

利用管网压力能制取液化甲烷气 工艺流程模拟

薛君昭^{1*}, 邓道明¹, 刘佳¹, 刘人伟²

(1. 中国石油大学(北京)机械与储运工程学院, 北京 102249; 2. 中海油研究总院, 北京 100102)

摘要:结合以前的利用管网压力能制取 LNG 的流程,设计利用管网压力能制取液化甲烷气工艺流程。将液化率和重沸器的热负荷作为目标函数,并从气质条件、预处理气进料压力、LMG 的存储压力、分流器的分流比、脱甲烷塔的操作压力 5 个方面来分析对目标函数的影响,最后得到相关结论。

关键词:压力能;液化甲烷气;燃料;流程模拟

中图分类号:TE832

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2015)07-0143-03

Simulation of liquefied methane gas process by using pipeline's pressure

XUE Jun-zhao^{1*}, DENG Dao-ming¹, LIU Jia¹, LIU Ren-wei²

(1. College of Mechanical and Transportation, China University of Petroleum (Beijing), Beijing 102249, China;

2. Research Institute, China National Offshore Oil Co., Beijing 100102, China)

Abstract: Based on previous use of pipeline pressure to produce LNG process, a process of producing LMG by using pipeline pressure is designed in this study. With liquid ratio and reboiler duty as target function, the effects of pipeline gas quality, pressure of pretreatment gas, LMG storage pressure, split ratio of splitter and the operating pressure of demethanizer are analyzed.

Key words: pressure energy; LMG; fuel; process simulation

随着我国天然气用户需求的不断增长,我国的天然气管道建设发展迅猛。天然气长输管线一般采用高压输送,我国的西气东输、陕京线、冀宁联络线等主干全国性的输气管线的压力都达到了 10 MPa^[1],西气东输二线的设计压力更是达到了 12 MPa^[2],国外长输管线设计压力一般在 10 MPa 以上^[3-5]。

高压输气管网蕴藏着巨大的压力能,但下游的终端用户用气压力低,各城市的接收站以及调压站要根据下游用户的压力需求进行调压,保证其正常使用^[6]。高压天然气在调压过程中释放巨大能量^[7],目前常用的管网压力能利用方式主要包括制冷和发电^[8]。利用管网压力能液化 LNG 是其重要组成部分,熊永强等^[9]、万宇飞等^[10]均提出相关工艺流程。

管网压力能同样能用于生产液化甲烷气(LMG),其副产品主要是液态轻烃和 LPG。目前 LMG 尚无严格的产品标准,根据目前国内某知名能源科技公司所定义的 LMG 产品摩尔分数标准:甲烷 $\geq 98\%$,乙烷 $< 0.1\%$, C_3+ $< 0.02\%$ 。LMG 作为汽车燃料与 LNG 相比,具有以下优点:①安全性更好,

甲烷的燃点为 680℃,比 LNG 的燃点高,爆炸极限为 5%~15%。而 LNG 由于含有重组分较多,爆炸极限范围也较宽。② LMG 的组分更纯,排放清洁环保,LMG 比 LNG 更加清洁环保。③经济效益好,根据国内某能源科技公司数据,LMG 作为汽车燃料比 LNG 可提高效率 5%~10%,动力性能提升 20%。④具有辛烷值高,抗爆性能好,品质稳定,排气污染少,发动机寿命长等优点。

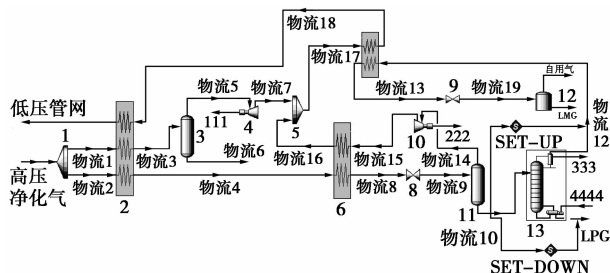
运用管网压力能制取 LMG 的流程建立在制取 LNG 的基础之上,并增加一个分馏和一个再冷却环节,结合文献^[9-10]的方案,本文中提出以下流程方案来利用管网压力能来制取 LMG。

