文章编号：0253-374X(2026)01-0128-10　　**DOI**：10.11908/j.issn.0253-374x.24286

液氢加氢站的液氢储罐转注过程动态模拟

杨靖丞[1]，沈　瑾[2]，王维博[3]，吴　昊[1]，王佳伟[2]，胡　赟[3]，
韩一松[2]，朱绍伟[4]，薛明喆[1]，张存满[1]

（1. 同济大学 汽车学院，上海 201804；2. 杭氧集团股份有限公司，浙江 杭州 310004；
3. 杭氧工装泵阀有限公司，浙江 杭州 311300；4. 同济大学 机械与能源工程学院，上海 201804）

摘要：为了解决目前液氢加氢站用液氢增压泵入口处液氢因压力不足导致产生闪蒸现象从而威胁液氢增压泵的稳定运行的问题，进行液氢加氢站内液氢储罐转注过程的动态模拟，并提出针对液氢储罐内的压力管理策略。利用MatLab软件平台，建立了耦合液氢增压泵蒸发气回流与自增压的液氢储罐转注过程热力学模型。分析了液氢转注过程中压力温度变化规律，提出了一套预防液氢储罐内液氢产生闪蒸现象为目标的压力管理策略，并对压力管理策略中的自增压目标压力进行优化，得到了最优的目标压力。可为液氢加氢站中液氢转注过程的自增压程序的编写提供理论指导。

关键词：液氢储罐；蒸发气；转注；压力管理策略
中图分类号：TK91　　**文献标志码**：A

Dynamic Simulation of Liquid Hydrogen Storage Tank Transfer Process in Liquid Hydrogen Refueling Stations

YANG Jingcheng[1], *SHEN Jin*[2], *WANG Weibo*[3], *WU Hao*[1], *WANG Jiawei*[2], *HU Yun*[3], *HAN Yisong*[2], *ZHU Shaowei*[4], *XUE Mingzhe*[1], *ZHANG Cunman*[1]

(1. School of Automotive Studies, Tongji University, Shanghai 201804, China; 2. Hangzhou Oxygen Plant Group Co., Ltd., Hangzhou 310004, China; 3. Hangzhou Oxygen Koso Pump and Valve Co., Ltd., Hangzhou 311300, China; 4. School of Mechanical Engineering, Tongji University, Shanghai 201804, China)

Abstract: To address the issue of flash evaporation caused by insufficient pressure at the inlet of liquid hydrogen pumps in hydrogen refueling stations—a phenomenon that threatens operational stability—it is imperative to develop a dynamic simulation of the onboard transfer process and establish an effective pressure management strategy for liquid hydrogen storage tanks. Using the MatLab software platform, this paper develops a thermodynamic model of the liquid hydrogen transfer process that integrates boil-off gas recirculation and tank self-pressurization. It systematically analyzes the variations in pressure and temperature during transfer, leading to the proposal of a pressure management strategy designed to prevent flash evaporation. Furthermore, it optimizes the target self-pressurization pressure within this strategy, yielding a definitive optimal value. This paper provides theoretical guidance for programming self-pressurization procedures during liquid hydrogen transfer in hydrogen refueling stations.

Keywords: liquid hydrogen storage tank; boil of gas; reinjection; pressure management strategy

氢能源的独特优势在于高能量密度和零排放特性，特别是在发展可再生能源浪潮的推动下，氢能已成为实现碳中和目标的关键途径之一，加氢站则是交通领域实现“双碳”目标的关键基础设施。相较于高压气态储存的加氢站，液氢储存型的加氢站以高能量密度、低储存压力的特点，在氢的储运过程中优势更为显著。目前国外液氢加氢站的数量大约占据加氢站总数的1/3[1]，而我国液氢加氢站还处于初步探索阶段，仅在浙江平湖建成了我国第一座液氢加氢站[2]。目前车载液氢瓶尚在研发阶段，没有大范围商业化应用，因此液氢加氢站的加注端仍需以高压氢的形式加注到燃料电池汽车中。在液氢加氢站的设计上，液氢需要通过增压、气化2个阶段，使氢从低压、低温的状态转变成高压常温状态。其中，先气化后增压的液氢加氢站采用压缩机作为站内增压

收稿日期：2024-09-02
基金项目：国家重点研发计划(2022YFB4002800)
第一作者：杨靖丞，博士生，主要研究方向为氢能技术。E-mail：yangjingcheng0705@163.com
通信作者：薛明喆，副教授，博士生导师，理学博士，主要研究方向为氢能技术。E-mail：mzxue@tongji.edu.cn

论文拓展介绍

设备，先增压后气化的流程设计采用液氢增压泵作为站内增压设备。液氢增压泵的能耗大约是相同工况下压缩机的1/3[3-4]，因此，采用液氢增压泵作为液氢站内增压设备是液氢加氢站发展趋势之一。

在液氢加氢站全工艺流程中，只有液氢储罐与液氢增压泵中的氢存在气态与液态之分，液氢经过液氢增压泵增压后，液氢温度升到约50 K[5]，压力达到45～90 MPa的超高压，转变为超临界态。在典型的增压气化型液氢加氢站的工艺流程中[1]，液氢储罐向液氢增压泵转注液氢的同时，液氢增压泵开始增压输送液氢用于后续加注流程。作为液压驱动的高压泵，出口流量的调节依靠流量控制阀分流管路的流量。因此，单台液氢增压泵的出口流量在加注过程中视为恒定不变[6]。

液氢从储罐转注至液氢泵池的过程中，蒸发气(boil of gas，BOG)产生的机制与静态蒸发不同。热力学理论将转注过程的动态蒸发机制称为“闪蒸”[7]。闪蒸产生的BOG不是因为环境漏热产生的，而是气压的骤降导致液氢的沸点降低造成的。在液氢储罐向液氢泵池转注的过程中，液氢储罐的液面处于不断下降的过程，液氢储罐的气相区体积越来越大，此时气相区体积增大，压力逐渐降低，液相区过冷度不足，产生剧烈沸腾现象。

