

富气乙烷回收流程制冷工艺的分析比选

蒋洪¹,高鹏^{1*},胡成星²,邓帮辉³,刘攀³,李新³

(1.西南石油大学石油与天然气工程学院,四川成都610500;

2.中国石油塔里木油田分公司油气田产能建设事业部,新疆库尔勒841000;

3.中国石油塔里木油田分公司油气运销部,新疆库尔勒841000)

摘要:为比选出基于GLSP乙烷回收流程的最优制冷工艺,首先针对丙烷制冷与膨胀机联合制冷、复叠式制冷、混合冷剂制冷3种制冷工艺进行能耗分析。研究表明,GLSP流程中制冷工艺能耗最低的是丙烷制冷与膨胀机联合制冷工艺,比最接近的复叠式制冷工艺低626 kW。对3种制冷工艺进行焓分析后表明,焓损失量最大的设备是脱甲烷塔,占总焓损量的29.04%。可通过调节物流进料位置和塔板数,让塔内温度变化更为平稳、连续,从而减小脱甲烷塔的焓损失。最后通过经济效益分析得出,3种制冷工艺中丙烷制冷和膨胀机制冷的联合制冷工艺的经济效益最为显著,比最接近的混合冷剂制冷工艺年收益多437万元。

关键词:低压富气;乙烷回收;制冷工艺;能耗分析;焓分析;经济效益分析

中图分类号:TQ221.12

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2021)10-0215-06

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2021.10.044

Analysis and selection of refrigeration process in rich gas ethane recovery process

JIANG Hong¹, GAO Peng^{1*}, HU Cheng-xing², DENG Bang-hui³, LIU Pan³, LI Xin³

(1.Petroleum Engineering School, Southwest Petroleum University, Chengdu 610500, China;

2.Oil and Gas Field Productivity Construction Division, PetroChina Tarim Oilfield Company, Korla 841000, China;

3.Oil and Gas Transportation and Marketing Department, PetroChina Tarim Oilfield Company, Korla 841000, China)

Abstract:In order to select out the optimal refrigeration process based on GLSP ethane recovery process, energy consumption analysis is conducted for three refrigeration processes including propane refrigeration-expander combining refrigeration, cascade refrigeration and mixed refrigerant refrigeration. It is shown that the propane refrigeration-expander combining refrigeration consumes the lowest energy in the GLSP process, which is 626 kW lower than the closest cascade refrigeration process. The exergy analysis on three refrigeration processes shows that the demethanizer is the equipment with the largest exergy loss, which accounts for 29.04% of total exergy loss. By adjusting the material feed positions and the number of trays, the temperature in the tower can change more stably and continuously, thereby reducing the exergy loss in the demethanizer. It is found through economic benefit analysis that the propane refrigeration-expander combining refrigeration exhibits the best economic benefit among three refrigeration processes, which is RMB 4.37 million per year more than the closest mixed refrigerant refrigeration.

Key words:low pressure rich gas; ethane recovery; refrigeration process; energy consumption analysis; exergy analysis; economic benefit analysis

天然气乙烷回收的制冷工艺选用是一项基于原料气气质、制冷工艺选取以及系统能量消耗等因素综合考虑的优选过程。其中,选用制冷工艺的关键指标是系统用能^[1-2]。中高压天然气宜采用膨胀机制冷工艺或冷剂预冷与膨胀机制冷联合工艺;但对于低压天然气,制冷工艺的选择相对多元化,可采用膨胀机制冷工艺、复叠式制冷工艺、混合冷剂制冷工艺以及冷剂制冷与膨胀机制冷联合工艺,但上述几种制冷工艺的能耗有所差异。针对低压天然气在乙烷回收过程中的不同制冷工艺的能耗差异问题,本

文中基于GLSP流程,比选出能耗最低的制冷工艺,并对能耗最低的流程进行焓分析与经济效益分析,指出其中能耗较高、效率最低的设备并提出相应的改进意见。

1 GLSP 流程介绍

为提高乙烷回收率,基于LSP流程,将低温分离器部分气相经降温过冷、节流作为脱甲烷塔第一股进料,并将低温分离器少量气相与部分液相混合组成脱甲烷塔第二股进料,即气液两相过冷乙烷回

