

耦合 LNG 冷能进行乙烷回收的 新工艺系统

张天娇^{1*}, 刘欣¹, 刘永铎¹, 张青², 周军³, 邹婷¹

(1. 中国石油工程建设有限公司华北分公司, 河北任丘 062550;

2. 中国石油集团宝鸡石油机械有限责任公司河北钻采装备制造分公司, 河北任丘 062550;

3. 西南石油大学, 四川成都 610500)

摘要:为解决现有的乙烷回收工艺系统中深度制冷的外部冷源供应问题,同时有效地回收利用 LNG 气化过程中释放的高品位冷能,设计了一种耦合 LNG 冷能进行乙烷回收的新工艺系统(以下简称新工艺)。利用 Aspen HYSYS 软件进行新工艺建模,选取3组不同气质的富气,采用单因素敏感性分析法筛选出新工艺系统的最佳 LNG 流量分别为 8.05×10^4 、 8.53×10^4 、 9.15×10^4 kg/h,脱甲烷塔压力的最优值区间为 2.2~2.3 MPa。并对乙烷回收新工艺和 RSV 工艺进行对比分析,结果表明,保证乙烷收率不低于 95%,乙烷回收新工艺比常规 RSV 工艺的总压缩功率及综合能耗大幅度下降,且气质越富,新工艺的节能效果越明显。

关键词:冷源; LNG 冷能利用; 乙烷回收; Aspen HYSYS; 新工艺; 综合能耗

中图分类号: TE624

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2025)07-0265-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2025.07.042

A new process system for ethane recovery coupled with LNG cold energy

ZHANG Tian-jiao^{1*}, LIU Xin¹, LIU Yong-duo¹, ZHANG Qing², ZHOU Jun³, ZOU Ting¹

(1. North China Branch, China Petroleum Engineering & Construction Corp., Renqiu 062550, China;

2. Hebei Drilling Equipment Manufacturing Branch Company, CNPC Baoji Oilfield Machinery Co., Ltd.,

Renqiu 062550, China; 3. Southwest Petroleum University, Chengdu 610500, China)

Abstract: In order to address the issue of external cold source supply for deep cooling in the existing ethane recovery process system, and to effectively recover and utilize the high-quality cold energy released in LNG vaporization projects, a new process system coupling LNG cold energy with ethane recovery is designed. Aspen HYSYS software is utilized to establish model for the new process. Three groups of rich gas with different gas compositions are selected. A single factor sensitivity analysis method is employed to determine the optimal LNG flow rates for the new process system, which are 8.05×10^4 kg/h, 8.53×10^4 kg/h, and 9.15×10^4 kg/h, respectively. The optimal pressure range for the demethanizer is identified as 2.2-2.3 MPa. A comparative analysis is conducted on the new process and the RSV process. Study results indicate that under the premise of ensuring that the ethane yield is not less than 95%, the new ethane recovery process can significantly reduce the total compression power and comprehensive energy consumption compared to the conventional RSV process. Furthermore, the richer the gas composition, the more pronounced the energy-saving effect of the new process.

Key words: cold sources; utilization of LNG cold energy; ethane recovery; Aspen HYSYS; new process; comprehensive energy consumption

乙烷是裂解制乙烯的重要原料,我国已成为仅次于美国的全球第二大乙烯生产国和消费国,对于乙烯的需求还在继续增长^[1-2]。富气天然气中含有较高含量的乙烷及以上的重烃组分,从富气天然气中分离回收乙烷、LPG 及稳定轻烃产品是一种提高天然气资源经济效益的重要途径,同时又为国内裂解制乙烯提供了原料乙烷,缓解供需矛盾^[3-5]。

