

引用格式: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.

YANG DongLei, ZHOU WeiJun, LUO XingLong, et al. Improvement of the rich gas ethane recovery process based on advanced exergy analysis[J]. Journal of Beijing University of Chemical Technology (Natural Science), 2023,50(3):49–58.

基于高级焓分析的富气乙烷回收工艺改进

杨冬磊¹ 周卫军¹ 骆兴龙¹ 张朋岗¹ 李乐乐¹ 胡成星² 马亦德¹ 易 驰¹ 梁士佳¹ 熊 悦¹
(塔里木油田 1. 油气运销部; 2. 产能建设事业部, 库尔勒 841000)

摘 要: 针对国内新开发的中高压富气板块原料气工况条件,发现部分干气循环(recycle split vapor process, RSV)工艺在进行乙烷回收时存在能耗高及焓效率低的问题。采用常规焓及高级焓方法对 RSV 工艺进行计算,找出原料气预冷冷箱、外输气压缩机、透平膨胀机膨胀段、丙烷制冷循环二级压缩机、脱甲烷塔、外输气空冷器等 6 个焓损较高的关键设备,分析产生各设备焓损的主要原因。然后以降低外输干气回流比、降低丙烷循环量作为改进方向,提出采用两级分离、增加冷流方式的部分干气再循环(recycle split vapor with liquid flashing process, RWLF)工艺,与 RSV 工艺对比发现 RWLF 工艺总压缩功耗及焓损分别降低了 6.1%、9.34%,焓效率提高了 23.23%。以上结果表明高级焓分析法可用于乙烷回收工艺优化,为现场乙烷回收工艺优化提供新思路。

关键词: 富气; 乙烷回收; 高级焓; 焓损; 工艺优化

中图分类号: TE646 **DOI:** 10.13543/j.bhxbzr.2023.03.006

引 言

为降低天然气凝液回收装置能耗、提高回收率及经济效益,需针对天然气凝液回收工艺进行优化,优化方法分直接优化法和间接优化法两类。其中直接优化法中常用的是响应面优化法和遗传算法。焓分析方法是间接优化法的一种。采用常规焓分析方法来评价流程,可以计算设备的焓损、焓效率,提出流程的改进方向,而在常规焓分析方法基础上发展起来的高级焓分析方法能够明确焓损产生的原因并量化设备改进潜力。因此,焓分析方法不仅可以实现参数优化,也可以对流程本身进行改进,极大地挖掘了工艺的优化潜力。

Mehrpooya 等^[1]将已建的乙烷回收装置的年利润作为优化目标,采用可变种群规模的遗传算法(VPGA)进行优化,优化后利润增长了 2.2%。可见采用遗传算法能够优化乙烷回收工艺参数,但当乙烷回收工艺较为复杂、单体设备较多时内嵌算法的

Aspen HYSYS 存在难以收敛的问题。刘伟飞^[2]以降低部分干气循环(recycle split vapor process, RSV)乙烷回收工艺能耗、提高乙烷收率为目标,采用单因素法确定了影响能耗和回收率的 4 个关键工艺,依照模拟数据及实验方案建立相应的响应面模型,经过最终优化乙烷回收率由 90.15% 增至 95.03%,装置能耗降低了 9.1%,节能效果显著。响应曲面优化法虽然可以量化工艺参数间交互作用对目标值的影响程度,但存在试验方案选择难度大、计算量大、仅停留在参数优化但未考虑设备本身改进潜力的问题。

Yoon 等^[3]运用 Unisim 软件对气相过冷工艺(GSP)、RSV、冷渣气回收(CRR)乙烷回收工艺进行模拟,并采用常规焓分析方法对工艺参数进行优化,发现:①在贫气条件下,GSP 工艺通过降低低温分离器气相分流比使得总焓损降低了 12%;②在贫气条件下,RSV 工艺和 CRR 工艺通过提高低温分离器温度使得总焓损均降低了 12%,结果显示焓分析在乙烷回收优化设计中的巨大优势。杨雨林等^[4]针对油田伴生气乙烷回收提出两种带不同制冷循环的高效流程并进行能耗分析与焓分析,结果显示在乙烷回收率相同的情况下,带自冷循环的流程比带丙

