

# 中高压贫气乙烷回收流程分析及优选

蒋洪, 黄小龙\*, 高鹏, 陈泳村

(西南石油大学石油与天然气工程学院, 四川 成都 610500)

**摘要:**为解决中高压贫气乙烷回收流程中能耗高及设备利用率低带来的经济损失问题,对 3 种高效乙烷回收流程(部分气体循环流程 RSV、带压缩的强精馏流程 SRC、冷干气回流流程 CRR)进行能耗、烟以及经济分析对比,选出最佳流程为 SRC。在保证乙烷回收率在 95% 以上的条件下,利用 HYSYS 软件模拟计算。能耗分析表明, SRC 流程能耗最低,比 RSV 和 CRR 分别低 10.17%、2.25%。烟分析表明,主体工艺中 SRC 流程总烟损最小,比 RSV 和 CRR 分别低 63.51%、11.73%。经济分析表明, SRC 流程年消耗经济成本最低,年总经济效益最好,比 RSV 和 CRR 分别高 4.98%、13.24%。

**关键词:**乙烷回收; 能耗分析; 烟分析; 经济分析

中图分类号: TE645

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2024)05-0228-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.05.040

## Analysis and optimization of medium and high pressure lean gas ethane recovery process

JIANG Hong, HUANG Xiao-long\*, GAO Peng, CHEN Yong-cun

(Petroleum Engineering School, Southwest Petroleum University, Chengdu 610500, China)

**Abstract:** In order to solve the problem that economic loss is caused by high energy consumption and low equipment utilization in medium and high pressure lean gas ethane recovery process, three high-efficiency ethane recovery processes, including recycle split vapor process (RSV), supplemental rectification with compression process (SRC) and cold residue reflux process (CRR), are compared in terms of energy consumption, exergy analysis and economic analysis. SRC is selected as the best process. HYSYS software is employed to simulate calculation while ensuring an ethane recovery rate of over 95%. It is shown by energy consumption analysis that SRC exhibits the lowest energy consumption, which is 10.17% and 2.25% lower than RSV and CRR, respectively. It is verified through exergy analysis that SRC in the main process shows the smallest total exergy loss, which is 63.51% and 11.73% lower than RSV and CRR, respectively. It is found from economic analysis that SRC presents the lowest annual economic cost and the best total annual economic benefit, which is 4.98% and 13.24% higher than RSV and CRR, respectively.

**Key words:** ethane recovery; energy consumption analysis; exergy analysis; economic analysis

在化工行业中,乙烷回收具有很高的经济效益。乙烷可作为生产乙烯产品的原材料,在化工行业中,通常通过对乙烷的蒸汽裂解生产乙烯<sup>[1]</sup>。乙烷回收的工艺可以根据多个方面来选择。由于原料气压力对后续流程的影响较大,故通常根据原料气压力的不同来选择响应的回收方法。根据压力的不同,将原料气分为 3 类:压力小于 4 MPa 为低压,4~7 MPa 为中高压,高于 7 MPa 为高压。本文中着重对比了原料气为中高压贫气下 RSV、SRC、CRR 的适应性,选出最优流程。制冷工艺主要是以冷剂制冷+膨胀机制冷为主的低温分离工艺<sup>[2]</sup>。国内对于乙烷回收装置的研究正处于快速发展阶段,南缘油田新开发的高产量中高压富气(4.5 MPa ≤ P ≤ 7.5 MPa)板块,可规划建设乙烷回收装置,对提高天然气资源利用率及油气田经济效益具有重要意

义<sup>[3]</sup>。开展中高压乙烷回收技术研究对促进中国乙烷回收向着更加高效、全面的发展尤为重要。

### 1 中高压乙烷回收流程工艺选择

随着天然气工业的发展和设备制造能力的提升,油田为了适应中高压天然气的气质特性,研究出了许多高效的乙烷回收流程。以 Ortloff 为典型的代表,在 GSP 的基础上改进出了 RSV、SRC、CRR 等高效流程。这些高效流程都能够很好地适用于 4 MPa 以上的较贫原料气,并且能达到较高的乙烷回收率。

