

LNG 冷能用于 MTO 装置烯烃分离的研究

刘占卫

(惠生工程(中国)有限公司北京分公司,北京 100102)

摘要:通过分析现有的 MTO 装置烯烃分离流程,给出了基于 LNG 冷能利用的 MTO 装置烯烃分离流程,并进行了模拟计算和换热网络分析。结果表明,利用 69.95 t/h 的 LNG 可替代原工艺约 12 703.3 kW 的冷量负荷,节省约 5 950 kW 的制冷剂压缩制冷系统功耗,大幅度降低 MTO 装置烯烃分离装置的能耗成本。

关键词:液化天然气;冷能利用;烯烃分离

中图分类号:TQ221.2

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2018)04-0189-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2018.04.044

Study on utilization of LNG cold energy for olefins separation unit in MTO plant

LIU Zhan-wei

(Beijing Branch, Wison Engineering (China) Ltd., Beijing 100102, China)

Abstract: Based on the analysis of olefins separation process in existing MTO facility, a new olefins separation process is presented by means of utilizing the cold energy of liquefied natural gas (LNG), and the simulation calculation and the analysis of heat exchanger network are performed. The results show that 69.95 t/h of LNG can provide 12,703.3 kW of cold energy for the olefins separation process, saving 5,950 kW of power consumption in compression refrigeration system, which can greatly cut the cost of olefins separation process in MTO plant.

Key words: liquefied natural gas; utilization of cold energy; olefins separation

LNG 气化时放出大量的冷量,其值为 830 ~ 860 kJ/kg, LNG 气化过程伴随大量可用冷能的释放,每吨 LNG 在 0.1 MPa 下由 -110℃ 升温到 5℃ 后,释放约 200 kWh 的冷能^[1-2]。通常这些冷能在气化器中随海水或空气被舍弃,造成能源浪费和环境冷污染^[3-4]。因此,充分回收利用这部分能量,可以达到节约能源、提高经济效益和环境效益的目的。国内外专家学者提出了很多回收利用 LNG 冷能的方案,主要为利用 LNG 冷能发电、空气分离、制取液态 CO₂ 和干冰、低温破碎、轻烃回收、海水淡化、冷库等^[5]。

MTO 装置主要由反应单元、裂解单元(OCP)/歧化单元(OCT)、烯烃分离单元等部分组成^[6]。MTO 装置的油吸收脱甲烷技术不同于烃类蒸汽裂解制烯烃装置广泛采用的深冷甲烷分离技术,油吸收技术采用中低温操作,需要的设备投资和生产成本相对较低^[7-9],典型的 MTO 烯烃分离技术提供商有 CBI Lummus 公司、Wison 公司和中国石化洛阳工程公司(LPEC)等^[10],这些技术都是基于前脱丙烷或前脱乙烷+中冷油吸收脱甲烷的技术路线^[11],其中,Wison 公司的“预切割+油吸收”烯烃分离技术在国内的 8 个 MTO 项目上已得到应用^[12]。

本文中通过分析现有 Wison 公司的 MTO 装置烯烃分离工艺,对 LNG 冷能用于 MTO 装置烯烃分

离进行了研究和模拟计算。同时,根据计算得到的冷量,结合实际情况研究采用 LNG 提供的冷量全部替代现有压缩制冷系统提供的冷量。

1 烯烃分离流程模拟研究

1.1 现有 MTO 装置烯烃分离流程

如图 1 所示,反应混合气进入高压脱丙烷塔,塔顶分离出的 C₂ 及更轻组分送到反应混合气压缩机四段压缩至 3.2 MPa,经逐级冷却后送到预切割塔。高压脱丙烷塔釜液送至低压脱丙烷塔。低压脱丙烷塔塔顶分离出 C₃ 送往丙烯精馏塔。低压脱丙烷塔釜液分离出 C₄ 及更重组分经泵送出界区。