收稿日期: 2022-03-10

第一作者: 男,1992 年生,工程师

E-mail: 1292382876@qq.com

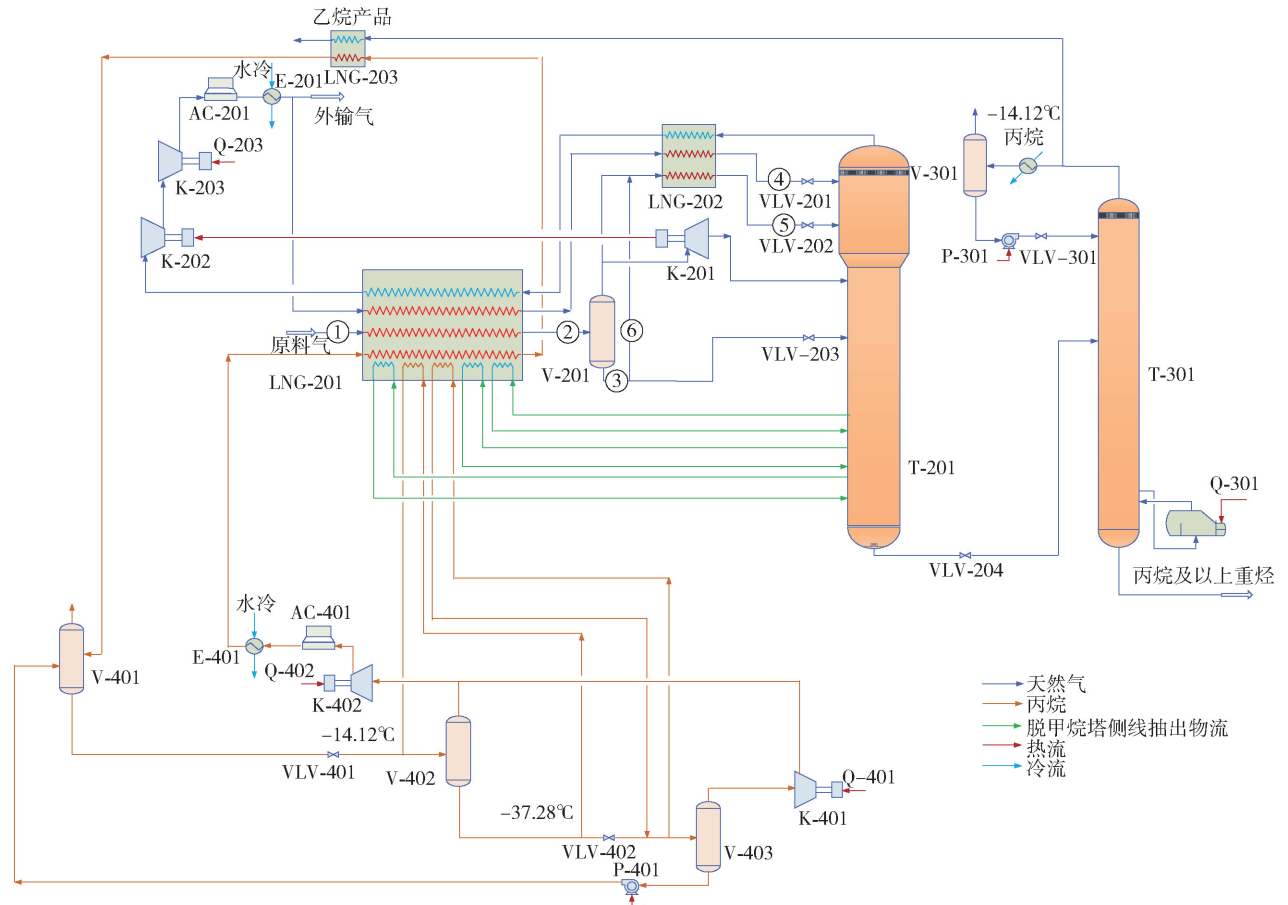
烷制冷的流程能耗降低 15.3%,两种流程的原料气预冷冷箱、制冷系统二级压缩机、外输气压缩机 3 种设备的总焓损占各自工艺总焓损量的比例超过 76%。可见采用常规焓分析法优化乙烷回收工艺,能够从设备本身角度优化工艺参数,但无法量化设备改进潜力。

马国光等^[5]采用高级焓方法对大连液化天然气(LNG)接收站进行研究,得出各设备的 4 类焓损分布情况及产生原因并提出优化方案,结果显示所有压缩机以及部分换热器的可避免的内源性焓损占比最大,优化后装置能耗降低了 6.6%,能量利用率提高了 28.891%,高级焓分析法在天然气液化工艺参数优化上得到成功应用。鉴于高级焓分析法在乙烷回收工艺中应用较少的现状,本

文采用高级焓分析法对 RSV 工艺进行优化,通过量化乙烷回收工艺中各关键设备间焓损的影响程度及自身的改进潜力,提出优化带闪蒸的部分干气再循环(recycle split vapor with liquid flashing process,RWLF)工艺,为乙烷回收工艺优化提供一种新方向。

1 RSV 乙烷回收流程

RSV 工艺以气相过冷工艺为基础,将部分外输干气(物流④,见图 1,下同)取代低温分离器气相作为塔顶回流,再经过冷冷箱降温后节流闪蒸进入塔顶部,部分低温分离器气相(物流⑤)经过冷冷箱降温后节流闪蒸进入塔上部。RSV 工艺的 Aspen HYSYS 模型见图 1。



LNG-201—原料气预冷冷箱;LNG-202—过冷冷箱;LNG-203—丙烷预冷冷箱;K-201—透平膨胀机膨胀段;K-202—透平膨胀机压缩段;K-203—外输气压缩机;K-401—丙烷制冷循环一级压缩机;K-402—丙烷制冷循环二级压缩机;E-201—外输气水冷器;E-401—热丙烷水冷器;AC-201—外输气空冷器;V-201、V-401、V-402、V-403—气液分离器;VLV-201、VLV-202、VLV-203、VLV-204、VLV-301、VLV-401、VLV-402—节流截止阀;AC-401—热丙烷空冷器;T-201—脱甲烷塔;T-301—脱乙烷塔;P-301、P-401—泵。

图 1 RSV 工艺 HYSYS 模型图

Fig. 1 HYSYS model diagram of the RSV process

RSV 工艺具有如下特点:①外输干气中甲烷含量高,将其作为塔顶回流提升了对塔上部气相的精馏作用;②对原料气气质及处理量适应性强,仅通过调节外输气回流比就可维持较高的乙烷回收率,但会引起主体装置能耗的增加;③易于改造,取消外输干气回流就可转换为气相过冷工艺。

2 能耗及常规焓分析

本文参经常用的气质贫富划分标准,即规定 GPM 值大于 2.5 是富气,GPM 值小于等于 2.5 是贫气^[6-7],其中 GPM 值是指每千标准立方英尺气体(15.5℃,101.325 kPa)中可回收的液烃体积(以加仑计),可用来衡量天然气气质的贫富。本文选取的典型富气气质组分见表 1。使用 Aspen HYSYS 软件对乙烷回收工艺进行模拟分析,流程采用丙烷制冷与膨胀机联合制冷工艺,气液平衡模型选用 Peng-Robinson 方程,模拟过程中基础参数具体如下:脱甲烷、乙烷塔压差均取 50 kPa,理论塔板数分别取 23、24,膨胀机等熵效率及压缩机绝热效率分别取 85%、75%;采用两级丙烷制冷对原料气和脱乙烷塔顶气供冷,其中原料气预冷所需的温位为-37.28℃及-14.12℃两个低温位,所对应的蒸发压力分别为 125 kPa、300 kPa。原料气 GPM 为 6.21,压力 6 MPa,温度 45℃,处理规模 500×10⁴ m³/d,外输干气压力与温度分别为 6.2 MPa、40℃。