已有研究表明[7]，静态BOG是因为环境漏热产生的，产生过程比较温和，气泡形成于气液界面及储罐壁面。而闪蒸BOG的形成机制是因为压力降低，液氢的气化潜热转化为气化显热[8]，液相区会剧烈沸腾，并产生大量气泡。液氢储罐中液相区内遍布的气泡还可能伴随液氢转注管道流入液氢增压泵池，造成难以预计的后果。液氢转注过程中因压力骤降导致液氢剧烈沸腾对于潜液结构的液氢增压泵是一种有害工况。液氢增压泵吸入剧烈沸腾产生的气泡，将增大泵的零部件间的磨损，使得输出流量不稳定，并显著增加停机风险[9-10]。因此，储罐与泵池内必须维持一定的压力，防止因转注造成压力逐渐下降从而形成闪蒸气泡。对于液氢储罐与液氢增压泵组成的系统，转注过程中有利于压力回复的因素有三点：①液氢储罐自带的增压器实现自增压；②液氢储罐内产生的静态BOG；③液氢增压泵内产生的静态BOG回流。在制定转注过程的压力管理策略时，首先考虑液氢储罐与液氢增压泵产生的静态BOG能否阻止因液氢转注带来的压力下降趋势。如不能阻止压力的下降，那么当压力下降至饱和压力时，开启增压器及时介入液氢储罐的转注过程，提高储罐气相内的压力，恢复至较高水平。

将耦合液氢增压泵BOG回流与自增压的液氢储罐转注过程作为研究对象，讨论液氢转注过程中的各项热力学参数的动态变化过程，综合研判液氢转注过程中液氢储罐内的传热传质的状态，并研究转注过程中压力变化的影响因素，针对性地提出压力管理策略，合理运用增压器来防止液氢储罐与液氢增压泵池内的液氢发生因压力逐渐降低造成闪蒸行为，从而维持液氢加氢站的正常运行。

1　耦合液氢增压泵BOG回流与自增压的液氢储罐转注过程的模型研究

1.1　转注过程的热力学分析、模型假设及几何参数设置

图1为液氢储罐—液氢增压泵系统的模型简化流程。由于液氢增压泵中充满液态氢，通过回气管路与液氢储罐连接。液氢增压泵池内液氢是否发生闪蒸行为，通过液氢储罐内气相区的压力与液氢增压泵池内的液氢温度来判定。潜液式结构的液氢增压泵BOG产生的机理较为复杂，主要分为2个部分：①液氢增压泵运行过程中，因泵缸内活塞摩擦产生的热量；②液氢增压泵接受到来自外界环境的漏热。根据文献[11]的结论，在潜液式结构的液氢增压泵动态运行过程中，从泵缸内漏热至泵池的BOG产生速率仅为0.012 kg·d^{-1}，说明泵缸中摩擦产热绝大部分由缸内被增压的液氢吸收，漏至缸外的热量很少。文献[12]则针对典型的潜液式结构的液氢增压泵静态漏热进行了模拟，发现环境漏热对泵池内蒸发气的产生影响显著。静态过程中泵池内的BOG产生速率为0.3 kg·h^{-1}，该数值是动态运行过程中的BOG产生量的600倍。由于二者数量级的巨大差距，本文对于泵池BOG回流仅考虑漏热产生的BOG而忽略液氢增压泵因缸内活塞往复运动产生的BOG，并在后续的模型中液氢增压泵中BOG的计算采用文献[12]的结论。

液氢增压泵池内的闪蒸行为由液氢储罐的气相区压力控制，因此液氢在储罐与泵池中的饱和温度相同。液氢增压泵运行过程中，内部状况比较复杂，一方面液氢被泵缸吸入并增压，另一方面液氢储罐中的液氢不断转注进入泵池。由于液氢密度很低，液柱压力较小，可以忽略液氢增压泵内液柱产生的压力，认为液氢增压泵池内的液氢与液氢储罐内的液氢同时发生闪蒸现象。

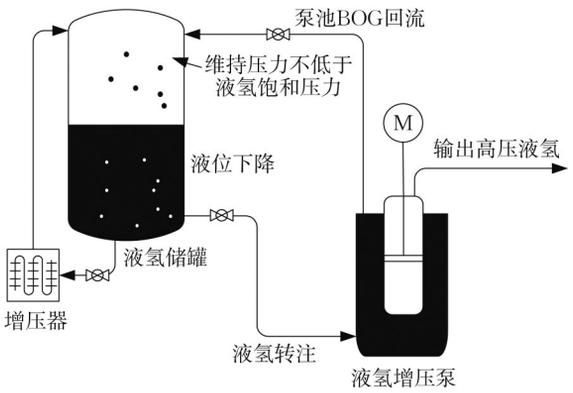

图1 液氢加氢站内液氢转注过程的示意

Fig. 1 Schematic diagram of liquid hydrogen transfer process in a liquid hydrogen refueling station

根据2022年国家重点研发计划“氢能技术”专项2.1项目指南,液氢加氢站日加注量需要达到2 000 kg·d^{-1},充分考虑蒸发损失及自增压损失,以及考虑储罐最大充液率不超过90%,液氢储罐容积为50 m^{3}能够满足项目指南需求。满足该容积的液氢储罐结构尺寸与动态几何参数如图2所示。液氢储罐为立式储罐,包含内罐和外罐,内外罐之间为绝热填充材料。内罐直径为2.8 m,外罐直径为3.4 m,内罐去除封头的圆柱体高度为7.32 m,整个内罐的高度为8.82 m,外罐高度为10.24 m,增压器与外罐底部处于同一高度。液位伴随时间的变化定义为H_t,气液界面的圆形内径伴随时间的变化定义为D_t,界面内径的大小在圆筒区内为液氢储罐内罐的直径,并保持不变,封头区界面内径伴随液位不断变化。

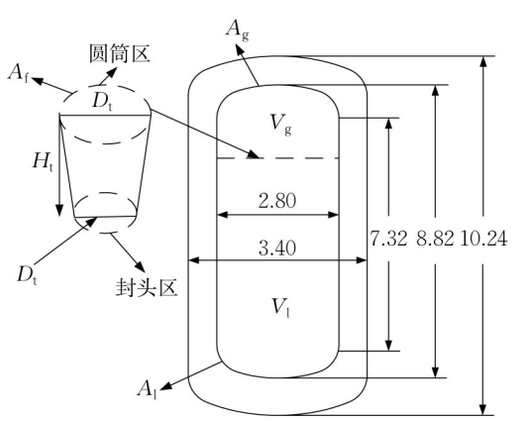

图2 液氢储罐结构尺寸与动态几何参数示意(单位:m)

Fig. 2 Schematic diagram of structural dimensions and dynamic geometric parameters of a liquid hydrogen storage tank (unit: m)

由于转注过程中液位不断下降,液氢储罐的圆柱形区域内径不会变化,始终为圆柱形的直径,而在上下2个封头区域,随着液位的不同,气液界面的内径会不断改变,在液位不高于90 %的情况下,该液氢储罐的动态内径D_t与动态液位H_t之间的关系如式(1)所示:

$$D_t=\begin{cases}D & (0.752\leqslant H_t\leqslant 8.072)\\ \sqrt{D^2-(4H_t-D)^2} & (H_t\leqslant 0.752)\end{cases} \tag{1}$$

