

研究论文

DOI: 10.11949/j.issn.0438-1157.20181090

PTA装置醋酸脱水塔的动态模拟及控制策略分析

黄秀辉, 王俊, 崔国民

(上海理工大学能源与动力工程学院, 上海 200082)

摘要: 以PTA装置醋酸脱水塔为研究对象, 在该醋酸脱水塔的稳态模型的基础上, 通过建立的平衡级动态数学模型以及补充设置好的动态参数, 利用Aspen Plus软件建立好动态模型。以Aspen Dynamics软件为工具, 用回流流量控制灵敏板温度, 塔釜再沸器热负荷与进料流量 F_1 呈比例控制, 模拟设计出了控制策略CS1。又为了保证在进料流量扰动时塔底醋酸浓度更加稳定, 利用塔釜再沸器热负荷来控制塔釜醋酸浓度, 设计出了控制策略CS2。将两种不同的控制策略对其动态响应进行分析比较, 得出在相同目标条件下表现更优的控制策略, 为实际生产和控制方案的设计提供方向和指导。

关键词: 控制; 动态建模; 动态仿真; 醋酸脱水塔; 响应分析

中图分类号: TQ 028

文献标志码: A

文章编号: 0438-1157 (2019) 02-0625-09

Dynamic simulation and analysis of control strategies of acetic acid dehydration tower in PTA plant

HUANG Xiuhui, WANG Jun, CUI Guomin

(School of Energy and Power Engineering, University of Shanghai for Science and Technology, Shanghai 200082, China)

Abstract: The research object of this paper is acetic acid dehydration tower in PTA plant. The dynamic model was based on the dynamic mathematical model of the balance level and supplemented with the set dynamic parameters and the steady state model which was derived by using Aspen Plus. Next, the temperature of the sensitive stage was controlled by the reflux flow, and the column kettle reboiler duty was proportional to the feed flow F_1 . Aspen Dynamics was used to simulate the control strategy CS1, which has the dynamic response analysis of the key index parameters in the acetic acid dehydration tower after disturbance of the feed flow. To ensure the concentration of acetic acid at the bottom of the tower is more stable when the feed flow is disturbed, the heat load of the bottom tank reboiler is used to control the acetic acid concentration in the tower, and the control strategy CS2 is designed. Two kinds of different control strategies were analyzed and compared to their dynamic responses to obtain better control strategies under the same target conditions, which provided direction and guidance for the actual production and control strategy design.

Key words: control; dynamic modeling; dynamic simulation; acetic acid dehydration tower; response analysis

引言

精对苯二甲酸(PTA)是聚酯和纺织品工业上需

要用到的一种重要原料,是由对二甲苯(*p*-xylene, PX)催化氧化^[1]反应得到的对苯二甲酸,经过不断选择性加氢提纯得到。在PX氧化PTA的过程中,需

收稿日期: 2018-09-27 修回日期: 2018-10-21

通信作者及第一作者: 黄秀辉(1986—),女,博士,讲师, hxx@usst.edu.cn

引用本文: 黄秀辉, 王俊, 崔国民. PTA装置醋酸脱水塔的动态模拟及控制策略分析[J]. 化工学报, 2019, 70(2): 625–633

Citation: HUANG Xiuhui, WANG Jun, CUI Guomin. Dynamic simulation and analysis of control strategies of acetic acid dehydration tower in PTA plant[J]. CIESC Journal, 2019, 70(2): 625–633

要利用醋酸作溶剂,反应过程中有水生成,同时由于氧化反应不完全以及副反应的发生,醋酸溶剂中还会含有未反应的前体PX及反应的副产物醋酸甲酯(methyl acetate, MA),所以PTA生产中醋酸回收过程的进料是含有杂质PX和MA的醋酸水溶液^[2]。

在醋酸脱水系统中,由于醋酸分子的强缔合性,其与水的相对挥发度接近1,普通精馏难以分离,工业上多采用非均相共沸精馏^[3-4]。其中应用较为广泛的共沸剂主要有醋酸正丁酯(*n*-butyl acetate, NBA)^[5-7]、醋酸正丙酯(*n*-propyl acetate, NPA)^[8]和醋酸异丁酯(*i*-butyl acetate, IBA)^[9]。PTA生产工艺流程是一个典型的多相共沸精馏系统,虽然稳态的PTA模拟生产流程工艺^[10-12]较早就被给出,但是多相共沸精馏各变量之间耦合严重,具有参数敏感、多稳态、非线性等特点^[13-15],经常出现不收敛的情况,极大地增加了控制的难度。对醋酸脱水过程的动态性能分析的重要性日益明显,曾根保等^[16]采用Aspen Dynamics对醋酸脱水非均相共沸精馏过程的动态性能进行了考察;韩恺等^[17]改进了一种辨识扰动的控制器应用到PTA溶剂脱水装置上;位倩倩等^[18]对醋酸脱水萃取精馏工艺流程中的回收塔添加一个温度控制器来调整回流比,以克服进料中醋酸组分的扰动;Wang等^[19]提出一种新的温度控制策略,通过奇异值分解和闭环分析方法选择温度灵敏板,具有一定的借鉴意义。

本文针对NPA为共沸剂的醋酸脱水工艺,考虑

溶剂醋酸中未反应的前体PX以及反应的副产物MA的影响及回收利用,以体系中所含五元混合物的稳态模型为基础,采用Aspen Dynamics软件进行动态模拟,研究进料质量流量扰动在两种不同的控制策略下的性能表现,分析获得更合适的控制策略,为醋酸精馏塔的控制策略的设计提供理论依据和方法指导。

1 稳态模拟

1.1 醋酸脱水的稳态工艺

以某工厂的醋酸脱水工艺为实例,具体进料位置等参数在文献[20]中已给出,该工艺流程主要分为醋酸脱水塔,PX回收塔、倾析器以及NPA回收塔四个主要部件,其中醋酸脱水塔选择带再沸器的、无冷凝器的RadFrac模型模拟,PX回收塔选择无再沸器、无冷凝器的RadFrac模型模拟,同时NPA回收塔选择带再沸器和冷凝器的RadFrac模型模拟,塔顶冷凝器选择Heater模型模拟,倾析器选择Flash3模型模拟,按工艺流程及要求添加分流器、泵,以及各塔进料流股、出料流股、连接流股、循环流股等物流模块,最后所得的模拟流程如图1所示。

