

# 关于工业用户LNG点供稳定性的优化方法

- 汉川中燃城市燃气发展有限公司 (432500) 卢伟
- 中国燃气华中区域管理中心 (430000) 李贵豹
- 深圳中燃哈工大燃气技术研究院 (518033) 高华伟

**摘要:** 本文以某LNG点供工业用户项目为案例,在验证调压后输配管网经济性的前提下,对工业用户点供工艺运行中出现供气不稳定性问题包括卸车时间过长,卸车与输配同步过程压力波动较大及终端流量保障进行了分析,提出了优化方法。

**关键词:** 工业用户 LNG点供 稳定性 优化方法

## The Optimization Method of LNG Point Stability for Industrial Users

Lu Wei, Li Guibao, Gao Huawei

**Abstract:** This paper takes industrial users LNG project as a case, the premise of pipe network economy after the verification of voltage, industrial users for process problems including the instability of gas truck unloading time is too long, and the transmission and distribution of the synchronization process of pressure fluctuations and terminal flow protection are analyzed, put forward optimization method.

**Keywords:** industrial users LNG supply stability optimization method

### 1 引言

点对点项目是指单个居民小区,单个商业公福或单个工业企业等单一类型项目供气的燃气项目,合同签约主体一般为单个开发商、单个工商业企业等。其实质是在天然气输配管网无法覆盖或其他原因无法实现管道天然气满足用户需求的情况下,采用LNG、CNG、LPG作为气源,解决用户燃气供应的一种方法。同时也是作为气源保障和生产稳定的备份方案。某工业用户LNG点供项目为了解决管输天然气无法保

障生产需求的问题,于2016年3月动工,2016年5月投产运营。

### 2 项目情况及问题

LNG气化站工程包括1台20m<sup>3</sup>LNG低温卧式储罐为主要设备的储罐增压一体撬,2台空温式气化器为主要设备的气化撬,1台调压计量柜为主要设备的调压撬三大设备模块,预留50m<sup>3</sup>LNG低温储罐作为二期工程。用户用气参数如表1所示。

表1 用户参数统计

用气压力	最低压力	0.25MPa	
	最高压力	0.36MPa	
	稳定工作压力	0.28MPa~0.34MPa	用户历史运行数据
用气流量	最大流量	1 100m <sup>3</sup> /h	一期工程需求
用气连续性	24小时不间断连续用气		用户要求

2016年5月,项目具备投产试运营的条件。同月16日,项目完成预冷,正式接收第一车LNG,并开始为生产线提供天然气燃料。运营初期发现如下问题:

(1) LNG卸车时间偏长。

(2) LNG卸车同时终端天然气输配压力不稳定,无法使用。

(3) 气化撬出口即调压撬进口压力波动在0.05MPa,压力波动较大。

(4) 用户反馈用气量相比原来的管道输配天然气出现增长。

### 3 问题分析与优化方法

#### 3.1 工作流程主要设备参数汇总

对工艺流程涉及的主要设备参数进行汇总,以便

于问题分析和解决。工作流程主要参数汇总详见表2。

#### 3.2 限制条件

为了较好的研究分析问题的本质并探讨解决问题的实际操作方法,根据项目的设计资料,设置问题分析的限制条件如下:

(1) 问题分析过程中只考虑主工艺流程,不考虑BOG回收利用,EAG加热安全放散等与主工艺流程配套的提效、安全保护的辅助工艺流程。

(2) 假设理论条件均满足,不对单一参数的理论状态要求进行分析,不考虑工艺管路对工艺运行的影响。

(3) 原则上采用线性分析方法,不采用耦合计算方法。

(4) 数值计算采用近似计算,不做过多的数值分析处理。

#### 3.3 参数设置、标注与说明

(1) 相关参数符号说明如下:

P——压强 (MPa)

Q——流量 (m<sup>3</sup>/s或者m<sup>3</sup>/h)

S——截断面积 (m<sup>2</sup>)

V——体积 (m<sup>3</sup>)

u——流速 (m/s)

T——温度 (K)