式中:D_t为动态液位下对应的储罐气液界面面积对应的内径,m;D为储罐圆柱部分的内径,m;H_t为动态变化过程中液位的高度,m。

与之对应的气液界面面积的动态计算如式(2)所示,在非封头区域,气液界面面积A_f与动态内径之间的关系为

$$A_f=\frac{\pi}{4}D_t^2 \tag{2}$$

式中:A_f为气液界面面积,m^2。

在液位动态变化下,液相区体积的控制方程如式(3)所示:

$$V_l=\begin{cases}\dfrac{\pi}{4}D_t^2(H_t-0.752)+7.557 & (0.752\leqslant H_t\leqslant 8.072)\\ \dfrac{\pi}{6}H_t(3D_t^2+H_t) & (H_t\leqslant 0.752)\end{cases} \tag{3}$$

式中:V_l为液相区的体积,m^3。气相区体积可以根据储罐的总体积守恒计算,如式(4)所示:

$$V_g=V_{total}-V_l \tag{4}$$

式中:V_g为气相区的体积,m^3;V_{total}为液氢储罐的容积,m^3。

在液位动态变化下,液相区与储罐壁面接触面积的控制方程,如式(5)所示:

$$A_l=\begin{cases}\pi D_t(H_t-0.75)+8.945 & (0.752\leqslant H_t\leqslant 8.072)\\ \dfrac{\pi}{2}D_t\left(\left(\dfrac{D_t}{2}+0.760\,346(H_t-0.05)\right)+0.1\right) & (H_t\leqslant 0.752)\end{cases} \tag{5}$$

式中:A_l为储罐内液相区的与罐壁的接触面积,m^2。

气相区与储罐接触面积可以根据储罐的内表面积守恒计算,如式(6)所示:

$$A_g=A_{total}-A_l \tag{6}$$

式中:A_g为储罐内气相区的与罐壁的接触面积,m^2;A_{total}为储罐内气相区的与罐壁的接触面积,m^2。

1.2　液氢转注过程的热力学模型建立

在液氢转注过程的热力学模型中，包含液氢储罐、液氢储罐的增压器相关的自增压管路、液氢转注管路和BOG回流管路。在诸多的低温储罐热力学模型中，以三区模型的适用性最佳[13]。三区模型将低温储罐分为气相区、液相区以及气液相之间一层无体积和质量的薄膜[14]。将液氢储罐与液氢增压泵之间连接的管路视为绝热状态，只考虑液氢储罐与液氢增压泵与外界存在热交换；图3为耦合液氢增压泵BOG回流与自增压的液氢储罐转注过程的热力学模型示意图。

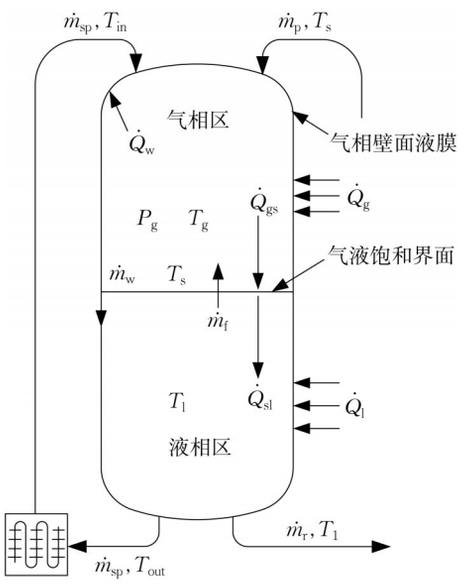

图3　液氢储罐转注过程的热力学模型示意

Fig. 3　Schematic diagram of the thermodynamic model for the transfer process of a liquid hydrogen storage tank

外界环境漏热通过壁面进入液氢储罐，热流密度在气相和液相区域分别均匀输入；根据文献[15]的建议，液氢储罐充满率为0.9时，气液两相的漏热分配按照气液1∶1进行分配，充满率为0.5时，气液两相的漏热按照0.43∶1的比例进行分配。当该储罐的存放的介质为液氢时，日蒸发率为0.78 %·d^{-1}。

因此可以得知，该热力学系统的总漏热量为气液两相分别获取的漏热量之和，如式(7)所示：

$$Q_{total}=Q_l+Q_g \tag{7}$$

式中：Q_{total}为单位时间内系统总漏热量，W；Q_l为单位时间内液相区接收的漏热量，W；Q_g为单位时间内气相区接收的漏热量，W。

气相区与液相区接收到的漏热量如式(8)，认为气相区和液相区的热流密度平均分布[15]为

$$\begin{cases} Q_g=q_gA_g \\ Q_l=q_lA_l \end{cases} \tag{8}$$

式中：q_g为单位时间内气相区接收热量的热流密度，W·(m^2·s)$^{-1}$；q_l为单位时间内液相区接收热量的热流密度，W·(m^2·s)$^{-1}$。

气相区质量控制方程如式(9)所示：

$$\frac{\partial(\rho_gV_g)}{\partial t}=\dot{m}_p+\dot{m}_{sp}-\dot{m}_w-\dot{m}_f \tag{9}$$

式中：ρ_g为气态氢的密度，kg·m^{-3}；$\dot{m}_p$为为泵池回气的流量，kg·s^{-1}；$\dot{m}_{sp}$为用于储罐自增压液氢的流量，kg·s^{-1}；$\dot{m}_w$为气相区壁面冷凝的流量，kg·s^{-1}；$\dot{m}_f$为气相区在储罐气液界面处冷凝的流量，kg·s^{-1}。

根据图3中涉及的液氢储罐转注过程的热力学过程与参数，建立如下的热力学模型。

气相区能量控制方程如式(10)所示：

$$\frac{\partial(\rho_gV_gh_g)}{\partial t}=\dot{m}_ph_p+\dot{m}_{sp}h_{sp}-A_g\alpha_w(T_g-T_s)-\dot{m}_wh_s-Q_{gs}-\dot{m}_fh_s \tag{10}$$

式中：h_g为储罐内气相的比焓，J·kg^{-1}；h_p为泵池回流BOG的比焓，J·kg^{-1}；h_{sp}为储罐自增压的比焓，J·kg^{-1}；α_w为储罐壁面的传热系数，W·(m^2·K)$^{-1}$；h_s为饱和温度对应的比焓，J·kg^{-1}。

液相质量控制方程如式(11)所示：

$$\frac{\partial(\rho_lV_l)}{\partial t}=-\dot{m}_{out}+\dot{m}_w+\dot{m}_f \tag{11}$$

