing two-phase flow[J]. AIChE Journal, 1990, 36(5): 797-800.

[6] DARBY R. Size safety-relief valves for any conditions [J]. Chemical Engineering, 2005, 112(9): 42-50.

[7] LEUNG J C. The Omega method for discharge rate evaluation [C]//Runaway Reactions and Pressure Relief Design. USA: Design Institute for Emergency Relief Systems, 1995: 367-393.

[8] ELIAS E, CHAMBRE G R L. A non-equilibrium relaxation model for flashing liquid flow [J]. International Journal of Multi-phase Flow, 1993, 19(5): 791-807.

[9] CREED M J, BROCKMANN G F. Two-phase flow considerations for safety valve sizing [J]. Process Safety Progress, 1998, 17(2): 80-85.

[10] DARBY R. On two-phase flow and the discharge coefficients of safety valves [J]. Process Safety and Environmental Protection, 2004, 82(6): 437-444.

[11] SCHMIDT J, WESTPHAL M. A contribution to two-phase flow safety valve sizing [J]. Process Safety Progress, 2001, 20(2): 77-86.

[12] LEUNG J C. A simple theory for predicting two-phase flashing flow in pipes and valves [J]. Plant/Operations Progress, 1985, 4(4): 226-234.

[13] DARBY R, SELF F E, EDWARDS V H. Properly size pressure-relief valves for two-phase flow: A number of factors must be kept in mind when using different models [J]. Chemical Engineering, 2002, 109(6): 68-75.

[14] SALLET D W, SOMERS G R. Discharge coefficients or safety valves handling two-phase flows [J]. International Journal of Pressure Vessels and Piping, 1985, 21(3): 219-239.

[15] HENRY R E, FAUSKE H K. The two-phase critical flow of one-component mixtures in nozzles, orifices, and short tubes [J]. ASME Journal of Heat and Mass Transfer, 1971, 93(2): 179-187.

[16] FISHER H G, FORREST H S, GROSSEL S S, et al. Emergency relief system design using DIERS technology: The design institute for emergency relief systems (DIERS) project manual[M]. 1992.

[17] DOWNAR-ZAPOLSKI P, BILICKI Z, BOLLE L, et al. The non-equilibrium relaxation model for one-dimensional flashing liquid flow [J]. International Journal of Multi-phase Flow, 1996, 22(3): 473-483.

[18] LEUNG J C, GROLMES M A. The homogeneous equilibrium model for two-phase flashing flow [J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1988, 66(2): 294-298.

[19] DARBY R, MEILER P R, STOCKTON J R. Select the best model for two-phase relief sizing [J]. Chemical Engineering Progress, 2001, 97(5): 56-65.

作者简介:吴全龙(1975),男,高级工程师,全国安全泄压装置标准化技术委员会(SAC/TC503)委员,主要从事爆破片装置的产品设计制造、爆破片标准研究和编写工作,通信地址:201109上海市鹤翔路99号上海华理安全装备有限公司,E-mail:983762128@qq.com。

通信作者:史斐菲(1982),女,高级工程师,主要从事研究爆破片装置产品设计制造、参与爆破片标准研究和编写工作,通信地址:201109上海市鹤翔路99号上海华理安全装备有限公司,E-mail:13661812592@163.com。

本文引用格式:
吴全龙,史斐菲,徐军,等.两相流超压泄放尺寸计算方法探析[J].压力容器,2025,42(11):50-56.
WU Quanlong, SHI Feifei, XU Jun, et al. Analysis of overpressure relief size calculation method on two-phase flow [J]. Pressure Vessel Technology, 2025, 42(11): 50-56.