

流程模拟技术在 40 万 t/a 气体分馏装置 水冷器诊断中的应用

曲云*, 王雪香

(兰州石化职业技术学院, 甘肃 兰州 730060)

摘要:针对 40 万 t/a 气体分馏装置开工初期易发生丙烯含水量高导致质量不合格的问题,采用 Petrosim 软件以装置的运行数据为参照建立了装置基础模型,并以装置的标定数据对模型进行了验证,结果表明,模型与装置运行情况吻合较好。采用装置模型对脱乙烷塔顶系统进行了计算,找出影响丙烯质量的因素为塔顶水冷器选型偏大,同时选型偏大会导致循环水流速偏低,水冷器易发生结垢导致泄漏。对水冷器进行了重新选型计算,以保证丙烯质量合格,同时保证循环水流速达标,避免结垢泄漏。

关键词:气体分馏;模型;水冷器

中图分类号:TE624

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2019)10-0212-05

DOI:10.16606/j.cnki.issn 0253-4320.2019.10.047

Application of process simulation technology in diagnosis for water cooler in 400 kt/a gas fraction unit

QU Yun*, WANG Xue-xiang

(Lanzhou Petrochemical Polytechnic, Lanzhou 730060, China)

Abstract: Water content in propylene may possibly be higher in the initial stage of start-up of a 400 kt/a gas fraction unit, which will result in an unqualified quality. In order to solve this problem, a steady state basic model is established by means of Petrosim software taking the operating data of the unit as reference and verified by the calibration data of the unit. Data show that the model can mostly reflect the operating conditions of the unit. The unit model is used to calculate the overhead system of de-ethane tower to find out the factor affecting propylene quality. It is found the overhead water cooler of de-ethane tower is oversized, which is the factor affecting propylene quality and also leads to a low recycled water velocity that cause the water cooler to be clogged easily and leak. Reconfiguration calculation to water cooler is carried out and four schemes are listed as alternative references.

Key words: gas fraction; model; water cooler

某公司 40 万 t/a 气体分馏装置采用精馏原理对液态烃进行分离,得到丙烷、丙烯、异丁烯、丁烯-2 产品。装置开工初期,易发生丙烯含水量高的问题。装置运行一段时间后,脱乙烷塔顶水冷器易发生结垢泄漏问题。文献[1-3]研究表明,丙烯含水率的变化与脱乙烷塔的稳定操作有很大关系。装置投产后,先后于 2004 年及 2008 年检修期间对脱乙烷塔顶系统进行了 2 次改造。2004 年检修中在塔顶水冷器循环水线增加控制阀,通过调节循环水进出换热器的流量来控制塔顶馏出物料的冷后温度,以解决顶温控制不稳的问题。2008 年 9 月装置检修期间,对水冷器管程进行了扩径改造,使冷后温度控制在 60℃ 左右,以解决由于循环水水质较差,水冷器管束较细,冷却效果变差,脱乙烷塔塔顶回流量

低,起不到脱除 C₂ 组分的作用,导致丙烯产品质量出现较大波动的问题。

采用流程模拟技术对装置进行建模有助于对装置的操作状况进行工况分析,改进装置的工艺条件,辅助确定工艺操作瓶颈。采用各种模拟软件对气分装置的建模研究已有较多报道^[4-7]。针对气分装置开工初期丙烯带水导致产品不合格及运行后期水冷器易结垢泄漏的问题,本文中拟采用 Petrosim 软件建立装置模型对脱乙烷塔的运行状况进行研究。

1 工艺流程概述

原料液态烃脱硫后送入脱丙烷塔进料罐(D-501),经加热后进入脱丙烷塔(C-501)。C-501 塔顶馏分冷却后进入塔顶回流罐(D-502),冷凝液一

收稿日期:2019-02-19;修回日期:2019-08-03

作者简介:曲云(1979-),女,硕士,高级工程师,研究方向为炼化过程工艺模拟及优化,通讯联系人,45386012@qq.com。

部分送入塔顶作回流,另一部分送入脱乙烷塔(C-502)。C-501塔底馏分进入碳四分馏塔(C-505)作为进料。C-502顶馏分经塔顶冷凝器(E-507)部分冷凝冷却后进入塔顶回流罐(D-503),罐顶排出不凝气,冷凝液送入塔顶作回流。C-502塔底馏分进入丙烯塔(1)(C-503)作为进料。丙烯塔(1)和丙烯塔(2)(C-504)串联操作。C-504顶的丙烯经冷凝后进入塔顶回流罐(D-504),冷凝液一部分送入C-504顶作回流,另一部分经产品冷却器(E-508)冷却后送至罐区,C-503塔釜的丙烷馏分经产品冷却器(E-509)冷却后送至罐区。C-505塔顶馏分经冷凝后进入回流罐(D-505),冷凝液一部分送

