

汽油分馏塔工艺模拟计算与比较

许斌¹ 于爱华² 李鑫钢^{1,2}

(1. 天津大学化工学院, 天津 300072; 2. 天津大学精馏技术国家工程研究中心, 天津 300072)

摘要:介绍了乙烯装置急冷系统的工艺流程, 运用 PRO/II 软件对乙烯装置初分馏系统进行了模拟, 其裂解气成分采用反推法获取。将模拟计算结果与汽油分馏塔实测值进行了比较, 并对汽油分馏塔不同工艺下模拟计算值之间进行比较, 提出了汽油分馏塔优化设计方案: 将汽油分馏塔从下至上分为急冷油循环段、中质油循环段、轻柴油分离段和汽油分离段四段式结构。

关键词: PRO/II 软件; 急冷流程; 汽油分馏塔; 干点

中图分类号: TQ018

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2004)11-0052-04

Simulation and comparison of gasoline fractionation tower in ethylene unit

XU Bin¹, GAN Ai-hua², LI Xin-gang^{1,2}

(1. School of Chemical Engineering and Technology, Tianjin University, Tianjin 300072, China;

2. National Engineering Research Center for Distillation Technology, Tianjin University, Tianjin 300072, China)

Abstract: The process of cooling system in ethylene unit was introduced, the primary fractionation system in the ethylene unit was simulated by using Pro/II software, and the components of pyrolytic gas were obtained by the backing-out method. The simulation results were compared with the actual measured data of the gasoline fractionation tower, the simulation values under different process conditions of the gasoline fractionation tower were compared too, and an improving design of the gasoline fractionation tower was proposed, namely, the gasoline fractionation tower was divided from down to up into four sections: the cooling oil recycling, moderate mass oil recycling, diesel oil separation and gasoline separation section.

Key words: Pro/II software; cooling process; gasoline fractionation tower; dry point

乙烯汽油分馏塔是裂解气自裂解炉出来后进行冷却分离的第一座塔, 它不仅承担着分离裂解汽油、柴油组分的任务, 也是回收热量的关键设备。由于其处理量大、操作条件恶劣, 常常成为乙烯生产的瓶颈装置。

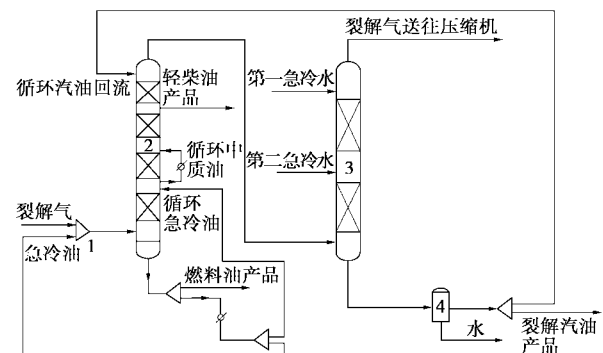
近年来随着计算机技术的发展, 利用化工模拟软件对装置进行模拟, 快速准确地求解特定条件下的操作数据, 并以此来指导设计和生产, 进行多方案对比^[1-2]。目前困扰汽油分馏塔模拟计算的主要问题是基础数据特别是裂解气中馏分油数据的缺乏。裂解炉中原料油经裂解反应制得的裂解气, 经急冷换热器冷却后温度仍在 400℃ 以上, 并且还存在着二次反应, 很难测得其实际组成。对此国外主要通过软件包方法求得, 国内则大部分采用估算, 这也是国内乙烯汽油分馏塔计算结果与实际值误差较大的主要原因。某公司乙烯装置原生产规模为 15 万 t/a, 近年来进行了扩产到 20 万 t/a 的技术改造。