收稿日期:2020-12-02;修回日期:2021-07-26

作者简介:蒋洪(1965-),男,硕士,教授,研究方向为油气集输及处理技术、系统能量综合利用及节能、汞污染控制;高鹏(1999-),男,硕士生,研究方向为天然气凝液回收与能量系统的安全与优化,通讯联系人,2473949342@qq.com。

收流程(gas and liquid subcooled process, GLSP)。国内外的相关科研人员对天然气乙烷回收技术做了很多研究,如 Diaz 等^[3]通过研究 GSP、LSP 工艺对原料气气质的适应性,发现 GSP、LSP 工艺分别适用于贫气、富气,随着天然气中 CO₂ 含量增加,乙烷回收流程整体能耗增加。本文中采用兼具 GSP 和 LSP

流程优点的 GLSP 流程,该流程乙烷回收率可达 94%,且能耗可以控制在较低水平。其特点为:①采用气相过冷、气液混合过冷有利于提高乙烷回收率,较 LSP 流程丙烷损失量更小;②气相及液相混合过冷,能够提高二氧化碳冻堵裕量。GLSP 乙烷回收的工艺流程如图 1。

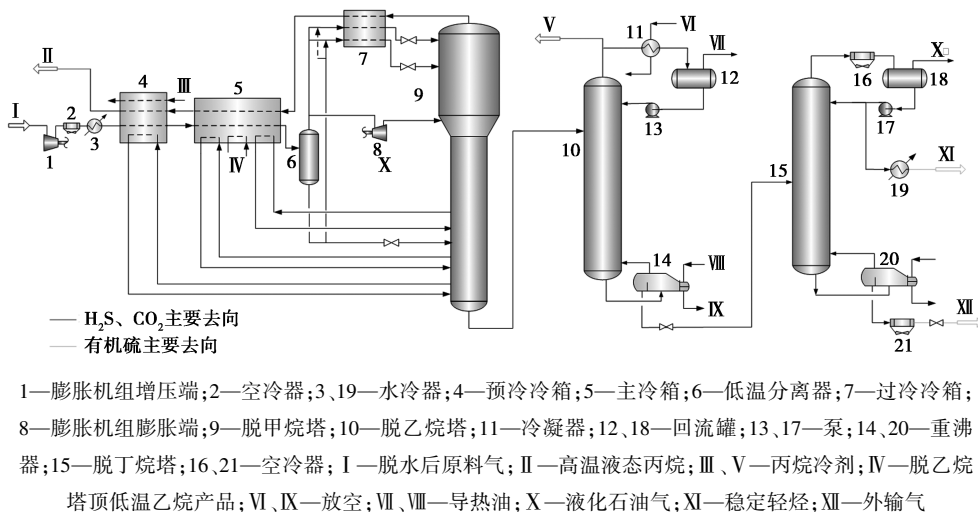


图 1 GLSP 乙烷回收工艺流程

2 制冷工艺

2.1 联合制冷工艺

联合制冷工艺是以膨胀机提供主冷源,丙烷冷剂分别为主冷箱提供-37℃温位和为脱乙烷塔顶冷凝器提供-15℃温位的一种制冷工艺。GLSP 乙烷回收流程的制冷工艺采用此工艺时的流程如图 2。

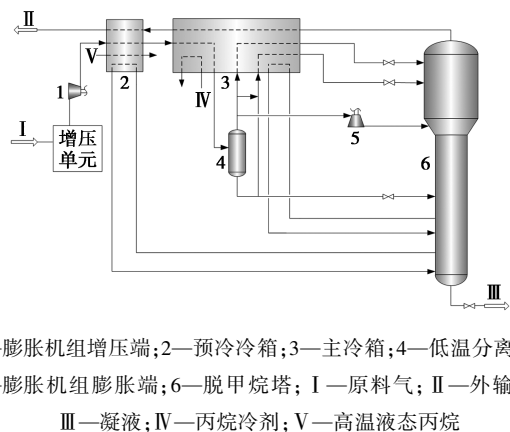


图 2 基于联合制冷工艺的 GLSP 流程

2.2 复叠式制冷工艺

复叠式制冷以不同沸点的单一制冷剂为基础,由高温制冷循环和低温制冷循环串联而成。在高温

制冷循环中,由压缩机出口的气相制冷剂为低沸点制冷剂提供冷量。在低温制冷循环中,由低沸点制冷剂冷凝成液体为沸点更低的制冷剂提供冷量。GLSP 乙烷回收流程的制冷工艺采用此工艺时的流程如图 3。