表2 工艺流程主要设备参数汇总

低温液体运输半挂车储罐		储罐 (卸车) 增压器		LNG储罐	
容积	52.6m <sup>3</sup>	流量	200m <sup>3</sup> /h	容积	20m <sup>3</sup>
工作压力 (最高)	0.7MPa	工作压力 (最高)	1.6MPa	工作压力 (最高)	0.7MPa
气相口径	Dn50	进口管径	Dn25	上进液口径	Dn40
液相口径	Dn50	出口管径	Dn32	下进液口径	Dn40
				出液口径	Dn32
				气相口径	Dn32
空气气化器		调压撬 (主路2+0)		管网	
流量	1 500m <sup>3</sup> /h	流量	1 500m <sup>3</sup> /h	流量	
工作压力 (最高)	1.6MPa	工作压力	进口0.4MPa~0.7MPa 出口0.35MPa	工作压力	0.35MPa
进口管径	Dn32	进口管径	Dn80	管径	Dn110
出口管径	Dn80	出口管径	Dn100	管存容积	1.59m <sup>3</sup>
BOG加热器		调压撬 (BOG路)		用户	
流量	200m <sup>3</sup> /h	流量	200m <sup>3</sup> /h	流量	1 100m <sup>3</sup> /h
工作压力 (最高)	1.6MPa	工作压力	进口0.4MPa~0.7MPa 出口0.35MPa	工作压力	0.25MPa~0.35MPa
进口管径	Dn32	进口管径	Dn32		
出口管径	Dn32	出口管径	Dn40		

$\rho$ ——密度 ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

(2) 下标说明如下:

$T_{\text{out}}$ ——调压撬出口类参数标注

$T_{\text{in}}$ ——调压撬进口类参数标注

$Q_{1\text{out}}$ ——空温气化器出口类参数标注

$Q_{1\text{in}}$ ——空温气化器进口类参数标注

$Q_1$ ——空温气化器类参数标注

$C_{1\text{out}}$ ——LNG储罐出口类参数标注

$C_{1\text{in}}$ ——LNG储罐进口类参数标注

$C_1$ ——LNG储罐类参数标注

$Q_{2\text{out}}$ ——储罐(卸车)增压器出口类参数标注

$Q_{2\text{in}}$ ——储罐(卸车)增压器进口类参数标注

$Q_2$ ——储罐(卸车)增压器类参数标注

$C_{2\text{out}}$ ——低温液体运输半挂车储罐出口类参数标注

$C_{2\text{in}}$ ——低温液体运输半挂车储罐进口类参数标注

$C_2$ ——低温液体运输半挂车储罐参数标注

(3) 参数设置与具体说明:

a. 根据前述2.1-(3)-C部分的论述与计算,  $P_{T_{\text{out}}}$  设置为0.4MPa, 略高于计算经济管径所设置的0.38MPa的假设值。

b. 根据前述3.1部分的引录,  $Q_{T_{\text{out}}}$  设置为1 100 $\text{m}^3/\text{h}$ , 为持续不可间断供应量。

c. 根据国内天然气贸易交易原则设置  $T_{T_{\text{out}}}$  为20 $^{\circ}\text{C}$ 。

d. LNG的液态密度取值统一为420 $\text{kg}/\text{m}^3$ 。

### 3.4 问题的定性分析与初步定量计算

(1) 参数条件的传递

a. 调压撬

由于用户端的参数采集自用户燃烧器具生产的实际需求, 同时通过水力计算管网模块的设计是最优的, 调压撬出口参数已在3.4-(3)进行了设置。

根据调压撬的设备功能, 其通过该设备的流量是不能发生变化的, 同时调压撬的进口压力应该大于等于调压撬的出口压力, 即是  $P_{T_{\text{in}}} \geq P_{T_{\text{out}}}$ 。

b. 空温式气化器

根据3.3-(2)的假设, 空温气化器出口的气相压力应该等于调压撬的进口压力, 即是  $P_{T_{\text{in}}} = P_{Q_{1\text{out}}}$ 。

假设空温气化器出口气相压力高于进口液相压力, 由于气化器是联通的, 液态甲烷在短暂极限时间段是无法进入气化器进行气化, 如果将其作为独立系统, 则此时气化器已经停止工作, 作为开放系统, 则只有在气相压力即气化器出口压力减小后, 液相压力大于气相压力, 液态甲烷进入气化器进行气化。此定性假设过程, 可以得到如下必要条件, 要保证终端用气的稳定性, 那么气化器进口压力应该大于气化器出口压力, 即是  $P_{Q_{1\text{in}}} > P_{Q_{1\text{out}}}$ 。

c. LNG储罐与低温液体运输半挂车储罐

由于LNG储罐进出口与空温式气化器是联通的, 那么LNG储罐出口压力应该等于空温式气化器进口压力, 即是  $P_{C_{1\text{out}}} = P_{Q_{1\text{in}}}$ 。

