

利用系统压差膨胀液化天然气流程模拟

万宇飞 邓道明 刘人玮 程 涛

中国石油大学(北京)城市油气输配技术北京市重点实验室,油气管道输送安全国家工程实验室,北京 102249

摘 要:高压输气管线和沿线城市配气管网之间压差较大,可利用该压差建立小型膨胀制冷液化天然气装置供城市燃气调峰或供 LNG 加气站使用。利用 ASPEN HYSYS 软件模拟分析了影响该流程及液化率的主要因素,得出:压缩机位置的选择取决于原料气压力的大小;随着液化天然气储存压力的增加液化率增大;原料气中 CH_4 等轻组分含量减小、 C_3 等重组分含量增大时天然气液化率增大;当原料气压力较小($<3.5\text{ MPa}$)时随着原料气压力的增大液化率显著增大,当原料气压力较大($>3.5\text{ MPa}$)时随着进料压力增大天然气液化率增大不明显;随着原料气温度升高天然气液化率降低;最小分比下液化率达到最大,且随着液化部分天然气的增大液化率近似线性减小。最后根据研究分析结论优化了工艺方案。

关键词:液化天然气;管道压差;膨胀;流程;模拟

DOI:10.3969/j.issn.1006-5539.2013.04.010

0 前言

国内输气管道建设正向长距离、大管径、高压力的方向发展,西气东输一、二线,中亚输气管道及陕京二、三线顺利投产和西三线全面开工。输气管道的最大操作压力达到 10 MPa 或 12 MPa 。城市最大配气压力 4.0 MPa ,可利用天然气从干线管道到城市配气管网的压差膨胀制冷建立液化天然气装置,供城市燃气调峰或 LNG 加气站使用。国内一些城市已经建成利用压差膨胀制冷液化天然气的调峰型 LNG 装置,如

苏州华峰、西宁中油中泰、新奥广西北海、成都天然气化工、天津舜天达、河南安彩、江阴天力燃气、海南 LNG^[1-2],在一定程度上解决了城市用气不均衡问题。

1 利用管道压差膨胀制冷液化流程

从高压管道分输的高压天然气首先进行预处理,常采用分子筛法或化学吸收法+分子筛法^[3-4],较深度脱除天然气中的 CO_2 、水、重烃等,防止在液化过程中堵塞设备。净化后高压天然气经过分流器(TEE)分流

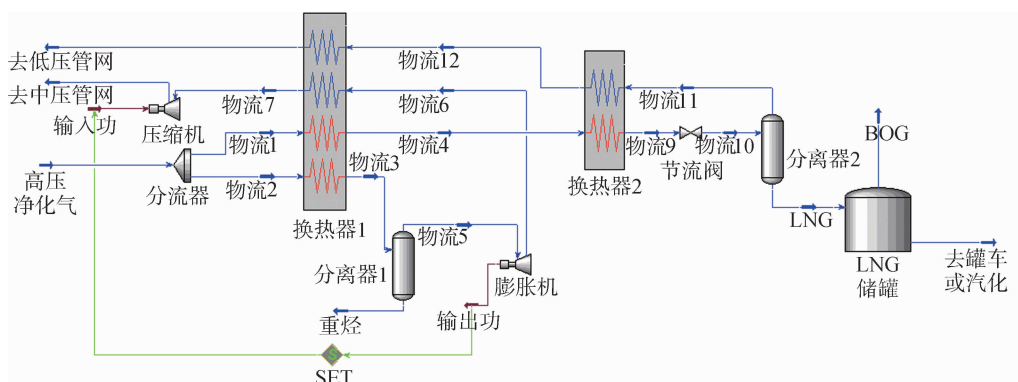


图 1 利用系统压差膨胀制冷液化天然气流程（后增压）

收稿日期:2013-04-06

作者简介:万宇飞(1988-),男,安徽安庆人,硕士研究生,主要从事天然气储运和稠油安全经济输送方面的研究工作。

为两股,一股在换热器 1 作用下冷却进入分离器 1 分离出液相重烃,分离出的气相直接进入膨胀端膨胀制冷后回流通过换热器 1 为另一股高压天然气提供冷量同时自身温度升高,然后在膨胀机同轴压缩机的作用下增压进入中压管网;另外一股用于制取 LNG 的天然气,依次进入换热器 1 和换热器 2 进行冷却和深冷后通过节流阀(Th Valve)节流降压至稍高于储存压力,最后进入分离器 2 分离出液相和气相,液相即为 LNG,进入储罐储存,气相回流为高压天然气提供冷量同时自身温度升高进入城市低压配气管网,见图 1。

