

液化天然气工厂脱氮工艺分析

马国光¹, 谷英杰^{1*}, 尚 卯², 李晓婷¹, 周立国¹

(1. 西南石油大学石油与天然气工程学院, 四川 成都 610500;

2. 中海福建天然气有限责任公司, 福建 莆田 351100)

摘要:以氮摩尔分数小于1%为评价标准,采用阶式混合制冷剂制冷循环方式,搭建了节流闪蒸脱氮和汽提塔汽提脱氮2种工艺流程,用 Aspen Hysys V8.8 过程软件模拟2个流程,通过节点参数和关键参数的分析,得出汽提塔脱氮在能耗比、排出气氮摩尔分数、BOG 副产量等方面的优势。同时基于最小能耗,对应于分子筛再生压力,得出汽提塔汽提脱氮的经济氮含量。

关键词:节流闪蒸;汽提;LNG;能耗

中图分类号:TE6

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2016)11-0175-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2016.11.041

Denitrification process analysis of liquefied natural gas (LNG) plant

MA Guo-guang¹, GU Ying-jie^{1*}, SHANG Mao², LI Xiao-ting¹, ZHOU Li-guo¹

(1. Engineering Institute of Oil & Gas, Southwest Petroleum University, Chengdu 610500, China;

2. CNOOC Fujian Gas Co., Ltd., Putian 351100, China)

Abstract: With less than 1% of nitrogen content as evaluation criteria, two kinds of technological processes are set, namely, the throttle flash denitrification and stripping denitrification by stripping tower, and simulated by Aspen Hysys V8.8. The results show that the advantages of denitrification in stripping tower are presented in energy consumption ratio, mole fraction of exhausted nitrogen, BOG, and so on, through the analysis of nodal parameters and key parameters. At the same time, based on the minimum energy consumption, corresponding to the regeneration pressure of the molecular sieve, the nitrogen content of stripping denitrification is obtained.

Key words: throttle flash; stripping; LNG; energy consumption

液化天然气工厂原料气中氮气含量较高时,天然气不易液化且影响产品的热值。常压下,氮气和甲烷的液化温度分别为 -196 、 -162°C ,对于基本负荷型 LNG 工厂,BOG 一般进行再液化以回收其中的甲烷。BOG 从储罐中引出并经 BOG 压缩机压缩后,一部分用作分子筛的再生气,再生后的 BOG 经压缩再次进入脱水单元,另一部分 BOG 进入冷箱重新液化,因此,BOG 一直在工艺装置内循环。如果不脱除氮气,氮气则会在系统中积累,导致 BOG 量不断增加,天然气中氮含量越高,天然气液化越困难,液化过程的动力消耗越高。大大增加液化过程的动力消耗。所以,在液化前必须将原料气中氮气含量限制在允许的最大含量以下^[1]。

根据欧洲标准^[2],LNG 产品中的 N_2 摩尔分数应小于 5%,而经验表明,只要控制 LNG 中氮气摩尔分数小于 1%,并加强蒸发气的监测,就可以避免 LNG 储运过程中的翻滚现象^[3]。对于氮气,一般采用最终闪蒸的方法从液化天然气中选择性地脱除氮^[4]。

1 脱氮工艺流程

常用的天然气脱氮方式主要有分子筛吸附和深冷脱氮等方式。分子筛吸附放空气中会夹带大量的甲烷,经济上不合理^[5]。深冷脱氮工艺通常是具有有一定压力的天然气在有制冷剂提供冷量的条件下经过预冷、冷凝、脱氮、过冷,从而使天然气液化的过程^[5]。常用的制冷方法有氮气循环制冷、混合制冷剂制冷和 N_2 - CH_4 膨胀制冷。本文中选用阶式混合制冷剂制冷方式。

根据脱氮冷凝方式不同,液化天然气工厂中的天然气脱氮工艺分为节流闪蒸脱氮和汽提塔汽提脱氮 2 种工艺。分别建立以上 2 种脱氮工艺流程。

1.1 节流闪蒸脱氮

节流闪蒸脱氮是利用节流阀节流降温,实现氮气分离。图 1 为天然气节流闪蒸脱氮工艺。流程主要分天然气预处理、制冷循环、节流闪蒸 3 部分,上游来天然气经预处理单元脱除酸性气体和水分,然后依次流经预冷换热器、主换热器、