F_1, F_2, F_3 和 F_4 4股进料进入到醋酸脱水塔C-1中用共沸剂NPA分离,塔釜再沸器提供热源以及高温流股 F_3, F_4 起到一定的供热作用,使塔顶 D_1 醋酸浓度达到PPM级,塔底 B_1 得到高浓度醋酸返回反应器循环利用。C-1中上部抽出一股液体 S_1 送入PX

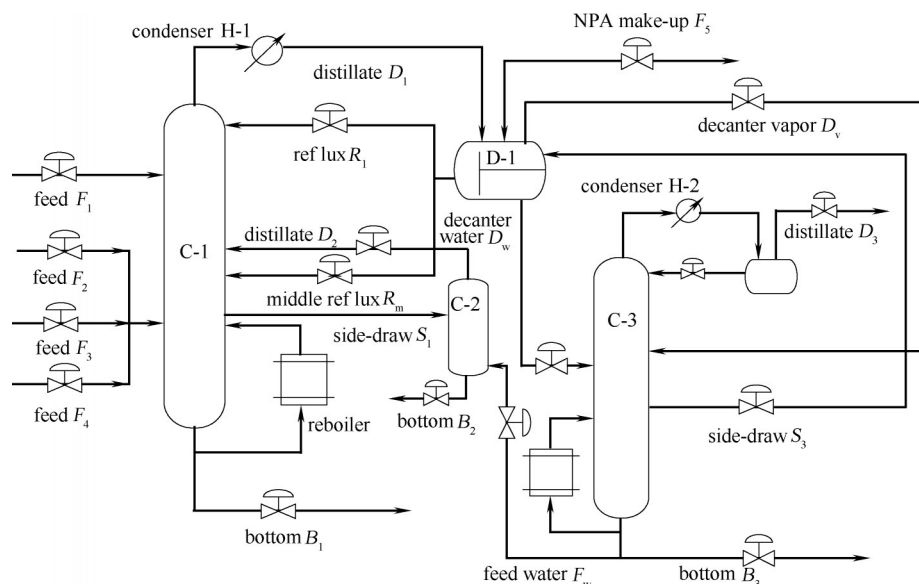


图1 醋酸脱水稳态工艺流程

Fig.1 Acetate dehydration steady state process flow

C-1—acetic acid dehydration tower; C-2—PX recovery tower; C-3—azeotropic agent recovery tower; D-1—decanter

回收塔, R_1 和 R_m 作为倾析器的回流进入 C-1 塔, D_2 作为 PX 回收塔的塔顶蒸汽送回 C-1 塔。

醋酸脱水塔 C-1 较其他两塔而言, 耗能最多, 参数最多, 工况更为复杂, 模拟计算难度更大, 以该醋酸脱水工艺流程中核心 C-1 塔为研究对象, 进行动态模拟研究, 为全流程工艺的动态性能分析打下坚实基础。本文是对存在五元混合体系的醋酸溶液进行共沸精馏, 存在气液液三相, 为多级多组分的连续三相精馏塔。结合 Huang 等^[21]提供的 HOC 方程中的缔合参数和 UNIQUAC 方程中的二元交互作用参数^[22], 以及 Block 等^[23]的数学稳态平衡级模型 MESH 方程, 在已建立的稳态模型的基础上添加好阀门, 得到如图 2 所示的醋酸脱水塔的稳态模型(图 2 中 F_{1-00} 表示控制阀之前的流股, F_{1-01} 表示控制阀之后的流股, 其余类同)。

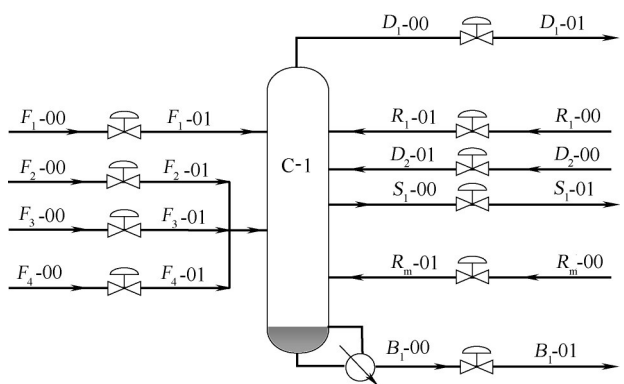


图2 醋酸脱水塔(C-1)模型

Fig.2 Acetic acid dehydration tower (C-1) model

1.2 醋酸脱水塔的稳态结果

采用文献[20]中提供的实际工况数据, 最终所得该实际超负荷工况醋酸脱水过程醋酸脱水塔 C-1 出料流股的温度、压力、流量及组分含量模拟结果如表 1 所示。模拟得到稳态情况下塔内的塔板温度分布以及气相和液相在塔内的组分分布如图 3 所示。在 15 ~ 20 级塔板之间, 温度变化幅度较大, 并且同时伴随着醋酸脱水塔内组分分布的剧烈改变, 塔底和塔顶的醋酸以及水的浓度也都满足运行要求, 塔顶酸含量小于 0.1%, 塔底水含量小于 7%。

表 1 实际超负荷工况醋酸脱水过程 C-1 塔出料结果

Table 1 C-1 tower discharge results in acetic acid dehydration process under actual overload conditions

Outlet stream	Temperature/K	Pressure/MPa	Flow/($\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$)	HAc/%(mass)	Water/%(mass)	NPA/%(mass)	PX/%(mass)	MA/%(mass)
S_1	378.35	0.123	8200	68.3	26.6	4	0.5	0.6
D_1	357.75	0.12	251181	0	14.9	73	0.1	12
B_1	390.35	0.13	136142	93.6	6.4	0	0	0

