

# 最大规模浅冷油吸收法 $C_1/C_2$ 分离技术工业应用实践

魏文\*, 田海波, 王大为, 张灵  
(浙江石油化工有限公司, 浙江舟山 316000)

**摘要:**某公司采用浅冷油吸收法干气回收专利技术新建了一套  $C_1/C_2$  分离装置,以正丁烷为吸收剂吸收干气中的碳二馏分,再以重石脑油为吸收剂回收燃料气中夹带的碳四馏分,得到富乙烷气、轻烃和粗氢气分别送入乙烯装置、液化气分离装置和 PSA 装置。该分离装置规模达到了 1.6 Mt/a,可以实现将 20 Mt/a 炼化一体化项目中炼油装置的干气全部加工。装置投产运行 1 年后进行了标定,结果显示,乙烷回收率和纯度分别达到了 92.7% 和 93.7%,产品分布良好,综合能耗达标,表明该技术的选择成熟可靠,值得推广应用。

**关键词:**浅冷油吸收法;  $C_1/C_2$  分离装置; 饱和干气; 混合干气; 乙烷回收率

中图分类号:TE624

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2024)03-0235-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2024.03.042

## Large scale industrial application practice of $C_1/C_2$ separation technology by shallow cold oil absorption method

WEI Wen\*, TIAN Hai-bo, WANG Da-wei, ZHANG Ling  
(Zhejiang Petroleum & Chemical Co., Ltd., Zhoushan 316000, China)

**Abstract:**A company has built a new set of  $C_1/C_2$  separation unit using the patented shallow cold oil absorption method for dry gas recovery technology licensed by Beijing Research Institute of Chemical Industry, which uses n-butane as the absorbent to absorb  $C_2$  fraction in the dry gas, and then uses heavy naphtha as the absorbent to recover  $C_4$  fractions entrained in the fuel gas to obtain ethane-rich gas, light hydrocarbon and crude hydrogen, which are sent to the ethylene unit, liquefied gas separation unit and PSA unit, respectively. The scale of the unit reaches 1.6 Mt/a, which can process all the dry gas of the refining unit in the 20 Mt/a refining and chemical integration project. The unit runs stably after start-up, and is calibrated after one year of operation. The results show that the recovery rate and purity of ethane reaches 92.7% and 93.7%, respectively. The product distributes well, and the comprehensive energy consumption meets the standard. It is verified that this technology is mature and reliable, and it is worthy of popularization and application.

**Key words:**shallow cold oil absorption method;  $C_1/C_2$  separation unit; saturated dry gas; mixed dry gas; ethane recovery rate

某公司 1.6 Mt/a  $C_1/C_2$  分离装置采用中国石化股份有限公司北京化工研究院(北化院)浅冷油吸收法干气回收专利技术,是业内规模最大的  $C_1/C_2$  分离装置,可将 20 Mt/a 炼化一体化项目的炼油装置所产干气全部加工,回收干气中的  $C_2$  组分。乙烷回收率可达到 92%,且富乙烷气中的乙烷的体积分数可达到 92%<sup>[1]</sup> 以上,该装置于 2021 年 8 月成功投料运行。

## 1 工艺技术选择及装置情况

### 1.1 工艺选择

该装置原料主要有渣油加氢干气、重整干气、

PSA 解吸气、歧化燃料气和二甲苯塔顶燃料气共 5 股。原料性质如表 1 所示,其中歧化燃料气和二甲苯塔顶燃料气中含有体积分数 60%~70% 的乙烷,而其他 4 股原料中的乙烷体积分数仅为 15%~25%。如果将 5 股原料全部混合送入吸收解吸单元,歧化和异构化燃料气温度、压力条件与其他几股干气相差较大,而且全部混合到一起的加工路线,压缩机、吸收塔和解吸塔等设备选型会很大,装置综合能耗也会很高。

因此,根据 5 股原料气组成、温度和压力条件的不同,将其分为饱和干气(渣油加氢干气、重整干气、PSA 解吸气)、混合干气(歧化燃料气和二甲苯

表 1 原料气组成

	渣油加 氢干气	重整 干气	PSA 干气	歧化 燃料气	异构化 燃料气
温度/°C	40.0	40.0	40.0	10.0	10.0
压力/MPa	0.80	0.50	0.50	0.35	0.30
组成/%					
氢气	45.55	2.08	39.56	8.54	16.54
甲烷	11.96	1.89	24.43	3.14	3.77
乙烷	15.10	22.83	17.04	67.55	66.58
乙烯	1.86	0	0.87	0	0
丙烷	3.38	42.67	5.39	19.05	5.89
丙烯	1.40	0	0.03	0	0
C <sub>4</sub> +	0.75	30.47	4.85	1.72	7.22
水	0.05	0.06	1.40	0	0
硫化氢	20 mg/m <sup>3</sup>	0	0	0	0
一氧化碳	0	0	0.32	0	0
二氧化碳	0	0	2.31	0	0
氧气	0	0	0.05	0	0
氮气	19.95	0	3.75	0	0

