

# 催化裂化分馏和吸收稳定全流程模拟与优化

庞利敏 包江滔

中国石油化工股份有限公司金陵石化分公司

**摘要** 应用 Aspen-Plus 流程模拟软件,对金陵石化 I 催化裂化分馏和吸收稳定系统进行全流程模拟,产品的恩氏蒸馏曲线基本与实际相符。分析得出,随着分馏塔顶循、一中返塔温度的上升,汽油干点和柴油的 95% 馏出温度均上升,此外,在保证稳定塔塔底再沸器热负荷和分馏塔产品质量合格的前提下,模拟求得一中最小循环量和相应的油浆占总取热量的最大比例;其次,随着补充吸收剂流量的增大,干气中  $C_3^+$  的体积分数逐渐降低,解吸塔和稳定塔再沸器的热负荷逐渐增大;随着解吸塔再沸器热负荷的增加,液态烃中  $C_2$  体积分数逐渐下降,稳定塔再沸器的热负荷也随之增大。由此可知,为了保证产品质量,需调节分馏塔各相应段的取热量,并调节好吸收稳定系统的再沸器热负荷、液气比等操作参数。整个模拟与优化过程对生产具有积极的指导意义。

**关键词** Aspen-Plus 全流程模拟 恩氏蒸馏曲线 补充吸收剂 分馏塔

**中图分类号:** TE624.4<sup>+</sup>1 **文献标志码:** A **DOI:** 10.3969/j.issn.1007-3426.2016.05.006

## Process simulation and optimization for fluid catalytic cracking fractionation system and absorption-stabilization system

Pang Limin, Bao Jiangtao

(Jinling Petrochemical Company, Sinopec, Nanjing 210033, China)

**Abstract:** The Aspen-Plus process simulation software was applied to simulate the whole process of fractionation, absorption and stabilization system of Jinling Petrochemical Company 1<sup>#</sup> FCC. The simulated ASTM D86 curve of the products agreed very well with the actual curves. The results showed that the gasoline endpoint and the 95% distillate temperature of diesel oil increased with the rise of top cycle and the first middle return temperature. In addition, under the premise of ensuring the heat load of stable column bottom reboiler and the quality of the distillation column products, the minimum circulating flow rate of the first middle and the maximum ratio of the slurry to the total amount of heat were obtained by simulation. With the increase of absorbent flow, the volume fraction of  $C_3^+$  in dry gas reduced gradually, the heat duty of the desorption tower and the reboiler of stable tower increased gradually. With the heat duty increase of desorption tower reboiler, the volume percentage of  $C_2$  in LPG decreased gradually, and the heat duty of the stable tower reboiler increased. In order to ensure the quality of the products, it needs to adjust the heat remove of different fractionating tower sections. In addition, it is important to adjust the reboiler heat load, liquid gas ratio and other operating parameters of the absorption stabilization system. The simulation and optimization provide positive guiding significance to the production.

**Key words:** Aspen-Plus, whole process simulation, ASTM D86 curve, additional absorbent, fractionating tower

催化裂化<sup>[1-2]</sup>是炼油工业中重质油轻质化的重要二次加工工艺之一,其中分馏系统将来自反应系统的高温油气脱过热后,根据各组分挥发度的不同切割为

富气、粗汽油、柴油、回炼油和油浆等,吸收稳定系统是将粗汽油和富气分离成干气、液态烃和蒸气压合格的稳定汽油。目前,由于装置设计和操作的原因,吸收稳

定系统干气中含少量  $C_3^+$ , 液态烃或汽油质量有时不能满足产品标准的要求。

应用流程模拟软件 Aspen-Plus<sup>[3-4]</sup> 对 I 催化裂化分馏和吸收稳定进行全流程模拟、灵敏度分析及优化, 得到各参数的优化值, 以达到提高产品质量和降低过程能耗的目的。

