

LNG 接收站 BOG 再冷凝系统操作参数优化

王文凯¹ 李兆慈¹ 盖晓峰² 王修康³

1. 中国石油大学(北京)城市油气输配技术北京市重点实验室, 北京 102200;

2. 中石油江苏液化天然气有限公司, 江苏 南通 226000;

3. 中海福建天然气有限责任公司, 福建 福州 350003

摘 要:目前国内大多数 LNG 接收站的 BOG 蒸发气采用 BOG 再冷凝工艺。针对 BOG 再冷凝系统的操作参数对其物料比和能耗产生影响的问题, 运用 HYSYS 对江苏 LNG 接收站内设计工况下的运行参数进行工艺模拟。在此基础上, 单一改变压缩机和低压泵出口压力, 用模拟的实际结果绘制变化趋势图, 分析相关操作参数对再冷凝系统工艺和各增压设备功耗的影响以及参数变化趋势的主要原因。在满足工艺要求和最小外输量的前提下, 通过合理降低 BOG 再冷凝器的操作压力, 定量地确定了基于江苏 LNG 接收站再冷凝器操作压力的理论最小值为 590 kPa.a, 使站内增压设备功耗最大节省了 4.68%, 效益可观。同时, 明确了大量论文中关于再冷凝器操作压力为 0.6~0.9 MPa.a 的模糊论述, 为其他 LNG 接收站再冷凝器操作压力的合理选定提供参考依据。

关键词: LNG 接收站; BOG 蒸发气; 再冷凝工艺; 压缩机; 罐内低压泵; 操作参数; 功耗; 优化

DOI: 10.3969/j.issn.1006-5539.2015.02.010

0 前言

液化天然气(LNG)作为一种能量密度大、储运效率高、清洁高效的优质燃料, 日益成为全球能源市场的新热点。加快天然气产业发展, 提高天然气在一次能源消费中的比重, 对我国调整能源结构、提高人民生活水平、促进节能减排、应对气候变化具有重要的战略意义。根据国家“十二五”能源规划, 预计 2015 年我国天然气对外依存度超过 35%。“十二五”期间, 投产运行 LNG 接收站二期扩建项目以增加储气能力为主, 主要考虑满足中心城市及辐射地区的应急调峰需求, 并新增一部分接收能力^[1]。

LNG 是在常压低温(101.3 kPa.a、-162 ℃)状态下储存运输的天然气液化产物, 由于其与环境的温差较大, 因此无论采取什么样的绝热措施都难免外界热量的侵入, 且罐内低压泵在运行时产生的热量被低温介质吸收, 导致 BOG 蒸发气的产生^[2-3], 若处置不当会造成罐压升高, 甚至出现事故。因此 LNG 接收站对 BOG 气体的合理处理是确保其日常稳定运行的重要工艺, 直接影响到

接收站生产运营的安全性、经济性和环境保护^[4]。

1 LNG 接收站 BOG 再冷凝工艺流程

目前 LNG 接收站最常见的 BOG 蒸发气的处理工艺是 BOG 再液化工艺, 即将 BOG 经压缩机加压后与过冷 LNG 混合再液化^[5], 经高压泵加压后外输。BOG 再冷凝工艺系统一般由 4 个系统组成: BOG 收集系统、BOG 回气系统、BOG 压缩机、BOG 再冷凝器系统^[6]。

LNG 接收站 BOG 蒸发气再冷凝工艺见图 1, 储罐内的 LNG 经罐内低压泵加压后分为两部分, 一部分 LNG 进入再冷凝器, 储罐内顶部的 BOG 经压缩机加压后进入再冷凝器, 与其中的过冷 LNG 混合换热, 再次被液化成 LNG, 与再冷凝器旁通的另一部分 LNG 汇合进入 LNG 高压泵, 经高压泵加压到 NG 气体外输要求的用户压力, 最后进入汽化器(ORV 或 SCV)汽化成 0 ℃ 以上的天然气进行外输^[7]。

收稿日期: 2014-08-22

作者简介: 王文凯(1988-), 男, 河南南阳人, 硕士研究生, 主要从事油气储运 LNG 方向相关技术的研究。



储罐		压缩机		低压泵		再冷凝器		高压泵	
不卸船时 操作压力 / kPa	日蒸发率 / (%)	出口压力 / kPa	效率 / (%)	出口压力 / kPa	效率 / (%)	操作压力 / kPa	出口压力 / kPa	进口压力 低限 /kPa.a	效率 / (%)
10	0.05	700	65	1 234	70	690	10 101	500	70