表 1 原料气组成

Table 1 Composition of the feed gas

组分	体积分数/%	组分	体积分数/%
N ₂	3.164 5	nC ₄	1.150 3
CO ₂	0.434 7	iC ₅	0.277 5
C ₁	74.265 7	nC ₅	0.225 6
C ₂	12.404 9	C ₆	0.140 4
C ₃	6.338 9	C ₇ ⁺	0.126 4
iC ₄	1.366 5		

控制指标如下:冷箱夹点大于等于 3.5,乙烷产品中甲烷组分质量分数小于 1%。RSV 工艺总压缩功耗见表 2。

由表 2 可知,当原料气气质较富时,原料气冷凝率过高使得膨胀机进气量降低,膨胀制冷量减少,导致丙烷制冷功率的增加;同时,还引起甲烷组分过度冷凝,导致脱甲烷塔第二股进料(物流⑤)甲烷含量

表 2 RSV 乙烷回收工艺模拟结果

Table 2 Simulation results of the RSV ethane recovery process

参数		数值
外输干气回流比/%		17
低温分离器	温度/℃	-43
	气相分流比/%	17.3
膨胀机出口	压力/MPa	2.8
	温度/℃	-73.5
脱甲烷塔	压力/MPa	2.7
	塔顶温度/℃	-95.81
脱甲烷塔第二股进料 CH ₄ 含量(摩尔分数)/%		71.5
CO ₂ 最低冻堵裕量/℃		17.09
外输压缩机功率/kW		6 214.9
丙烷制冷循环压缩功率/kW		3 933.2
总轴功率/kW		10 148.1
乙烷回收率/%		93
丙烷回收率/%		99.92

较低(摩尔分数 71.5%),影响了该股进料的气化制冷效果,需要增加外输干气回流比来保证较高的乙烷回收率,从而使得外输压缩机功耗及总压缩功耗过高。

本文采用灰箱模型进行系统焓分析,在计算物流焓损时仅考虑物理焓与化学焓,具体如式(1)所示,且将环境基准态设为 101.325 kPa,298.15 K。乙烷回收流程中诸如冷箱、塔器、压缩机等单体设备的焓损和焓效率计算公式见表 3^[8-9],计算结果如表 4、图 2 所示。

$$e_x^{\text{tot}} = e_x^{\text{ph}} + e_x^{\text{ch}} \tag{1}$$

式中, e_x^{tot} 为物流 x 总焓,kJ/kg; e_x^{ph} 为物流 x 物理焓,kJ/kg; e_x^{ch} 为物流 x 化学焓,kJ/kg。

由表 4、图 2 可知,RSV 流程总焓损和焓效率分别为 10 524.9 kW、19.8%,流程中塔器的总焓损占流程焓损的比例最大,为 35.97%,压缩机及膨胀机、空冷器、冷箱次之。除节流阀外,焓损占比较大的主要设备依次为 T-301>K-203>AC-201>LNG-201>T-201>K-402>LNG-202=AC-401>K-201>K-202,其中 T-301 焓损较大且焓效率低。

3 高级焓分析

采用常规焓分析仅能得到各工艺设备的焓损、

表3 各设备烟损及烟效率计算公式

Table 3 Calculation formulae for exergy loss and efficiency of each equipment item

设备	烟损计算公式	烟效率计算公式
节流阀	$I_{\text{VLV}} = Ex_i - Ex_o = \sum (\dot{m} \cdot e)_i - \sum (\dot{m} \cdot e)_o$	$\eta_{\text{VLV}} = \frac{e_o^{\Delta T} - e_i^{\Delta T}}{e_i^{\Delta P} - e_o^{\Delta P}}$
换热器	$I_{\text{LNG}} = Ex_i - Ex_o = \sum (\dot{m} \cdot e)_i - \sum (\dot{m} \cdot e)_o$	$\eta_{\text{LNG}} = 1 - \left\{ \left[\frac{\sum (\dot{m} \cdot \Delta e)}{\sum (\dot{m} \cdot \Delta h)} \right]_h - \left[\frac{\sum (\dot{m} \cdot \Delta e)}{\sum (\dot{m} \cdot \Delta h)} \right]_c \right\}$
空冷器	$I_{\text{AC}} = Ex_i - Ex_o = \sum (\dot{m} \cdot e)_i + e_{\text{ai}} + W_{\text{AC}} - \sum (\dot{m} \cdot e)_o - e_{\text{ao}}$	$\eta_{\text{AC}} = \frac{e_s}{\sum (\dot{m} \cdot e)_i - \sum (\dot{m} \cdot e)_o + W_{\text{AC}}}$
膨胀机	$I_{\text{K}} = Ex_i - Ex_o = \sum (\dot{m} \cdot e)_i - W_o - \sum (\dot{m} \cdot e)_o$	$\eta_{\text{K}} = \frac{W_o}{\sum (\dot{m} \cdot e)_i - \sum (\dot{m} \cdot e)_o}$
压缩机	$I_{\text{C}} = Ex_i - Ex_o = \sum (\dot{m} \cdot e)_i + W_i - \sum (\dot{m} \cdot e)_o$	$\eta_{\text{C}} = \frac{\sum (\dot{m} \cdot e)_i - \sum (\dot{m} \cdot e)_o}{W_i}$
塔器	$I_{\text{T-201,T-301}} = Ex_i - Ex_o$	$\eta_{\text{T-201,T-301}} = \frac{W_{\text{min}}}{I + W_{\text{min}}}$ $W_{\text{min}} = \sum (Ex_{\text{feed}} - Ex_{\text{bott}} - Ex_{\text{top}})$
	$Ex_i = Q \left(1 - \frac{T_o}{T_{\text{ref}}} \right) + \sum (Ex_{\text{feed}} + Ex_{\text{enter side stream}})$	
	$Ex_o = \sum (Ex_{\text{bott}} + Ex_{\text{top}} + Ex_{\text{output side stream}})$	
系统	$I_{\text{T-202}} = Ex_i - Ex_o = \sum (\dot{m} \cdot e)_i - \sum (\dot{m} \cdot e)_o$	$\eta_{\text{T-202}} = \frac{Ex_o}{Ex_i} = \frac{\sum (\dot{m} \cdot e)_o}{\sum (\dot{m} \cdot e)_i}$
	$I_{\text{tot}} = I_{\text{VLV}} + I_{\text{LNG}} + I_{\text{AC}} + I_{\text{K}} + I_{\text{C}} + I_{\text{T-201}} + I_{\text{T-301}} + I_{\text{T-202}}$	$\eta_{\text{tot}} = 1 - \frac{I_{\text{tot}}}{\sum Ex_{Q_{\text{in}}} + \sum W_{\text{in}}}$