至C-505塔顶作回流,另一部分进入脱异丁烷塔(C-507)作为进料,或经冷却器(E-510)冷却后送至罐区。C-505塔底馏分进入脱戊烷塔(C-506)。C-506顶馏分经冷凝后进入塔顶回流罐(D-506),冷凝液一部分送至C-506顶作回流,另一部分经冷却器(E-511)冷却后送至罐区。C-506塔底馏分经戊烷冷却器(E-512)冷却后送至提升管。C-507塔顶的异丁烷馏分经冷凝后进入塔顶回流罐(D-508),冷凝液一部分送至C-507顶作回流,另一部分经冷却器(E-516)冷却后送至罐区。C-507塔底异丁烯馏分经冷却器(E-515)冷却后送至罐区。工艺流程见图1。

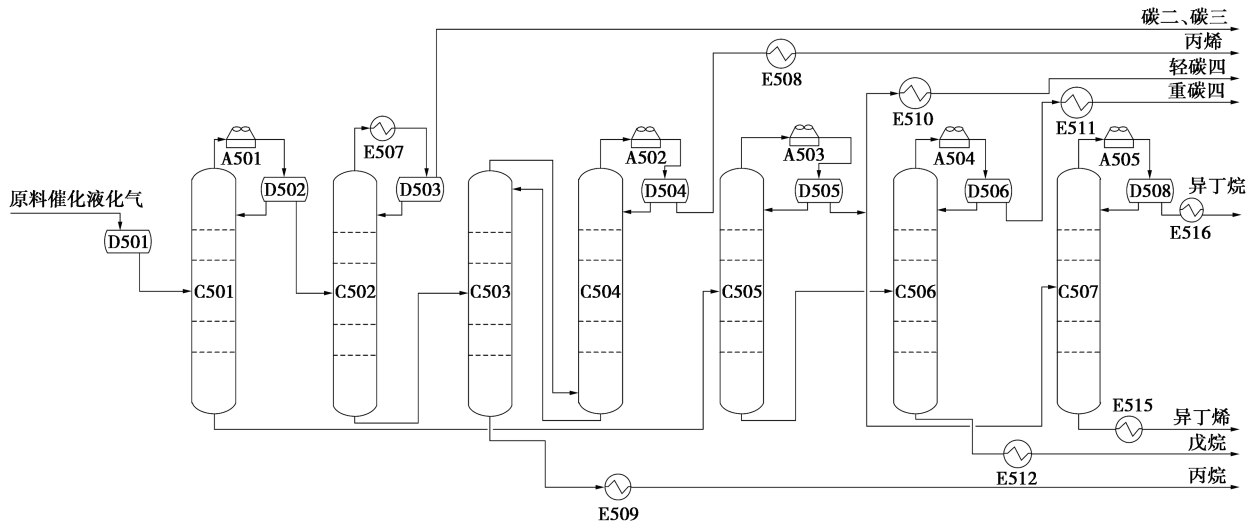


图1 气分装置工艺流程示意图

2 工况模拟

2.1 基础模型建立

为研究装置操作状况,以装置操作数据为基准,采用Petrosim软件建立了装置的模拟模型,模型热力学方法采用Peng-Robson方程。由于丙烯塔C503、C504为串联操作,本流程模拟中以C503代替。装置处理量为54 t/h,原料组成列于表1,装置操作数据计算结果列于表2,产品组成计算结果列于表3。

表1 气分装置建模原料组成

组分	乙烷	丙烯	丙烷	异丁烷	丁烯-1
体积分数/%	0.22	40.95	7.99	17.81	13.49
组分	正丁烷	反-2-丁烯	顺-2-丁烯	异戊烷	
体积分数/%	4.71	8.00	5.97	0.65	

注:原料水含量以质量分数 $4\ 000\times 10^{-6}$ 计。

表2 操作参数计算结果

位号	位置	温度/℃	压力/MPa	采出量/(t·h ⁻¹)
脱丙烷塔 C501	塔顶	45	1.9	21.54
	塔底	110	1.94	30.86
脱乙烷塔 C502	塔顶	62.5	2.9	0.5
	塔底	71	2.93	21.24
丙烯塔 C503	塔顶	48	1.95	17.65
	塔底	57	2.01	3.59
碳四分馏塔 C505	塔顶	60.5	0.8	21.6
	塔底	73	0.83	9.2
脱戊烷塔 C506	塔顶	51.7	0.5	7
	塔底	56.5	0.52	2.3
脱异丁烷塔 C507	塔顶	49.76	0.65	4.07
	塔底	54.84	0.7	17.54