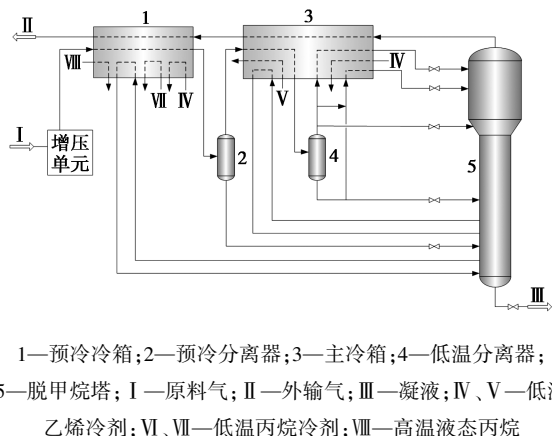
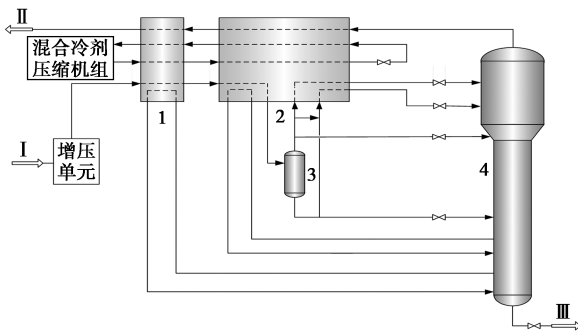


图 3 基于复叠式制冷的 GLSP 流程

2.3 混合冷剂制冷工艺

混合冷剂制冷是非等温相变蒸发制冷循环,利用的是多元非共沸混合制冷剂在等压下蒸发释放冷量^[4]。GLSP 乙烷回收流程的制冷工艺采用此工艺时,闭式混合冷剂制冷的流程如图 4。



1—预冷冷箱;2—主冷箱;3—低温分离器;4—脱甲烷塔;
I—原料气;II—外输气;III—凝液

图 4 基于混合制冷剂制冷的 GLSP 流程

3 热力学分析

3.1 能耗分析

3.1.1 基础条件

Hyprotech 公司研发的 Aspen HYSYS 软件内嵌有大量的物性包及模型库,目前广泛用于原油开采、天然气集输与处理等领域^[5]。为研究上述 3 种制冷工艺的用能情况,采用 Aspen HYSYS 软件分别对 3 种制冷工艺的乙烷回收流程进行模拟并进行参数优化。模拟计算时,通过合理控制流程的关键操作参数(外输干气回流比、低温分离器温度等),在保持乙烷回收率均为 94% 的条件下,对比这 3 种制冷工艺的乙烷回收流程的总压缩功。流程模拟的气液平衡模型选用 Peng-Robinson 方程,焓焓模型采用 Lee-Kesler 方程。

原料气采用油田伴生气气质,气质组成如表 1 所示,处理规模为 $300 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$,进站压力为 0.3 MPa,进站温度为 25℃,干气外输压力大于 1.6 MPa。模拟条件主要控制参数见表 2。

表 1 原料气气质组成 %

气质组分	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	i-C ₄
摩尔分数	1.43	0.90	89.24	6.29	1.39	0.25
气质组分	n-C ₄	i-C ₅	n-C ₅	C ₆	C ₇	
摩尔分数	0.27	0.08	0.06	0.05	0.04	

表 2 模拟条件主要控制参数(绝压)

项目	数值	项目	数值
脱甲烷塔压降/kPa	30	冷箱压降/kPa	50
脱甲烷塔塔板数/块	23	空冷器出口温度/℃	50
脱乙烷塔压降/kPa	30	膨胀机绝热效率/%	85
脱乙烷塔塔板数/块	26	压缩机绝热效率/%	75
冷箱夹点温度/℃	3.5	乙烷产品中 C ₁ 质量分数/%	<1.0
乙烷回收率/%	94	乙烷产品中 C ₃ 质量分数/%	<2.5

3.1.2 能耗分析结果

采用 GB/T 2589—2008《综合能耗计算通则》^[1] 中单位产量综合能耗的评价方法,对整个流程的主体装置能耗进行量化评价。模拟得出,在低压富气条件下,3 种制冷工艺的乙烷回收流程的能耗如表 3。