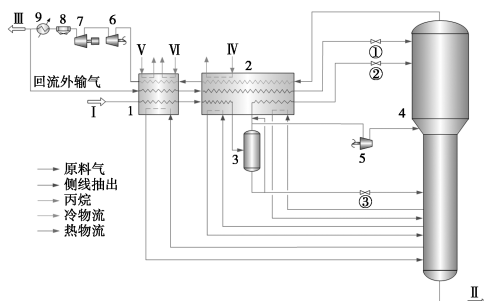
#### 1.1 RSV 乙烷回收流程

美国气体处理厂 Pelican 在 2000 年首次使用 Recycle Split Vapor process-RSV 流程。该流程与 GSP 不同的是,在低温分离器分离出的液体中会有部分液相,随着气相进入脱甲烷塔顶。这样能够提

收稿日期:2023-07-10;修回日期:2024-03-08

作者简介:蒋洪(1965-),男,硕士,教授,主要从事天然气集输与处理技术、系统能量综合利用及节能、汞污染控制,479138694@qq.com;黄小龙(1999-),男,硕士生,研究方向为天然气集输与处理技术、系统能量综合利用及节能,通讯联系人,767465427@qq.com。

高塔顶液相泡点温度,减少 CO<sub>2</sub> 冻堵的问题。同时,提高了乙烷回收率,效率可超过 96% 以上<sup>[4]</sup>。在装置偏离设计工况下依然能够稳定运行,保证产品的回收率。RSV 乙烷回收工艺流程如图 1 所示。

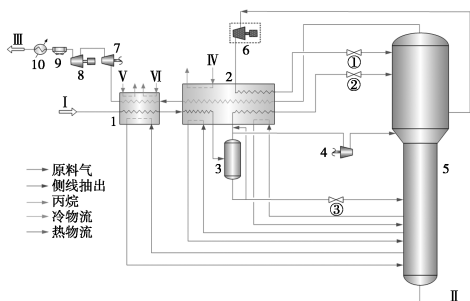


1—预冷冷箱;2—主冷箱;3—低温分离器;4—脱甲烷塔;  
5—膨胀机组膨胀端;6—膨胀机组增压端;7—外输气压缩机;  
8—空冷器;9—水冷器;①②③—节流阀;I—脱水后原料气;  
II—凝液;III—外输气;IV—丙烷冷剂;V—高温液态丙烷;  
VI—脱乙烷塔顶低温乙烷产品

图 1 RSV 乙烷回收工艺流程

## 1.2 SRC 乙烷回收流程

美国 Ortloff 公司以精馏原理为基础,在 GSP 的基础上开发出了一种带压缩的强精馏的高效流程 (supplemental rectification with compression process, SRC)。该流程抽出了部分脱甲烷塔上部的气相成分,通过压缩机增压后与脱甲烷塔顶外输气换热冷凝并节流后进入脱甲烷塔顶部提供回流及冷量。回流的抽出气相成分还可对塔顶气进行精馏,减少乙烷损失<sup>[5]</sup>。特点是塔顶加上压缩机,最大限度减少乙烷和较重组分从塔顶的损失,在保证乙烷回收率高的同时,还能降低能耗<sup>[6]</sup>。SRC 乙烷回收工艺流程如图 2 所示。

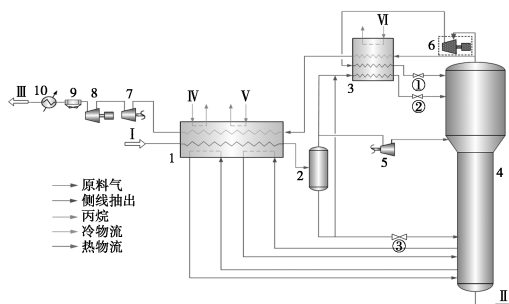


1—预冷冷箱;2—主冷箱;3—低温分离器;4—膨胀机组膨胀端;  
5—脱甲烷塔;6—侧线压缩机;7—膨胀机组增压端;  
8—外输气压缩机;9—空冷器;10—水冷器;①②③—节流阀;  
I—脱水后原料气;II—凝液;III—外输气;IV—丙烷冷剂;  
V—高温液态丙烷;VI—脱乙烷塔顶低温乙烷产品