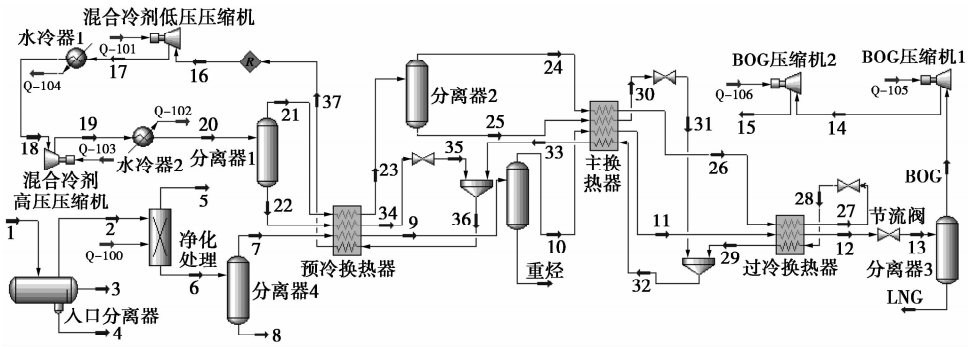


图 1 节流闪蒸脱氮气工艺

过冷换热器,温度降至 -130°C 后节流闪蒸,分离氮气,产品 LNG 中氮气摩尔分数小于 1%。制冷循环采用无预冷的混合制冷剂液化流程,制冷剂经两级压缩和冷却后流经气液分离器 1 分为 2 股。液态股经预冷换热器降温后节流,与主换热器返回的冷流股汇流后回预冷换热器提供冷量,后返回压缩机增压;气态股经预冷换热器降温后由气液分离器 2 分为 2 股,液态股经主换热器降温后节流,与过冷换热器返回的冷流股汇流后回主冷换热器提供冷量,气态股经主换热器、过冷换热器后节流降温,流经过冷换热器提供冷量后返回,完成循环。其中,闪蒸气(BOG)含有大量的 CH_4 ,回收闪蒸气去 BOG 压缩机增压至一定压力后去分子筛

再生单元。

1.2 汽提塔脱氮

汽提脱氮是利用汽提塔脱除氮气。图 2 为天然气汽提塔脱氮气工艺。流程与节流闪蒸法基本相同,不同之处主要在汽提部分。从主换热器来的天然气部分在过冷换热器中过冷后进入汽提塔,作为汽提塔上部冷却器的冷源,产生回流液^[6]。另一部分经节流阀降压降温,之后作为汽提塔塔底再沸器的热源进入汽提塔塔底换热,温度继续降低,从汽提塔再沸器出来后,进入过冷换热器换热,节流阀进一步降温至 -162°C ,脱氮后的 LNG 从分离器 3 底部流出进入储罐,生成的少量 BOG 作为燃料去其他单元。

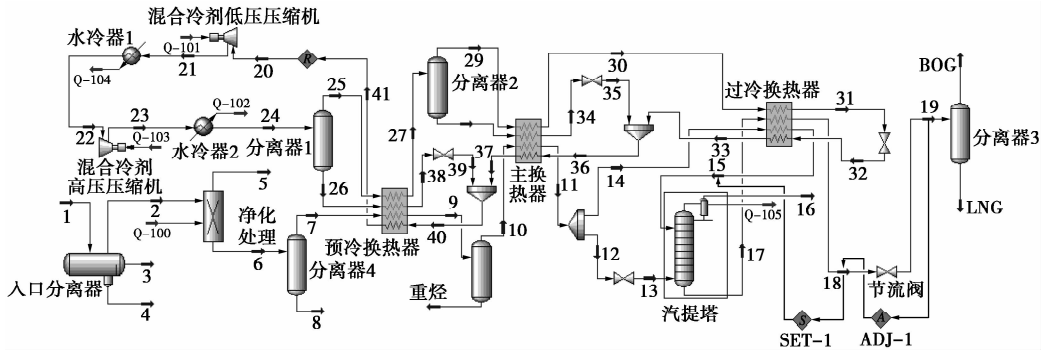


图 2 汽提塔脱氮气工艺

2 脱氮工艺模型参数

表 1 原料气组成

组分	摩尔分数/%	组分	摩尔分数/%
N_2	10.00	$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0.14
CO_2	1.42	$i\text{-C}_5\text{H}_{12}$	0.05
CH_4	82.74	$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	0.03
C_2H_6	4.02	$n\text{-C}_6\text{H}_{14}$	0.10
C_3H_8	0.73	H_2O	0.64
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0.13		

设原料气入口压力 6 MPa,温度 25°C ,处理量 $2\ 374\ \text{m}^3/\text{d}$;LNG 储存温度 -162°C ,压缩机等熵效率 0.80。原料气组成如表 1 所示。为方便对比分析,闪蒸脱氮和汽提塔脱氮工艺条件基本一致。

2.1 混合制冷剂配比和温度特性

混合制冷剂液化天然气流程因其低能耗的优点,已被广泛应用于大型 LNG 液化工厂^[7]。根据液化天然气工厂原料气组成及运行工况对混合制冷剂配比进行具体计算得出混合制冷剂配比,其组成及摩尔分数如表 2 所示。

