

# 固定床加压气化生成气 制取 LNG 工艺的研究

刘 健, 张春丽, 曹立英

(中国天辰工程有限公司, 天津 300400)

**摘要:**采用通用流程模拟软件 Aspen 进行流程模拟, 针对固定床加压气化生成气的气体成分特点, 设计出了 2 个不同制冷方式的深冷分离流程, 经模拟计算并分析比较, 得到了一种从固定床加压气化生成气中提取副产品 LNG 的可行性新流程。

**关键词:**深冷分离; 固定床气化; 甲烷回收; LNG

**中图分类号:**TQ546.5

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2014)10-0154-03

## LNG recovery from fixed bed pressurized syngas

LIU Jian, ZHANG Chun-li, CAO li-ying

(China Tianchen Engineering Corporation, Tianjin 300400, China)

**Abstract:** According to the composition characteristics of fixed bed syngas, two different refrigerating method of cryogenic separation process are designed by the process simulation with general process simulation software Aspen. By the simulation calculation and comparative analysis, a new feasible process to adopt LNG by-product from fixed bed pressurized syngas is obtained.

**Key words:** cryogenic separation; fixed bed gasification; methane recovery; LNG

固定床加压气化技术生成气中  $\text{CH}_4$  含量较大, 考虑到当前国内天然气市场前景广阔的原因, 将合成气中的  $\text{CH}_4$  回收并作为 LNG 副产品具有很强的实际意义。无论在煤制油、煤制甲醇、煤制烯烃等领域,  $\text{CH}_4$  在下游合成中一般作为惰性气存在, 会造成下游合成气压缩机功率增大或者降低下游合成的收率等不良后果。本文中通过设计深冷分离的流程将合成气中的  $\text{CH}_4$  分离并作为  $\text{CH}_4$  副产品, 提高了下游合成气中反应气的体积分数并使下游合成反应的转化率得以提高, 另外深冷分离后的  $\text{CH}_4$  副产品 LNG 可作为国内 LPG 燃料和天然气的替代和补充。通过对全流程进行模拟和优化分析, 设计出了冷量能耗较低的、可行性较强的新工艺流程。

## 1 深冷分离回收 $\text{CH}_4$ 流程介绍

从上游工段经脱硫脱碳出来的合成气中还含有部分惰性气体  $\text{CH}_4$ , 考虑到合成气中  $\text{CO}$  和  $\text{H}_2$  与  $\text{CH}_4$  沸点差别较大的特点, 本文中采用深冷分离的方法分离  $\text{CH}_4$ 。以国内某项目的气体组成和相关参数进行模拟, 设计了 2 个流程方案。通过对比 2 个流程的公用工程消耗指标并考虑实际运行的可靠性、可行性, 最终确定合适的深冷分离流程, 从上游

来的净化合成气组成和相关工艺参数如表 1 所示。

表 1 合成气组成

项目 名称	温度/ °C	压力/ kPa	流量/ ( $\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$ )	体积分数/%				
				CO	$\text{H}_2$	$\text{CH}_4$	$\text{N}_2$	$\text{C}_2\text{H}_4$
合成气	-57	3100	9100	28.0	57.0	13.2	1.2	0.5

## 2 深冷分离方案一

### 2.1 流程说明

自上游来的净化气首先经深冷分离装置的分子筛脱除掉原料气中微量的甲醇和  $\text{CO}_2$ , 目的是防止甲醇和  $\text{CO}_2$  在深冷分离中结冰堵塞换热器。经分子筛净化后的气体经原料气冷却器 I 与经过透平膨胀后的有效气换热冷却至  $-120^\circ\text{C}$  [1], 然后进原料气冷却器 II 进一步冷却后进入气液分离器分离 [2], 气相得到主要成分为  $\text{CO}$  和  $\text{H}_2$  的合成气, 经冷却后的液相为绝大部分  $\text{CH}_4$  和全部  $\text{C}_2\text{H}_4$ 、少量  $\text{CO}$ 。气相部分先经透平膨胀后使闪蒸气温度进一步降低作为深冷分离塔塔顶冷凝器的一部分冷源, 另一部分冷源依靠从空分来的低温液氮 [3]。合成气透平膨胀对外输出的功带动合成气压缩机 I, 将减压后的合成气先进行初步压缩, 然后经汽轮机带动的合成