2.2 BOG 再冷凝器工艺的 HYSYS 模拟

2 再冷凝系统流程工艺模拟

目前国际上广泛采用的通用流程模拟软件如 PROII、HYSYS 等,都可作为 LNG 接收站的工艺流程模拟的平台。本文运用 HYSYS 工艺模拟软件,以江苏 LNG 接收站为例,根据工艺流程搭建适合不同操作工况的模型,改变影响结果的操作参数,得到正确的模拟计算结果,为接收站再冷凝系统设计和优化运行提供参考。

2.1 设计工况下操作和工艺参数

根据该站物料和热量平衡资料,接收站各设备的设计工况下操作参数和工艺参数的标准状态为 20 ℃, 101.3 kPa.a,各设备的工艺参数见表 1^[8]。

求, 剩余部分亦通过旁通在再冷凝器出口处与冷凝的 LNG 混合进入高压泵。再冷凝器工作原理就是利用过冷 LNG 的冷量来液化 BOG 蒸发气, 通过合理控制进入再冷凝器的气液比例, 可有效地将 BOG 再液化成 LNG^[9]。

根据 BOG 再冷凝系统工艺流程原理, 用 HYSYS 对接收站不卸船、不装车、最小外输工况下进行建模, 利用工况设计操作数据和工艺要求进行模拟求解, 见图 2。



模型中 VLV-101/102/103 是按照工况数据, 分别模拟了压缩机、低压泵到再冷凝器过程中的管线压降, BAL-101、SET-101 是根据再冷凝器与 LNG 交汇点之间液位高度和密度计算的压差 30 kPa.a, 这与工程实际相吻合。在模拟的过程中改变节点 6 的流量, 使节点 7 处的气体流量为 0, 然后改变节点 8 (旁通 min) 的流量, 保证高压泵入口处压力与该处的饱和蒸汽压力差值大于 150 kPa.a^[8]。为防止压力波动, 在本站原始设计数据的模

拟中该值实际为 180 kPa.a。此时节点 6 和节点 8 (旁通 min) 的流量之和就是在此工况下所需的最小 LNG 量。建模图中节点 8(旁通 min)和节点 8(剩余)本是经同一旁通管路与再冷凝器出口处物料混合,但由于此工艺模拟要求在最小 LNG 量的情况下进行计算,即在没有多余旁通 LNG 的情况下保证高压泵入口处压力与该处的饱和蒸汽压的差值,方便用 SET-102、BAL-102 对节点 10 而不是节点 11 进行饱和蒸汽压的测定。

对图 2 中部分与本文研究侧重点相关的几个节点的模拟结果进行列表汇总,见表 2。图 2 中各个设备或操

作元件的参数都已详细列出,其它节点亦可模拟得出,其结果与表 2 中数据一致。

表 2 再冷凝系统的 HYSYS 模拟结果

节点	气液比	温度 /℃	压力 /kPa.a	流量 / (kg·h ⁻¹)	基本组分 x_i /(%)					
					C ₁	C ₂	C ₃	i-C ₄	n-C ₄	N ₂
BOG	1	-122.6	106.32	5 166	0.808 1	0	0	0	0	0.191 9
LNG	0	-162.8	111.50	384 500	0.966 4	0.019 7	0.003 4	0.000 8	0.000 7	0.009 0
2	1	31.6	791.32	5 166	0.808 1	0	0	0	0	0.191 9
6	0	-161.9	835.32	34 673	0.966 4	0.019 7	0.003 4	0.000 8	0.000 7	0.009 0
7	1	-134.0	791.32	0	0.771 7	0.000 2	0	0	0	0.228 1
8(旁通 min)	0	-161.9	935.32	6 892	0.966 4	0.019 7	0.003 4	0.000 8	0.000 7	0.009 0
9	0	-134.0	821.32	39 839	0.947 6	0.017 4	0.003 0	0.000 7	0.000 6	0.030 7
10	0	-137.9	821.32	46 731	0.950 4	0.017 7	0.003 1	0.000 7	0.000 6	0.027 5
10A	0	137.91	641.31	46 731	0.950 4	0.017 7	0.003 1	0.000 7	0.000 6	0.027 5
11	0	-158.9	821.32	389 666	0.964 5	0.019 5	0.003 4	0.000 8	0.000 7	0.011 2
NG	1	1.0	9 651.32	389 666	0.964 5	0.019 5	0.003 4	0.000 8	0.000 7	0.011 2