表2 混合制冷剂组成和配比

组成	N ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	n-C ₄ H ₁₀	i-C ₅ H ₁₂
摩尔分数	0.03	0.26	0.28	0.28	0.12	0.03

阶式混合制冷循环过程中,混合制冷剂依次流经压缩机、水冷器、预冷换热器、主换热器、过冷换热器、节流阀,其温度变化区间为-168~15℃,压力区间为120~2 700 kPa,使用的混合制冷剂特性曲线如图3所示,能较好地满足制冷循环要求。

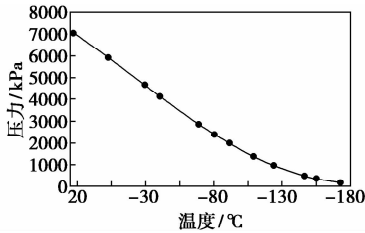


图3 混合制冷剂特性曲线

2.2 2种工艺下主要参数

利用过程模拟软件 Aspen Hysys V8.8 对液化天然气工厂脱氮工艺进行模拟,分别采用节流闪蒸和汽提塔脱氮2种工艺,以摩尔分数小于1%作为脱氮评价标准^[8],主要节点参数如表3、表4所示。

表3 节流闪蒸脱氮主要节点参数

节点	气相分数	温度/℃	压力/kPa	流量/(kg·h ⁻¹)	氮摩尔分数/%
1	0.9943	25	6000	34660	10.00
7	1.0000	25	6000	33130	10.22
11	0	-130	5980	33130	10.22
13	0.2816	-162	134.1	33130	10.22
16	1.0000	14.34	115.0	139300	—
28	0.0724	-167.6	240.0	13890	—
36	0.5758	-66.3	125.0	139300	—
BOG	1.0000	-162.0	134.1	10200	32.28
LNG	0	-162.0	134.1	22930	0.99

表4 汽提塔脱氮主要节点参数

节点	气相分数	温度/℃	压力/kPa	流量/(kg·h ⁻¹)	氮摩尔分数/%
1	0.9943	25	6000	34660	10.00
7	1.0000	25	6000	33130	10.22
13	0.1460	-143	600	29820	10.22
15	1.0000	-157.4	5970	3313	10.22
16	1.0000	-186.8	190	4251	98.07

17	0	-157.5	200	28880	2.15
19	0.0475	-162	121	28880	2.15
20	1.0000	14.85	115	139300	—
32	0.0756	-167.4	240	13890	—
40	0.5771	-66.17	125	139300	—
BOG	1.0000	-162	121	1495	24.93
LNG	0	-162	121	27380	0.97

2种脱氮工艺流程关键参数见表5,列出流程总功耗,计算式参见式(1);生产单位质量符合氮摩尔分数要求 LNG 所需功耗,即比功耗,及排放气中氮气比例。

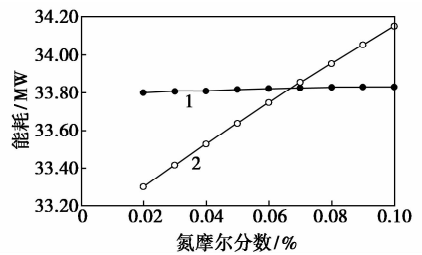
表5 2种脱氮工艺关键参数

数据类型	总功耗/kW	比功耗/(kW·kg ⁻¹)	排放气氮气比例
节流闪蒸脱氮	30400	1.326	0.3228
汽提塔脱氮	30400	1.110	0.9807

3 工艺分析

3.1 不同 N₂ 摩尔分数下 2 种工艺总能耗对比

以表1所示原料气组成为基础,BOG 增压至2 MPa 时,改变 N₂ 和 CH₄ 含量(其他组分含量不变)讨论不同 N₂ 摩尔分数下2种工艺的总能耗,如图4所示。



1—汽提塔脱氮气;2—节流闪蒸脱氮气

图4 不同氮气含量两种工艺能耗

$$E = W_1 + W_2 + Q_1 + Q_2 \quad (1)$$

式中, E 为工艺流程总能耗,kW; W_1 为混合制冷剂压缩机的功耗,kW; W_2 为BOG压缩机的功耗,kW; Q_1 为水冷器负荷,kW; Q_2 为汽提塔负荷,kW。

天然气节流闪蒸脱氮气工艺中没有汽提塔,即无 Q_2 ;汽提塔脱氮气工艺不用压缩机,即无 W_2 。

由图4可以看出,随着原料气中氮含量的增加,流程总能耗呈上升变化,而天然气汽提塔脱氮气总能耗上升比较平缓。同时,由图4可得,当原料气

中氮气含量达到一定值后,天然气汽提塔脱氮气的总能耗低于天然气闪蒸脱氮气。由此可得,液化天然气流程中,存在着增加天然气汽提塔进行脱氮气的经济氮含量。

3.2 汽提塔脱氮气的经济氮含量随 BOG 增压压力的变化

以表 1 所示原料气组成为基础,改变天然气节流闪蒸脱氮气工艺中 BOG 增压压力,对比以上 2 种工艺总能耗得出天然气汽提塔脱氮气工艺的经济氮含量随 BOG 增压压力的变化趋势如图 5 所示。