气压缩机 II 进一步压缩至 3.0 MPa 左右。膨胀减压后的合成气温度为系统的最低温位,此股低温气体依次经塔顶冷凝器、原料气冷却器 II、原料气冷却器 I 回收冷量后进入合成气压缩机 I 和合成气压缩机 II,然后进入下游的合成工段。气液分离器的液相部分经节流减压后首先进入原料气冷却器 II 回收部分冷量后进入深冷分离塔,塔顶得到主要成分为 CO 和 H<sub>2</sub>,塔底得到主要成分为 CH<sub>4</sub> 的 LNG 产品。

深冷分离回收 CH<sub>4</sub> 流程方案一如图 1 所示。

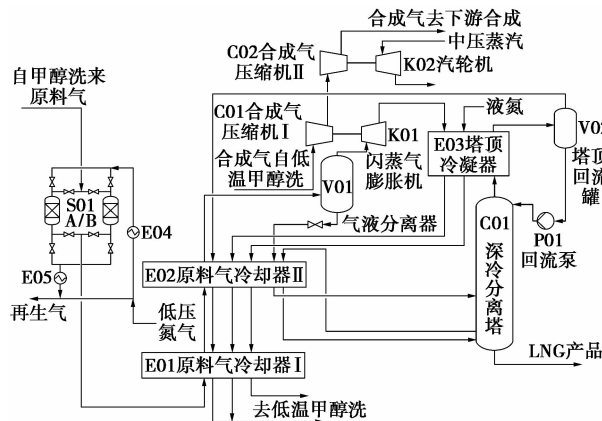


图 1 方案一深冷分离回收 CH<sub>4</sub> 工段流程图

## 2.2 流程模拟分析

深冷分离后的 CH<sub>4</sub> 产品里面含有少量的 C<sub>2</sub>H<sub>4</sub> 和 CO,由于 CH<sub>4</sub> 的燃烧值相对较高,作为 LPG 产品或者天然气的补充产品,应当使 CH<sub>4</sub> 体积分数在 90% 以上。根据产品的纯度要求,通过模拟计算并进行灵敏度分析得到分析结果如图 2。由图 2 可知,深冷分离塔的板数应至少 36 块。

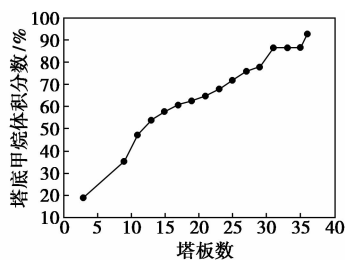


图 2 深冷分离塔板数对塔底甲烷体积分数的影响

通过模拟计算,气液分离器的液相进深冷分离塔的进料位置对塔顶的冷凝器所需冷量有较大的影响。经过模拟计算并进行灵敏度分析得到的结果如图 3 所示,进料板在 26 块时,塔顶冷凝器的热负荷最小,意味着所需冷量最小。

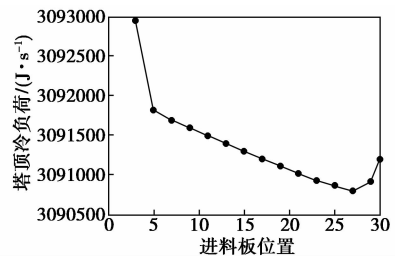


图 3 深冷分离塔进料位置对塔顶冷凝器冷负荷的影响

气液分离器的液相进深冷分离塔的进料位置也对塔底的 CH<sub>4</sub> 产品体积分数有一定的影响。经过模拟计算并进行灵敏度分析得到的结果如图 4 所示,进料板在第 6 块与第 30 块之间,塔底 CH<sub>4</sub> 产品的体积分数最高并且几乎不改变。因此综合图 3 和图 4 可知,最优的进料板位置为第 25 块理论板。