1 流程简述和模拟条件

1.1 流程简述

利用管网压力能制取 LMG 工艺流程如图 1 所示。经过预处理,高压管输气首先经过分流器进行分流,一股作为冷源(物流 1),另一股(物流 2)作为原料气。原料气依次通过换热器 1 和换热器 2,之后通过节流阀 1 进行节流降温,进入分离器 2 进行气液分离,气相部分(物流 14)通过膨胀机 2 膨胀降

压后为换热器 2 提供冷量。液相部分(物流 10)进入脱甲烷塔, LPG 从塔底流出, 高纯度甲烷气(物流 12)从脱甲烷塔的塔顶流出, 通过换热器 3 进行深度冷却, 之后通过节流阀 2 节流降温到存储压力进入 LMG 储罐。物流 1 进入换热器 1 进行预冷, 之后进入分离器 1 进行气液分离, 气相从分离器 1 的塔顶流出进入膨胀机 1 进行膨胀降温, 之后与物流 16 进入混合器混合以后, 分别通过换热器 3 和换热器 1 为其提供冷量, 之后进入低压管网。



1—分离器; 2—换热器 1; 3—分离器 1; 4—膨胀机 1; 5—混合器; 6—换热器 2; 7—换热器 3; 8—节流阀 1; 9—节流阀 2; 10—膨胀机 2; 11—分离器 2; 12—LMG 储罐; 13—脱甲烷塔

图 1 利用管网压力能制取 LMG 工艺流程图

1.2 初始条件

本流程采用 ASPEN HYSYS 软件模拟, 选用 SRK 状态方程。模拟所用的预处理管输天然气的气质组成如表 1 所示。

表 1 预处理管输气组成 %

成分	C ₁	C ₂	C ₃	i-C ₄	n-C ₄	C ₅	N ₂
摩尔分数	95.93	1.98	0.51	0.17	0.08	0.05	1.28

2 模拟分析

将液化甲烷气(LMG)的液化率和重沸器热负荷作为判别工艺优劣的主要指标。利用管网压力能制取 LMG 与传统的液化流程相比, 不需要压缩机, 节省能量, 充分利用管网的压力能。在本次模拟中对流程的各个相关参数做敏感性分析, 在保障本流程收敛的情况下, 分析相关参数对目标函数的影响。

2.1 气质条件

本组模拟条件: 进料温度 20℃, 预处理气进料压力为 10 MPa, LMG 存储压力 101.325 kPa, 脱甲烷塔的压力为 2 000 kPa, 分流比 0.5:0.5。通过设置 4 种原组成近似管道气的预处理高压气, 观察气质条件变化对脱甲烷塔重沸器热负荷以及 LMG 液化率的影响。

如表 2 所示, 随着模拟气中甲烷含量的减小, LMG 液化率以及重沸器的热负荷都呈增大的趋势, 尤其是重沸器热负荷, 甲烷摩尔分数增加 3.7%, 重沸器的热负荷增大约 40%。其原因是随着进料的预处理气甲烷摩尔分数降低, 导致从分离器塔顶出来的物流 14 的流量减小, 进脱甲烷塔的物流 10 流量有所增大, 最终导致 LMG 液化率和重沸器热负荷上升。

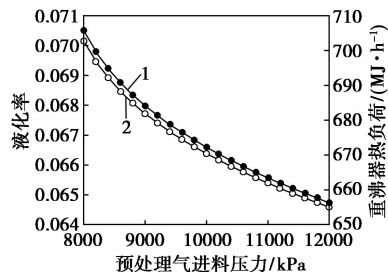
表 2 不同的模拟气组成

气质	C ₁	C ₂	C ₃	i-C ₄	n-C ₄	C ₅	N ₂	液化率/%	热负荷/(MJ·h ⁻¹)
1	94.93	2.78	0.71	0.17	0.08	0.05	1.28	6.241	626
2	93.93	3.28	1.01	0.37	0.08	0.05	1.28	6.299	675
3	92.43	3.78	1.51	0.57	0.38	0.35	1.48	6.662	805
4	91.23	4.38	1.81	0.67	0.48	0.45	1.48	6.797	872