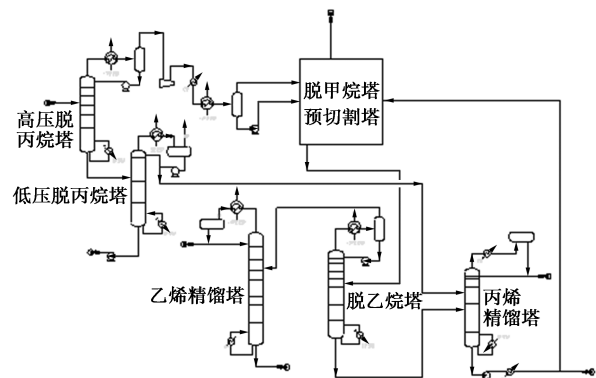


图 1 现有 MTO 装置烯烃分离流程

自反应混合气压缩机四段来的气相,逐级降温

收稿日期:2017-10-25

作者简介:刘占卫(1981-),男,硕士,工程师,从事化工设计工作,010-64784788,liuzhanwei@wison.com。

至 -37°C 后进入预切割塔进料罐,罐顶气相和罐底液相分别进入预切割塔。预切割塔塔顶的气相部分冷凝后进入油吸收塔。预切割塔塔釜物料送至脱乙烷塔。

用从丙烯精馏塔塔釜来的丙烷作油吸收塔吸收剂吸收气相中的乙烯、乙烷。油吸收塔底液相返回预切割塔塔顶,油吸收塔塔顶气相部分冷凝后凝液自流回油吸收塔,气相回收冷量后送出界区。

在脱乙烷塔中, C_2 和 C_3 被分开,塔顶气相 C_2 去乙烯精馏塔,塔釜 C_3 物料被送入丙烯精馏塔。

在乙烯精馏塔中,乙烯和乙烷被分开。塔顶气相冷凝后,部分液相作为乙烯精馏塔的回流返回塔顶,另一部分作为乙烯产品送出界区。塔釜的乙烷回收冷量后作为燃料气送出界区。

在丙烯精馏塔中丙烯和丙烷被分开,塔顶气相冷凝后,部分液相作为丙烯精馏塔的回流返回塔顶,另一部分作为丙烯产品送出界区。塔釜的丙烷回收冷量后作为燃料气送出界区。

1.2 利用 LNG 冷能的 MTO 装置烯烃分离流程

与现有 MTO 装置烯烃分离流程不同,基于 LNG 冷能利用的烯烃分离流程用一个脱甲烷塔替代了预

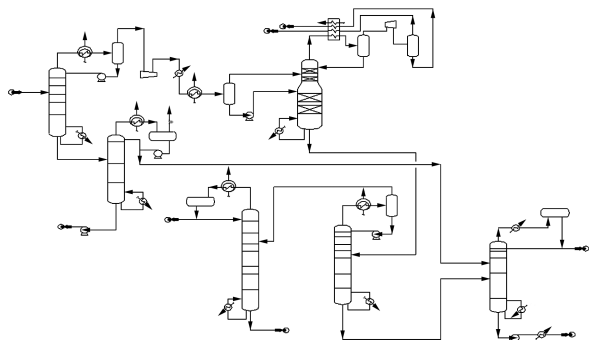


图 2 基于 LNG 冷能利用的 MTO 装置烯烃分离流程

(上接第 188 页)

氢油体积比为 250~300。

(2) 根据一段、二段加氢反应的特点及最佳工艺条件将抽余油两段加氢工艺进行改造,改造后利用冷氢将一段反应温度降低到适合进二段反应器,不仅减小了换热面积,系统综合能耗大大降低,为企业节约了运行成本,模拟结果表明系统能耗降低 11.6%~29.8%。

参考文献

[1] 陈国强,产圣.加氢脱芳精制溶剂油的研究[J].石油化工技术与

切割塔和油吸收塔,脱甲烷塔顶冷凝器用膨胀降温后的塔顶尾气和 LNG 作冷剂,同时省去了循环丙烷。如图 2 所示,反应混合气进入高压脱丙烷塔,塔顶分离出的 C_2 及更轻组分送到反应混合气压缩机四段压缩至 3.2 MPa,经逐级冷却后送到预切割塔。高压脱丙烷塔釜液送至低压脱丙烷塔。低压脱丙烷塔塔顶分离出 C_3 送往丙烯精馏塔。低压脱丙烷塔釜分离出 C_4 及更重组分经泵送出界区。

自反应混合气压缩机四段来的气相,逐级降温至 -37°C 后进入脱甲烷塔进料罐,罐顶气相和罐底液相分别进入脱甲烷塔。脱甲烷塔塔顶的气相经 LNG 冷剂部分冷凝后进入脱甲烷塔顶分液罐,分液罐顶气相又经膨胀降温后返回冷箱提供冷量,分液罐底液相作为回流返回到脱甲烷塔。脱甲烷塔底分离出 C_2 送至脱乙烷塔。脱乙烷塔及其下游的装置流程与现有流程相同,在此不再重复叙述。