2 动态模拟及控制

2.1 平衡级动态数学模型

对于精馏塔的数学模型, 应用平衡级概念^[24]来建立多组分分离过程的模型是目前应用最广泛最成熟的理论, 可以由质量平衡方程(M)、相平衡方程(E)、归一方程(S)及热量平衡方程(H)来描述精馏塔内的任何一级塔板的分离(表 2)。

通过将精馏塔内再沸器方程、冷凝器方程、塔内的物性方程与各级 MESH 方程联立从而解出所求各变量。由于方程组的非线性极强、耦合性强、变量多等特点, 在众多求解方法中, Goldstein 等^[25]和 Naphtali 等^[26]用 Newton 法来求解 MESH 方程具有一定的借鉴意义。本文中的醋酸脱水塔是考虑到五元混合物系的非均相共沸精馏, 具有气液液三相平衡, 假设精馏塔共有 N 块塔板, 自上而下排序, 塔顶第一块塔板的序号为 1, 塔底最后一块塔板的序号为 N , 精馏塔的通用塔板结构如图 4 所示, 表示模型塔内第 j 块塔板上的物料及热量平衡图。

为了使动态方程方便求解, 引入假设^[27]之后的精馏塔的平衡级动态数学模型如表 2 所示。

醋酸脱水系统工艺中, 采用 Aspen Dynamics 软件进行动态模拟之前, 需要在良好的稳态模型的基础上, 补充设置好动态参数, 塔板类型选择为筛板塔板^[28], 塔径由工厂数据给出为 4.46 m, C-1 为从上到下分别 7、8、5 m 的三段填料层构成的填料塔。在 Aspen Plus 软件中, 塔的水力学设置上选择 Simple packing 选项, 理论塔板高度由式(1)计算为 0.333 m, 其中 N 为理论塔板数, HETP 为理论板当量高度, h 为填料塔实际高度。

$$h = N \times \text{HETP} \quad (1)$$

塔釜尺寸以塔釜内流量占总容积的 50% 并维持 5 min 为基准, 设备长径比为 2, 根据式(2)计算得塔釜高为 5.35 m, 直径为 2.2 m, 其中 D 为直径, V 为塔釜容积。

$$V = \frac{\pi d^2}{4} (2D) \quad (2)$$

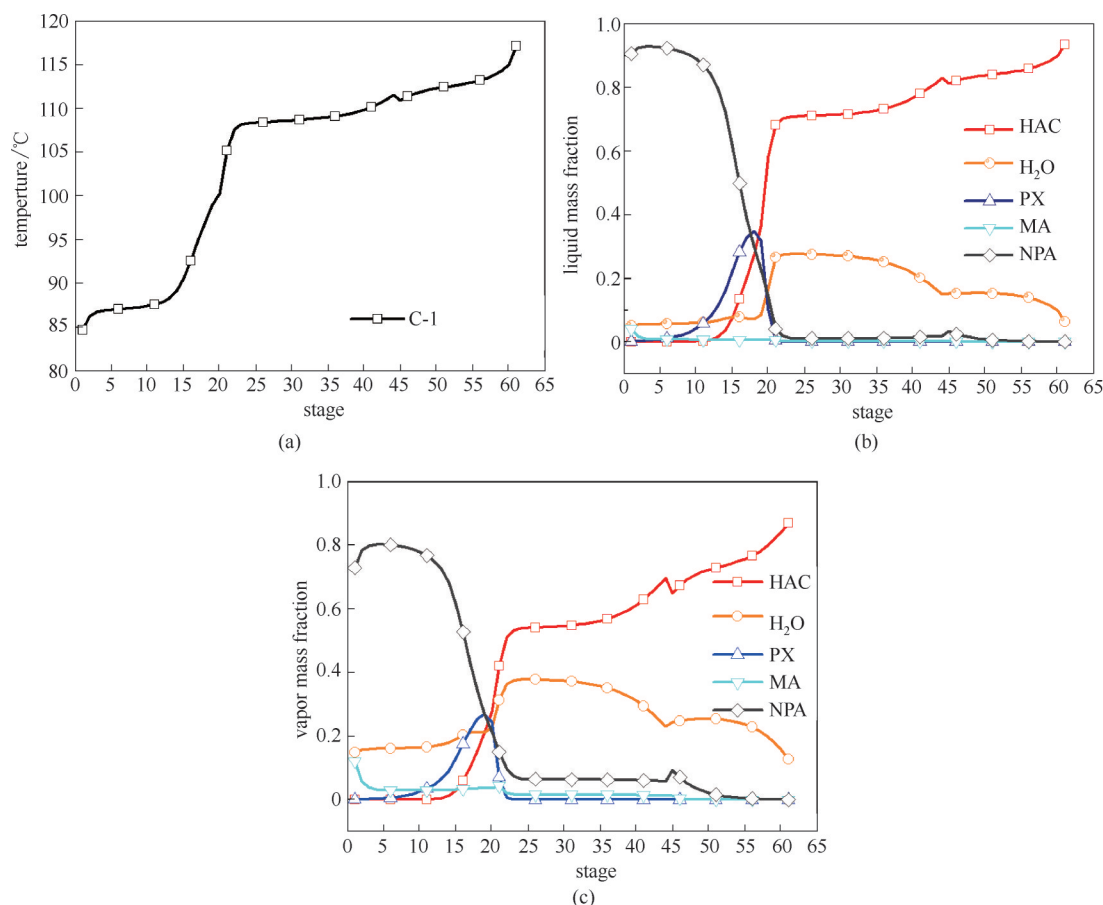


图3 稳态醋酸脱水塔的温度和组分分布

Fig.3 Temperature and composition distribution of steady-state acetic acid dehydration tower

