

热集成双侧线萃取精馏分离 苯/异丙醇/水的设计与控制

徐良,白文帅*,薛伟,谭朝阳

(天津市本质安全化工技术重点实验室,河北省绿色化工与高效节能重点实验室,
河北工业大学化工学院,天津300230)

摘要:提出了一种用于分离三元共沸体系苯/异丙醇/水的新型热集成双侧线萃取精馏方案。与传统方案相比,热集成方案可以进一步降低15.8%的TAC和18.88%的CO₂排放。对2种工艺的动态可控性进行了进一步研究,并将开环和闭环相结合的方法应用到寻找温度控制板的工作中,针对传统的双稳态系统设计了一种高鲁棒控制结构(CS1);同时将旁路策略和添加额外小型换热器应用到热集成控制中,针对热集成双稳态系统设计了CS2和CS3两种鲁棒控制结构。通过添加±10%流量扰动和±20%组分扰动对控制结构的性能进行了测试,研究发现,CS1在进料流量扰动和组分扰动下具有良好的动态特性,CS2和CS3都能抵抗进料流量和组分扰动,但CS3的控制效果比CS2更优。

关键词:稳态模拟;动态控制;热集成;侧线萃取精馏;共沸体系

中图分类号:TQ019

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2022)03-0227-07

DOI:10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.03.045

Design and control of heat-integrated double side-stream extractive distillation process for separation of benzene/isopropanol/water

XU Liang, BAI Wen-shuai*, XUE Wei, TAN Zhao-yang

(Hebei Provincial Key Laboratory of Green Chemical Technology & High Efficient Energy Saving, Tianjin Key Laboratory of Chemical Process Safety, School of Chemical Engineering, Hebei University of Technology, Tianjin 300230, China)

Abstract: A novel thermally-integrated double side-stream extractive distillation process scheme is proposed for separating benzene/isopropanol/water in a ternary azeotropic system. Compared with traditional process scheme, this thermally-integrated process scheme can further reduce TAC by 15.8% and CO₂ emission by 18.88%. The dynamic controllability of two processes is further studied, and the open-loop and closed-loop methods are both applied to find the temperature control stage. A high robust control structure (CS1) is designed for traditional distillation system. At the same time, the bypass strategy and the addition of a small heat exchanger are applied to the thermally-integrated control. Two robust control structures named CS2 and CS3 are designed for the thermally-integrated distillation system. The performances of these control structures are tested by adding ±10% and ±20% disturbances in feed flowrate and composition. It is found that CS1 has good dynamic characteristics under feed flow disturbance and component disturbance. Both CS2 and CS3 can resist the disturbances of feed flow and composition, but the control effect of CS3 is better than CS2.

Key words: steady state simulation; dynamic control; heat integration; side-stream extractive distillation; azeotropic system

精馏是利用混合物中各组分挥发度不同而将各组分加以分离的一种分离过程。由于精馏在控制方面的优越性,成为目前化工生产的主要分离手段之一^[1-2]。但是,工业生产的混合物多为共沸体系,通过常规精馏手段很难实现组分之间很好地分离。因此,人们提出了几种特殊的精馏手段用于分离共沸体系。例如萃取精馏^[3]、共沸精馏、减压精馏^[4-5]等。萃取精馏一直是分离共沸体系的重要手段之一。但是,由于大量夹带剂的引入,使得萃取精馏的能耗较高。近年来针对降低萃取精馏能耗这一问题,已经有很多学者报道了大量这方面的文献^[6-9]。其中侧线萃取精馏可以降低精馏塔内的组分反混,

溶剂比S/F与常规萃取精馏相比有明显降低,在节能方面效果显著,近年来逐渐成为学者们研究的焦点^[6]。

苯和异丙醇作为良好的有机溶剂,在工业生产中得到了广泛的应用,已有学者在最近一篇文献中提出的双侧线三塔萃取精馏分离苯-异丙醇-水体系节能效果明显,但是并没有进行动态控制方面的研究^[10]。但是针对苯-异丙醇-水体系提出相关控制策略是十分有必要的。本文将侧线精馏与热集成工艺相结合,针对苯-异丙醇-水共沸体系提出了更为节能的热集成侧线萃取精馏工艺,并针对已有的常规侧线萃取精馏工艺和提出的热集成侧线萃取精馏工艺动态可控性问题进行了进一步讨论。

收稿日期:2021-04-06;修回日期:2021-12-27

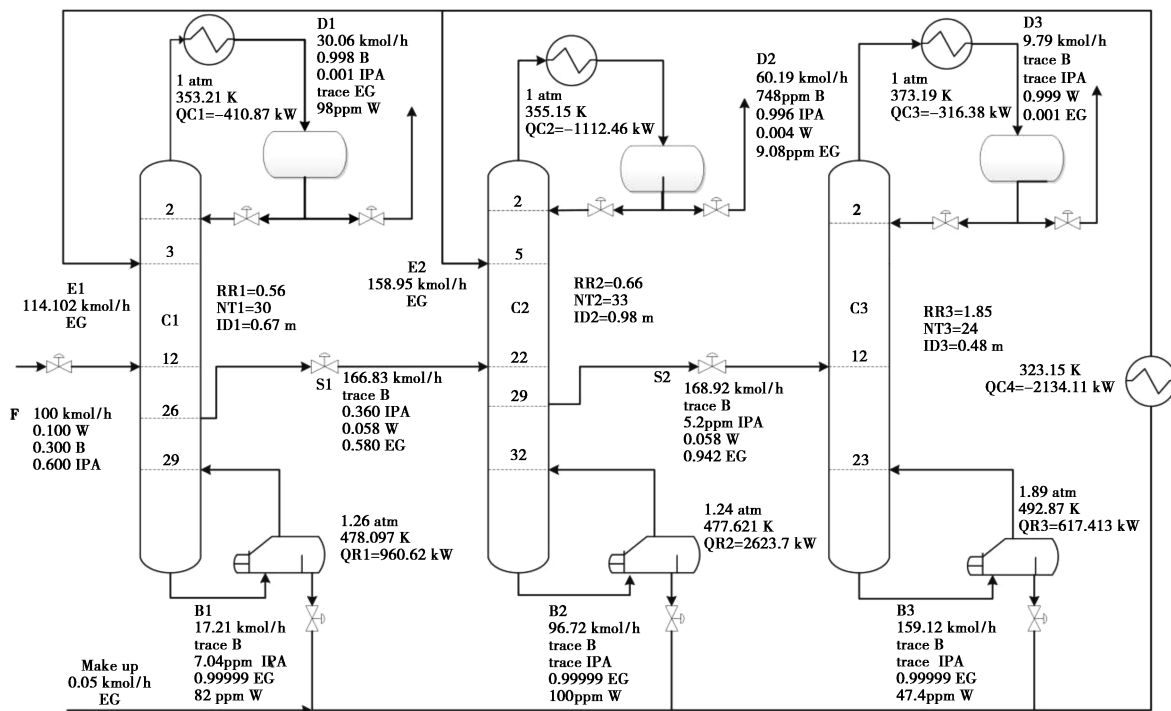
基金项目:河北省自然科学基金(B2020202088);河北省高等学校科学技术研究项目(QN2019003)

