

# 小型天然气液化装置工艺流程数值模拟和优化<sup>\*</sup>

谭建宇<sup>1</sup> 李红艳<sup>1</sup> 王莉<sup>1</sup> 彭世焱<sup>1</sup> 李素燕<sup>1</sup> 贾林祥<sup>2</sup>

(1.哈尔滨工业大学低温与超导技术研究所 2.美国布鲁海文国家实验室)

谭建宇等.小型天然气液化装置工艺流程数值模拟和优化.天然气工业,2005;25(5):112~114

**摘要** 以目前技术和设备较成熟的串联双级氮膨胀循环的天然气液化流程为模型,针对“西气东输”气源条件,面向中小城市 LNG 储运、调峰和 LNG—CLNG 汽车加气站使用的小型天然气液化装置,根据在国内进行的设备调研和系统优化结果,进行了流程的数值模拟计算,给出了主要设备的工程参数及各节点的工艺参数值。该装置的特点是:全部设备国产化、设备投资小、操作运行简单,对气源适用范围广,易于推广。

**关键词** 小型 天然气液化 装置 工艺流程 数值模拟 系统 优化 应用

小型天然气液化装置的设计是以国内空分行业成熟的技术和设备为基础,采用能耗指标相对较低的串联双级膨胀中压循环液化流程,特点如下。

(1)装置以惰性气体氮气作为制冷工质,避免了其他流程中的制冷工质与原料气体均为易燃性气体,运行危险性高的缺点。

(2)不同于混合制冷剂循环、阶式制冷循环和天然气或天然气—甲烷循环,只有作为制冷工质的氮气进入压缩机和膨胀机等高速转动设备,原料气直接进入冷箱冷却、节流,这样对主要设备气密性等要求降低,降低了初投资成本。

(3)制冷剂价格低廉、容易获得,而且运行过程中不同于混合制冷剂或天然气—甲烷循环,必须实时检测制冷剂组分,在低碳组分泄漏的情况下要完全放空,重新配比注入。因此降低了运行成本,减少了检测设备,使操作简单。

(4)该装置的缺点是能耗较混合制冷剂循环方式高 40% 左右。

## 一、工艺流程说明

本流程采用了天然气液化过程与氮气膨胀制冷循环过程相互独立的方式,制冷剂为纯氮气,采用串联双级氮膨胀循环,利用膨胀机进口的氮气温度和出口的不同膨胀压力,直接获得不同的温度,有利于调节换热器热端温差,利于节能。

装置工艺流程见图 1。原料气经过一乙醇胺

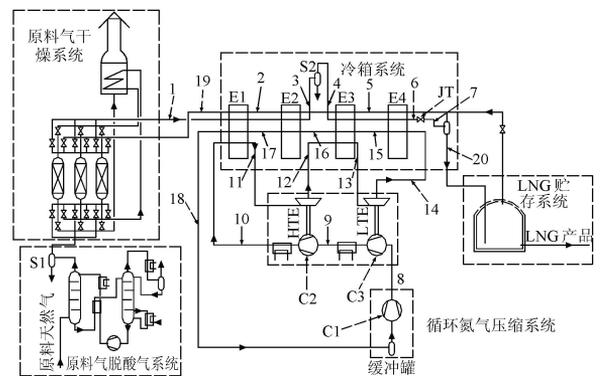


图 1 液化装置工艺流程图

1~20 计算节点;S1 气液分离器;S2 重烃分离器;E1~E4 换热器;JT 节流阀;HTE 高温膨胀机;LTE 低温膨胀机;C1 活塞式压缩机;C2 高温膨胀机对应增压器;C3 低温膨胀机对应增压器