笔者应用 PRO/II 软件对其急冷流程进行了工艺模拟和比较, 由于此次改造为扩能改造, 故裂解工段只是增加了裂解炉的数量, 其裂解原料和裂解工

艺并无变动。模拟计算的裂解气组分数据是在原乙烯装置正常运转情况下, 在对急冷系统中除裂解气以外的其他物流进行准确取样和分析的基础上, 用 PRO/II 软件对原流程采出流股进行反推法获得的。

1 流程简介与基础数据

1.1 流程简介



1—急冷器; 2—汽油分馏塔; 3—水洗塔; 4—油水分离器

图 1 乙烯装置急冷系统流程图

急冷系统是由急冷器、汽油分馏塔、水洗塔、油

收稿日期: 2004-07-16; 修回日期: 2004-09-08

作者简介: 许斌(1979-), 男, 硕士生, 022-27401853, xbtwtwt@163.com; 于爱华(1962-), 女, 硕士, 高级工程师, 硕士生导师, 多年从事塔器设计工作。

循环回路和水循环回路组成,包括了从急冷换热器出口到裂解气压缩机入口之间的整段流程^[3]。其工艺模拟图见图1。

(1)急冷器。来自数台裂解炉的高温裂解气经急冷换热器回收热量至400℃左右后,进入急冷器中与从顶部喷淋而下的急冷油混合降温(冷却至200℃左右),以终止裂解反应,混合物进入汽油分馏塔进行分离和进一步冷却。

(2)汽油分馏塔(油洗塔)。该塔是此次模拟计算的主要设备,其作用一方面是冷却裂解气至100℃左右,回收利用裂解气中的热量;另一方面是分离出裂解气中的裂解柴油和裂解燃料油组分。塔顶用裂解汽油进行喷淋回流,来自急冷器的裂解气从塔底进料。塔顶采出的是温度略高于水蒸气露点的裂解气,送往水洗塔进一步冷却和分离;塔釜产品是温度为200℃左右的燃料油组分,柴油组分则从侧线采出。由图1可见,汽油分馏塔被分为四段式结构,从下至上依次是急冷油循环段、中质油循环段、轻柴油分离段和汽油分离段。与其他乙烯工艺相比,该塔多了中质油循环段和轻柴油分离段。

(3)水洗塔。水洗塔底的进料为汽油分馏塔塔顶采出的气体,水洗塔顶部和中部则分别采用急冷水进料。水洗塔的作用是脱除裂解气中的汽油组分和大量的水蒸气,经水洗塔分离冷却至室温的裂解气直接送往裂解气压缩机入口,汽油和水则在塔釜内直接进行分离:分离出的汽油一部分送往汽油分馏塔作为回流,另一部分送往加氢工段经加氢后制得汽油产品;塔釜的热水作为低位能热源经采热后再作为工艺水循环使用。

1.2 热力学模型

该乙烯装置急冷流程为气液平衡系统,物系中水和轻烃的分配系数 K 值、焓、熵和密度可用 Peng-Robison, Redlich-Kwong-Seave 状态方程和 Johnson-Grayson(JG)、Curl-Piter(CP)等关联式来描述,其气液相的黏度、导热系数和液相的扩散系数等传递性质则用 PETRO 方法描述。另外由于裂解气中含有大量的水蒸气,采用 PRO/II 的 DECANT 方法把水相作为纯水相和与之几乎不相溶的液体烃相倾析。

1.3 基础数据

急冷系统的进料物流有裂解气和水洗塔的急冷水,循环物流则有送往急冷器的循环急冷油流股和汽油分馏塔的回流汽油。

(1)裂解气。来自裂解炉的裂解气物流具有十分复杂的组成,除了含大量水蒸气外,还含有氢、一

氧化碳等不凝性气体、轻烃及馏分油组分。应用反推法求得的裂解气组成如表1所示,其温度为429.76℃,压力为173 kPa,总流量为6 662.847 kmol/h。