塔顶燃料)分类处理,可以增加装置的灵活性,降低装置综合能耗,减少投资。

## 1.2 装置情况

该装置建设规模 1.6 Mt/a,操作弹性 50%~

110%。主要分为 3 个单元,包括饱和干气吸收单元、混合干气分离单元、汽油吸收-稳定单元。

将饱和干气升压后经过浅冷油吸收过程,在碳四解吸塔顶得到碳二提浓气,碳二提浓气经过冷却、升压后送入乙烷塔,碳四解吸塔釜的贫碳四一部分循环使用,另一部分抽出送往轻烃塔。乙烷塔顶得到富乙烷气,送入乙烯装置裂解炉<sup>[2]</sup>。乙烷塔釜物流与碳四解吸塔塔釜出料中一部分抽出碳四一起送入轻烃塔,在轻烃塔顶得到轻烃产品,送往液化气分离装置或者乙烯原料罐,轻烃塔釜物流送往汽油稳定塔。混合干气经过压缩、冷凝分相后,液相送入乙烷塔,气相与升压后的饱和干气一起进入浅冷油吸收过程处理。混合干气压缩冷凝后,约 75% 的组分可跨过浅冷油吸收过程,直接进入乙烷塔分离,大大减少了能耗。

浅冷油吸收装置的甲烷氢尾气夹带部分碳四吸收剂进入汽油吸收塔,采用重石脑油作为汽油吸收剂吸收碳四,未被吸收下来的甲烷氢尾气送往膜分离单元<sup>[3]</sup>,吸收了碳四的富汽油与轻烃塔釜物流一起送入汽油稳定塔,分离碳四和汽油组分,汽油稳定塔顶回收的碳四并入浅冷油吸收装置的循环碳四管线<sup>[4]</sup>。汽油稳定塔釜的贫汽油一部分循环使用,另一部分抽出汽油送往轻烃回收装置。1.6 Mt/a C<sub>1</sub>/C<sub>2</sub> 分离装置工艺流程示意图见图 1。

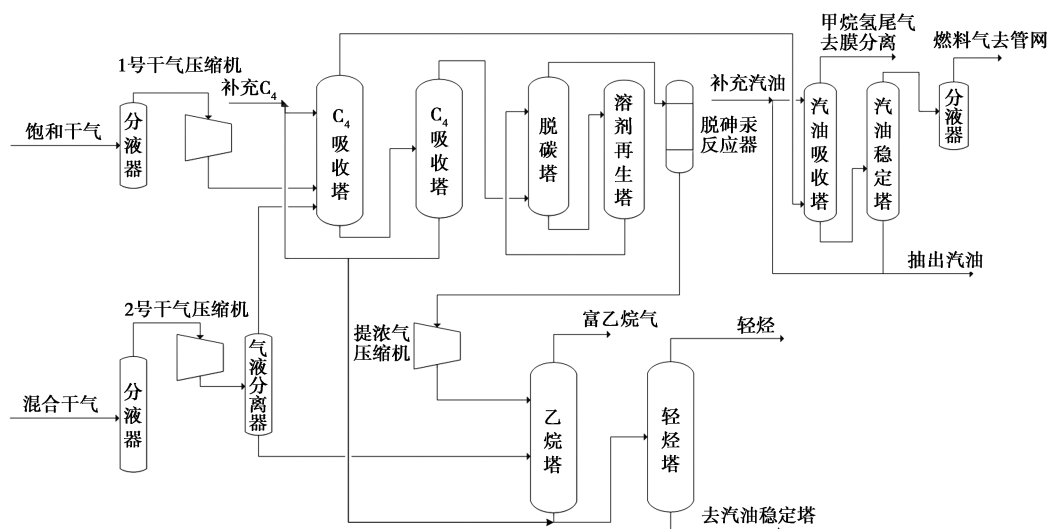


图 1 1.6 Mt/a C<sub>1</sub>/C<sub>2</sub> 分离装置流程示意图

## 2 标定结果及分析

装置设计干气加工能力为 190 t/h,其中饱和干气 120 t/h,混合干气 70 t/h,本次标定的原料饱和

干气由渣油加氢干气、重整干气、PSA 解吸气提供,混合干气由歧化燃料气、二甲苯塔顶燃料气提供。装置于 2022 年 7 月 29 日—7 月 31 日进行了为期 2 d 标定工作,标定原料全部为设计原料,标定加工