3 操作参数对 BOG 再冷凝工艺影响

为分析 LNG 接收站相关联大的操作参数对 BOG 再冷凝工艺的影响,需要采用单一变量法,对上一节的工况进行模拟,单一改变 BOG 压缩机出口压力、罐内低压泵出口压力的控制变量参数,观察记录对再冷凝器 LNG 入口处的最小 LNG 流量和增压设备功耗的影响,并绘制变化趋势图。

3.1 BOG 压缩机出口压力变化的影响

BOG 压缩机出口压力变化,主要对再冷凝工艺有两方面影响:物料比和工艺能耗。

3.1.1 对最小物料比的影响

再冷凝器最小 LNG 流量定义为:根据热力学平衡计算,将所有 BOG 冷凝并保证高压泵入端的吸入压力与其饱和压力的差值大于 180 kPa.a,防止高压泵发生气蚀现象。所需的最小 LNG 量是冷凝所需 LNG 的量和旁路 LNG 量的和^[3],见图 3。

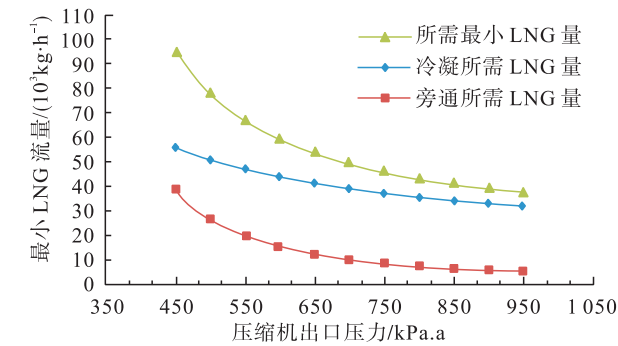


图 3 最小 LNG 流量随压缩机出口压力变化曲线

由图 3 可得出两条结论:

1)随着压缩机出口压力的增大,BOG 冷凝所需最小的 LNG 量逐渐减小,且减小幅度越来越趋于平缓。

BOG 压缩机出口压力的增大,必然导致再冷凝器的操作压力升高,在此操作压力下,经过罐内低压泵增压后的过冷 LNG 在与 BOG 混合再冷凝过程对应的泡点温度也会升高,见图 4。

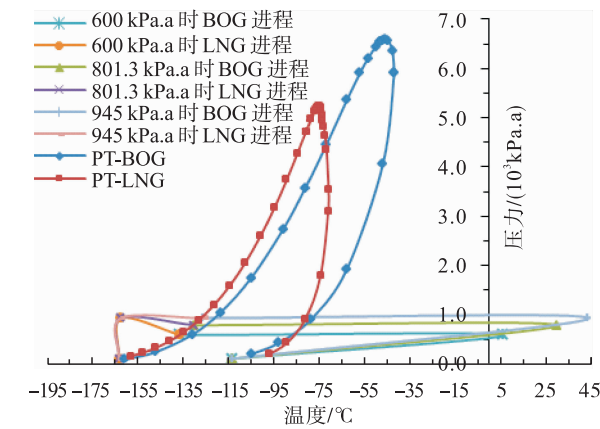


图 4 再冷凝流程中介质的物理状态变化进程

过冷 LNG 提供冷量的计算公式^[10]为:

$$Q=c_m m \times (T_{pi}-T_0) \tag{1}$$

式中: Q 为单位时间内 LNG 提供的冷量, kJ/h; c_m 为 LNG 平均比热容, kJ/(kg·K); m 为 LNG 质量流量, kg/h; T_0 为再冷凝器液相入口处 LNG 温度,℃; T_{pi} 为再冷凝器操作压力 p_i 下 LNG 泡点温度,℃。

随着压力的升高,泡点温度越高, $T_{pi}-T_0$ 的差值就越大,则 LNG 能提供的冷量 Q 就越多。因此,要冷凝处理一定质量流量的 BOG 时,仅从减小物流比的角度,应使 BOG 出口压力尽量大些。

由式(1)可知,LNG 提供冷量决定于其温度差 ΔT_i 。
拟合 LNG 泡点线得到的曲线方程:

$$T=\psi(p) \quad (2)$$

则可得温度差函数:

$$\Delta T_i=\psi(p_i)-T_0 \quad (3)$$

对温度差函数(3)求导,得温度差导函数:

$$d\Delta T_i/dp_i=dT/dp=d\psi(p_i)/dp_i=\psi'(p_i) \quad (4)$$

利用高等数学知识,观察 LNG 泡点线的温度随压力的变化趋势,或者可以根据具体的 LNG 组分拟合 LNG 泡点线后,将压缩机出口各压力值代入温度差导函数(4)可得:温度差导数随压缩机出口压力的增大而减小,即由压缩机出口压力的增大引起的生成的 LNG 泡点温度与用于冷凝 LNG 的温度之差的变化越来越不明显,单位 LNG 提供的冷量随操作压力增大逐渐趋于一致。

