

稳态及动态模拟在丙烷-异丁烷分离中的应用

高晓新^{1,2}, 王颖², 陶阳², 马江权², 马正飞^{1*}

(1. 南京工业大学化学化工学院, 江苏南京 210009; 2. 常州大学石油化工学院, 江苏常州 213164)

摘要: 利用 Aspen Plus 模拟软件对丙烷-异丁烷分离进行了研究, 在稳态模拟中, 以年总费用最低为目标函数, 找出了理论板数、最佳进料板位置、回流比等最优参数。在动态模拟中, 考察了进料组成变化对精馏塔塔内温度、再沸器、塔顶组成以及塔釜组成的影响, 模拟结果对实际生产具有重要的指导意义。

关键词: 丙烷-异丁烷; 稳态模拟; 动态模拟

中图分类号: TQ028

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2014)05-0154-03

Steady-state and dynamic simulation for the application of separation of propane-isobutane

GAO Xiao-xin^{1,2}, WANG Ying², TAO Yang², MA Jiang-quan², MA Zheng-fei^{1*}

(1. College of Chemistry and Chemical Engineering, Nanjing University of Technology, Nanjing 210009, China;

2. College of Petrochemical Engineering, Changzhou University, Changzhou 213164, China)

Abstract: The separation for propane-isobutane based on Aspen Plus has been studied. In steady-state simulation, with the minimum overall annual costs as the objective, the optimal parameters such as the number of stage, the feed stage and the reflux ration are determined. In the dynamic simulation, the effects of the change in the feed on the temperature distribution in distillation column, the reboiler duty, the overhead composition and the bottom composition are studied. The simulating results provide an important guidance value for practice operation.

Key words: propane-isobutane; steady-state simulation; dynamic simulation

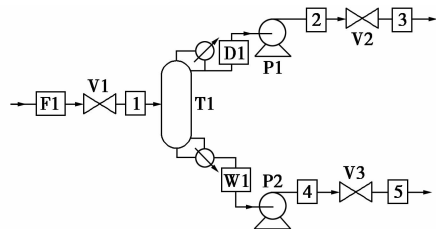
稳态模拟在丙烷、异丁烷分离方面取得了较多成果^[1-6], 现在化工过程从稳态模拟发展到动态模拟和实时优化, 从单纯的稳态计算模拟发展到与工业装置紧密联系, 因为动态模拟更能反映实际生产中流量、温度、压力、进料组成等随时间变化过程以及实际生产中存在的干扰、波动变化。所以动态模拟可以为化工生产提供操作参数^[7-8]。本研究利用化工模拟计算软件 Aspen Plus 对丙烷-异丁烷分离进行稳态模拟和动态模拟, 从“离线”走向“在线”, 从而为开车中遇到的问题提供方案。

1 模拟基础数据

处理量为 3 600 kmol/h, 其中含丙烷摩尔分数(下同)40%, 异丁烷 60%, 温度为 322 K(饱和蒸汽进料), 进料压力为 1 519.5 kPa, 精馏塔采用全凝器和釜式再沸器, 分离要求: 塔顶丙烷的摩尔分数 $\geq 98\%$, 异丁烷摩尔分数 $\leq 1\%$ 。由于 CHAO-SEA 物性估算方法适合于烃类混合物体系^[9], 因而选用 Aspen Plus 中的 CHAO-SEA 物性估算方法进行计算。

2 丙烷-异丁烷的稳态模拟

丙烷-异丁烷分离稳态模拟流程图见图 1, 混合物进入常压精馏塔, 在保证塔底产出 99.9% 异丁烷, 塔顶产出 99.8% 丙烷情况下通过 Aspen 的 DST-WU 模块进行模拟, 得到精馏塔塔板数、加料板位置、回流比等基本参数, 模拟所得常压下最小理论板数为 15, 实际理论板数为 32, 回流比为 2.9。



V1、V2、V3—控制阀; T1—精馏塔; F1、1—进料;
D1、1、2—塔顶产品; W1、4、5—塔底产品

图 1 丙烷-异丁烷分离稳态模拟流程图

在确定塔板数情况下, 对进料板位置进行了优化, 在分离过程中, 最大的一项操作费用是再沸器的

能耗。在维持塔顶和塔底产品的摩尔分数不变情况下,对不同的进料板位置进行了模拟,结果见表1。

表1 进料板位置对再沸器热负荷输入的影响

进料板位置	再沸器热负荷/MW	冷凝器负荷/MW	回流比
12	27.93	-23.44	3.614
13	27.40	-22.90	3.508
14	27.16	-22.67	3.463
15	27.18	-22.68	3.465
16	27.41	-22.92	3.512