图 2 SRC 乙烷回收工艺流程

## 1.3 CRR 乙烷回收流程

美国 Ortloff 公司为了提高乙烷收率,在 GSP 流程的基础上进行改进得到了冷干气回流流程 (cold residue reflux process, CRR)。该流程在脱甲烷塔上方增加一个压缩机,目的是将脱甲烷塔顶的部分干气增压,与低温分离器分离出的部分气相换热冷凝,节流闪蒸进入脱甲烷塔塔顶。脱甲烷塔顶出来的部分干气再次冷凝回流入塔<sup>[7]</sup>。特点是原料气越贫,乙烷回收率越高,可达到 99%<sup>[8]</sup>。图 3 为 CRR 乙烷回收工艺流程。



1—预冷冷箱;2—主冷箱;3—低温分离器;4—膨胀机组膨胀端;  
5—脱甲烷塔;6—侧线压缩机;7—膨胀机组增压端;  
8—外输气压缩机;9—空冷器;10—水冷器;①②③—节流阀;  
I—脱水后原料气;II—凝液;III—外输气;IV—丙烷冷剂;  
V—高温液态丙烷;VI—脱乙烷塔顶低温乙烷产品

图 3 CRR 乙烷回收工艺流程

## 2 能耗分析

本节主要是通过 Aspen HYSYS 软件对 RSV、SRC、CRR 3 种乙烷回收流程进行模拟计算。模拟所选用的计算方程模型为 Peng-Robinson 方程,焓焓模型为 Lee-Kesler 方程<sup>[9]</sup>。

### 2.1 设计基础数据

以某油田中原料气为基础,原料气组成见表 1。要求处理后的天然气质量满足 GB 17820—2018《天然气》<sup>[10]</sup> 中的规定,同时外输气的压力大于 6.0 MPa,乙烷产品<sup>[11]</sup> 和液化石油气满足相应的标准。

表 1 原料气组成

组分	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	iC <sub>4</sub>
mol%	1.4301	0.9030	89.2415	6.2903	1.3901	0.2530
组分	nC <sub>4</sub>	iC <sub>5</sub>	nC <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>	C <sub>7</sub>	C <sub>8</sub>
mol%	0.2670	0.0790	0.061	0.0460	0.039	—
组分	C <sub>9</sub>	C <sub>10</sub>	C <sub>11</sub> <sup>+</sup>	H <sub>2</sub> O		
mol%	—	—	—	—		

注:处理规模为 700×10<sup>4</sup> m<sup>3</sup>/d,进站压力为 6.6 MPa,温度为 13℃。

## 2.2 主要参数对比及分析

本节主要的思路是通过对 3 种乙烷回收流程参数优化后,对比多个参数的合理性,着重关注主冷箱、压缩机的能耗以及丙烷制冷的能耗。其中关键参数包括了低温分离器温度、低温分离器的气相分离比以及外输回流比等<sup>[12]</sup>。模拟的参数控制见表 2,模拟的主要参数对比结果见表 3。

表 2 模拟参数控制

参数控制	数值	参数控制	数值
脱甲烷塔理论塔板数/块	25	换热器最小换热温差/℃	≥3
脱乙烷塔理论塔板数/块	24	水冷器冷却温度/℃	40
外输压力/MPa	6.3	空冷器冷却温度/℃	50
压缩机绝热效率/%	75	乙烷回收率/%	≥95
膨胀机等熵效率/%	75		

表 3 RSV、SRC、CRR 流程主要参数对比

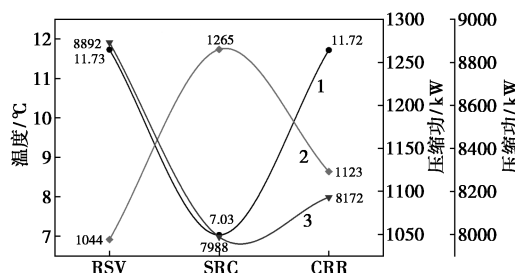
工艺流程形式	RSV	SRC	CRR
脱甲烷塔塔顶压力/MPa	2.8	2.9	2.9
脱乙烷塔塔顶压力/MPa	2.4	2.2	2.4
脱甲烷塔顶压缩机出口压力/MPa	—	5.0	5.5
低温分离器温度/℃	-47	-45	-43
低温分离器气相分离比*/%	24.8	21.5	38.0
外输气回流分流比*/%	12.6	—	—
丙烷制冷压缩功/kW	1044	1265	1123
脱甲烷塔顶压缩功/kW	—	367	396
外输压缩功/kW	7848	6356	6653
总压缩功/kW	8892	7988	8172
乙烷收率/%	95	95	95