作者简介:徐良(1996-),男,硕士生;白文帅(1986-),男,博士,讲师,研究方向为化工安全和化工过程模拟,通讯联系人,wsbai@hebut.edu.cn。

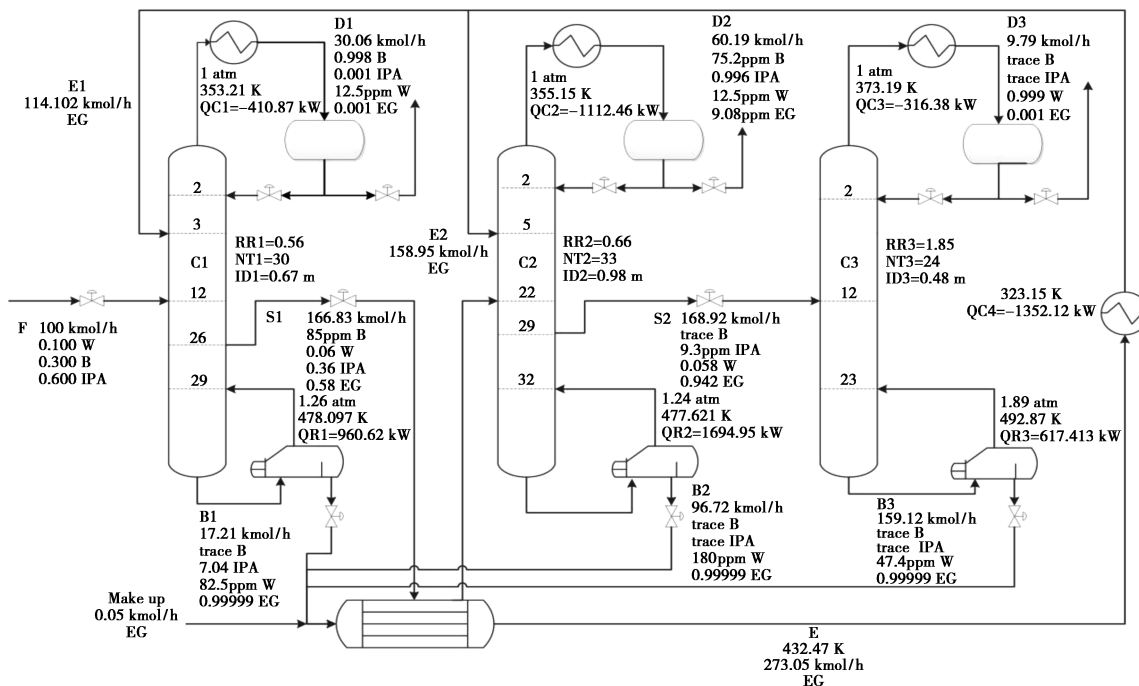
1 稳态模拟

本文中从已发表的论文中获取了用于分离苯-异丙醇-水体系的双侧线萃取精馏详细稳态设计参数,热力学模型选择 NRTL 模型。通过 Cui 等^[10]提供的设计参数复现了这一稳态模拟流程。需要注意

的是,复现的流程与 Cui 等的工艺流程略有不同,为了更好地反映真实的精馏状态,为各精馏塔添加了全塔压降,这也使得复现的工艺流程的热负荷比 Cui 等提出的工艺流程的热负荷略高,但是这并不影响后期提出的控制策略。模拟流程如图 1(a)所示。原料进料为 100 kmol/h,包含摩尔分数 30% 苯、



(a) 常规侧线萃取精馏工艺流程



(b) 热集成侧线萃取精馏工艺流程

RR—回流比; NT—塔板数; QR—再沸器热负荷; D—塔内径; QC—冷凝器热负荷; EG—乙二醇; W—水; IPA—异丙醇; B—苯

图 1 稳态工艺模拟流程

60%异丙醇和10%水。苯萃取精馏塔为C1,异丙醇萃取精馏塔为C2,溶剂回收塔为C3。

模拟的同时发现该流程的主要能耗来自于C2的再沸器能耗。由于3个塔釜产物乙二醇温度过高,于是尝试通过塔釜产物乙二醇与异丙醇分离塔C2进料进行热交换,以达到进一步降低能耗的目的。通过该思路提出一种新型的热集成工艺,工艺流程如图1(b)所示。通过Luyben提供的经济核算依据对2工艺的年总成本(TAC)进行了对比^[11]。结果显示,热集成和侧线相结合的萃取精馏工艺较常规侧线萃取精馏工艺相比节能效果更加明显,对比结果如表1所示。

