

低含氮天然气提氮联产 LNG 工艺分析

罗尧丹 诸 林

西南石油大学化学化工学院, 四川 成都 610500

摘 要:天然气提氮是目前工业化生产氮气的主要方法,从天然气中单一提氮在一定程度上会影响过程的经济性,因此可将天然气提氮与制 LNG 联产。利用 HYSYS 对低含氮天然气提氮联产 LNG 工艺流程进行模拟,分析关键参数对设备能耗的影响。结果显示:天然气提氮联产 LNG 工艺能有效利用能源,降低设备投资与能耗,能同时得到粗氮和 LNG 两种产品,经分析可知,选择脱氮塔理论塔板数为 5 时最好;适当降低制冷剂高压压力、制冷剂流量、脱氮塔进料温度和二级提浓塔进料温度,提高制冷剂低压压力,均有利于减少装置设备能耗。天然气提氮与制 LNG 工艺联产为低含氮天然气提氮提供了一种可供选择的工艺方式。

关键词:氮气;天然气;天然气提氮;LNG;流程模拟;因素分析

DOI:10.3969/j.issn.1006-5539.2015.04.005

0 前言

全球已探明的氮资源主要存在于天然气中^[1],天然气中氮含量一般不高于 8%^[2]。目前,天然气提氮仍是工业化生产氮气的主要方式^[3-4]。但无论从装置设备还是生产流程上考虑^[5],从天然气中单一提氮在一定程度上都会导致效益低下,影响过程的经济性^[6]。LNG 生产工艺与提氮工艺类似^[7],均有深冷单元,装置设备也类似。用深冷法在天然气提氮的同时联产 LNG,能有效利用能源^[8]。利用 HYSYS 对低含氮天然气提氮联产 LNG 工艺流程进行模拟^[9],并分析流程关键参数对流程能耗的影响,以期对低含氮天然气提氮提供一种可供选择的工艺方式。

1 进料条件与计算方法

表 1 原料气组成

组分	摩尔含量 / (%)	组分	摩尔含量 / (%)
CH ₄	91.49	N ₂	8.13
C ₂ H ₆	0.08	H ₂	0.02
C ₃ H ₈	0.01	O ₂	0.04
CO ₂	0.01	He	0.21

经净化处理后的原料气流量 693.3 kmol/h, 温度 32 °C、压力 2 335 kPa, 原料气组成见表 1。

本文采用 HYSYS 进行模拟分析, 选定 Peng - Robinson^[10] 方程计算原料气和制冷剂的物性。

2 天然气提氮联产 LNG 模拟流程

天然气提氮联产 LNG 模拟流程见图 1, 为了满足提氮工艺要求, 并结合原料气中有少许氮气的特性, 该流程采用氮气膨胀制冷工艺。净化后的原料气进入冷箱冷却至 -80 °C 后, 依次为一级提氮塔(T-100)、二级提氮塔(T-102)、脱氮塔(T-101)塔顶再沸器提供热量。降温后的原料气进入冷箱 2 冷却到 -114 °C 后进入一级提氮塔对氮气进行初步提浓。一级提氮塔塔顶冷凝器出来的粗氮浓度可达 4.75%, 温度 -130.9 °C。一级提氮塔塔底出来的液相经节流降温后, 为一级提氮塔塔顶冷凝器提供冷量。复热后的甲烷再进入冷箱 3 降温, 节流后通入脱氮塔, 塔底液态甲烷储存至 LNG 储罐, 浓度可达 99%。一次粗氮进入冷箱 3 冷却后, 经节流进入二级提氮塔, 塔底液相与一级提氮塔塔底液相混合后进入脱氮塔, 塔顶粗氮依次经过冷箱 3、冷箱 2、冷箱 1 回收冷