2.2 进料压力

本组模拟条件: 进料温度 20℃, LMG 存储压力 101.325 kPa, 脱甲烷塔操作压力 2 000 kPa, 分流比 0.5:0.5。改变预处理气进料压力, 分析进料压力对 LMG 液化率和重沸器热负荷的影响。

如图 2 所示, 随着预处理气进料压力的增大, LMG 液化率和重沸器热负荷都呈下降趋势。其原因是随着进料压力的增大, 物流 8 通过节流阀 1 后的温度会略微有所上升, 从而导致从分离器 2 塔底出来的 LNG 流量有所降低。故 LMG 液化率下降, 重沸器的热负荷同样有所下降。



1—液化率; 2—重沸器热负荷

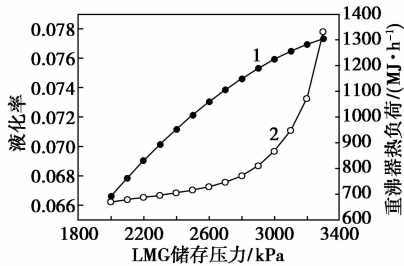
图 2 预处理气进料压力的影响

2.3 LMG 储存压力

本组模拟条件: 进料温度 20℃, 预处理气进料压力 10 MPa, 脱甲烷塔的操作 2 000 kPa, 分流比 0.5:0.5。改变 LMG 的存储压力, 分析 LMG 存储压力对 LMG 液化率和重沸器热负荷的影响。

如图 3 所示, 随着 LMG 储存压力的升高, 重沸器的热负荷保持不变, LMG 的液化率随之增大。原

因是 LMG 的存储压力不影响脱甲烷塔的操作,而随着存储压力的升高,甲烷气所对应的露点温度也有所上升,从而导致 LMG 液化率上升。



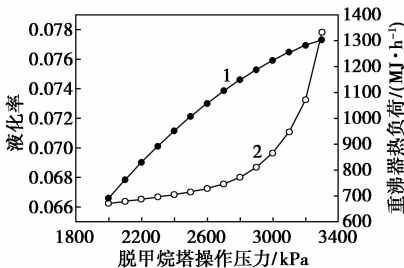
1—液化率;2—重沸器热负荷

图3 LMG 储存压力的影响

2.4 脱甲烷塔操作压力

本组模拟条件:进料温度 20℃,预处理气进料压力 10 MPa,存储压力 101.325 kPa,分流比 0.5:0.5。通过改变脱甲烷塔的压力来分析其对 LMG 液化率和重沸器热负荷的影响。

如图 4 所示,随着脱甲烷塔压力的升高,重沸器的热负荷先平稳上升,之后上升迅速。LMG 的液化率随之上升。其原因是随着脱甲烷塔操作压力的上升,高纯度的甲烷气体从 LNG 中的分离效果更好,最终使得 LMG 液化率增大。



1—液化率;2—重沸器热负荷

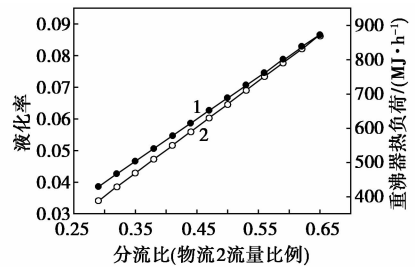
图4 脱甲烷塔操作压力的影响

2.5 分流器分流比

本组模拟条件:进料温度 20℃,预处理气进料压力 10 MPa,存储压力 101.325 kPa,脱甲烷塔的操作压力为 2 000 kPa。通过改变通过分流器后物流 2 的流量比例分析分流比对 LMG 液化率和重沸器热负荷的影响。