2)随着 BOG 压缩机出口压力的增大,为防止高压泵出现气蚀,经再冷凝器旁路所需最小的 LNG 量逐渐减小,且减小幅度越来越趋于平缓。

形成如此变化趋势曲线的原因与结论 1)的原因分析基本一样,再冷凝器操作压力的升高导致液化 BOG 所形成的饱和 LNG 的泡点压力升高,与提供冷量的过冷 LNG 的温度差加大,由式(2)可知,所需的旁通 LNG 量逐渐减小。但随着压力的升高,为满足高压泵吸入要求的饱和压力值对应的温度与过冷 LNG 的温度差值逐渐趋于相同,导致过冷 LNG 可以提供的冷量逐渐接近。

综上,随着压缩机出口压力的增大,再冷凝系统满足各工艺要求完全冷凝 BOG 所需最小的 LNG 量逐渐减小,且减小幅度越来越趋于平缓。

3.1.2 对增压设备工艺能耗的影响

从工艺能耗方面,依次改变压缩机出口压力,模拟并记录 BOG 压缩机功耗、罐内低压泵功耗、高压泵功耗和总功耗,见图 5。

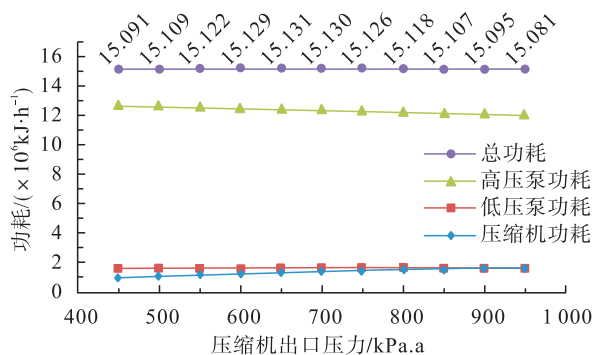


图 5 LNG 接收站增压设备功耗随压缩机出口压力变化曲线

由图 5 可见,随着压缩机出口压力的增大,压缩机的功耗也逐渐增大,低压泵功耗不变,再冷凝器操作压力增大导致其高压泵前后压差减小,所以高压泵的功耗减小。

三者的总功耗呈现“近似水平,略有起伏”的特征。

事实上,罐内低压泵的出口压力完全可以随压缩机出口压力的变化而进行相应调节。如此,增压设备的总功耗随压缩机出口压力的增大而增大。

3.2 低压泵出口压力变化的影响

3.2.1 对最小物料比的影响

罐内低压泵出口压力的变化导致进入再冷凝器系统的 LNG 的过冷度发生了变化,意味着即将释放冷量给 BOG 的 LNG 物理变化过程的起点发生了变化。单一改变低压泵出口压力来研究再冷凝器所需最小 LNG 量的变化趋势,见图 6。

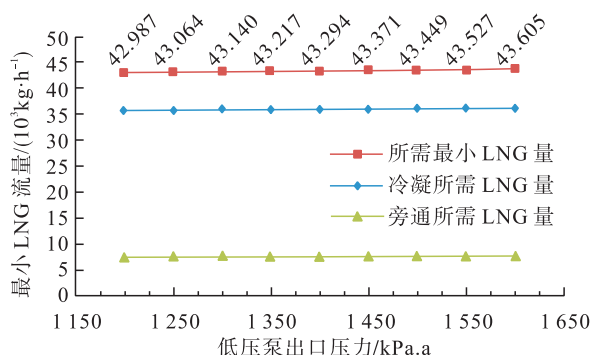


图 6 最小 LNG 流量随低压泵出口压力变化曲线

由图 6 可见,再冷凝器所需的最小 LNG 量随低压泵出口压力的增大而增大,但增加幅度有限。

再冷凝器在冷凝 BOG 过程中,BOG 所需要的总冷量不变,再冷凝器出口处的温度已经可以确定,即过冷 LNG 释放冷量的物理过程终点温度状态可以确定。结合公式(1)和图 4,物理变化终点温度 T_{pi} 确定,而低压泵出口处温度 T_0 随压力的升高而升高,LNG 前后物理变化的温度差 $T_{pi}-T_0$ 减小,即单位质量流量的 LNG 提供的冷量逐渐减少。所以,随着低压泵出口压力的增大,再冷凝器处理 BOG 的最小 LNG 量逐渐增大,其增大幅度有限,主要是由于低压泵出口的温升很小。