负荷为 100%。

## 2.1 原料性质

对标定期间的各股原料气进行分析,原料性质对比如表 2 所示,饱和干气中氢气组分的体积分数较设计值偏低 6.4%,乙烷的体积分数较设计高 3.91%,其他组分的体积分数偏差在 2% 以内。混合干气中乙烷的体积分数较设计值低 14.52%,丙烷的体积分数较设计高 9.02%,C<sub>3</sub>+组分的体积分数较设计高 12.57%,其他组分的体积分数偏差在 2% 以内。

表 2 混合原料性质对比 %

组成	饱和干气		混合干气	
	设计值	标定值	设计值	标定值
氢气	40.71	34.31	9.40	9.82
甲烷	28.71	30.25	1.99	3.54
乙烷	17.94	21.85	61.35	46.83
乙烯	0.00	0.05	0.00	0.00
丙烷	8.12	8.51	21.59	30.61
丙烯	0.00	0.14	0.00	0.00
异丁烷	1.24	1.83	1.52	3.47
正丁烷	1.10	0.84	1.25	3.27
反-2-丁烯	0.01	0.00	0.02	0.00
异戊烷	0.40	0.37	1.47	0.61
正戊烷	0.33	0.12	0.42	0.21
1-戊烯	0.00	0.00	0.01	0.00
氮气	0.01	1.65	0.00	1.65
二氧化碳	0.00	0.00	0.00	0.00
一氧化碳	0.00	0.09	0.00	0.00
硫化氢	0.00	2.00	0.00	2.00
碳三及以上组分	11.82	11.81	27.25	39.82
总计	100.00	100.00	100.00	100.00

## 2.2 主要操作参数

装置的主要操作参数对比见表 3。

表 3 主要操作参数对比

参数名称	设计值	标定值
1#干气压缩机出口压力/MPa	4.06	4.03
2#干气压缩机出口压力/MPa	4.25	4.2
提浓气压缩机出口压力/MPa	3.8	3.8
碳四吸收塔顶压力/MPa	3.83	3.82
碳四吸收塔顶/底温度/°C	22.6/115.9	18.8/117
碳四解吸塔顶压力/MPa	2.61	2.61

碳四解吸塔顶/底温度/°C	38.1/129.1	41.5/128.1
乙烷塔顶压力/MPa	3.45	3.41
乙烷塔顶/底温度/°C	16.7/95	22/97
轻烃塔顶压力/MPa	1.12	1.10
轻烃塔顶/底温度/°C	54.5/125	52.5/115
汽油吸收塔顶压力/MPa	3.68	3.64
汽油吸收塔顶/底温度/°C	31/31.1	30.5/25.0
汽油稳定塔顶压力/MPa	0.59	0.61
汽油稳定塔顶/底温度/°C	52.5/123.7	53.2/127.5

从表 2 可以看出,标定原料性质和设计组成有所偏差,为确保产品质量满足要求,标定时的参数与专利商沟通执行。主要偏差为乙烷塔顶温度比设计高 5.5°C,轻烃塔 C-0202 釜温度比设计值低 10°C,汽油稳定塔 C-0301 釜温度比设计值低 6.1°C。

## 2.3 产品性质

富乙烷气、粗氢气和轻烃性质对比分别见表 4~表 6。富乙烷气产品性质良好,硫化氢、微量氧、总氮、汞含量、砷含量和二氧化碳含量等均可以达到设计指标值,满足下游装置生产要求。粗氢气产品组成和设计几乎一致。轻烃产品中设计丙烷的体积分数为 2.85%,实际体积分数为 76.28%,远高于设计值;设计正丁烷的体积分数为 16.53%,实际体积分数为 10.45%,远低于设计值;设计异丁烷的体积分数为 0.056%,实际体积分数为 11.76%,远高于设计值;主要原因是饱和干气和混合干气中 C<sub>3</sub> 组分和异丁烷含量均高于设计值。

表 4 富乙烷气性质对比

组成	设计值	标定值
φ(氢气)/%	1.73	1.19
φ(甲烷)/%	3.37	2.44
φ(乙烷)/%	93.91	93.72
φ(乙烯)/%	0	0.07
φ(丙烷)/%	0.928	2.36
φ(丙烯)/%	0	0.07
ρ(硫化氢)/(mL·m <sup>-3</sup> )	<10	<1
ρ(微量氧)/(mL·m <sup>-3</sup> )	<10	<1
总氮/(mg·m <sup>-3</sup> )	<30	<1
w(砷)/(μg·kg <sup>-1</sup> )	<1	<1
w(汞)/(μg·kg <sup>-1</sup> )	<1	<1
ρ(二氧化碳)/(mL·m <sup>-3</sup> )	<50	17