(MEA 法)脱除酸性气体,再经分子筛干燥器进行深度脱水后进入冷箱。为防止高碳烃低温下冻结板式换热器,在第二级换热器(E2)后加装气液分离器,分离已液化的重烃,分离器气相出口的天然气在第三级换热器(E3)完全液化,为避免第四级换热器(E4)入口气液两相,造成流体分配不均,在第三级换热器进行一定程度过冷,在第四级换热器(E4)进行深度过冷。深度过冷液体经过节流阀节流(JT)降压,进入 LNG 储存系统,节流过程的闪蒸气经换热器复热后,作为分子筛再生用气和燃料。

在制冷工部分,氮气经活塞式压缩机两级压缩,再经过两级增压透平增压水冷后进入冷箱,经第一

<sup>\*</sup> 本成果为教育部“985”资助项目及“霍英东青年教师基金”资助项目(基金编号:91057)。

**作者简介:**谭建宇,1975年生,哈尔滨工业大学能源科学与工程学院在读博士研究生。地址:(150001)黑龙江省哈尔滨市哈尔滨工业大学 456 信箱。电话:(0451)86417611,13115608796。E-mail:tanjy@hit.edu.cn

级换热器(E1)冷却后,进入第一级膨胀机膨胀降温,然后进入第三级换热器(E3)继续冷却,冷却后的低温氮气进入第二级膨胀机继续膨胀降温后,作为返流气体用以液化、过冷天然气。

## 二、流程模拟与优化

本次计算是以“西气东输”江苏段气源为条件,以20万人口城市或400辆汽车一天的天然气消耗量为标准<sup>[1]</sup>,拟定日产20 m<sup>3</sup>左右LNG。因此,原料气日处理量约为1.6×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,气源压力为4.0 MPa,原料气组分见表1。

表1 原料天然气气源组分表

组分	含量(体积分数)	组分	含量(体积分数)
CH <sub>4</sub>	94.1	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0.051
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1.77	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0.385
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.3	CO	0.47
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.062	N <sub>2</sub>	0.97
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.016	H <sub>2</sub> S	0.05
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.02	CO <sub>2</sub>	1.89
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.016		

经过一乙醇胺洗涤,13X分子筛深度脱水、脱CO<sub>2</sub>后达到液化标准:水小于1 ppm,CO<sub>2</sub>小于50 ppm。由于原料气中含有少量C<sub>5</sub>以上重烃,为保证装置连续运行防止重烃在低温下冻结换热器,C<sub>5</sub>以上烃类含量必须小于70 ppm<sup>[2]</sup>,选择在低温下脱除。冷却温度与C<sub>5</sub>以上烃类含量关系见图2。原料

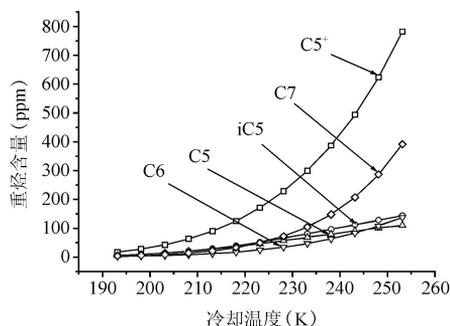


图2 冷却温度同原料气重烃含量关系图

气在冷却到208 K时重烃含量达到了装置运行要求。本流程计算中气液分离器布置在第二级换热器(E2)后,受到第一级膨胀机(HTE)出口温度限制,为尽量减小第三换热器(E3)入口热流体温差,分离

温度取194 K,其重烃类含量约为20 ppm。经过处理的原料天然气压力降到3.5 MPa,在第三级换热器(E3)中,温度192 K开始液化,181 K完成液化,并进一步过冷,进入第四级换热器(E4),继续过冷后,节流降压进入储罐。图3是不同节流压力下,节