## 1 模型建立

结合 I 催化裂化装置的实际生产工艺和设备数据, 建立 Aspen-Plus 的主分馏塔和吸收-稳定工段模型, 物性方法选择 BK10。在进行模拟运算前, 需要知道分馏塔进料的 TBP(实沸点蒸馏) 曲线数据。但在实际生产中, 由于从沉降器来的反应油气温度高且馏程宽, 其中包含水蒸气、大量可凝性烃类及不凝气体, 无法测其数据。通过采集 2015 年 I 催化裂化稳定汽油、液态烃、干气、油浆、柴油、酸性水等分析数据和流量的年平均值, 进而根据物料平衡确定分馏塔的进料量和进料组成。Aspen-Plus 模型见图 1, 在分馏系统中通过控制温度、压力、回流量等工艺因素, 保证侧线

产品质量合格。吸收-稳定系统利用吸收和精馏方法, 将分馏系统来的富气和粗汽油分离出质量合格的干气、液态烃和稳定汽油, 且尽量回收干气中的液态烃等产品。另外, 生产工艺条件由金陵分公司数据采集系统整理, 采用平均值以确保模型的准确性, 主要参数见表 1。

## 2 模型验证

将模型模拟的产品质量结果与实际生产数据进行对比, 以确保模型的准确性<sup>[5-6]</sup>。其中粗汽油、回炼油、稳定汽油、柴油实际值与模拟值的恩氏蒸馏曲线见图 2。从图 2 可以看出, 除了粗汽油 10% 馏出温度误差较大外, 其余基本重叠, 主要原因可能是粗汽油存在较多的易挥发组分, 在采样和分析时容易挥发, 导致实际值与模拟值误差较大。由于干气和液态烃的实际和模拟所得产品组成对比(见表 2)可以得出, 本模型干气中  $C_3^+$  体积分数为 1.57%, 液态烃中  $C_2$  和  $C_5$  体积分数分别为 0.6% 和 0.001%, 均在工艺卡片要求的范围内(干气中  $C_3^+$  体积分数  $\leq 3\%$ ; 液态烃中  $C_2$  体积分数