表 5 粗氢气性质(体积分数)对比 %

组成	设计值	标定值
氢气	88.280	89.49
甲烷	11.390	10.12
乙烷	0.270	0.24
乙烯	0	0
丙烷	0.056	0.10
丙烯	0	0
氮气	0.004	0.05

表 6 轻烃性质(体积分数)对比 %

组成	设计值	标定值
乙烷	0.434	0.360
丙烷	72.850	76.280
丙烯	0	0.440
正丁烷	16.530	10.450
异丁烷	0.056	11.760
异丁烯	8.650	0.180
正戊烷	0.273	0.080
异戊烷	0.715	0.440
新戊烷	0.493	0.012
1-戊烯	0.002	0.002

## 2.4 物料平衡

物料平衡对比见表 7。标定期间装置负荷达到 100%，饱和干气进料略低于设计比例 1%，混合干气进料高于设计比例 0.7%，原料量及比例满足标定要求。产品分布方面，粗氢气收率较设计低 1.03%，主要原因是饱和干气原料中氢气含量较设

表 7 物料平衡对比 %

物料	设计收率	标定收率
投入	100.00	100.00
饱和干气	61.54	60.54
混合干气	35.90	36.63
补充碳四	2.56	2.84
产出	100.00	100.00
粗氢气	5.90	4.87
富乙烷气	37.85	36.44
轻烃	30.21	33.98
抽出汽油	3.13	4.35
燃料气	22.92	20.36

计低 6.4%。富乙烷气收率较设计低 1.41%，主要原因是混合干气原料中乙烷含量较设计低 14.52%。轻烃产量较设计高 3.77%，主要原因是混合干气原料中丙烷、丁烷较设计值高 12.99%。总体来看，因为装置标定期间的操作参数与设计吻合较好，产品分布与设计的偏差均由原料组成偏差引起。

乙烷回收率 = 富乙烷气中的乙烷量 / 干气原料中乙烷量，标定结果达到了 92.7%，达到了性能保证值  $\geq 92\%$  的要求。

## 2.5 综合能耗

装置综合能耗对比见表 8。设计值为 3 377.44 MJ/t，标定期间为 3 056.83 MJ/t，标定时综合能耗低于设计 320.61 MJ/t，原因如下。

表 8 能耗对比 MJ/t

项目名称	设计值	标定值
4.2 MPa 蒸汽	1233.52	1381.49
1.3 MPa 蒸汽	531.28	292.18
0.5 MPa 蒸汽	1002.36	948.44
透平凝液	-14.21	-15.47
工艺凝液	-130.83	-110.77
循环水	124.98	115.79
冷媒水	366.17	160.51
仪表风	3.34	4.60
电	250.38	266.68
低压氮气	10.45	13.38
装置综合能耗	3377.44	3056.83

(1) 装置运行中高压蒸汽压力平均为 4.02 MPa，温度 384℃，低于设计的 4.2 MPa 和 400℃，压力和温度的偏差造成高压蒸汽消耗增加，单耗高于设计 147.97 MJ/t。

(2) 由于 1、3 号干气压缩机油站的小透平机蒸汽消耗低于设计水平，再加上轻烃塔底部操作温度低于设计 10℃，因此中压蒸汽消耗较设计值低 239.1 MJ/t。

(3) 操作中，乙烷塔顶温度控制比设计高 5.5℃，冷媒水总管回水温度控制高于设计值 3℃，降低了冷媒水的用量，冷媒水单耗低于设计 205.66 MJ/t。

## 2.6 存在的问题

(1) 1 号干气压缩机负荷达到 153 000 m<sup>3</sup>/h 以上时(设计 156 000 m<sup>3</sup>/h，额定 178 000 m<sup>3</sup>/h)，级间

冷却器开始出现振动现象,换热器壳程振动达到 12 mm/s,壳程中部最高点达到 16 mm/s,级间换热器的振动制约该压缩机继续提高处理量<sup>[5]</sup>。

(2)汽油吸收塔出现液泛现象,未达到设计要求。该塔设计气相流量为 126 000 m<sup>3</sup>/h,当达到 108 000 m<sup>3</sup>/h 后出现吸收剂液相夹带,为保证操作正常,标定时吸收剂流量降低至 30 t/h(设计 50 t/h),汽油吸收塔的碳四回收率由设计的 90.9% 下降至 75.1%,性能下降约 16.6%。

