

炼厂吸收稳定新工艺探讨

张 龙*, 方向晨, 张 英, 王阳峰, 孟凡忠

(中国石化大连石油化工研究院, 辽宁 大连 116045)

摘要:针对吸收稳定系统“干气不干”、液化气收率低的问题,通过分析现有工艺存在的问题,提出了解吸塔再平衡工艺技术,并进行了模拟计算和水力学分析,验证了工艺技术的可行性。研究表明,新工艺技术可降低干气中 C_3^+ 组分体积分数,提高液化气收率,经济效益显著。

关键词:吸收稳定;模拟;新工艺;干气

中图分类号:TE624.32

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2019)01-0196-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2019.01.042

Discussion on a novel process for absorption stabilization unit in refinery

ZHANG Long*, FANG Xiang-chen, ZHANG Ying, WANG Yang-feng, MENG Fan-zhong

(Dalian Research Institute of Petroleum and Petrochemicals, Sinopec Corp., Dalian 116045, China)

Abstract: There are problems of "dry gas containing wet" and low yield of liquefied gas in the absorption stabilization system. Through analyzing the existing problems in the existing technology, a rebalancing technology for the desorbing tower is proposed, and concerning simulation calculation and hydraulic analysis are performed in order to verify the feasibility of the technology. The research shows this new technology can reduce the content of C_3^+ components in dry gas and increase the yield of liquefied petroleum gas, showing a remarkable economic benefit.

Key words: absorption stabilization; simulation; new process; dry gas

吸收稳定系统是催化裂化、延迟焦化装置的后继处理单元^[1]。其主要目的是利用吸收和精馏原理^[2]将分馏塔塔顶油气分离器得到的富气和粗汽油分离成干气(C_2 以下)、液化气(C_3 、 C_4)和蒸气压合格的稳定汽油,主要由吸收塔、解吸塔、稳定塔、再吸收塔构成^[3]。近年来,由于以丙烯、丁烯为原料的低碳化工^[4]的快速发展以及民用液化气需求量的增加,吸收稳定系统在炼油厂的重要性日益突出,已成为炼油厂提高经济效益的重要单元。为此,本文中提出一种吸收稳定新技术,以实现降低焦化干气中 $\geq C_3$ 组分含量、增产液化气的目的。

1 技术发展

20世纪五六十年代,国内吸收稳定系统的流程均为“单塔流程”,即吸收和解吸在一个塔内进行。从图1^[5]可以知道,单塔流程吸收过程的底部为解吸过程的顶部,富吸收汽油直接进入解吸段,解吸气直接上升进入吸收段。由于吸收和解吸是2个完全相反的过程,吸收解吸塔工艺条件很难同时满足2个过程,塔顶干气和塔底脱乙烷汽油也很难同时满足质量要求。因此,单塔流程的缺点是塔顶干气和塔底脱乙烷汽油的质量都较差,干气中 C_3 以上组分

含量高,脱乙烷汽油中 C_2 组分含量高。

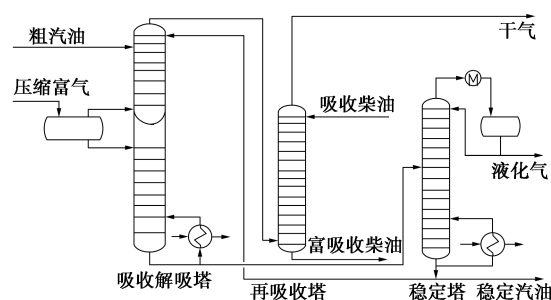


图1 吸收稳定系统单塔流程

国内在20世纪70年代开始采用双塔流程,如图2所示。吸收和解吸过程分别在2个单独的塔内进行,大部分的单塔流程都改造成了双塔流程^[6]。采用双塔流程,解吸塔的操作方式对系统运行有很

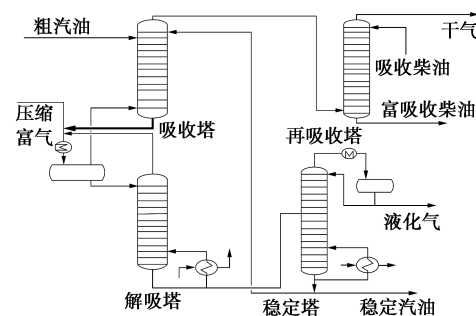


图2 吸收稳定系统双塔流程

收稿日期:2018-06-12;修回日期:2018-11-12

基金项目:中国石油化工集团公司科技部项目(106002000716)

