

抚顺石化乙烯装置急冷系统的模拟分析

马小龙¹, 姚冬梅², 张鑫¹, 张士博³, 邹涛^{1*}

(1. 中国科学院沈阳自动化研究所, 辽宁 沈阳 110016; 2. 大连理工大学环境学院, 辽宁 大连 116024; 3. 中国石油抚顺石化公司, 辽宁 抚顺 113008)

摘要: 利用 Aspen Plus 软件对中石化抚顺石化乙烯装置急冷系统进行模拟, 提出以急冷油塔侧线采出量作为汽油产品干点调节的主要方式以降低汽油循环量。发现降低汽油循环量可以提升急冷油塔釜温度进而提升稀释蒸汽发生量; 应在满足急冷油塔顶温度的前提下尽量减少盘油循环量以提高能源利用效率; 通过降低急冷油循环量提高急冷油温度的方法提高平均传热温差, 更有利于急冷油的热量回收。

关键词: 乙烯; 急冷系统; 流程模拟; 灵敏度分析

中图分类号: TQ211

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2017)07-0179-05

DOI: 10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2017.07.043

Simulation analysis on ethylene quench system of Fushun Petrochemical

MA Xiao-long¹, YAO Dong-mei², ZHANG Xin¹, ZHANG Shi-bo³, ZOU Tao^{1*}

(1. Shenyang Institute of Automation, Chinese Academy of Sciences, Shenyang 110016, China;

2. School of Environmental Science and Technology, Dalian University of Technology, Dalian 116024, China;

3. PetroChina Fushun Petrochemical Company, Fushun 113008, China)

Abstract: Aspen Plus software is employed to simulate the quench system of ethylene unit of PetroChina Fushun Petrochemical Company. The proposed main method that lowers the gasoline dry point is to increase side drawing output of the quench oil column in order to reduce gasoline circulation. It is found that reducing gasoline circulation can increase bottom temperature of the quench oil column, therefore increases dilution steam generation amount. On the premise of guaranteeing the top temperature of quench oil column, the pan oil circulation shall be as small as possible to improve energy efficiency. The mean temperature difference of heat transfer can be increased by reducing circulation amount of quench oil, which is more beneficial for recovering heat from quench oil.

Key words: ethylene; quench system; process simulation; sensitivity analysis

乙烯急冷系统是乙烯生产过程中热量回收的重要部分, 从热解炉出来的高温裂解气经废热锅炉回收热量后进入急冷系统进行热量的进一步回收, 同时分离出裂解汽油、轻燃料油和重燃料油。急冷系统主要包括急冷器、急冷油塔和急冷水塔。从急冷系统回收的热量主要用于发生稀释蒸汽和给后续分离过程提供热量。

乙烯装置急冷系统最常见的有 S&W 工艺和 Lummus 工艺^[1]。在 S&W 工艺中, 急冷油塔中段设有盘油循环以便于塔顶温度的控制, 同时可回收塔中段余热, 而 Lummus 工艺则没有中段盘油循环。因此在 S&W 工艺中, 急冷系统有三大取热循环, 即急冷油循环、盘油循环和急冷水循环。

急冷系统的主要问题在于工艺设计值和实际运行值差别较大, 造成能源回收率降低、产品质量下降, 主要表现在急冷油塔釜温度低于设计值, 同时汽

油产品干点过高, 急冷油黏度增大等方面^[2]。因此通过流程模拟的方式对急冷系统各操作变量进行优化, 可以显著提升急冷系统的热量回收效率和产品质量。同时, 三大取热循环之间热量分配的关系直接影响到回收能量的品位, 因此通过流程模拟的方式提升回收能量的品位就变得很有意义。

本文中采用 Aspen Plus V7.2 对抚顺石化公司乙烯装置急冷系统进行模拟, 考察了急冷油塔侧线采出量、汽油回流量、盘油循环量和急冷油循环量对各工艺参数的影响, 并从能量品位的角度分析了三大取热循环之间热量的流动, 以提升能量品位。

1 急冷系统流程模拟

1.1 流程简介

抚顺乙烯装置采用美国 S&W 公司专利技术, 乙烯生产能力和 80 万 t/a, 丙烯生产能力和 40 万 t/a。

收稿日期: 2016-12-21; 修回日期: 2017-05-10

基金项目: 国家自然科学基金项目(61374112); 国家高技术研究发展计划(“863”计划)项目(2014AA041802)