表1 裂解气组分及流量

组分	流量/ kmol·h ⁻¹	组分	流量/ kmol·h ⁻¹
水	3500.6300	1-戊烯	6.3100
氢气	489.5820	异戊烷	2.8600
一氧化碳	2.4990	正戊烷	5.7500
甲烷	828.9600	苯	74.0700
乙炔	17.7400	甲苯	42.8400
乙烯	938.0100	<i>o</i> -二甲苯	27.6000
乙烷	152.5800	2-甲基己烷	13.8600
丙炔	10.8600	1,1-二甲基环戊烷	0.4843
丙二烯	6.9100	甲基环己烷	0.6182
丙烯	304.7000	2,3-二甲基己烷	1.0496
丙烷	9.4800	丙基环戊烷	2.7538
1,3-丁二烯	78.2200	2,3,3,4-四甲基戊烷	3.5423
1-丁烯	19.5900	3,3,5-三甲基庚烷	3.0910
异丁烯	34.2400	1-癸烯	2.8591
顺-2-丁烯	4.7400	丁基苯	4.3648
反-2-丁烯	6.2600	正十一烷	3.5324
异丁烷	0.3400	二甲基萘	5.5720
丁烷	8.5700	正十四烷	2.8000
环戊二烯	23.3600	2-丙基萘	0.8939
2-甲基-1,3-丁二烯	11.3800	正十七烷	0.6044
顺1,3-戊二烯	8.2500	正十八烷	0.4929

(2)水洗塔急冷水。水洗塔有7个理论塔板数,在第1块和第5块理论板上进行急冷水进料。其进料情况见表2。

表2 水洗塔进料情况

流股名称	进料塔板位置	温度/℃	压力/kPa	流量/kg·h ⁻¹
第一急冷水	1	34.8	180	332270
第二急冷水	5	54.4	200	857045

1.4 模拟单元

共对急冷器、汽油分馏塔、水洗塔、汽油分馏塔塔釜急冷油的4个处理单元进行模拟。

(1)急冷器。用混合器模型模拟,其操作压力是170 kPa。

(2)汽油分馏塔。用严格蒸馏模型模拟,采用 SURE 算法,共有16个理论塔板。塔顶压力是160 kPa,塔的压力降是10 kPa。塔顶为裂解汽油回流进料,塔底为裂解气进料,第7块理论板侧线采出柴油。另外,由于急冷油在高温下黏度较大,为了保证

油洗塔的稳定运行,用 2 个侧线循环带走裂解气中的热量;从第 16 块和第 13 块理论板采出,经取热后分别送往第 14 块和第 10 块板返回塔内。这 2 个侧线循环所包含的分离段即为急冷油循环段和中质油循环段。

(3)水洗塔。水洗塔具有吸收裂解气中汽油组分和分离塔釜油水混合物中汽油产品的作用。在模拟计算中,把水洗塔分解为精馏塔、三相分离器及分离器 3 个操作单元模型,以模拟水洗塔的全部功能。

(4)汽油分馏塔塔釜急冷油。对该塔塔釜急冷油的处理用分离器和闪蒸罐模型来模拟,其中闪蒸罐为温度、压力恒定的等温闪蒸装置。汽油分馏塔塔釜采出的急冷油经分离器分离后,轻组分经汽提塔汽提后返回汽油分馏塔内,以控制塔内循环急冷油的黏度(此次模拟计算省略了此循环);重组分则经过闪蒸罐取走部分热量后送往急冷器与裂解气混合。

2 计算结果与比较

2.1 计算结果

汽油分馏塔的软件计算结果见表 3 和表 4,其中表 3 是汽油分馏塔的计算数据,包括各个理论板的温度、压力、进料流量和产品流量等结果;表 4 是回流汽油和侧线采出柴油组分的恩氏蒸馏数据。

