

# 浅冷油吸收法在炼厂混合干气回收中的应用

赵梦\*

(中石化(北京)化工研究院有限公司,北京100013)

**摘要:**采用浅冷油吸收工艺对国内某炼厂副产催化干气和焦化干气中的碳二及以上馏分进行回收,根据对饱和干气和饱和干气的处理方式不同,制定了2种回收方案,方案一为设置2套碳四吸收-解吸系统分别处理饱和干气和饱和干气,方案二为设置1套碳四吸收-解吸系统来统一处理饱和干气和饱和干气的混合气。利用流程模拟软件 Symmetry 对上述2种方案进行模拟计算,结果表明,2种方案均可达到回收碳二提浓气的要求,其中,方案一将饱和干气和饱和干气分开处理,回收率高,适用性强;方案二的产品纯度较方案一高,但能耗较大。

**关键词:**浅冷油吸收技术;催化干气;焦化干气;流程模拟

**中图分类号:**TQ202

**文献标志码:**A

**文章编号:**0253-4320(2022)09-0223-04

**DOI:**10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.09.044

## Application of shallow cold oil absorption technology in recovery of refinery dry gas

ZHAO Meng\*

(Sinopec Beijing Research Institute of Chemical Industry, Beijing 100013, China)

**Abstract:**The shallow cold oil absorption process is employed to recover C<sub>2</sub>+ fractions from the by-product catalytic cracking dry gas and coking dry gas of a certain refinery. According to different treatment methods for saturated dry gas and unsaturated dry gas, two corresponding recovery schemes are formulated. In scheme I, two sets of C<sub>4</sub> absorption-desorption system are set up to process saturated dry gas and unsaturated dry gas respectively; In scheme II, a set of C<sub>4</sub> absorption-desorption system is established to uniformly process the mixture of saturated dry gas and unsaturated dry gas. Simulation results obtained by Symmetry software reveal that both schemes can meet the requirements of recovering carbon dioxide concentrated gas. The scheme I gives a high recovery, low energy consumption and strong adaptability, which processes the saturated dry gas and unsaturated dry gas separately. By scheme II, the product has a higher purity, but the energy consumption is larger.

**Key words:**shallow cold oil absorption technology; catalytic cracking dry gas; coking dry gas; flow simulation

浅冷油吸收法回收炼厂干气技术是由北京化工研究院自主开发<sup>[1-3]</sup>,在中冷油吸收法分离乙烯技术的基础上,结合催化裂化吸收稳定技术的优点,经深入研究而开发的新型炼厂干气回收技术。该技术以炼厂碳四为吸收剂吸收炼厂干气中的碳二组分,再以汽油为吸收剂回收燃料气中夹带的碳四组分。此方法具有回收率高、产品品质高、流程简单、操作简便、运转周期长、占地小等优势<sup>[4-7]</sup>,已成功在齐鲁石化<sup>[8-10]</sup>、茂名石化<sup>[11]</sup>、福建联合石化<sup>[12-13]</sup>、中化泉州石化<sup>[13]</sup>、浙石化<sup>[14]</sup>等公司投产。炼厂干气大致可以分为含烯烃较多的饱和干气和含烯烃较少的饱和干气2类<sup>[5]</sup>,前者来源于催化裂化和裂解等装置,后者来源于常减压蒸馏、加氢以及焦化等装置。通过浅冷油技术回收得到的碳二提浓气可以送往乙烯装置的裂解炉,也可以不经过裂解炉直接送至后续分离流程。如果提浓气中乙烯和乙烷含量都相对较高,若送入裂解炉,烯烃含量高会导致炉管结焦;若送入后续分离流程,由于提浓气中的乙烷含量高,还需经过分离单元的压缩机、冷区、热区分离后

再返回至裂解炉,占用乙烯装置的大量能耗。为降低下游乙烯装置能耗和实现炼厂干气中乙烯乙烷等组分合理高效的利用,须在干气回收装置内将乙烯和乙烷分离,分别得到富乙烯气和富乙烷气。由此本文中设计了2种干气回收方案,采用 Symmetry 软件进行流程模拟,综合考察产品规格及产量、塔设备操作条件、公用工程及能耗等各方面因素研究2种工艺路线的经济性和适用性。