表 3 产品中各组分组成计算结果(体积分数) %

产品名称	C_3^-	C_3^0	iC_4^0	C_{4-1}^- iC_4^-	nC_4^0	tC_{4-2}^-	cC_{4-2}^-	C_5
丙烯	99.7	0.3						
丙烷	0.37	99.63						
异丁烷			70	28.3	0.67	0.89	0.06	
异丁烯			45.39	36.86	5.99	9.30	2.45	
丁烯-2			0.44	8.03	21.52	37.48	32.52	
碳五				0.76	11.88	25.13	42.62	19.61

根据装置物料平衡及产品质量要求,对模型进行校核,确定出各分离塔的分离要求,根据各塔回流量对模型进行校核,确定塔板效率,采用板效率校正后将实际塔板数折算为理论板数进行模拟,进料位置根据塔板效率与实际板数做了相应调整。各塔分离要求及板效率列于表 4。

表 4 各分离塔分离要求及塔板效率

塔序号	分离要求	塔板效率
C501	塔底 C_3 体积分数不大于 0.01%	0.8
C502	塔底乙烷体积分数不大于 0.01%	0.8
C503	塔顶丙烯体积分数不低于 99.7% 塔底丙烷体积分数不低于 99.6%	0.95
C505	塔顶异丁烷体积分数不低于 50%	0.8
C506	塔顶丁烯-2 体积分数不低于 70%	0.8
C507	塔顶异丁烷体积分数不低于 70%	0.8

2.2 基础模型验证

保持模型中各塔分离要求及板效率不变,以标定原料数据对模型进行了验证。因标定时 C506、

C507 未开,因此未生产高纯度异丁烷,混合重碳四、碳五组分未进一步分离。装置操作参数计算结果与标定数据的对比列于表 5,产品质量对比列于表 6。由表中数据可看出,模拟结果与装置操作数据能较好地吻合。通过 2 次不同原料组成对模型的校核及验证,说明所建模型可较好地反映装置的操作状况。

表 5 装置操作参数与模拟结果对比

系统	位置	物性	标定值	模拟值
脱丙烷塔 C501	塔顶	温度/°C	52.3	49.74
		压力/MPa	1.9	1.902
	塔底	温度/°C	110.4	109.4
		压力/MPa	2.02	2.02
脱乙烷塔 C502	塔顶	温度/°C	69.6	66.58
		压力/MPa	2.87	2.87
	塔底	温度/°C	71.1	69.39
		压力/MPa	2.9	2.9
丙烯塔(1) C503	塔顶	温度/°C	51.8	
		压力/MPa	1.9	
	塔底	温度/°C	60.2	59.56
丙烯塔(2) C504	塔顶	温度/°C	50.4	47.56
		压力/MPa	1.85	1.85
	塔底	温度/°C	54.3	
碳四分馏塔 C505	塔顶	温度/°C	62.1	60.27
		压力/MPa	0.7	0.7
	塔底	温度/°C	74.1	71.66
		压力/MPa	0.74	0.74

表 6 原料及产品中各组分体积分数对比结果

%

项目	C_2	C_3^0	C_3^-	iC_4^0	nC_4^0	C_{4-1}^- iC_4^-	tC_{4-2}^-	cC_{4-2}^-	C_5	
原料 液态烃	实际	0.11	8.53	42.98	17.09	3.93	14.52	7.22	5.48	0.15
	模拟	0.11	8.53	42.98	17.09	3.93	14.52	7.22	5.48	0.15
C501 顶 混合 C_3	实际	0.18	18.5	81.3						
	模拟	0.21	16.5	83.1						
C501 底 混合 C_4 、 C_5	实际		0.27	0.13	34.67	8.07	29.69	15.5	11.5	0.26
	模拟		0.02	0.05	35.97	8.27	29.49	14.66	11.14	0.39
C502 顶 丙烷气	实际	6.74	2.57	90.7						
	模拟	7.36	4.61	87.28						
C502 底 混合 C_3	实际		18.9	81.1						
	模拟		16.7	83.3						