式中：ρ_l为液态氢的密度，kg m^{-3}；$\dot{m}_{out}$为流出储罐的液氢总流量，包含转注的液氢流量以及自增压液氢流量，kg·s^{-1}。

液相区能量控制方程如式(12)所示：

$$\frac{\partial(\rho_lV_lh_l)}{\partial t}=-\dot{m}_{out}h_l+(\dot{m}_w-\dot{m}_f)h_s+Q_l+Q_{sl} \tag{12}$$

式中：h_l为液氢的比焓，J·s^{-1}。

储罐内气相区压力控制方程如式(13)所示：

$$P_g=Z\rho_gR_{H_2}T_g \tag{13}$$

式中：R_{H_2}的值应取为4 157 kJ·s^{-1}；Z为压缩因子，可从NIST数据库中查询Z值。在液氢温区下，氢主要以仲氢形式存在。

在该模型中，饱和温度与饱和压力之间的关系采用Antoine方程进行表征[16]，关系式如式(14)所示：

$$T_s=\frac{B}{A-\lg P_g}-C \tag{14}$$

式中：A=3.543 14；B=99.395；C=7.726；P_g为气相区压力，MPa。

瑞利数作为传热系数计算中的重要量纲为一过程参数,计算如式(15)所示:

$$Ra=\frac{g\beta\Delta TL^3}{v^2}Pr \tag{15}$$

式中:Ra为瑞利数;g为重力加速度,m·s^{-2};β为热膨胀系数,K^{-1};v为动力黏度,Pa·s;Pr为普朗特数;ΔT为温差,取气相温度与饱和温度的均值,K。

$\dot{m}_f$为正值,说明气液界面处冷凝量多于蒸发量,负值则相反。气液冷凝或蒸发控制方程如式(16)所示:

$$\dot{m}_f=\frac{A_t\alpha_{gs}(T_g-T_s)-A_t\alpha_{sl}(T_s-T_l)}{\gamma_s} \tag{16}$$

式中:γ_s为饱和状态下氢的气化潜热,J·kg^{-1};α_{gs}为气相向气液界面传热的传热系数,W·(m^2·K)$^{-1}$;α_{sl}为气液界面向液相的传热系数,W·(m^2·K)$^{-1}$。

气相区壁面的气体冷凝或蒸发质量,液氢储罐的气相区壁面存在一层饱和状态的液膜,为简化计算,认为液膜在气相区壁面均匀分布,厚度不受重力场的影响。气相区温度均匀分布,无温度梯度存在,气相区壁面冷凝或蒸发率如式(17)所示[13]:

$$\dot{m}_w=-\frac{Q_g+A_g\alpha_w(T_g-T_s)}{\gamma_s} \tag{17}$$

式中:Q_g为气相区单位时间的漏热量,W。

$$\alpha_w=\begin{cases}0.72\dfrac{\lambda}{D_t}\left\{Ra\left[1+\left(\dfrac{0.492}{Pr}\right)^{\frac{9}{16}}\right]^{-\frac{16}{9}}\right\}^{0.2}\left(\dfrac{T_g+T_s}{T_s+T_{s0}}\right), & 10^5<Ra<10^{11}\\ 0.241\dfrac{\lambda}{D_t}\left\{Ra\left[1+\left(\dfrac{0.492}{Pr}\right)^{\frac{9}{16}}\right]^{-\frac{16}{9}}\right\}^{0.25}\left(\dfrac{T_g+T_s}{T_s+T_{s0}}\right), & Ra>10^{11}\end{cases} \tag{21}$$

式中:T_{s0}为初始时刻的饱和温度,K。

同时,对前面的控制方程进行显式离散化,初始条件如式(22)所示:

$$\begin{cases}a(t)\big|_{t=0}=\dfrac{V_l(t)}{V_{total}}\Big|_{t=0}=a_0\\ P_g(t)\big|_{t=0}=P_0\\ T_g(t)\big|_{t=0}=T_{s0}+\Delta T_g\\ T_l(t)\big|_{t=0}=T_{s0}-\Delta T_l\end{cases} \tag{22}$$

式中:ΔT_g和ΔT_l分别为初始时刻气、液两相温度与饱和温度的温差,K。储罐的初始充满率设定为0.9,初始压力P_0为0.4 MPa,T_{g0}与T_{l0}分别由该初始压力下饱和温度T_{s0}确定。

自增压流量的计算[17]如式(18)所示。自增压流量与液位差、增压器管道的内径、增压器管道的流阻有关。

$$\dot{m}_{sp}=(1-\xi)\rho_l\frac{\pi d^2}{4}\sqrt{2gH} \tag{18}$$

式中:ξ为流阻系数;d为增压器前液氢管道内径,m;H为液面距离增压器的距离,m,为了简化计算,将管道流阻视为固定值,对于圆柱形管道,该值应取0.6~0.7[18]。同时,忽略增压器出入口处的压力损失。

根据文献[19]的建议,液氢储罐气液两相与气液界面导热系数的计算如式(19)、(20)所示:

$$\alpha_{gs}=0.27\frac{\lambda}{D_t}Ra^{\frac{1}{4}},\ Ra<10^{10} \tag{19}$$

$$\alpha_{sl}=2.5\frac{\lambda}{D_t}\left\{\ln\left\{1+\frac{2.5}{0.527\,Ra^{0.2}}\left[1+\left(\frac{1.9}{Pr}\right)^{0.9}\right]^{\frac{2}{9}}\right\}\right\}^{-1},\ 10^3<Ra<10^{10} \tag{20}$$

式中:λ为热传导系数,W·(m·K)$^{-1}$。

根据文献[20]的建议,液氢储罐气相壁面传热系数的计算如式(21):

2 算法流程设计与模型参数无关性验证

设计的转注过程算法流程如图4所示,采用MatLab软件编程计算。模型设定,当储罐内液氢的温度高于饱和温度时,即认为闪蒸发生。此时进入自增压与转注同时进行的状态,根据设置的自增压的目标压力,增压器不断对液氢进行气化,直至达到预设的目标压力。算法流程中氢的相关物性参数通过REFPROP 9.0软件实时查询。