## 1 干气的特点及回收方案

### 1.1 干气的组成

以某炼厂副产的催化干气和焦化干气为原料,采用北京化工研究院自主开发浅冷油吸收技术回收这2股干气中的乙烯和乙烷组分,具体原料组成如表1所示。

表1 某炼厂催化干气和焦化干气性质

性质	催化干气	焦化干气
温度/℃	40	45
压力/MPa	0.7	0.6

收稿日期:2022-04-13;修回日期:2022-07-11

作者简介:赵梦(1990-),女,博士,工程师,研究方向为过程强化、工艺开发以及聚合反应器的优化设计,通讯联系人,zhaom.bjhy@sinopec.com。

续表

性质	催化干气	焦化干气
质量流量/(kg·h <sup>-1</sup> )	24277.5	27880
摩尔流量/(kmol·h <sup>-1</sup> )	1109.33	1049.38
组成(摩尔分数)/%		
氢气	12.32	12.35
氮气	20.35	0
氧气	0.74	0
二氧化碳	2.06	0.22
甲烷	31.30	51.80
乙烯	16.34	4.06
乙烷	14.87	26.77
丙烯	0.9	0.9
丙烷	0.14	1.88
碳四及碳四以上	0.25	0.93
硫化氢	0.002	0.002
水	0.72	1.08
合计	100.00	100.00

### 1.2 干气回收方案一(简称“两头一尾”)

催化干气和焦化干气的回收方案一的工艺流程见图 1。方案一将催化干气和焦化干气分别用碳四吸收-解吸的方法回收其中的碳二及以上馏分,共用 1 个汽油吸收塔,简称“两头一尾”流程。具体流程是:催化干气送往压缩机增压至 4.0 MPa,压缩机段前均设置干气吸入罐,段后均用循环水冷却。压缩机出口的干气经冷冻水冷却至 15℃ 后送往碳四吸收塔中下部,采用正丁烷作吸收剂,回收催化干气中的碳二及以上组分,塔顶未被吸收的甲烷、氢气、氮气等不凝气夹带部分碳四吸收剂送往汽油吸收塔。来自碳四吸收塔塔釜的富碳四经碳四解吸塔进料预热器加热后,依靠压力差进入碳四解吸塔中部。碳四解吸塔塔顶的气体冷却后进入回流罐进行气液分离,液相送回塔顶作回流,气相即为富乙烯气。碳四解吸塔塔釜采出的贫碳四吸收剂,经泵增压并进行一系列换热冷却后送往碳四吸收塔顶循环使用。为了防止重组分在碳四吸收剂中累积,在碳四解吸塔釜抽出一部分轻烃作为产品送出装置。焦化干气的碳四吸收解吸过程与催化干气类似,这里不再赘述。来自 2 台碳四吸收塔顶的甲烷氢依靠压差从底部进入汽油吸收塔内,与塔顶的汽油吸收逆流接触后,其内的大部分碳四被吸收下来。汽油吸收塔塔

釜富汽油吸收剂靠压差送至汽油解吸塔,未被吸收的甲烷、氢、氮气等尾气加热后作为燃料气送出界区。汽油解吸塔顶气体经过冷凝后进入汽油解吸塔回流罐中进行气液分离,罐顶气相排入燃料气管网,罐底液体为回收的碳四吸收剂,经汽油解吸塔回流泵升压后,部分作为汽油解吸塔回流,部分返回碳四吸收剂补充罐。