表1 成本费用对比结果

	设备费用/ (10 ⁵ 美元· a ⁻¹)	操作费用/ (10 ⁵ 美元· a ⁻¹)	TAC/ (10 ⁵ 美元· a ⁻¹)	CO ₂ 排放量/ (kg·h ⁻¹)
常规工艺	8.121	12.144	14.851	994.60
热集成工艺	8.610	9.635	12.505	806.83
相对偏差/%	-6.02	20.66	15.8	18.88

在接下来的章节中对这种热集成工艺流程的动态可控性进行了进一步研究。在将稳态工艺流程导入 Aspen dynamic 之前,还需要完成以下操作。

(1)该流程的塔板压降采用 Aspen Plus 计算出的压降。

(2)5 min 的停留时间用于计算回流罐和塔釜的持液量,二者处于半满状态。回流罐和塔釜尺寸的计算采用 Luyben 提供的公式。

(3)所有阀门的压降设定为 0.2 MPa 以确保阀门控制的准确性。

2 控制结构的确定和温度控制板的选择

通过 Aspen Plus 设计规定功能对涉及到的精馏塔进行闭环灵敏度分析,通过 C1 塔对闭环灵敏度分析进行了简要描述:在确定了基本的控制结构后(流量控制结构、压力控制结构、液位控制结构)精馏塔 C1 仍然拥有 3 个剩余的自由度,分别是回流比(或回流量)、再沸器热负荷和侧线出料流量。对精馏塔 C1 添加设计规定功能规定塔顶苯产品纯度。同时为了防止苯作为杂质通过侧线流股进入 C2,另一个设计规定为侧线中杂质苯的含量。通过改变回流比和再沸器热负荷来保证设计规定满足要求。模拟开始后,引入±20%水的组分扰动,观察 C1 各过程变量的变化情况。同样的方法应用到 C2 和 C3,

通过模拟发现,当引入组分扰动后,为保证规定的产品纯度,C1 和 C3 中回流比和回流量的变化情况均较大,尝试使用单端控制结构可能无法达到预期的产品纯度,在测试时也证明了这一想法。所以对 C1 和 C3 使用双端控制结构。针对 C2,当发生组分扰动时,S/F 在很小的范围内波动(0.54%和1.53%)就可以满足预期的产品纯度要求,所以针对 C₂,选择使用固定 S/F 的单端控制结构。

确定了控制类型后需要进一步确定各精馏塔的灵敏板。在以往文献中对于寻找灵敏板已经提供了很多方法^[12-13],包括斜率判据、灵敏度判据、奇异值分解判据、温度恒定判据和 SAVM 判据。本文中首先尝试了使用斜率判据来确定温度控制板,但是添加相应控制结构后发现,通过简单的斜率原则寻找到的灵敏板应用于该控制结构并不能达到理想的控制效果。选取的灵敏板需要满足以下 2 点要求。

(1)当进料组成或者进料流量发生变化后,塔顶和塔底纯度保持不变时该塔板温度基本不变。

(2)当操作变量(再沸器热负荷、回流比或者回流量)发生微小变化时塔板温度变化明显。

已有学者提供了一种开环灵敏度测试和闭环灵敏度测试相结合的方法用于寻找灵敏板^[13],将这种方法应用到该工作中。通过模拟发现在满足预期产品纯度的前提下,当进料组分变化时,C1 的第 19 块塔板温度基本不变,同时在开环增益曲线可以发现再沸器热负荷对第 19 块塔板也有不错的控制效果。再对苯分离塔 C1 的回流比进行开环测试,发现第 8 块塔板的开环效果很好,所以选择 C1 塔的第 8 块和第 19 块塔板作为 C1 的灵敏板。将同样的工作应用于 C2 和 C3,发现 C2 的灵敏板为第 13 块塔板,C3 为第 3 和第 20 块塔板。