2 膨胀制冷液化流程分析研究

主要分析研究膨胀机同轴压缩机安放位置、液化天然气储存压力、作为冷源的膨胀气占原料气比例(分流器分流比)、原料气组成、原料气压力和温度对液化率的影响。

2.1 初始条件

在分析研究之前需要给定初始条件:假设液化的

天然气为某长输管道所输气体,见表 1,温度为 30 ℃,压力为 7.0 MPa,流量为 2 230 kmol/h。

表1 西气东输天然气组成

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	<i>i</i> -C ₅ H ₁₀	<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	C ₆ ⁺	N ₂	CO ₂
95.989	1.491	0.310	0.052	0.046	0.012	0.013	0.043	1.444	0.600

2.2 压缩机位置的选择

膨胀机同轴压缩机一定程度上回收了膨胀输出功,使能量得到充分利用。压缩机的安放位置一般有两种方式:一是将压缩机放在膨胀气换热后使之升压至城市配气管网压力,见图 1;二是将压缩机位于原料气入口处使之增压至更高压力,见图 2。利用 ASPEN HYSYS 软件^[5]对两种不同方式进行模拟比较。在模拟过程中假设两种方式进出口条件、分流器分流比(初定物流 1:物流 2=0.25:0.75)和膨胀机入口温度均相同,可以得出两种方式下膨胀制冷流为液化流提供的冷量大小,见表 2。

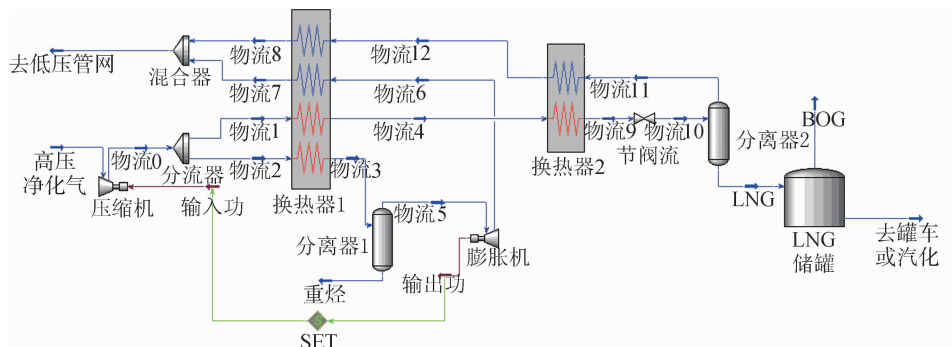


图 2 利用系统压差膨胀制冷液化天然气流程 (前增压)

表2 两种方式提供的冷量及液化率

方式	Q_{2-3}/kW	Q_{6-7}/kW	$Q_{2-3}-Q_{6-7}/\text{kW}$	液化率/(%)
一(先膨胀 后增压)	2 009	1 234	775	10.92
二(先增压 后膨胀)	2 859	1 591	908	11.91

可以看出,方式二提供冷量及液化率均大于方式一。由于方式二增压后膨胀为另外一股天然气提供冷量大,且液化部分天然气压降降温降大,所以方式二液化率大于方式一。但当原料气压力本身较高时再增压会使膨胀机入口压力高而受到膨胀机选型的制约或投资增大。故在实际中选择何种方式应根据具体情况予以讨论:当原料气压力不高时可以选择将压缩机置于原料气处;当原料气本身压力很高时,为了减少投资可以选择将压缩机置于膨胀余气处。

下面的模拟计算针对先膨胀后增压液化流程。

2.3 液化天然气储存压力的影响

仅改变液化天然气储存压力而得到不同的液化率变化情况,见图3。随着液化天然气储存压力的增

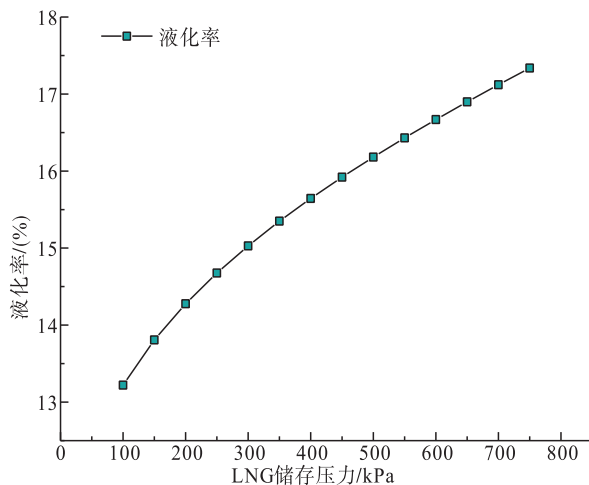


图 3 LNG 储存压力变化图

加液化率增大。但是随着储存压力的增大储罐造价增加^[6],另外考虑到低压城市管网的压力,常选择液化天然气储存压力为 0.1~0.6 MPa。

2.4 原料气组成的影响

在分析原料气组成的影响时采用各种高压输气管道所输气质为研究对象进行模拟讨论,见表 3。可以看出当 CH₄ 等轻组分含量减小、C₃等重组分含量增大时天然气液化率增大,但对于管输天然气气质,液化率变化不大。