注:外输气回流分流比\*:外输气回流量与外输气总流量的百分比;低温分离器气相分离比\*:低温分离器未进入膨胀机的流量与低温分离器气相流量的百分比。

## 2.3 参数结果分析

模拟过程中 CO<sub>2</sub> 的气液相冻堵裕量控制在 5℃ 以上<sup>[13]</sup>,主冷箱夹点最小温差为 3.5 以上,以耗能最低作为标准来选出最佳的回收工艺。其中对 3 种流程主冷箱的对数平均温差(LMTD)与压缩功的关系对比见图 4。LMTD 越小,冷箱中冷热曲线的贴合度更高,流程中能量的损失更少;各流程压缩功关系对比见图 5。

由图 4 可知,在相同的气质条件下,流程中主冷箱 LMTD 的规律与丙烷制冷压缩功规律相反,LMTD



1—LMTD-主冷箱;2—丙烷制冷压缩功;3—总压缩功

图 4 LMTD 与压缩功的关系对比图

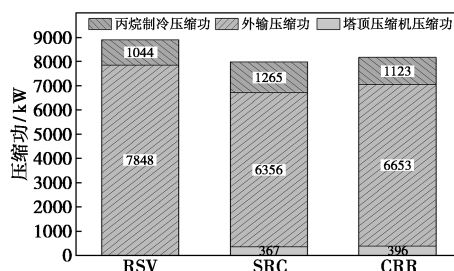


图 5 各流程压缩功对比图

越小,丙烷制冷的压缩功越大。SRC 流程最小为 7.03,说明热力学过程的效率最好,故总压缩功最小。同时存在一定的裕量,保证了原料气气质波动时带来的影响;其次是 CRR 流程,冷热匹配效果一般;RSV 流程的冷热匹配效果最差,总压缩功最大。由图 5 可知,RSV 流程外输压缩功比 SRC 和 CRR 分别高了 1492、1 195 kW。这是由于脱甲烷塔压力低,导致了外输压缩功高,而外输压缩功占总压缩功的占比超过了 80%,故总压缩功高。SRC 流程通过脱甲烷塔侧线压缩机与塔顶气换热,为脱甲烷塔塔顶提供冷凝回流,同时升高了外输气温度,从而减小了外输压缩功。CRR 流程中部分干气被压缩机增压后与低温分离器气相换热、回流,另一部分干气换热升温,膨胀端输出端温度升高,从而较小了外输压缩功。其中 SRC 膨胀机入口温度低于 CRR,故 SRC 的外输压缩功低于 CRR。综上,当乙烷回收率控制为 95% 时,SRC 工艺的能耗最低,总压缩功为 7 988 kW,而 RSV 与 CRR 乙烷回收工艺的总压缩功分别为 8 892、8 172 kW。SRC 能耗比 RSV 和 CRR 能耗低 10.17%、2.25%。

## 3 焓分析

传统焓分析凭借明显且高效的优点在石油、化工、动力、冶金、建材及制冷空调等行业被广泛应用在了工艺中<sup>[14]</sup>。在 Kelly 等<sup>[15]</sup>提出的传统的焓能

分析中,灰箱模型介于黑箱模型与白箱模型之间,克服了黑箱模型分析过于简单与白箱模型过于烦琐的缺点,因此灰箱模型被广泛使用。本节采用灰箱模型进行系统的焓分析,热力学模型中未发生化学反应,所以忽略化学焓只考虑物理焓带来的影响。