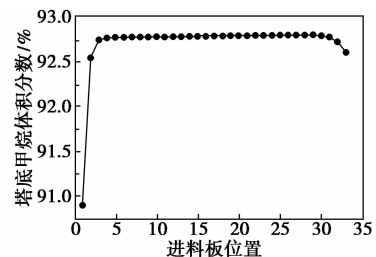


图 4 深冷分离塔进料位置对产品体积分数的影响

本设计流程通过透平膨胀获得了温度较低的冷源,具有非常好的节能效果。经过模拟计算,所得公用工程消耗如下:0.5 MPa/-192℃的液氮量 5 t/h,4.1 MPa/410℃蒸汽量 100 t/h。经过模拟后所得的 LNG 组成如表 2。

表 2 方案一塔底 LNG 组成

项目 名称	温度/ ℃	压力/ kPa	流量/ (kmol·h <sup>-1</sup> )	摩尔分数/%			
				CO	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
产量	-152	250	940	2.2	93.0	0.1	4.7

## 3 深冷分离方案二

### 3.1 流程说明

自上游来的净化气首先经分子筛脱除掉净化气中微量的甲醇和 CO<sub>2</sub>,然后经原料气冷却器 I 和原料气冷却器 II 冷却后进入气液分离器,冷凝后的温度与方案一相同。气液分离器分离得到的气相是主要成分为 CO 和 H<sub>2</sub> 的合成气,经原料气冷却器 I 和原料气冷却器 II 换热回收一部分冷量后进入低温甲醇洗工段进一步回收冷量<sup>[4]</sup>,然后经合成气压缩机

压缩至 3.0 MPa 后进入下游合成,合成气压缩机的驱动采用中压蒸汽透平驱动。

气液分离器液相部分经节流减压至 0.25 MPa 并回收一部分冷量后进入深冷分离塔,塔顶主要成分为 CO 气体,塔底得到主要成分为 CH<sub>4</sub> 的 LNG 产品,可作为 LPG 燃料和天然气的替代和补充。方案二的工艺流程简图见图 5。

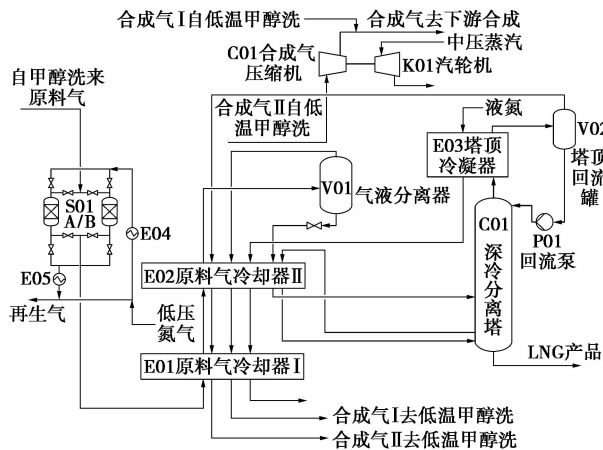


图 5 方案二深冷分离回收 CH<sub>4</sub> 工段流程图

### 3.2 流程模拟分析

根据模拟计算,由于此方案没有采用合成气透平膨胀制冷,因此所需外部冷量较大,导致从空分引入的液氮量较大。从空分引入大量的液氮会造成空分的能耗较大,且根据相应合成气量配套的空分规模,过大量的液氮甚至无法满足。由于深冷分离塔的操作压力和操作温度按照方案一考虑设计,因此塔底产品组成与方案一相同,具体组成如表 3。