2 模拟计算

以某 30 万 t/a MTO 装置为例,反应混合气组成如表 1 所示。规定各个精馏塔的操作压力、理论板数、进料位置、塔顶及塔底关键组分的浓度等均相同,分别对 2 种流程进行模拟计算。

表 1 MTO 装置反应混合气组分 %

组分	摩尔分数	组分	摩尔分数
H_2	4.338	1BUTENE	1.260
N_2	0.652	C2BUTENE	1.296
CO	0.126	T2BUTENE	1.852
METHANE	4.440	IBUTENE	0.289
ETHYLENE	40.729	13BD	0.072
ETHANE	1.087	BUTANE	0.218
PROPENE	40.884	IBUTANE	0.099
PROPANE	1.561	1PENTENE	0.886

经济,2009,25(6):44-47.

- [2] 全辉,姚春雷,刘平.加氢生产低芳溶剂油技术[J].当代石油石化,2007,15(12):38-45.
- [3] 葛世培,康秉鑫,李学宽.MH-705 抽余油加氢技术的工业应用及推广[J].中国科学院院刊,1999,(4):281-283.
- [4] Tang Mingxing, Zhou Ligong, Du Mingxian. A novel reactive adsorption desulfurization Ni/MnO adsorbent and its hydrodesulfurization ability compared with Ni/ZnO[J]. Catalysis Communications, 2015, 61:37-40.
- [5] Tawara K, Nishimura T, Iwanami I. Ultra-deep hydrodesulfurization of kerosene for fuel cell system (part 2) regeneration of sulfur-poisoned nickel catalyst in hydrogen and finding of auto-regenerative nickel catalyst[J]. Sekiyu Gakkaishi, 2000, 43(2):114-120. ■

应用 PRO II 9.0 模拟软件,各物流的热力学性质选用 Peng-Robinson (P-R) 方程计算。分别对 2 种流程进行模拟计算,得到主要设备的操作条件如表 2 和表 3。

表 2 现有 MTO 装置烯烃分离流程主要设备操作条件

	脱乙烷塔	乙烯精馏塔	丙烯精馏塔
塔顶压力/MPa	2.4	1.64	1.77
塔顶温度/℃	-20	-35	44
塔底温度/℃	64	-9.5	58
冷凝器负荷/MW	1.34	5.17	28.51
再沸器负荷/MW	3.02	3.55	28.49

表 3 基于 LNG 冷能利用的烯烃分离流程主要设备操作条件

	脱乙烷塔	乙烯精馏塔	丙烯精馏塔
塔顶压力/MPa	2.4	1.64	1.77
塔顶温度/℃	-18	-33	45
塔底温度/℃	62	-7.5	60
冷凝器负荷/MW	1.09	5.09	23.9
再沸器负荷/MW	2.44	3.22	23.5

根据上述模拟结果,通过分析比较可见,基于 LNG 冷能利用的烯烃分离流程不仅流程简化、设备数量减少,而且主要精馏塔的冷凝器和再沸器负荷都有所降低。其中,脱乙烷塔顶冷凝器负荷由 1.34 MW 降低到 1.09 MW,热负荷减少了 18.7%;脱乙烷塔底再沸器负荷由 3.02 MW 降低到 2.44 MW,热负荷减少了 19.2%;乙烯精馏塔顶冷凝器负荷由 5.17 MW 降低到 5.09 MW,热负荷减少了 1.5%;乙烯精馏塔塔底再沸器负荷由 3.55 MW 降低到 3.22 MW,热负荷减少了 9.3%;丙烯精馏塔顶冷凝器负荷由 28.51 MW 降低到 23.9 MW,热负荷减少了 16.2%;丙烯精馏塔底再沸器负荷由 28.49 MW 降低到 23.50 MW,热负荷减少了 17.5%。

脱乙烷塔和丙烯精馏塔的冷凝器和再沸器的负荷之所以降低 18% 左右,原因在于省去了循环丙烷。没有了循环丙烷,脱乙烷塔和丙烯精馏塔的进料量比原流程减少不少,因此节约了能耗。

