

doi:10.3969/j.issn.1671-5152.2011.09.001

· 续上期 ·

燃气质量管理方法与实践 ——当今液化天然气质量与互换性研究进展论述之三

□ 中国市政工程华北设计研究总院 (300074) 李猷嘉

本刊前两期讨论了当前终端用户对燃气质量的要求和燃气互换性研究的方法和进展。最后应讨论保证燃气互换性要求的质量调节方法与实践，回答怎么办的问题。

液化天然气 (LNG) 不同于管道天然气。LNG 的生产主要受远距离海上运输的经济性所驱动，并由3个环节来保证，即液化厂、运输油轮和终端接收站的再气化设施。天然气要满足液化要求，必须按标准先做处理。其标准规定远高于管道天然气，处理成本很高（可参见本刊2003年4月，笔者《液化天然气及其应用》一文）。在长距离船运中，由于运输环境的温度对储罐产生热量的转移，就必然会产生蒸发气 (BOG) 的问题，LNG在装载、卸载和储气过程中，都有BOG的产生，这使LNG的组分始终在变化中。以船运为例，如图1所示^[1]，在船运装载时，即使LNG在管道天然气的互换范围之内，但经过21天的航程，在卸载时由于BOG的作用，LNG的组分已在互换性的要求范围之外。储罐的绝热层设计要求很高，每日的蒸发量要求小于总储量（重量计）的0.05%，储存时间对LNG组分变化的影响很大。LNG储罐中不同密度的液相气分层所造成的翻滚现象 (Rollover) 也会促进BOG的生成。凡此种涉及到了LNG链运行中的许多深层次问题，不能因作为燃料使用而忽视。从经济上看，每一项处理过程均会影响到LNG的工程投资与成本，不能简单轻率的决策。

对LNG而言，虽然质量的管理或调节可在LNG链

表1 船运LNG组分和指标变化

组分		装载时	卸载时
日期	天	0	21
温度	℃	-163.8	-161.0
压力 (绝)	MPa	0.1143	0.1143
N ₂	mol %	0.963	0.367
CH ₄	mol %	92.667	93.080
C ₂ H ₆	mol %	5.981	6.157
C ₃ H ₈	mol %	0.372	0.383
nC ₄	mol %	0.006	0.006
nC ₅	mol %	0.000	0.000
CO ₂	mol %	0.006	0.006
密度	kg/m ³	447.3	432.8
高热值	MJ/m ³	39.4	39.6
沃泊数	MJ/m ³	51.2	51.6

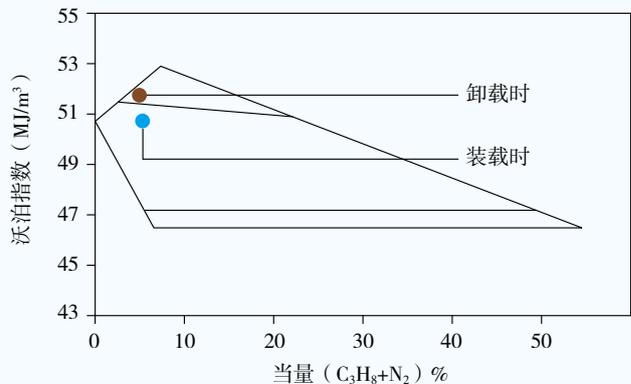


图1 运输21天中沃泊指数的变化

从生产到应用的各个阶段中去落实，满足合同或质量规定的要求。但在当今世界LNG处于无序化的状态下，相关的每个链都有许多投资者参加，关系到他们的政治地位和商业利益。例如：涉及的政府部门包括：能源供应、能源法规、健康与安全 and 环境保护等；非政府部门有：LNG的生产方、贸易方、油轮运输方、终端站运行方、输气方、配气方和供应方等；终端用户包括工业、商业、民用、发电（轮机）、天然气汽车（发动机）等。其中，政府一些部门与燃气质量的规定或规程有关，如涉及用户安全和排放要求的部门。LNG各个燃气链的运行也直接或间接的离不开质量规定和标准的要求，例如，终端用户中工业产品的质量和商业中冷、热供应服务等也直接与燃气的互换性有关，民用部门与沃泊指数的允许范围，电力部门（燃气轮机）与沃泊指数的变化率，天然气汽车要求的燃气抗爆性与甲烷数直接有关等。

燃气链上的投资者都会遇到许多需要解决的问题。由于各国的情况不同，对各类问题产生的后果认识不同，要想得出一个统一的燃气质量管理方法几乎是不可能的。只有研究先行一步国家的实践经验，洞彻其中的问题所在和其实践依据，才能做出符合本国情况的战略决策。这是本文所期望达到的目的。

1 燃气质量管理的选择

管道天然气和LNG之间的主要质量关系是互换性（用诸如沃泊指数或热值等参数的量测值表示）及其对燃气输送和应用的影响。燃气组分中CO₂、H₂S和水份等杂质浓度过高对输、配气管网的运行会产生堵塞、腐蚀等不良影响，因而质量规定中对各类杂质有脱除要求。这里则侧重讨论保证燃气互换性的质量管理或调节方法。

燃气互换性的调节常根据合同的条款，在燃气链上的不同环节选择最佳的方法。常用的调节方法有增热（E），即提高燃气的热值和减热（D），即减低燃气的热值两种，以保证调节后的燃气能满足燃气互换性的要求。本文中以下用E表示增热，D表示减热。

LNG与天然气(NG)质量管理的简明图示见图2。

在LNG的生产点：常用萃取LPG或乙烷（D）、

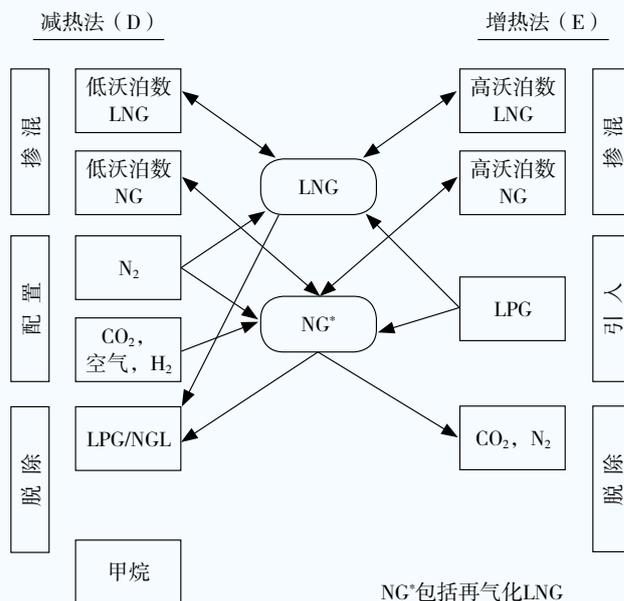


图2 LNG与NG的质量管理技术简明图示

引入N₂（D）或引入LPG（E）方法。

在LNG进口端：常用配置惰性气体、脱除LPG或乙烷（D）、引入N₂（D）、脱除CO₂（E）或掺混不同的燃气（D/E）（在气罐或管道中进行）等方法。

在配气管网中：改变燃气的组分（D/E）。

在用户应用终端：配置惰性气体（D）、引入LPG（E）、掺混其他气体（D/E）或控制下游的生产工艺（即控制燃烧过程以保证合理的空气/燃气比）。

应特别注意的是：

1.1 在LNG的生产点

生产点上质量的调整由生产方或出口方根据需要负责实施，根据运输LNG的合同规定，可采用增热或减热的方法，相应的技术如图2所示。

（1）在LNG中加N₂可降低沃泊指数，但船运和终端接收部门需进行校验。通常船运时的加N₂量应限制在1%以内，以防止产生翻滚问题。

（2）用脱除LPG（主要是丙、丁烷）方法减热，乙烷的脱除量则决定于所需的萃取程度和市场的需求情况。一般情况下，乙烷的销售收入难以抵消萃取的成本。

（3）采用引入LPG增热时，需要有地区性的LPG来源和卸载、储罐设施。这一方法一般情况下因经济上的考虑是不可行，但有例外，如：（1）终端站因土地的限制要求由生产方解决时。（2）液化厂需向不同的市

场船运LNG，刚好可将脱除LPG的LNG满足要求低热值LNG的市场；脱除的LPG用储罐贮存起来，再用以增热LNG以满足需要高热值LNG市场的要求。

1.2 管网部分（上游管道、输气和配气）

上述在LNG生产点使用的减热和增热技术也可应用在进口终端和其前、后的设施中，目的是满足燃气链不同位置上对燃气质量的要求，但主要是应满足合同中规定的进入管网后的质量要求。根据地方管网对燃气的质量要求和LNG气源的组分进行增热或减热，以调整燃气的质量。掺混技术可在LNG进口端上实行，再气化后直接进入管网。在介绍掺混技术时将详细讨论。