表2 精馏塔的平衡级动态数学模型

Table 2 Dynamic mathematical model of distillation column

方程	平衡级方程式
质量平衡方程(M)	$\frac{d(M_j X_{i,j})}{dt} = L_{j-1} x_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} - (L_j + SL_j) x_{i,j} - (V_j + SV_j) y_{i,j} + F_j z_{i,j}$
相平衡方程(E)	$y_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j}^* = K_{i,j} \frac{x_{i,j} - (1 - E_{M,i,j}) x_{i,j-1}}{E_{M,i,j}}, E_{M,i,j} = \frac{x_{i,j} - x_{i,j-1}}{x_{i,j}^* - x_{i,j-1}}, x_{i,j}^* = \frac{x_{i,j} - (1 - E_{M,i,j}) x_{i,j-1}}{E_{M,i,j}}$
归一方程(S)	$\sum_{i=1}^5 x_{i,j}^{\alpha} = 1, \sum_{i=1}^5 x_{i,j}^{\beta} = 1, \sum_{i=1}^5 y_{i,j} = 1$
热平衡方程(H)	$\frac{d(M_j h_j)}{dt} = M_j \frac{dh_j}{dt} + h_j \frac{dM_j}{dt} = L_{j-1} h_{j-1} + V_{j+1} h_{j+1} - (L_j + SL_j) h_j - (V_j + SV_j) H_j + F_j h_{F,j} + Q_j$

2.2 灵敏板的确定

在设计控制策略之前,还需要寻找塔内的温度灵敏板^[29],在操作变量微小扰动情况下,寻找塔板温度变化最明显的塔板,以此控制该块塔板来达到控制塔内整体温度的目的,当塔内温度确定了,塔内压力稳定的情况下,就可以确定塔内不同高度的组分。稳态的灵敏度分析结果^[20]可以发现回流流量对塔内温度影响最大,由于动态模拟可以实时描述

塔内的不同参数,更加接近实际情况,通过动态模拟分析寻找灵敏板比稳态模拟更加精确,本文采用开环灵敏度分析来选择醋酸脱水塔的灵敏板,如图5所示,显示了回流 R_1 流量扰动 $\pm 0.01\%$ 引起的每个塔板的温度变化。由图可知,第16块板在回流扰动时出现了最大的响应,且相对21块塔板更接近塔顶回流塔板位置,所以选第16块塔板为该醋酸脱水塔的灵敏板。

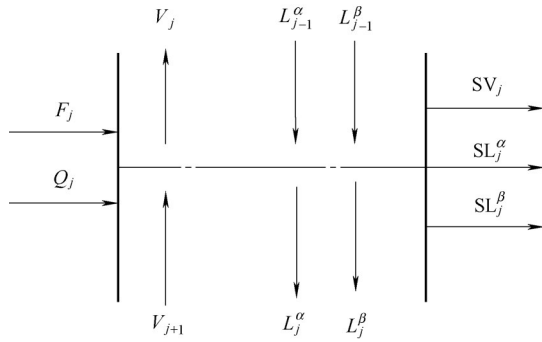


图4 汽液液三相的平衡级模型精馏塔板结构

Fig.4 Three-phase balance model of vapor-liquid-liquid rectification tray structure