3.2.2 对增压设备工艺功耗的影响

从工艺能耗方面,依次改变低压泵出口压力,模拟并记录 BOG 压缩机功耗、罐内低压泵功耗、高压泵功耗和总功耗,见图 7。

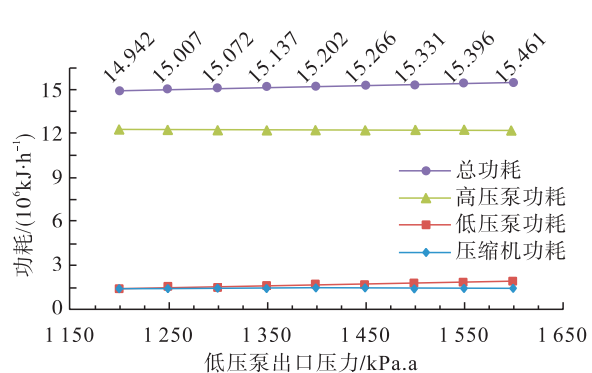


图 7 LNG 接收站增压设备功耗随低压泵出口压力变化曲线

由图 7 可见,随着低压泵出口压力的增大,低压泵的功耗也逐渐增大,压缩机进出口状态没有发生变化,其功耗不变。高压泵的功耗随低压泵出口压力增大而增大,这时高压泵入口处压力没有变化,但温度有所上升,且高压泵出入口温差见图 8。

由 HYSYS 数据模拟结果可知,低压泵出口在不同压力下,高压泵出入口温差见图 8。

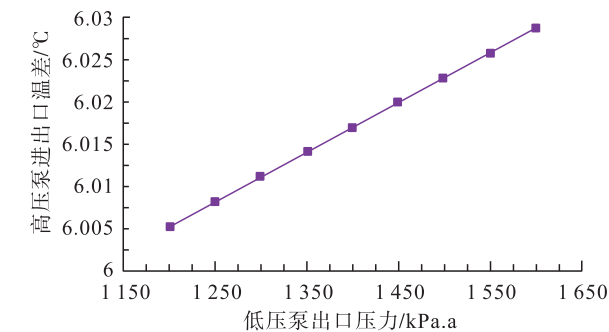


图 8 高压泵出入口温度差值随低压泵压力变化曲线

由图 8 可见,高压泵前后温度差随低压泵出口压力的增大而增大。在高压泵出入口其他条件分别相同的条件下,介质温度越高,其热力学焓值越高。

由开口系统的稳定流动能量方程^[11]:

$$w_s = Q_{LNG} \times (h_{HP0} - h_{HP1}) \quad (5)$$

式中: w_s 为高压泵功耗, kJ/h; Q_{LNG} 为通过高压泵的 LNG 质量流量, kg/h; h_{HP0} 、 h_{HP1} 为高压泵出口、入口 LNG 质量流量的热力学焓值, kJ/kg。

结合式(5)得,高压泵出入口热力学焓值之差随温度差的增大而增大。所以,高压泵的功耗也就随着低压泵出口压力的增而增大。因此从工艺功耗的角度来看,低压泵出口压力不应该过高,略大于再冷凝器操作压力即可。

4 再冷凝系统工艺优化分析

对接收站最大速率卸船、最小外输工况进行模拟分析,使其在最小设计外输量的情况下,满足卸船时最大 BOG 生成量的处理要求(则在其他工况下亦能满足处理要求),并且保证接收站的工艺能耗降至最低,以达到降低运营成本提高效益的目的。该工况下原料规格见表 3^[6]。

4.1 操作参数变化对工艺系统的影响

结合以上分析的变化规律,在本节模拟中需同时改变压缩机出口压力和低压泵出口压力。考虑到管线的压降和温升,将 VLV-101/102 换成加热器,由于 LNG 和 BOG 的温度和流量不变,所以可以用工况参数求出管线的漏热量代入所有的模拟中。由于在实际输量调节过程中,为避免再冷凝器内部压力的波动导致高压泵入口压力低于其压力低限,在设定再冷凝器操作压力时,取其

表 3 原料规格表

项目	介质	
	LNG	BOG
组分 x_i (%)	C_1	0.966 4
	C_2	0.019 7
	C_3	0.003 4
	$n-C_4$	0.000 7
	$i-C_4$	0.000 8
	N_2	0.009 0
	温度 /℃	-161.24
物性	压力 /kPa.a	125.32
	流量 /(kg·h ⁻¹)	372 100