作者简介: 马小龙(1989-), 男, 硕士, 研究实习员, 研究方向为化工传质过程强化, longmx0414@163.com; 邹涛(1975-), 男, 博士, 研究员, 研究方向为工业过程实时优化与模型预测控制, 通讯联系人, zoutao@sia.cn。

急冷系统流程模拟如图 1 所示,从废热锅炉出来的约 430℃裂解气进入急冷器 MIX1,在急冷器中与急冷油直接混合降温至 213℃后进入急冷油塔 C1210,在急冷油塔中与回流汽油混合,使裂解气温度进一步降低至 105℃左右进入急冷水塔 C1220,同时在急冷油塔中分离出轻燃料油 LFO 和重燃料油 HFO。裂解气在急冷水塔中与两级急冷水进行混合换热降温至 40℃后进入压缩单元,同时在急冷水塔中分离出裂解汽油,裂解汽油大部分循环回急冷油塔,少部分经汽提后作为产品采出。

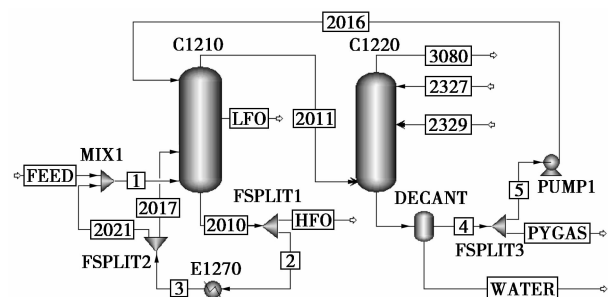


图 1 急冷系统流程模拟图

抚顺乙烯装置急冷系统热量回收主要靠急冷油循环、盘油循环和急冷水循环。其中急冷油循环可回收最高品位的热量用于发生稀释蒸汽,盘油循环可回收较高品位的热量用于原料预热、工艺水汽提塔的预热、脱丙烷塔及蒸汽汽提塔再沸器,急冷水循环主要用于丙烯塔及脱乙烷塔再沸器、轻质原料预热和碱洗塔进料加热。从能量品级的角度分析,应将高温裂解气的能量首要转移至急冷油循环,其次转移至盘油循环,最后转移至急冷水循环。

1.2 模型选择与设置

急冷油塔和急冷水塔均无冷凝器和再沸器,本文中采用 RadFrac 精馏塔模块对急冷油塔和水塔进行模拟。在急冷油塔中段设置 Pumparounds 以模拟盘油循环。急冷器用混合器 Mixer 模块进行模拟。急冷水塔下部油水分离器采用 Decanter 模块。

在急冷水塔中,由于有水的析出,将急冷水塔有效相态设置为气、液和自由水 3 相,同时将急冷水塔的收敛方式设置为 Nonideal 可较为准确和快速地模拟出水和烃类同时存在的非理想体系。

1.3 热力学方法

裂解气中含有大量的轻烃、水蒸汽和一部分重油。BK10、PR 和 SRK 方程可对该平衡体系进行较好地拟合^[3-6]。乙烯急冷系统中,塔顶轻组分含量较高,SRK 方程更为适用,本文中选用 SRK 方程作

为热力学方法。

1.4 裂解气组成

裂解后的二次油含有较多的不饱和键,其物性参数很难用软件所提供的石油组分数据库进行准确地模拟,因此本文中采用文献中的真组分法对裂解的二次油进行模拟^[4,7-8]。裂解气的质量组成见表 1。