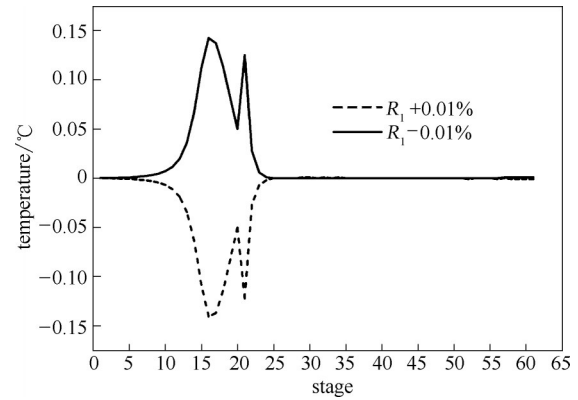


图5 C-1塔在\$R_1\$回流中的开环灵敏度分析

Fig.5 Open loop sensitivity analysis of C-1 column in \$R_1\$

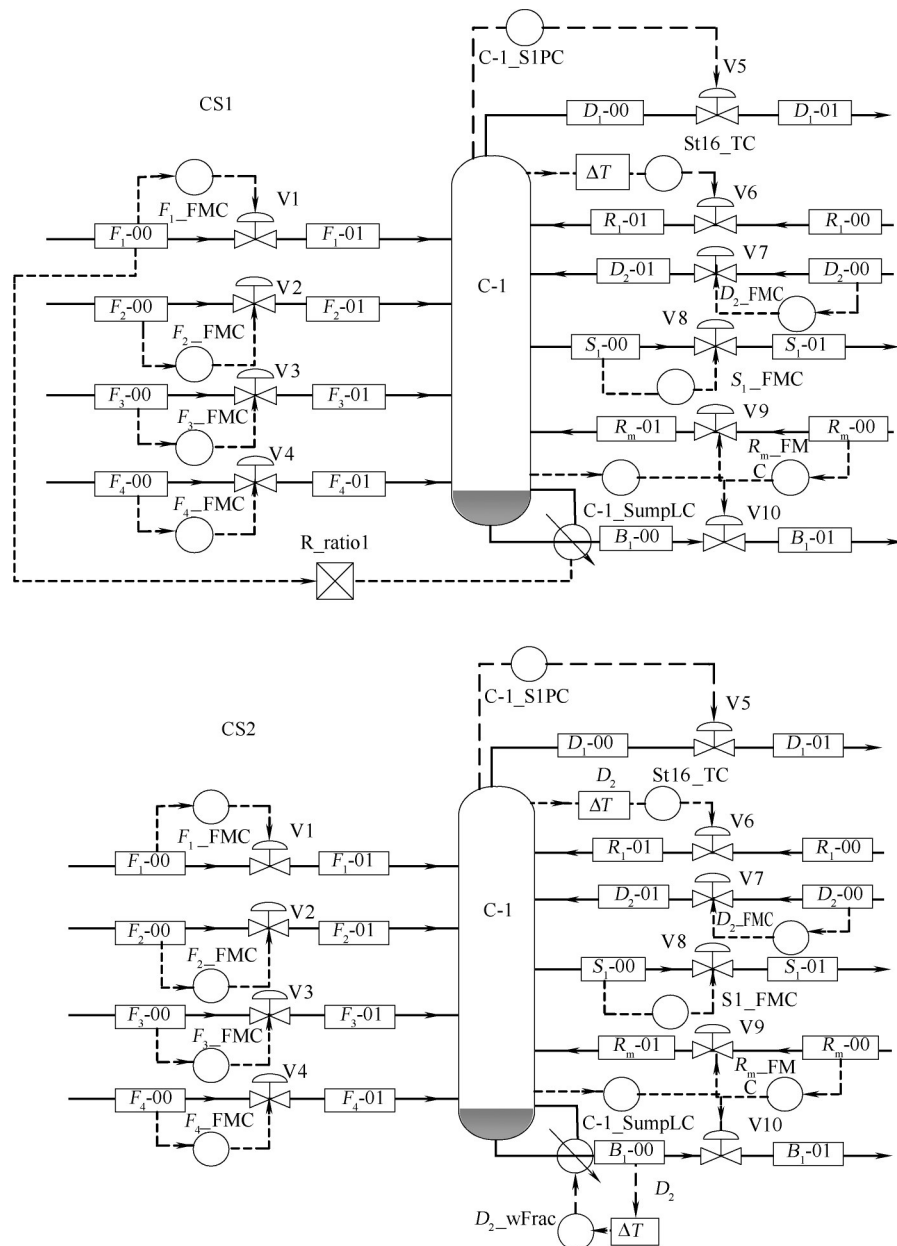


图6 醋酸脱水塔的两种控制策略

Fig.6 Two control strategies of acetic acid dehydration tower

2.3 控制策略的设计

本文的控制系统中,塔顶压力控制器的增益 K_p 选择默认值20,积分时间为12 min,塔釜液位控制器 K_c 同样选择默认值10,因为只用到比例控制,积分时间设为较大值9999 min,流量控制器的增益 K_c 与积分时间分别统一设定为1和20 min。采用 R_1 回流控制灵敏板温度,温度控制器的死区时间 D_1 设为1 min,再沸器热负荷控制塔底醋酸浓度,组分控制器的滞后时间更长,组分控制器的死区时间 D_2 设为3 min。

如图6所示,以稳态时回流 R_1 对关键分离指标的灵敏度分析结果^[20]为参考,用回流 R_1 来控制塔内灵敏板温度,剩下的各流股进料统一均采用流量控制器,CS1策略考虑到 F_1 中含水量最高,对再沸器热负荷影响较大,所以对 F_1 进料和塔釜再沸器热负荷添加一个比例控制器 R_ratio1 ,该策略由Li等^[30]的控

制策略启发设计。而CS2策略考虑到成分检测仪表的飞速发展,以及工业色谱的在线应用,采用直接按产品成分来控制,将CS1策略的比例控制器改为一个塔釜再沸器热负荷对塔底馏出醋酸的浓度控制的比例控制器 D_2_wFrac ,从而更加稳定、直接地控制脱水塔的塔底醋酸的目标浓度。其中FMC为流量控制器,V为阀门,S1PC为压力控制器,TC为温度控制,SumpLC为塔釜液位控制器,wFrac为组分控制器,St16_TC是温度控制器,C是控制器, ΔT 代表死区时间原件。

2.4 醋酸脱水塔的动态响应分析

由于进料 F_2 、 F_3 和 F_4 进料位置相同,温度、质量流量以及组分含量相对接近,所以在动态响应分析中将 F_2 流股为这三股进料的研究重点,结合进料 F_1 进行相应的动态响应分析。且 F_1 进料流量是剩余几股流体进料的好几倍,在较小比例扰动下就会出