目前,我国对富气乙烷回收工艺及装置的研究正处于快速发展阶段,大庆油田、塔里木油田等国内

大型油田均开展了乙烷回收的工程实践。根据工程实践经验,低温分离是天然气回收乙烷最为经济的方法^[6]。目前,低温分离法的代表性工艺流程是由美国 Ortloff 公司研发的 RSV 工艺(recycle split vapor process,即部分干气再循环工艺),现阶段,RSV 工艺在国内外乙烷回收工程中被广泛应用。RSV 工艺由于采用部分干气再回流,提高了乙烷回收率,乙烷收率可达到 95%以上,RSV 工艺乙烷回收在中石油塔里木油田、长庆油田等均有工程应用^[7-8]。但

收稿日期:2025-02-19;修回日期:2025-05-11

基金项目:中国石油工程建设有限公司青年科技专项(CPECC2025QK09);国家自然科学基金项目(51704253)

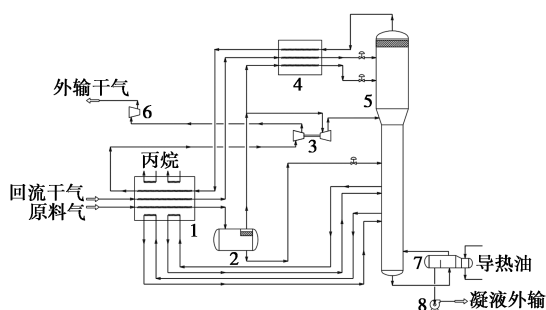
作者简介:张天娇(1987-),女,硕士,工程师,国家一级建造师,研究方向为 CCUS 及氢能新技术研发,通讯联系人,ztj201307@126.com。

是,由于 RSV 工艺需要深度制冷系统,冷却温度通常要达到 -80°C 以下,因此 RSV 工艺对制冷冷源的要求较高,制冷能耗较高^[9-10]。而 LNG 气化过程释放出大量的高品位冷能,在实现“双碳”目标及节能降耗的大背景下,LNG 冷能回收利用一直是国内研究的热点问题^[11-12]。因此,对利用 LNG 高品位冷能进行乙烷回收的新工艺系统的研究,对于提高 LNG 冷能的利用效率、降低乙烷回收装置的能耗具有重要意义。

1 乙烷回收工艺

1.1 RSV 工艺

RSV 工艺(部分干气回流工艺, recycle split vapor)是由 Orloff 公司在气体过冷工艺流程(GSP)的基础上提出的一种乙烷回收工艺,RSV 工艺流程如图 1 所示。RSV 工艺流程将部分压力较高的外输干气顺次通过预冷冷箱和过冷冷箱冷凝,经节流阀节流后,进入脱甲烷塔顶部提供塔顶回流,在塔顶形成一个以甲烷为主要组分的制冷循环,从而提高乙烷收率。为提高乙烷收率,采用制冷工艺为“丙烷制冷+膨胀机制冷”的复合制冷流程,制冷温度可达 -100°C 。



1—原料气预冷冷箱;2—低温分离器;3—膨胀压缩机;
4—过冷冷箱;5—脱甲烷塔;6—外输气压缩机;
7—塔底重沸器;8—凝液泵

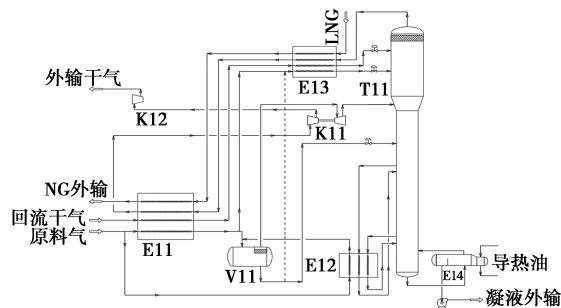
图 1 乙烷回收 RSV 工艺流程

RSV 工艺的优点是乙烷收率高,可达到 96% 以上,因此 RSV 是目前全世界应用最为广泛的一种乙烷回收工艺。但是,RSV 工艺流程对原料气中 CO_2 含量的波动适应性差,当 CO_2 含量较高时脱甲烷塔塔顶易形成冻堵,该工艺以甲烷制冷为主提供冷量,且需要深冷,因此,制冷能耗较高^[6-7]。