基于 LNG 冷能利用的烯烃分离流程模拟见图 3。

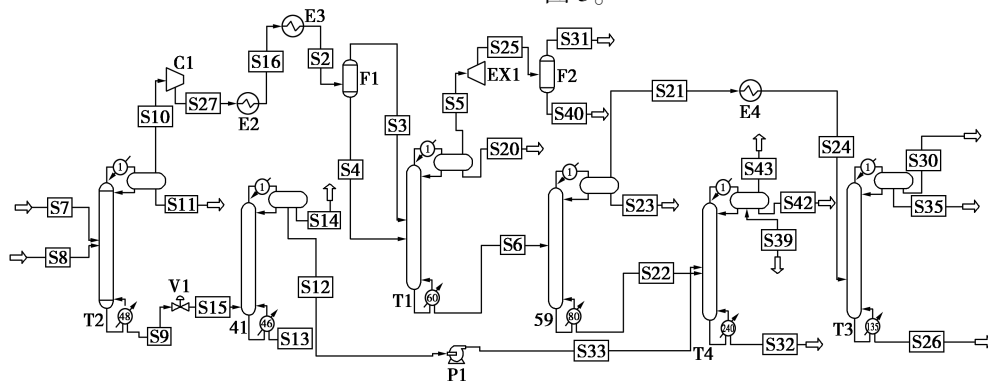


图 3 基于 LNG 冷能利用的烯烃分离流程模拟

3 LNG 冷能用于 MTO 装置烯烃分离的分析

3.1 能耗分析

LNG 在送入输气管网之前需加压至 7~8 MPa,温度在 -145~-150℃,LNG 气化时需将其加热至 0℃ 左右,故有大量冷量释放,约 180 kWh/t。根据上述基于 LNG 冷能利用的烯烃分离流程所需冷量的分析结果,以 LNG 为冷源,烯烃分离的各工艺物流为冷阱,以 LNG 冷量替代压缩制冷系统,提供烯烃分离工艺所需冷负荷,以降低 LNG 气化成本和烯烃分离的能耗。

在本研究中,用脱甲烷塔替代预切割塔和油吸收塔。脱甲烷塔的塔顶压力为 3.0 MPa,温度为 -121℃。其温度高于 LNG 的温度,因此可以用 LNG 为其提供冷量。LNG 的组成见表 4。其他主要设备

需要的制冷剂温度由低到高分别为乙烯产品冷却器、脱甲烷塔进料冷却器、乙烯精馏塔顶冷凝器、脱乙烷塔顶冷凝器、高压脱丙烷塔顶冷凝器、低压脱丙烷塔顶冷凝器,各换热设备的运行条件见表 5。该网络中各工艺热物流所需的冷量负荷总计为 12 703.3 kW,为将上述热物流冷却至所需温度,需 69 950 kg/h,即 5.6×10^5 t/a 的 LNG 提供 12 703.3 kW 的冷量负荷。

表 4 LNG 组成 %

LNG 组成	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	N ₂
摩尔分数	86.7	8.99	3.01	0.87	0.23	0.2

以 5.6×10^5 t/a LNG 的冷量为冷源取代 3.0×10^5 t/a MTO 装置烯烃分离工艺中压缩制冷系统的负荷,整个 MTO 装置烯烃分离工艺可节约压缩制冷功耗约 4 000 kW,设压缩机的内效率为 98%,压缩

表 5 基于 LNG 冷能利用的 MTO 装置烯烃分离流程各换热设备的运行条件

操作参数	脱甲烷塔顶 冷凝器	乙烯产品 冷却器	脱甲烷塔进料 冷却器	乙烯精馏顶 冷凝器
进料温度/℃	-101.4	-32.7	9	-32.7
出料温度/℃	-121	-100	-37	-32.7
热负荷/MW	0.4994	0.7116	2.1859	5.09

操作参数	脱乙烷塔顶 冷凝器	高压脱丙烷塔 冷凝器	低压脱丙烷塔 冷凝器
进料温度/℃	-18.0	8.9	14.3
出料温度/℃	-18.3	0.7	14.1
热负荷/MW	1.09	1.26	1.8664

机与透平(或电机)之间的传递效率为 98%,压缩机的效率为 70%,则可节约电力消耗 5 950 kW。

3.2 换热网络分析

对于一个换热网络,只需要一种公用工程的问题称为阈值问题。炼油厂干气分离工艺需 0 ~ -120℃ 冷量,需大量压缩功耗。冷量温度越低,所需压缩功耗越大,所以对于深冷分离工艺,最好将换热网络的夹点问题变为阈值问题,从而取消冷公用工程。