I_x —设备 x 的烟损, kW; η_x —设备 x 的烟效率, %; Ex —物流烟, kW; \dot{m} —物流流量, kg/h; e_x —物流比焓, kJ/kg; $e_x^{\Delta T}$ —物流温度烟, kW; $e_x^{\Delta P}$ —物流压力烟, kW; e_{ax} —空气物流烟, kW; W_{AC} —空冷器电机功率, kW; W_x —功率, kW; Q —重沸器热功率, kW; h —质量焓, kJ/kg; T_{ref} —重沸器温度, °C; I_{tot} —系统总烟损, kW; $Ex_{Q_{\text{in}}}$ —系统输入热烟, kW; W_{in} —系统输入功, kW; 下标 i、o 表示输入或输出; 下标 top、bott、feed 表示塔顶、塔底或进塔; 下标 enter side stream、output side stream 表示进塔或出塔侧线抽出。

表4 RSV 工艺各设备烟损及烟效率计算结果

Table 4 Calculation results of exergy loss and efficiency of each equipment item in the RSV process

设备	烟损/kW	烟效率/%	设备	烟损/kW	烟效率/%	设备	烟损/kW	烟效率/%
LNG-201	1 074. 7	94. 9	VLV-201	133. 2	58. 7	E-401	37. 4	95. 7
LNG-202	405. 5	92. 1	VLV-202	145. 7	31. 1	AC-201	1 197. 9	10. 3
LNG-203	33. 9	93. 8	VLV-203	323. 9	45. 2	AC-401	405. 5	58. 3
K-201	256. 9	79. 3	VLV-204	3. 8	9. 3	T-201	978. 2	65. 8
K-202	225. 2	76. 8	VLV-301	27. 5	21. 2	T-301	2 807. 2	9. 1
K-203	1 221. 9	80. 1	VLV-401	253. 8	42. 4	总计	10 524. 9	19. 8
K-401	144. 9	72. 3	VLV-402	37. 2	73. 8			
K-402	750. 1	78. 0	E-201	60. 5	93. 1			

烟效率, 以及发现烟损占比较大和效率低的设备。高级烟分析将烟损细分为 4 类^[10], 能够量化流程中设备间烟损的影响程度, 得到研究对象本身的改进潜力, 对 RSV 工艺提出更加细化且准确的优化措施, 从而实现降低流程烟损且提高流程烟效率的

目的。

3.1 内外源烟损模型

高级烟分析模型中将研究对象烟损细分为内源性烟损($E_{D,k}^{\text{EN}}$)和外源性烟损($E_{D,k}^{\text{EX}}$)两部分^[10-11], 即因自身原因造成的烟损和受流程中其他设备影响所

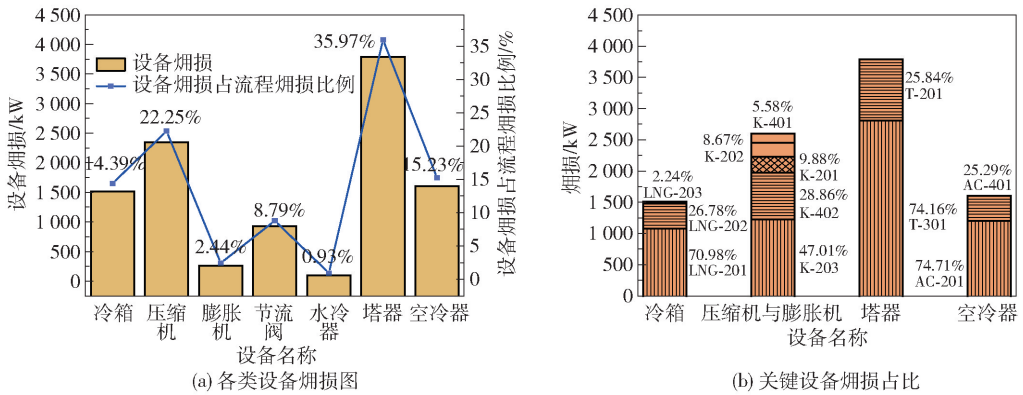


图 2 RSV 工艺关键设备的焓损占比

Fig. 2 Exergy loss ratio of key equipment in the RSV process

造成的焓损,具体关系如式(2)所示。

$$E_{D,k} = E_{D,k}^{\text{EN}} + E_{D,k}^{\text{EX}} \tag{2}$$

一般用来计算设备内源焓损的方法有元件分离法、热力循环法、工程图法。其中前两种方法在计算过程中需保证除研究对象外其余各设备在理想状态下运行,而在乙烷回收工艺中很难模拟冷箱、脱甲烷塔、脱乙烷塔等关键设备的理想工况,因此本文采用准确性已得到 Kelly 认证的工程图法进行计算^[12]。

采用工程图法计算设备内源焓损值的公式如式(3)所示。当 $E_{D,k}^{\text{EX}}$ 随 $E_{D,\text{others}}$ 趋近于0时,研究对象 $E_{D,k}^{\text{EN}}$ 等于流程总焓损 $E_{D,\text{tot}}$,因此保证最关键的研究对象焓效率不变,通过调整其余各设备的工艺参数,计算出多个 $E_{D,\text{others}}$ 、 $E_{D,\text{tot}}$ 点,再以 $E_{D,\text{others}}$ 为X轴、 $E_{D,\text{tot}}$ 为Y轴将所得各点连接并绘制成一次函数图像,则直线与Y轴的交点(函数截距)即为研究对象的 $E_{D,k}^{\text{EN}}$ ^[12]。

$$E_{D,\text{tot}} = E_{D,k}^{\text{EX}} + E_{D,k}^{\text{EN}} + E_{D,\text{others}} \tag{3}$$