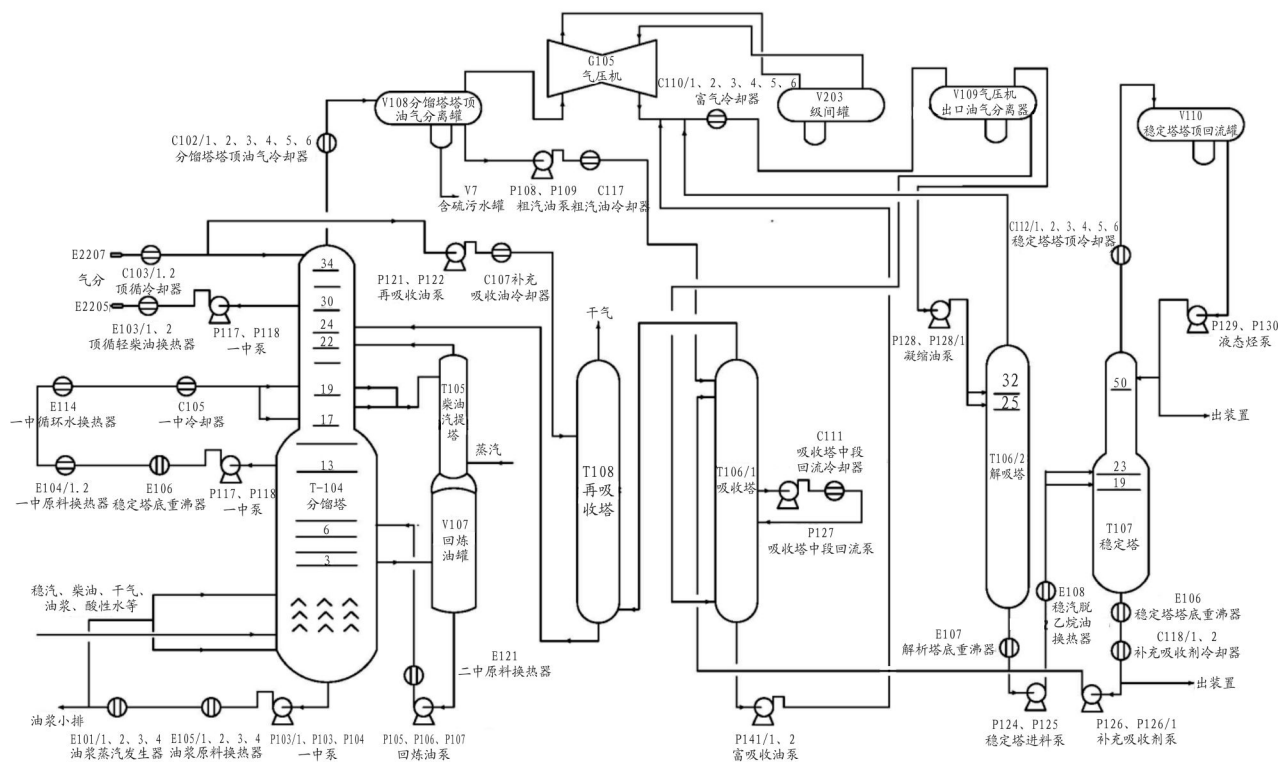


图1 Aspen-Plus模型流程图

Figure 1 Model process diagram of Aspen-Plus

表 1 主要操作参数  
Table 1 Main operation parameters

项目	参数	项目	参数
分馏塔		富气压缩机	
塔板数	34	一段出口表压/MPa	0.44
再吸收油返塔位置	23	二段出口表压/MPa	1.3
顶循抽出/返回塔板	30/34	吸收塔	
顶循抽出量/(t·h <sup>-1</sup> )	140	粗汽油进料温度/℃	30
顶循返塔温度/℃	60	富气进塔温度/℃	45
一中抽出/返回塔板	13/17,19	补吸收油温度/℃	30
一中抽出量/(t·h <sup>-1</sup> )	146	补吸收油流量/(t·h <sup>-1</sup> )	46
一中返塔温度/℃	155	中段抽出量/(t·h <sup>-1</sup> )	85
二中抽出/返回塔板	3/6	中段回流冷后温度/℃	30
二中抽出量/(t·h <sup>-1</sup> )	35	再吸收塔	
二中返塔温度/℃	221	塔板数	24
油浆抽出/返回塔板	塔底/人字挡板上、下	塔顶表压/MPa	1.15
油浆循环量/(t·h <sup>-1</sup> )	350 (上下返口)	贫吸收油进料温度/℃	40
油浆返塔温度/℃	255	再吸收油进料量/(t·h <sup>-1</sup> )	11
柴油抽出/返回塔板	17,19/22	解吸塔	
柴油出装置流量/(t·h <sup>-1</sup> )	29.084 2	塔板数	32
汽提蒸汽温度/℃	260	进料板	32/25
汽提蒸汽表压/MPa	0.88	塔顶表压/MPa	1.15
柴油汽提蒸汽量/(t·h <sup>-1</sup> )	1.4	塔底流出量占进料比	0.975 6
油浆去焦化/(t·h <sup>-1</sup> )	9.532	底温/℃	107
回炼油去蜡油加氢/(t·h <sup>-1</sup> )	5	再沸器返塔温度/℃	119
分馏塔进料温度/℃	500	稳定塔	
分馏塔进料表压/MPa	0.17	塔板数	50
分馏塔塔顶油气冷后温度/℃	45	进料板	19,23
分馏塔塔顶表压/kPa	148	塔顶表压/MPa	1.13
分馏塔顶温/℃	124	回流比(w)	2.7
塔顶含硫污水量/(t·h <sup>-1</sup> )	1.5	塔顶液态烃冷后温度/℃	40