根据伯努利原理, 假设伯努利原理所有假设条件满足, 那么LNG储罐压力应该大于其出口压力, 即是  $P_{C_1} > P_{C_{1\text{out}}}$ 。

同理低温液体运输半挂车储罐压力应该大于其出口压力, 即是  $P_{C_2} > P_{C_{2\text{out}}}$ 。

由于低温液体运输半挂车储罐出口与LNG储罐进口是联通的, 那么低温液体运输半挂车储罐出口压力应该等于LNG储罐进口压力, 即是  $P_{C_{2\text{out}}} = P_{C_{1\text{in}}}$ 。

(2) 主工艺压力参数规划汇总

根据前述描述, 对主工艺流程压力参数规划汇总如表3所示:

主工艺流程参数规划汇总结论: 低温液体运输半挂车储罐卸车压力必须大于0.4MPa, 否则终端用户压

表3 工艺流程压力参数规划汇总

主流程设备	低温液体运输半挂车储罐		LNG储罐			空温气化器		调压撬	
参数点	$P_{C_2}$	$P_{C_{2\text{out}}}$	$P_{C_{1\text{in}}}$	$P_{C_1}$	$P_{C_{1\text{out}}}$	$P_{Q_{1\text{in}}}$	$P_{Q_{1\text{out}}}$	$P_{T_{\text{in}}}$	$P_{T_{\text{out}}}$
等值点		$P_{C_{1\text{in}}} = P_{C_{2\text{out}}}$			$P_{Q_{1\text{in}}} = P_{C_{1\text{out}}}$		$P_{T_{\text{in}}} = P_{Q_{1\text{out}}}$		
定性量	$P_{C_2} > P_{C_{2\text{out}}}$			$P_{C_1} > P_{C_{1\text{out}}}$			$P_{Q_{1\text{in}}} > P_{Q_{1\text{out}}}$		$P_{T_{\text{in}}} \geq P_{T_{\text{out}}}$
数值									0.4MPa

力无法得到满足。

### (3) 卸车闭环模型与卸车增压时间的讨论

由于工艺设计采用低温液体运输半挂车储罐卸车增压与LNG储罐增压共用增压(卸车)气化器,低温液体运输半挂车储罐到站压力远远低于LNG储罐运行中压力,因此在卸车前增压过程中,低温液体运输半挂车储罐与增压(卸车)气化器实际是构成闭环增压模型,即增压(卸车)气化器在对低温液体运输半挂车储罐增压过程中必须断开对LNG储罐的增压,否则用户端压力无法保证0.4MPa的需求。针对此闭环模型分析如下:

假设低温液体运输半挂车储罐到站为完全理想状态,即LNG充满整个储罐,增压(卸车)气化器达到满负荷设计,LNG气化后天然气为理想状态气体。

$$Q_{Q2}=200\text{m}^3/\text{h}$$

$$\Delta V_{C2\text{液}}=\int_0^{\Delta t} u_{Q2m} S_{Q2m} dt$$

$$\Delta V_{C2\text{液}}=\Delta V_{C2\text{气}}$$

$$P=\frac{N}{V} \cdot \frac{RT}{N_A} =nkT$$

假设增压(卸车)气化器内部LNG露点处为状态1,低温液体运输半挂车储罐气相空间处为状态2.根据前述表\*参数,LNG液、气相体积之比为1:621。

计算可得 $P_2 \in (236, 621) P_1$  ( $10^2$ 数量级单位)

假设增压(卸车)气化器进口处为状态3.则计算

$$Q_3=0.0000893\text{m}^3/\text{s}$$

截断面积为:

$$S=0.000314\text{m}^2$$

$$U=0.2843\text{m/s}$$

引用伯努利方程,不考虑重力势能:

$$\frac{u^2}{2} + \frac{P}{\rho} = C(\psi)$$

状态点1压力P达到 $10^5$ 数量级与每秒 $10^2$ 数量级气化状态后压力变化相差 $10^3$ 数量级单位秒时间。

卸车增压时间估算为10M~35M以上。

由于各厂LNG组分的不同,且到站低温液体运输半挂车储罐自有压力的不同,上限只是要求大于0.4MPa,故卸车增压时间原理上在1h以内。

### (4) 关于Q1in与C2out流量

假设低温液体运输半挂车储罐卸车增压与卸车是独立过程,根据用户参数要求终端用气量为 $1\ 100\text{m}^3/\text{h}$

通过空温式气化器进口处状态计算:

$$Q_{Q1m}=0.0004915\text{m}^3/\text{s}$$

截断面积:

$$S=0.00080384\text{m}^2$$

$$U=0.6115\text{m/s}$$

根据工艺实际需要,C2out的流量应该大于Q1in的流量,才能完成卸车工艺,同时由于进液与出液管径的相差极小,可以近似认为流速应该基本相等。

### (5) 卸车时间

根据LNG运行手册及设计参数,LNG液相流动速度国内设定一般小于等于 $1\text{m/s}$ ,国外设定一般小于等于 $1.5\text{m/s}$ ,参照前述本项目的相关工艺设计表,对LNG储罐进液口和出液口的状态计算:

截断面积:

$$S=0.0011335\text{m}^2$$

$$u_{max}=1\text{m/s时}$$

$$\Delta u=0.3885\text{m/s}$$

$$\Delta Q=1.585\text{m}^3/\text{h}$$

假设LNG储罐存量为0的极限状态,卸车时间为12.618h。

如果参考 $U_{max}=1.5\text{m/s}$ 时

$$\Delta u=0.8885\text{m/s}$$

$$\Delta Q=3.625\text{m}^3/\text{h}$$

假设LNG储罐存量为0的极限状态,卸车时间为5.517h。

项目卸车工艺时间通过理论计算显然时间较长。

### (6) 关于C1与C2的压力

过程一:

卸车增压过程中,低温液体运输半挂车储罐与增压(卸车)气化器形成闭环回路工作模型,通过自增压使 $P_{C2} > P_{C1}$ ,赋予流体大于C1出口的流速。保证卸车工艺的实现。

过程二:

卸车过程中,前述闭环回路工作模型必须保证正常运行,因为低温液体运输半挂车储罐液相流体的减少,导致气相空间的增大,C2压力为降低,当 $P_{C2}=P_{C1}$ 时,卸车过程会终止。

从而增压(卸车)气化器是不可能同时对LNG储罐和低温液体运输半挂车储罐进行补偿增压的。

过程三:

根据前述结论，LNG储罐没有持续的增压补偿，进入LNG储罐的液相LNG，会带来极快的温度降低，从而导致LNG储罐PC1的降低，进而导致C1出口流速的降低，致使空温式气化器进口压力降低，流速降低，出现气化后压力波动与终端流量不足。过程参数规划汇总如表4：

表4 过程参数规划汇总

设备标注	C2	Q2	C1	Q1
压力	↓	↑	↓	↓
液相空间	↓	/	↑	/
气相空间	↑	/	↓	/
温度	/	↑	↓	↑
流量	-	-	-	↓

### 3.5 优化方法

#### (1) 关于增压（卸车）气化器

根据前述问题分析的相关结论，要保证该项目的正常运行，实现卸车与用户终端连续输配的同步和稳定，增压（卸车）气化器必须为独立设置分别实现卸车增压功能和对LNG储罐的增压功能。

简化方法是将现行的增压（卸车）气化器仅作为LNG储罐的增压器，另外增加一套卸车增压器，确保卸车过程中，LNG储罐可以通过现行增压（卸车）气化器保证合理的PC1值。

#### (2) 关于卸车时间

优化卸车时间，实际是降低项目的运行成本，国内危化品物流行业的通则是合同允许LNG运输车辆在站时间不得超过24h，否则将进行逾时计费。由于现行理论计算卸车时间较长，与实际运行中的卸车时间基本一致，假设要缩短卸车时间，优化方法可以增大LNG储罐进液口管径。

增大LNG储罐进液口管径，实质是增大LNG储罐进液与出液口的管径差，从而在卸车与连续输配同步过程中增大 $\Delta Q$ 。

假设LNG储罐进液管径由Dn40变化为Dn50，那么20m<sup>3</sup>LNG的卸车时间将缩短至7.286h或3.186h。

#### (3) 关于卸车与连续输配同步稳定性

由于用户终端对天然气输配压力需求较高，且流量需求较大，同时需要实现连续输配。另外调压撬

后至用户终端管网对天然气的储存容积有限，在现行设计方案中要实现卸车与连续输配的同步稳定性，优化方法可以将LNG储罐进液管线与出液管线连通。

因为 $\Delta Q_{C1} > 0$ ，才能实现LNG卸车工艺过程，另 $P_{C2} > P_{Qin}$ ，

所以C1in与C1out连通首先保证用户终端输配的稳定，其具体实现过程方法如下：

低温液体运输半挂车储罐完成卸车增压后，同时启动卸车工艺流程和LNG储罐直供工艺流程，关闭LNG储罐出液口，目的是确保用户终端输配稳定，同时加快低温液体运输半挂车储罐内LNG的转出量，LNG储罐完成卸车工艺流程后，停止LNG储罐直供工艺流程，恢复至正常工艺流程。