### 3.1 焓分析计算

物流的焓主要包括动能焓、势能焓、物理焓及化学焓<sup>[16-17]</sup>,其中动能焓和势能焓太小,忽略不计。本文中焓环境基准态条件环境压力为 101.325 kPa,环境温度  $T_0$  为 298.15 K<sup>[18]</sup>。物流焓的总焓、物理焓表达式分别为式(1)、式(2):

$$e^{\text{tot}} = e_x^{\text{ph}} + e_x^{\text{ch}} \quad (1)$$

$$e_x^{\text{ph}} = h - h_0 - T_0(s - s_0) \quad (2)$$

式中, $h$  为物流实际情况的焓, kJ/mol;  $s$  为物流实际情况的熵, J/K;  $h_0$  为环境基准状态下的焓, kJ/mol;  $s_0$  为环境基准态下的熵, J/K;  $T_0$  为环境基准态下的温度, K。

### 3.2 焓对比结果分析

根据上述焓分析模型,通过 HYSYS 计算了主要单元中各类设备焓损以及焓效率公式对 RSV、SRC、CRR 3 种乙烷回收流程进行传统焓分析。焓损对比结果见表 4,各流程各类设备焓损比例见图 6,各流程各类设备焓损见图 7。

表 4 乙烷回收工艺焓损对比

设备/工艺流程	RSV		SRC		CRR	
	焓损/ kW	焓效 率/%	焓损/ kW	焓效 率/%	焓损/ kW	焓效 率/%
主冷箱	1896.10	75.48	686.99	75.12	1885.24	63.11
预冷冷箱	84.66	8.44	—	—	—	—
过冷冷箱	—	—	466.55	87.13	762.87	85.51
膨胀机组膨胀端	492.51	78.47	488.07	78.67	397.12	78.78
膨胀机组增压端	3129.98	74.33	3150.05	75.03	2577.39	80.52
外输气压缩机	14023.78	78.70	11375.56	78.79	11905.612	78.95
塔顶压缩机	—	—	606.43	65.11	654.40	65.33
空冷器	584.49	12.77	411.36	19.32	509.86	18.67
换热器	80.44	37.05	55.99	32.03	74.60	35.11
节流阀 1	139.66	97.62	91.39	98.54	363.11	97.81
节流阀 2	251.69	97.66	205.70	97.79	116.73	98.03
节流阀 3	57.80	94.70	41.37	94.91	32.02	94.79
脱甲烷塔	40956.77	89.02	4039.53	90.14	5386.28	76.67
脱乙烷塔	266.47	92.12	991.87	75.93	950.29	76.28
系统总焓	61964.35	62.50	22610.86	85.89	25615.52	81.69

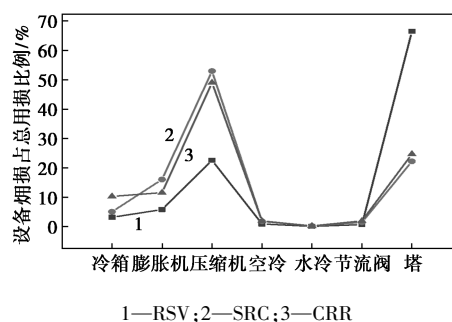


图 6 各流程各类设备焓损比例

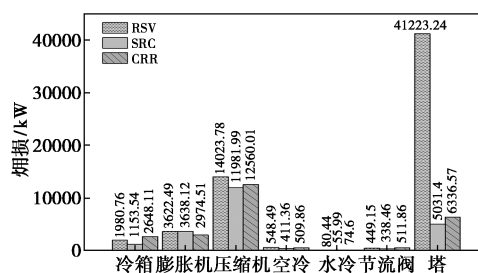


图 7 各流程各类设备焓损

通过上述分析可知:

(1) 在整个乙烷回收工艺中,各设备的普遍焓效率不算太高。RSV、SRC、CRR 3 个流程的总焓损分别为 61 964.35、22 610.86、25 615.52 kW, SRC 比 RSV 和 CRR 总焓损分别低 63.51%、11.73%。RSV、SRC、CRR 的总焓效率分别为 62.50%、85.89%、81.69%。SRC 的焓损占总焓损的比例最小且焓效率最高。