作者简介:张龙(1973-),男,硕士,高级工程师,研究方向为石油化工工艺及节能技术,通讯联系人,0411-39699530, zhanglong.fshy@

sinopec.com。

大影响。解吸塔过度解吸(乙烷解吸率为100%,且 C_3 、 C_4 组分也大量解吸)会使大量的 C_3 组分在富气平衡罐、吸收塔和解吸塔之间循环,导致吸收塔和解吸塔的操作负荷增大。因此应当控制脱乙烷汽油乙烷的解吸率,以避免解吸塔过度解吸。

近年来,围绕降低能耗、降低干气中 C_3 以上组分含量、提高高附加值组分收率,国内外学者对吸收稳定系统进行了大量的研究。在“双塔流程”的基础上又开发了许多新的流程。天津大学隋红等^[7]提出在吸收塔塔顶增加一套预平衡系统,通过补充吸收剂和塔顶干气在预平衡罐内再次平衡,达到减少装置吸收剂用量,节约能耗的目的。陆恩锡等^[8]针对“双塔流程”能耗高、存在循环物流的缺点,应用 Aspen Plus 流程模拟软件提出了新节能吸收稳定系统工艺流程。采用油吸收脱乙烷塔代替原有的吸收塔和解吸塔,可取消原“双塔流程”中富吸收汽油和解吸气2股返回物料。天津大学孙津生等^[9]认为双塔吸收稳定系统中压缩富气、解吸气和富吸收汽油混合进入气液平衡罐,达到一次平衡接触的吸收效果有限,提出了一种应用流体接触塔改善接触吸收效果的工艺流程。毛安国等^[10]针对吸收系统气液夹带而使干气中 C_3 以上组分含量较高的问题,提出在吸收塔和再吸收塔顶部增加气液混合罐,通过气液在罐内混合接触从而达到降低干气中 C_3 以上组分含量的目的。许多新流程的开发多从实际生产和经验判断得来,一般是针对吸收塔和解吸塔开展的,主要目的是降低流程能耗或提高产品收率。

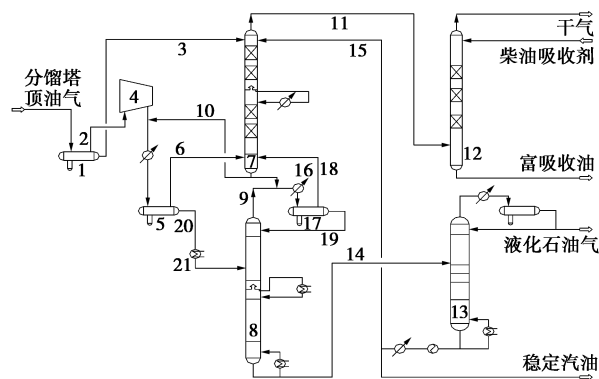
2 新工艺的提出

研究发现,造成吸收稳定系统能耗较高的原因主要在于系统内循环物流量较大,增加了吸收和精馏负荷造成系统能耗高,其中主要的循环物流是大量解吸气在解吸塔和吸收塔间循环。解吸塔是将压缩富气和吸收塔吸收油经一次平衡后的液相中所含的 C_2 组分通过蒸馏从塔底汽油中脱离出来。解吸塔的操作优劣取决于解吸率^[11],也就是解吸塔塔顶解吸气中乙烷含量与进料中含量的比率。解吸率增大,特别是过解吸会增加整个系统的内循环量,提高解吸塔塔底再沸负荷,从而增大系统能耗。

现有的工艺流程中解吸气与富气、吸收塔塔底富吸收油混合进入富气平衡分离罐。大量的解吸气主要是 C_1 、 C_2 组分,降低了平衡罐富气中 C_3 、 C_4 组分及富吸收油中轻烃的分压,使平衡罐气相组成中 C_3 、 C_4 的含量增加,从而加大了平衡罐气相进入吸

收塔的量,加大了吸收塔负荷。不仅影响了吸收塔吸收效果,而且增加了吸收塔能耗;另一方面吸收塔气相负荷大,为了降低富气中液化气含量就需要大量的稳定汽油补充吸收剂,造成大量的稳定汽油在吸收塔、解吸塔和稳定塔间循环。所以吸收稳定系统能耗的根本在于大量的循环物流,而降低循环物流的量根本在于减少一次平衡罐的气相和解吸气量。