1.2 一种耦合 LNG 冷能进行乙烷回收的新工艺系统

在 RSV 乙烷回收工艺基础上耦合 LNG 气化冷能回收工艺,张天娇等^[13]提出了一种利用 LNG 冷

能进行乙烷回收的新工艺系统(以下简称新工艺系统),流程如图 2 所示。新工艺将乙烷回收工艺流程与 LNG 气化工艺流程进行工艺耦合,利用 LNG 气化过程中释放的大量高品位冷能为乙烷回收提供冷量,保证乙烷回收率的同时,也提供了一种 LNG 冷能回收利用的新场景。另一方面,新工艺利用乙烷回收工艺中梯级制冷简化了 LNG 气化工艺系统。



E11—主冷箱;E12—预冷冷箱;E13—过冷冷箱;
E14—重沸器;V11—低温分离器;T11—脱甲烷塔;
K11—膨胀压缩机;K12—外输压缩机

图 2 一种耦合 LNG 冷能进行乙烷回收的新工艺流程

新工艺流程主要具备以下特点。

(1) 原料气预冷。原料气分为 2 部分,分别进入主冷箱 E11 和预冷冷箱 E12 进行预冷处理;主冷箱 E11 预冷处理后的原料气分为 2 路,一路与预冷冷箱 E12 处理后的原料气混合,另一路直接输送至过冷冷箱 E13。

(2) 低温分离。主冷箱 E11 预冷处理后的部分原料气与预冷冷箱 E12 来的原料气进行混合,之后输送至低温分离器 V11 进行气液分离。

(3) 气体过冷。主冷箱 E11 预冷处理后的另一部分原料气输送至过冷冷箱 E13 进行过冷处理后,进入脱甲烷塔 T11 上部,部分回流的外输干气顺次经过主冷箱 E11 预冷、过冷冷箱 E13 过冷处理后返回脱甲烷塔 T11 顶部。新工艺采用 LNG 与脱甲烷塔塔顶气共同为过冷冷箱提供冷量,相比于 RSV 工艺中仅由脱甲烷塔塔顶气提供冷量,有利于提高乙烷收率,同时,新工艺采用部分原料气过冷进入脱甲烷塔顶部,提高了塔顶物流的重烃含量,降低了脱甲烷塔顶部 CO_2 冻堵的风险。

(4) 甲烷分离。低温分离获得的气相和液相进入脱甲烷塔 T11,气体过冷中经过冷处理后的回流外输干气和部分原料气进入脱甲烷塔 T11,在脱甲烷塔 T11 中分离获得甲烷气体和 C_2 +凝液。甲烷气体从脱甲烷塔 T11 塔顶出口流出,顺次经过冷冷箱

E13、主冷箱 E11 换热升温后,由膨胀压缩机 K11 的压缩端增压,进入外输压缩机增压后外输; C_2 +凝液从脱甲烷塔 T11 塔底出口流出,经塔底凝液泵增压后进入下一工序进行乙烷分离。

为合理回收利用冷能,脱甲烷塔 T11 中下部设置 2 条液相侧抽线及返回线,抽出液相进入预冷冷箱 E12 复热后返回脱甲烷塔 T11,为进入脱甲烷塔底部重沸器进行预热,最大限度回收利用冷量。

(5) LNG 气化。LNG 进入冷箱 E13 换热升温后,进入主冷箱 E11 换热、气化后,获得 NG 外输。

2 模拟与优化

2.1 工艺模拟

2.1.1 原料气选取

乙烷回收工艺流程的特性及关键工艺参数受原料气组分的影响较大,且工程实际中原料气组分一般会随着运行时间而发生变化。因此,本研究选取 3 组富气作为研究对象,研究新工艺在 3 种不同气质条件下的工艺特性。3 组原料气的组分如表 1 所示,原料气流量为 $950 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,进气压力为 3.45 MPa,进气温度为 40°C 。