≤2%；C<sub>5</sub> 体积分数≤0.5%）。因此，本模型基本可以反映Ⅰ催化裂化分馏和吸收稳定系统的主要操作和产品状况。此外，本研究均采用控制变量法。

3 分馏-吸收稳定操作参数优化

由于分馏-吸收稳定流程复杂，前后关联性强<sup>[7-8]</sup>。因此，对其操作参数的优化必须从全流程出发，单个操作单元的优化并不适合实际生产过程。在分馏工段中，保证产品质量合格的前提下，要尽可能取走高温位热源用于发汽、给吸收稳定单元提供热源等。在吸收-稳定工段中，诸如吸收塔的压力、温度等主要是由系统压力平衡和热平衡决定，其可调节的余地较小。生产中往往通过调节补充吸收剂和粗汽油的流量控制吸收

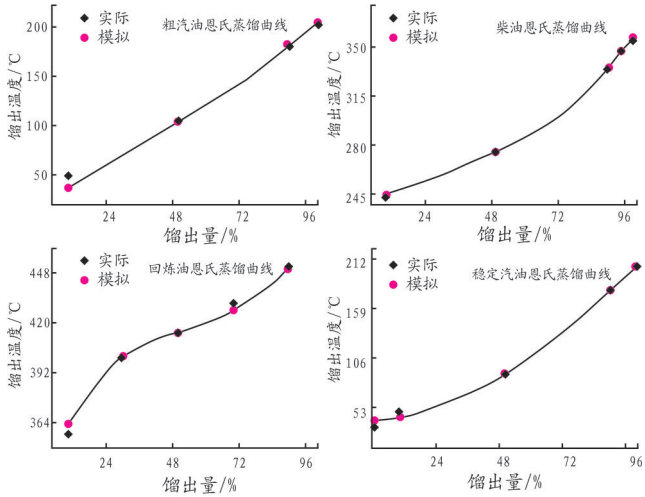


图2 粗汽油、柴油、回炼油、稳定汽油的实际和模拟恩氏蒸馏曲线  
Figure 2 Actual and simulated ASTM D86 curves of crude gasoline, diesel, recycle oil and stabilized gasoline

表 2 干气和液态烃实际和模拟所得的产品组成  
Table 2 Actual and simulated product composition of dry gas and liquid hydrocarbon

干气组分	实际	模拟	液态烃组分	实际	模拟
空气	16.361	16.372	空气	0.000	0.000
甲烷	23.553	23.565	甲烷	0.000	0.000
二氧化碳	2.010	1.800	二氧化碳	0.000	0.000
乙烯	7.759	7.748	乙烯	0.000	0.000
乙烷	6.449	6.448	乙烷	0.627	0.600
硫化氢	0.296	0.330	硫化氢	0.068	0.078
丙烯	0.793	0.900	丙烯	37.119	38.084
丙烷	0.150	0.150	丙烷	9.907	9.865
异丁烷	0.091	0.100	异丁烷	16.030	15.919
正丁烷	0.061	0.076	正丁烷	3.470	3.445
正异丁烯	0.194	0.201	正异丁烯	12.075	11.926
反丁烯-2	0.066	0.073	正丁烯	5.492	5.408
顺丁烯-2	0.073	0.075	反丁烯-2	7.945	7.968
碳 5	0.000	0.000	顺丁烯-2	7.821	7.868
氢气	42.135	42.163	碳 5	0.012	0.001

塔的吸收效果，通过调节解吸塔塔底再沸器负荷控制解吸效果。由于补充吸收油流量及解吸塔再沸器负荷直接影响系统内循环物的流量，因此，只有吸收塔“恰当”吸收、解吸塔“恰当”解吸才能最大限度地减小小循环物流流量，降低系统运行负荷，从而使系统处于最佳的操作状态，而判断“恰当”与否及关联参数的影响程度只能通过产品质量控制来体现。因此，从以下 3 个方面进行了详细研究：