收稿日期:2015-05-04

作者简介:罗尧丹(1990-),女,四川成都人,硕士研究生,主要从事天然气加工与处理工作。

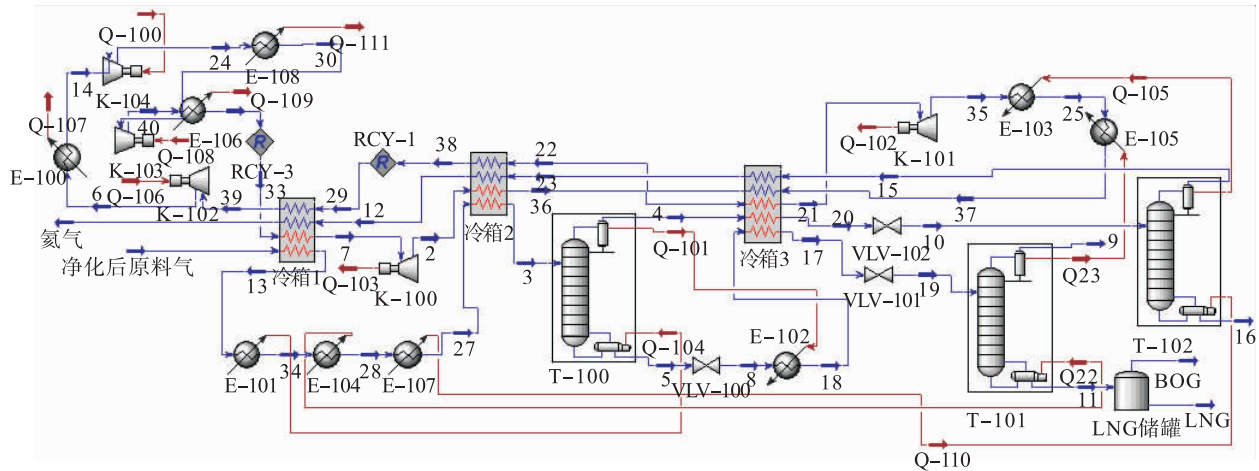


图1 天然气提氦联产 LNG 模拟流程

量后得到粗氦产品,浓度可达 65%。

3 分析与讨论

天然气提氦联产 LNG 模拟流程主要物流点数据见表 2。通过模拟流程分析可知,该工艺原料气进料量

693.3 kmol/h,氦气产量 2.18 kmol/h,粗氦浓度 65%, LNG 产量 622.3 kmol/h,利用式(1)计算液化率为 89.76%。

$$\text{液化率} = \frac{\text{LNG 产量}}{\text{原料气进料量}} \times 100\% \quad (1)$$

表2 天然气提氦联产 LNG 模拟流程主要物流点数据

物流	温度 / °C	压力 / kPa	流量 / (kmol · h ⁻¹)	基本组分 x / (%)				
				C ₁	C ₂	C ₃	N ₂	He
净化后原料气	32.0	2 335	693.30	91.49	0.08	0.01	8.13	0.21
氦气	30.0	1 870	2.18	0.03	0.00	0.00	34.97	65.00
3	-114.0	2 285	693.30	91.49	0.08	0.01	8.13	0.21
10	-151.5	1 920	30.45	37.06	0.00	0.00	58.07	4.75
13	-80.0	2 325	693.30	91.49	0.08	0.01	8.13	0.21
19	-156.1	200	662.90	94.01	0.09	0.01	5.84	0.00
20	-150.0	2 120	30.45	37.06	0.00	0.00	58.07	4.75
33	30.0	8 990	4 447.00	0.00	0.00	0.00	100.00	0.00
35	-188.1	230	4 447.00	0.00	0.00	0.00	100.00	0.00

注:“物流”项目下的数字与图1中物流数字相对应。

3.1 脱氮塔理论塔板数对能耗的影响

脱氮塔理论塔板数对能耗的影响见图 2。图 2 分析了在满足生产要求的基础上,脱氮塔理论塔板数对脱氮塔塔顶冷凝器及塔底再沸器能耗的影响。由图 2 可知,脱氮塔塔顶冷凝器与塔底再沸器能耗随理论塔板数变化的情况一致:当理论塔板数小于 5 时,能耗随理论塔板数的增加而减小;当理论塔板数大于 5 时,能耗基本无变化。但理论塔板数的增加会增大塔器设备投入,因此选择理论塔板数为 5 时最好。