表 1 原料气组分 %

气质组成	气质 1(贫气)	气质 2(富气)	气质 3(超富气)
C_1	80.27	80.73	77.10
C_2	9.09	9.69	12.60
C_3	5.44	4.60	5.06
$i-C_4$	1.43	1.22	1.34
$n-C_4$	1.30	1.13	1.24
$i-C_5$	0.35	0.33	0.36
$n-C_5$	0.22	0.23	0.25
C_6	0.14	0.13	0.14
C_7+	0.10	0.10	0.11
CO_2	0.20	0.21	0.20
N_2	1.46	1.64	1.60

2.1.2 工艺模拟

基于新工艺流程,利用 Aspen HYSYS 工程模拟软件建立新工艺模型,其中,模型计算选取 Peng-Robinson 状态方程以保证计算精度。模拟控制条件为乙烷回收率不低于 95%,外输干气压力为 4.8 MPa,外输干气温度为 45°C 。工艺模拟中其他主要控制参数如表 2 所示。

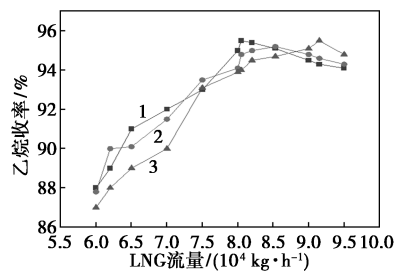
表 2 工艺模型的主要控制参数表

主要控制参数	数值	主要控制参数	数值
脱甲烷塔理论板数/块	28	外输干气压力/MPa	4.8
压缩机/泵绝热效率/%	75	外输干气温度/ $^\circ\text{C}$	45
产品乙烷中 C_2 摩尔含量/%	>97	乙烷回收率/%	≥ 95
产品乙烷中 C_1 摩尔含量/%	≤ 1	LNG 压力/MPa	9.0
膨胀机的等熵效率/%	85	LNG 温度/ $^\circ\text{C}$	-162

2.2 工艺参数优化

2.2.1 LNG 流量

LNG 流量是新工艺的核心参数之一,LNG 流量直接决定新工艺流程中各个冷箱的冷量及冷却温度。因此,LNG 流量过低或过高都将会导致乙烷收率偏低等问题,LNG 流量过高还会导致 LNG 气化不充分,影响工艺流程耦合的效果。为保证较高的乙烷收率、LNG 气化率及冷能的充分回收利用,采取单因素敏感性分析法,针对 3 种不同的富原料气的特性确定 LNG 流量的最优值。基于新工艺模型,通过改变 LNG 流量,考察 LNG 流量对乙烷回收率的影响,其他关键工艺参数按照表 2 中的数值设置,不同 LNG 流量工况条件下的乙烷收率曲线如图 3 所示。



1—气质 1;2—气质 2;3—气质 3

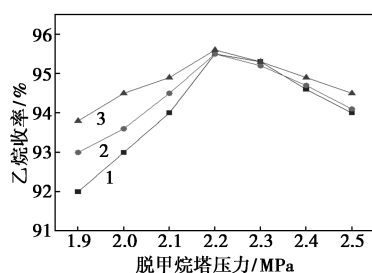
图 3 不同 LNG 流量工况条件下的乙烷收率

由图 3 可知,对于气质 1 的乙烷回收过程,当 LNG 流量从 $6.0 \times 10^4 \text{ kg/h}$ 逐渐提高至 $7.5 \times 10^4 \text{ kg/h}$ 时,乙烷收率随着 LNG 流量提高而增加;当 LNG 流量达到 $7.5 \times 10^4 \sim 8.05 \times 10^4 \text{ kg/h}$,乙烷收率保持在 95% 以上;之后,随着 LNG 流量继续增加,乙烷收率反而降低,这是因为冷量过高导致冷箱温度过低,使得乙烷过度冷却,乙烷在低温下会结成液体,造成气体相态向液体相态转变,影响了乙烷收率。综上,选取气质 1 乙烷回收的最佳 LNG 流量为 $8.05 \times 10^4 \text{ kg/h}$,此时新工艺系统能够获得高乙烷收率。同理,根据图 3 的曲线可知,对于气质 2 和气质 3 的乙烷