通过对烯烃分离流程中各个冷用户的热负荷及需要的冷源温度进行分析,结合软件 PRO II 模拟结果,可得到如图 4 所示的换热网络。

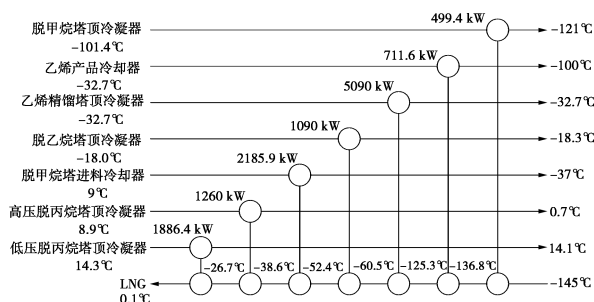


图 4 基于 LNG 冷能利用的 MTO 装置烯烃分离流程换热网络图

LNG 冷量将热物流从 14.3℃ 冷却至 -121℃,不需要冷公用工程,可节省冷负荷约 12 703.3 kW。同时 LNG 由 -145℃ 升温至 0℃,也不再需要额外的热量。但在其传热过程中仅有 499.4 kW 的工艺负荷需 -130℃ 左右的冷量与之匹配,而约占 40% 工艺负荷(5 090 kW)的乙烯精馏塔塔顶冷凝器中,用 -125℃ 的 LNG 与温度较高(-32.7℃)的热物流换热,LMTD(对数平均温差)高达 37.4℃,传热过

程的焓损也很高。因冷热物流的温度不对口,从而不能做到 LNG 冷量的梯级利用,导致整个工艺的利用效率低。目前现有 LNG 冷能利用工艺中,单一的工艺过程都无法高效地利用 LNG 的冷能^[13],应将现有的工业化装置对 LNG 冷量温度的不同需求,按照“温度对口、梯级利用”的原则,进行几种工艺过程的冷量集成利用,就可大幅提高 LNG 冷能的利用效率。

4 结论

LNG 蕴藏着大量的冷能,将 LNG 冷量用于烯烃分离工艺,可大大降低 LNG 气化时的能量消耗,降低下游用户的能源成本。

基于 LNG 冷能利用的烯烃分离流程不仅流程简化、设备数量减少,而且主要精馏塔的冷凝器和再沸器负荷都有所降低,可节约电力消耗约 5 950 kW。同时,也可以提高乙烯的收率。

LNG 在换热网络中的各个温位还都比较低,可进一步优化换热网络,按照梯级利用原则充分利用 LNG 的冷量,从而更大地减少装置的能耗,以获得更高的经济效益。

参考文献

- [1] 华贲.大型 LNG 接收站冷能的综合利用[J].天然气工业,2008,28(3):10-15.
- [2] Messineo A, Panno D. Potential applications using LNG cold energy in Sicily [J]. International Journal of Energy Research, 2008, 32(11):1058-1064.
- [3] Rosetta M J, Price B C, Himmelberger L. Optimize energy consumption for LNG vaporization [J]. Hydrocarbon Processing, 2006, 85(1):57-64.
- [4] Dharmadhikari S. Optimize LNG vaporizers [J]. Hydrocarbon Processing, 2004, 83(10):95-99.
- [5] 顾安忠.液化天然气技术手册[M].北京:机械工业出版社,2010.
- [6] 李立新,倪进芳,李延生.甲醇制烯烃分离技术进展及综述[J].化工进展,2008,27(9):1332-1335.
- [7] 吴秀章.煤制低碳烯烃工艺与工程[M].北京:化学工业出版社,2014:14-16.
- [8] 陈丽.我国 MTO/MTP 生产技术的进展[J].石油化工,2015,44(8):1024-1027.
- [9] 张少石,陈晓蓉,梅华,等.MTO 脱甲烷塔分离过程模拟及优化[J].化工进展,2014,33(5):1093-1100.
- [10] 祝佳.MTO 分离新工艺技术研究[J].广东化工,2011,223(38):222-225.
- [11] 项东,彭丽娟,杨思宇,等.石油与煤路线制烯烃过程技术评述[J].化工进展,2013,32(5):959-970.
- [12] 高重密,惠生 MTO 烯烃分离技术低耗高效[N].中国化工报,2015-06-26(6897).
- [13] 尤海英,马国光,黄孟,等.LNG 冷能梯级利用方案[J].天然气技术,2007,1(4):65-68. ■