### 2.7 标定小结

(1)本次标定期间进料量 195.75 t/h,达到了 100% 负荷。除 1# 干气压缩机及汽油吸收塔外,其他工艺、设备、环保各系统运行状况良好。

(2)产品分布方面,原料饱和干气中乙烷的体积分数较设计高 3.91%,混合干气中乙烷的体积分数较设计低 14.52%,富乙烷气收率仍然达到了 36.44%,只比设计低 1.41%。

(3)产品质量方面,富乙烷气产品纯度 93.72%,乙烷回收率 92.7%,均达到了性能保证值  $\geq 92\%$ 。富乙烷气、粗氢气、轻烃产品性质良好,杂质含量均达到设计指标。

(4)能耗方面,综合能耗设计值为 3 377.44 MJ/t,标定期间为 3 056.83 MJ/t,低于设计 320.61 MJ/t,能耗达标。

(5)标定发现了 1# 干气压缩机级间冷却器振动

和汽油吸收塔出现液泛 2 项异常现象,需要后期择机解决。

### 3 结语

标定结果表明,1.6 Mt/a  $C_1/C_2$  分离装置的工艺技术路线的选择、设计、建设及生产完全可行。产品分布和性能均能达到要求指标,有效丰富了乙烯裂解装置原料。同时,发现了 1# 干气压缩机级间冷却器振动、汽油吸收塔液泛 2 项主要问题。该装置创新地将 20 Mt/a 炼化一体化项目的炼油装置干气全部进行了有效回收,这种设计理念非常值得借鉴。该装置的成功投产,对国内大规模  $C_1/C_2$  分离装置的工艺选择、设计、建设和运行具有很大的示范效果。

### 参考文献

- [1] 魏文,刘明辉,贺赢锋,等.浙石化  $C_1/C_2$  分离装置—通过流程设计践行分子炼油理念[J].石油化工,2021,(S1):10-15.
- [2] 张礼昌,李东风,杨元一.炼厂干气中乙烯回收和利用技术进展[J].石油化工,2012,41(1):103-110.
- [3] 寿鲁阳.浅冷油吸收-膜分离技术在炼厂干气回收中的应用[J].石油石化绿色低碳,2021,6(1):19-23,65.
- [4] 张敬升,李东风.炼厂干气的回收和利用技术概述[J].化工进展,2015,34(9):3207-3214.
- [5] 魏文,刘明辉,钟湘生,等.混合干气压缩机出口压力无法达到设计值原因分析及对策[J].中外能源,2022,27(9):75-82. ■
- [9] 李健.催化裂化反应再生系统斜管上松动点的合理设置[J].炼油技术与工程,2023,33(9):16-18.
- [10] 罗保林,宗祥荣,王中礼,等.垂直立管中催化剂流动特性的实验研究[J].过程工程学报,2005,5(2):119-124.
- [11] 张士博.Fcc 装置催化剂流经输送问题的分析[J].催化裂化,1998,17(9):16-19.
- [12] 张永民,卢春喜,时铭显.湍动流化床中气泡行为和压力脉动特性的研究[J].石油学报:石油加工,2008,24(3):263-368.
- [13] 严超宇,王迪,贾梦达,等.催化裂化装置立管输送催化剂异常原因分析[J].石油学报:石油加工,2018,34(1):94-100.
- [14] 曹晓阳,周发威,陈勇,等.循环流化床颗粒输送斜管的压力脉动特性[J].石油学报:石油加工,2016,32(5):913-920.
- [15] 邢颖春,卢春喜.某催化裂化装置催化剂循环管线松动点的改造[J].石化技术与应用,2008,26(1):49-50.
- [16] 王创博,石睿捷,马玲,等.斜管内 FCC 催化剂流态与阀门开度关系的实验研究[J].石油学报:石油加工,2019,35(1):146-152.
- [17] 张涛,李洪儒.重油催化裂化装置流化输送技术的改进[J].石油炼制与化工,1996,27(5):11-15.
- [18] Leung L S, Jones P J. Flow of gas-solid mixtures in standpipes: A review[J]. Powder Technology, 1978, 20: 148-149.
- [19] 罗勇,乔文清.再生催化剂立管流动受阻故障分析和措施[J].石油化工,2001,30(10):781-784.
- [20] 魏耀东,刘仁桓,孙国刚,等.负压差立管内的气固两相流[J].化工学报,2004,55(6):898-901.
- [21] 彭威,刘艳升,韩胜显.影响 FCC 再生立管输送催化剂影响因素的分析[J].化工进展,2020,39(8):2947-2953. ■

(上接第 234 页)