(2) 在 RSV、SRC、CRR 3 种流程中各个设备焓损占比中,空冷器、换热器、节流阀焓损所占比例小 (<2%)。RSV 流程塔器设备焓损最大(66.53%),塔器焓损占比主要在于脱甲烷塔,焓损为 40 956.77 kW。原因是脱甲烷塔运行温度在 -100~10℃ 之间,所消耗的冷量较多,同时脱甲烷塔的侧重沸器也会引起更多的冷量损失。SRC 在脱甲烷塔上部抽出了部分气体,通过压缩机增压与脱甲烷塔塔顶外输气换热,为脱甲烷塔塔顶提供了冷量,所以脱甲烷塔的焓损下降较为明显,只有 4 039.53 kW。CRR 通过在脱甲烷塔塔顶增加了压缩机,将部分干气增压与低温分离器出口部分气相换热冷凝回流,为脱甲烷塔提供冷量,脱甲烷塔焓损下降为 5 386.28 kW。

(3) RSV、SRC、CRR 3 个流程中压缩机的焓损相近,分别为 14 023.78、11 981.99、12 560.01 kW。原因是 SRC 流程透平膨胀机膨胀端进料温度低于 RSV、CRR,故 SRC 外输压缩机焓损较小。RSV、

SRC、CRR 3 种流程冷箱焓损占比分别为 3.20%、5.10%、10.34%，总焓损分别为 1 980.76、1 153.54、2 648.11 kW。由此可看出 SRC 冷箱焓损小，换热过程不可逆性较低，对数平均温差为 3 个流程中最低的 7.03℃，使冷热物流的换热更加充分的结论一致。

#### 4 经济分析

经济性的评价是衡量乙烷回收工艺是否合理一项重要指标，在经济评估中主要包括资本支出以及生产成本支出。本节着重对生产成本进行分析计算，根据参考标准<sup>[19]</sup>天然气热值为 31.4 MJ/m<sup>3</sup>，价格为 2.02 元/m<sup>3</sup>。乙烷产品价格收益为 4 568 元/t，液化石油气价格收益为 3 849 元/t，稳定轻烃价格收益为 4 519 元/t。一年中装置的运行时间为 8 000 h，单位小时内所消耗 1 kW 的电功率需要价格为 1 元<sup>[20]</sup>。通过对 3 种流程生产产品及能耗的计算，生产成本结果表见 5。

表 5 乙烷回收流程生产成本对比结果

工艺流程	RSV	SRC	CRR
产品 外输气/(10 <sup>4</sup> m <sup>3</sup> ·a <sup>-1</sup> )	213175.62	213175.62	212740.78
乙烷产品/(10 <sup>4</sup> t·a <sup>-1</sup> )	17.96	17.67	18.03
液化石油气/(10 <sup>4</sup> t·a <sup>-1</sup> )	8.61	8.85	8.53
稳定轻烃/(10 <sup>4</sup> t·a <sup>-1</sup> )	1.75	1.75	1.75
年产品收益/万元	553704.16	553305.40	552837.64
能耗 热负荷/kW	7761.26	8045.55	8622.29
热负荷耗费(折算气)/万元	1438.36	1491.05	1597.93
电负荷/kW	8891.70	7988.36	8171.63
电负荷耗费(折算电)/万元	7113.36	6390.69	6537.30
年耗能费用/万元	8551.72	7881.74	8135.23
年总收益/万元	545152.44	545423.67	544702.41

在保证乙烷回收率大于 95% 条件下，对 RSV、SRC、CRR 3 种流程生产成本的计算可知，SRC 流程所需要的年耗能费用为 7 881.74 万元/a，是 3 个流程中最低；其次是 CRR 流程 8 135.23 万元/a，RSV 流程为 8 551.72 万元/a。SRC 相比于 RSV、CRR 年损耗费用分别降低了 10.16%、2.24%。SRC 总收益最好为 545 423.67 万元/a，相比 RSV、CRR 多了 4.98%、13.24%。因此，从工艺生产成本的角