表 3 低压富气条件下制冷工艺能耗

制冷工艺	丙烷与膨胀机联合制冷工艺	复叠式制冷工艺	混合制冷剂制冷工艺
原料气增压后压力/MPa	4.4	3.2	3.0
预冷分离器温度/℃	—	-33	—
低温分离器温度/℃	-45	-70	-70
低温分离器气相分流比/%	33	63	35
低温分离器液相分流比/%	35	50	40
脱甲烷塔			
塔顶压力/MPa	1.9	1.9	1.9
塔顶温度/℃	-103.8	-106.7	-103.8
塔底温度/℃	20.75	21.94	20.81
脱乙烷塔			
塔顶压力/MPa	2.5	2.2	2.2
回流冷凝温度/℃	-10	-10	-10
脱甲烷塔 CO ₂ 冻堵裕量/℃	5.279	5.365	5.228
外输气压力/MPa	1.8	1.8	1.8
制冷循环压缩功/kW	1279	3662	5879
原料气压缩机压缩功/kW	14753	12996	12996
总压缩功/kW	16031	16657	18876
乙烷回收率/%	94.00	94.00	94.00
丙烷回收率/%	99.29	99.83	99.34

由表 3 可知,丙烷制冷与膨胀机联合制冷工艺的能耗最低。此外,对于无压力能可利用的低压原料气,丙烷制冷与膨胀机联合制冷工艺采用膨胀机膨胀制冷所产生的冷量较多,使外加冷源制冷循环压缩功较低,即对于低压富气乙烷回收流程的制冷工艺宜采用丙烷制冷与膨胀机制冷的联合制冷工艺。

3.2 焓分析

3.2.1 焓分析模型

下面对丙烷制冷与膨胀机联合制冷工艺进行焓能分析。乙烷回收工艺系统的主要能耗单元包括乙烷回收单元和制冷单元。根据系统中各冷、热物流的热力学参数,带入焓计算模型,对乙烷回收工艺系统进行焓分析计算^[6-7]。以 101.325 kPa、298.15 K 为环境基准态,主要通过下列公式计算单位流量物

流的总焓:

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

$$e_x^{\text{ph}} = h - h_0 - T_0(S - S_0) \quad (2)$$

$$e_x^{\text{ch}} = \sum_i x_i e_i^\theta + RT_0 \sum_i x_i \ln x_i \quad (3)$$

式中, h, h_0 为物流实际状态及环境基准态下的焓, kJ/mol ; S, S_0 为物流实际状态及环境基准态下的熵, J/K ; x_i 为混合体系中 i 组分的摩尔分数, %; e_i^θ 为 i

物质的标准焓, kJ/kg ; R 为通用气体常数, $8.314 \text{ J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ 。

3.2.2 焓分析结果

乙烷回收工艺系统的乙烷回收单元各设备焓分析结果见表 4, 制冷单元的主要设备焓分析计算结果见表 5, 乙烷回收工艺系统焓分析计算结果见表 6。

表 4 乙烷回收单元各设备焓分析结果

设备	输入焓/kW		输出焓/kW		损量/kW	焓效率/%	焓损率 ξ /%	焓损系数 Ω /%
	物流焓	能量焓	物流焓	能量焓				
预冷冷箱	537.6	0	130.4	0	407.1	24.27	1.70	0.41
主冷冷箱	16383	0	13150	0	3233	80.27	13.54	3.23
透平膨胀机	56743	0	52553	3436	954	78.27	4.00	0.95
膨胀增压端	59966	3436	62513	0	889	74.13	3.72	0.89
外输气压缩机	62513	17378	76188	0	3704	78.69	15.51	3.70
脱甲烷塔	94751	0	84583	3234	6934	59.45	29.04	6.93
脱乙烷塔	8564	3202	7986	0	3780	15.30	15.83	3.78
脱丙丁烷塔	1984	1307	2379	0	912	30.19	3.82	0.91
脱乙烷塔顶冷却器	2222	1343	2512	0	1053	21.62	4.41	1.05
外输气空冷器	76188	0	74753	0	779	99.11	3.26	0.78
脱丙丁烷塔顶空冷器	1619	0	1282	0	196.5	87.86	0.82	0.20
外输气水冷器	9120	0	9085	0	34.44	70.19	0.14	0.03
脱丙丁烷塔顶水冷器	1282	0	1223	0	58.6	92.97	0.25	0.06
脱丙丁烷塔分离水冷器	614.7	0	603.4	0	22.47	49.53	0.09	0.02
脱丙丁烷塔底水冷器	90.94	0	5.118	0	85.82	97.38	0.36	0.09
脱乙烷塔顶回流泵	2512.4	0.543	2512.8	0	0.153	71.90	0.00	0.00
脱丙丁烷塔顶回流泵	1223	6.414	1229	0	1.897	77.18	0.01	0.00
节流阀 1	12178	0	11902	0	276	31.09	1.16	0.28
节流阀 2	19778	0	19392	0	386	10.03	1.62	0.39
节流阀 3	3962	0	3805	0	157	57.65	0.66	0.16
节流阀 4	4631	0	4617	0	13.75	34.67	0.06	0.01
乙烷回收单元整体	77000	23117	76209	17.26	23877.73	76.14	100.00	23.86