回收,最佳 LNG 流量分别为 8.53×10^4 、 9.15×10^4 kg/h。

2.2.2 脱甲烷塔压力

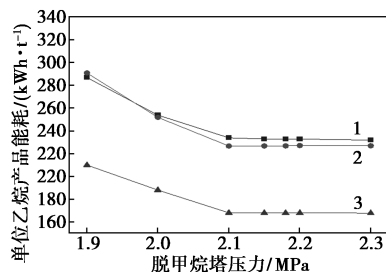
在 LNG 流量优选之后,脱甲烷塔塔压是新工艺系统需优选的另一个核心参数。为获得 C_1 组分呈气相、含 C_2+ 组分呈液相的理想分布状态,脱甲烷塔压力需与过冷原料气进塔温度相匹配,才能够保证较高的乙烷收率和充分的冷能利用。根据 2.2.1 节的优化结果,对于气质 1、气质 2、气质 3 分别选取 LNG 流量为 8.05×10^4 、 8.53×10^4 、 9.15×10^4 kg/h,其他主要工艺参数按照表 2 中的数值设置保持不变。采用单因素敏感性分析法,改变脱甲烷塔运行压力,考察不同脱甲烷塔压力对乙烷收率和系统能耗的影响,模拟结果曲线如图 4、图 5 所示。



1—气质 1;2—气质 2;3—气质 3

图 4 不同脱甲烷塔压力下的乙烷收率

由图 4 可知,当脱甲烷塔内压力从 1.9 MPa 提升至 2.2 MPa 过程中,气质 1、气质 2、气质 3 3 种原料气的乙烷回收率均随着脱甲烷塔内压力的提高而逐渐增加;当塔压达到 2.2~2.3 MPa,乙烷收率达到峰值,再继续提高脱甲烷塔塔压,乙烷收率将随之下降。由此可知,考虑乙烷收率的前提下,脱甲烷塔塔顶压力的最优区间为 2.2~2.3 MPa。



1—气质 1;2—气质 2;3—气质 3

图 5 不同脱甲烷塔压力下的单位产品能耗

由图 5 可知,气质 1、气质 2、气质 3 单位乙烷产品的能耗随着脱甲烷塔内压力的增加而降低,对于气质 1 工况,当脱甲烷塔塔压达到 2.1 MPa 时,单位产品能耗随脱甲烷塔塔压的变化趋势趋于平缓,证

明塔压高于 2.1 MPa 后,塔压对单位产品能耗的影响变得微乎其微。气质 2 和气质 3 的脱甲烷塔压力转折点为 2.12、2.18 MPa,其中单位产品能耗取值为总外部电耗与乙烷产品的比值。

3 新工艺系统综合分析

由于新工艺系统耦合了 LNG 冷能回收工艺以达到节能降耗的效果,因此,同时从工艺流程和综合能耗 2 个方面,以 RSV 乙烷回收工艺为参照对新工艺系统进行综合分析。

3.1 工艺流程对比分析

为分析新工艺系统流程与典型的乙烷回收工艺流程 RSV 的不同之处,同时考察新工艺系统耦合了 LNG 冷能回收工艺后的节能效果,以表 1 中 3 种气质组分的原料气为研究对象,在保证乙烷收率不低于 95% 的条件下,对新工艺流程及 RSV 流程的工艺参数及总压缩功率进行对比分析。利用 Aspen HYSYS 软件对新工艺流程和 RSV 工艺进行模拟计算,模型计算选取 Peng-Robinson 状态方程,主要工艺参数控制参照表 2,新工艺流程的参数优化根据 2.2 节结果确定。在工艺模拟过程中,始终控制脱甲烷塔塔顶 CO_2 冻堵裕量在 $5^\circ C$ 以上。以 3 种气质组分为研究对象的工艺流程对比结果分别如表 3~表 5 所示。