%,续表

项目	C ₂	C ₃ ⁰	C ₃ ⁻	iC ₄ ⁰	nC ₄ ⁰	$\frac{C_{4-1}^-}{iC_4^-}$	tC ₄₋₂ ⁻	cC ₄₋₂ ⁻	C ₅
C504 顶 丙烯	实际	0.30	99.7						
	模拟	0.3	99.7						
C503 底 丙烷	实际	99.6	0.19	0.22					
	模拟	99.6	0.3	0.1					
C505 顶 轻 C ₄	实际	0.35	0.14	47.70	4.61	39.44	5.22	2.55	
	模拟	0.04	0.1	50	3.91	37.75	6.52	1.68	
C505 底 重 C ₄ 、C ₅	实际			0.31	19.9	3.48	36.3	39.1	1.04
	模拟			0.7	18.01	11.67	34.61	33.97	1.04

注:液态烃原料含水量以质量分数 $1\ 000 \times 10^{-6}$ 计。

3 脱乙烷塔塔顶系统问题分析及建议

文献研究表明,通过优化脱乙烷塔操作,采用固定的回流量与回流温差的办法,从塔顶回流罐中切去罐底离析水可较大程度上降低丙烯含水量。流程模拟结果表明,即使液态烃原料含水量为质量分数 $4\ 000 \times 10^{-6}$,通过稳态模拟,也能将水从脱乙烷塔顶回流罐中脱除,使丙烯产品不含水。

3.1 塔顶回流罐 D503 问题分析

由于装置实际操作为动态过程,为使罐底水充分分离析出来,需保证足够的停留时间,液态烃切水停留时间一般设为 5~15 min。为确定回流罐容积是否满足停留时间要求,查询了装置塔顶回流罐容积与回流量数据列于表 7,以供对比。从表中数据可看出,脱乙烷塔回流罐停留时间满足要求(回流罐液位以 60%计)。

表 7 塔顶回流罐参数

工艺编号	设备名称	操作介质	容积/ m ³	质量流量/ (t·h ⁻¹)	体积流量/ (m ³ ·h ⁻¹)	停留时间/ min
D-502	脱丙烷塔顶回流罐	C ₂ 、C ₃	56.2	76	162	12
D-503	脱乙烷塔顶回流罐	C ₂ 、C ₃	26.2	26	61	15
D-504	丙烯塔回流罐	丙烯	168.8	360	760	8
D-505	碳四塔顶回流罐	碳四馏分	73.6	116	230	12

3.2 塔顶水冷器 E507 问题分析

目前,脱乙烷塔顶水冷器 E507/1、2 为 2 台串联,型号为 BJS1200-4.0-390-6/25-4,管程为循环水,壳程物料为塔顶馏出气相,组分主要是乙

烷、丙烯、丙烷,总换热系数参考值为 $1\ 254 \sim 2\ 090$ kJ/(m²·°C·h),换热系数取值 $1\ 672$ kJ/(m²·°C·h) 时,循环水进口温度以 25°C、物料流量以 34 t/h(最大工况)、进口温度以 66°C 计,水冷器清洗后开工初期以循环水出口温度不大于 38°C 为约束条件对其进行核算,计算得出水冷器热负荷 10.87 GJ/h,物料换热后温度为 26.35°C,循环水流量为 189 t/h。

装置正常运行时塔顶温度为 65~70°C,当回流温度降为 26.35°C 返塔后会使得塔顶温度降为 58°C。塔顶物料过冷回流会导致回流罐来不及切出的水随回流 C₃ 进入塔内,塔顶温度降低后会使得进入塔内的水进一步降入塔底,从而进入丙烯塔随丙烯产品从丙烯塔顶馏出,导致丙烯含水量高,产品质量不合格。操作人员为防止过冷回流会对循环水进行节流操作,此时水冷器管程流速偏低,会导致结垢泄漏,对装置的安稳运行带来隐患。现场实际情况是开工初期易发生丙烯含水,运行后期水冷器易结垢,与计算结果一致。

对水冷器开工初期及运行中期 2 次测定工况参数进行对比,数据列于表 8。

通过上述计算可看出,开工初期水冷器传热系数为 $1\ 672$ kJ/(m²·°C·h) 时,管程流速为 0.78 m/s,略低于规定的 0.9 m/s。水冷器运行中期传热系数均在 400 kJ/(m²·°C·h) 左右,远低于正常传热系数 $1\ 254 \sim 2\ 090$ kJ/(m²·°C·h),由此可判断换热器结垢较严重。由表 8 运行工况 2 物料侧进出口温度可看出,水冷器结垢后有效换热面积减小,已不足以将物料冷至 60°C 以下,达不到应有的换热效果。为避免水冷器结垢,一般设计规定要求循环水出口温度应不高于 40°C,管程流速应不低于 0.9 m/s,从表中