表 1 裂解气组分质量分数

组分	质量分数	组分	质量分数
H ₂ O	39.2854	C ₇ H ₁₄ -2	0.2695
H ₂	0.5190	C ₇ H ₁₄ -6	0.2695
O ₂	0.7685	C ₇ H ₈	0.4491
N ₂	1.9962	C ₈ H ₁₀ -4	1.0780
CO	0.0299	C ₉ H ₁₂ -D1	1.2177
CO ₂	0.0100	C ₉ H ₁₂ -2	1.4473
CH ₄	7.5057	C ₉ H ₁₀	1.2876
C ₂ H ₆	2.0561	C ₁₀ H ₁₄ -D2	0.6388
C ₂ H ₄	18.1954	C ₁₀ H ₁₂ -E2	0.2994
C ₂ H ₂	0.3094	C ₉ H ₁₀ -E1	0.0599
C ₃ H ₈	0.2795	C ₁₀ H ₁₀ -D2	0.2196
C ₃ H ₆ -1	0.0100	C ₁₀ H ₁₀ -D3	0.2495
C ₃ H ₆ -2	9.2225	C ₁₀ H ₁₂	0.1697
C ₃ H ₄ -2	0.2395	C ₁₂ H ₁₆ -D1	0.1198
C ₃ H ₄ -1	0.1797	C ₁₁ H ₁₀ -2	0.1198
C ₄ H ₈ -1	0.0200	C ₁₂ H ₁₀	0.1098
C ₄ H ₁₀ -1	0.0898	C ₁₃ H ₁₂	0.1198
C ₄ H ₈ -3	0.2296	C ₁₄ H ₁₄ -D2	0.0998
C ₄ H ₈ -1	0.9981	C ₁₄ H ₁₆	0.1098
C ₄ H ₈ -5	0.9981	C ₁₄ H ₁₂ -D2	0.1098
C ₄ H ₈ -2	0.1896	C ₁₆ H ₂₀	0.0898
C ₄ H ₆ -3	0.0200	C ₁₅ H ₁₂	0.0998
C ₄ H ₆ -4	2.8346	C ₂₀ H ₁₈	0.0998
C ₄ H ₄	0.0499	C ₁₈ H ₁₄ -2	0.0798
C ₄ H ₆ -1	0.3693	C ₁₈ H ₁₄ -3	0.0798
C ₅ H ₁₂ -2	0.6088	C ₂₀ H ₁₆	0.0699
C ₆ H ₁₂ -3	0.9183	C ₂₅ H ₅₂	0.0599
C ₆ H ₆	2.1559	C ₂₆ H ₅₄	0.8883

2 模拟计算结果

急冷油塔和急冷水塔模拟结果见表 2 和表 3。模拟值和设计值主要对比参数见表 4,模拟结果和设计值有较好的一致性,可满足工业要求的精度。

表2 急冷油塔模拟结果

塔板数	温度/ ℃	压力/ kPa	液相 流量/ (t·h ⁻¹)	气相 流量/ (t·h ⁻¹)	进料 流量/ (t·h ⁻¹)	出料 流量/ (t·h ⁻¹)
1	105.9	149.3	210.4	673.6	209 L	673 V
2	112.3	150.0	203.3	675.0		
3	116.7	150.7	196.6	667.9		
4	119.9	151.3	191.2	661.1		
5	122.2	152.0	186.9	655.7		
6	123.8	152.7	183.5	651.5		
7	125.2	153.3	180.4	648.1		
8	126.6	154.0	176.6	645.0		3 L
9	128.4	154.7	167.1	641.2		
10	131.3	155.3	154.6	634.6		
11	136.2	156.0	1626.1	622.2	1400 L	
12	143.0	156.7	1677.6	693.7		
13	148.3	157.3	1718.9	745.2		
14	152.2	158.0	1750.4	786.5		
15	155.2	158.7	1773.7	817.9		
16	157.6	159.3	1790.6	841.3		
17	159.6	160.0	1800.2	858.2		
18	162.7	160.7	1763.7	867.8		1400 L
19	177.4	161.3	756.0	831.3	390 L	
20	183.2	162.0	749.7	833.6		
21	190.4	162.7	712.5	827.3		
22	206.2	163.3	2440.4	790.1	2518 M	2440 L

注:V为气相;L为液相;M为混相。

表3 急冷水塔模拟结果

塔板数	温度/ ℃	压力/ kPa	液相 流量/ (t·h ⁻¹)	气相 流量/ (t·h ⁻¹)	进料 流量/ (t·h ⁻¹)	出料 流量/ (t·h ⁻¹)
1	40.2	132.3	568.6	272.2	565 W	272 V
2	42.5	133.1	572.3	275.7		
3	44.7	134.0	575.9	279.5		
4	46.8	134.8	579.1	283.1		
5	48.6	135.6	581.8	286.3		
6	50.1	136.4	584.1	289.0		
7	51.3	137.3	585.8	291.2		
8	52.2	138.1	587.2	293.0		
9	53.0	138.9	588.3	294.4		
10	53.7	139.7	589.2	295.5		
11	54.2	140.6	3588.6	296.3	3000 W	
12	54.2	141.4	3588.5	295.8		
13	54.4	142.2	3589.7	295.7		
14	55.0	143.0	3595.9	296.8		
15	57.5	143.9	3620.6	303.0		
16	64.9	144.7	3694.1	327.8		
17	77.5	145.5	3813.0	401.2		
18	87.8	146.3	3966.4	520.2	673 V	