转注过程的动态模拟结果可能因为时间步长设置的不同发生变化,因此必须进行关于时间步长的参

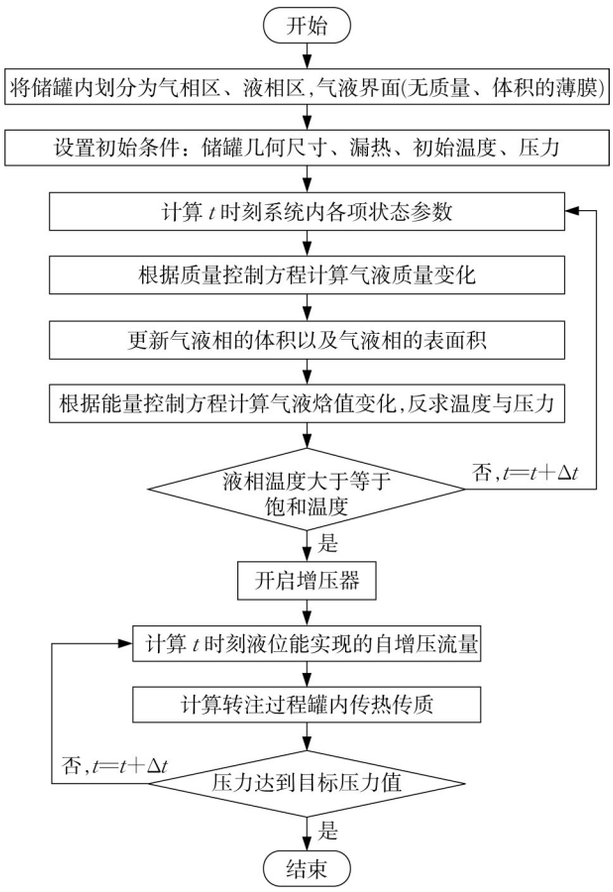

图 4　液氢储罐转注的热力学模型的算法流程

Fig. 4　Algorithm flowchart of the thermodynamic model for the transfer process of a liquid hydrogen storage tank

数无关性验证。图 5 为 3 800 s 内储罐转注过程中不同时间步长下的压力变化，可以发现动态压力变化的情况与时间步长的相关性不明显。选取 2 000 s 后的区域进行局部放大，如图 5 所示，压力变化与时间步长仍然不明显，说明了建立的耦合泵池 BOG 回流的三区模型关于时间步长的参数无关性。在后续计算中权衡计算速度与计算精度，选取时间步长为 5 s。

3　分析与讨论

3.1　转注过程中气液两相温度与压力变化的规律分析

图 6 为典型转注过程中液氢储罐内温度变化的情况，针对的是图 2 所示尺寸的 50 m^3 液氢储罐，结合 2 台液氢增压泵转注的工况，单台液氢增压泵的输出流量恒为 1 $kg\cdot min^{-1}$，因此，转注过程的流量恒为 2 $kg\cdot min^{-1}$，转注过程中自增压管路的阀门处于关闭状态。其中，转注进行到 3 880 s 时，液相温度与饱

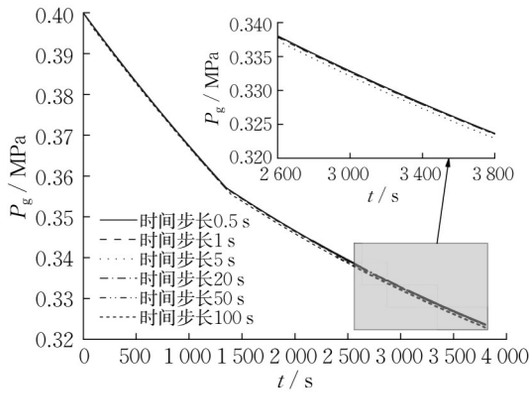

图 5　液氢储罐内不同时间步长下转注过程的压力变化

Fig. 5　Pressure changes during the transfer process in a liquid hydrogen storage tank at different time steps

和温度出现交点，意味着从该交点开始，液氢开始产生闪蒸现象，液相区出现大量气泡。从定量计算的角度证明了液氢在转注过程中发生闪蒸现象的可能性。

液相温度在转注过程中出现少量的温升，这主要是因为液氢储罐的漏热以及壁面、气液界面冷凝流量等因素造成了液氢的少量温升。壁面、界面的冷凝流量温度都处于饱和温度附近，这些饱和温度的液氢与原有的液氢混合，提升了液氢的温度。

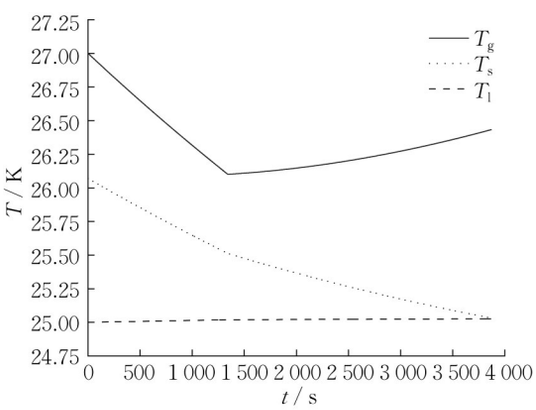

图 6　液氢储罐内的气液相温度及饱和温度的变化

Fig. 6　Changes in gas-liquid phase temperature and saturation temperature in a liquid hydrogen storage tank

气相区的温度变化分为 2 个阶段，以 1 341 s 为界，1 341 s 之前的气相区温度呈现逐渐下降的趋势，1 341 s 之后的气相区温度逐渐提升，气相区温度最低值为 26.1K。说明在转注前期(1 341 s 之前)，体积膨胀导致气相区温度下降是气相区温度变化的主导因素，转注中后期(1 341 s 之后)气相区温度变化

趋势转而向上。说明从该时刻开始,气相区焓值逐渐上升,在BOG回流与环境漏热导致的焓值升高和体积膨胀导致的温度下降这2个因素的共同作用下,焓值升高占据主导地位。而气相区焓值与温度呈正相关,因此气相区的温度出现升高的趋势。

饱和温度的变化趋势整体是不断降低的,表明气相区在转注过程中压力不断降低,因漏热产生静态BOG结合液氢增压泵池BOG的回流并不足以抵消因液位下降带来的压力下降,说明仅依靠液氢增压泵池的BOG回流难以维持气相区压力的稳定,牺牲部分液氢进入增压器气化回填转注过程带来的压力损失是必要的。

图7中是关于压力变化与储罐充满率的计算,截止3 880 s发生闪蒸现象,储罐充满率从初始的90.0%下降至86.3 %,压力的下降主要分为2个阶段,图8中,液氢增压泵内BOG回流与液氢储罐环境漏热产生的静态BOG都会造成压力的上升,而液位的下降会导致压力下降,二者对压力的影响完全相反,该点处压力的变化率发生突变,说明在液位下降引发的压力下降效应与液氢增压泵、液氢储罐产生的静态BOG积聚造成的压力上升效应之间的博弈中,BOG的产生与积聚造成的压力上升效应对液位下降造成的压力下降效应形成了抑制作用。第1阶段压力快速下降,这一阶段的压力下降率达到0.000 032 MPa·s^{-1}。之后下降率变为0.000 014 MPa·s^{-1},下降较为迟缓。