1.3 质量管理工作的的重要性

质量管理不当会造成重大损失，如英国与大陆欧洲有战略意义的双向管网的例子。该管道从比利时的泽布吕赫（Eebrugge）至英国巴克顿（Bacton），输气能力为 $255 \times 10^8 \text{m}^3/\text{年}$ ，反向回输量为 $200 \times 10^8 \text{m}^3/\text{年}$ 。2005年6月该管道因液体溢出而关闭两周，中断了英国向大陆欧洲的燃气出口，导致英国气价大降。

从巴克顿站回输富气的结果分析表明：输气方和供气方所规定的输入点最高露点为 -2°C ，但巴克顿终端对供气露点的要求作了放宽，冬季为 -2°C ，而夏季为 $+10^\circ\text{C}$ 。可以推测，允许燃气降温仅低于露点 1°C ，就会有液烃的析出，并形成大量的液态烃。

管网系统中压力的变化为高一中压由 7MPa 降至 3.5MPa ；中—低压由 3.5MPa 降至 1MPa 。关键并不是所规定的高露点，而是所形成的液态烃的量，这决定于燃气的组分和通过降压点的燃气量。如果在降压点前采用预热燃气以补偿压降效应产生的制冷量，在通过降压点的燃气量增大时，就能避免燃气低于露点而引起液态烃析出事故的发生。本例说明质量管理工作的的重要性，决不能掉以轻心。

2 掺混法

掺混法是一种低成本的选择，根据可掺混燃气的质量要求，可用来增热或减热。掺混技术的应用有3种类型：在LNG储罐中进行（仅适用LNG）；在LNG进口终端的供气管段中完成（仅适用LNG）和在长输管线中掺混。

对LNG而言，在储罐中掺混可能是一种最经济的选择，毋须再增加混合罐，分层问题也可得以避免。

现分述如下：

2.1 在LNG储罐中掺混

LNG在储罐中混合时，通常要求有相类似的密度，如密度相差甚大，分层和翻滚问题就必须注意，通常采用一种层次—温度—密度仪（LTO）来管理罐内的密度状况。

罐顶进气会产生蒸发气（BOG），因而常用罐底进气的方式。掺混时常易产生BOG，因而罐内混合需缓慢的进行，避免BOG处理系统过载。

罐内掺混的方法一般有3种方式^[1]，见图3。

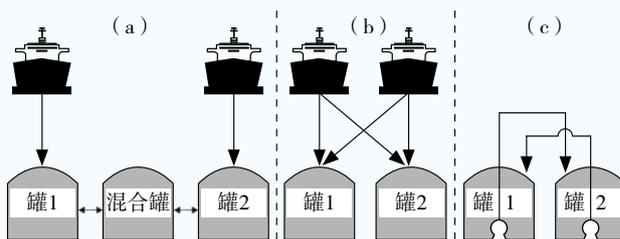


图3 LNG储罐掺混技术

注：（a）每一LNG气源设有一个相应的储罐。再另设一个储罐供掺混用。
（b）所有的油轮对可用的储罐按比例分配，使每一储罐燃气的热值和液位相同。
（c）储罐之间用泵循环。

（a）方案有许多运行上的优点，充足的储罐可根据气源分别供气，也可在混合罐中掺混后按需供气，缺点是至少需要3个储罐，特别是对通过能力较低的终端站，成本较高。如运输油轮到达终端的时间不按次序，则罐容将不能被充分利用。

用改变储罐压力的方法卸载时，对LNG热值要进行修正。可用预先脱除 N_2 和甲烷来提高LNG中的高烃含量。只要在规定的供气质量范围内，BOG可用来增热，也可以通过再冷凝器与LNG混合。

（b）方案是直接从油轮按比例向储罐卸载混合，其优点是毋须再增加混合罐，储罐的设置数量只需考虑如供气量、油轮卸载时间表等因素，是推荐的方案。如各储罐中燃气的热值和液位同步有误差，可通过谨慎调整LNG泵的方法解决。

（c）方案：（1）一个灵活性较好的大型终端的布局需设有3个储罐，并相应设有3个泵，每个泵的

供气能力相当供出率的33%，有相同的供气责任（即保持每罐有相同的液位）；这时，每个罐中的一个泵或其他的两个泵均可用来从罐底至罐顶对LNG进行循环（即提供附加的混合）或在罐之间转移LNG。（2）对小型终端的灵活布局是设有两个储罐，每罐设有3个泵，可输出总供气率的50%。每个罐设有3个泵的布局优点是在运行中若有一个泵失效，虽然要延长罐内循环混合的时间，但仍可继续运行。

该方案应特别注意严格制定供气时间表和计算两种或两种以上LNG混合时的体积量，运行中严格管理并需要不间断分析罐内LNG的组分以保证油轮到达的最佳时间安排。此外，也应注意循环泵产生的热量所生成附加BOG的问题。

2.2 在LNG进口终端供气管段上掺混

这是一种罐内混合的替代方法。是在各LNG罐的下游与LNG蒸发器的上游管段之间混合，如图4所示。

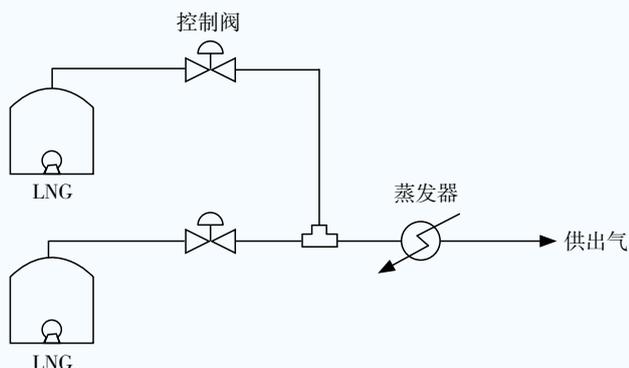


图4 供气管段上LNG的掺混

为得到所要求的供出燃气质量，需要控制好来自每一储罐LNG的流量并保证其比例的准确性。与罐内混合法相比的优点是毋须再设混合罐。缺点是：

（1）对每一LNG的气源需设独立的储罐，提高了终端的投资成本。

（2）混合方式需制定专门的全面控制计划。

（3）储气能力不能得到充分的利用。当同一气源LNG储罐已经装满时再来气却无法卸载，而其他气源的LNG储罐又装载不足。

总之，罐的负载和燃气组分的控制是关键所在。该混合方式也可以和罐内混合方式联用，以充分利用储罐的储气能力。

2.3 在管网中掺混

采用这一技术是否可行应考虑以下因素：其他输配装置的运行情况；管网的设施；燃气的质量规定和批准使用的安全规程。而且首先应满足原管网气源的气量应大到足以能保证混合后的燃气组分在管网所规定的质量范围之内。但是，实际情况一般是，从一个LNG终端的供气量与进入管网的流量是大体相同的。世界上只有极少的地方能直接使用大量掺混气，如美国墨西哥海湾沿岸地区和比利时的泽布吕赫（Eebrugge）。而多数地方是采用提高LNG的气源数和增加供气点的方法。

美国采用的方法是在上游设置天然气液态烃（NGL）或凝析气的回收厂，以降低富LNG的热值来满足下游管网规定的燃气质量要求。但依然存在的问题有：来自NGL回收厂的燃气可能演变为进口终端供出燃气的主要部分；如果NGL回收厂的进气含 H_2S ，而后又必须进行处理，则其单位成本可能高于设在进口终端的专用分馏厂成本。

管网中掺混的方法到目前为止还只能是一个研究中的方案，可参看以下的个案研究。

个案研究1^[1]：管网中的掺混

英国石油（BP）建议在美国东海岸的Crown Landing采用在管网中掺混的方案。研究要求确定由BP所供LNG用户区域可能发生的影响范围。研究中开发的模型应显示来自终端燃气的预测“影响区”，然后再评价“怎样的管网会受到影响？”特别是瞬变模型可用来鉴定在燃气轮机电厂快速变化的燃气质量状况，确定处理进口气的氮配置厂的规模。

该研究采用史通纳（Stoner M.A）的燃气和管道模拟软件（Syner GEE）。该软件作为一种模拟工具常被BP或其他部门用来分析影响管网系统中的类似问题。史通纳是美国燃气管网研究的著名专家，可参考笔者《燃气输配系统的设计与实施》一书，第268页〈配气系统中的不稳定流动模型〉一节。研究的主要方法和目的如下：