注:V为气相;L为液相;W为水。

表4 主要工艺参数比较

主要工艺参数	模拟值	设计值
急冷油塔塔顶温度	105.9	106.7
急冷油塔塔釜温度	206.1	210
急冷器出口温度	213.1	213
返塔急冷油温度	180.0	180.2
急冷水塔塔顶温度	40.2	41
急冷水塔塔釜温度	87.8	86.5

3 灵敏度分析

在急冷系统流程模拟的基础上,只改变单一变量,保持其余各输入参数不变,使用 Aspen Plus 软件进行灵敏度分析,分别考察了急冷油塔侧线轻燃料油采出量、汽油回流量、盘油循环量、急冷油循环量对急冷系统的影响。

3.1 急冷油塔侧线采出量的影响

如图2,增大轻燃料油的侧线采出量可明显降低汽油产品干点,这是由于增大侧线采出量可以减少裂解柴油组分进入到急冷水塔中,进而从重组分来源方面降低汽油产品的干点。当乙烯生产过程中进料组成变重时,应适当提高裂解柴油侧线采出量以保证汽油产品干点低于临界值。

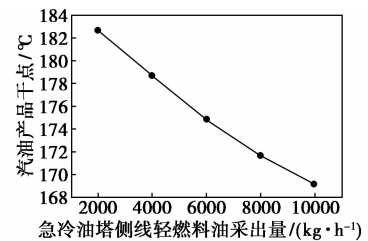


图2 急冷油塔侧线采出量对汽油产品干点的影响

油品中重组分的含量会影响油品黏度,本文中采用急冷油中沸点高于350℃的重组分含量来表示急冷油黏度的变化,重组分含量越高,油品黏度越大。见图3,增大侧线采出量会提高急冷油中重组分的含量,引起急冷油黏度的上升。这是由于较轻的柴油组分从侧线采出,使得塔釜的轻组分含量降低。

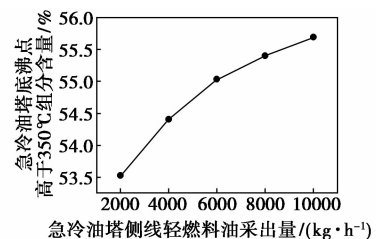
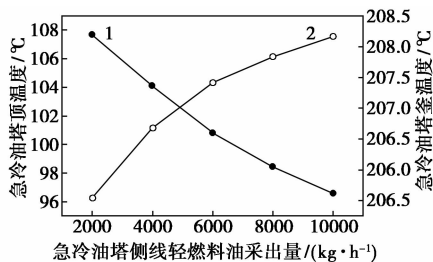


图3 急冷油塔侧线采出量对急冷油组成的影响

增大侧线采出量,会影响急冷油塔的组成,进而影响全塔的温度分布。如图 4,提升侧线采出量会提升急冷油塔釜温度,降低塔顶温度。增大侧线采出量会使得急冷油塔釜组分变重,从而有较少的轻组分携带热量向塔顶转移,因此增大侧线采出量有益于提升急冷油塔釜温度。



1—急冷油塔顶温度;2—急冷油塔釜温度

图 4 急冷油塔侧线采出量对急冷油塔顶和塔釜温度影响

3.2 汽油回流量的影响

如图 5,增大汽油回流量会降低汽油产品干点,这是由于汽油回流量的增加会提升急冷油塔的分度,减少重组分进入急冷水塔。但随着回流量的增大,对汽油产品干点的影响越来越小,可见当汽油回流量高于一定值后,增大回流量很难继续降低汽油产品干点,需要通过上述增大急冷油侧线采出量的方式降低汽油干点。