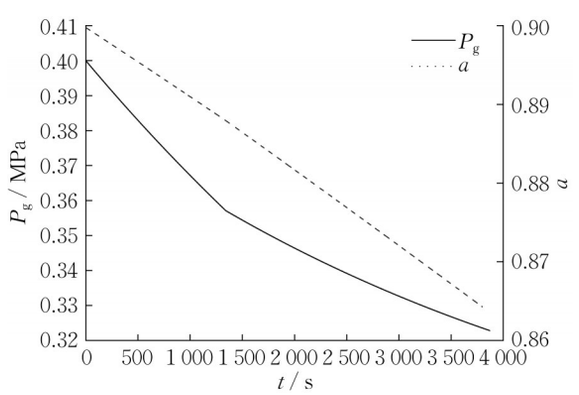

图7 液氢储罐内的压力与充满率变化

Fig. 7 Changes in pressure and filling rate in a liquid hydrogen storage tank

3.2 液氢储罐的自增压对转注过程的影响

增压器是带有铝翅片管的空温式气化器,低温储罐一般自带增压器,位于储罐底部。储罐内的低温液体通过底部增压器与空气换热,转变为气态,回流至储罐的上方,目的是为了维持储罐内一定的压力,通过压差实现无外力驱动的转注过程。而在转注的过程中,一样可以依靠增压器来延长压力下降至闪蒸临界点的时间。

图8为考虑储罐自增压的气液两相温度及饱和温度的变化曲线,以图7的情况为例,图8中3 880 s发生闪蒸现象,设定从3 880 s开始,液氢储罐的增压器开始介入传热传质过程,增压器作用时间为200 s。

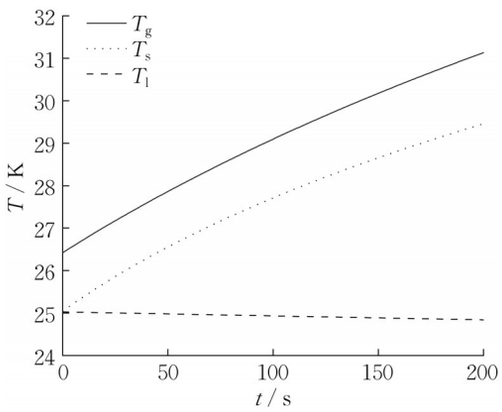

图8 结合储罐自增压的气液两相温度及饱和温度变化

Fig. 8 Changes in gas-liquid phase temperature and saturation temperature combined with the self-pressurization of the storage tank

在初始时刻,储罐液相的温度几乎和饱和温度相同,这是因为在无自增压、自然转注的情况下,饱和温度与液相温度相同之前开启增压器的阀门。开启后的200 s,气相温度迅速增加,这主要是因为大量自增压的液氢气化填补储罐气相区,然而通过饱和温度在200 s内不断上升可知,压力不仅没有因为气相区体积增大而变小,反而逐渐增大,说明储罐在转注过程中的自增压带来的压力增长远大于压力下降。压力的增长导致气相区内能上升,因此表现为温度升高。液相区温度有所降低,这是因为在增压器启动的过程中,大量液氢流出,整个液相的焓值减小,导致液相温度略有下降。

图9为图8中对应的压力与储罐充满率变化趋势,可见储罐内压力与饱和温度的变化趋势一致,压力从增压前0.32 MPa增压至0.74 MPa。储罐充满率迅速下降,从0.864下降至0.833,说明储罐在高液位下能够实现的自增压流量较大,转注时在使用增压器的情况下,压力能够在短时间内快速提升。

3.3 液氢储罐的转注过程压力管理策略

3.1节与3.2节的模型计算结果说明,转注过程中储罐内压力会不断下降,进而导致储罐甚至泵池

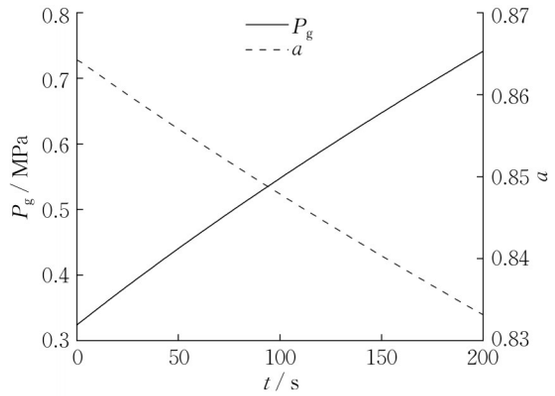

图9　结合储罐自增压的压力与充满率变化

Fig. 9　Changes in pressure and filling rate combined with the self-pressurization of the storage tank

内液氢发生闪蒸现象。在发生闪蒸前，牺牲液氢用于储罐的自增压，可使压力逐渐回升。因此，液氢储罐在恒定流量转注的过程中，应当制定合适的压力管理策略：①在液氢转注过程中，储罐内压力降至闪蒸点之前，打开增压器前的阀门开始自增压。②设置自增压的目标压力，当储罐内压力升至目标压力时，关闭增压器前的阀门，此时继续转注压力又开始下降。③重复步骤①②，直至储罐内液氢转注完毕。

这种压力管理策略通过打开和关闭增压器前的阀门，实现转注过程中的压力控制。液氢储罐内的压力将反复地在自增压的目标压力与气液界面的饱和压力之间波动，自增压牺牲的液氢越少，说明目标压力的设置值越优。本文涉及的储罐最大承压为0.75 MPa，最大工作压力为0.60 MPa。因此，将自增压的目标压力设置为0.40 MPa、0.45 MPa、0.50 MPa、0.55 MPa、0.60 MPa，比较不同目标压力对自增压牺牲液氢的质量需求。其中，当目标压力设为0.35 MPa，已经接近液氢在24～25 K左右的饱和压力，因此不作为目标压力设置的考虑范围。