（1）2003年得到美国联邦能源法规委员会（FERC）的提供件（公共区域信息）。

（2）根据抄表的流量数据和流量分布图建立影响区内管道系统的史通纳燃气模拟模型。

（3）目标：建立一个具有中等保真图的流量模

型以预测掺混LNG和管道气的状况。

(4) 项目的成果可适用未来的消费量和范围更大的运行条件。

(5) 可以模拟处理不同系统燃气消费等级和不同类型LNG。

(6) 可以预测管网系统上每一用户所用燃气的相对密度、热值和沃泊指数。

(7) 可与美国天然气委员会(NGC)规定的热值和沃泊指数范围相比较, 鉴别因掺混而可能处于不安全状态的用户。

(8) 用模型计算修正LNG的引入量, 使进入管网的燃气质量处于可接受的范围内。

(9) 审议在70工程大气压下能否完成每一要求的引入量。

(10) 作为附加的目标, 审议LNG的引入量变化时的动力学状况, 然后追踪在一个已知用户处的沃泊指数的变化率。

(11) 动态的估算终端N₂的配置要求, 以保证终端用户的用气安全。

3 减热法

3.1 配置法

配置法是一种降低富天然气的沃泊指数或热值的技术, 可在产气点或上游完成, 其方法是简单地加进一种可用的惰性气体(如N₂, CO₂, 空气)或H₂, 使供气质量能满足用户的要求, 配置法的调节程度受上述每一组成允许浓度规定的限制。这一限制影响了配置技术的应用, 或配置技术必须与其他技术联用, 如掺混技术。

N₂的配置技术用得最广。在再气化LNG中加N₂类似于较纯的天然气, 即CO₂, O₂和水的含量很低, 优点明显。空气的配置可能是最经济的方法, 但这一技术受天然气允许最大O₂含量规定的限制(一般为0.2%), 仅用于少量的调节。其他气体的配置, 如CO₂, 技术上是可行的, 但实际很少应用, 原因是其成本效益不好, 而且使用量较大, 又是温室气体。H₂只能用于少量的调节。

3.1.1 N₂的配置

加N₂使天然气的相对密度增大, 高热值降低, 从

而沃泊指数也降低。

此方案N₂供应的可靠性十分重要, 采用制取N₂技术是成熟的和相对可靠的。卡车运N₂的费用较高, 仅适于少量或间歇使用于偶然到货的富LNG油轮。

所有地区或项目均可选择N₂配置方法。例如, 英国就有很好的液氮生产厂和配气系统, 有完善的工业和基础设施。配置系统的N₂引入点可见图5^[1]。

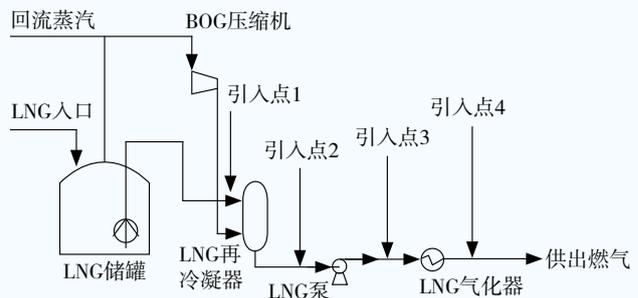


图5 N₂配置系统的可采用引入点

3.1.2 空气的配置

空气中含有79%的N₂和21%的O₂, 因此, 在天然气中配置空气类似于N₂的配置。可在供气线上用1个~2个空压机通过混合喷嘴引入空气, 但应注意两方面的问题: 即天然气中总的含O₂量和供出燃气中的水露点。

(1) 配置空气时, 空气的最大引入量受可燃混合物规定的限制, 即天然气中空气的含量不超过3%(体积比), 这涉及到安全问题。超量的配置可能在管内形成可燃混合物。

(2) 空气中的游离O₂和水份会腐蚀管道。空气中的含水量与环境温度有关, 每年的伏天易出问题。

(3) 地下储气设施, LNG调峰液化装置和某些化工厂对O₂含量特别敏感, 原因是会使分子筛中毒。

(4) 其他潜在的问题是游离O₂和气流中的其他组分会发生反应, 如高硫组分的燃气与O₂在一定湿度条件下会形成硫酸或形成结晶硫。

3.1.3 氢的配置

15℃时氢的沃泊指数为45.87MJ/m³, 可用来降低沃泊指数。英国国家输气系统(NTS)的进入规定(UK National Transmission System Entry Specification)和GS(M)R当前允许H₂的含量为0.1%(摩尔体积)。燃气中配置这样的H₂含量对沃泊指数几乎没有

影响,甚至H₂增加到4%,沃泊指数也只减少0.5MJ/m³,可参见图6达顿图上H₂配置的位置^[1]。由图6可知,只有当H₂含量达到15%时,才能使来自尼日利亚的LNG勉强满足英国GS(M)R沃泊指数规定范围的要求。

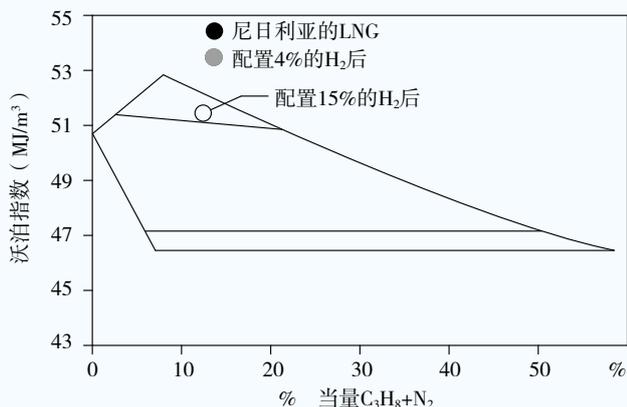


图6 LNG中加氢的效果

因此,单独配置H₂是不现实的。在天然气中允许的最高H₂含量为5%,更高的H₂含量会增高燃气的火焰速度和扩散性而导致超出燃气质量范围,这一规定使H₂配置法只能用于少量降低沃泊指数的场合,即沃泊指数的降低小于0.5MJ/m³。

此外,欧洲的研究结果表明,在高压天然气输送系统中还对H₂混合物有其他的限制要求,而且H₂的生产、储存和运输成本太高(限于技术开发的原因)。

3.2 脱除LPG或天然气液态烃(NGL)法

可在产气点或上游设置,除非LPG的需求量较大而且有经济性,在当今LNG终端站中已不设置LPG或NGL的脱除厂。LPG和NGL的脱除一般采用标准的分馏工艺,除非LNG的运行温度低于分馏温度。该方法通常配合改质工艺(Reforming process),用烃和蒸汽反应得到一种相对较贫的供出燃气。主要缺点是分馏和改质工艺均须消耗热量,增加投资和运行费用。

3.2.1 从LNG中脱除LPG

工程上LNG中的任一组分均可分离,但LNG的分馏并不包括边缘气流(指顶部和底部的气流)。

(1)最简单的工艺是从重质组分中只分离轻质的组分(如:氮、甲烷和乙烷),用一个简单的分馏柱就可成。

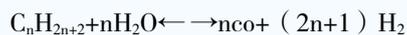
(2)较为复杂的工艺是有4个分馏柱的系统,可

以生产一系列的产品,如甲烷、乙烷、丙烷、丁烷和戊烷,这一方案曾在西班牙巴塞罗那的终端使用过。

LNG适于使用蒸馏法气化,原料液体在蒸馏柱的顶部为气体状态,毋须再气化就可直接供气,气化过程与环境温度和LNG在输配系统压力下的蒸馏压力有关。在现货交易中当遇到不符合蒸馏气化方式要求的富LNG来货时,通过应用LPG脱除法并配合使用N₂配置法的方式加以解决。

3.2.2 配合使用LNG的改质系统

改质是烃和蒸汽在催化剂作用下的反应,目的是将平均分子量高的烃类转换成低分子量的气体。主要反应式为:



在LNG的质量调节过程中,LNG中的重馏分气体(即原含有的丙烷、丁烷)热值较高,可转换成热值较低的燃气,最后形成符合规定要求的供出气体。LNG分馏和改质的简单流程可见图7^[1]。

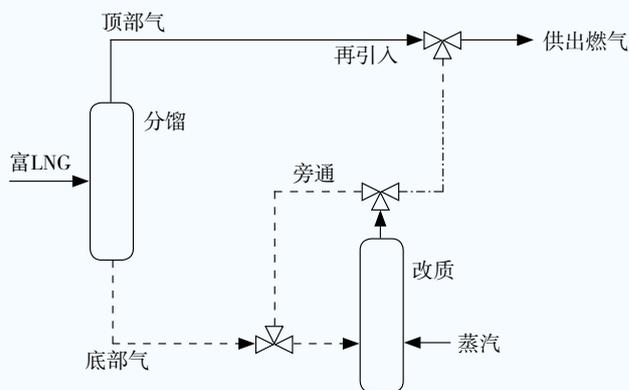


图7 LNG分馏和改质的简单流程

历史上欧洲在普及使用天然气之前,改质是合成天然气的主要来源(也用于煤制气的替代燃料),烃和水蒸汽在催化剂作用下的反应温度在600℃以上,甚至可达1 000℃。改质是一个极高的吸热反应,反应所需热量的供给是该技术的主要问题。