安全余量 20 kPa.a, 即再冷凝器的选定操作压力比其量化计算的压力大 20 kPa.a; 再冷凝器操作压力的波动范围在±25 kPa.a 以内, 并考虑需要保证一定的安全余量, 所以需要设定再冷凝器 LNG 入口处的压力始终高于其操作压力 45 kPa.a, 以保证 LNG 正压进入再冷凝器。用 HYSYS 对工艺系统进行模拟, 并记录数据、绘制曲线, 见图 9。

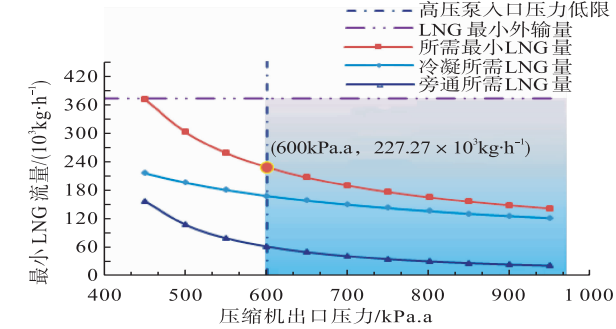


图 9 最小 LNG 流量随压缩机出口压力变化曲线

由图 9 可见,再冷凝器工艺系统所需的最小 LNG 量随压缩机和低压泵出口压力的同步增大而呈现逐渐减小且越来越平缓的趋势。水平虚线 LNG 最小外输量之下可看作在满足 LNG 最小外输量的情况下,再冷凝器能够按照工艺要求在冷凝卸船期间产生的最大量 BOG 蒸发气,但同时需要注意高压泵入口压力低限(600 kPa.a)的要求。

如此,图 9 中阴影部分是压缩机出口压力可以选择的取值范围。考虑到再冷凝器液位高引起的压力差和波动安全余量,则再冷凝器的量化最小操作压力为 590 kPa.a,由于管线压降,所以 BOG 压缩机出口压力最小应为 600 kPa.a。

接收站增压设备功耗随压缩机出口压力变化规律见图 10。由图 10 可见,压缩机和低压泵功耗随两者出口压力的增大而增大,高压泵功耗逐渐减小,增压设备的总功耗随两者出口压力的同步增大而增大。因此,仅从系统工艺能耗的角度,压缩机的出口压力越小越节省能

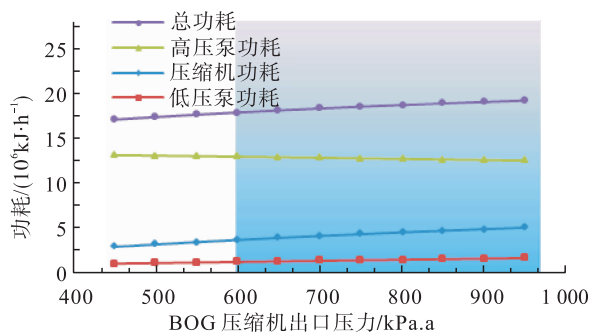


图 10 LNG 接收站增压设备功耗随压缩机出口压力变化曲线

耗,提高效益。

4.2 再冷凝器系统的优化分析

由以上分析可知,压缩机出口压力对整个再冷凝器系统的物料比和增压系统都有重要影响。因此,压缩机出口压力的设定要满足:接收站在最小 LNG 外输量的情况下,能够按照工艺要求全部处理掉整个接收站最大的 BOG 生成量(卸船时),同时,使整个接收站与再冷凝器相关联的增压设备的总功耗最低。

利用 HYSYS 对最大速率卸船、最小外输的工况下进行模拟。同步改变压缩机和低压泵出口压力,从记录的数据中得出工艺经济数据分析,结果见表 4。

表 4 工艺经济数据分析表

压缩机出口压力/kPa.a	再冷凝器操作压力/kPa.a	最小LNG量/(kg·h ⁻¹)	增压设备总功耗/(kJ·h ⁻¹)	功耗变化率/(%)
950	940	140 386	19 207 561	+2.779
801.3	791.3	163 477	18 688 147	0
700	690	188 549	18 292 296	-2.164
600	590	227 270	17 853 382	-4.675

注:压缩机出口压力 801.3 kPa.a 为该工况下的设计压力。

当把压缩机出口压力调成 600 kPa.a 时,再冷凝器在最小 LNG 外输的工况下不仅可以按照工艺要求完全处理掉生成的 BOG 气体,而且接收站增压设备的总功耗减小 4.68%,功率减小达到 231.9 kw/h,按江苏南通地区工业电价为 0.867 元/度来计算,一年可节约运营成本 1 761 262 元,效益可观。