如图 5 所示,随着分流比的增大,重沸器的热负荷和液化率都随其增大,呈现上升的趋势。其原因是随着分流比的增大,用于生产 LMG 的原料气(物流)的流量上升,脱甲烷塔的处理量上升,导致重沸器的热负荷增大,同时从脱甲烷塔塔顶出来的甲烷气体流量增大,最终导致 LMG 的液化率上升。但分

流不能过大,当分流比超过某一值后,将不能提供液化所需的冷量,流程出现不收敛。



1—液化率;2—重沸器热负荷

图5 分流器分流比的影响

3 结论和建议

通过对利用管网压力能制取 LMG 工艺流程模拟和分析得到以下结论。

(1) 气质条件影响最终的液化率和重沸器热负荷,气质的甲烷摩尔分数降低,导致 LMG 液化率和重沸器热负荷都增大。

(2) 在此流程中随着进料压力的升高,LMG 的液化率和重沸器的热负荷都呈现下降趋势,但进料压力过低,就不能够将足够的压力能转化为冷能,进而将不能得到 LMG。

(3) LMG 储存压力的变化对重沸器的热负荷是没有影响的,但 LMG 的液化率随储存压力的增大而增大,储罐的压力上升必然导致壁厚增大,进而导致成本上升,在实际的生产过程需掌握成本与产量的平衡。

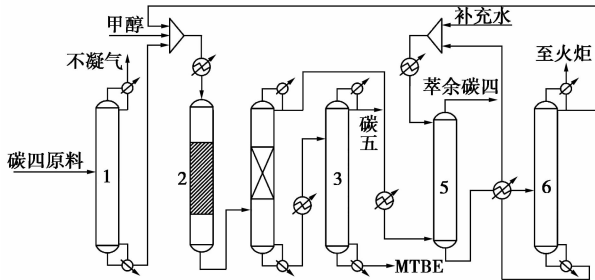
(4) 脱甲烷压力上升会使分离效果更好,但同时也会大大增加重沸器的热负荷,进而影响成本。

(5) 分流比是改善 LMG 液化率的有效方式,重沸器热负荷和液化率在一定的范围内随着分流比的增大而增大,但分流比过大流程不能收敛,所以在可行的范围内为提高 LMG 的产量应尽可能增大分流比。

参考文献

- [1] 陈佳佳,王树立.输气管道的节能技术[J].山西能源与节能,2007,(4):14-16.
- [2] 吴宏.西气东输管道工程介绍(上)[J].天然气工业,2003,23(6):117-122.
- [3] Thomas S,Dawe R A. Review of ways to transport natural gas energy from countries which do not need the gas for domestic use[J]. Energy,2003,28(14):1461-1477.

从催化精馏塔塔顶馏出的混合物料经换热后进入萃取塔,与水逆流接触萃取甲醇,塔顶萃余碳四可送入丁烯-1 工段,富含水和甲醇的萃取液进入甲醇回收塔完成水和甲醇的回收。甲醇回收塔回收的甲醇送入甲醇原料罐循环使用,尾气送至火炬系统,塔底物料作为萃取剂返回萃取塔。工艺流程如图 1 所示。

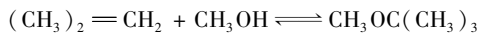


1—脱轻塔;2—醚化反应器;3—催化精馏塔;
4—脱碳五塔;5—萃取塔;6—甲醇回收塔

图 1 MTBE 装置的工艺流程图

1.2 反应动力学模型

异丁烯与甲醇在催化剂作用下合成 MTBE,主反应化学方程式如下:



在进行醚化反应时,同时发生副反应生成多种副产物如二异丁烯(DIB)、叔丁醇(TBA)、二甲醚(DME)、甲基仲丁基醚(MSBE)。主副反应均为放热反应,降低反应温度有利于异丁烯转化但反应速率低,升高温度可加快反应速率,但主反应平衡转化率降低,副产物增加,所以反应温度控制在 40 ~ 80℃ 为宜。为使反应在液相下进行,反应压力控制在 0.75 MPa 左右。模拟计算时,主副反应均采用幂指数型动力学方程^[9,11]。

1.3 热力学模型及模块选择

MTBE 装置处理的碳四原料为烃类,极性较小,可视为非极性物系,故脱轻塔选择适用于烃类系统的 SRK 状态方程进行相平衡计算;脱轻塔之外的单元设备处理的物系除了烃类,还有水、甲醇、MTBE

和其他极性物质存在,物系的非理想性增加,同时萃取塔还存在液-液平衡,所以应选择液相活度系数模型。其中,UNIFAC 和 NRTL 液相活度系数模型对 MTBE 体系的相平衡计算比较适用^[11],特别地,萃取塔采用适用于液-液系统的 UNIF-LL 模型,甲醇回收塔采用 NRTL 模型,其他单元设备均采用 UNIFAC 模型。

MTBE 装置主要单元设备均采用 Aspen Plus 内置模块^[12]来进行模拟计算。反应器采用 RStoic 模块,精馏塔采用 RadFrac 模块,萃取塔采用 Extract 模块。

2 模拟结果

某厂 MTBE 装置碳四原料流量 13 021 kg/h,温度 77.5℃,压力 1.3 MPa,组成如表 1 所示。催化精馏塔、萃取塔、甲醇回收塔模拟条件如表 2 所示。

表 1 碳四原料组成

组分	氢气	乙烯	C ₃	异丁烷	异丁烯	正丁烯
质量分数	0.048	0.022	0.22	0.20	7.10	22.57
组分	丁二烯	正丁烷	反丁烯	顺丁烯	异戊烷	
质量分数	0.003	5.84	34.88	27.03	2.10	

表 2 催化精馏塔、萃取塔、甲醇回收塔模拟条件

	催化精馏塔	萃取塔	甲醇回收塔
理论板数	39	10	49
进料位置	23	1/10	22
塔顶温度/℃	66	40	95
塔底温度/℃	125	40	139
塔顶压力/MPa	0.75	0.60	0.30
塔底压力/MPa	0.80	0.85	0.35

按以上方法建立的模拟流程对该厂 MTBE 装置进行了全流程模拟计算,主要物流模拟结果和工厂实际值对比如表 3 所示。由表 3 可知,模拟结果与实际值吻合良好,符合实际生产工况,可利用上述模型对 MTBE 装置进行流程模拟与参数优化。

(上接第 145 页)

- [4] Latchem R R. Method for handling liquified natural gas (LNG): US,6517286[P]. 2003-02-11.
- [5] Farzaneh-Gord M, Deymi-Dashtebayaz M. Recoverable energy in natural gas pressure drop stations: A case study of the khangiran gas refinery[J]. Energy, Exploration & Exploitation, 2008, 26(2): 71-82.
- [6] 熊永强, 华贵, 罗东晓. 用于燃气调峰和轻烃回收的管道天然气液化流程[J]. 天然气工业, 2006, 26(5): 130-132.

- [7] 邵华. 燃气调压站的安全装置及其安全性分析[J]. 煤气与热力, 2009, 29(6): B01-B04.
- [8] 徐文东, 郑惠平, 郎雪梅, 等. 高压管网天然气压力能回收利用技术[J]. 化工进展, 2010, (12): 2385-2389.
- [9] 熊永强, 华贵, 罗东晓. 用于燃气调峰和轻烃回收的管道天然气液化流程[J]. 天然气工业, 2006, 26(5): 130-132.
- [10] 万宇飞, 邓道明, 刘人玮, 等. 利用系统压差膨胀液化天然气流程模拟[J]. 天然气与石油, 2013, 31(4): 33-36. ■