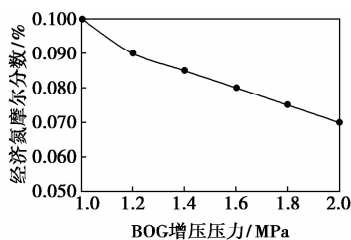


图 5 BOG 增压压力对经济氮含量的影响

由图 5 可看出,随着天然气节流闪蒸脱氮气工艺中 BOG 增压压力的增大,天然气汽提塔脱氮气工艺的经济氮含量不同,同时呈下降趋势。

BOG 增压后为脱水单元分子筛的再生气,因此,液化天然气工厂中,采用天然气汽提塔脱氮气工艺的经济氮含量受脱水单元分子筛再生气压力的影响。

由以上讨论可得,采用天然气汽提塔脱氮气工艺的经济氮含量如表 6 所示。

表 6 汽提塔脱氮气工艺经济氮含量

分子筛再生压力/MPa	1.0	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0
天然气汽提脱氮气经济 N ₂ 摩尔分数/%	0.100	0.090	0.085	0.080	0.075	0.070

3.3 脱氮工艺比较分析

节流闪蒸脱氮和汽提塔汽提脱氮 2 种工艺中,前者工艺简单,占地面积小,投资费用低;后者因为汽提塔的存在,操作相对复杂,成本较高。

在相同生产操作条件下,汽提塔脱氮所得的产品 LNG 更多。这是因为在节流闪蒸过程中,天然气膨胀提供的潜在冷量较少,主要以显热而非潜热的形式提供冷量^[8]。同时,汽提塔脱氮比功耗较节流闪蒸脱氮比功耗约低 16.3%。此外,在原料气进入汽提塔前,可通过调节塔底和塔顶天然气进料分配

比例,控制脱氮效果。

汽提塔脱氮过程中,氮气在汽提塔冷凝器深冷温度下大量脱出,脱除气体中氮气含量达到 98.07%,排放气体简单处理后可用于食品保鲜、粮食仓储、金属热处理、宇航技术、玻璃工业等诸多领域,有较好的经济和社会效益。

相同原料气处理量下,节流闪蒸脱氮后产生的 BOG 量大约是汽提塔产生 BOG 量的 6.82 倍,因此采用节流闪蒸工艺时,后续处理 BOG 的工作量较大,可能导致装置运行波动增大。

4 结语

针对液化天然气工厂的节流闪蒸脱氮和汽提塔汽提脱氮 2 种工艺,使用阶式混合冷剂制冷循环方式,以产品 LNG 中氮摩尔分数小于 1% 为评价标准,在操作参数和工艺条件基本一致的情况下进行了流程模拟。

结果表明,汽提塔汽提脱氮可以生产相对更多的产品 LNG,比功耗较节流闪蒸脱氮方式低 16.03%,而且,汽提塔脱氮排出气体中氮摩尔分数高达 98.07%。此外脱氮后产生的 BOG 量远小于节流闪蒸脱氮。

基于能耗分析,节流闪蒸脱氮工艺中,总能耗随原料气中氮含量的增大显著增加,在汽提塔脱氮工艺中存在经济氮含量,其值与分子筛再生压力有简单的对应关系。

参考文献

- [1] 马国光,吴晓楠,王元春.液化天然气技术[M].北京:石油工业出版社,2012:20-21.
- [2] EN 1160—96. General characteristics of liquefied natural gas[S].
- [3] 曲顺利,李玉星,李政龙,等.大型 LNG 储罐翻滚的影响因素[J].油气储运,2015,(3):258-261.
- [4] 顾安忠.液化天然气技术[M].北京:机械工业出版社,2003:53.
- [5] 李贺松.肇庆液化天然气项目脱氮工艺方案选择[J].天然气化工:CI 化学与化工,2014,(6):67-69.
- [6] 商丽娟,郭方飞,曲顺利,等.国内外两种高含氮天然气液化工艺的对比分析[J].天然气工业,2011,31(1):93-95.
- [7] 王元春,程小姣,高俊,等.阶式双混合冷剂液化天然气流程的混合冷剂研究[J].石油与天然气化工,2015,(3):50-53.
- [8] 王保庆.天然气液化工艺技术比较分析[J].天然气工业,2009,29(1):111-113. ■