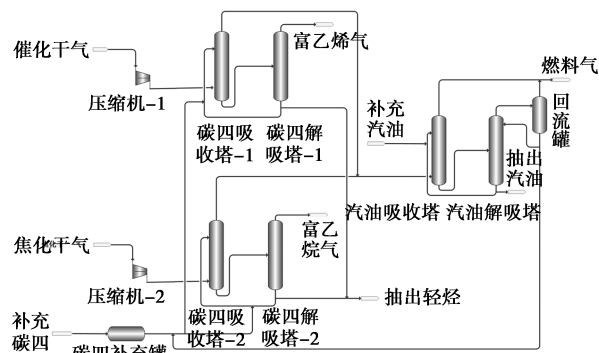


图 1 方案一工艺流程示意图

### 1.3 干气回收方案二(简称“一条线”)

方案二的工艺流程见图 2。方案二将催化干气和焦化干气混合后用一套碳四吸收-解吸的方法回收其中的碳二及以上馏分,简称“一条线”流程。该方案的碳四吸收和解吸、汽油吸收和解吸方法与方案一相同,差异之处在于从碳四解吸塔顶采出的碳二提浓气还需送往脱碳塔、干燥塔和预分塔(乙烯乙烷分离塔)。提浓气从脱碳塔底部进入,从塔顶去往干燥塔上部进行干燥,在干燥塔底部排出。脱碳干燥后处理的干气进入预分塔时可以防止干冰和水合物的产生,该提浓气再经预分塔进料换热器换热冷却后被送入预分塔中部。塔顶气体经过预分塔冷凝器,用丙烯冷剂冷却后进入预分塔回流罐中进行气液分离,凝液被送回塔顶作回流,气相为主要含有乙烯的富乙烯气,经减压后送往乙烯装置的碱洗

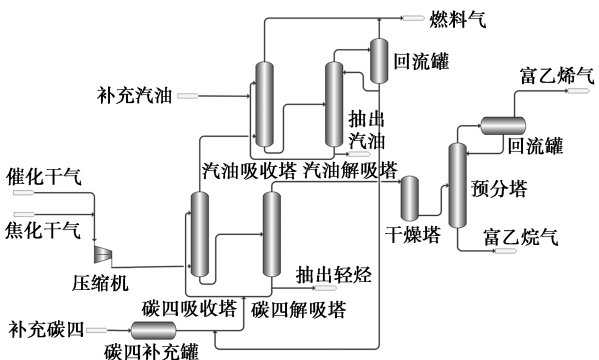


图 2 方案二工艺流程示意图

塔。塔釜采出主要含乙烷的富乙烷气,经过预分塔进料换热器、富乙烷气换热器换热回收冷量,之后送往富乙烷气加热器,采用贫碳四吸收剂作为热源,富乙烷气产品被加热到 60℃ 后送往乙烯装置的裂解炉。

## 2 结果与讨论

### 2.1 产品产量及组成

上述 2 个方案均可达到将催化干气和焦化干气中的碳二及以上组分进行回收利用的目的。但由于 2 方案中对原料干气的处理方式不同,使得产品规格、塔的操作条件、公用工程及能耗方面存在差异。本节在规定碳二的回收率为 96% 的前提下,对上述 2 种方案进行分析研究。其中,碳二回收率的计算公式为:

$$\text{碳二回收率}(\%) =$$

$$\frac{\text{富乙烷气中的碳二量} + \text{富乙烷气中的碳二量}}{\text{干气原料(催化干气} + \text{焦化干气)中碳二量}} \times 100\%$$

以催化干气和焦化干气为原料,经浅冷油吸收装置可获得主产品富乙烷气和富乙烷气,副产抽出轻烃、抽出汽油,表 2 是采用上述 2 种方案获得产品的对比。采用方案一(“两头一尾”)需要补充碳四吸收剂 6 441.8 kg/h、汽油吸收剂 271.2 kg/h,方案二(“一条线”)需要补充碳四吸收剂 5 941.8 kg/h、汽油吸收剂 271.2 kg/h,二者补充碳四吸收剂相差 500.0 kg/h,汽油吸收剂二者一致。

表 2 产品组成及产量

	方案一			方案二		
	富乙烷气	富乙烷气	燃料气	富乙烷气	富乙烷气	燃料气
质量流量/(t·h <sup>-1</sup> )	12.19	15.78	29.41	6.65	20.70	29.52
组成(摩尔分数)/%						
氢气	0.000	0.000	18.260	0.000	0.000	18.226
水	0.075	0.056	0.042	0.000	0.000	0.041
氮气	0.000	0.000	13.266	0.000	0.000	13.241
氧气	20×10 <sup>-6</sup>	<10×10 <sup>-6</sup>	0.482	20×10 <sup>-6</sup>	<10×10 <sup>-6</sup>	0.481
二氧化碳	2.945	0.240	0.775	<100×10 <sup>-6</sup>	0.000	0.833
硫化氢	0.006	0.006	0.000	0.000	0.008	0.000
己烷	3.847	3.771	61.317	13.504	0.000	61.250
乙烯	42.561	8.373	1.742	81.469	1.000	1.908