图10为不同的目标管理压力下转注过程的压力变化情况。其中，图10e代表的方案显然最劣。其他4种方案的总时长都超过80 000 s，图10e仅51 415 s就结束了转注，说明该方案为了在转注过程中将罐内压力增压至0.60 MPa，增压器消耗了大量的液氢，造成本该用于转注的液氢被浪费。值得注意的是，图10a目标压力为0.40 MPa的方案，在经过2次自增压回升压力后，储罐内的压力经历了先减小后增大的过程，最终稳定在0.357 MPa，气相区体积增长带来的压力下降与气相区过热氢气的热膨胀及质量增长带来的压力增长实现了储罐内压力的动态平衡。目标压力0.45MPa的方案虽然没有出现压力的动态平衡，但是在20 000 s至26 000 s的区间内，压力出现了先下降后上升的情况，0.40MPa、0.45 MPa和0.60 MPa的方案开启增压器2次，0.50 MPa和0.55 MPa开启增压器3次。也说明了设置更大目标压力不能减少启停增压器的次数。

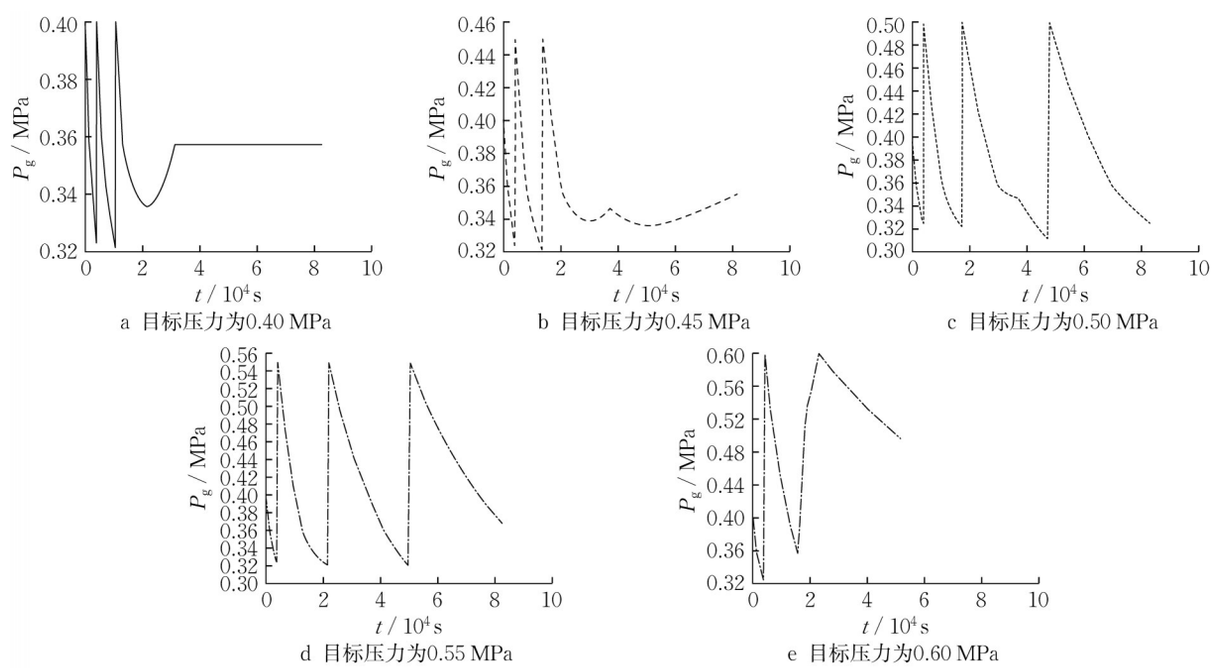

图10　不同的目标管理压力下的转注过程压力变化

Fig.10　Pressure changes during the transfer process under different target management pressures

表1为不同的目标压力需要牺牲液氢的质量，可以发现，与压力变化曲线中观察到的情况一致，目标压力0.60 MPa所需自增压液氢质量最多，达到1 209.7 kg，目标压力0.50 MPa与0.55 MPa对应的液氢质量分别达到116.21 kg与164.43 kg，这是因为这2种方案分别启动了3次增压器，相比目标压力为0.40 MPa和0.45 MPa多了一次启停，所需的液氢质量也多了一个数量级。因此，经综合研判可知，目标压力为0.40 MPa的方案是储罐自增压最优目标压力设置方案。

表1 不同目标压力下自增压所用的液氢量

Tab. 1 Amount of liquid hydrogen used for self-pressurization at different target pressures

目标压力/MPa	液氢质量/kg	目标压力/MPa	液氢质量/kg
0.40	17.06	0.55	164.43
0.45	30.74	0.60	1 209.87
0.50	116.21		

4 结论

建立了耦合泵池BOG回流与自增压的液氢储罐转注过程的热力学模型。讨论了液氢储罐转注过程中压力、温度变化的规律，分析了在转注过程中进行自增压对储罐内压力、温度变化的影响，提出了以防止闪蒸现象发生为目标的压力管理策略，并针对5种不同的目标管理压力进行对比分析，得到如下结论：

(1)在液氢储罐转注过程中，伴随储罐充满率的下降，总体上压力呈现逐渐下降趋势，但是压力在变化的过程中，下降速率有所不同，从0.000 032 MPa·s^{-1}降为0.000 014 MPa·s^{-1}，主要原因是此时气相区的过热度由降低趋势转为上升趋势，气相区受热膨胀，虽然没有根本改变因液氢转注带来的压力下降趋势，但减小了压力下降的速率。

(2)当液氢储罐的气相区压力接近罐内液氢饱和压力时，开启增压器，转注的同时对储罐进行自增压。储罐内压力上升速率较快，在200 s内上升至0.74 MPa，在该过程中，气相区温度快速上升，这是因为大量经过增压器气化的过热氢气进入储罐的气相区，提高了气相区的温度，同时压力快速提升，气腔的内能也在增加，内能增加同样表现为温升。液相区温度有所降低，这是因为增压器启动的过程中，较多的液氢流出，液相部分的焓值减小，导致液相温度略有下降。

(3)根据提出的压力管理策略，分析了不同的目标压力设置方案对自增压所用的液氢质量的影响。发现目标压力设置越高，自增压的液氢消耗的质量越多，最优方案为目标压力为0.40 MPa，设置较低的自增压目标压力不会造成增压器的启动次数增多，在压力较低的2种方案中，转注进行到中后期储罐内压力会趋于稳定。其中，0.40 MPa的目标压力设置方案，经过2次自增压，压力从波动状态趋于收敛；0.45 MPa的目标压力设置方案，经过2次自增压，压力趋于稳定，但最低值仍与饱和压力有一段距离。说明储罐内促使压力增长的因素与促使压力下降的因素之间的博弈达成了动态平衡。

值得注意的是，本文中时间无关性的验证只能证明热力学模型的稳健性，实验验证是验证模型仿真结果准确性的最终手段。液氢储罐转注过程的研究具有较强的前沿性，国内外经典的液氢储罐自增压实验均不涉及本文描述的工况，支持本文研究的实验平台还在建设中，因此开展液氢储罐转注过程的实验研究进而验证本文描述的热力学模型将是后续工作的重点。