表 5 制冷单元各设备焓分析结果

设备	输入焓/kW		输出焓/kW		焓损量/kW	焓效率/%	焓损率 ξ /%	焓损系数 Ω /%
	物流焓	能量焓	物流焓	能量焓				
制冷压缩机								
压缩机 1	218.4	483.4	568.2	0	133.60	72.36	8.92	4.92
压缩机 2	1187	2214	2923	0	478.10	78.40	31.94	17.61
蒸发器								
蒸发器 1	937.3	0	487.4	394.8	55.14	87.74	3.68	2.03
蒸发器 2	1083	0	189.5	826.4	66.75	92.53	4.46	2.46
空冷器	2923	0	2319	0	604.30	97.62	40.37	22.26
水冷器	2319	0	2282	0	36.47	96.56	2.44	1.34
过冷器	2282	17.26	2296	0	2.84	83.58	0.19	0.10
节流阀								
节流阀 1	2304	0	2218	0	86.49	39.28	5.78	3.19
节流阀 2	1145	0	1112	0	33.24	64.62	2.22	1.22
制冷循环整体	2714.66		1221.2		1496.93	44.86	100.00	55.14
制冷系数						2.373		

表 6 系统焓分析计算结果

系统输入焓/kW			
物流焓	原料气物流焓 $E_{x_{in1}}$	77000	
能量焓	外输气压缩机电焓 W_1	17378	70.66%
	脱塔乙烷塔顶回流泵电焓 W_2	0.54	0.00%
	脱丙丁烷塔顶回流泵电焓 W_3	8.31	0.03%
	制冷压缩机 1 电焓 W_4	483	1.96%
	制冷压缩机 2 电焓 W_5	2214	9.00%
	脱乙烷塔底热源焓 $E_{x_{in2}}$	3202	13.02%
	脱丁烷塔底热源焓 $E_{x_{in3}}$	1307	5.31%
	合计	24592.85	100%
	系统输出焓/kW		
物流焓	外输干气物流焓 E_{out1}	71005	93.17%
	乙烷气体物流焓 E_{out2}	4234.8	5.56%
	液化石油气物流焓 E_{out3}	894.5	1.17%
	稳定轻烃物流焓 E_{out4}	75.1	0.10%
	合计	76209.35	100%
系统总焓损/kW		25383.6	
系统总焓效率/%		75.01	

由表 4 可知,乙烷回收单元整体的焓效率为 76.14%,单元各设备的焓效率普遍不高。

由表 5 可知,制冷单元的制冷系数为 2.373,但整体焓效率仅为 44.86%,主要原因是空冷器的热焓耗散和制冷压缩机的功焓损失。

由表 6 可知,外输气压缩机的电焓占总输入能量焓的 70.66%,因此在优化节能空间时应注意提高外输压缩机的压缩效率。乙烷回收系统中主要设备焓损失见表 7,系统中主要设备的焓效率见表 8。

表 7 系统中主要设备焓损失结果 kW

主要焓损设备	焓损失量	主要焓损设备	焓损失量
脱甲烷塔	6934	节流阀	952.48
脱乙烷塔	3780	脱丙丁烷塔	912
外输气压缩机	3704	膨胀增压端	889
主冷冷箱	3233	制冷压缩机	611.7
空冷器	1579.8	预冷冷箱	407.1
脱乙烷塔顶冷却器	1053	水冷器	201.33
透平膨胀机	954		