表 3 汽油分馏塔计算结果

理论板数	温度/℃	压力/kPa	液相流量/ kmol·h ⁻¹	气相流量/ kmol·h ⁻¹	进料流量/ kmol·h ⁻¹	产品流量/ kmol·h ⁻¹	热负荷/ 10 ⁶ kJ·h ⁻¹
1	95.0	160.00	509.3		734.8(M)	7364.6(V)	
2	112.8	160.67	363.9	7139.1			
3	129.2	161.33	299.0	6993.7			
4	138.4	162.00	283.4	6928.8			
5	141.4	162.67	277.1	6913.1			
6	142.5	163.33	266.7	6906.9			
7	143.8	164.00	222.8	6896.5		25.0(L)	
8	146.1	164.67	204.1	6877.6			
9	148.5	165.33	190.1	6858.8			
10	150.6	166.00	1924.6	6844.9			-20.6
11	157.3	166.67	1986.4	6922.9			
12	163.0	167.33	2038.0	6984.7			
13	167.9	168.00	395.3	7036.3			
14	175.3	168.67	2678.9	7050.1			-33.5
15	184.6	169.33	2817.2	7222.7			
16	193.0	170.00		7360.9	8939.6(M)	2284.8(L)	

注:表中 M、V、L 分别表示进料和产品的相态,其意义分别为混合相、气相和液相。

表 4 柴油和汽油产品恩氏蒸馏数据

液体体积分数/%	裂解汽油馏程/℃	裂解柴油馏程/℃
1	-46.809	96.619
5	104.086	239.326
10	122.957	243.601
30	146.084	246.893
50	143.220	246.045
70	148.605	247.621
90	177.641	256.728
95	187.687	260.542
98	204.475	262.701

2.2 计算结果与实测值比较

汽油分馏塔计算结果和标定值的比较见表 5,其中汽油分馏塔的塔顶压力和压差数据不可测,未能列出。另外,循环急冷油黏度为 15~20 mm²/s。乙烯装置汽油产量为 3 658 kg/h,燃料油产量为 4 t/h,重质燃料油的闪点为 160℃(2003 年 7 月平均值)。

表 5 汽油分馏塔计算结果和实测值比较

	计算值	标定值
裂解气进料量/t·h ⁻¹ (按投料量计算)	154.917	132.000
塔顶温度/℃	95.0	103.5
塔底温度/℃	193.0	194.9
回流汽油量/t·h ⁻¹	78.9	67.0
汽油干点/℃	204.475	200.000
柴油干点/℃	262.701	
急冷油循环量/t·h ⁻¹	888	781
中质油循环量/t·h ⁻¹	311	365

乙烯装置急冷系统数据于 2003 年底测得,与设计时间(2000 年)已有一定的间隔,工况与设计值有了一定的变化,但由表 5 和上述数据中乙烯装置急冷系统操作的几个关键工艺参数^[4]——汽油分馏塔的回流量、汽油分馏塔塔顶和塔釜温度、循环急冷油黏度、急冷油循环量和裂解汽油干点等数据可见,装置运行情况仍然良好,并可认为对乙烯急冷流程的模拟是成功的。

2.3 不同汽油分馏塔工艺条件的比较

上述计算的汽油分馏塔工艺条件为具有 16 块理论塔板的四段结构(见图 1 所示):急冷油循环段、中质油循环段、轻柴油分离段和汽油分离段。国内乙烯装置中汽油分馏塔还存在不同工艺设置——无

中质油循环段和轻柴油分离段等。在不改变其操作参数下,对不同的汽油分馏塔设置急冷流程进行模拟,所得的结果见表6。

表6 汽油分馏塔不同设置计算结果

填料分段情况	四段结构	三段结构 ^①	三段结构 ^②	两段结构 ^③
塔顶温度/℃	95.0	95.0	95.0	95.0
塔底温度/℃	193.0	192.7	188.9	187.4
中质油换热器热负荷/ $10^6 \text{ kJ}\cdot\text{h}^{-1}$	-20.5	-21.5		
急冷油换热器热负荷/ $10^6 \text{ kJ}\cdot\text{h}^{-1}$	-33.5	-33.5	-59.5	-62.6
汽油干点/℃	204.475	204.510	204.526	205.378
柴油干点/℃	262.701	281.858	266.211	303.053

