

利用液化天然气冷能的天然气凝液回收工艺

边海军, 徐文东, 李秀喜, 钱宇

(华南理工大学化学与化工学院, 广东 广州 510640)

摘要: 提出了液化天然气(LNG)冷能用于回收天然气中天然气凝液的工艺。该工艺天然气凝液的回收率为96.8%, 其中乙烷的回收率为93.2%。建立了该工艺的焓分析模型, 分析了该工艺的能量利用情况, 指出了工艺中用能薄弱的环节, 为整个工艺流程的优化提供了理论依据。经分析, 该工艺的焓效率为44.3%; 与电压压缩制冷工艺相比, 节电效率为65%。

关键词: 液化天然气; 冷能利用; 凝液回收; 焓分析

中图分类号: TQ083.4

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2010)10-0074-03

Natural gas liquids recovery process with cryogenic energy of liquefied natural gas

BIAN Hai-jun, XU Wen-dong, LI Xiu-xi, QIAN Yu

(School of Chemistry and Chemical Engineering, South China University of Technology, Guangzhou 510640, China)

Abstract: A novel process to recovery natural gas liquids from raw natural gas with cryogenic energy utilization of liquefied natural gas (LNG) is proposed. The total recovery rate of natural gas liquids is up to 96.8%, and the recovery rate of ethane is 93.2%. Exergy analytic model of the process is established. The status of energy utilization is analyzed, the weak link of energy utilization is pointed out. It provides the theoretical basis for optimization of the whole process. The results show that exergy efficiency of the new process is 44.3%. Compared to the current electric refrigeration process, the proposed process uses the cryogenic energy of LNG and saves 65% of electricity.

Key words: liquefied natural gas; cryogenic energy utilization; natural gas liquids recovery; exergy analysis

井口天然气须经脱除天然气凝液后才可以满足商品气的输送质量要求, 同时还能回收价值较高的烃类产品。井口天然气脱天然气凝液多采用冷凝分离法^[1]。但冷凝分离工艺多采用电压压缩制冷方式, 其能耗较高。

随着中国液化天然气(LNG)产业的发展, LNG的进口量逐渐增加, LNG冷能的利用变得越来越重要, 受到了学者及工业界的普遍关注。LNG冷能的利用方式主要有以下几种: 空气分离^[2-3], 冷能发电^[4-5],

橡胶深冷粉碎^[6], 冷库^[7], 制冰^[8]等。鉴于中国目前LNG冷能利用状况, LNG冷能用于井口天然气凝液回收技术有着广泛的应用前景和发展空间。本文中考虑将来自某一气田的井口天然气输送至LNG接收终端附近, 利用LNG的冷能回收天然气中的天然气凝液。

1 工艺流程

笔者提出的利用LNG冷能的井口天然气的凝液回收工艺流程见图1。

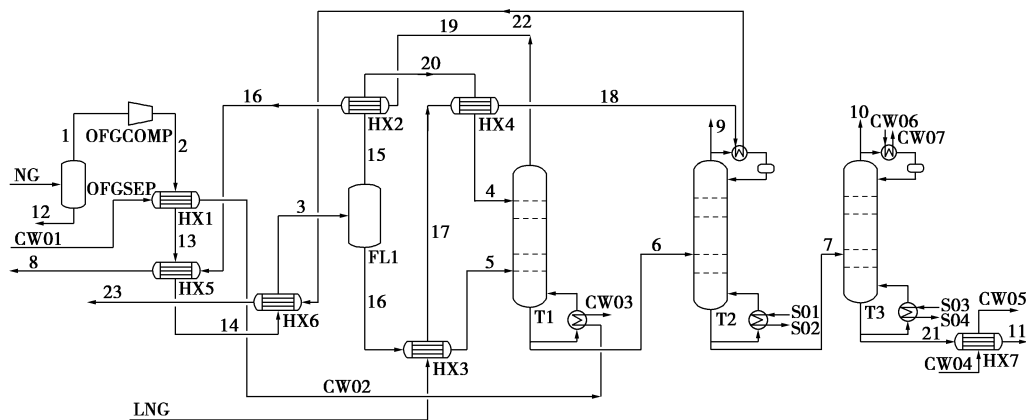


图1 利用LNG冷能的天然气凝液回收工艺流程

收稿日期: 2010-06-17

作者简介: 边海军(1978-), 男, 博士生; 徐文东(1972-), 博士, 副研究员, 主要从事天然气产业利用技术和高表面活性炭制备技术研究工作, 通讯联系人, wdxu@scut.edu.cn.