表3 不同气源气质

组分	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	C ₅ ⁺	N ₂	CO ₂	He	液化率 / (%)
ALLIANCE 管道	89.87	6.50	1.90	0.25	0.35	0.13	0.50	0.50	0.00	13.19
陕西二线	94.70	0.55	0.08	0.01	0.01	0.01	1.92	0.70	0.02	12.74
典型管道	95.40	1.97	0.51	0.17	0.08	0.05	1.27	0.55	0.00	12.87
西气东输	95.99	1.49	0.31	0.05	0.05	0.07	1.44	0.60	0.00	12.81

2.5 原料气压力的影响

改变原料气压力得到液化率变化情况,见图 4。当原料气压力较小(<3.5 MPa)时随着原料气压力的增大液化率显著增大,当原料气压力较大(>3.5 MPa)时随着进料压力增大天然气液化率增大不明显。

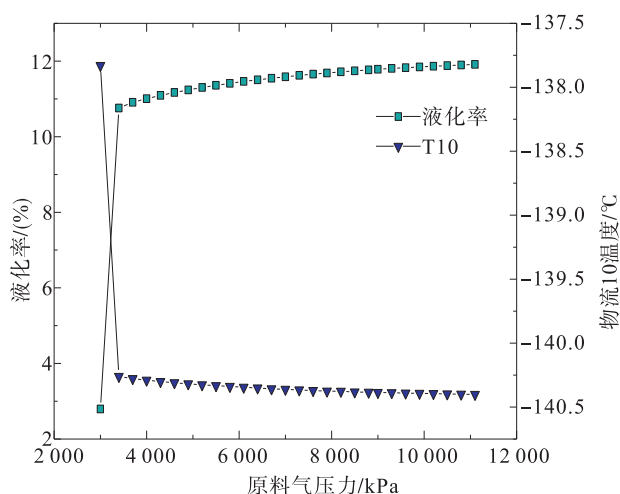


图 4 液化率随原料气压力变化图

2.6 原料气温度的影响

模拟计算表明,随着原料气温度升高天然气液化率降低,见图 5。因为膨胀气膨胀制冷温度随着原料气温度升高而升高,从而为另一股气体提供冷量减少,同时参与液化部分气体温度也升高,使得最终分离器 2 温度升高液化率降低。

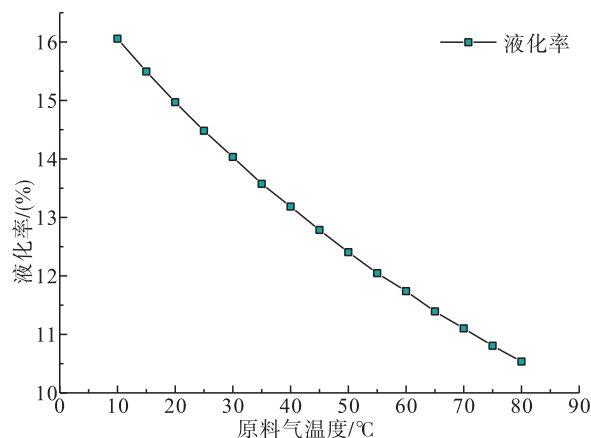


图 5 液化率随原料气温度变化图

2.7 分流器分流比的影响

由于受到换热器 1 和换热器 2 热端面温差(一般为 3 ℃)的限制。在给定初始条件下,存在一个最小分流比(此处为物流 1:物流 2=23:77),见图 6。在最小分流比下液化率达到最大,且随着参与液化部分天然气的增大液化率近似线性减小。一般在优化过程中往往选择最小分流比。

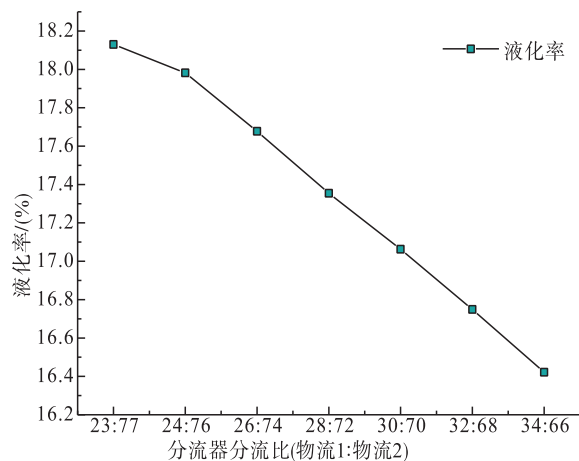


图 6 液化率随分流器分流比变化图

3 工艺参数优选

3.1 约束条件

板式换热器热端面最小温差为 3 ℃,且不能出现负温差;