以上对接收站再冷凝器工艺系统操作参数的优化不仅在工艺上可行^[12],在实际上也可行。江苏 LNG 接收站的 NG 外输气体在经过分输站之后进入输气干线,下游用户的用气波动性被削弱,日、月用气不平均系数变化平缓,不存在经常调节外输量的情况,能满足最大 BOG 生成量、最小 LNG 外输量的工况,亦能满足其它正常运营工况。

特别是该站在远期扩大规模的设计规划中,由于现有站内设备汽化能力已基本达到饱和,新建项目需购置

另一套站内设备,LNG 最小外输量必会有所增大,再冷凝器设计压力的合理降低,对整个站场降低运营成本、提高企业效益大有裨益。

5 结论

LNG 接收站 BOG 再冷凝系统工艺和能耗其操作参数变化的影响规律可总结为:

1)随着 BOG 压缩机出口压力的增大,再冷凝器系统按照工艺要求完全处理 BOG 所需的最小 LNG 量逐渐减小,且变化趋势越来越平缓;站内增压设备的总功耗随压缩机出口压力的增大而增大。

2)随着罐内低压泵出口压力的增大,再冷凝器系统按照工艺要求完全处理 BOG 所需的最小 LNG 量逐渐增大,但增大幅度有限;站内增压设备的总功耗随低压泵出口压力的增大而增大。

3)对江苏 LNG 接收站的再冷凝系统操作压力进行合理降低优化后,定量确定了该接收站再冷凝器操作压力的理论最小值为 590 kPa.a,不仅能够满足各工艺要求及设计最小外输量要求,且使站内增压设备能耗最大节约 4.68%,效益可观。

参考文献:

- [1] 新华网. 中华人民共和国国民经济和社会发展第十二个五年规划纲要 [EB/OL]. [2011-03-16].<http://www.china.com.cn/>.
- Xinhua Online. The Outline of the 12th Five-Year Plan for Economic and Social Development in China [EB/OL]. [2011-03-16].<http://www.china.com.cn/>.
- [2] 陈行水. LNG 接收站再冷凝工艺模型与动态优化[D]. 广州:华南理工大学,2012.
- Chen Xingshui. Modeling and Dynamic Optimization of Recondensation Process at LNG Receiving Terminals[D]. Guangzhou, South China University of Technology, 2012.
- [3] 郭海燕,张炜森.珠海 LNG 装置技术分析与运行情况[J].石油与天然气化工,2012,41(1):43-47,120.
- Guo Haiyan,Zhang Weisen. Technical Analysis and Operation Status of LNG Plant in Zhuhai [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2012, 41(1): 43-47, 120.
- [4] 李兆慈,孙恒,亢永博. LNG 接收站 BOG 的再冷凝工艺[J].化工进展,2011,30(增刊 1):521-524.
- Li Zhaoqi,Sun Heng,Kang Yongbo. BOG Recondensation Process of LNG Terminal [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2011, 30(Suppl 1): 521-524.
- [5] Darron Granger. Natural Gas Vapor Recondenser System:US, 6745576B1[P]. 2004-6-8.
- [6] 付子航. LNG 接收站蒸发气处理系统静态设计计算模型

- [J]. 天然气工业, 2004, 31(1): 1-3.
- Fu Zihang. A Static-design Calculation Model of Boil-off Gas (BOG) Handling System of an LNG Receiving Terminal [J]. Natural Gas Industry, 2004, 31(1): 1-3.
- [7] 初燕群, 陈文煜, 牛军锋. 液化天然气接收站应用技术(I) [J]. 天然气工业, 2007, 27(1): 120-123.
- Chu Yanqun, Chen Wenyu, Niu Junfeng. The Applied Techniques in LNG Receiving Terminal (I) [J]. Natural Gas Industry, 2007, 27(1): 120-123.
- [8] 中国寰球工程公司. 江苏 LNG 接收站总体试车方案[M]. 南通, 江苏 LNG 项目部, 2010: 11, 19-20.
- China Huanqiu Contracting & Engineering Corporation (HQCEC). The Overall Trial Run Plan of Jiangsu LNG Terminal [M]. Nantong, Jiangsu LNG Project Department, 2011, 11, 19-20.
- [9] 杨志国, 李亚军. 液化天然气接收站再冷凝工艺优化研究 [J]. 化工学报, 2009, 60(11): 2876-2881.
- Yang Zhiguo, Li Yajun. Optimization of Liquefied Natural Gas Terminal Recondensation Process [J]. Journal of Chemical Industry and Engineering (China), 2009, 60(11): 2876-2881.
- [10] 杨志国. LNG 储运过程中 BOG 再冷凝器工艺的优化 [D]. 广州: 华南理工大学, 2010, 50-51.
- Yang Zhiguo. Optimization of BOG Recondensation Process during the Vessel Transportation and Storage of LNG [D]. Guangzhou: South China University of Technology, 2010, 50-51.
- [11] 张学学. 热工基础[M]. 北京: 高等教育出版社, 2000: 26-27.
- Zhang Xuexue. Fundamental of Thermodynamics and Heat Transfer [M]. Beijing: Higher Education Press, 2000: 26-27.
- [12] 陈雪, 马国光. 流程参数对 LNG 接收终端蒸发气再冷凝工艺流程性能的影响[J]. 石油与天然气化工, 2008, 37(2): 100-107.
- Chen Xue, Ma Guoguang. Influence of Parameters on Recondensation Process Performance of LNG Receiving Terminal [J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2008, 37(2): 100-107.