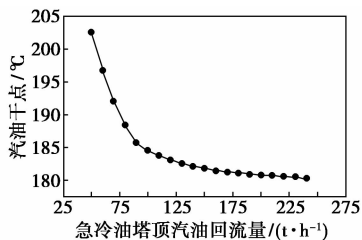
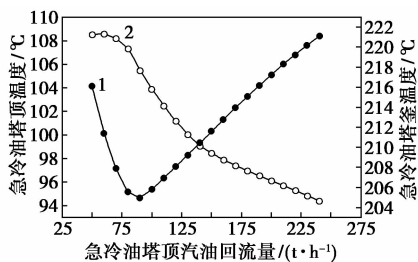


图 5 汽油回流量对汽油产品干点的影响

汽油回流量对急冷油塔顶和塔釜温度有显著影响,如图 6。过冷的回流汽油会向下流向急冷油塔



1—急冷油塔顶温度;2—急冷油塔釜温度

图 6 汽油回流量对急冷油塔顶和塔釜温度的影响

釜,使急冷油塔釜温度降低。图 7 也验证了过冷的回流汽油会下流至塔釜,使塔釜重组分含量降低,从而降低急冷油的黏度。

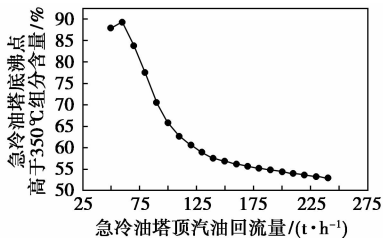
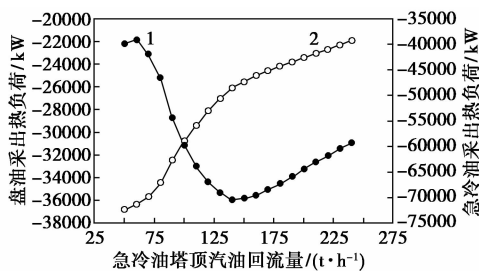


图 7 汽油回流量对急冷油组成的影响

汽油回流量对急冷油塔顶温度的影响趋势并不单调,许斌^[9]在其考查范围内发现急冷油塔顶温度随着汽油回流量的增大而降低,而全先亮^[8]在其考察范围内发现塔顶温度随着回流量的增加而升高,因此本文中扩大了汽油回流量的考察范围,发现急冷油塔顶温度随着汽油回流量的增加先降低而后升高,见图 6,这也同罗淑娟等^[2]的结论一致。

如图 8,汽油循环量越大,急冷油采出的热量越小(本文中采出热量用负值表示),这是由于汽油循环量增大使得急冷油塔釜温度降低,同时组分变轻,减少了急冷油的取热量。而盘油采出的热量先增大后减小,但从纵坐标的变化范围可以看出,汽油循环量对急冷油取热量的影响要明显高于对盘油取热量的影响,因此降低汽油循环量有利于急冷油塔的整体取热。



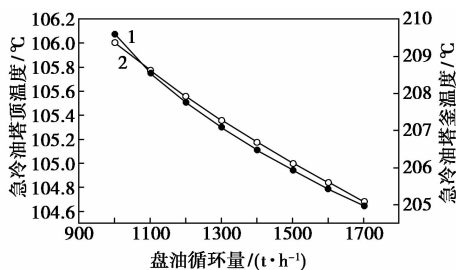
1—盘油采出热负荷;2—急冷油采出热负荷

图 8 汽油回流量对盘油和急冷油取热量的影响

3.3 盘油循环量的影响

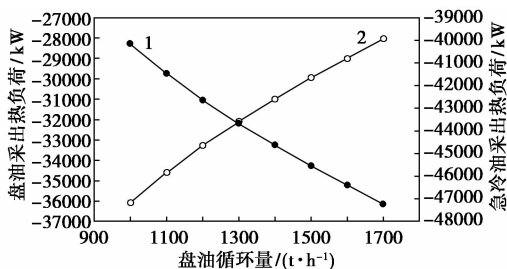
盘油循环量的影响主要体现在对急冷油塔温度分布和盘油与急冷油的取热分配上,见图 9 和图 10。增大盘油的循环量会同时降低急冷油塔顶和塔釜温度,因此盘油循环量是调节急冷油塔顶温度的重要方式。急冷油塔顶温度一般控制在 105℃ 左右,保证水蒸汽全部从塔顶以蒸汽形式被输送到急冷水塔。急冷油塔顶温度过高,会造成热量向急冷水塔转移,降低整体能源品位,急冷油塔顶温度低于