3.2 不可避免和可避免焓损模型

即使应用最新技术,由于原材料、锻造工艺、技术及经济成本等原因所造成的仍不能减少的设备焓损称为不可避免焓损($E_{D,k}^{\text{UN}}$),剩余部分称为可避免焓损($E_{D,k}^{\text{AV}}$)^[13-14],具体关系见式(4)。其中当研究对象在不可避免状态条件下运行时,其焓损最小且焓效率最大,在此工况条件下得出研究对象焓损($E_{D,k}$)与产品焓($E_{P,k}$)的比值($E_{D,k}/E_{P,k}$)^{UN}。在计算设备 $E_{D,k}^{\text{UN}}$ 过程中,设备的不可逆假设状态见表5。RSV 工艺各设备内源焓损求解图及各类焓损占比分别见图3(a)、(b)。

$$E_{P,k} = \frac{E_{D,k}}{1 - \eta} \times \eta \Rightarrow E_{D,k}^{\text{UN}} = E_{P,k} \times \left(\frac{E_D}{E_P} \right)_k^{\text{UN}} \Rightarrow E_{D,k}^{\text{AV}} = E_{D,k} - E_{D,k}^{\text{UN}} \tag{4}$$

表 5 两种状态下各设备的参数规格

Table 5 Parameter specifications of each device in two states

设备	项目	数值	
		不可避免状态	理论状态
冷箱	夹点/℃	0.5	0
	最小平均温差/℃	3.5	0
	压差/kPa	0	0
压缩机	绝热效率/%	95	100
膨胀机	等熵效率/%	99	100
脱甲烷塔	理论塔板数	55	无限大
	压差/kPa	0	0
脱乙烷塔	理论塔板数	40	无限大
	回流比/%	0.2	无限小
	压差/kPa	0	0
空冷器	夹点/℃	5	0
	压差/kPa	0	0

由图 3 可看出：

- 1) RSV 流程各关键设备的内源焓损($E_{D,k}^{\text{EN}}$)和可避免焓损($E_{D,k}^{\text{AV}}$)占总焓损 $E_{D,\text{tot}}$ 的比例分别为 82.59%、61.22%,可见各设备均以 $E_{D,k}^{\text{EN}}$ 为主,说明目标设备受其余设备的焓损的影响较小,并且 $E_{D,k}^{\text{AV}}$ 占比较高,可见焓损改善潜力较大;
- 2) 3 个冷箱均以不可避免内源焓($E_{D,k}^{\text{UN,EN}}$)为主,表明采用优化参数来降低焓损的方法不太适用,因此改进重心可放在提高冷箱内高低温位匹配度上,因为 LNG-201 焓损占冷箱总焓损比例超过

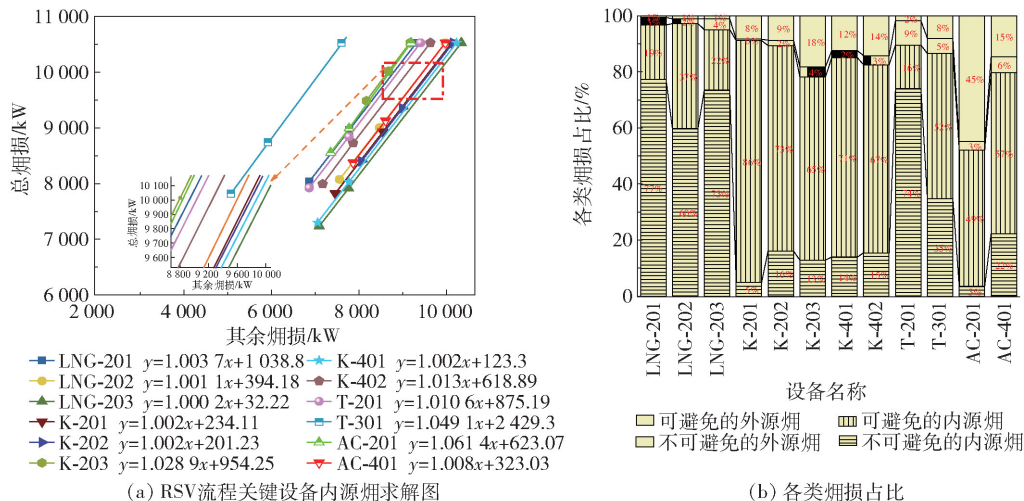


图3 RSV流程关键设备内源焓求解图及各类焓损占比

Fig. 3 Solving diagram of internal sources of key equipment in the RSV process and the loss ratio of various types of key equipment

70%,故仅优先对其进行改造,将在冷箱中添加冷流的方法作为改进方向;

3) 5个压缩机均以可避免内源焓($E_{D,k}^{AV,EN}$)为主,主要是由运行过程的低效率引起的,由于压缩机占总流程设备购置投资成本的70%以上,因此采用更换高效率压缩机的方法不经济;由于K-203、K-402的焓损占压缩机总焓损的比例超过78%,且主要是因进口物流温度较高引起的,因此分别采用提高LNG-201效率、降低外输干气回流比、降低丙烷循环量的方法来降低两压缩机焓损;

4) 脱乙烷塔T-301的焓损在所有设备中最大且其占比为51.74%,因此在保证乙烷产品质量的前提下,推荐采用适当降低塔顶回流比的方法来降低焓损;对于脱甲烷塔T-201,推荐采用增加塔板数或降低外输干气回流比的方法来降低焓损;

5) 空冷器AC-201的 $E_{D,k}^{AV,EN}$ 占比在所有设备中最高(44.76%),推荐采用降低外干气回流比的方法来降低进入AC-201的气相温度,以达到降低焓损的目的。

4 基于高级焓分析的流程改进

4.1 改进工艺的提出

以降低流程能耗且提高流程焓效率为目标,将流程中各设备高级焓分析结果作为主要基准,综合考虑以改进成本。采用两级分离方式,将低温分离器液相节流降温并进入LNG-201换热升温,