3.2 制冷剂高压压力对能耗的影响

制冷剂高压压力对能耗的影响见图 3。图 3 分析了制冷剂高压压力(压缩机 K-103 出口压力)对压缩机能

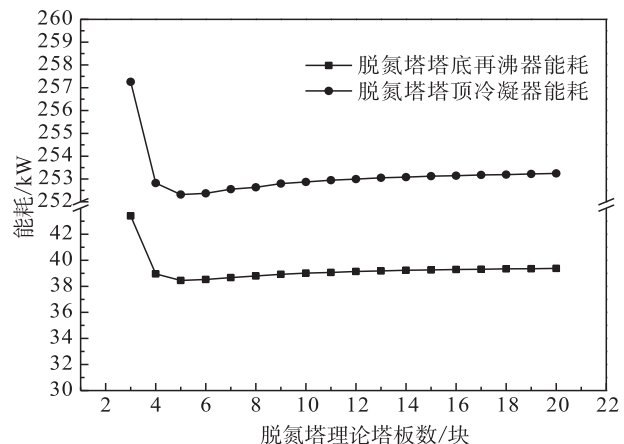


图2 脱氮塔理论塔板数对能耗的影响

耗及膨胀机输出功率的影响。由图3可知,随着制冷剂高压压力增加,压缩机能耗及膨胀机输出功率均呈上升趋势。制冷剂高压压力升高,压缩机压缩比增加,膨胀机膨胀比增加^[11],能耗增加。

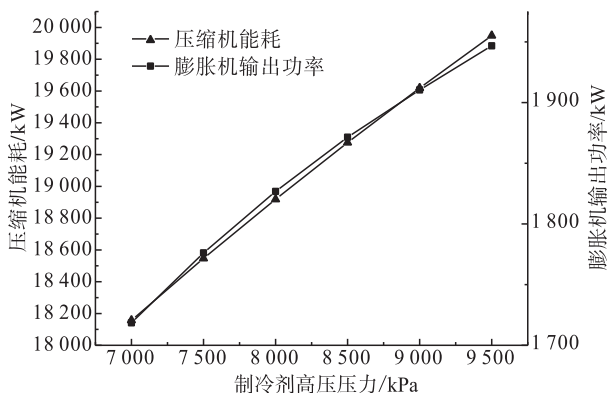


图3 制冷剂高压压力对能耗的影响

3.3 制冷剂低压压力对能耗的影响

制冷剂低压压力对能耗的影响见图4。图4分析了制冷剂低压压力(膨胀机K-101出口压力)对压缩机能耗及膨胀机输出功率的影响。由图4可知,随着制冷剂低压压力增加,压缩机能耗及膨胀机输出功率均呈降低趋势。制冷剂低压压力增加,即膨胀机K-101出口压力升高,膨胀比减小,压缩机K-102入口压力升高,压缩比减小,能耗减少。

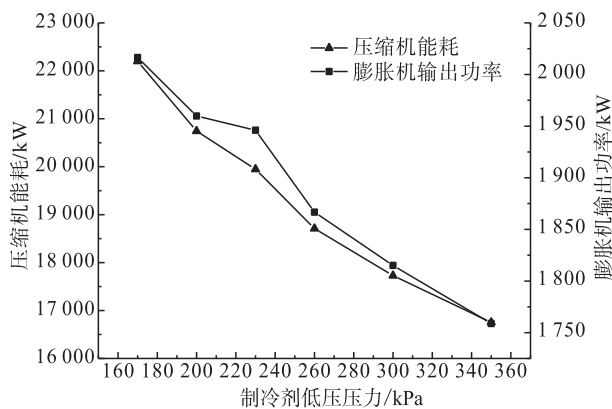


图4 制冷剂低压压力对能耗的影响

3.4 制冷剂流量对能耗的影响

制冷剂流量对能耗的影响见图5。图5分析了在其他条件不变的情况下,制冷剂流量对压缩机能耗及膨胀机输出功率的影响。由图5可知,随着制冷剂流量增加,压缩机能耗及膨胀机输出功率均呈上升趋势。