(1) 考察分馏塔一中循环回流(以下简称一中)和塔顶循环回流(以下简称顶循)的返塔温度对汽油和柴油产品质量的影响，在保证稳定塔塔底再沸器热负荷

和分馏塔产品质量合格的前提下,求得所需一中最小循环量,以期最大程度地移走油浆的高温位热源。

(2) 考察补充吸收剂流量对于干气中  $C_3^+$  体积分数、稳定塔再沸器和解吸塔再沸器热负荷的影响,在保证分馏塔油气进料不变的前提下,通过最小的液气比实现吸收塔的“卡边”操作。

(3) 考察解吸塔再沸器热负荷对解吸气量、液态烃中  $C_2$  和  $C_5$  体积分数及稳定塔再沸器热负荷的影响,通过求得解吸塔塔底重沸器所需最小蒸汽量,实现解吸塔的“卡边”操作。

### 3.1 考察一中和顶循取热量的影响

催化裂化分馏系统主要由主分馏塔、塔顶油气冷却系统、柴油汽提塔、回炼油罐及中段循环回流组成。其中,主分馏塔的绝大部分热量由过热状态下的反应油气带入塔内,除塔顶产物以气相状态离开分馏塔外,其余产物以液相状态离开主分馏塔。因此,分馏过程需要取走大量显热和液相产物冷凝潜热。对于分馏系统,反应油气热量的充分和优化利用是降低催化裂化过程能耗的主要途径。分馏塔一般设有顶循环回流、一中段循环回流、二中段循环回流和油浆循环回流,以取走过剩的热量。取热的原则是尽可能从高温位的油浆和中段循环取走热量。详细的实际操作中取热分布见表 3。

首先,在对分馏系统模拟的过程中,采用控制变量法,定义油浆的小排量不变,以油浆取热量作为变量,保证油浆的蒸馏曲线不变化,通过调节顶循和一中的返塔温度,考察对汽油的干点温度和柴油的 95% 馏出温度的影响,其趋势见图 3。

随着顶循和一中返塔温度的上升,汽油干点和柴油 95% 馏出温度均上升,这主要是因为随着顶循返塔温度的上升,顶循取热量下降,整座塔的温位上移。另外,从图 3 还可以看出,一中取热量对柴油质量的影响

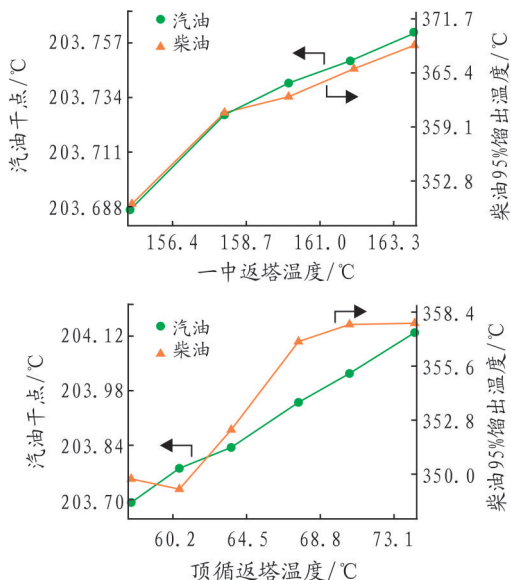


图3 一中、顶循返塔温度对汽油干点和柴油95%馏出温度的影响

Figure 3 Effect of the first middle and top cycle return temperature on gasoline end point and 95% distillate temperature of diesel oil