通过表1可知,当进料板位置逐渐增加时,再沸器热负荷先增加再减小最后增加,从表1中可知,当进料板位置为14时,再沸器能耗最低。

以年总费用(TAC)最低为目标函数,考察了不同理论板数对应最佳进料板位置时的年总费用,通过表2可知当理论板数为44,进料板位置为19时,TAC最低。

表2 不同理论板数与TAC计算结果

总级数	24	32	36	42	44	48
进料板位置	10	14	16	18	19	21
塔径/m	6.50	5.68	5.54	5.45	5.43	5.41
冷凝器负荷/MW	30.98	22.67	21.39	50.50	20.33	20.11
回流比	5.10	3.46	3.21	3.04	3.00	2.96
再沸器热负荷/MW	35.50	27.20	25.90	25.02	24.85	24.64
冷凝器面积/m ²	2611	1913	1803	1728	1714	1695
再沸器面积/m ²	1793	1374	1308	1264	1255	1244
塔器费用/万美元	120	134	144	161	167	179
换热器费用/万美元	216	179	173	168	168	167
能耗/(万美元·a ⁻¹)	526	403	384	371	368	365
设备资金/万美元	337	313	317	330	335	346
TAC/(万美元·a ⁻¹)	638	507	490	481	480	480

3 动态模拟

丙烷-异丁烷分离动态模拟见图2,对进料流量采取了单回路控制,回流罐液位、塔釜液位、塔釜温度采取了串级控制。动态模拟在运行正常后,没有出现滞后和死区时间,然后在精馏塔和温度控制器之间的流程中添加1个死区时间元件,之前没有设置死区时间元件是为了避免引起初始化问题。当面对进料组成扰动,也包括进料量变化时,考虑了回流量与进料量(R/F)的比例控制,这是利用 Aspen Dynamics 中的乘法计数器执行的。

在采用这些控制方案后,对稳态最优的精馏塔板数44和板数32进行了比较,在动态模拟过程中发现,精馏塔板数为44块的塔直径比32块更小(5.22 m, 5.68 m),再沸器热负荷也比较低(24.8 MW, 27.3 MW),板数为44精馏塔中中继-反馈测试得到最终增益为5.2,最终周期为5.7 min,而板数为32精馏塔中中继-反馈测试得到最终增益为5.4,最终周期为5.4 min。这些结果表明,在32块理论板的塔中,可以取得更为紧凑的控制,因为增益更大,积分时间更小。

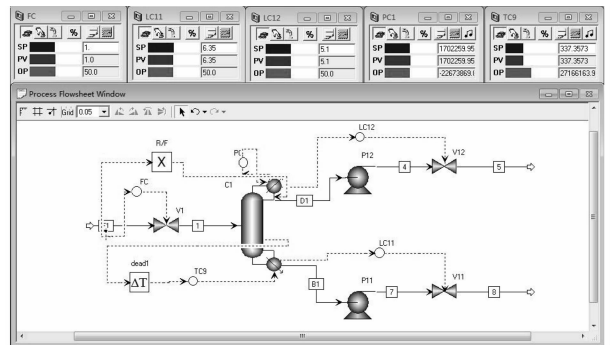
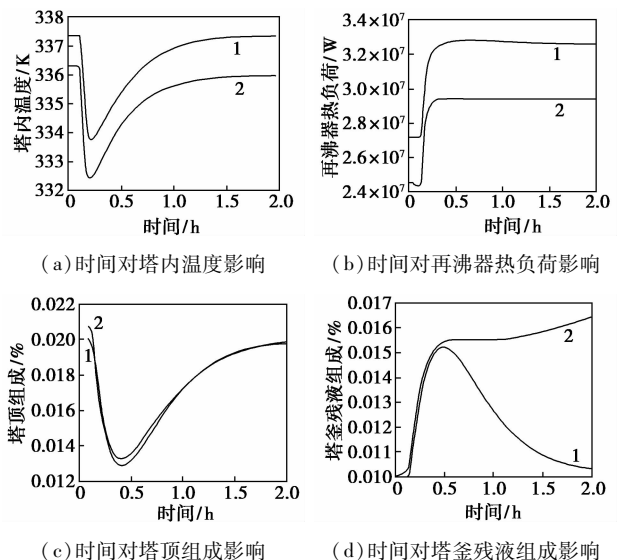


图2 丙烷-异丁烷分离动态模拟流程图

图3给出了2个塔进料流量提高20%的结果。对于这个扰动,对塔内温度、再沸器热负荷、塔顶组成以及塔釜残液的杂质含量进行了考察,2塔之间最大的不同在于塔釜残液的杂质含量。在板数为44精馏塔显示了一个很小的偏离预期值1%丙烷的瞬时峰。在32块理论板的精馏塔响应快,动态偏离却更大。造成这个不同的原因是在44块理论板的精馏塔中,进料位置和塔釜之间有更多的塔板