提高了冷箱换热效率;将高甲烷含量的闪蒸罐气相混入部分液相(物流⑤)作为脱甲烷塔第二股进料,有效降低了外输干气回流比,进而降低了K-203的进口温度与压缩功耗,提高了K-203及T-201的焓效率。

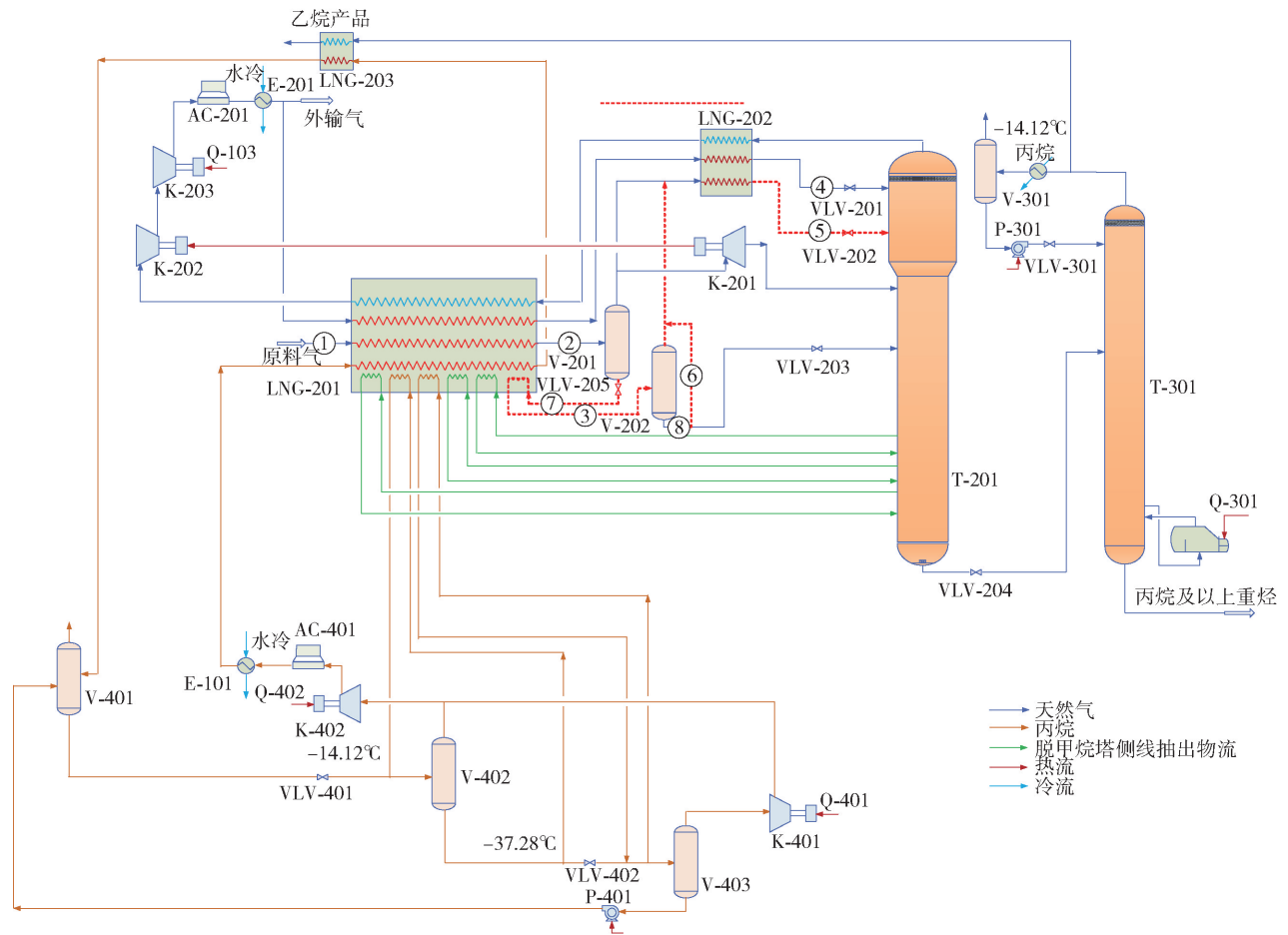
基于改变气源与多级分离的方法提出带闪蒸的部分干气再循环工艺,其HYSYS模型图如图4所示。RWLF改进工艺具有以下特点:①采用两级分离的方法,将低温分离器液相节流降温后再送入原料气预冷冷箱换热升温,充分利用节流后低温分离器液相的冷量,提高了系统的热集成度;②通过闪蒸罐有效分离出 CO_2 、 C_2H_6 及以上重组分,脱甲烷塔顶部 CO_2 含量显著降低,有效提高了脱甲烷塔 CO_2 的冻堵裕量;③高含 CH_4 的闪蒸罐气相混入部分液相(物流⑤)进入脱甲烷塔上部,乙烷回收率显著增加。

4.2 改进工艺的能耗及焓分析

运用HYSYS软件对RWLF工艺进行模拟,得出在相同气质工况条件下改进流程的能耗、常规焓及高级焓分析结果,具体如表6、7和图5、6所示。

对表6~7、图5~6进行分析可得出:

1) 以高级焓分析结果对RSV工艺进行改进,RWLF工艺脱甲烷塔第二股进料中甲烷组分含量提高至78.99%(摩尔分数),可使外输干气回流比由17%降至12.2%;低温分离器液相节流后进入LNG-201换热,丙烷制冷循环功率降低了231 kW,



LNG-201—原料气预冷冷箱; LNG-202—过冷冷箱; LNG-203—丙烷预冷冷箱; K-201—透平膨胀机膨胀段; K-202—透平膨胀机压缩段; K-203—外输气压缩机; K-401—丙烷制冷循环一级压缩机; V-201、V-202、V-401、V-402、V-403—气液分离器; VLV-201、VLV-202、VLV-203、VLV-204、VLV-301、VLV-401、VLV-402—节流截止阀; K-402—丙烷制冷循环二级压缩机; E-201—外输气水冷器; E-401—热丙烷水冷器; AC-201—外输气空冷器; AC-401—热丙烷空冷器; T-201—脱甲烷塔; T-301—脱乙烷塔; P-301、P-401—泵; 虚线表示改进流程与原流程的不同点。