3 动态控制

3.1 常规三塔侧线萃取精馏工艺动态控制

针对常规三塔侧线萃取精馏工艺,提出了控制结构 CS1,具体控制结构如下。

(1)新鲜进料流量控制(反向)。

(2)当回流比很大时使用回流量控制液位,但是此流程中回流比的值均较小,所以回流罐液位由塔顶馏出量控制(正向)。

(3)C1 塔釜液位通过萃取剂补充流量控制,C2 和 C3 通过塔釜流出量控制(正向)。

(4)塔顶压力通过冷凝器排热量控制(反向)。

(5)C1 和 C3 的塔顶馏出量和回流量呈比例,

比例系数为各自的回流比 RR,并通过灵敏板温度控制 RR 大小(正向),C2 的回流量与 C2 的萃取剂流量呈比例。

(6) 萃取剂流量与进料流量呈比例。

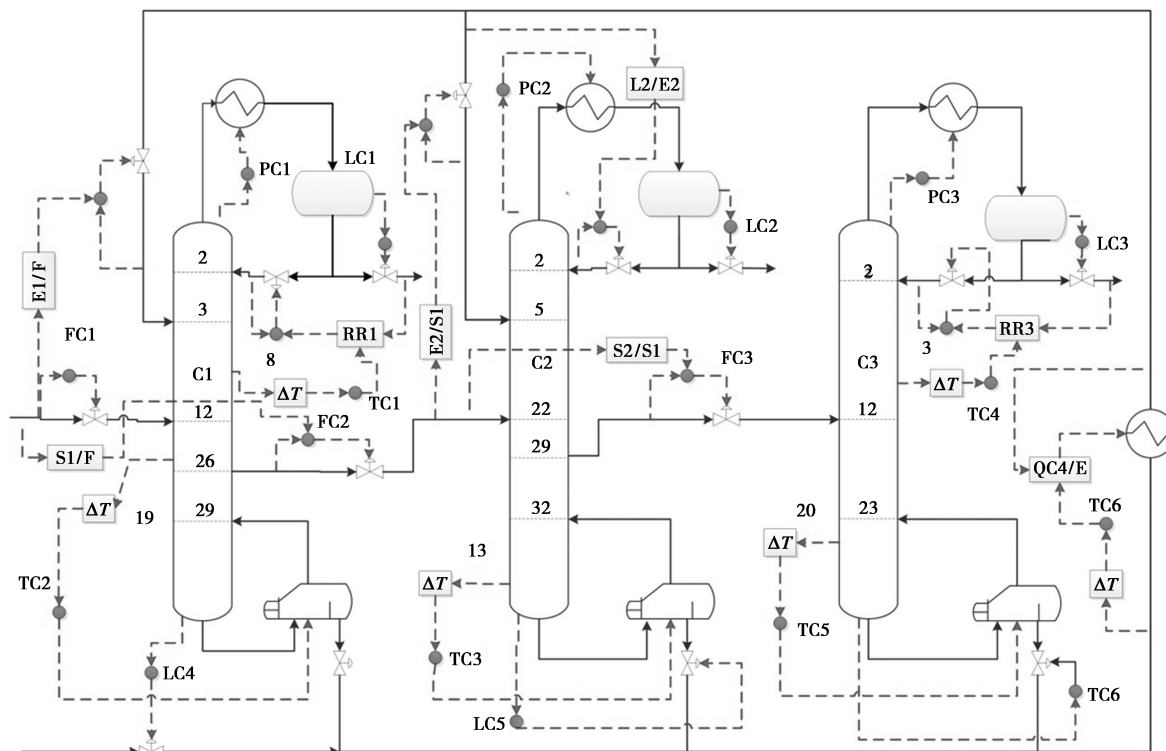
(7) 侧线流量与进料流量呈比例。

(8) 通过热交换器热负荷控制循环流股温度(反向)。

(9) 通过各精馏塔的再沸器热负荷控制各精馏塔灵敏板温度(反向)。

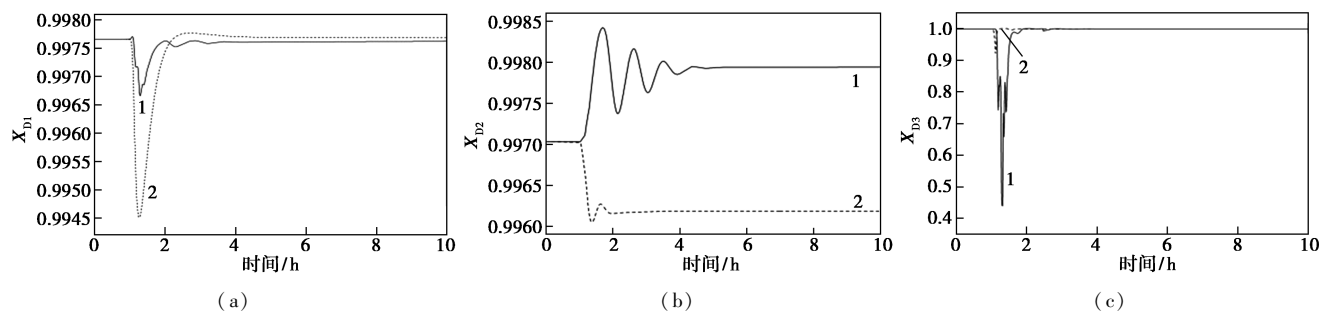
控制结构 CS1 如图 2 所示,在控制结构中,所有的液位控制使用积比例控制,比例增益 K 的设定值为 2,积分时间 τ 的设定值为 $9\ 999\ \text{min}^{[14]}$ 。所有的压力控制使用比例积分控制结构,比例增益 K 的设定值为 20,积分时间 τ 的设定值为 12 min。所有的

流量控制使用比例积分控制结构,比例增益 K 的设定值为 0.5,积分时间 τ 的设定值为 0.3 min。此外,在温度控制回路中插入 1 min 的死区时间。由于温度控制回路引入死区时间导致的滞后性,需要通过 Tyreus-Luyben 方程式对比例增益 K 和积分时间 τ 进行重新整定。方程式参见公式(1)、(2)。还需要强调一点,为了契合实际工业生产需求,本文中提到的几种控制结构均避免使用组分控制器。在 1.0 h 引入 $\pm 10\%$ 流量扰动和 $\pm 20\%$ 组分扰动(注意:组分扰动时选择改变水的摩尔分率,这样可以更好地测试该控制结构的鲁棒性能)。动态响应结果如图 3、图 4 所示。通过观察发现,控制结构 CS1 控制效果良好,当添加扰动后,精馏塔迅速回稳且动态波动很小。



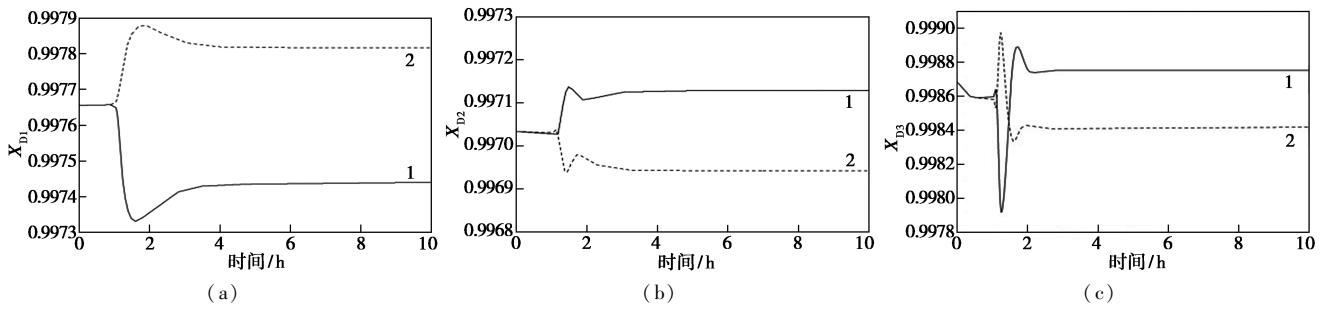
LC—液位控制;PC—压力控制;FC—流量控制;TC—温度控制; ΔT —死时间;RR—回流比;E/S—进料流量与萃取剂流量的比值