原料油田伴生气经干燥器 (OFGSEP) 脱水后, 经压缩机 (OFGCOMP) 加压至 37 bar (1 bar = 10⁵ Pa)。加压后的物流经换热网络冷却至 7℃ 后, 进入绝热闪蒸罐 (FL1), 分成气液两相 2 股物流。来自闪蒸罐的气相物流冷却至 -85℃, 经脱甲烷塔中部进入脱甲烷塔 (T1)。来自闪蒸罐的液相物流冷却至 -102℃ 后, 经脱甲烷塔塔顶进入脱甲烷塔。脱甲烷塔的塔顶产品经回收冷能及回热至 20℃ 左右后, 并入城市天然气管网。脱甲烷塔的塔底馏出物进入脱乙烷塔 (T2)。在脱乙烷塔中回收原料气中的乙烷后, 塔底馏出物进入脱丁烷塔 (T3), 得到产品液化石油气 (LPG) 和轻油。

2 流程模拟

本文中采用某一油田的油田伴生气为原料, 压力为 9 bar, 温度 50℃, 其典型组成见表 1。处理能力为 1.5 × 10⁶ m³/d。回收天然气凝液后的天然气并入城市天然气中压管网, 外输压力 2.5 MPa。该工艺所用 LNG 组成见表 2。LNG 初始温度为 -158℃, 气化后的温度为 2℃, 该工艺共利用 LNG 的流量为 38.1 t/h。

表 1 井口天然气与 LNG 组成

组成	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅
摩尔分数/%	78.6	9.1	4.6	0.6	1.2	0.4
组成	nC ₅	C ₆ ⁺	CO ₂	N ₂	H ₂ O	
摩尔分数/%	0.6	2.2	1.6	0.5	0.2	

表 2 LNG 组成

组分	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀	CO ₂	N ₂
摩尔分数/%	89.39	5.76	3.30	0.78	0.66	0.00	0.11

本文中采用 ASPEN 软件进行模拟。热力学方法采用 PR 方程。压缩机的效率为 72%; 换热器的压降为 0.3 bar; 各精馏塔的主要参数设定见表 3。脱甲烷塔仅设塔底再沸器, 2 股进料。所得产品见表 4。

表 3 各精馏塔主要参数

	塔板数	进料板	进料温度/℃	压力/MPa	馏出物流率/kmol·h ⁻¹	回流比
脱甲烷塔	31	1, 12	-102, -85	3.40	2274	0.12
脱乙烷塔	32	17	31.0	1.85	259.1	1.20
脱丁烷塔	42	16	83.4	1.20	147.8	0.91

表 4 产品性能参数

产品	温度/℃	压力/MPa	流量/kg·h ⁻¹	摩尔分数/%	回收率/%
乙烷	-18.6	1.85	8266	86.8	93.2
LPG	44.0	1.17	7835	—	97.3
轻油	38.0	1.41	7305	—	99.0
天然气	20.2	3.34	37298	98.0	99.9
天然气凝液					96.8

3 模拟结果分析

3.1 节电效率分析

笔者提出的 LNG 冷能利用工艺与电压缩制冷回收天然气凝液工艺的用能情况对比见图 2。

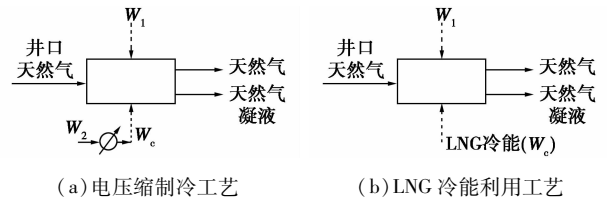


图 2 LNG 冷能利用工艺与电压缩制冷工艺用能对比

从图 2 中可以看出, 电压缩制冷凝液回收工艺共有 2 种能源消耗, 即原料气压缩机所需的电功 W₁ 和电压缩制冷系统所需的电功 W₂; LNG 冷能利用工艺也有 2 种能源消耗, 即原料气压缩机所需的电功 W₁ 和 LNG 的冷能 W_c。本文中提出的 LNG 冷能利用工艺中的原料气压缩机所需的电功与电压缩制冷工艺相同, 原料压缩机的负荷 W₁ 均为 4 526 kW。