图 4 RWLF 工艺 HYSYS 模型图

Fig.4 HYSYS model diagram of the RWLF process

表 6 RWLF 乙烷回收工艺模拟结果

Table 6 Simulation results of the RWLF ethane recovery process

参数			数值	参数			数值
外输干气回流比/%			12. 2	脱甲烷塔第二股进料 CH ₄ 含量(摩尔分数)/%			78. 99
低温分离器	温度/℃		−47	CO ₂ 最低冻堵裕量/℃			17. 91
闪蒸罐	液相分流比/%		8	外输压缩机功率/kW			5 834
膨胀机出口	压力/MPa		2. 8	丙烷制冷循环压缩功率/kW			3 702. 2
	温度/℃		−77. 3	总轴功率/kW			9 536. 2
脱甲烷塔	压力/MPa		2. 7	乙烷回收率/%			93
	塔顶温度/℃		−95. 69	丙烷回收率/%			99. 93

同时 LNG-201、K-401、AC-401 烟损也分别降低了 14.78%、9.52%、25.57%；综上，在相同乙烷回收率下，与 RSV 工艺相比，RWLF 工艺的压缩功耗及烟损均显著降低，各设备烟效率均有所提高且流程烟

表 7 RWLF 工艺各设备的焓损及焓效率计算结果

Table 7 RWLF process exergy loss and exergy efficiency calculation results

设备	焓损/kW	焓效率/%	设备	焓损/kW	焓效率/%	设备	焓损/kW	焓效率/%
LNG-201	915.8	95.7	VLV-201	94.1	58.9	E-201	62.8	93.1
LNG-202	314.1	94.1	VLV-202	74.8	42.3	E-401	38.2	95.7
LNG-203	35.3	93.4	VLV-203	151.8	45.6	AC-201	1 090.2	9.5
K-201	244.7	79.8	VLV-204	3.9	9.3	AC-401	301.8	59.2
K-202	210.7	76.9	VLV-205	128.8	54.8	T-201	872.4	67.9
K-203	1 093.2	80.7	VLV-301	23.6	21.6	T-301	2 711.3	10.1
K-401	131.1	72.8	VLV-401	254.8	42.3	总计	9 541.2	24.4
K-402	755.3	78.2	VLV-402	32.5	73.8			

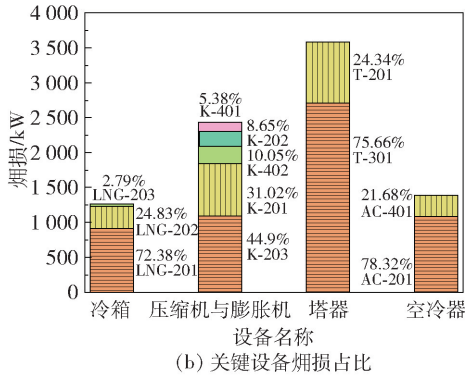
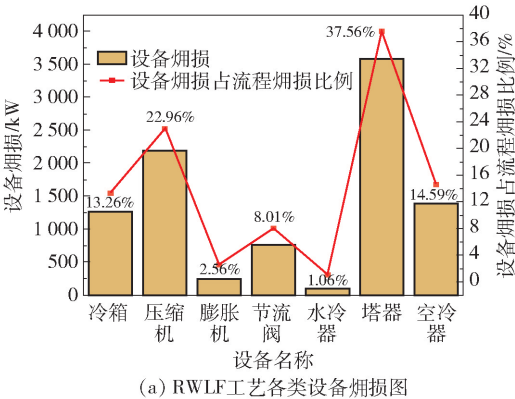


图 5 RWLF 关键设备的焓损占比

Fig. 5 Exergy loss ratio of key equipment in RWLF process

效率提高至 24.4% ;

2) 同时,RWLF 工艺的内源性焓损占比也降至 79.36%,可见改进工艺的不可逆性有所降低且节能效果较为显著,进而证明高级焓分析方法可用于乙烷回收工艺优化。

5 结论

(1) 对 RSV 工艺进行常规焓分析,结合设备焓

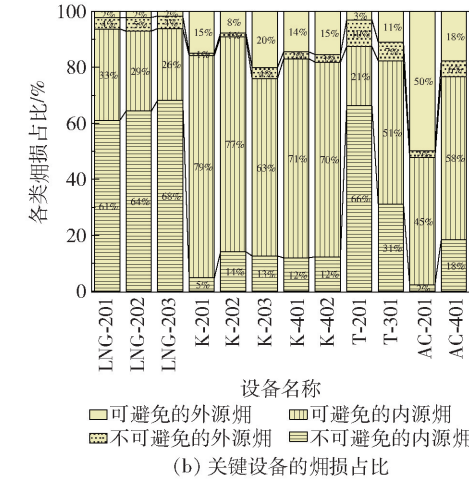
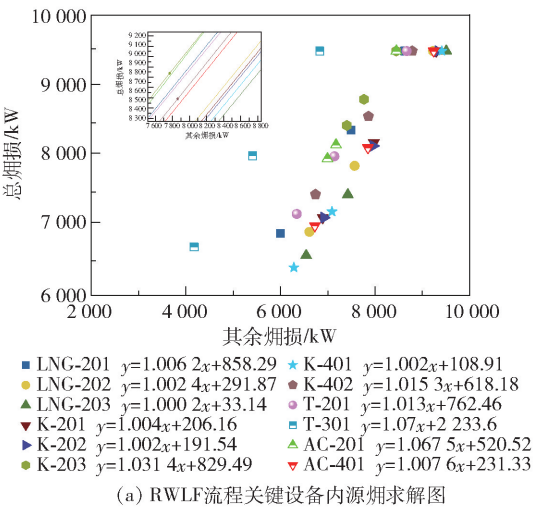