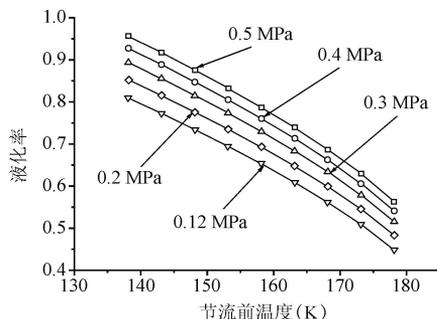


图3 节流前温度节流压力与液化率关系图

流前流体温度变化同液化率的关系。从中可知节流前温度越低,即过冷度越大,相同节流压力下,液化率越高;同样,在相同的过冷度的情况下,压力越高,节流后液化率越高。因此,节流压力和节流前温度都是决定LNG产量的关键变量,而储存温度在同一节流压力下变化很小。对于一套LNG装置来说,产量并不是单纯的衡量其优劣的指标,另一个重要指标是能耗,即液化1 m<sup>3</sup>原料气的耗功。装置的主要能耗在压缩机部分,压缩机进、出口压力固定,膨胀机进、出口压力固定的情况下,通过改变工质流量、节流前温度,从而得到同一节流压力下的压缩机能耗,见图4。由于节流压力的增加,导致了同一节流

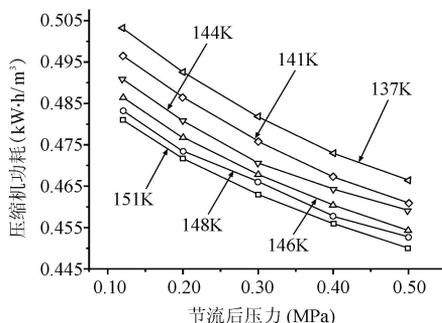


图4 节流后压力和温度同压缩机功耗关系图

温度下LNG产量的增加,从而使能耗降低。而在同一节流压力下,改变温度,其能耗随着节流前温度的降低而增加,这是因为,虽然由于液体的过冷度增加,LNG产量增加,但是由此也引起了压缩机进气

量的增加,导致了压缩机功耗的上升。

由上面的分析可知,储罐的工作压力直接决定了装置的节流压力,而节流压力和节流前温度进一步决定了液化率和比功耗。目前,大型的 LNG 储槽多为常压储存,容量在  $4 \times 10^4 \sim 20 \times 10^4 \text{ m}^3$ 。而应用于小型 LNG 生产装置的储罐容积一般为  $100 \sim 1000 \text{ m}^3$ ,其工作压力从  $0.2 \sim 1.0 \text{ MPa}$  不等。对于小型或加气站装置使用储罐容量应满足装置正常运行  $5 \sim 10 \text{ d}$  的产量,因此选择国产  $100 \text{ m}^3 \text{ LN}_2$  和 LNG 两用储罐,由于储罐较小其设计压力一般为  $0.75 \text{ MPa}$ ,最高工作压力为  $0.5 \text{ MPa}$ ,因此可以选择  $0.4 \text{ MPa}$  最为最终的节流压力以保证正常的储存和较低的功耗,较高的液化率。

另外由于装置无外输干气,因而其液化率更主要受到分子筛纯化器再生、冷却用气的约束。由于原料气中含有一部分重烃,作为再生气在高文温下容易结焦,降低分子筛的使用寿命。因此选择了含有大量甲烷、少量氮气和 CO 而不含重烃的节流产生的气体作为分子筛再生及冷却用气。经过一乙醇胺洗涤原料气冷却到  $30 \text{ }^\circ\text{C}$  后进入分子筛纯化器深度处理,其  $\text{CO}_2$  含量为  $200 \text{ ppm}$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  小于  $4 \text{ ppm}$ ,水含量约为  $1.3 \text{ g/m}^3$ <sup>[3]</sup>。采用 3 塔 4 h 切换制,分子筛用量约为  $80 \text{ kg/塔}$ ,再生冷却气用量约为  $73 \text{ m}^3/\text{h}$ 。因此,天然气液化率被限制在小于  $89\%$ 。