烃的分子量越大,裂解时所需的蒸汽量也越大,同时也有碳的形成。为避免常规改质中催化剂中毒,LNG中不能含有S(ppm级),因此,改质最适于使用不含S的LNG。

在LNG中重新引入改质后的LNG,因其含有H₂、

CO和CO₂，可能产生以下问题：

(1) 多数改质工艺的运行压力仅为2MPa~4MPa，典型的长输系统是高压，因此，可能需要再加压。

(2) 不同改质工艺的运行温度很高，约400℃~500℃，在混合前需要冷却，为了优化工艺，需要有可高度综合利用热量的集成厂，复杂性增加，成本可能提高。

(3) 虽然改质气可以满足燃气质量中对热值和沃泊指数的降低需求，但又可能不符合市场对H₂，CO和CO₂的要求（如英国限制H₂含量应小于0.1%）。

4 增热法 (Enrichment)

4.1 LPG引入

液态或气态的LPG可引入天然气或LNG中以提高其沃泊指数，可在产气点或上游完成。主要的问题是：引入LPG也就增加了烃的组成，在地区配气管网中的压力和温度条件下可能产生冷凝现象，需要重新对露点进行校核。

在15℃时，向甲烷中引入10%的C₃H₈，沃泊指数会增加6%；如引入C₄H₁₀，沃泊指数会增加8%，热值相应的增加15%和19%。

也可引入商品LPG（75%的C₃H₈和25%的C₄H₁₀混合物）或商品丙烷（约含3%的丁烷）。大约引入1.2%的LPG，沃泊指数可提高0.5MJ/m³，烃露点增加4℃。在多数情况下出口燃气的质量能保证在规定范围内。若总供气量为1 000万m³/d，则需要250t/d的LPG，这样大的LPG量每天大约需要12辆的槽车，道路的运输量已达到可改用管道、铁路或船运的标准。因此虽然引入LPG可修正沃泊指数，LPG的运输问题解决不好就只能作为小量调节使用。以下原因成为世界市场考虑采用该方法的不可行因素。

(1) 大量的LPG需求意味着十分高的运行成本。

(2) LPG的需求量提高了对LPG供应安全性的要求。例如，一个英国的炼油厂每天只能外供几百吨，全国总供应量也只有15 000t/d。

(3) 大量提高LPG的浓度会遇到烃露点能否满足规定要求的问题。增加6.5%的LPG，露点温度将提高20℃，冷凝后会处于液态。对这种情况，用烃露点

规定以内的气体掺混可以得到缓解，虽不能完全确保，但却是可行的，因为天然气的最高烃露点只能在临界冷凝热压（Circondentherm pressure）下达到，通常大约发生在2.8MPa时，这可能发生在进入地区管网系统的调压设施上，已远离长输管网的进入点。

长输管网中形成液体的地方常难以控制和取样，计量系统中的仪表一旦受到玷污就会产生计量误差，超量存在的液体会减低管道的输气能力。多数情况下的影响是降低了运行效率，增加了维修和更换设备安装的工作量。用商品丙烷代替LPG引入可减少露点的影响，但使用量会增加。由于丙烷的沃泊指数低于丁烷，对调整提高LNG的沃泊指数又不利。因此，用LPG增热法调整LNG的沃泊指数只能用在小量的范围。

引入LPG时有3种可选择的方案：

(1) 向再气化的LNG中加入气化的LPG。

再气化的LNG和气化后的LPG通过控制阀控制好混合量，在混合器中混合后作为供出燃气使用。

(2) 向再气化的LNG中加入液态LPG。

通常用海水再气化的LNG和液态LPG通过控制阀定量的进入混合容器后作为供出燃气使用，混合容器也可用文丘里管混合器（Venturi-tube Mixer）代替。

(3) 在液态LNG中加入液态LPG。

液态LNG和LPG通过控制阀定量进入利用海水的气化器后作为供出燃气使用。

3个方案的流程图十分简单，在此从略。以下仅介绍日本的LPG/LNG增热个案⁽¹⁾。

保证LNG和LPG混合的均匀性十分重要，应避免局部LPG浓度过高。为此，需要有一个预热系统在引入LPG之前先将储罐中部LNG的温度提高到130℃，在引入LPG之前重新引入LNG的主气流中去，然后与引入的LPG一起在再气化装置中混合气化，经海水热交换器调整后成为供出燃气。其流程可见图8。

在日本，预热和再气化这两步采用有清晰操作数据控制的开架式蒸发器（Open Rack Vaporisers，缩写ORV）。其型式的改进成本约增加30%，但运行成本相当常规系统的10%。使用常规系统时，如负荷迅速变化，供出燃气的热值常发生波动，这是由系统母管底部有大量LPG/LNG混合物的积聚以及不同气体和液体通过蒸发器时的流动特性相差很大等原因所造成。

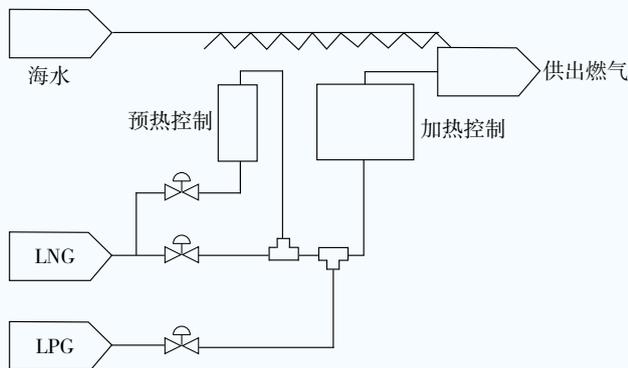


图8 有LNG/LPG增热的开架式蒸发器系统

对改进型ORV系统，LNG的增热量从 $38\text{MJ}/\text{Nm}^3$ 至 $46\text{MJ}/\text{Nm}^3$ ，系统的年平均运行负荷为60%，使用蒸汽时成本增加的偿还期仅1.5年。

4.2 脱除惰性气体 N_2 或 CO_2 。

脱除惰性气体 N_2 和 CO_2 只适用于调节原供的管道气，可在产气点或上游完成，脱除后可提高原供气的热值，然后进入使用LNG的长输管线。

4.2.1 CO_2 的脱除

CO_2 的脱除只适于对沃泊指数做少量的调节。在燃气中脱除0.24%的 CO_2 ，沃泊指数约降低 $0.2\text{MJ}/\text{Nm}^3$ 。脱除 CO_2 的成本比脱 N_2 低（要建冷冻厂），且冷冻脱 N_2 法须在上游先脱除 CO_2 和水以防止系统堵塞。

CO_2 脱除法的选择决定于规模、原料气中的含量和产品的规定要求。一般有3种方法：即液态吸收法（胺法），固定床吸收法（分子筛）和膜法（Membranes）。第一种方法适于大规模的脱除。

4.2.2 N_2 的脱除

天然气脱 N_2 的主要原因是使 N_2 含量符合规定限制要求，如英国规定的最高 N_2 含量为5%，总惰性气体为7%。冷冻法脱 N_2 是大规模脱 N_2 的适用技术（ $>1.4 \times 10^6\text{m}^3/\text{d}$ ）。

5 对LNG供出燃气的质量控制

不同进口天然气的质量是已知的，均在允许的范围之内。但LNG的质量受不同气源及油轮储存期的不同而变化多端。在LNG质量调节的管理中，选择合适的方法十分重要。如燃气在出售之前无中间罐，系统安装好后，要做到连续监控和调节参数，使全部的

出售燃气均能满足质量的规定要求就十分困难，因为在LNG的进口终端对供出燃气进行质量分析的时间很短，分析的速度往往达不到能有效避免不符合质量要求的燃气进入长输管线的程度。

日本在增热运行中，热值的调节采用双重控制法。即：一方面LPG的引入量根据LNG的流量、LNG的热值和LPG的热值进行前馈控制，另一方面LPG的引入量又根据LNG/LPG混合物再气化后所量测的热值进行反馈控制。用LPG对LNG增热的简单控制见图9^[1]。

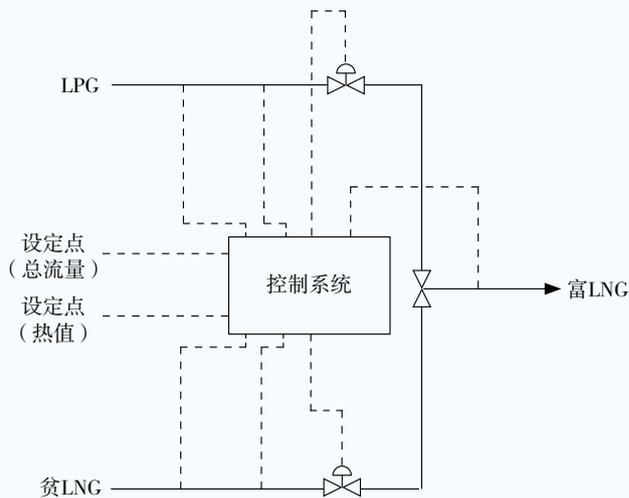


图9 用LPG对LNG增热的简单控制图

个案研究2^[1]