制冷系数 COP 是制冷量与输入功率的比值。该工艺中 LNG 提供的冷能为 7 980 kW/h, 利用了 LNG -158 ~ 2℃ 的冷能。按平均温度 -80℃ 计算, 此温度下电压缩制冷系数 COP 为 0.93^[9]。对于电压缩制冷工艺, 其对应的用电负荷 W₂ 为 8 580 kW。因此, 该工艺相对于电压缩制冷工艺, 每小时可节约约为 8 580 kW, 其占电压缩制冷工艺总的用电负荷的比例即为本工艺的节电效率, 可以用式(1)计算。

$$\eta_1 = W_c / (W_1 + W_2) \quad (1)$$

经计算, 本工艺的节电效率为 65%。

3.2 焓分析

对于稳定流动的系统, 某工质在某一状态下的焓可以用式(2)表示:

$$E_x = H - H_0 - T_0(S - S_0) \quad (2)$$

式(2)中 T₀, H₀, S₀ 为基准态下的温度、焓和熵, 本文中基准态为 25℃, 1 atm (1 atm = 101.325 kPa)。

本工艺过程为稳定流动的物理变化过程,因此,只计算各物流的物理焓。该工艺中关键物流的焓的计算结果见表 5。

常用的系统的焓分析模型有黑箱模型和灰箱模型 2 种。对于黑箱模型,系统的焓平衡关系可以用式(3)表示;焓效率即为输出系统的有效焓与输入系统的总焓的比值,可以用式(4)计算:

$$E_{X,sup}^S + E_{X,br}^S - E_{X,eff}^S - E_{X,loss}^S = 0 \quad (3)$$

$$\eta = E_{X,eff}^S / (E_{X,sup}^S + E_{X,br}^S) \quad (4)$$

式(3)、(4)中, $E_{X,sup}^S$, $E_{X,br}^S$, $E_{X,eff}^S$, $E_{X,loss}^S$ 分别为供给焓,物流的带入焓、有效焓和焓损。

图 3 为该工艺的焓分析模型图。模型中,将各精馏塔的塔底再沸器和塔顶冷凝器与精馏塔作为一个整体考虑。

经过计算,整个系统的焓效率为 44.3%,各单元的焓效率及焓损见表 6。

表 5 关键物流的焓

物流	流量/ 10 ³ kg·h ⁻¹	焓/ kJ·kg ⁻¹	熵/ kJ·(kg·K) ⁻¹	焓/ 10 ⁴ kJ·h ⁻¹
OFG	61.010	-3933	-5.78	1806.0
LNG	38.200	-5083	-11.18	3607.0
1	60.700	-3886	-5.64	1499.0
2	60.700	-3617	-5.46	2811.0
3	60.700	-4056	-6.70	2394.0
4	51.370	-4754	-8.57	3075.0
5	9.334	-2887	-8.49	122.6
6	23.410	-3053	-6.80	271.9
7	15.140	-2315	-6.87	82.1
8	37.300	-4686	-6.75	1940.0
9	8.270	-4360	-7.01	226.9
10	7.840	-2622	-7.43	72.3
11	7.310	-2317	-7.42	2.1