100℃时,会在塔顶凝析出液态水,液态水向下流动至高温塔板时会造成“暴沸”^[9],引起返混,降低塔的分效率,同时会夹带柴油组分进入急冷水塔,造成汽油干点升高。



1—急冷油塔顶温度;2—急冷油塔釜温度

图9 盘油循环量对急冷油塔顶和塔釜温度的影响



1—盘油采出热负荷;2—急冷油采出热负荷

图10 盘油循环量对盘油和急冷油取热量的影响

由图10可知,盘油循环量的大小基本不影响急冷油塔整体的取热量,增大盘油循环量,可增大盘油取热量同时降低急冷油取热量,导致热量从急冷油向低品位的盘油转移,因此在保证急冷油塔顶温度的前提下,应尽量减少盘油的循环量来增大急冷油的取热量,以保证稀释蒸汽的发生量。

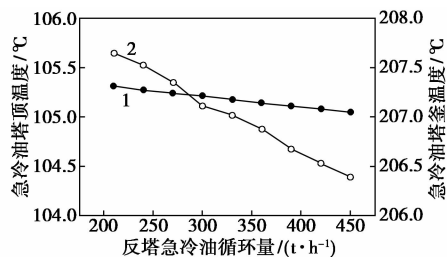
为保证操作弹性,在抚顺乙烯装置设计方案中,盘油42%的流量被输送到盘油调温冷却器,其热量被用于加热从急冷水塔釜出来的大量急冷水,被加热的急冷水给后续分离单元提供热量。这相当于将高品位的热量转移至低品位的急冷水中,造成能源的浪费,从这一角度出发也应提升急冷油的取热量以降低盘油取热量。但急冷油塔釜温度不能提升过高,应受急冷油热稳定性和黏度的制约^[10]。

3.4 急冷油循环量的影响

急冷油循环可分为2部分,返塔急冷油循环和去急冷器急冷油循环。去急冷器急冷油循环量受急冷器出口温度制约,一般保持急冷器出口温度为213℃左右。返塔急冷油可控制急冷油塔釜温度,因

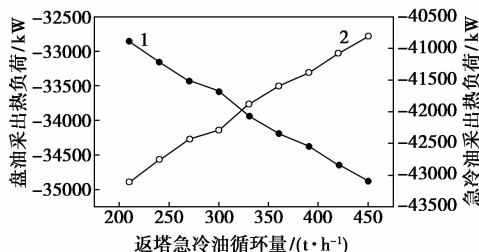
此本文中只考察返塔急冷油循环量的影响。

如图11,返塔急冷油循环量对急冷油塔顶温度影响不大,急冷油塔釜温度随着循环量增大而降低。如图12,增大返塔急冷油循环量可增大急冷油取热量,降低盘油的取热量,但同时降低了急冷油的温度。但以增大急冷油循环量来提高急冷油取热量的前提是急冷油换热器要有足够的换热面积,在不改造换热器的前提下,单纯提高急冷油的循环量并不会显著提升急冷油取热量,相反可能会由于传热温差降低而导致急冷油取热量的降低。因此,比较常用的方式是提高急冷油塔釜温度,以提高平均传热温差的方式来提高急冷油取热量,同时可以减少急冷油泵的负荷。



1—急冷油塔顶温度;2—急冷油塔釜温度

图11 返塔急冷油循环量对急冷油塔顶和塔釜温度的影响



1—急冷油采出热负荷;2—盘油采出热负荷

图12 返塔急冷油循环量对盘油和急冷油取热量的影响

4 结论

利用 Aspen Plus 软件对抚顺乙烯急冷系统进行了流程模拟和灵敏度分析,模拟结果与设计值具有较好的一致性,可为实际生产提供理论依据。在其他输入参数不变的情况下,对急冷油塔侧线轻燃料油采出量、汽油回流量、盘油循环量和急冷油循环量进行灵敏度分析,结论如下。

(1) 提高急冷油塔侧线氢燃料油采出量和增大汽油循环量都可以降低汽油产品干点,但应以增大

(下转第185页)