注:①为无柴油分离段;②为无中质油循环段;③为无中质油循环段和柴油分离段。

由表6计算结果可知,柴油分离段的缺省对汽油干点和汽油分馏塔取热影响较小,但柴油干点提高了近20℃,柴油产品质量大大下降;中质油循环段的缺省降低了塔釜温度至188.9℃,塔釜热能品位也大大降低,并且柴油干点有所升高。缺少了柴油分离段和中质油循环段的两段式汽油分馏塔结构,其柴油干点则升高40℃(达303.053℃),其塔釜温度也降低了近6℃,从而加大稀释蒸汽换热器热负荷和塔釜热能的利用。由此可见,采用包含柴油分离段和中质油循环段的四段式结构汽油分馏塔设

(上接第51页)

系统、水处理药剂在线监控及智能化控制系统和计算机远程控制平台。该系统不但能在线检测药剂含量、电导率、pH值、温度、余氯等参数,而且能准确控制水中阻垢缓蚀剂的浓度和浓缩倍率。智能化在线远程监控系统由计算机信息处理、通讯、数据输出等子系列组成,主机设置有信息储存器和多线程控制菜单,系统信息处理机可以通过接口直接与外部专用计算机连接,可实现在远离现场的指挥中心进行异地控制。

3 结论

(1)将天津化工研究院开发的高性能水处理药剂应用于天津石化公司乙烯厂的水循环系统,以天津滦河水作为循环水补充水,在浓缩倍数为5的情况下运行,现场监测的每月黏附速率 $\leq 15 \text{ mg}/\text{cm}^2$,

置能够大大提高换热能力和分离裂解气中重组分的能力,是较为优化的汽油分馏塔的设计。

3 结论

(1)汽油分馏塔是一个以热平衡为主的复杂相平衡过程,其轻烃部分物性可以用SRK、P-R等状态方程和相关的关联式来描述,馏分油部分也可用真实组分来进行描述。

(2)对于有大量急冷水析出的乙烯急冷塔,采用PRO/II的SURE算法是求解这类问题的较好算法。

(3)采用PRO/II软件对乙烯急冷装置进行流程模拟是可行的,可以得出较为准确的结果,并用以指导实际生产。

(4)通过对不同方案计算结果比较表明,柴油分离段可降低裂解柴油干点20℃左右;中质油循环段可提高塔釜温度,能够提供较高品位的热能,从而降低急冷油换热器的热负荷。在保证汽油产品质量的同时,这两段的应用有效地提高了热能利用率和柴油产品质量,是一种优化的汽油分馏塔工艺设置。

参考文献

- [1] 张伟.[J].炼油设计,1999,29(2):31-34.
- [2] 崔红霞,王亚军,孙阳.[J].油气田地面工程,1998,17(5):27-28.
- [3] 堵祖荫.[J].乙烯工业,2002,14(4):13-17.
- [4] 朱永乐.[J].石化技术与应用,2001,19(3):164-166. ■

腐蚀速率 $\leq 0.075 \text{ mm}/\text{a}$ 。

(2)配合使用自动控制装置和计算机远程控制平台,实现了现场水处理药剂的在线智能监控和远程控制,为循环水系统在高浓缩倍数下稳定运行提供了安全保障。

(3)应用该水处理成套技术后,加药和排污工序全部实现了自动化,使循环水系统运行更加平稳,浓缩倍数由3提高到5,预计全年可节约淡水60万t,可带来经济效益300多万元,同时也为缓解天津市的用水紧张做出了贡献。

参考文献

- [1] 郑书忠.水处理药剂及其应用[M].北京:中国石化出版社,2003. 1-9.
- [2] 严瑞琼.水处理剂应用手册[M].北京:化学工业出版社,2002. 2-15.
- [3] 周本省.工业水处理技术[M].北京:化学工业出版社,1997. ■