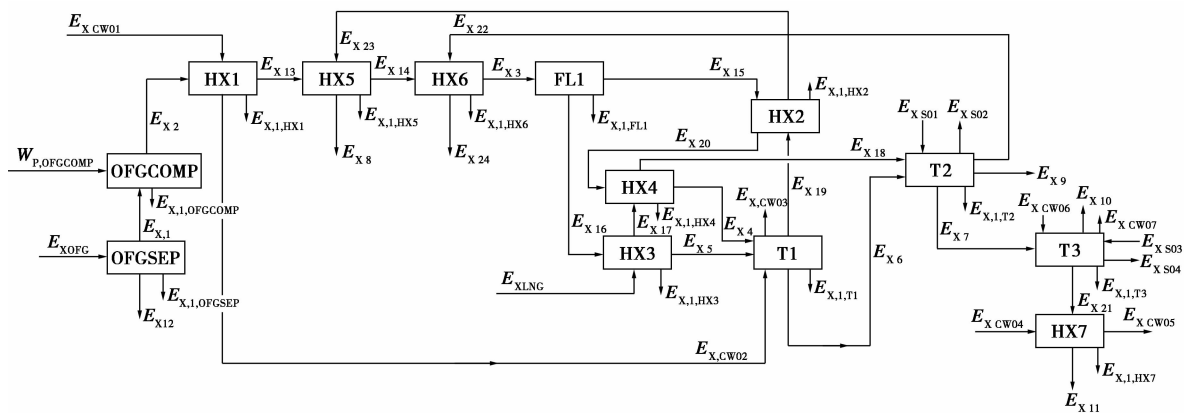


图 3 井口天然气凝液回收工艺焓分析模型

表 6 各单元的焓损及焓效率

单元名称	焓效率/%	焓损/10 ⁵ kJ·h ⁻¹
OFGCOMP	80.5	8.78
OFGSEP	99.4	—
HX1	92.1	22.40
HX2	97.7	10.20
HX3	94.1	21.70
HX4	94.0	34.30
HX5	98.9	21.30
HX6	96.7	7.76
HX7	29.3	45.20
FL1	97.3	—
T1	72.8	8.95
T2	85.5	77.90
T3	33.4	13.40
冷能利用工艺	44.3	—

从表 6 中可以看出,脱丁烷塔及换热器 7 的焓利用率较低。这是由于脱丁烷塔的塔顶冷凝器、塔底再沸器和换热器 7 采用冷却水或热蒸汽作为冷却或加热介质,物流的温度与公用工程介质温度相差较大,造成脱丁烷塔和换热器 7 焓损较大,焓利用率较低。

从表 6 中还可以看出,换热器 4 和脱乙烷塔的焓损失较大,这是由于输入这 2 个单元的焓流较大,较高的焓利用率或较低的焓损率即造成了较大的焓损。

4 结论

笔者开发了 LNG 冷能用于井口天然气凝液回收工艺。该工艺的凝液回收率为 96.8%,其中乙烷的回收率达 93.2%。与电压缩制冷工艺相比,该工艺的节电效率为 65%。

(下转第 78 页)

进水管为上传送带供水,管径 DN40 mm,流量可调节(由进水调节阀)。下层进水管为下传送带供水,并由分布在传送带底部的喷头喷出,自然落入接水盒中,再靠自流进入循环水出水水箱。传送带轮撑起、带动传送带运动,设有轴、轴承、紧固调节装置。接料摆动臂使接料法兰接口流过来的物料均匀分散到传送带上,便于压片。摆臂电机提供摆臂动力,动作频率可由变频器控制。传送带:压片、冷却、传送物料片。辅辊辅助调整传送带。封水胶条在传送带两侧封起水坝,使传送带上始终存有一定量的水,便于传热。传送带跑偏报警:使用中传送带容易跑偏,严重时会将传送带撕裂,使设备无法正常使用;而设备较长,使用中跑偏观察不方便、或跟踪不过来,设置跑偏报警,提示使用者。吸水管吸出上传送带上吸热、温度已升高的冷却水,使传送带上水位保持一定高度。吸水动力来自上层传送带吸水泵。刮水毛刷:水浸的传送带绕过有水段后,表面会残留一部分水,并且表面向下,会无规律的滴落,时间长之后将淋湿地面或设备。接水盒接收刮水毛刷刮下的水。物料片打碎辊:由于物料片较硬,不能直接、连续进入压碎辊中,物料片打碎辊起到预粉碎作用,并使预粉碎的物料片靠自重滑落到2个辊碎辊之间。辊碎从动辊与辊碎主动辊对辊,将物料片压碎。接料插板:接料换代时插死、放料时打开,并由出口口接出物料。传动电机为传送带提供转动动力。出水送水泵:换热后流下来、进入循环水出水水箱的热水由此泵打到凉水塔。见图2。