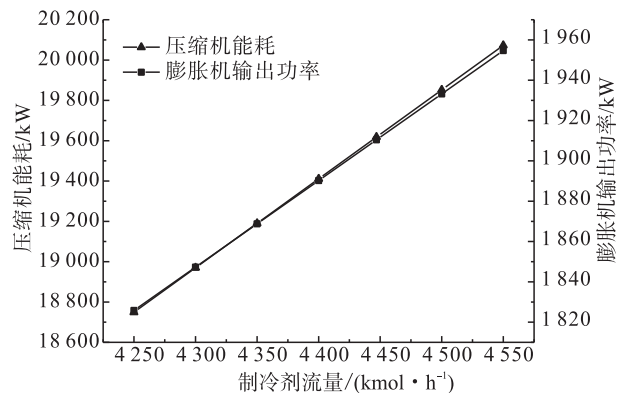


图5 制冷剂流量对能耗的影响

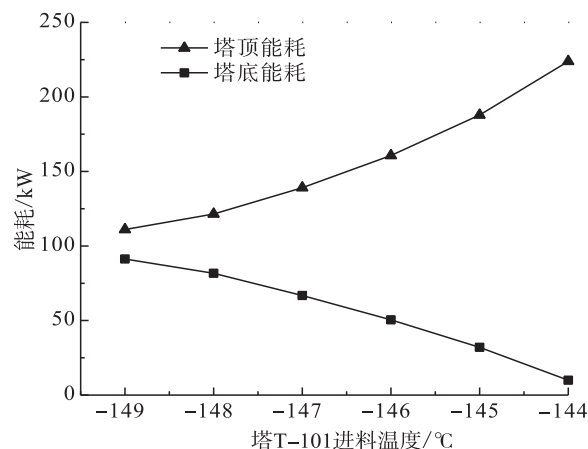


图6 脱氮塔进料温度对能耗的影响

3.6 二级提氦塔进料温度对能耗的影响

二级提氦塔进料温度对能耗的影响见图7。图7分析了二级提氦塔进料温度对该塔塔顶冷凝器及塔底再沸器能耗的影响。由图7可知,随着原料气入塔温度增加,塔顶能耗增加,相反塔底能耗降低。进料温度升高,冷凝器需更多的能量以保证二级提浓塔的分离效果。

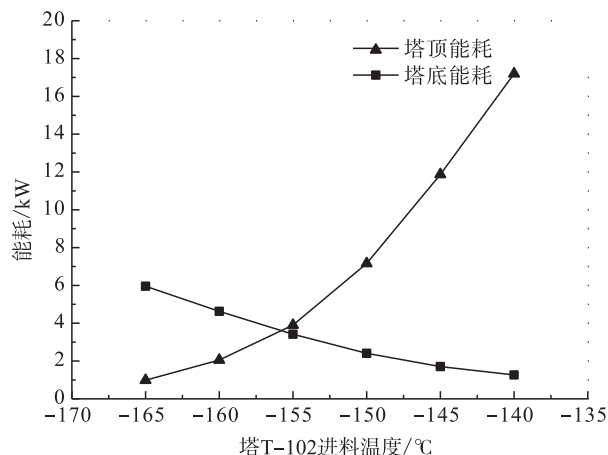


图7 二级提氦塔进料温度对能耗的影响

脱氮塔进料温度对能耗的影响见图6。由图6可知,随着原料气入脱氮塔的温度增加,塔顶能耗增加,相反塔底能耗降低。进料温度升高,冷凝器需更多的能量向系统提供冷量,使原料气中的甲烷冷凝从塔底出来。

4 结论

本文将天然气提氦与制LNG工艺联产,一方面可同时得到粗氦和LNG两种产品,提高能源利用率,降低

备投资及能耗;另一方面,该工艺采用氮气膨胀制冷,利用原料气中的氮气作为制冷剂,降低了制冷成本。同时,利用 HYSYS 对天然气提氦联产 LNG 工艺流程进行模拟,分析了关键参数对流程设备能耗的影响。