图 2 常规侧线控制结构 CS1



1—进料摩尔流量+10%;2—进料摩尔流量-10%

图 3 $\pm 10\%$ 流量扰动发生时,CS1 控制结构的动态响应



1—进料流量不变,进料中水摩尔分数+20%;2—进料流量不变,进料中水摩尔分数-20%

图 4 ±20%组分扰动发生时,CS1 控制结构的动态响应

$$K = K_u / 3.2 \quad (1)$$

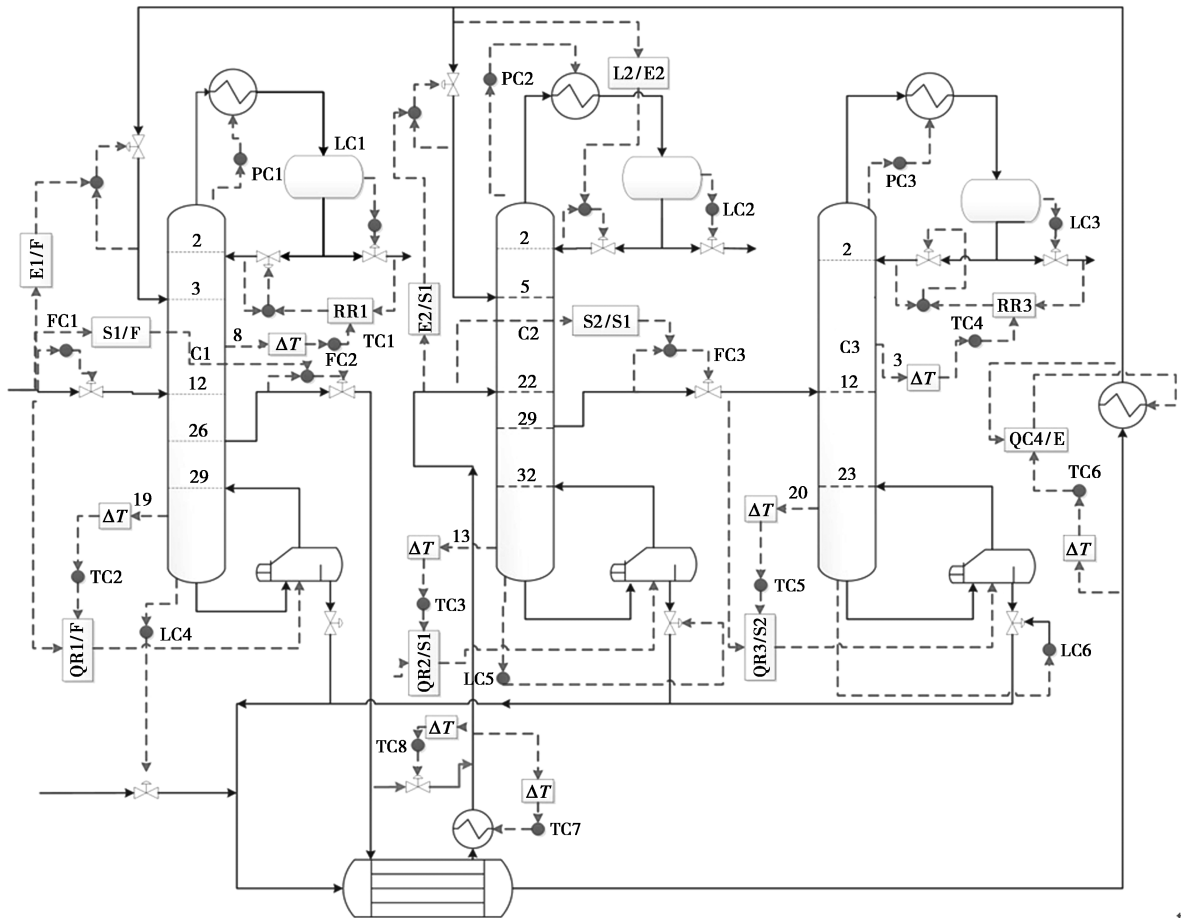
$$\tau = 2.2P_u \quad (2)$$

3.2 热集成侧线萃取精馏工艺动态控制

在本文中的第一部分已经提出了一种通过塔釜循环流股与第一股侧线 S1 进行热交换的热集成工艺,通过 2 股流股换热来实现节能的目的。通过 Aspen Plus 流程模拟软件模拟发现,这种同时含有侧线和热集成的流程的确可以达到节约能源的目的。但是,由于各操作变量之间的强相关性(例如

循环流股的流量将直接影响侧线流股 S1 的温度),这种工艺流程比常规的双侧线萃取精馏工艺更难控制。这一复杂的热集成工艺流程的动态可控性需要进一步讨论。

针对这种复杂的热集成工艺,已经有大量文章提出了可观的控制结构。主要的控制策略分为 2 种:旁路控制策略和添加 1 个额外的小型换热器,将 2 种控制策略结合,在添加旁路控制策略的同时在旁路上添加 1 个额外的小型换热器。当侧线温度过



LC—液位控制;PC—压力控制;FC—流量控制;TC—温度控制; ΔT —死时间;RR—回流比;
E/S—进料流量与萃取剂流量的比值;QR/F—热负荷与流量的比值

图 5 热集成控制结构 CS2

高时,小换热器不工作,增大旁路上的阀门开度使旁路内的冷液流股增加,以达到降低侧线流股 S1 温度的作用。当侧线流股 S1 的温度过低时,增大小换热器热负荷,使侧线流股温度回升到设定值。这种新型的控制策略对“高温”干扰和“低温”干扰都有很好的控制效果。本文中首先使用了这种结合策略对该热集成工艺进行动态控制,具体细节如图 5 所示。同时,在该流程中将温度控制结构更改为 Q/F 比例前馈控制结构可以使系统对扰动做出更快响应,控制效果更佳。所以将温度控制结构更改为 Q/F 比