图 6 RWLF 流程关键设备内源求解图和关键设备的各类焓损占比

Fig. 6 Solving diagram of internal sources of key equipment in the RWLF process and the loss ratio of various types of key equipment

损大小,将流程改进重点放在 LNG-201、K-203、K-

201、K-402、T-301、AC-201 等 6 个焓损较高的关键设备上。

(2) 对 RSV 工艺进行高级焓分析,发现 LNG-201、T-301 的不可避免内源焓损均占比较大,而 K-201、K-402 和 AC-201 的可避免内源焓损均占比较高,因此将在冷箱中添加冷流、降低塔顶回流比、提高 LNG-201 效率、降低外输干气回流比、降低丙烷循环量等作为改进方向。

(3) 以高级焓分析结果作为主要基准,综合考虑改进成本,采用两级分离、增加冷流的方式提出 RWLF 工艺。与 RSV 工艺对比发现 RWLF 工艺的总压缩功耗及焓损分别降低了 6.1%、9.34%,焓效率提高了 23.23%。以上结果表明高级焓分析法可用于乙烷回收工艺的优化与改进,并为现场应用提供了新思路。

参考文献:

- [1] MEHRPOOYA M, VATANI A, ALI MOUSAVIAN S M. Optimum design of integrated liquid recovery plants by variable population size genetic algorithm[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 2010, 88(6): 1054 – 1064.
- [2] 刘伟飞. 天然气乙烷回收工艺优化研究[D]. 成都: 西南石油大学, 2016.
LIU Y F. Study on optimization of natural gas ethane recovery process[D]. Chengdu: Southwest Petroleum University, 2016. (in Chinese)
- [3] YOON S, BINNS M, PARK S, et al. Development of energy-efficient processes for natural gas liquids recovery[J]. Energy, 2017, 128: 768 – 775.
- [4] 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.
YANG Y L, CHEN X Y, HE J, et al. Energy analysis of ethane recovery improvement process[J]. Chemical Engineering of Oil & Gas, 2019, 48(4): 61 – 68. (in Chinese)
- [5] 马国光, 李雅娴, 张晨. 基于改良焓分析方法的 LNG 冷能空分工艺优化[J]. 天然气工业, 2018, 38(9): 121 – 128.
MA G G, LI Y X, ZHANG C. Optimization of the LNG cold energy air separation process based on the advanced
- exergy analysis method[J]. Natural Gas Industry, 2018, 38(9): 121 – 128. (in Chinese)
- [6] CHEBBI R, AL-AMOODI N S, ABDEL JABBAR N M, et al. Optimum ethane recovery in conventional turboexpander process[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2010, 88(5 – 6A): 779 – 787.
- [7] KHERBECK L, CHEBBI R. Optimizing ethane recovery in turboexpander processes[J]. Journal of Industrial and Engineering Chemistry, 2015, 21: 292 – 297.
- [8] JIN C H, LIM Y S. Economic evaluation of NGL recovery process schemes for lean feed compositions[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2018, 129: 297 – 305.
- [9] GHORBANI B, HAMED M H, AMIDPOUR M. Development and optimization of an integrated process configuration for natural gas liquefaction (LNG) and natural gas liquids (NGL) recovery with a nitrogen rejection unit (NRU)[J]. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2016, 34: 590 – 603.
- [10] JIANG H, ZHANG S J, JING J Q, et al. Thermodynamic and economic analysis of ethane recovery processes based on rich gas[J]. Applied Thermal Engineering, 2019, 148: 105 – 119.
- [11] MEHRPOOYA M, VATANI A, SADEGHIAN F, et al. Advanced exergoeconomic analysis of a novel process for production of LNG by using a single effect absorption refrigeration cycle[J]. Applied Thermal Engineering, 2017, 42: 262 – 270.
- [12] MOROSUK T, TSATSARONIS G, ZHANG C Y. Conventional thermodynamic and advanced exergetic analysis of a refrigeration machine using a Voorhees' compression process[J]. Energy Conversion and Management, 2012, 60: 143 – 151.
- [13] WEI Z Q, ZHANG B J, WU S Y, et al. Energy-use analysis and evaluation of distillation systems through avoidable exergy destruction and investment costs[J]. Energy, 2012, 42(1): 424 – 433.
- [14] BOYAGHCHI F A, MOLAIE H. Sensitivity analysis of exergy destruction in a real combined cycle power plant based on advanced exergy method[J]. Energy Conversion and Management, 2015, 99: 374 – 386.

Improvement of the rich gas ethane recovery process based on advanced exergy analysis

YANG DongLei¹ ZHOU WeiJun¹ LUO XingLong¹ ZHANG PengGang¹ LI LeLe¹
HU ChengXing² MA YiDe¹ YI Chi¹ LIANG ShiJia¹ XIONG Yue¹

(1. Oil and Gas Transportation and Marketing Department;

2. Production Capacity Construction Division, Petrochina Tarim Oilfield Company, Kuerle 841000, China)

Abstract: According to the feed gas conditions of the newly developed medium and high-pressure gas-rich plate in China, it is found that the recycle split vapor (RSV) process suffers from problems of high energy consumption and low exergy efficiency during ethane recovery. Conventional exergy and advanced exergy methods have been used to study and model the RSV process. The raw gas pre-cooling cold box, the external gas compressor, the expansion section of the turbo expander, the secondary compressor of the propane refrigeration cycle, and the demethanizer were found to be the key external components responsible for the high exergy loss of the gas transmission air cooler. The main causes of the exergy loss of each component were identified, thus reducing the return ratio of external dry gas and the amount of propane circulation. By adopting a two-stage separation and increasing the cold flow, the total compression power consumption and exergy loss were reduced by 6.1% and 9.34% respectively, compared with the RSV process, and the exergy efficiency increased by 23.23%. The results show that the advanced exergy analysis method can be used to optimize the ethane recovery process, which provides new ideas for the optimization of the on-site ethane recovery process.

Key words: rich gas; ethane recovery process; advanced exergy; exergy loss; process optimization

(责任编辑:吴万玲)