1.4 设计、制造中重点注意环节

(1) 传送带长、宽的确定。传送带长、宽及转速

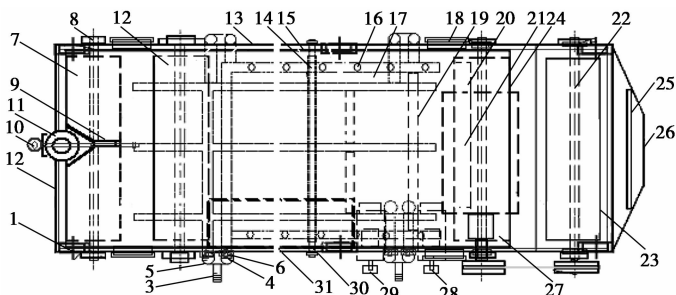


图2 聚醚酮压片、冷却、粉碎一体机俯视图

注:图2中设备名称编号同图1。

决定了设备生产能力。传送带采用1.0 mm厚的304不锈钢薄板。考虑冷却效果、设备寿命、稳定运行等,转动速度不能过快。宽度要考虑市售材料、摆料机构。根据实验数据,聚醚酮可上辊粉碎温度60~65℃,生产4 m³产物,同时以2套压片、粉碎设备工作计算,传送带长度单侧定为15 m。

(2) 冷却水流量。虽然冷却水流量可以随时调节,根据环境、冷却水温差及冷却效果等,结合实验数据,确定供水泵流量为80 m³/h。因此,排出水泵流量也为80 m³/h。

(3) 底架平台。底架平台是基础,是设备运输、移动乃至稳定运行的重要因素。尤其对设备放置平衡、传送带不跑偏、使用中不晃动等至关重要。

(4) 转动轮、传送带加工。一般而言,在其他条件相同情况下,不锈钢传送带转动滚直径越大,传送带寿命相对越长。转动轮直径定为600 mm。转动辊、轴同心程度越高,越有利传送带不跑偏。传送带采用1.0 mm厚的不锈钢板,对接时要斜口对接(图3),焊接时一定要保持平整、不变形。

(上接第76页)

本文中建立了该工艺的焓分析模型,分析了该工艺的能量利用情况。经分析,该工艺的焓利用率为44.3%,脱丁烷塔和换热器7的焓利用效率较低,换热器4和脱乙烷塔的焓损失较大。焓分析结果指出了该工艺中用能薄弱的环节,为该工艺的优化提供了理论依据。

参考文献

- [1] 王遇东. 天然气处理原理与工艺[M]. 北京:中国石化出版社,2007.
- [2] Yamanouchi N, Nagasawa H. Using LNG cold for air separation[J]. Chemical Engineering Progress, 1979, 75(7): 78-82.
- [3] Nakaiwa M, Akiya T, Owa M, et al. Evaluation of an energy supply

system with air separation[J]. Energy Conversion & Management, 1996, 37(3): 295-301.

- [4] Dispenza C, Dispenza G, La Rocca V, et al. Exergy recovery during LNG regasification: Electric energy production-part one[J]. Applied Thermal Engineering, 2009, 29: 380-387.
- [5] Na Zhang, Noam Lior. A novel near-zero CO₂ emission thermal cycle with LNG cryogenic exergy utilization[J]. Energy, 2006, 31: 1666-1679.
- [6] 熊永强, 华贵, 贾德民. 利用液化天然气卫星站冷能的废旧橡胶低温粉碎装置[J]. 现代化工, 2009, 29(7): 59-62.
- [7] 杜琳琳, 罗东晓, 徐文东. 南方地区冷库利用液化天然气冷能的技术研究[J]. 天然气工业, 2007, 27(6): 115-118.
- [8] 黄美斌, 林文胜, 顾安忠, 等. LNG冷能用于冷媒直接接触海水淡化[J]. 化工学报, 2008, 59(12): 204-209.
- [9] 化工部第四设计院. 深冷手册[M]. 下册. 北京:燃料化学工业出版社, 1973. ■