以美国和日本的质量调节为例，富气和贫气的已知组分如表2所示。贫气以美国阿拉斯加的可耐（Kenai）厂为代表，富气以阿尔及利亚的GL1Z和GL4Z为代表。

5.1 美国

美国厄尔巴岛要求供应的燃气质量为较贫燃气，其质量规定如表3所示。本例中，表2中的富LNG不能满足表3的要求，需要在供出前降低燃气的热值。可采用掺混、配置、分馏式改质等方法进行处理。

本例中，由于富LNG仅略超过当地燃气质量的规定，因此，在区域的燃气管网中进行掺混也有可行性，但地区配气公司只能有一根管道连接着LNG终端的供出燃气管道和上游的其他燃气用户，因此，方案是否可行至少需要和区域的配气公司沟通研究后才能确定，在此不列入讨论范围。

表2 贫气与富气的组分

参数	贫LNG	富LNG
高热值 MJ/m ³	37.74	42.04
沃泊指数 MJ/m ³	50.60	52.75
不完全燃烧因素	-0.08	1.46
积碳指数	0.49	0.61
氮 mol%	0.20	0.71
甲烷 mol%	99.72	86.98
乙烷 mol%	0.06	9.35
丙烷 mol%	0.01	2.33
丁烷 mol%	0.01	0.63
标准状态为15℃, 101 325Pa		

表3 美国厄尔巴岛要求的供出燃气质量标准

参数	规定
高热值	37.17 MJ/m ³ —39.95 MJ/m ³
O ₂	≤1.00 %
CO ₂	≤3.00 %
N ₂	≤3.00 %
乙硫醇	< 200格令*
总硫含量	< 200格令*

* 1格令=64.8mg。

注:

1. 标准状态为15℃, 101 325Pa;
2. 规定中的硫化物用元素硫表示;
3. 硫含量规定不明确。

5.1.1 掺混

在进口终端掺混不同质量的LNG是可行的。如本例中若贫LNG与富LNG按1:1的比例掺混(用mol百分比表示),则高热值为38.98MJ/m³,则在规定的要求范围以内。从质量考虑,掺混方案采用储罐内掺混较好。

5.1.2 配置

空气或N₂的单独配置均不可行,因为规定中最高的含N₂量为≤3%,在达到热值规定以前即已超过。由于规定中O₂的限值相对较高,用空气配置的可能性大于N₂的配置。以本例中的贫LNG作参照气,则配置的综合结果可见表4。

表4 N₂和空气的配置对示例中富LNG的影响

	富LNG	N ₂ 的配置	空气的配置
N ₂ 或空气配置量		2.35%	3.05%
甲烷 %	86.98	84.97	84.41
乙烷 %	9.35	9.13	9.07
丙烷 %	2.33	2.28	2.26
丁烷 %	0.63	0.62	0.61
氮 %	0.71	3.00	3.00
氧 %	—	—	0.62
氩 %	—	—	0.03
高热值 MJ/m ³	42.04	41.07	40.79
沃泊指数 MJ/m ³	52.75	51.22	50.75

5.1.3 分馏

采用一个或多个分馏柱生产产品气的方式能满足质量规定的要求。但其可行性的前提是有重组分气体(如丙烷、丁烷)的市场要求。在美国,天然气液态烃(NGL)的回收和市场极为普遍,决不会发生不可行的情况,但可行性与设计还决定于具体项目的情况。由于本例中无H₂和CO组分的限值要求,该岛采用分馏与改质法联合应用也是可行的。表5中详细列出了富LNG用简单蒸馏和改质运行的数据。

由表5可知,供出燃气的组分决定于改质设施掺混旁通燃气的比例。旁通气来自分馏柱底部的燃气(见图7),在向改质设施通入原料气的过程中抽取部分作为旁通气可以避免供出燃气的热值太低。本例中,为满足厄尔巴岛燃气规定的要求,使用了60%的旁通气(包括改质气),也可略多于60%。(由表4可知最后两栏的供出燃气成分中均含有改质气)。

结论是,上述富LNG质量调节的示例中,可采用掺混、分馏或分馏加改质的方法,单独采用配置的方法则规范不允许,但可与上述方法中的一种联合使用。

5.2 日本

表6为日本福冈对供出燃气的质量要求。

作为示例,该终端要求供出燃气的热值特别高,在这种情况下,不论是贫LNG或富LNG均须作特殊的质量调节,以达到规定的燃气质量要求。

为使贫LNG能符合福冈的规定要求,高热值、沃

表5 分馏和改质运行示例参数（可参看图7的流程）

参数	分馏柱的 供入气	柱顶的 产品气	柱底的 产品气	改质的 柱底产品气	供出燃气 (无旁通)	供出燃气 (有60%的旁通气)
高热值MJ/m ³	42.04	40.24	93.05	12.06	32.80	37.74
N ₂ %	0.71	0.74	0.00	—	0.54	0.64
CO %	—	—	—	29.91	7.88	3.67
H ₂ %	—	—	—	70.09	18.47	8.61
CH ₄ %	86.98	89.82	8.07	—	66.14	77.24
C ₂ H ₆ %	9.35	9.32	10.09	—	6.87	8.19
C ₃ H ₈ %	2.33	0.10	64.27	—	0.08	1.30
C ₄ H ₁₀ %	0.63	0.02	17.58	—	0.02	0.35

注：1. 标准状态为15℃、101 325Pa；
2. 为简化，仅考虑C_nH_m+nH₂O+($\frac{n+m}{2}$)H₂这一反应，C_nH_m为进入改质柱烃的当量组分；
3. 为简化，假设改质效率为100%。

表6 日本福冈供出燃气的质量标准

参数	规定
高热值 MJ/m ³	43.19—43.98
沃泊指数 MJ/m ³	52.72—54.60
N ₂ %	≤1.0
甲烷 %	86~91
乙烷至戊烷 %	15~100
总S（加臭剂除外） mg/m ³	≤7.57

注：1. 标准状态为：15℃、1.01325Pa；
2. S化物用元素S组分表示。

泊指数和一定比例的重烃组分需在燃气供出前先行增加。理论上可用掺混、分馏（毋须改质）或增热法。对富LNG，只需根据福冈的规定，适当提高热值即可。

5.2.1 掺混

用掺混法满足质量规定的要求时，需要掺混更富的LNG（如表2中更富的LNG成分）。

5.2.2 分馏

本例中，使用贫LNG或富LNG均属可行，只需使用一个脱除甲烷的分馏柱，底部的气体可作为供出燃气，但顶部燃气极贫，只含甲烷，其市场出路是终端用户或附近有使用该贫气的用户。

5.2.3 LPG的引入

本例中对贫LNG用丙烷增热是可行的，贫气中约

需引入 $\frac{1}{9}$ 的丙烷（mol%），但仅用丁烷增热不可行，因不能满足规定中第5项C₂⁺的最小值要求以及其他规定。如联合使用丙烷和丁烷增热则是可行的。

对本例中的富LNG采用丙烷、丁烷或联合使用丙、丁烷气增热是不可行的，因为在达到热值的标准之前，规定中的第4项，即最小甲烷值的规定已被突破。

如上所述，建议在增热时采用掺混或两种技术联用是满足福冈燃气质量的最佳方法。

上述示例说明，选择不同的燃气质量管理和调节方法时，不能仅看沃泊指数和热值两项，还必须遵守各地对燃气质量规定中的其他要求，只要有一项不符合规定，调节管理方案就不可行，燃气的质量规定是最主要的，燃气的互换性只是其中的一个子项。

6 管网下游的质量校正

在管网下游用燃气互换性的管理方法满足燃气质量的调节要求，主要是指燃烧部分的控制，内容包括：

（1）对燃烧器控制的特性进行量测，如测量控制沃泊指数和优化通过燃烧器的空气/燃气比。

（2）根据燃烧产物进行反馈控制，如通过监控排O₂量控制发动机。“O₂的调整系统”（O₂Trim System）就是一种实行燃烧器空气供给调整的自动烟

气监控系统。

(3) 发动机做适当调整, 使天然气汽车可从不同气质的充气站加气以降低成本。

(4) 燃气轮机的掺混。为了实行全部燃气质量的控制, 应对两个或两个以上的供气点进行地区性的控制掺混。亚洲一些大型燃气轮机电厂已提出这样的建议。

个案研究^[1]: 远东某电厂的计划

远东一个电厂对未来电厂的混合设施有一个开发计划, 希望更换现用气田的天然气, 代之以LNG作为联合循环电厂(CCGT)的主要燃料。该厂现在在用的原动机是一组通用电力公司(GE)适用人工燃气的燃气轮机。