针对现有技术的不足和现实生产降低能耗的需要,新工艺研究将解吸塔适当提压,设置专门的解吸气平衡罐,将解吸气与部分吸收塔底油混合后冷却进入解吸气平衡罐,平衡罐气相进入吸收塔底部,液相进入解吸塔顶部。解吸气平衡罐液相在解吸塔顶部,富气平衡罐液相在解吸塔顶部以下。分别进入解吸塔不同的位置,通过对解吸塔模拟优化和水力学计算确定不同进料口的理论板。工艺流程示意图如图3所示。



1—分馏塔顶油气分离罐;2—富气;3—粗汽油;4—富气压缩机;
5—富气平衡罐;6—富气平衡罐气相;7—吸收塔;8—解吸塔;
9—解吸气;10—吸收塔底油;11—贫气;12—再吸收塔;13—稳定塔;
14—脱乙烷汽油;15—补充吸收剂;16—解吸气冷凝器;
17—解吸气平衡罐;18—解吸气平衡罐气相;19—解吸气平衡罐液相;
20—富气平衡罐液相;21—富气平衡罐液相加热器

图3 吸收稳定系统新工艺流程

3 研究分析

新工艺流程设置解吸气平衡罐,使富含 C_3/C_4 的压缩富气和富含 C_1/C_2 的解吸气分别在不同的平衡罐进行气液平衡。在物料组成和流量方面,一方面改变了各自平衡罐的气相组分的量,在总压一定的情况下,降低 C_1/C_2 气液平衡分压;另一方面改变了各自平衡罐的气相组成,在温度一定的情况下,升高了 C_3/C_4 气液平衡分压,双重作用使进入吸收塔的 C_3/C_4 的量大幅减少,从而降低了吸收塔负荷,进而降低吸收油量、降低解吸塔的负荷实现了整个工

艺的节能。与现有技术相比,新工艺技术通过适当提高解吸塔操作压力,设置专门的解吸气平衡罐,使解吸气在解吸气平衡罐与吸收油进行再平衡,有效控制了进入吸收塔过解吸量,优化吸收稳定工艺,实现了降低吸收稳定过程能耗和提高液化石油气产率的双重效果,具有以下优点。

(1)通过设置专门的解吸气平衡罐,避免了解吸气对富含液化石油气的富气在冷凝后平衡的干扰,有利于强化富气平衡效果,减少平衡后进入吸收塔的气相量,降低吸收塔负荷。一方面有利于提高吸收塔吸收率,另一方面可以减少吸收塔与解吸塔间的循环量,降低系统能耗。

(2)通过解吸气平衡罐对解吸气单独地吸收冷凝平衡,有利于将解吸塔中过解吸的液化石油气充分吸收冷凝下来,可以大幅降低进入吸收塔气相量,降低吸收塔负荷。

(3)通过控制解吸气平衡罐压力,在保证塔底脱乙烷汽油中 $\leq C_2$ 轻烃含量质量要求的同时,尽可能地减少解吸气中 $\geq C_3$ 组分的含量,降低在解吸塔和吸收塔间的循环量。这不仅有利于降低吸收塔负荷,提高吸收效率,而且大幅降低过程能耗。

(4)将解吸气平衡罐液相和富气平衡罐液相根据其中所含轻组分不同,分别进入解吸塔不同位置,并设置富气平衡罐液相加热器,有利于强化解吸效果,降低解吸塔塔底供热负荷。

4 模拟计算

由于吸收稳定进料体系中含有一定浓度的 H_2 、 H_2S 和 CO_2 ,导致体系呈现非理想性,选用包含轻组分二元交互作用参数^[12]的 RKS 热力学方法进行模拟计算。以某石化 220 万 t/a 焦化装置吸收稳定单元工业数据为基础搭建模型,以工业生产操作参数为条件(如表 1)对新工艺流程进行模拟计算。模拟计算流程如图 4 所示。从焦化分馏塔顶的油气在塔顶气液分离罐中分离出富气和粗汽油。富气经富气压缩机升压后与来自吸收塔的部分吸收塔底油混合冷却后进入富气平衡罐。富气平衡罐平衡后的气相进入吸收塔塔底;液相经富气平衡罐液相加热器加热后进入解吸塔的上部。解吸塔解吸出来的解吸气与吸收塔的部分吸收塔底油混合经解吸气冷凝器冷却后进入解吸气平衡罐。平衡后的气相进入吸收塔底部,平衡后的液相进入解吸塔的顶部。解吸塔塔底脱乙烷汽油送至稳定塔进行精馏,塔顶得到液化石油气送出装置,塔底稳定汽油经换热、冷却后部分