度来讲，在中高压贫气气质条件下，选用 SRC 流程经济效益最好。

#### 5 结论

原料气采用某油田的中高压贫气气质，使用 Aspen HYSYS 软件对 RSV、SRC、CRR 3 种乙烷回收工艺流程进行模拟分析。结论如下。

(1) 能耗分析结果表明，SRC 乙烷回收工艺能耗最低，总压缩功为 7 988 kW，能耗比 RSV 和 CRR 能耗低 10.17%、2.25%。

(2) 对 RSV、SRC、CRR 主体工艺进行热力学分析结果表明，SRC 焓损最小，为 22 610.86 kW，在总体焓损上比 RSV 和 CRR 低 63.51%、11.73%。SRC 焓效率最高，为 85.89%，其次是 CRR 焓效率为 81.69%，RSV 为最低的 62.50%。

(3) 通过对 RSV、SRC、CRR 3 种流程电耗能和热负荷耗费生产成本分析结果表明，SRC 年耗能费用最低为 7 881.74 万元/a，总收益最好为 545 423.67 万元/a，相比 RSV、CRR 多 4.98%、13.24%。从经济效益上，推荐采用 SRC 流程。

#### 参考文献

- [1] 邱鹏,常志波,刘子兵,等.“混合制冷剂预冷+膨胀机制冷+双气过冷”乙烷回收工艺[J].天然气工业,2021,41(5):121-126.
- [2] 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.
- [3] 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.
- [4] 刘祎伟.天然气乙烷回收工艺优化研究[D].成都:西南石油大学,2016.
- [5] 蒋洪,李浩玉,杨冬磊,等.SRC 乙烷回收工艺改进及综合对比分析[J].石油与天然气化工,2021,50(6):49-57,63.
- [6] 蔡棋成,蒋洪.天然气乙烷回收工艺 SRC 流程特性分析[J].天然气化工:C1 化学与化工,2017,42(3):73-77.
- [7] 王金波,蒋洪,宋晓娟.LNG 与 NGL 联产工艺优化及改进[J].石油与天然气化工,2020,49(5):56-62.
- [8] Kherbeck L, Chebbi R. Optimizing ethane recovery in turboexpander processes[J]. Journal of Industrial & Engineering Chemistry, 2015, 21:292-297.
- [9] 杨冬磊,周卫军,骆兴龙,等.基于高级(焓)分析的富气乙烷回收工艺改进[J].北京化工大学学报:自然科学版,2023,50(3):49-58.
- [10] 中国国家标准化管理委员会.天然气:GB 17820—2018[S].北京:中国标准出版社,2018.
- [11] 中国石油天然气集团有限公司.Q/SY 01027—2019.天然气回收乙烷技术指标[S].北京:中国标准出版社,2019.

(下转第 238 页)

营成本估计为每年总资本成本的 10%，折现率假设为 10%。处理医疗废物和动物废物的价格分别为 3 000、66.86 元/t，废渣的售卖价格为 354.74 元/t。来自医疗废物和动物废物处理的年收入分别为 6 220.80 万元和 2 174.93 万元，炉渣销售的年收入为 13.91 万元。此外氢气售卖每年带来 13 618.94 万元的收入。通过计算得知该系统可以在 3.25 a 内收回初始成本，新方案的净现值预计在 25 a 的使用寿命内达到 80 752.48 万元。它证实了该提案的经济可行性，并在短期内提供可观的货币回报。

## 5 结论

本研究设计了一种利用医疗废物和沼气的零碳制氢系统，实现了生产清洁能源氢气的目标，并且将氢气作为能源储存媒介的技术。该创新系统有效处理大量废物制取氢气并且实现零碳排放。基于仿真系统模型，对混合系统进行了热力学和经济性评价，得出的主要结论如下。

(1) 该方案解决了医疗废物和动物废物分离处理带来的能量损失和散热问题，各子系统紧密耦合，新概念的总效率达到 63.20%。从热力学角度表明，新概念是相当可行和有效的。

(2) 该系统的焓损失为 20.30 MW，总焓效率为 59.15%。根据对各子系统的详细分析，沼气自热重整引起的焓损失的最大组成部分约为 8.52 MW。焓分析的结果有助于进一步优化新系统的设计。

(3) 从经济分析中可以看出，该系统可以在 3.25 a 收回初始成本，新方案的净现值预计在 25 a 的使用寿命内达到 807 524.84 元。证实了该方案的经济可行性，并在短期内提供了可观的收益回报。