例前馈控制^[15]。其他控制与控制结构 CS2 保持一致,并通过 Tyreus-Luyben 方程式对温度控制器的比例增益 K 和积分时间 τ 进行重新整定。

模拟开始后,在 1.0 h 引入 $\pm 10\%$ 流量扰动和 $\pm 20\%$ 组分扰动。温度控制器 TC7 和 TC8 共同作用,保证侧线流股 S1 的温度及时回到稳态设定值。动态响应结果如图 6、图 7 所示。通过模拟发现该控制结构可以抵抗 $\pm 10\%$ 流量扰动和 $\pm 20\%$ 组分扰动。各精馏塔经过 2 h 的震荡后重新回到稳态。

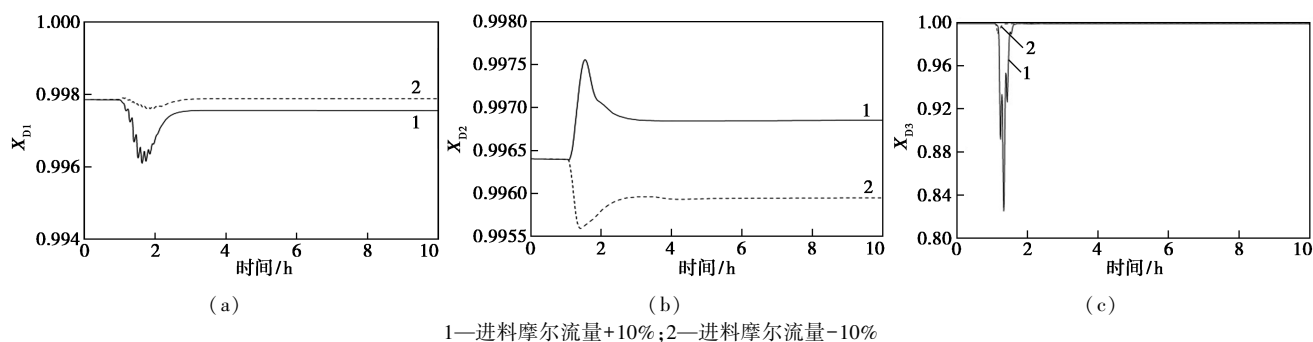


图 6 $\pm 10\%$ 流量扰动发生时,CS2 控制结构的动态响应

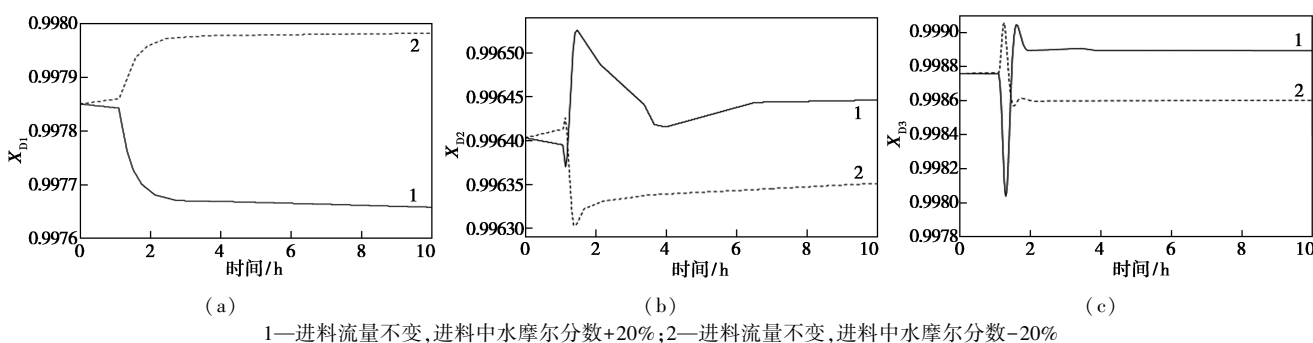


图 7 $\pm 20\%$ 组分扰动发生时,CS2 控制结构的动态响应

3.3 热集成控制结构 CS3

虽然控制结构 CS2 可以抵抗 $\pm 10\%$ 流量扰动和 $\pm 20\%$ 组分扰动,但是震荡时间较长,同时溶剂回收塔 C3 各过程变量波动较大。从控制的角度考虑,当扰动发生时,如果对控制结构进行微弱改进可以使精馏塔的各过程变量及时地回到稳态设定值,那么这项工作将是十分有意义的。所以,在原有基础上又提出了控制结构 CS3,与控制结构 CS2 不同的是,控制结构 CS3 没有旁路,侧线 S1 上的小换热器出口的温度设定值由原来的 143°C 改为 150°C 。稳态时小型换热器的热负荷小于大换热器热负荷的 20%。同时由于进料温度进一步预热,降低了异丙醇塔 C2 塔釜再沸器高压蒸汽的用量,从经济和环境角度考虑,这一改动都是可以接受的。通过 Tyreus-Luyben 方程式对温度控制器的比例增益 K

和积分时间 τ 进行重新整定。

模拟开始后,在 1.0 h 引入 $\pm 10\%$ 流量扰动和 $\pm 20\%$ 组分扰动。动态响应曲线如图 8、图 9 所示,通过图中可以看出控制结构 CS3 可以抵抗 $\pm 10\%$ 流量扰动和 $\pm 20\%$ 组分扰动。通过动态响应曲线可以看出该控制结构抵抗组分扰动时,和 CS2 相比同样具有较强的鲁棒性能。当抵抗 $\pm 10\%$ 流量扰动时,发现采用了控制结构 CS3 的流程更加稳定,苯产品纯度波动更小,峰值由 0.996 上升至 0.997,响应时间由 1.5 h 减小到 1.0 h。使用控制结构 CS3 时,水的产品纯度控制效果与控制结构 CS2 相比同样体现了更强的优越性,纯度峰值由原来的 0.82 上升至 0.94,响应时间由原来的 1.5 h 减少至 1.0 h。同时,采用控制结构 CS3 时,各精馏塔的灵敏板温度震荡更小,响应时间更短,由 1.5 h 减少至 1.0 h。