乙烷	41.979	75.192	0.211	0.270	85.548	0.060
丙烯	2.409	2.488	0.047	0.000	3.340	0.066
丙烷	0.410	5.049	0.075	0.000	4.023	0.104
异丁烷	0.052	0.247	0.033	0.000	0.217	0.033
正丁烷	5.435	4.124	3.334	0.000	5.382	3.339
碳四	5.763	4.823	3.515	0.000	6.080	3.520
碳五及碳五以上	0.002	0.001	0.267	0.000	0.001	0.268

从产量上来看,副产品轻烃的产量一致。采用方案一(“两头一尾”)可产出副产品燃料气 29.41 t/h,采用方案二(“一条线”)可以产出 29.52 t/h,2 个方案燃料气产量相差 0.11 t/h。方案一产出的主产品气(富乙烷气和富乙烷气)为 27.97 t/h,而方案二产出的主产品气为 27.35 t/h,两者相差 0.62 t/h。综合燃料气和主产品气产量,与两者补充碳四吸收剂差值 500.0 kg/h 相吻合。

从组成来看,由方案一(“两头一尾”)回收所得富乙烷气中的乙烯摩尔分数为 42.56%,低于方案二所产富乙烷气中的乙烯摩尔分数 81.47%,并且由方案一(“两头一尾”)回收所得富乙烷气中的乙烷摩尔分数为 75.19%,低于方案二所产富乙烷气中的乙烷摩尔分数 85.55%,故在主产品纯度方面,方案二优于方案一。但就富乙烷气而言,方案一中碳二总摩尔分数为 84.54%,略高于方案二的 81.74%;相应地,就富乙烷气而言,方案一中碳二的总摩尔分数为 83.57%,略低于方案二的 86.55%。

总体来看,2 种方案回收得到的富乙烷气中甲烷摩尔分数均小于 4%、氧气摩尔分数小于 10×10<sup>-6</sup>,是优质的轻质裂解原料,可直接送至乙烯装置的裂解炉;而方案一回收得到的富乙烷气中,乙烯和乙烷摩尔分数各占大致 40%;方案二回收得到的富乙烷气中乙烯占摩尔分数 81.47%、乙烷占 0.27%,2 个方案的富乙烷气送至乙烯装置的碱洗塔,方案一由于乙烯纯度低,所占用的乙烯装置分离流程的能耗也更高。

### 2.2 关键设备操作条件对比

在塔压及理论板数相同的条件下,对 2 方案中各塔的操作温度及所需的热负荷与冷负荷进行比较,结果见表 3。从操作温度来看,2 种方案中各塔的塔顶和塔底的温度基本一致。从塔负荷来看,2 种方案的热负荷相差 404.46 kW,而冷负荷相差 9 860.50 kW。冷负荷差距大的原因在于方案二

(“一条线”)采用了预分塔,该塔顶的操作温度在 $-31^{\circ}\text{C}$ ,需要引入丙烯冷剂。此方案若不能从乙烯装置引入丙烯冷剂,还需建立丙烯制冷装置,该装置可以提供 $4^{\circ}\text{C}$ 和 $-40^{\circ}\text{C}$ 的冷源。其中 $4^{\circ}\text{C}$ 的冷源可以替代 $7^{\circ}\text{C}$ 冷冻水,减少冷冻水能耗。