#### (4) 关于LNG储罐容积与上下进液倒换

该项目设计LNG储罐为20m<sup>3</sup>卧式低温罐，存储容积较小，同时由于用户终端天然气输配压力需求较高，低温液体运输半挂车储罐与LNG储罐设计最大运行压力 $P_{max}=0.7MPa$ ， $\Delta P < 0.3MPa$ ，卸车过程中LNG储罐气相空间不断减小，对 $P_{C1}$ 是有影响和波动的，其具体影响将另行进行模拟计算，因此LNG储罐的容积是否符合本项目生产的实际需要，不单是考虑储备气源的供应时间单一因素，应该涵盖压力因素进行综合估算。

LNG储罐的上进液与下进液在常规气化站的卸车过程中倒换并不频繁，但在本项目中，可以通过上进液，利用液相LNG的低温降低LNG储罐的压力，使低温液体运输半挂车储罐与LNG储罐之间产生较大压力差，即 $\Delta P$ ，以此来缩短卸车时间，同时，通过下进液，利用液相LNG对LNG储罐气相空间的挤压，确保 $P_{C1}$ 稳定大于0.4MPa的压力值，保证终端输配稳定，不断的上下进液倒换目的依然是为实现卸车过程与终端输配连续性的同步和稳定。

## 4 结论

LNG点供是未来一段时间中国天然气终端利用市场的发展途径之一，如何更好的服务用户，为用户提供更清洁能源的同时，确保工业用户输配的稳定性和工艺实现的同步性上，需要根据用户的实际情况制定可行的，个性化的解决方案，包括设计方案与运营方

doi:10.3969/j.issn.1671-5152.2017.10.006

# 标准化工地管理在天然气巡线工作中的应用

□ 宁波兴光燃气集团有限公司管网管理分公司(315040) 陈煜 王艺洁 章良娣

**摘要:** 第三方破坏是城镇天然气管道事故的重要原因之一, 本文结合天然气管网巡线工作经验, 分析了第三方施工工地管理难点, 介绍了第三方施工工地标准化管理体系, 为天然气管道安全管理工作提供借鉴。

**关键词:** 天然气 第三方施工 标准化管理

## 1 引言

随着社会经济的发展, 天然气的应用越来越广泛, 城镇天然气管道遍布大街小巷, 同时由于城市建设加快, 电力、热力、通信、供水、排水等管线工程、市政道路的拓宽维修、房屋建设及近年来快速发展的城市地铁工程等各类施工越来越频繁, 越来越密集, 对城市天然气管网的安全运行造成极大的威胁,

据统计近年来国内的室外燃气管道事故约50%为第三方施工破坏造成(如表1), 因此对第三方施工工地的管理成为天然气企业运行管网安全管理重中之重。

## 2 第三方施工工地管理难点

### 2.1 管理制度不健全

长期以来, 对第三方施工工地的管理没有规范

案。针对设备选型更不能千篇一律的按照供应商提供的清单模块化搭建, 而应务实的采取个性化定制。同时, 将LNG利用中液相、气相以及气化过程压力对流速、流量的影响作为今后的研究方向。

### 参考文献

1 高华伟. LNG空温式气化器气化过程的数值分析. 煤气与热力[J], 2008; 2: 4

2 张川东. 城市配气管网水力工况及可靠性分析研究. 硕士学位论文[D], 2003; 6: 86

3 杨红昌. 基于LNG气化分段模型的低温动力循环火用分析. 天然气工业[J], 2010; 7: 4

4 李猷嘉. 燃气管道水力计算公式的分析与比较. 煤气与热力[J], 2000; 9: 4

5 谢伟光. 城市燃气管道水力计算公式的简化. 煤气与热力[J], 2000; 7: 4

6 刘燕. 燃气管网计算理论分析与应用的研究. 博士学位论文[D], 2004; 1: 112

7 严铭卿. 燃气工程设计手册[M]