响比顶循取热量要灵敏,变化趋势大。生产操作中,要对一中取热量进行合理的调节。其次,在保证液态烃和稳汽产品质量合格的情况下(卡边操作时),模拟得出稳定塔再沸器的热负荷为 10 MW,工艺流程中给稳定塔再沸器热负荷提供热源的为一中热油,为不影响产品质量,将一中的返塔温度设在 155 ℃,并将一中的热负荷给定为 10 MW。软件运行结果显示,一中所需抽出量为 131 t/h,比实际操作时的 146 t/h 少 15 t/h。此时,塔底油浆所取热负荷达到 18.9 MW,占总取热量的比例为 45.89%,高于实际生产中的 44.82%,满足尽量从高温位的油浆取热的原则。

### 3.2 考察补充吸收剂流量的影响

吸收塔是以粗汽油为吸收剂,以稳定塔塔底的稳定汽油作为补充吸收剂,来自分馏塔塔顶油气分离罐的粗汽油全部进入吸收塔,故加大液气比实际上是提高补充吸收油的用量。为此,考察补充吸收剂流量对解吸塔、稳定塔重沸器热负荷和干气中  $C_3^+$  体积分数的影响,见图 4。

从图 4 可以看出,随着补充吸收剂流量的增大,干气中  $C_3^+$  体积分数逐渐降低,解吸塔和稳定塔再沸器的热负荷逐渐增大。这主要是因为补充吸收剂进入吸收塔后在系统内循环,最终增加整个吸收稳定系统的能耗。由此可知,降低干气中  $C_3^+$  组分含量的因素也

表 3 分馏塔实际取热  
Table 3 Actual heat of fractionation column

项目	抽出量/ (t · h <sup>-1</sup> )	返塔温度/ ℃	取热负荷/ MW	取热占比/ %
顶循环	140	60	9.67	23.78
一中循环	146	155	10.44	25.67
二中循环	35	221	2.29	5.64
油浆循环	360	255	18.26	44.82



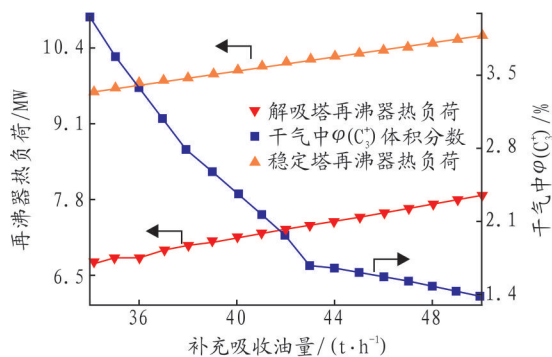


图4 补充吸收剂流量的影响

Figure 4 Effects of supplemental absorbent flow

往往是明显增加能耗的因素。此外,由图4可知,当干气中  $C_3^+$  体积分数在3%(卡边控制)时,所需补充吸收剂量约36.5 t/h(此时液气比为5.1 m<sup>3</sup>/kg),总能耗为16.7 MW。比之前补充吸收剂46 t/h的17.447 MW减少约0.747 MW。

### 3.3 考察解吸塔再沸器热负荷的影响

考察解吸塔再沸器热负荷对稳定塔再沸器热负荷和液态烃中  $C_2$  体积分数的影响,见图5。从图5可以看出,在一定范围内,随着解吸塔再沸器热负荷的增大,液态烃中  $C_2$  体积分数逐渐下降,稳定塔再沸器的热负荷随之增大。这主要是因为随着解吸塔再沸器的热负荷增大,解吸塔塔顶解吸气量增大,再次进入吸收过程,为了保证干气中  $C_3^+$  体积分数合格,需提高补充吸收剂的量,导致稳定塔再沸器热负荷增加,同样,解吸塔重沸器所消耗的蒸汽量也将增多。此外,解吸气量的增多,将会增加气压机的背压,增加汽轮机的能耗。