送出装置,部分作为补充吸收剂送到吸收塔。分馏塔塔顶气液分离罐中分离出的粗汽油作为吸收剂送至吸收塔,与补充吸收剂一起对进入吸收塔的富气平衡罐气相和解吸气平衡罐气相进行吸收。吸收塔塔顶贫气至再吸收塔由分馏塔柴油作为吸收剂进行再吸收。吸收塔底油分两路分别进入富气平衡罐和解吸气平衡罐。再吸收塔塔顶干气送出装置,塔底富吸收油返回分馏塔。

表 1 模拟操作条件

操作压力/kPa		操作温度/℃		流量/(kg·h ⁻¹)	
项目	数值	项目	数值	项目	数值
吸收塔	1051	粗汽油	31.7	粗汽油	44900
再吸收塔	1027	补充吸收剂	32.1	补充吸收剂	68000
解吸塔	1207	再吸收柴油	38.0	再吸收柴油	48000
稳定塔	1087	吸收塔顶/底	38.9/33.0	富吸收油	116100
		解吸塔顶/底	43.3/137.8	稳定塔回流	25600
		稳定塔顶/底	45.0/172.0		
		稳定塔回流	19.3		

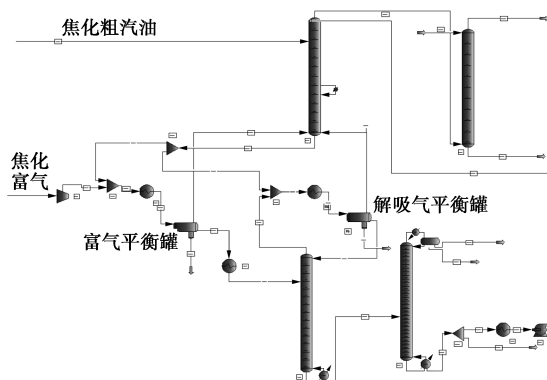


图 4 吸收稳定新工艺技术模拟流程

以相同的条件对该工业装置进行模拟,将所得干气组成数据和新工艺模拟所得数据列于表 2 对比。

表 2 干气组成(体积分数)分析对比 %

干气组分	工业装置	新工艺	干气组分	工业装置	新工艺
甲烷	51.16	51.38	顺丁烯	0.01	0.01
乙烷	17.42	17.26	异戊烷	0.00	0.00
乙烯	2.66	2.73	正戊烷	0.00	0.00
丙烷	2.30	1.89	氧气	0.58	0.59
丙烯	1.20	0.87	氮气	3.49	3.53
异丁烷	0.35	0.3	硫化氢	6.17	6.41
正丁烷	0.72	0.64	一氧化碳	0.00	0.00
正丁烯	0.04	0.03	二氧化碳	0.00	0.00
异丁烯	0.03	0.03	氢气	13.86	14.32
反丁烯	0.01	0.01	大于碳三	4.66	3.78

从表2可以看出,在相同的进料及操作条件下,新工艺焦化干气中 C_3+ 体积分数为3.78%,较当前生产可降低干气中 C_3+ 体积分数0.88%。按该装置设计干气收率 $18\ 000\ m^3/h$ 来计算,全年降低干气量 $18\ 000\ m^3/h \times 0.88\% \times 0.0008\ t/m^3 \times 8\ 400\ h/a = 1\ 064.45\ t/a$ 。所降低干气量全部折算为液化气,液化气与燃料气差价以0.23万元/t计算,全年增加经济效益 $1\ 064.45 \times 0.23 = 244.82$ 万元。

5 水力学核算

解吸塔提压操作,并将富气平衡罐与解吸气平衡罐的液相进入解吸塔不同位置,解吸塔内液相负荷发生变化。以新工艺模拟所得解吸塔物流参数对该装置解吸塔进行水力学核算,计算结果见表3。