在可行性研究中选择调整电站的设施以满足下列要求:

(1) 在过渡阶段, 天然气或LNG不论分开或合流均能使用。

(2) 能长期使用LNG。

GE公司不用沃泊数, 但用一种本质上也是在燃气轮机上表示燃气互换性的量测方法, 即前述的修正的沃泊指数(MWI)。

方案选择应考虑到继续使用已有的燃烧器、进行部分更换或在不同的时期燃烧器应适应未经调正的LNG等问题。例如, 已有燃气轮机的燃烧器, 其特性能适应电厂的最终要求, 所用LNG需进行质量控制以使燃气的修正沃泊指数在现有燃烧器的规定范围之内。控制的基本方法是通过修正沃泊指数中所包含的3个变数(低热值、相对密度和燃气的温度)来降低LNG的修正沃泊指数。即:

(1) 提高燃气的温度。

(2) 改变燃气的组分, 使LNG减热: 混以一种或多种低热值的燃气; 脱除热值高的燃气组分(如从LNG中提取LPG等)。

6.1 燃烧器控制中特性参数的测量^[1]

为了克服因燃气质量和组分变化所带来的问题, 需要测量有关的参数作为使用的控制信号。基本目标是要对燃气的组分进行全分析, 当用于控制的输出流量和通过燃烧器最佳的空气/燃气比难以做到时, 沃泊指数通常就作为一个有用的度量值。

热值和沃泊指数通常在高压输气系统中用气相

色谱仪测量, 但系统的安装和维修费较高。对热值和沃泊指数的工业控制, 气相色谱法与燃气组分波动速度相比, 反应时间太慢。为此, 当今已开发了许多仪表, 可进行实时测量并可与控制系统联用。可选择的仪表如下:

6.1.1 Gas PT

Gas PT由英国Advantica开发, 用来测量热值、相对密度和有效的燃气组分, 如甲烷、丙烷、二氧化碳和氮等。有效的燃气组分可用来计算较多的燃气特性, 包括沃泊指数、密度、压缩系数、辛烷值和甲烷数等。Gas PT可测量与燃气组分有关的声速和两种温度下的热导率。声速用一个特制的球形谐振器, 测量, 90%的反应时间为50s, 但燃气质量的变化可在2s内测出。

测量值的精度为:

(1) 对特殊的燃气标定时, 热值在35.10MJ/m³~42.60MJ/m³之间, 为 $\leq \pm 0.5\%$ 。

(2) 相对密度为 $\leq \pm 0.25\%$ 。

(3) 温度在-10℃~50℃之间时为 $\leq \pm 0.3\%$ 。

(4) 压力在1 300毫巴(绝对)以内为 ± 2 毫巴。

6.1.2 Gas-Lab Q₁

该仪表由德国鲁尔燃气公司(RuhrGas), Sensors Europe Gm6H和Flow Comp System technik Gm6H开发, 并由后者生产。可量测高热值、密度和CO₂浓度, 也可量测沃泊指数、甲烷数和10种燃气组分。

Gas-Lab Q₁是一种无焰的燃气质量分析器, 用红外吸收和热导率量测运作。有两个红外传感器, 一个用来检测CO₂, 另一个用来检测烃类气体, 特别是乙烷、丙烷和丁烷。热导率传感器对甲烷和N₂十分敏感。

鲁尔公司计划用Gas-Lab Q₁作为天然气掺混站中的控制仪表, 并作为气相色谱仪的备份仪表。在德国一个申请书正在PTB(国家标准实验室)的权重和计量法律部门进行审批, 其他的申请书也在欧洲和美国审批中。

Gas-Lab Q₁的精度为:

(1) 热值在34MJ/m³~45MJ/m³时为 $\leq \pm 10.4\%$ 。

(2) 密度为 $< \pm 0.8\%$ 。

(3) CO₂含量在5%以下时为 $< \pm 0.2\%$ 。

6.1.3 EMC 500

已由RMC集团售出, 是WOM的继承产品, 在市

场上出现已有时日。该仪表有两个热传感器，用来测量热量、粘度和热导率以确定热值。燃气的密度根据在等温下压降的测量值计算。CO₂的浓度（在20%以下时）用红外传感器确定。标准气为已知热值密度的燃气，用作最初和周期性的标定气。90%的反应时间为60s。精度为：

(1) 热值在25MJ/m³~50MJ/m³之间时为 $< \pm 0.5\%$ 。

(2) 密度在0.65 kg/m³~1.3kg/m³之间时为 $< \pm 0.5\%$ 。

6.1.4 热量计

有两种实用的商用热量计系统，用少量的样品燃气在已知量的空气中控制其燃烧过程算出沃泊指数。燃烧产物中多余的O₂与燃气的热值有关，设备的出力可作为主要燃烧器系统控制空气/燃气比的附加控制信号。

一种是Thermo ONIX生产的一种高速在线热量计，称作“Fluid Data Flo Cal”，用以测量燃气的热值和沃泊指数。90%的反应时间为4min，测量精度为 $\pm 1.5\%$ 。“Flo Cal”已使用了20年，常用于炼油厂和石化工业中燃气的控制，制钢厂、窑炉和锅炉控制，燃气火炬的监控，LPG/空气掺混和填埋气的监控等。

另一种是Kelma生产的Rhadox热量计，其原始设计为荷兰Gasunie的工程师们。该仪表用两种燃气标定，包括了热值的全部运行范围。Rhadox2000已有PTB测量热值和相对密度的批准文件。

6.2 根据燃烧产物进行反馈控制

类似于发动机通过控制氧排放量的方法，一些大型的燃烧工艺排烟道或烟囱中均设有氧的监控装置，对空气/燃气比和工艺的整体控制反馈信息。

在锅炉的燃烧器由人工作周期性的调节时，通常过剩含氧量的取值为3%~5%，相当于15%~20%的过剩空气量，这是由许多环境和空气条件影响氧（空气）的供给所引起的。例如冷空气比热空气重，含氧

量也比热空气多；风速对每个烟囱的影响不同，气压也影响着整个工艺的排气和通风。在调节中设定较多的氧或空气，是为了保证在环境条件恶化时有足够可用的氧或空气来保证燃烧的完全性。但从效率的角度看，过剩的氧含量正比于效率的损失值，3%的过剩含氧量大约使效率也降低3%。

虽然燃烧器的人工监控与调节可以做到以日为基础，但操作困难，潜在的成本也很高。采用自动的“氧调节系统”可以连续的监控烟气和调节燃烧器的供氧量。值得注意的关键问题是如何确定放置测氧仪表的位置？在一些燃烧装置中常有空气的漏入或偶入量（即通过壁面渗入燃烧装置的空气量），也增加了烟气中的氧含量，但偶入的空气量难以控制、测量和准确的修正。

有些燃烧工艺无法测量过多进入的空气量，特别是高温的玻璃熔炉，可能破坏测试操作和得出错误的测量值。

总之，根据燃气组分和质量的变化调节供氧量是控制燃烧工艺的最好方法。

6.3 发动机做适当调整

国际燃气联盟（IGU）委托一些部门进行测量研究，使天然气汽车有可能从不同气质的充气站加气以降低成本。这一要求提出了发动机的管理和适应性的问题，要求发动机的管理系统能在一个短时间内重新标定以适应气罐内新混合燃气的使用要求。

一些制造商自动的参加了这一自选计划的研究，要求汽车在再次加气后通过驾驶员的手动操作能在1min以内使发动机的性能只略低于平均值，如驾驶员操作错误，控制台的强制诊断系统也不会迁就，会标出超过允许范围的排放量值。允许汽车使用气质在较大范围变动的天然气对法定排放量的限制要求提出了很大的挑战。一些国家用沃泊指数表示的燃气质量变化范围参见表7。满足表7要求的难度很大，但处理燃

表7 一些国家沃泊指数的变化范围

国家	西班牙	法国	比利时	德国	丹麦	波兰	芬兰	俄罗斯
沃泊指数MJ/m ³	48.1-57.6	49.1-56.5	48-55	46.1-56.5	51.9-55.8	43	43.2	43.2
国家	智利	巴西	埃及	克罗地亚	马其顿	奥地利	伊朗	马来西亚
沃泊指数MJ/m ³	42.5	40.5-52.5	54.4	43.2	43.2	53.1	48.8	48.3