作者贡献声明：

杨靖丞：数据处理、计算分析与论文撰写。

沈 瑾：计算结果校验。

王维博：关键工程问题提出。

吴 昊：前期资料调研。

王佳伟：论文算法框架指导。

胡 赟：论文文字修改。

韩一松：论文图表修改。

朱绍伟：研究思路指导。

薛明喆：项目管理及研究思路指导。

张存满：提供学术资源及研究经费支持。

参考文献：

[1] 朱琴君，祝俊宗. 国内液氢加氢站的发展与前景[J]. 煤气与热力，2020，40(7)：15. DOI：10.13608/j.cnki.1000-4416.2020.07.014.
ZHU Qinjun，ZHU Junzong. Development and prospect of liquid hydrogen refueling stations in China [J]. Gas & Heat，2020，40 (7)：15. DOI：10.13608/j.cnki.1000-4416.2020.07.014

[2] 薛明喆，师存阳，刘家宁，等. 液氢加氢站及其关键装备的发展现状及展望[J]. 同济大学学报(自然科学版)，2023，51(12)：1959.
XUE Mingzhe，SHI Cunyang，LIU Jianing，*et al*. Development status and prospects of liquid hydrogen refueling station and its key equipment [J]. Journal of Tongji University

(Natural Science). 2023, 51(12): 1959.

[3] 陈正文，刘海山，韦志超，等. 往复式液氢泵研究现状及展望[J]. 流体机械，2021，49(9)：68.
CHEN Zhengwen, LIU Haishan, WEI Zhichao, *et al*. Research status and prospect of reciprocating liquid hydrogen pump [J]. Fluid Machinery, 2021, 49(9): 68.

[4] 韦炜，何志龙，邢子文，等. 高压液氢泵研究进展[J]. 流体机械，2022，50(7)：79.
WEI Wei, HE Zhilong, XING Ziwen, *et al*. Overview of advances in the research of high-pressure liquid hydrogen pump [J]. Fluid Machinery, 2022, 50(7): 79.

[5] SCHAFER S, KLEIN H. Thermodynamical analysis of a hydrogen fueling station via dynamic simulation [J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2019, 44 (33): 18240.

[6] BAUER A, MAYER T, SEMMEL M, *et al*. Energetic evaluation of hydrogen refueling stations with liquid or gaseous stored hydrogen [J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2019, 44(13): 6795.

[7] QIN X, MENG C, HUANG Y. Modeling of pressure control in a cryogenic tank by a thermodynamic vent system considering flash evaporation [J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2023, 204: 123857.

[8] 覃露才. LNG汽化站储罐自增压过程动态模拟研究[D]. 哈尔滨：哈尔滨工业大学，2014.
QIN Lucai. Dynamic Simulation of the Self-pressurized Progress in the LNG Vaporization Station Storage Tank [D]. Harbin: Harbin Institute of Technology, 2014.

[9] 张峰，顾素平，王琛，等. 加氢站液氢储罐的压力控制与增压方式探讨[J]. 化工管理，2024(13)：154. DOI：10.19900/j.cnki.ISSN1008-4800.2024.13.040.
ZHANG Feng, GU Suping, WANG Chen, *et al*. Discussion on Pressure Control and Pressurization of Liquid Hydrogen Storage Tank in Hydrogenation Station [J]. Chemical Engineering Management, 2024(13): 154. DOI: 10.19900/j.cnki.ISSN1008-4800.2024.13.040.

[10] AN B C, HAM Y B, TRIMZI M A, *et al*. Simulation study of pressure change between cryogenic reservoir and pump [J]. Journal of Mechanical Science and Technology, 2021, 35: 575.

[11] QIU G, ZHU S, WANG K, *et al*. Numerical study on the dynamic process of reciprocating liquid hydrogen pumps for hydrogen refueling stations [J]. Energy, 2023, 281: 128303.

[12] 许晟，朱登凯，王晨光，等. 液氢加氢站用液氢泵静态漏热研究[J]. 真空与低温，2024，30(4)：424.
XU Sheng, ZHU Dengkai, WANG Chenguang, *et al*. Static heat leakage of reciprocating liquid hydrogen pump for liquid hydrogen refueling station [J]. Vacuum and Cryogenics, 2024, 30(4): 424.

[13] 王浩任，王博，罗若尹，等. 液氢储罐自增压过程的动态模拟[J]. 工程热物理学报，2022，43(1)：35.
WANG Haoren, WANG Bo, LUO Ruoyin, *et al*. Dynamic Simulation of Self-pressurization Process of Liquid Hydrogen Tank [J]. Journal of Engineering Thermophysics, 2022, 43 (1): 35.

[14] KARTUZOVA O V, KASSEMI M, MODER J P, *et al*. Self-pressurization and spray cooling simulations of the multipurpose hydrogen test bed (MHTB) ground-based experiment [C]// 50th AIAA/ASME/SAE/ASEE Joint Propulsion Conference. Cleveland: CPST, 2014: 3578-3597.

[15] WANG H R, WANG B, PAN Q W, *et al*. Modeling and thermodynamic analysis of thermal performance in self-pressurized liquid hydrogen tanks [J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2022, 47(71): 30530.

[16] TANI K, HIMENO T, SAKUMA Y, *et al*. Pressure recovery during pressure reduction experiment with large-scale liquid hydrogen tank [J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2021, 46(57): 29583.

[17] 刘之定，刘晓东. 低温储罐自增压过程仿真研究[J]. 节能技术，2010，28(6)：508.
LIU Zhiding, LIU Xiaodong. Simulation research on self-pressurization process of cryogenic tank [J]. Energy Conservation Technology, 2010, 28(6): 508.

[18] 尼·瓦·费林，亚·波·布拉诺夫. 液体低温系统[M]. 赵运生，崔运娥，译. 北京：《低温工程》编辑部，1993.
АГАФОНОВ и М, ДОМАШЕНКО А М. Liquid cryogenic system [M]. Translated by ZHAO Yunsheng, CUI Yune. Beijing: Cryogenics Editorial Office, 1993.

[19] LIU Z, LI C. Influence of slosh baffles on thermodynamic performance in liquid hydrogen tank [J]. Journal of Hazardous Materials, 2018, 346: 253.

[20] MAJUMDAR A, VALENZUELA J, LECLAIR A, *et al*. Numerical modeling of self-pressurization and pressure control by a thermodynamic vent system in a cryogenic tank [J]. Cryogenics, 2016, 74: 113.