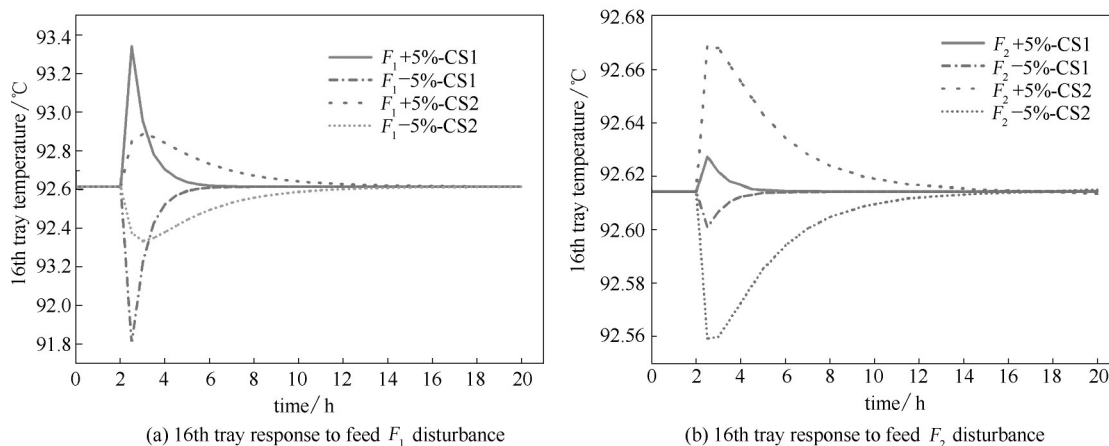


图7 CS1-CS2策略对灵敏板温度控制响应图

Fig.7 CS1-CS2 strategy response plate temperature control response

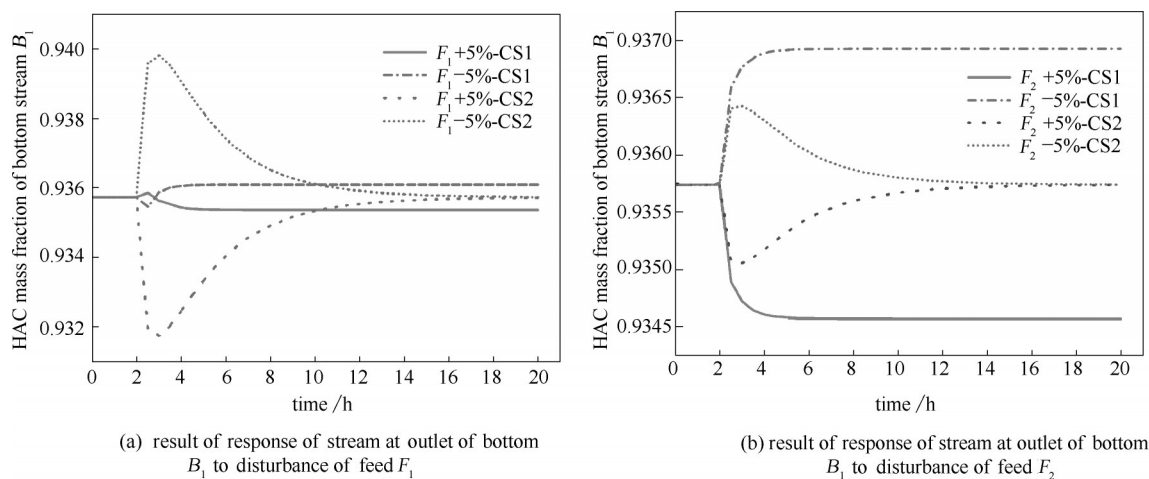


图8 CS1-CS2策略对塔底醋酸质量分数控制响应

Fig.8 Control response of CS1-CS2 strategy to bottom acetic acid mass fraction

现较大流量波动,所以本文一律采取在稳态运行两小时,分别对 F_1 、 F_2 进料采取 $\pm 5\%$ 的质量流量的扰动。

从图7可以看出,当进料流股 F_1 和 F_2 质量流量变化时, F_1 对温度影响比 F_2 大,虽然 F_1 温度低于 F_2 流股,但是 F_1 进料位置更加接近灵敏板位置, F_1 和 F_2 质量流量增加时,灵敏板温度先升高,再降低回到稳定状态,是因为带入更多的水以及杂质MA,导致塔釜热负荷增加,从而塔板温度升高,再通过阀门开度减小减少流量,从而减少再沸器的热负荷,使得温度降低。当进料流股 F_1 质量流量增加时,CS1策略灵敏板温度相应幅度比CS2策略大,是因为R_ratio1比例控制器使得塔釜再沸器的热负荷成相应比例增加造成的,可见再沸器热负荷对塔内温度影响很大。进料流股 F_2 质量流量出现 $\pm 5\%$ 的扰动时,灵敏板温度出现幅度 $\pm 0.03^\circ\text{C}$ 以内的温度波动,两种控制策略下灵敏板温度都很快回到稳定状态,

所以两种控制策略都对 F_2 的质量流量的扰动起到较好的控制作用。

从图8可以看出,当进料流股 F_1 和 F_2 质量流量变化时, F_1 对塔底醋酸浓度影响比 F_2 大,是因为 F_1 中流量更大,温度低于 F_2 ,且含水量更高。当 F_1 质量流量增加时,CS1策略中醋酸浓度先增加后减小到更低,是因为比例控制器使得塔釜热负荷增加,导致醋酸浓度增加,然后通过阀门开度减小调节,使得热负荷减少,但是带入的水含量增加,导致塔底醋酸浓度降到更低。CS2策略中塔底醋酸浓度先减小再增加到以前浓度,是因为 F_1 带入的水增加并且温度较低导致塔底醋酸浓度减少,然后通过阀门调节开度以及浓度控制器的配合,使得塔底醋酸浓度回到目标浓度。当 F_2 增加时,CS1策略中醋酸浓度先减小再平稳,是由于没有比例控制器的帮助下,水含量的增加导致塔底醋酸浓度降低,而CS2策