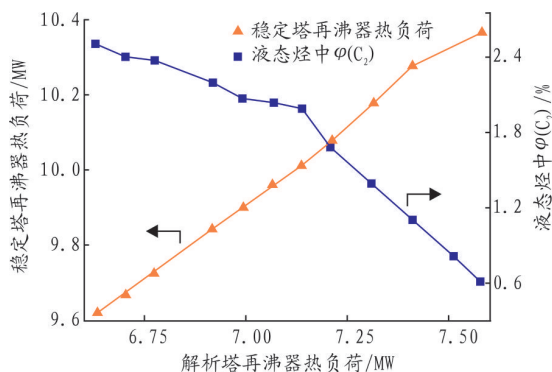


图5 解吸塔再沸器热负荷的影响

Figure 5 Effects of heat duty of desorption tower reboiler

当液态烃中  $C_2$  体积分数在2%时,在停用(实际生产时解析塔中间重沸器未用)解吸塔中间重沸器的情况下,解吸塔底部重沸器热负荷为7.1 MW(塔底采

用260℃,绝压0.9 MPa的蒸汽加热,凝结水出口温度为125℃,绝压0.6 MPa,利用HYSYS核算热负荷,所需蒸汽量约8.3 t/h),稳定塔重沸器热负荷为10 MW。由图4可得出,补充吸收剂量在40 t/h,此时干气中  $C_3^+$  体积分数为2.37%(≤3%),液态烃中  $C_5$  体积分数为0.005%(≤0.5%)。

## 4 结论

(1) Aspen-Plus 流程模拟软件基本可以反映Ⅰ催化裂化的生产过程,对实际生产、操作具有积极的指导意义。

(2) 随着顶循、一中返塔温度的上升,汽油干点和柴油95%馏出温度上升。在保证稳定塔塔底热负荷和分馏塔产品质量合格的情况下,建议一中抽出量为131 t/h,对应塔底油浆所取热负荷达到18.9 MW,占总取热量的比例为0.458 9,高于之前的0.448 2。

(3) 当干气中  $C_3^+$  体积分数为3%时,建议液气比控制在5.1 m<sup>3</sup>/kg,此时在分馏塔油气进料不变的前提下,所需补充吸收剂量约36.5 t/h,总能耗为16.7 MW。比之前46 t/h补充的吸收剂量能耗17.447 MW减少约0.747 MW。

(4) 当液态烃中  $C_2$  体积分数为2%时,切除解吸塔中间重沸器的情况下,建议解吸塔塔底重沸器所给蒸汽量为8.3 t/h,此时,补充吸收剂量在40 t/h,干气中  $C_3^+$  体积分数为2.37%(≤3%),液态烃中  $C_5$  体积分数为0.005%(≤0.5%)。

## 参考文献

- [1] 林世雄. 石油炼制工程[M]. 4版. 北京: 石油工业出版社, 2007: 290-294.
- [2] 陈俊武. 催化裂化工艺与工程[M]. 2版. 北京: 中国石化出版社, 2005: 32-37.
- [3] 赵华, 孟超鹏, 李宏伟. Aspen Plus 流程模拟软件在RFCCU主分馏塔的应用[J]. 石油炼制与化工, 2007, 38(11): 65-68.
- [4] 杨科. 催化裂化装置主分馏塔工艺模拟与分析[J]. 化工进展, 2003, 22(9): 988-991.
- [5] 颜艺专, 陈清林, 张冰剑, 等. 催化裂化主分馏塔的模拟策略与用能分析优化[J]. 石油炼制与化工, 2008, 39(6): 35-40.
- [6] 季顺成, 童微木. 催化裂化油气分离过程的模拟计算[J]. 石油与天然气化工, 1997, 26(1): 34-36.
- [7] 田涛, 王北星, 杨帆. 催化裂化装置吸收稳定系统节能优化改进方案对比研究[J]. 石油炼制与化工, 2011, 42(3): 75-79.
- [8] 黄勇, 王宁波, 王明峰, 等. 0.2 Mt/a 催化裂化装置用能分析与改进[J]. 石油与天然气化工, 2015, 44(2): 33-37.