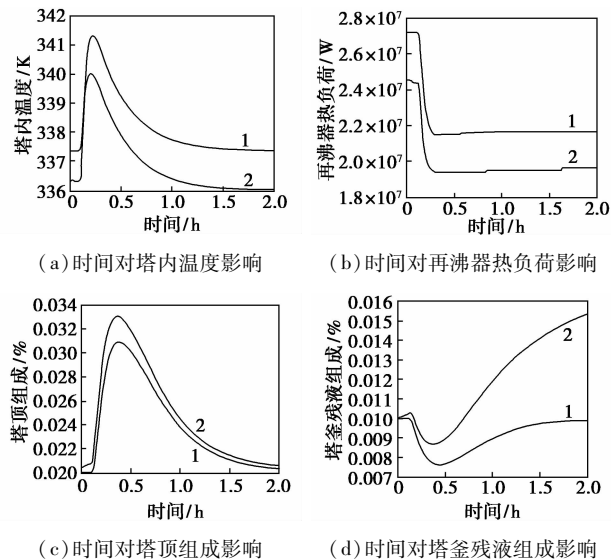


理论板数:1—44;2—32

图3 进料量+20%动态响应过程

(进料板 19,塔釜 44,有 25 块理论板)。在 32 块理论板的精馏塔中,进料板为 14,塔釜 32,之间有 18 块塔板。因此,扰动需要更长的时间才能达到塔釜,而温度控制器有较多的时间采取相应的行动。

图 4 给出了当进料流量降低 20% 后两塔动态模拟结果。在 44 块理论板的精馏塔中,塔釜残液组成偏离更大,反应也相当慢。



理论板数:1—44;2—32

图 4 进料量-20% 动态响应过程

由图 3、图 4 可知,由于回流量对进料流量采取了比例控制,一旦进料流量改变就会调整塔顶的回流量。回流量的变化会迅速影响所控制的那块塔板,因为 2 个塔的塔顶和该塔板之间均只有 8 块塔板。由于进料流量增加,回流量的加大使被控制塔板的温度降低,从而温度控制器提高热量输入,这就会迅速影响塔釜残液的组成。因此,塔釜残液的组成被进料量、回流量、再沸器热负荷 3 个输入所影响。

4 结论

通过对进料为 3 600 kmol/h、分离要求为塔顶

异丁烷摩尔分数 < 2%,塔底丙烷摩尔分数 < 1% 的丙烷-异丁烷分离进行了稳态模拟,找出了其体系的最佳分离条件:其中最优塔板数为 32 块,最优进料板为第 14 块,但是在投资回收期。当塔板数为 44,进料板为 19 时,TAC 最低。

在丙烷-异丁烷分离体系的动态模拟中,对温度控制和组分控制进行了比较,得出温度控制反应更快,但组分控制更能有效地保持产品纯度。在进料量和进料组成的扰动下,对 32 块和 44 块塔板的精馏塔进行比较,总结出 44 块塔板的精馏塔能耗比 32 块塔板的精馏塔能耗要小,但是 44 块塔板的精馏塔塔釜残液组成偏离更大,反应也很慢。动态模拟结果对实际生产操作和控制方案的设计具有指导意义。

参考文献

- [1] 窦国军,常树英. 异丁烷分离技术的研究[J]. 吉林化工学院学报,2008,25(2):18-21.
- [2] 高晓新,陶磊,马正飞. 中间再沸式 MVR 热泵精馏回收处理二甲基乙酰胺稀溶液[J]. 现代化工,2013,33(8):114-116.
- [3] Gao X, Ma Z, Yang L, et al. Simulation and optimization of distillation processes for separating the methanol-chlorobenzene mixture with separate heat-pump distillation[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2013,52(33):11695-11701.
- [4] 高晓新,马正飞,杨德明. 顺流多效精馏回收 DMAC[J]. 现代化工,2013,33(3):103-105.
- [5] 陈楠,王勤图,赖沛涛,等. 丙烷-异丁烷体系的稳态精馏模拟和节能优化[J]. 广东化工,2010,37(10):129-130.
- [6] 孙卫国,李凭力,邸士标,等. 丙烯精馏塔过程模拟[J]. 石化技术与应用,2007,25(2):147-151.
- [7] Luyben W L. Pressure-swing distillation for minimum-and maximum-boiling homogeneous azeotropes[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2012,51(33):10881-10886.
- [8] Luyben W L. Control of an extractive distillation system for the separation of CO₂ and ethane in enhanced oil recovery processes[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research,2013,52(31):10780-10787.
- [9] 屈一新. 化工过程数值模拟及软件[M]. 北京:化学工业出版社,2006. ■

一种纳米氧化锌复合分散液的制备方法 (CN 103693674A)

本发明公开了一种纳米氧化锌复合分散液的制备方法。其特征在于:在油相体系中将油相组分、乳化剂按照一定添加比进行混合;水分散体系中将分散稳定剂、表面活性剂、纳米氧化锌粉体按照一定添加比加入水中进行混合;两相分别混合均匀并加热到一定温度后,在快速搅拌下将两相均质混合,并冷却到室温,形成稳定的乳液分散体系。由

上述方法所制备的纳米氧化锌复合分散液,氧化锌粒径与纳米氧化锌粉体原料的粒径差别在 20% 以内;在分散液中,纳米氧化锌颗粒以单分散的形式悬浮于溶液中;放置 60 天以上,该纳米氧化锌复合分散液不发生分层、破乳或结块现象。并且,该制备方法操作简便、参数可调范围宽、能耗低、周期短,适合中试放大及工业化大生产。