表 3 气质 1 乙烷回收 RSV 工艺与新工艺对比表

乙烷回收工艺流程	RSV 工艺	新工艺
脱甲烷塔塔顶压力/MPa	2.2	2.2
脱甲烷塔塔顶温度/ $^\circ C$	-100	-102.3
脱甲烷塔塔底温度/ $^\circ C$	18.2	18.6
脱甲烷塔塔底再沸器温度/ $^\circ C$	26	27
外输干气压力/MPa	4.8	4.8
低温分离器温度/ $^\circ C$	-52	-53
低温分离器压力/MPa	3.37	3.37
低温分离器气相过冷比/%	19	19
低温分离器液相过冷比/%	0	0
原料气分流比/%	—	15.2
外输干气回流比/%	16.1	—
外输干气压缩功率/kW	9901	9921
膨胀压缩功率/kW	1364	1380
丙烷制冷系统压缩功率/kW	2355	—
总压缩功率/kW	13620	11301
乙烷收率/%	95	95

表4 气质2乙烷回收 RSV 工艺与新工艺对比表

乙烷回收工艺流程	RSV 工艺	新工艺
脱甲烷塔塔顶压力/MPa	2.2	2.2
脱甲烷塔塔顶温度/℃	-100	-101
脱甲烷塔塔底温度/℃	18.9	18.6
脱甲烷塔塔底再沸器温度/℃	29	27
外输干气压力/MPa	4.8	4.8
低温分离器温度/℃	-50.5	-51
低温分离器压力/MPa	3.37	3.37
低温分离器气相过冷比/%	20	21
低温分离器液相过冷比/%	0	0
原料气分流比/%	—	15.0
外输干气回流比/%	15.9	—
外输干气压缩功率/kW	11132	10822
膨胀压缩功率/kW	1305	1303
丙烷制冷系统压缩功率/kW	2935	—
总压缩功率/kW	15372	12125
乙烷收率/%	95	95

表5 气质3乙烷回收 RSV 工艺与新工艺对比表

乙烷回收工艺流程	RSV 工艺	新工艺
脱甲烷塔塔顶压力/MPa	2.2	2.2
脱甲烷塔塔顶温度/℃	-100	-102
脱甲烷塔塔底温度/℃	18.3	18.1
脱甲烷塔塔底再沸器温度/℃	29	27
外输干气压力/MPa	4.8	4.8
低温分离器温度/℃	-47	-49
低温分离器压力/MPa	3.35	3.37
低温分离器气相过冷比/%	17	18.5
低温分离器液相过冷比/%	0	0
原料气分流比/%	—	14.2
外输干气回流比/%	13.9	—
外输干气压缩功率/kW	15133	11021
膨胀压缩功率/kW	1215	1201
丙烷制冷系统压缩功率/kW	3916	—
总压缩功率/kW	20264	12222
乙烷收率/%	95	95

对表3~表5分析可知,对气质1进行乙烷回收,保证乙烷收率为95%的条件下,采用新工艺系统比RSV工艺总压缩功率降低17.01%,因为新工艺制冷系统采用“LNG气化梯级制冷+膨胀制冷”工

艺,回收利用LNG冷能后节能效果明显;对于气质2和气质3,保证乙烷收率为95%的条件下,采用新工艺系统比RSV工艺总压缩功率分别降低21.12%和39.6%,这表明气质越富,保证乙烷收率不变的条件下,新工艺相较于RSV工艺的节能效果越好。

由表3~表5中总压缩功率对比分析可知,随着原料气气质组分逐渐变富,RSV工艺的总压缩功率呈增加趋势,这是因为气质越富原料气中重烃的含量越高,为保证乙烷收率不低于95%,需要由“丙烷制冷+膨胀制冷”系统提供更多的冷能,因此总压缩机功率增加,所需外部电能增加。与RSV工艺不同,新工艺的总压缩功率随原料气气质变富而变化的幅度较低,原因是新工艺系统的制冷绝大部分由LNG气化过程中释放的冷能提供,故总压缩功率变化幅度较低,表明新工艺系统的总压缩功率受原料气气质的影响较小。