表 8 3 种工况下 E507 运行参数

工况	入口 温度/ ℃	出口 温度/ ℃	流量/ (t· h ⁻¹)	流速/ (m· s ⁻¹)	热负荷/ (GJ·h ⁻¹)	传热系数/ (kJ·m ⁻² · ℃ ⁻¹ ·h ⁻¹)
开工初期						
管程	23	38	189	0.78	10.87	1672
壳程	66	26	34			
运行工况 1						
管程	23	48	81.6	0.33	8.57	393
壳程	64	60	34			
运行工况 2						
管程	25	58	50.7	0.21	6.98	426
壳程	66	64	29			

计算结果也可看出,运行工况下循环水出口温度偏高、流速偏低,表明换热器选型偏大。

2018 年 2 月对 E507 进行了清洗,8 月装置停工检修时发现,E507 结垢严重,这也说明 E507 水流速偏低的原因,与计算结果一致。

3.3 E507 选型建议

鉴于目前 E507 2 台串联运行,选型偏大,运行过程中结垢严重的问题,对其进行了重新选型计算,提出 4 项备选方案,其中前 2 项为 2 台串联,后 2 项为单台运行,推荐方案如下。

(1) 方案 1: BJS700-4.0-120-6/25-2, 2 台串联水冷器,供水流量为 170 t/h,循环水出口温度 35℃,管程内循环水流速为 1.12 m/s 满足规范要求;计算总传热系数为 1 082 kJ/(m²·h·℃),低于推荐的总传热系数的范围下限,为保守设计方案。

(2) 方案 2: BJS800-4.0-165-6/25-2, 2 台串联水冷器,供水流量为 170 t/h,循环水出口温度 35℃,管程内循环水流速为 0.82 m/s 低于规范要求但接近;计算总传热系数为 764 kJ/(m²·h·℃) 远低于推荐的总传热系数的范围下限,为过于保守设计方案。

(3) 方案 3: BJS900-4.0-205-6/25-4 B=450, 1 台水冷器,供水流量为 170 t/h,循环水出口温度 35℃,管程内循环水流速为 1.32 m/s 满足规范要求;计算总传热系数 1 240 kJ/(m²·h·℃) 接近推荐的总传热系数的范围下限,为一般保守设计方案。

(4) 方案 4: BJS1000-4.0-265-6/25-4 B=450, 1 台水冷器,供水流量为 170 t/h,循环水出口温度 35℃,管程内循环水流速为 1.02 m/s 满足规范要求;计算总传热系数 970 kJ/(m²·h·℃),低于推荐的总传热系数的范围下限,为比较保守设计方案。

4 结论

(1) 建立了 40 万 t/a 气体分馏装置的流程模拟模型,并以标定数据对模型进行了验证。所建模型与装置操作状况基本吻合。

(2) 利用所建模型对脱乙烷塔进行分析,找出了影响脱乙烷塔稳定操作的因素为塔顶水冷器选型偏大。

(3) 利用所建模型对水冷器进行选型计算,推荐出 4 项备选方案,供装置及设计人员作为备选参考。

参考文献

- [1] 许波,徐则强,张尚勇,等.丙烯含水率偏高的原因分析及解决对策[J].炼油与化工,2015,26(5):34-36.
- [2] 王昕,彭哨.气体分馏装置丙烯含水高的原因及对策[J].天津化工,2003,17(1):43-44.
- [3] 俞行道.利用脱乙烷塔降低精丙烯含水量[J].石油炼制,1991,22(2):66-67.
- [4] 韩志忠,樊希山,姚平经.炼油厂气体分馏装置用能的集成和优化[J].石油学报:石油加工,2009,25(5):607-613.
- [5] 劳业荣.气体分馏装置稳态模拟和操作优化[J].中外能源,2008,13(2):74-79.
- [6] 凌再申.镇海炼化 II 套气分装置流程模拟技术应用[J].中外能源,2010,15(5):88-91.
- [7] 孙献菊.Aspen Plus 软件在气体分馏装置中的应用[J].齐鲁石油化工,2006,34(1):86-88. ■

《现代化工》欢迎广大作者踊跃投稿,投稿系统: <http://www.xdhg.com.cn>