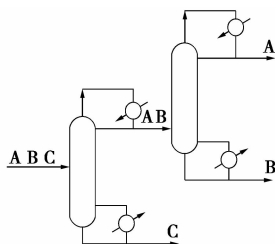


图1 普通精馏序列一流程示意图

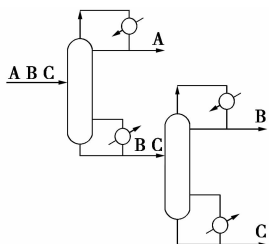


图2 普通精馏序列二流程示意图

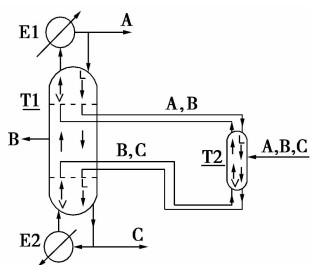


图3 TCS热偶精馏流程图

下部。3组分物系A、B、C由一塔进料,在一塔塔顶含组分A、B的物流与二塔塔顶物流直接换热。一塔塔釜含B、C的物流与二塔塔釜物流进行换热。

(上接第183页)

侧线采出量为主要调节方式,来避免汽油回流量增大引起的急冷油塔釜温度的降低,从而保证稀释蒸汽的发生量。

(2) 盘油循环量对急冷油塔整体的取热量影响较少,主要影响盘油与急冷油的取热比,应在满足急冷油塔顶温度的情况下尽量减小盘油循环量以提升取热的品位。

(3) 在不改变急冷油换热器换热面积的情况下,通过适度降低急冷油循环量提高急冷油温度的方法,来提高平均传热温差,更有利于高品位的急冷油的热量回收。

参考文献

[1] 赵浩辰. 乙烯装置急冷油系统汽油分馏塔节能研究[D]. 青岛: 青岛科技大学, 2014.

接近纯组分的A、B、C分别从二塔塔顶、塔中、塔底采出。与普通精馏塔序列相比节省了冷凝器、再沸器各1个,不仅节省投资,而且减少有效能损失,提高了热力学效率。

2 数学模型

2.1 建立优化塔釜上升蒸气量数学模型

塔器的平衡级模型,即由物料平衡(M方程)、相平衡(E方程)、摩尔分数加和(S方程)和热平衡(H方程)组成的方程组,简称MESH方程组。

以MESH方程组为基础,以塔釜最小上升蒸气量为目标函数,结合Underwood方程建立数学模型,优化塔釜上升蒸气量,得出塔釜最小上升蒸气量,上升蒸气量最小是节能的实质所在,上升蒸气量小所需加热蒸气量就小。

2.2 最优目标函数的建立

为了达到优化设计的目的,以年费用即操作费用与设备折旧费用最小为目标函数,将两塔的操作回流比为优化参数来求得此工艺的最优设计。

3 模拟与优化

用pro II模拟软件对苯-甲苯-二甲苯物系进行模拟,以进料100 kmol/h为例,选定流体包里的NRTL方程,泡点(109℃)进料,产品苯从主塔顶部采出,甲苯从塔中部采出,二甲苯从塔底采出,要求各产品回收率均达96%以上,考察不同的进料组成对节能率的影响,模拟结果如表1所示。

- [2] 罗淑娟,李东风. 乙烯装置汽油分馏塔模拟与探讨[J]. 化工进展, 2009, 28(S1): 489-492.
- [3] 侯经纬,白跃华,高飞,等. 乙烯分离流程模拟技术[J]. 化工进展, 2011, 30(S2): 70-79.
- [4] 林晓华,苏成利,李平,等. 乙烯装置急冷系统的流程模拟与热量回收优化分析[J]. 当代化工, 2015, 44(10): 2328-2331, 2334.
- [5] 刘翀,窦珍. 24万t/a乙烯装置急冷系统改造[J]. 石化技术与应用, 2012, 30(6): 518-522.
- [6] 于婷婷. 乙烯装置急冷系统工艺模拟及改进研究[D]. 天津: 天津大学, 2008.
- [7] 高光英,全先亮,姜斌,等. 真组分法模拟乙烯装置急冷系统[J]. 化学工程, 2008, 8(8): 66-69.
- [8] 全先亮. 基于二次油的乙烯装置急冷系统工艺模拟与研究[D]. 天津: 天津大学, 2007.
- [9] 许斌. 乙烯装置急冷系统工艺模拟与研究[D]. 天津: 天津大学, 2005.
- [10] 堵祖荫. 汽油分馏塔系统的优化[J]. 乙烯工业, 2003, 15(2): 16-21. ■