表 3 方案二塔底 LNG 组成

项目 名称	温度/ ℃	压力/ kPa	流量/ (kmol·h <sup>-1</sup> )	摩尔分数/%			
				CO	CH <sub>4</sub>	N <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
产量	-152	250	940	2.2	93.0	0.1	4.7

经过模拟计算后的公用工程消耗: 0.5 MPa/

-192℃ 的液氮量 50 t/h, 4.1 MPa/410℃ 蒸汽量 20 t/h。

### 4 结论

经过模拟计算,0.5 MPa/-192℃ 的液氮消耗,方案一为 5 t/h,方案二为 50 t/h。4.1 MPa/410℃ 的中压蒸汽消耗,方案一为 100 t/h,方案二为 20 t/h。

根据原料气的气量规模,正常配套固定床气化的空分规模可以满足方案一深冷分离 CH<sub>4</sub> 用的 5 t/h 液氮用量,方案较为合理,但是由于原料气压力透平膨胀减压,相对方案二汽轮机蒸汽消耗较大,考虑化工厂蒸汽管网有很多富裕蒸汽,因此可以满足蒸汽需求。方案二所需的液氮总量为 50 t/h,与相应配套的空分液氮提供量相差较大,与合成气规模配套的空分无法满足 50 t/h 的液氮用量。

综上所述可知,建议采用方案一流程作为深冷分离回收 CH<sub>4</sub> 的设计流程,此流程可行性高,依靠本身透平膨胀制冷量较大,所需外部冷量较少,操作会更稳定。通过设计的深冷分离回收 CH<sub>4</sub> 流程,有效地回收了固定床气化气中的 CH<sub>4</sub> 气体,使下游的合成转化率得以提高,并副产了 LNG 产品,有效地提高了企业的市场抗风险能力,此回收 CH<sub>4</sub> 的新方法值得推广。

### 参考文献

- [1] Linnhoff B, Ahmad S. Cost optimum heat exchanger networks: Minimum energy and capital using simple models for capital cost[J]. Comput Chem Eng, 1990, 14(7): 729-750.
- [2] 刘斌,王大卫. 冷凝分离法回收轻烃的工艺研究[J]. 石油实验地质, 2000, 22(4): 393-397.
- [3] 郭百锁. 凝析天然气轻烃回收装置工艺研究[J]. 内蒙古石油化工, 2003, 29(4): 219-221.
- [4] 王健. 轻烃回收工艺的发展方向及新技术探讨[J]. 天然气与石油, 2003, 21(2): 20-22. ■

### 赢创扩大日本的特种二氧化硅产能

赢创工业集团宣布将扩大其合资公司 DSL 的特种二氧化硅产能。该合资公司位于日本赤穗市,是赢创与日本盐野义制药株式会社的合资企业,赢创持有该合资公司 51% 的股份。此次扩产的投资额达数百万欧元,预计于 2015 年建成投产。此次日本的产能扩张将进一步增强赢创在二氧化硅业务领域的专业能力。

赢创的 SIPERNAT® 品牌特种二氧化硅可提高电池、有机硅、工程橡胶、涂料等产品的性能。高品质的二氧化硅还用于食品、化妆品和制药工业,例如牙膏和啤酒过滤。赢创正在全球范围内扩大其二氧化硅产能,仅 2014 年预计较

2010 年提升约 30%。位于美国切斯特的沉淀二氧化硅工厂将于 2014 年完成扩建并投产。另外,集团刚批准于巴西建造新的二氧化硅工厂,预计于 2016 年投产。北美和南美的产能扩张将紧跟欧洲和亚洲的步伐,后者已完成了扩建目标——位于泰国的大型生产基地已于 2014 年 3 月投入运营。

赢创是一家领先的二氧化硅制造商。除沉淀二氧化硅外,集团还生产 AEROSIL® 气相法二氧化硅以及 ACEMATT® 品牌的消光剂。赢创沉淀二氧化硅、气相法二氧化硅和消光剂的全球总产能达每年 55 万 t。(施嘉)