由表 7 可知,脱甲烷塔的焓损失量最大,焓损失为 6934 kW,占总焓损量的 29.04%,其原因为脱甲烷塔内运行温度在-100~10℃,需要消耗大量冷能。

表 8 系统中焓损主要设备的焓效率分布 %

主要焓损设备	焓效率	主要焓损设备	焓效率
外输气空冷器	99.16	脱丙丁烷塔	30.19
主冷冷箱	80.27	预冷冷箱	24.27
外输气压缩机	78.69	脱乙烷塔顶冷却器	21.62
透平膨胀机	78.27	脱乙烷塔	15.30
脱甲烷塔	59.45		

由表 8 可知,空冷器的焓效率最高,高达 99.16%,但空冷器为高温物流降温的焓损失量高达 1579.8 kW。可通过增设溴化锂制冷机组,回收空冷器出口气体的高温余热来制取 7~12℃ 冷水供应工艺循环冷却水。

对于脱甲烷塔,焓效率仅为 59.45%,且焓损失量高达 6934 kW,是节能潜力最大的设备。可通过调节物流进料位置和塔板数,让塔内温度变化更为平稳、连续,从而减小焓损失,实现节能降耗。

4 经济效益分析

经济性是评价任何处理工艺好坏的最重要指标。对经济性的估算主要包括资本支出(CAPEX)和生产成本(OPEX)2个方面。由于本文中涉及到多级增压、低温分离等,各单元及不同配套制冷循环设备较多,资本支出无法具体估算。所以,本文中主要对生产成本进行评价,生产成本比较结果见表 9。

表 9 3种制冷工艺生产成本比较

关键参数	联合制冷	复叠式制冷	混合制冷剂
产品			
外输气产量/(万 m ³ ·a ⁻¹)	4938	4937	4941
乙烷产量/(万 t·a ⁻¹)	709	709	709
LPG 产量/(万 t·a ⁻¹)	1291	1290	1294
稳定轻烃产量/(万 t·a ⁻¹)	667	665	670
年产品收益/万元	11097	11096	11203
能耗			
热负荷/kW	20255	17726	19883
热负荷耗费(折算气)/万元	4691	4105	4605
电负荷/kW	4866	6582	5652
电负荷耗费(折算电)/万元	3893	5266	4522
年能耗费用/万元	8584	9371	9127
年总收益/万元	2513	1725	2076

在保证乙烷回收率均为 94% 的条件下, 工艺流程的产品效益及能耗费用按以下标准计算^[8]: 天然气热值为 31.4 MJ/m³, 价格为 2.02 元/m³, 电价为 1 元/kWh, 乙烷产品价格为 4 568 元/t, 液化石油气价格为 3 849 元/t, 稳定轻烃价格为 4 519 元/t。装置的年运行时间为 8 000 h。

综上, 丙烷制冷和膨胀机制冷的联合制冷工艺能耗最低, 年收益最高, 是基于低压富气的 GLSP 乙烷回收流程中的最优制冷工艺。

5 结论

(1) 通过能耗分析知, 丙烷制冷与膨胀机联合制冷工艺、复叠式制冷、混合冷剂制冷工艺的能耗分别为 16 031、16 657、18 876 kW, 即基于 GLSP 的乙烷回收流程中能耗最低的是丙烷制冷与膨胀机联合制冷工艺。

(2) 通过对丙烷制冷与膨胀机联合制冷工艺进行焓分析发现, 焓损量主要源于能量焓, 而外输气压缩机的电焓占总输入能量焓的 70.66%, 因此在优化节能空间时应注意提高外输压缩机的压缩效率。焓损失量最大的设备是脱甲烷塔, 焓效率仅为 59.45%, 焓损失为 6 934 kW, 可通过调节物流进料位置和塔板数, 让塔内温度变化更为平稳、连续, 从而减小脱甲烷塔的焓损失, 达到节能降耗的目的。

(3) 通过经济效益分析发现, 丙烷制冷与膨胀机联合制冷工艺、复叠式制冷、混合冷剂制冷工艺的年总收益分别为 2 513、1 725、2 076 万元, 即丙烷制冷和膨胀机制冷的联合制冷工艺的年收益最高, 是基于低压富气的 GLSP 乙烷回收流程中的最为经济的制冷工艺。