1) 该天然气提氦过程中联产 LNG 工艺同时得到粗氦和 LNG 两种产品,所得粗氦浓度为 65%, LNG 液化率为 89.76%。

2) 选择脱氮塔理论塔板数为 5 时最好。

3) 适当降低制冷剂高压压力、制冷剂流量、脱氮塔进料温度、二级提氦塔进料温度,有利于降低装置设备能耗。

4) 适当提高制冷剂低压压力,有利于降低装置设备能耗。

参考文献:

- [1] 唐文俊. 从世界氦形势看我国氦的未来[J]. 天然气工业, 1986, 6(4): 96-100.
Tang Wenjun. A View of the Future of China's Helium Industry Seeing from Its Worldwide Situation [J]. Natural Gas Industry, 1986, 6(4): 96-100.
- [2] Deakin L. The Coming Helium Shortage [J]. Chemical Innovation, 2001, 31(6): 43-44.
- [3] 张宁, 胡忠军, 李青, 等. 全球氦供求形势及其回收利用[J]. 低温与特气, 2010, 28(6): 1-6.
Zhang Ning, Hu Zhongjun, Li Qing, et al. Global Supply and Demand Situation and the Recovery of Helium [J]. Low Temperature and Specialty Gases, 2010, 28(6): 1-6.
- [4] 王熙庭, 任庆生. 氦资源、应用、市场和提取技术[J]. 天然气化工, 2012, 37(1): 73-78.
Wang Xiting, Ren Qingsheng. Resources, Application, Market and Extraction Technologies of Helium [J]. Natural Gas Chemical Industry, 2012, 37(1): 73-78.
- [5] 陆慕郭. 天然气提氦工业的发展[J]. 石油与天然气化工, 1989, 18(1): 41-43.
Lu Mugu. The Development of Helium Gas Lift Industry [J]. Chemical Engineering of Oil and Gas, 1989, 18(1): 41-43.
- [6] 钟志良, 何珺, 汪宏伟, 等. 某大型提氦装置工艺技术探讨[J]. 天然气与石油, 2011, 29(1): 25-27.
Zhong Zhiliang, He Jun, Wang Hongwei, et al. Discuss on Helium Extraction Technology in Certain Large Gas Treatment Unit [J]. Natural Gas and Oil, 2011, 29(1): 25-27.
- [7] 刑国海. 天然气提取氦气技术现状与发展[J]. 天然气工业, 2008, 28(8): 1-3.
Xing Guohai. Status Quo and Development of the Technology on Helium Gas Abstracted from Natural Gas [J]. Natural Gas Industry, 2008, 28(8): 1-3.
- [8] 封万芳. 威远天然气提氦的经济效益分析[J]. 天然气工业, 1989, 9(3): 69-71.
Feng Wanfang. Analysis of Economic Benefit of Extracting Helium from Weiyuan Natural Gas [J]. Natural Gas Industry, 1989, 9(3): 69-71.
- [9] 雷培德, 李端阳, 汪静, 等. 化工过程模拟技术及 HYSIM 模拟系统在化工生产中的应用[J]. 湖北化工, 2002, 19(6): 4-6.
Lei Peide, Li Duanyang, Wang Jing, et al. The Chemical Process Simulation Technology and HYSIM's Application in Chemical Industry [J]. Hubei Chemical Industry, 2002, 19(6): 4-6.
- [10] 唐迎春, 陈保东, 王凯, 等. P-R 方程在天然气热物性计算中的应用[J]. 石油化工高等学校学报, 2005, 18(2): 47-49.
Tang Yingchun, Chen Baodong, Wang Kai, et al. Application of P-R Equation in Calculating Thermal Physical Property of Natural Gas [J]. Journal of Petrochemical Universities, 2005, 18(2): 47-49.
- [11] 宋磊. 影响天然气液化的工艺参数分析[J]. 甘肃科技, 2004, 20(12): 111-112.
Song Lei. Analysis of the Process Parameters Affecting Natural Gas Liquefaction [J]. Gansu Science and Technology, 2004, 20(12): 111-112.