3.2 综合能耗分析

乙烷回收工艺系统中用能装置主要为再沸器、压缩机和泵,由于工艺流程中泵数量较少且能耗低,为简化计算忽略泵的能耗。由于再沸器、压缩机等工艺装置的耗能形式不同,且各类能源获取代价不同,故总能耗不能简单地对各装置的耗能量叠加计算。因此,本研究采用综合能耗分析的方法,依据现行国家标准GB/T 2589—2020《综合耗能计算通则》和石油天然气行业标准SY/T 6331—2013《气田地面工程设计节能技术规范》对新工艺系统的综合能耗进行评估分析。

综合能耗计算公式如下:

$$E = \sum_{i=1}^n (e_i \times p_i)$$

式中, E 为综合能耗,MJ/h; n 为耗能设备品种数,无量纲; e_i 为生产中第*i*种设备的能耗,MJ/h; p_i 为第*i*种能耗折算系数,无量纲,其中电消耗折算系数取11.84,导热油折算系数取1.47。

表6为新工艺系统和RSV工艺系统综合能耗的计算结果。由表6可知,在相同工况、相同原料气流量的条件下,气质1、气质2、气质3 3种气质的乙烷回收,采用新工艺系统的综合能耗均低于RSV工艺,且随着气质变富,新工艺系统及RSV工艺的综合能耗均随之增加,其中,气质1条件下新工艺系统较RSV工艺综合能耗低 2.7245×10^4 kW,气质2条件下新工艺系统节能 3.8746×10^4 kW,气质3条件下新工艺系统节能 9.5658×10^4 kW,由此可知,气质越富新工艺系统的节能效果越明显。

表 6 综合能耗计算表 10^4 kW

乙烷回收工艺	能耗	气质 1	气质 2	气质 3
新工艺	总压缩功率	1.13	1.2125	1.2222
	热功率	0.3471	0.352	0.373
	综合能耗	13.8895	14.8735	15.0192
RSV 工艺	总压缩功率	1.36	1.54	2.03
	热功率	0.348	0.350	0.374
	综合能耗	16.6140	18.7481	24.5850

4 结论

(1) 在保证高乙烷回收率的前提下, 相同工况、相同气质的乙烷回收, 采用新工艺系统较采用 RSV 工艺节能效果明显。新工艺采用“LNG 冷能制冷+膨胀制冷”的制冷方式, 大量回收利用 LNG 气化释放的高品位冷能进行深度制冷, 新工艺系统的主要耗能装置为压缩机和脱甲烷塔的再沸器, 因此, 相比于 RSV 工艺采用“丙烷制冷+膨胀制冷”制冷方式, 新工艺能耗大幅度下降。

(2) 在保证乙烷收率不低于 95% 的条件下, 对乙烷回收新工艺与 RSV 工艺进行工艺流程对比及综合能耗对比。结果表明, 对于气质 1、气质 2 和气质 3, 新工艺较 RSV 工艺总压缩功率分别降低 17.01%、21.12% 和 39.6%, 综合能耗分别降低 2.7245×10^4 、 3.8746×10^4 、 9.5658×10^4 kW, 这证明气质越富, 新工艺相较于 RSV 工艺的节能效果越好。

(上接第 264 页)

4 结论与展望

对于丙酮合成 MIBK 一步法工艺中轻组分回收, 采用精馏-分子筛膜分离相结合的工艺, 设计建成国内首套年处理 2 300 t 轻组分物料的分离提纯工业装置。对该工业过程中分子筛膜脱水过程、精馏塔进料含水量、过渡馏分的再次回收进行研究, 摸索出最佳工艺条件与最高综合收率。MIBK 轻组分物料经该装置分离提纯后, 各项指标符合企业回用标准与市售要求。异丙醇综合收率 $\geq 93\%$, 丙酮综合收率 $\geq 87\%$, MIBK 粗品收率接近 100%, 完全投入生产工艺循环利用。通过运行能耗测算与经济性分析, 该装置 5 a 共可产生 6 362.1 万元的经济效益。相较于单纯售卖, 投入该装置 5 a 可创造 1 328.2 万元利润。在响应国家节能减排、资源循环利用的政策下, 通过实现对工艺尾料分离提纯实现