## 参考文献

- [1] 杨俊杰,唐晴,赵振希.新冠肺炎疫情下 Y 省民航机场医疗废物处置现状与分析[J].中国卫生法制,2023,31(2):83-87.
- [2] 庄向婷,强敏敏,叶超.集约化养猪场粪污堆肥对菜地土壤污染的影响[J].水土保持研究,2023,30(5):462-467.
- [3] 竹涛,薛泽宇,王若男,等.热等离子体处理前后垃圾飞灰中重金属浸出浓度的变化及二噁英分布特性的差异[J].环境工程学报,2021,15(6):2072-2079.
- [4] 陈逸文,赵晋斌,李军舟,等.电力低碳转型背景下氢储能挑战与展望[J].发电技术,2023,44(3):296-304.
- [5] Kuo P, Illathukandy B, Wu W, *et al.* Energy, exergy, and environmental analyses of renewable hydrogen production through plasma gasification of microalgal biomass[J]. *Energy*, 2021, 223:120025.
- [6] Bhattacharya A, Das A, Datta A. Exergy based performance analysis of hydrogen production from rice straw using oxygen blown gasification[J]. *Energy*, 2014, 69:525-533.
- [7] Di Marcoberardino G, Foresti S, Binotti M, *et al.* Potentiality of a biogas membrane reformer for decentralized hydrogen production[J]. *Chemical Engineering and Processing-Process Intensification*, 2018, 129:131-141.
- [8] Gutiérrez Ortiz F J, Serrera A, Galera S, *et al.* Methanol synthesis from syngas obtained by supercritical water reforming of glycerol[J]. *Fuel*, 2013, 105:739-751.
- [9] Curry N, Pillay P. Biogas prediction and design of a food waste to energy system for the urban environment[J]. *Renew Energ*, 2012, 41:200-209.
- [10] Huang H, Tang L. Treatment of organic waste using thermal plasma pyrolysis technology[J]. *Energy Convers Manage*, 2007, 48:1331-1337.
- [11] Sansaniwal S K, Sharma V, Mathur J. Energy and exergy analyses of various typical solar energy applications: A comprehensive review[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2018, 82:1576-1601.
- [12] Pan P, Zhang M, Peng W, *et al.* Thermodynamic evaluation and sensitivity analysis of a novel compressed air energy storage system incorporated with a coal-fired power plant[J]. *Entropy*, 2020, 22(11):1316.
- [13] Peng W, Chen H, Liu J, *et al.* Techno-economic assessment of a conceptual waste-to-energy CHP system combining plasma gasification, SOFC, gas turbine and supercritical CO<sub>2</sub> cycle[J]. *Energy Convers Manage*, 2021, 245:114622. ■
- [14] 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.
- [15] 朱倩谊,易驰,杨雨林,等.高含二氧化碳凝析气乙烷回收工艺改进[J].天然气化工:C1 化学与化工,2021,46(3):107-113,127.
- [16] 王志国.天然气深冷分离装置的焓分析及用能改进建议[J].化学工程,2006,(2):71-74.
- [17] Kelly S, Tsarsaronis G, Morosuk T. Advanced exergetic analysis: Approaches for splitting the exergy destruction into endogenous and exogenous parts[J]. *Energy*, 2009, 34(3):384-391.
- [18] Roberts M J, Repasky J M. Method and apparatus for producing products from natural gas including helium and liquefied natural gas: US07437889B2[P]. 2007-01-08.
- [19] Vatani A, Mehrpooya M, Palizdar A. Energy and exergy analyses of five conventional liquefied natural gas processes[J]. *Int J Energy Res*, 2014, 38(14):1843-1863.
- [20] 杨雨林,陈小榆,何杰,等.乙烷回收改进流程用能分析[J].石油与天然气化工,2019,48(4):61-68.
- [21] 丁玲.TLM 气田天然气深度凝液回收工艺技术研究[D].成都:西南石油大学,2016.
- [22] 蒋洪,高鹏,胡成星,等.富气乙烷回收流程制冷工艺的分析比选[J].现代化工,2021,41(10):215-220. ■

(上接第 232 页)