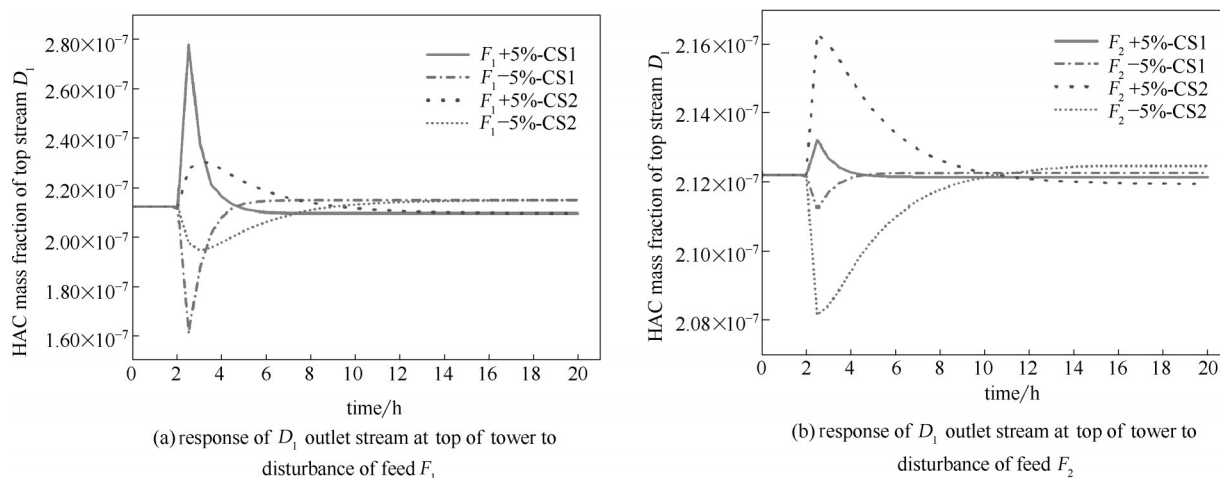


图9 CS1-CS2策略对塔顶醋酸质量分数控制响应

Fig.9 Control responses of CS1-CS2 strategy to top of acetic acid mass fraction

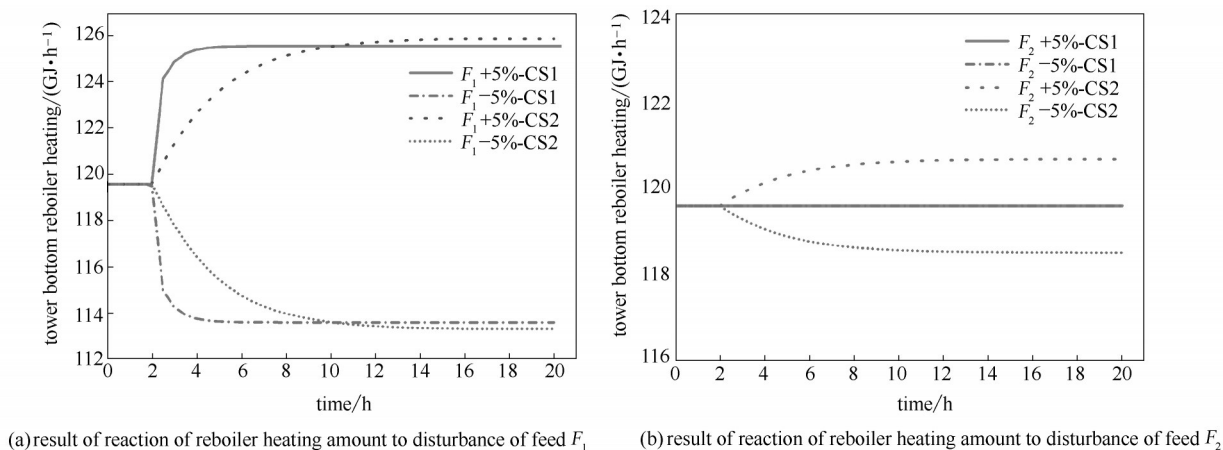


图10 CS1-CS2策略对塔釜再沸器的控制响应图

Fig.10 Control response of CS1-CS2 strategy to heating of tower reboiler

略由于通过浓度控制器,很快地就能通过调节塔釜热负荷,使得醋酸浓度达到目标要求。CS2策略在控制塔底醋酸浓度方面做得更好,虽然两种方案都能达到稳态,但是CS2策略能更好地维持塔底醋酸的浓度。

从图9可以看出,由于塔顶醋酸浓度本身就很低,变化幅度反映的质量流量很小,并且两种控制策略对塔顶的醋酸浓度控制都很稳定,响应也很快,并且都能很快地回到目标条件的浓度。

从图10可以看出,只有 F_1 流量扰动时,CS1策略才会出现再沸器热负荷的动态响应,且很快就收敛稳定,是因为塔釜只与含水量大的进料流股 F_1 添加了比例控制器。当 F_1 流量增加时,再沸器热负荷先增加再平稳,是因为为了达到塔底目标浓度,随着进料水含量以及杂质MA的增加,必须相应增加热负荷。CS2策略在进料流量扰动时,都会出现再沸器热负荷的动态响应,并且都能很快地收敛,控制策略表现的性能很好。

3 结 论

本文研究的PTA装置醋酸脱水塔,考虑了五元混合物系,在良好的稳态模型的基础上,建立好动态模型,在动态模拟中,提出两种控制策略,在进料 F_1 或者 F_2 的质量流量出现扰动下,分析比较这两种策略的性能。通过对比分析,可以知道这两种策略都能很好地控制该醋酸脱水塔,其中CS2策略对塔底醋酸含量的控制表现比CS1策略更为优秀,在进料出现扰动的情况下,可以很快地出现相对应的处理响应并恢复到目标工况的质量分数;但是在考虑到成分分析仪表价格昂贵,采样周期较长,在两种策略都满足控制要求的前提下,可以优先考虑CS1策略的设计方案。

符 号 说 明

E_M ——塔板效率,无量纲
 F ——进料质量流量, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
 h ——摩尔焓, $\text{J} \cdot \text{mol}^{-1}$
 h_{Fj} ——第 j 级上的进料摩尔焓, $\text{J} \cdot \text{mol}^{-1}$
 K_{ij} ——相平衡常数
 L_j ——第 j 级上的液相质量流量, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
 M_j ——第 j 级上的质量流量, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
 Q_j ——与外界的热量传递, $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$
 SL_j ——液相采出, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
 SV_j ——气相采出, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
 t ——时间

V_j ——第 j 级上的气相质量流量, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
 x_{ij} ——第 j 级上组分 i 的液相质量分数
 y_{ij} ——第 j 级上组分 i 的气相质量分数
 z_{ij} ——第 j 级上组分 i 进料的摩尔分数

上角标

α, β ——分别代表两个液相

下角标

i ——组分

j ——塔板级数

参考文献

- [1] 邢建良, 赵均, 蒋鹏飞, 等. PX氧化反应过程多变量预测控制[J]. 化工学报, 2012, **63**(9): 2726-2732.
Xing J L, Zhao J, Jiang P F, et al. Multivariable predictive control of PX oxidation reaction process[J]. CIESC Journal, 2012, **63**(9): 2726-2732.
- [2] 黄定伟, 李绍军. 醋酸脱水非均相共沸精馏过程多稳态研究[J]. 计算机与应用化学, 2010, **27**(10): 001395-001398.
Huang D W, Li S J. Multi-stable study on heterogeneous azeotropic distillation of acetic acid dehydration[J]. Computer and Applied Chemistry, 2010, **27**(10): 001395-001398.
- [3] Widagdo S, Seider W D. Journal review. Azeotropic distillation[J]. AIChE Journal, 1996, **42**(1): 96-130.
- [4] 胡松, 张冰剑, 余志鸿, 等. 共沸蒸馏在化工生产中的应用与研究进展[J]. 化工进展, 2010, **29**(12): 2207-2219.
Hu S, Zhang B J, She Z H, et al. Application and research progress of azeotropic distillation in chemical production[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2010, **29**(12): 2207-2219.
- [5] Kurooka T, Yamashita Y, Nishitani H, et al. Dynamic simulation and nonlinear control system design of a heterogeneous azeotropic distillation column[J]. Computers & Chemical Engineering, 2000, **24**(2): 887-892.
- [6] Luyben W L. Control of the heterogeneous azeotropic n -butanol/water distillation system[J]. Energ. Fuel, 2008, **22**(6): 4249-4258.
- [7] Wasylkiewicz S K, Kobylka L C, Castillo F J L. Optimal design of complex azeotropic distillation columns[J]. Chem. Eng. J., 2000, **79**(3): 219-227.
- [8] 邢建良, 黄秀辉, 袁渭康. 工业醋酸脱水过程五元体系非均相共沸精馏的流程模拟[J]. 化工学报, 2012, **63**(9): 2681-2687.
Xing J L, Huang X H, Yuan W K. Process simulation of heterogeneous azeotropic distillation of five-element system in industrial acetic acid dehydration process[J]. CIESC Journal, 2012, **63**(9): 2681-2687.
- [9] Chien I L, Chen W H, Chang T S. Operation and decoupling control of a heterogeneous azeotropic distillation column[J]. Computers & Chemical Engineering, 2000, **24**(2): 893-899.
- [10] Wang L, Xi L. Thermodynamic analysis and azeotropic distillation simulation for acetic acid-water-butyl acetate system[J]. Journal of Chemical Industry & Engineering, 2005, **56**(7): 1260-1266.