参考文献

- [1] 董雁春. 我国乙烯产业链发展现状及对策建议[J]. 现代化工, 2025, 45(1): 7-12.
- [2] 陆浩. 我国乙烯工业及下游产业链发展现状与展望[J]. 当代石油石化, 2022, 30(4): 26-31.
- [3] 饶何隆, 马国光. 天然气乙烷回收关键参数分析研究[J]. 北京化工大学学报: 自然科学版, 2022, 49(1): 35-43.
- [4] 钟荣强, 李鹏, 杨思远, 等. 油田伴生气乙烷回收工艺改进[J]. 现代化工, 2020, 40(10): 230-234.
- [5] 杨冬磊, 熊林, 张伟, 等. 中高压富气乙烷回收工艺改进及优化[J]. 石油与天然气化工, 2021, 50(3): 57-65.
- [6] 王宇, 陈小榆, 蒋洪, 等. RSV 乙烷回收工艺技术研究[J]. 现代化工, 2018, 38(2): 181-184.
- [7] 雷利, 刘青松, 陈泳村, 等. 低压富气乙烷回收工艺改进[J]. 石油与天然气化工, 2024, 53(3): 47-52.
- [8] 李斐, 杨冬磊. 富气乙烷回收工艺改进[J]. 能源化工, 2023, 44(3): 35-39.
- [9] 张红星, 马亚欣, 解静, 等. 基于回归正交试验设计的 RSV 乙烷回收工艺能耗优化[J]. 石油石化节能与计量, 2023, 13(10): 42-46.
- [10] 蒋洪, 李浩玉. 富气乙烷回收工艺改进及综合对比分析[J]. 天然气工业, 2022, 42(5): 106-115.
- [11] 尹奎, 蒲黎明, 肖乐. 150×10^4 m³/d 天然气乙烷回收工艺研究[J]. 天然气与石油, 2022, 40(1): 21-27.
- [12] 丁乙, 朱建鲁, 王雨帆. LNG 冷能利用工艺技术研究[J]. 天然气与石油, 2016, 34(5): 25-34.
- [13] 张天娇, 田鑫, 逯国英, 等. 天然气乙烷回收与 LNG 汽化的集成化处理系统与方法; CN 202310320917.9[P]. 2024-09-13. ■

降本增效, 提升企业经济效益。该项目的成功实施为丙酮合成 MIBK 一步法工艺中轻组分物料回收的应用推广奠定了基础。

参考文献

- [1] 程能林. 溶剂手册[M]. 北京: 化学工业出版社, 2013: 614-615.
- [2] 张燕. 丙酮一步法合成甲基异丁基酮的研究进展[J]. 石油化工, 2019, 48(3): 307-311.
- [3] 周文斌, 沈曙光, 郑金成, 等. 一种分离回收 MIBK 轻组分塔采出料的工艺; CN 114988996[P]. 2024-05-17.
- [4] 吴尔旭. 丙酮一步法生产 MIBK 装置的副产物精馏分离研究[J]. 辽宁化工, 2010, 39(9): 918-920.
- [5] 曹晓艳. 萃取精馏与精馏结合分离丙酮-异丙醇-水混合液的研究[D]. 南京: 南京师范大学, 2018.
- [6] 吴尔旭. 丙酮一步法生产 MIBK 装置的副产物精馏分离研究[J]. 石油化工应用, 2010, 29(9): 80-82.
- [7] 殷娟娟, 夏伟, 黎小辉, 等. 基于计算机模拟的丙酮加氢生产异丙醇工艺节能改造方案研究[J]. 西安石油大学学报, 2023, 38(6): 68-75.
- [8] 张静, 包宗宏, 顾学红, 等. 甲基异丁基酮分离过程中精馏-渗透汽化集成工艺的研究[J]. 现代化工, 2012, 32(5): 106-110. ■