表3 新工艺解吸塔水力学计算结果

项目	解吸塔		
设备参数			
塔径/mm	$\Phi 2000$		
塔盘段	1#~15#		
板间距/mm	600		
流程数	2		
浮动元件类型	固阀塔盘		
开孔率/%	4.77		
	侧边	中央	
降液管宽度/mm	338	354	
降液管面积/ m^2	0.702	0.704	
降液管底隙/mm	80	80	
溢流堰高/mm	40	40	
溢流堰长/mm	1499	1968	
工艺参数			
气相流量/ $(kg \cdot h^{-1})$	26007.1		
气相密度/ $(kg \cdot m^{-3})$	23.967		
气相黏度/cP	0.011		
液相流量/ $(kg \cdot h^{-1})$	138863		
液相黏度/ $(kg \cdot m^{-3})$	598.71		
液相黏度/cP	0.16		
表面张力/ $(dynes \cdot cm^{-1})$	11.59		
计算结果			
负荷点/%	60	100	120
塔盘泛点率/%	18.48	30.79	36.95
降液管泛点率/%	37.12	61.87	74.24
阀孔动能因子/ $Pa^{0.5}$	5.90	9.84	11.81
降液管清液层高度/mm	117.23	152.31	168.06
降液管出口流速/ $(m \cdot s^{-1})$	0.18	0.30	0.36
降液管最大停留时间/s	10.50	6.30	5.30
堰上液层高度/mm	36.55	51.38	58.02
堰上液流强度/ $(m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-1})$	46.42	77.36	92.84
塔盘压降/kPa	0.34	0.45	0.49

通过对解吸塔水力学计算,确定解吸气平衡罐液相从塔顶进入,富气平衡罐液相由塔顶下第3块理论板进入。全塔在60%~120%负荷下,阀孔动能因子、塔盘泛点率、降液管泛点率均在合理的性能范围内,塔盘压降 $<0.5\ kPa$ 。全塔满足塔操作弹性及分离要求。

6 结论

针对国内外现有的吸收稳定系统存在大量循环物流引起系统能耗高、干气不干、液化气收率低等问题,从解吸塔设置解吸气平衡出发,提出解吸气再平衡新工艺,并进行模拟分析和塔水力学核算,得出如下结论。

(1) 新工艺技术有效控制解吸塔解吸率,降低吸收塔负荷,降低干气中 C_3+ 组分体积分数0.88%。

(2) 解吸气再平衡新工艺在60%~120%操作负荷下,均能满足塔操作弹性及分离要求。

(3) 模拟计算分析表明,新工艺技术可降低干气中 C_3+ 组分体积分数,经济效益显著。

参考文献

- [1] Debiase R. Status and progress of delayed coking preprints division of petroleum and chemistry [J]. ACS, 1984, 29(2): 412-423.
- [2] 陆恩锡, 张慧娟, 秦云锋. 总体优化提高装置的经济效益 [J]. 化工科技, 2000, 8(4): 65-69.
- [3] 杜翔, 吴少敏, 李长庚, 等. 吸收稳定系统吸收/解吸塔的单塔改造 [J]. 化学工程, 2002, 30(30): 16-21.
- [4] 李玉芳, 伍小明. 丙烯需求旺盛供应仍紧 [J]. 中国石油和化工, 2005, (5): 35-39.
- [5] 许学旺. 催化裂化吸收稳定装置调查报告 [J]. 炼油设计, 1993, 2(2): 14-21.
- [6] 张鹏飞, 王申江, 张华伟, 等. 吸收稳定系统能耗分析及优化 [J]. 化学工程, 2006, 34(11): 75-77.
- [7] 隋红, 李国涛, 李鑫刚, 等. 吸收稳定系统节能装置及操作工艺: CN, 101531919A [P]. 2009-09-16.
- [8] 陆恩锡, 张慧娟, 朱霞林. 吸收稳定系统工艺流程现状和新流程开发(II)新的节能工艺流程开发 [J]. 炼油设计, 2001, 31(7): 15-17.
- [9] 孙津生, 王艳红, 高红, 等. 焦化吸收稳定节能工艺: CN, 101602960A [P]. 2009-12-16.
- [10] 毛安国, 侯曲国. 一种降低干气中 C_3 以上组分含量的方法: CN, 1763156A [P]. 2006-04-26.
- [11] 李国庆, 袁芳, 毋瑞瑞, 等. 催化裂化装置吸收稳定系统的最优解吸率 [J]. 石油学报, 2012, 28(2): 88-93.
- [12] Wilhelm E, Battino R, Wilcock R J. Low-pressure solubility of gases in liquid water [J]. Chemical Reviews, 1977, 77(2): 219-262. ■