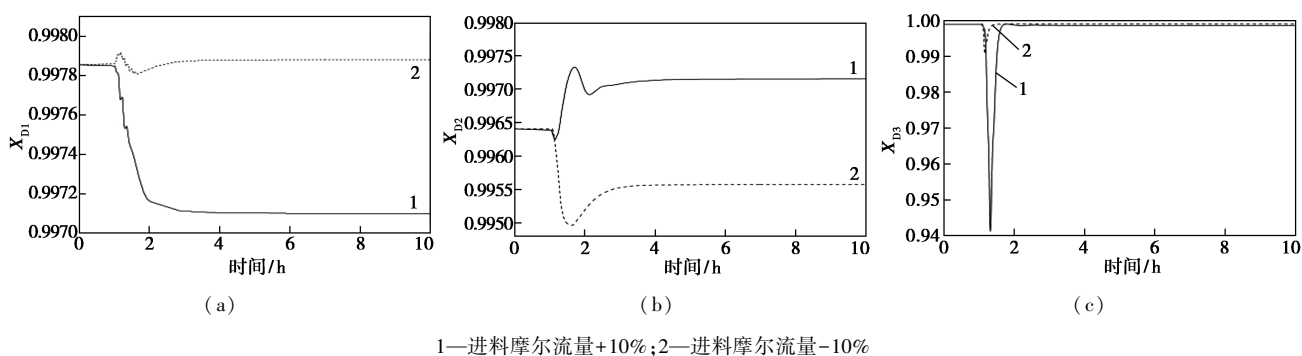


图 8 ±10%流量扰动发生时,CS3 控制结构的动态响应

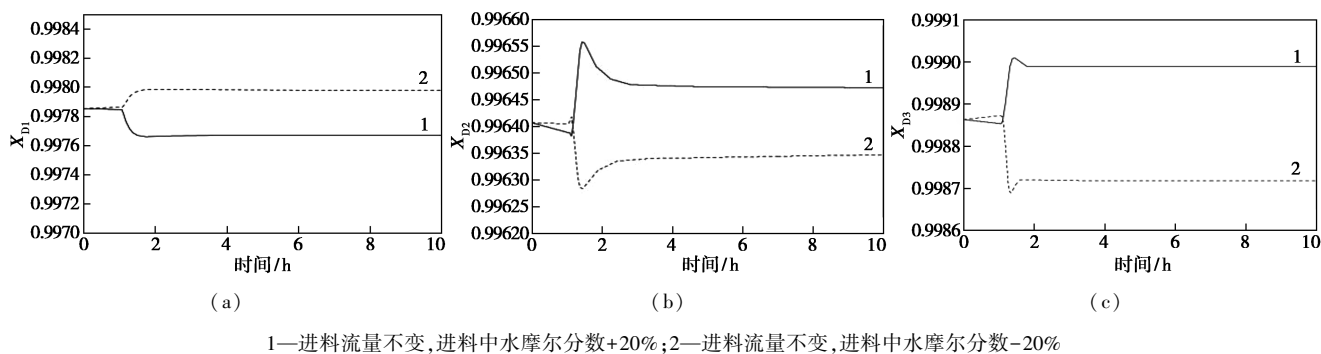


图 9 ±20%组分扰动发生时,CS2 控制结构的动态响应

4 结果与讨论

提出了一种新型的热集成侧线萃取精馏工艺,并从年总成本、CO₂ 排放和年总能耗等方面与传统工艺进行了对比,结果发现,热集成方案可进一步降低 15.8% 的 TAC 和 18.88% 的 CO₂ 排放。

采用开环和闭环测试相结合的方法来寻找精馏塔的温度灵敏板。针对常规侧线萃取精馏工艺提出了控制结构 CS1。通过添加 ±10% 流量扰动和 ±20% 组分扰动验证了控制结构 CS1 的鲁棒性。在热集成侧线萃取精馏工艺的控制中,提出了控制结构 CS2 和 CS3。在控制结构 CS2 中,将添加旁路和引入小型换热器 2 种策略相结合用于抵抗外来扰动,有效避免了由于侧线流股温度波动导致控制效果下降的问题。但精馏塔各过程变量的震荡较大,响应时间较长。为此,本文中在控制结构 CS2 的基础上提出了一种改进的控制结构 (CS3),该结构取消了旁路,将小换热器出口温度从 143℃ 提高到 150℃。结果表明,CS3 比 CS2 控制效果更佳。

侧线萃取精馏可以降低精馏塔内的组分反混,在节能方面效果显著,近年来逐渐成为学者们研究的焦点。但是由于增加了额外的自由度,导致侧线萃取精馏较常规萃取精馏工艺更难控制。本文中

热集成和侧线萃取精馏相结合,并对各工艺流程的动态可控性进行了讨论,提出了相应的控制结构,为侧线萃取精馏工艺的控制提供了新的思路。

参考文献

- [1] Gerbaud V, Rodriguez-Donis I, Hegely L, *et al.* Review of extractive distillation. Process design, operation, optimization and control [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2019, 141: 229–271.
- [2] Sun S, Lü L, Yang A, *et al.* Extractive distillation: Advances in conceptual design, solvent selection, and separation strategies [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2019, 27(6): 1247–1256.
- [3] Ayuso M, Cañada-Barcala A, Larriba M, *et al.* Enhanced separation of benzene and cyclohexane by homogeneous extractive distillation using ionic liquids as entrainers [J]. Separation and Purification Technology, 2020, 240: 116583.
- [4] Luyben W L. Control of a triple-column pressure-swing distillation process [J]. Separation and Purification Technology, 2017, 174: 232–244.
- [5] Luyben W L. Design and control of a pressure-swing distillation process with vapor recompression [J]. Chemical Engineering and Processing-Process Intensification, 2018, 123: 174–184.
- [6] Tututi-Avila S, Medina-Herrera N, Hahn J, *et al.* Design of an energy-efficient side-stream extractive distillation system [J]. Computers & Chemical Engineering, 2017, 102: 17–25.
- [7] Luyben W L. Comparison of extractive distillation and pressure-swing distillation for acetone-methanol separation [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2008, 47(8): 2696–2707.