(上接第 17 页)

- [9] 王雯雯,严建锋,钱国梁.谈长输管道中输油站场的总图设计[J].山西建筑,2013,39(3):24-25.
Wang Wenwen,Yan Jianfeng,Qian Guoliang.Discussion on General Layout Design of Long Oil Transportation Station[J]. Shanxi Architecture,2013,39(3):24-25.
 - [10] GB 50183-2004,石油天然气工程设计防火规范[S].
GB 50183-2004,Code for Fire Protection Design of Petroleum and Natural Gas Engineering[S].
 - [11] 黎云英.输气管道站场总图特点及主要作法[J].天然气与石油,2008,26(2):20-23.
Pipeline Station[J].Natural Gas and Oil,2008,26(2):20-23.
 - [12] 柯晓艳.石油库设计中的总图优化注意事项及对策[J].科技创新导报,2013,(24):85.
Ke Xiaoyan.Notice and Measures of Plot Plan Optimization in Design of Oil Depot[J].Science and Technology Innovation Herald,2013,(24):85.
 - [13] 向波.并行管道安全间距及保护措施研究[J].天然气与石油,2009,27(3):1-3.
Xiang Bo.Research on the Safe Spacing and Guard of Parallel Pipelines[J].Natural Gas and Oil,2009,27(3):1-3.



(上接第 22 页)

- History on the Physical Properties of TuHa Oil in West Oil Pipeline [J]. Oil & Gas Storage and Transportation, 2012, 31(2): 125-127.
- [6] 于涛, 顾建栋, 殷炳纲, 等. 剪切历史对西部管道外输吐哈油物性的影响 [J]. 油气储运, 2012, 31(1): 71-74.
- Yu Tao, Gu Jiandong, Yin Binggang, et al. The Effects of Shear History on the Physical Properties of TuHa Oils in West Pipelines [J]. Oil & Gas Storage and Transportation, 2012, 31(1): 71-74.
- [7] 于涛. 油品混合输送在西部原油管道的应用 [J]. 油气储运, 2013, 32(2): 162-165.
- Yu Tao. Application of Oil Mixed Transportation in Western Crude Oil Pipeline [J]. Oil & Gas Storage and Transportation, 2013, 32(2): 162-165.
- [8] 孙法峰, 吴海辰, 范华平, 等. 油油换热器投运及节能效果的探讨 [J]. 节能, 2013, 32(8): 73-76.
- eruption of the Oil-to-oil Heat Exchanger and the Effect on the Energy-saving [J]. Energy Conservation, 2013, 32(8): 73-76.
- [9] 孙法峰, 殷炳纲, 吴海辰, 等. 西部原油管道余热回收系统的设计与应用 [J]. 油气储运, 2014, 33(4): 448-452.
- Sun Fafeng, Yin Bianggang, Wu Haichen, et al. Design and Application of Waste Heat Recovery System of Western Crude Oil Pipeline [J]. Oil & Gas Storage and Transportation, 2014, 33(4): 448-452.
- [10] 李传宪. 原油流变学 [M]. 东营: 中国石油大学出版社, 2007: 150-159.
- Li Chuanxian. Crude Oil Rheology [M]. Dongying: China University of Petroleum Press, 2007: 150-159.
- [11] Q/SY BD 0012-2013, 原油管道工艺运行规程 [S].
- Q/SYBD 0012-2013, The Operation Regulations of Crude Oil Pipeline [S].