参考文献

- [1] 国家发展和改革委员会资源节约和环境保护司. GB/T 2589—2008. 综合能耗计算通则[S]. 北京: 中国标准出版社, 2008.
- [2] 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.
- [3] Diaz M S, Serrani A, Bandoni J A, et al. Automatic design and optimization of natural gas plants[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1997, 36(7): 2715-2724.
- [4] 赵敏, 厉彦忠. 丙烷预冷混合制冷剂液化流程中原料气与制冷剂匹配研究[J]. 西安交通大学学报, 2010, 44(2): 108-112.
- [5] 杨冬磊, 李光春, 熊林, 等. 中高压富气乙烷回收工艺改进[J]. 现代化工, 2021, 41(1): 227-231.
- [6] 项新耀, 李东明, 吴照云. 焓分析节能技术[M]. 北京: 石油工业出版社, 1995.
- [7] Jiang Hong, Zhang Shijian, Jing Jiaqiang, et al. Thermodynamic and economic analysis of ethane recovery processes based on rich gas[J]. Applied Thermal Engineering, 2019, 148: 105-119.
- [8] 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. ■

朗盛开发黑色颜料帮助回收塑料实现快速分离

消费者、环保组织、政府部门和工业界正在采取更多行动以减少微塑料的使用。将塑料垃圾作为原料进行再利用也有助于此, 但需要首先根据类型将不同的塑料进行分离。

朗盛无机颜料业务部塑料领域全球市场分部经理 Stefano Bartolucci 表示: “目前全球范围内的塑料包装回收率还是太低, 使用我们最新款的黑色颜料将有助于提高塑料包装的回收率。” Bayferrox 303 T 是朗盛开发的一种用于黑色塑料着色的黑色颜料, 可以反射 20% 的近红外辐射。这款颜料使得塑料可以在近红外探测器的帮助下被有效、低成本地识别出来。Bartolucci 说: “如今大量使用炭黑着色的塑料包装其实并不反射任何辐射, 因此在分拣厂中无法被检测到。”

(1) 使用自动分拣设备对复合材料进行近红外检测准确分拣垃圾以及生产按类型分类的回收材料成本高昂。正是因为分拣垃圾存在困难才导致目前全世界塑料的回收率始终很低。复合材料和黑色塑料尤其难以分拣, 粘在一起的箔纸或由 PET 制成的小型透明托盘也是如此。朗盛开发的 Bayferrox 303 T 颜料可以为黑色塑料包装的回收做出决定性贡献。

在自动化回收工厂中, 近红外检测(NIR 光谱)被用来快速分类塑料垃圾。在大多数情况下, 红外线摄像机被安

装在传送带的上方。然而, 包括铝箔在内的黑色塑料包装, 由于其颜色不能被光学传感器正确识别, 因此不能被分拣。

目前, 塑料包装着色主要使用 3 类颜料。就数量而言, 炭黑是最常用于黑色包装材料的颜料, 因为它在市场上成本低廉且着色力高。但它不反射红外辐射, 用它着色的物品在分拣设备中几乎不可识别。因此, 大量塑料包装都无法被送去回收。复合无机有色颜料和锰铁氧体(后者的成本效益要高得多)是炭黑的优质替代品, 这主要归功于它们的特性——能够反射红外光。朗盛的铁锰复合氧化物 Bayferrox 303 T 颜料还具有比同类颜料高 20% 的色彩强度。

(2) 降低磁性, 防止误报

Bayferrox 303 T 的低磁性使其成为塑料包装着色的理想选择。例如, 在食品行业的质量控制流程中, 可磁化的颜料可能会引发误报警, 从而扰乱生产, 毕竟金属探测器无法区分颜料和可食用物品中的金属片。这就是为什么要在母料和包装中都必须避免金属污染物存在的原因。

“由于采用了特殊的制造工艺, 我们成功地合成了一种具有极低磁性的颜料。如果将我们的 Bayferrox 303 T 与标准的锰铁氧体进行比较, 你会发现其磁性降低了 50% 以上。” Bartolucci 如是说。“使用我们的黑色颜料可以避免生产中的误报警, 在工作流程中更加可靠。”他补充道。(余婷)