(下转第 237 页)

表7 汽油性质

项目	空白标定	LTAG 投用期间
硫质量分数/%	0.030	0.048
研究法辛烷值(RON)	92.9	93.1
饱和烃体积分数/%	52.6	54.2
烯烃体积分数/%	18.4	17.7
苯体积分数/%	0.59	0.72
芳烃体积分数/%	29.1	28.1
初馏点/°C	36.3	31.7
10%馏出温度/°C	77.8	54.4
50%馏出温度/°C	95.7	102.2
90%馏出温度/°C	174.5	179.8
终馏点/°C	204.3	205.1
全馏量体积分数/%	97	97

由表7可知,汽油初馏点、终馏点在标定期间和LTAG投用期间相接近,稳定汽油组成也差别不大,苯体积分数低于1%,可满足作为成品汽油调和组分的要求。

2.7 液化气组成变化

空白标定期间和LTAG投用期间取液化气样品化验分析的数据取平均值,液化气组成见表8。

表8 液化气组成(体积分数) %

组分	空白标定	LTAG 投用期间
乙烷	0.03	1.29
乙烯	0.05	0.01
丙烷	12.91	13.36
丙烯	32.35	34.19
异丁烷	23.58	22.46
正丁烷	7.37	7.18
正丁稀	4.62	4.26
异丁烯	5.82	6.23
反丁烯	5.92	5.61
顺丁烯	4.38	4.10
异戊烷	2.48	1.03
正戊烷	0.19	0.13
1,3丁二烯	0.03	0.03
戊烯	0.27	0.09
C ₂ (≤2%)	0.037	0.921
C ₃ (≤3%)	1.819	1.261

(上接第233页)

- [8] Luyben W L. Control comparison of conventional and thermally coupled ternary extractive distillation processes [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2016, 106: 253-262.
- [9] 马康. 侧线连接变压精馏分离二元共沸物的经济优化与控制[D]. 青岛: 青岛科技大学, 2019.
- [10] Cui Y, Zhang Z, Shi X, et al. Triple-column side-stream extractive distillation optimization via simulated annealing for the benzene/isopropanol/water separation [J]. Separation and Purification Technology, 2020, 236: 116303.
- [11] Luyben W L. Comparison of extractive distillation and pressure-

装置设计的液化气中C₂体积分数≤2%, C₃体积分数≤3%, 在空白标定和LTAG投用期间, C₂和C₃体积分数均在设计范围内。其中,乙烷体积分数较标定期间有提高,原因主要为回炼柴油后,干气产量增大,吸收稳定负荷变大,解吸塔塔底温度控制变得困难,当提高解吸塔塔底温度时容易导致干气C₃+组分超标,而降低解吸塔塔底温度将导致液化气中C₂含量超标。因此在操作上适当降低了解吸塔塔底温度。液化气组成中丙烯体积分数较标定期间略有上升,表明氢转移反应有所减弱,使烯烃消耗减少。

3 结论

以某石化厂140万t/a重油催化裂化装置为试验对象,研究了LTAG工艺技术在MIP重油催化裂化装置中的工业应用状况,工业应用结果如下。

(1)在对MIP重油催化裂化装置采用LTAG技术后,轻油收率较高。在柴油回炼比例6.08%情况下,柴油的转化率为79.77%。

(2)柴油转变为产物干气、液化气、汽油的选择性分别为9.48%、42.27%、31.13%。LTAG中加氢柴油反应的产物分布和收率分别为干气7.56%,液化气33.72%,汽油24.83%。

(3)在投用LTAG柴油回炼后,催化产品性质稳定,无明显改变,由于明显提高了轻油收率,因此投用该技术有较高的经济效益。

参考文献

- [1] 涂俊,张宪宝,倪维起.LTAG技术在齐鲁分公司催化裂化装置的应用[J].辽宁化工,2018,47(5):412-414.
- [2] 丁少恒,仇玄,汤湘华.“十三五”我国成品油消费柴油比预测[J].国际石油经济,2015,23(11):58-61.
- [3] 龚剑洪,毛安国,刘晓欣,等.催化裂化轻循环油加氢-催化裂化组合生产高辛烷值汽油或轻质芳烃(LTAG)技术[J].石油炼制与化工,2016,47(9):1-5.
- [4] 许友好,张久顺,马建国,等.生产清洁汽油组分并增产丙烯的催化裂化工艺[J].石油炼制与化工,2004,35(9):1-4. ■
- swing distillation for acetone/chloroform separation [J]. Computers & Chemical Engineering, 2013, 50: 1-7.
- [12] 于新帅. Kaibel型隔壁塔产品质量控制特性研究[D]. 青岛: 青岛科技大学, 2019.
- [13] Zhu J, Hao L, Jiang J, et al. Control of a process with no reflux rate in heterogeneous extractive distillation (HED) [J]. Separation and Purification Technology, 2020, 247: 116973.
- [14] Luyben W L. Control of heat-integrated extractive distillation processes [J]. Computers & Chemical Engineering, 2018, 111: 267-277.
- [15] 张治山,王超,张青军,等.基于Aspen Dynamics超精馏塔的动态模拟与控制[J].现代化工,2017,37(4):190-193. ■