压缩机输入功由膨胀机输出功提供;

流出分离器 2 的余气压力略大于 0.4 MPa;

中压管网压力大于 2.0 MPa。

3.2 优化结果

对 3.1 给定的初始条件,利用 ASPEN HYSYS 软件对先膨胀后压缩制冷流程进行优化模拟^[7],各物料物性计算选用 PR 方程,同时运用各逻辑模块单元对

整个液化流程进行限制和设置,得出模拟工艺参数,见表4。

表4 优选模拟工艺参数

物流号	高压净化气	LNG	去低压管网	去中压管网
温度/℃	30	-140	27	70
压力/kPa	7 000	430	400	2 253
摩尔流率/($\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$)	2 230	337.79	219.71	1 672.5
质量流率/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	37 375.69	5 730.51	3 613.41	28 031.76

液化率: $(338/2\,230)\times 100\% = 15.16\%$

5 结论

通过对膨胀制冷液化流程介绍、分析和模拟,得出:

a) 当原料气压力不高时可以选择将压缩机置于原料气处;当原料气本身压力很高时,为了减少投资可以选择将压缩机置于膨胀余气处。

b) 随着液化天然气储存压力的增加液化率增大。

c) 当原料气中 CH_4 等轻组分含量减小、 C_3 等重组分含量增大时天然气液化率增大,但对于管输天然气气质,液化率变化不大。

d) 当原料气压力较小($<3.5\text{ MPa}$)时随着原料气压力的增大液化率显著增大,当原料气压力较大($>3.5\text{ MPa}$)时随着进料压力增大天然气液化率增大不明显。

e) 随着原料气温度升高天然气液化率降低。

f) 最小分流比下液化率达到最大,且随着液化部分天然气的增大液化率近似线性减小。

油气田地面工程,2009,28(5):72-73.

Yang Chun,Zhang Lina,Wang Xiaoshang,et al. Analysis on Hainan LNG Process[J]. Oil and Gas Field Surface Engineering,2009,28(5):72-73.

[2] 郭海燕,张炜森. 珠海 LNG 装置技术分析与运行情况[J]. 天然气与石油化工,2012,41(1):43-47,120.

Guo Haiyan,Zhang Weisen. Technical Analysis and Operation Status of LNG Plant in Zhuhai[J]. Oil and Natural Gas Chemical Industry,2012,41(1):43-47,120.

[3] 张刘樯,周迎,师凌冰. 国内小型天然气液化装置及流程[J]. 油气田地面工程,2008,27(5):6-8.

Zhang Liuqiang,Zhou Ying,Shi Lingbin. Small Size Natural Gas Liquefaction Plant and Process in Domestic[J]. Oil and Gas Field Surface Engineering,2008,27(5):6-8.

[4] 王天明,邵拥军,王春燕,等. 中小型液化天然气装置净化和液化工艺研究[J]. 天然气与石油化工,2007,36(3):191-193.

Wang Tianming,Shao Yongjun,Wang Chunyan,et al. The Process Study for Treating and Liquefaction of Natural Gas in Middle or Small Plant[J]. Oil and Natural Gas Chemical Industry,2007,36(3):191-193.

[5] Baek S,Hwang G,Lee C,et al. Novel design of LNG (Liquefied Natural Gas) Reliquefaction Process[J]. Energy Conversion and Management,2009,52(4):2807-2814.

[6] 施林圆,马剑林. LNG 液化流程及管道输送工艺综述[J]. 天然气与石油,2010,28(5):37-40.

Shi Linyuan,Ma Jianlin. Overview on Natural Gas Liquefaction and Pipeline Transportation Process[J]. Nature Gas and Oil,2010,28(5):37-40.

[7] 汪宏伟,蒲远洋,钟志良,等. 膨胀制冷轻烃回收工艺参数优化分析[J]. 天然气与石油,2010,28(1):24-28.

Wang Hongwei,Pu Yuanyang,Zhong Zhiliang,et al. Analysis on Optimization of Light Ends Recovery Process Parameters in Expansion Refrigeration Process[J]. Nature Gas and Oil,2010,28(1):24-28.

参考文献:

[1] 杨春,张丽娜,王小尚,等. 浅析海南液化天然气工艺[J].