### 三、流程设备及参数的确定

氮气循环压缩机选用无润滑活塞式压缩机进气压力为  $0.25 \text{ MPa}$ ,排气压力  $1.26 \text{ MPa}$ ,轴功率  $277 \text{ kW}$ 。选用油轴承增压透平膨胀机组,第一级膨胀机进口温度为  $229 \text{ K}$ ,压力  $2.0 \text{ MPa}$ ,出口温度  $194 \text{ K}$ ,压力  $1.0 \text{ MPa}$ ,等熵效率约为  $0.77$ ;第二级膨胀机进口温度为  $174 \text{ K}$ ,压力  $1.0 \text{ MPa}$ ,出口温度  $127 \text{ K}$ ,压力  $0.25 \text{ MPa}$ ,等熵效率约为  $0.8$ 。根据以上的分析和优化,选择节流温度  $141 \text{ K}$ ,节流储存压力为  $0.4 \text{ MPa}$ ,液化率为  $88\%$ ,能耗为  $0.467 \text{ kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ ,循环氮气量约为  $3700 \text{ m}^3$ 。其中 LNG 摩尔组分为:  $\text{CH}_4$  为  $97.3\%$ 、 $\text{C}_2\text{H}_6$  为  $1.7\%$ 、 $\text{C}_3\text{H}_8$  为  $0.16\%$ 、 $\text{CO}$  为  $0.282\%$ 、 $\text{N}_2$  为  $0.498\%$ ;分子筛用返流气摩尔组分为:  $\text{CH}_4$  为  $91.84\%$ 、 $\text{CO}$  为  $2.44\%$ 、 $\text{N}_2$  为  $5.72\%$ 。

由于 P—R 方程能够较准确预测液相摩尔体积<sup>[4]</sup>,因此流程采用该方程进行气液相平衡计算,流程各点及其设备进出口温度、压力、焓、熵及流量见表 2。

表 2 流程计算点参数表

点	温度 (K)	压力 (MPa)	焓 (J/mol)	熵 (J/mol·K)	气相流量 (kmol/h)
1	313	3.5	-74868	-111	30
2	229	3.5	-78520	-125	29.8
3	194	3.5	-80383	-134	29.3
4	194	3.5	-79361	-129	29.3
5	174	3.5	-84718	-158	0
6	141	3.5	-87100	-174	0
7	130	0.4	-87100	-172	2.8
8	313	1.26	352	-20	166
9	313	1.65	327	-22	166
10	313	2.01	303	-23	166
11	229	2.0	-2260	-33	166
12	195	1.0	-3163	-32	166
13	175	1.0	-3779	-35	166
14	127	0.25	-5053	-33	166
15	141	0.25	-4637	-29	166
16	193	0.25	-3101	-20	166
17	204	0.25	-2769	-18.6	166
18	311.6	0.25	378	-6.3	166
19	311.6	0.4	-70724	-79.1	2.8
20	130	0.4	-88176	-179.2	0

## 四、结 论

本文介绍了采用串联双级氮膨胀循环的小型天然气液化装置的全流程模拟计算,给出了关键设备的参数和流程中各节点的温度、压力、焓、熵等值;并且根据近一年来对国内设备的调研,明确了整个装置设计过程中的约束条件,并根据这些条件进行了大量的计算,按照结果进一步优化、确定了流程计算中的参数;目前,本所已根据设计参数正在进行工程设计。

### 参 考 文 献

- 1 赵春红.国内第一辆 LNG 一汽油两用燃料汽车.天然气工业,2003;23(5):100~101
- 2 阎观明,崔洪星,张明会.液化天然气工厂的原料气处理.石油与天然气化工,2000;29(4):188~190
- 3 诸林,白剑,王治红.天然气含水量的公式化计算方法.天然气工业,2003;23(3):118~120
- 4 陈新志,蔡振云,胡望明.化工热力学.北京:化学工业出版社

(修改回稿日期 2005-03-11 编辑 居维清)