气质量变化对发动机性能影响的技术是存在的，需要付出代价和时间。

6.4 燃气轮机的掺混或燃气特性的控制

通常用户在选择大型燃气轮机的燃气质量控制方法时受到限制。最好是有两个或更多的供气源可用来掺混成不同需要的比例，但这一条件难以遇到，只能从整体燃气质量控制的某些方法中去考虑。这一概念在亚洲已由一个联合循环燃气轮机电厂实现。该厂已有本地的燃气供应，但需要与计划中的LNG进口设施相连接。如将再气化的LNG与本地已有的燃气掺混，可使燃气的质量保持在燃气轮机制造厂所要求的范围之内。

如前所述，燃气轮机常依靠加热燃料以防止烃的凝结，以及将烃的液滴带入燃烧室。这一方法促使了修正沃泊指数（MWI）的应用，在指数中增加了一个与燃气温度有关的因素。当燃气轮机的运行与修正的沃泊指数相联系时，必须考虑到燃料预热的程度所引起燃气组分的变化。较高的预热等级必须通过热回收蒸汽发生器（HRSG）才能使某些蒸汽的提取和热交换与联合循环电厂的需要相适应。预热的变化需要较长的适应时间，企图对临时燃气质量的变化进行加热控制，无疑将发生许多问题。

7 战略决策举例

7.1 远东地区作为燃气生产方的公司向欧洲和北美出口的决策

燃气的生产方需要具备以下初步知识：了解气源所提供的燃气质量；潜在市的要求；下游的需要和上游工艺的经济性，目的是确定天然气或液化天然气的质量。在购气合同中，对必须脱除的杂质均应规定其测试方法和限值规定。

气源燃气的组分可能使燃气市场的财务活力受到限制。例如，对部分欧洲或北美市场，若进口富LNG，可能需要附加很多的燃气处理工艺，如惰性气体的配置等。但如向日本出口，则所需的处理量很少，富LNG对日本更有吸引力，因此，对气源的燃气组分及其变化应做出评估，以此作为液化厂的设计规模和制定生产能力的基础。运输油轮的装载能力和灵活性应与欧洲或北美所订合同的长期性有密切

的联系。

燃气处理工艺的选择以及沃泊指数或热值的调节决定于一定地域对天然气液烃（NGL）或液化石油气（LPG）的市场要求。如有市场，则可在液化厂中先行脱除，满足地方需要。如无市场，就形成了富LNG的外供形势。

欧洲燃气市场的变化十分迅速，由于本土天然气的减少，LNG的进口就十分重要。LNG的生产者必须注意不同国家的政治地位和不同国家的政府使用混合能源的意见等。

欧洲委员会（European Commission）正致力于协调整个欧洲的标准，建议于2010年完成欧洲的燃气质量标准。少数国家必须对进口燃气进行处理，以期达到该国的燃气进入规定。但也可能在某些欧洲国家比邻国采用更宽的沃泊指数和热值范围。

生产方需要评估可能的进口终端，并考虑到市场条件发生变化所应有的灵活性，如美国或大西洋区域经济贸易达到范围内的其他用户可能成为出口销售方。

一个新的液化厂，从意向、计划、合同和商业安排，除去2至4年的建设期外，约需5年至10年。

7.2 北非作为LNG的贸易方公司向英国出口的决策

作为LNG的贸易方，如向英国出口LNG，则战略决策应侧重在燃气的成本、市场的需求和燃气的处理成本上。了解燃气的质量对下游市场的影响可以促进和进口终端的经营方进行商业协商并提高下游设备制造厂对燃气适应程度的信心。

英国作为欧洲天然气的一个大用户，其燃气安全（管理）规程（GS（M）R）允许的沃泊指数范围是欧洲最小的。英国需要天然气，但对燃气需要处理和进口LNG需要再配置的关注并不大。

未来协调的欧洲燃气质量标准虽因要求放松而将改进欧洲的贸易地位，但英国政府已经宣布，至少在20年或更长的时间内不会改变GS（M）R所规定的范围。英国有大量老的燃气用具，更新或转换的成本约需20亿英镑~140亿英镑，大大高于在进口终端的处理成本（5亿英镑），进口不需处理的天然气则更好。

贸易方需要更多下游的燃气应用知识，如涉及终端用户的沃泊指数范围和燃气质量的变化率。许多知识是贸易方与进口终端的经营方在协商谈判中所必备

的, 如有关燃气处理工艺的要求, 以及消除下游各种燃气设备的所有者对燃气的可用性和多变性的恐慌。

近年来进入英国市场的天然气变化很大。本土北海天然气的资源已逐渐减少, 当今英国已有通过新的互联管网净进口的天然气和新的LNG进口终端。欧洲能源市场的自由化增加了气价的不稳定性, 在英国的LNG贸易运输方也急需了解通向欧洲或跨越大西洋不同市场对贸易要求的选择。

进入英国LNG运输贸易方签订协议的时间与终端站的建设周期相仿, 约2年~4年。

7.3 作为进口终端经营方的公司从远东向美国进口富LNG时的决策

在美国的进口终端经营方, 不论何种战略决策, 最重要的因素是必须满足联邦和各州两者关于燃气税则的要求。燃气的处理工艺和燃气掺混的选择必须和蒸发气(BOG)的中压配气供应等合在一起考虑。

在美国计划要求州一级的法规部门和联邦能源法规委员会(FERC)批复所需的手续复杂, 要对受影响的各方, 包括终端、长输、配气、供气和终端的使用操作方所需的说明书进行听证。天然气委员会(NGC⁺)向FERC提出的“白皮书”已被接受作为对燃气质量的燃气税则规定的一个出发点。沃泊指数的范围为历史上平均值的 $\pm 4\%$; 最大的沃泊指数为 $52.08\text{MJ}/\text{m}^3$ ($1\ 400\text{Btu}/\text{cf}$); 高热值不应大于 $40.92\text{MJ}/\text{m}^3$ ($1\ 100\text{Btu}/\text{cf}$); 高烃含量(C_4^+)最大值为 1.5% ; 惰性气体总含量最高值为 4% 。

8 结论与认识

(1) 当液化天然气和原管道天然气这两种燃气不能互换时, 就必须按本文所介绍的各种燃气质量和管理方法, 促使两种燃气能够互换, 以确保燃气燃烧设备的效率、排放和安全运行达到整体优化的目的。

天然气受气源的影响, 组分的变化很大, 其中所含重烃的组分有很大的影响。为了促进燃气的跨洲国际贸易, 液化船运是一种可选择的方式。但液化前, 天然气必须首先达到液化处理的标准规定: 即水含量 $< 1 \times 10^6$, $\text{CO}_2 < 50 \times 10^6$, 芳香族(BTX) $< 10 \times 10^6$ 和 $\text{N}_2 < 1\%$ (均指体积含量)。

天然气的液化前处理和液化增加了成本, 而管

道输送的燃气标准要求通常没有这么高。燃气液化后在储存、船运中装载和卸载过程中均会产生蒸发气(BOG), 储存时间越长, BOG的损失越多(见图1)(损失包括必须用掉的), 因而LNG中的重烃含量也越高。这一现象常称为储罐中LNG的老化或风化(Ageing or Weathering in Storage Tank)。这些因素都可能促使LNG的组成偏离原天然气。脱除重烃在技术上是完全可能的, 但脱除的重烃必须有市场, 需要增加储气设施, 脱除的工艺也需有规模效果。由于LNG的价格常按其热值计量(美元/百万Btu), 不脱除重烃同样可卖高价, 脱除则即需增加成本, 又带来后续的市场销售和规模效果, 经济上不一定合算。因此, LNG组分与管道天然气组分的偏离状况已成为一个发展中的趋势。

(2) 如经过论证, LNG不能与管道燃气互换, 则必须调整LNG的组分, 或减热或增热, 成本必将提高。以减热为例, 液化前, 天然气中的 N_2 应脱除到 $< 1\%$, 目的是为了防止LNG发生翻滚现象; 船运到进口终端, 由于老化, 重烃含量增加, 如用 N_2 减热, 又须加 N_2 , 备有 N_2 源, 又提高了成本。用增热法时, 也得提高成本。凡此种种, LNG的成本必定很高, 在确定进口价格时就应从系统工程角度出发, 对相关的技术经济问题进行全面的研究。

(3) 国家或地方燃气质量的规定均十分明确, 具有法律上的权威性, 使用部门必须不折不扣的执行。规定的条文中也不再说明使用何种互换性制定方法, 因此, 规定的制订和审批十分严格, 制订人的责任重大。1986年笔者参加中海油向香港供应莺歌海天然气的谈判时, 对方按英国标准要求提出: “天然气的沃泊指数不能低于 $40.3\text{MJ}/\text{m}^3$, 卖方如不在3年前通知买方, 则沃泊指数不应高于 $43.6\text{MJ}/\text{m}^3$, 高于 $43.6\text{MJ}/\text{m}^3$ 时买方不能接受”。这是合同文本通用的方式, 也与本文中提到的各国质量标准所采用的表达方式类似(如表6), 实际上当时是应用了1982年达顿的互换图资料。