表 3 塔设备工艺操作条件

	方案一			方案二		
	操作温度 (塔顶/ 塔釜)/ $^{\circ}\text{C}$	热负荷/ kW	冷负荷/ kW	操作温度 (塔顶/ 塔釜)/ $^{\circ}\text{C}$	热负荷/ kW	冷负荷/ kW
预分塔	—	—	—	$-29.7/$ $5.3$	8455.45	9860.50
碳四吸收塔-1	$21.3/$ $120.2$	6619.45	0	$20.5/$ $115.3$	6418.14	0
碳四吸收塔-2	$21.9/$ $117.1$	7312.45	0	—	—	—
碳四解吸塔-1	$70.2/$ $125.5$	5245.52	0	$65.7/$ $123.9$	11320.98	0
碳四解吸塔-2	$69.8/$ $130.2$	6612.69	0	—	—	—
汽油吸收塔	$19.5/$ $33$	0	0	$19.5/$ $33.2$	0	0
汽油解吸塔	$15.0/$ $155$	1062.45	1075.12	$15.0/$ $155$	1062.45	1075.12
合计	—	26852.56	1075.12	—	27257.02	10935.62

为了降低能耗,在上述“两头一尾”和“一条线”2个方案中均对换热流程进行了合理优化。碳四解吸塔釜采出的贫碳四温度较高,经泵增压后送至碳四吸收塔的2台中间再沸器回收热量;汽油解吸塔塔釜采出的贫汽油温度较高,经泵增压与来自汽油吸收塔塔釜的汽油换热回收热量。“一条线”流程使用预分塔分离乙烷和乙烯,在塔顶需要丙烯制冷,该塔材质为低温碳钢,材质等级高,投资也较高。

### 3 结论

(1)针对催化干气和焦化干气组成的不同,设计了2种干气回收方案,即“两头一尾”方案和“一

条线”方案。2种方案产出的富乙烯气和富乙烷气产品,均可送往乙烯装置用于增产乙烯。

(2)在产品纯度方面,方案二(“一条线”)优于方案一(“两头一尾”),方案二流程得到的富乙烯气中乙烯的摩尔分数是81.47%,富乙烷气中乙烷的摩尔分数是85.55%。富乙烷气和富乙烯气可分别送至乙烯装置的裂解炉和碱洗塔,干气中的乙烯和乙烷均得到了高效、合理的利用。

(3)方案一回收率高,适用性强;方案二能耗较方案一高,但产品纯度也高,可在一定程度上降低乙烯装置的能耗,此方案适用于和乙烯共建,通过借用乙烯装置的丙烯冷剂,无须重新设置丙烯制冷系统。

### 参考文献

- [1] 罗淑娟,刘智信,王婧,等.一种炼厂混合干气回收系统及回收方法:CN104557385B[P].2016-07-06.
- [2] 程建民,李东风,刘智信,等.采用油吸收分离炼厂催化干气的方法:CN101759518B[P].2012-08-29.
- [3] 过良,李东风,罗淑娟,等.一种炼厂饱和干气回收系统及回收方法:CN104557384A[P].2015-04-29.
- [4] 侯效余,张敬升,李东风.炼厂干气中碳二组分回收技术概述[J].石油石化绿色低碳,2021,6(1):11-18,60.
- [5] 张敬升,李东风,过良,等.浅冷油吸收技术在炼厂饱和干气回收中的应用[J].石油石化绿色低碳,2018,3(4):16-20.
- [6] 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):3207-3215.
- [7] 张敬升.浅冷油吸收工艺回收炼油厂饱和干气的模拟[J].石油化工,2014,43(9):1069-1075.
- [8] 张香.浅冷油工艺“吸”出乙烷、乙烯焦化干气回收装置成功开车[J].中国石油和化工,2015,(8):50.
- [9] 雷斯,王志勇.110 kt/a 催化干气回收乙烯装置运行总结[J].齐鲁石油化工,2013,41(4):274-277,297.
- [10] 张敬升,廖丽华,李东风,等.浅冷油吸收法回收炼厂干气工艺的研究[C].中国化工学会,2015.
- [11] 中国石化北京化工研究院助力茂名石化新产品开发[J].石油化工,2012,41(8):875-875.
- [12] 谢卫东.炼厂气中碳二回收工艺技术选择及工业应用[J].石油石化绿色低碳,2018,(6):3-7.
- [13] 邹弋,林凡,张家鏢.浅冷油回收 $\text{C}_4$ 解吸塔控制系统动态模拟研究[J].石油化工,2020,49(1):98-104.
- [14] 魏文. $\text{C}_3/\text{C}_4$ 分离装置异丁烷产品硫含量超标原因及对策[J].石油化工,2021,50(7):704-708.■