4. 对表2的数据值得做一些分析和研究。根据达顿烃的当量系数换算关系可得: 贫LNG的当量组分为: CH_4 -99.745%; C_3H_8 -0.055%; N_2 -0.20%(总数100%); 高热值: $37.7378\text{MJ}/\text{m}^3$, 略小于原始的 $37.74(37.7396)\text{MJ}/\text{m}^3$; 相对密度: 0.5461492, 略

小于原始的0.5561；沃泊指数：51.06MJ/m³，略小于原始的50.60MJ/m³；C₃H₈+N₂=0.255%。富LNG的当量组分为：CH₄-91.34%；C₃H₈-7.95%；N₂-0.71%（总数100%）；高热值：42.1140MJ/m³，略大于原始的42.04MJ/m³；相对密度：0.5461492，略小于原始的0.5561；沃泊指数：52.77MJ/m³，略小于原始的52.79MJ/m³；C₃H₈+N₂=8.66%。

贫LNG的不完全燃烧因素：

$$ICF=[WN-50.73+0.03PN]/1.56=[50.60-50.73+0.03(0.255)]/1.56=-0.0784\approx-0.08$$

富LNG的不完全燃烧因素：

$$ICF=[52.75-50.73+0.03\times 8.66]/1.56=1.4614\approx 1.46。$$

但贫LNG的积碳指数按BP公式计算结果为：

$$\begin{aligned} SI &= 0.896 \tan^{-1} (0.0255C_3H_8 - 0.0233N_2 + 0.617) \\ &= 0.896 \tan^{-1} (0.0255 \times 0.055 - 0.0233 \times 0.2 + 0.617) \\ &= 0.896 \tan^{-1} (0.6137425) = 0.896 \times 31.5392 \\ &= 28.26 \neq 0.49 \end{aligned}$$

以上计算结果与表2所示的积碳指数值不符。正如笔者在《燃气质量标准中互换问题研究进展》一文中所指出：“出现的矛盾需进一步求证”。笔者对此公式做了一些修正，由于不掌握BP的试验数据，只能作为参考。

改用笔者修正的公式后，可得：

$$\begin{aligned} \text{贫LNG的SI} &= 0.896 \tan^{-1} [0.200053C_3H_8 - 3.092313N_2 + 0.617] \\ &= 0.896 \tan^{-1} [0.200053 \times 0.055 - 3.092313 \times 0.2 + 0.617] \\ &= 0.896 \tan^{-1} [9.540315 \times 10^{-3}] \\ &= 0.896 \times 0.54660321 = 0.48975 \approx 0.49 \text{（与表2中的SI值相同）}。 \end{aligned}$$

同样，可得富LNG的SI值：

$$\begin{aligned} SI &= 0.896 \tan^{-1} [0.200053 \times 7.95 - 3.092313 \times 0.71 + 0.617] \\ &= 0.896 \tan^{-1} [0.01187912] \\ &= 0.896 \times 0.680591428 = 0.6098 \approx 0.61 \text{（也与表2中SI值相同）}。 \end{aligned}$$

（5）在进行LNG购进的谈判和签订气质要求的合同时，购气方应根据原用管道气的标准进行分析研究（对已有管道气供气的区域而言），包括进行互换性的计算分析在内。如确认不能互换，就必须研究质量管理中各种方法的成本能否接受，或提出降价的要

求，或提出质量标准的要求，进行不断的磋商。美国通常采用后一种方法，进口终端尽可能不再承担处理工作。国际上对我国当前的评价是“主要考虑气价”，这是必须改进的。但当前我国的体制是，负责LNG的进口方并不是管理终端用户的使用方，或不是管道天然气的供应方。各方只考虑自己的利益，而所有的问题最后均集中在终端用户的使用方，这是需要注意的。也有可能出现这样一种情况，即终端用户的使用方根本不掌握本文所介绍国际上的进展情况，不及时的提出要求、反映问题，使自己处于困境。

（6）工业设施中燃气质量的控制技术也在日新月异的发展中，有利于工业设备适应燃气质量变化的能力，在解决问题时也应考虑到。

（7）在化石能源中，天然气单位体积的含能量最低，因而，输送和储存一直是发展中的难点。在长距离输送中，管道输送和液化输送对陆上和海上两种情况的技术经济比较国际上已做了大量研究，笔者在本刊2003年4月号已有介绍，在此不再赘述。但在海上运输中，除液化输送外，研究人员也在研究采用压缩天然气的可能性。

每m³LNG在0.1MPa和-160℃温度下的能源密度为600V/V；CNG在20MPa~25MPa的压力下和-30℃~50℃温度下的能源密度为200 V/V~250V/V；而天然气在0.1MPa和5℃~15℃温度下的能源密度为1V/V。压缩天然气要考虑上游的压缩成本和大规模海上运输时的储罐重量，难度也很大，但燃气质量中的互换问题就简单很多。目前，一家挪威的Knutsen OSA船运公司得到德国DNV公司的帮助（该公司是世界容器设计、管道设计和安全评估的领先单位）并做了研究^[7]。在一种船运的CNG系统中，采用多个圆柱形罐，参数为：最大允许运行压力25MPa（表压）；管道规格42英寸；圆柱体长度38m；材料X-80；圆柱体和封盖壁厚33.5mm；船长325m；船宽59m；船速32.4km/h；船的吃水深度（设计值）15m；储罐数约3 900个。申请专利的名称为“PNG（加压天然气—Pressurised Natural Gas）运输船”。个案研究表明由于毋须上游的液化设施和储罐投资以及下游的储罐和再气化设施，在航海距离为2 500英海里~3 000英海里（1英海里=1.853km）时，PNG可能比LNG经济。但至今尚未商业化。

(8) 到2012年,世界燃气工业已走过200年的历史,新事物不断的出现要求我国燃气界迅速提高科技水平。当前,与发达国家相比,差距很大,应做的研究工作很多。

参考文献

- 1 International Gas Union and BP. Guidebook to Gas Interchangeability and Gas Quality
- 2 Martin Josten. Why Does LNG Quality Matter?. 1 Report of study Group 0.1 "LNG Quality" IGU, June. 2006.
- 3 Andreas Domnick 《LNG Quality—Background and Outlook》 Report of the IGU Working group PGCD 1, 6 June 2006, Amsterdam.
- 4 Chair: Martin Josten; Secretary: Stephen Hull (UK)

PROGRAMME COMMITTEE: LNG QUALITY & INTERCHANGEABILITY. 24th World Gas Conference. ARGENTINA 2009 5—7 October.

5 《White paper on Natural Gas Interchangeability and Non-Combustion End-Use》 NGC+ Interchangeability work Group. U.S.A.

6 Prepared for: Dr. Christopher; Prepared By: Terry Williams, Graham & Martin Brown, ADVANTICA 《Assessment of the Impact of Gas Quality on the Performance of Domestic Appliances (A Pilot Study)》 R 7409 July 2004 Registered in England and Wales NO.3294136.

7 PNG: an alternative for gas transportation Fundamentals of the World Gas Industry, 2003(p.26) official publication of the 22nd World Gas Conference, Tokyo, June 1—5, 2003

工程信息

河南济源中裕燃气公司第二座煤气储气柜投运

2011年7月28日,河南济源中裕燃气有限公司新建储气柜工程顺利通过竣工验收并投运。这标志着济源市城市燃气供气调峰输配能力又得到了显著的提升,供气稳定性也将进一步增强。

该工程总投资约1 800万元,由济源中裕燃气公司投资建设。工程主要建设内容为一座储气能力为5万m³的低压螺旋湿式储气柜及其配套工程。

自1998年济源市城市管道燃气首次供气以来,该市城市燃气输配系统一直仅有一座储气柜。随着近年来燃气用户数量和用气量的快速增加,城市燃气输配能力显得相对不足。去年,经过对济源市燃气发展总体规划和城市供用气现状的认真调研分析后,济源中裕燃气公司决定兴建第二座煤气储气柜,此举也得到了济源市政府的

充分肯定。该公司积极筹措资金,迅速展开了该工程的建设工作。经过一年时间的精心组织,至2011年7月中旬,该公司顺利完成了该工程的所有建设任务。7月28日,在济源市公用事业管理局的组织下,由河南省部分燃气行业专家组成的验收组对该工程进行了竣工验收。验收结果表明:该工程符合总体验收要求,工程质量合格,可以投入运行。

目前,济源中裕燃气公司新建第二座5万m³储气柜已投运,该公司新老两座气柜进、出气管道已连通,气源厂来气可同时进入两座气柜储存并向外输送。由此,济源市城市燃气输配调峰能力又提高了一倍,下一步对各类燃气用户的供气也将更加稳定。

(李涛)