- [11] Pham H N, Doherty M F. Design and synthesis of azeotropic distillation(II): Residue curve maps[J]. Chem. Eng. Sci., 1990, **45** (7): 1837-1843.
- [12] Foucher E R, Doherty M F, Malone M F. Automatic screening of entrainers for homogeneous azeotropic distillation[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1991, **30**(4): 760-772.
- [13] Li C F. Dynamic simulation and analysis of industrial purified terephthalic acid solvent dehydration process[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2011, **19**(1): 89-96.
- [14] Laroche L, Bekiaris N, Andersen H W, et al. The curious behavior of homogeneous azeotropic distillation—implications for entrainer selection[J]. AIChE Journal, 1992, **38**(9): 1309-1328.
- [15] Skouras S, Kiva V, Skogestad S. Feasible separations and entrainer selection rules for heteroazeotropic batch distillation[J]. Chem. Eng. Sci., 2005, **60**(11): 2895-2909.
- [16] 曾根保, 李绍军, 钱锋. 醋酸脱水系统的动态模拟及其控制[J]. 计算机与应用化学, 2008, **25**(5): 533-536.
- Zeng G B, Li S J, Qian F. Dynamic simulation and control of acetic acid dehydration system [J]. Computer and Applied Chemistry, 2008, **25**(5): 533-536.
- [17] 韩恺, 赵均, 朱豫才, 等. 一种在线辨识扰动模型的MPC控制器及其在溶剂脱水塔装置中的应用[J]. 化工学报, 2008, **59**(7): 1657-1664.
- Han K, Zhao J, Zhu Y C, et al. An MPC controller for online identification of disturbance model and its application in solvent dehydration tower device[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering(China), 2008, **59**(7): 1657-1664.
- [18] 位倩倩, 马凤云, 钟梅, 等. 醋酸脱水萃取精馏过程的控制研究[J]. 计算机与应用化学, 2013, **30**(5): 542-546.
- Wei Q Q, Ma F Y, Zhong M, et al. Study on the control of acetic acid dehydration extractive distillation[J]. Computer and Applied Chemistry, 2013, **30**(5): 542-546.
- [19] Wang S J, Huang K. Design and control of acetic acid dehydration system via heterogeneous azeotropic distillation using *p*-xylene as an entrainer[J]. Chemical Engineering & Processing Process Intensification, 2012, **60**(8): 65-76.
- [20] 黄秀辉. 工业非均相共沸精馏醋酸脱水过程的建模与优化[D]. 上海: 华东理工大学, 2014.
- Huang X H. Modeling and optimization of acetic acid dehydration process in industrial heterogeneous azeotropic distillation[D]. Shanghai: East China University of Science and Technology, 2014.
- [21] Huang X H, Zhong W M, Peng C J, et al. Isobaric vapor-liquid equilibrium of binary systems: *p*-xylene + (acetic acid, methyl acetate and *n*-propyl acetate) and methyl acetate + *n*-propyl acetate in an acetic acid dehydration process[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2013, **21**(2): 171-176.
- [22] Simonetty J, Yee D, Tassios D. Prediction and correlation of liquid-liquid equilibria[J]. Industrial & Engineering Chemistry Process Design & Development, 1982, **21**(1): 1640-1643.
- [23] Block U, Hegner B. Development and application of a simulation model for three-phase distillation[J]. AIChE Journal, 1976, **22**(3): 582-589.
- [24] 周少华, 唐麟书. 精馏塔 MESH 方程组求解的一种双重迭代法[J]. 化工学报, 1992, **43**(6): 705-711.
- Zhou S H, Tang L S. A double iterative method for solving the MESH equations of distillation column[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering(China), 1992, **43**(6): 705-711.
- [25] Goldstein R P, Stanfield R B. Flexible method for the solution of distillation design problems using the Newton-Raphson technique [J]. Industrial & Engineering Chemistry Process Design & Development, 1970, **9**(1): 78-84.
- [26] Naphtali L M, Sandholm D P. Multicomponent separation calculations by linearization[J]. AIChE Journal, 1971, **17**(1): 148-153.
- [27] 尚长军. 溶剂脱水塔的建模与优化研究[D]. 杭州: 浙江大学, 2003.
- Shang C J. Study on Modeling and optimization of solvent dehydration tower [D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2003.
- [28] 邱光佑, 丁芳, 李群生, 等. 导向筛板塔在醋酸精馏中的研究与应用[J]. 化工进展, 2005, **24**(S1): 118-120.
- Qiu G Y, Ding F, Li Q S, et al. Research and application of guided sieve tower in acetic acid distillation[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2005, **24**(S1): 118-120.
- [29] 刘立新, 陈梦琪, 刘育良, 等. 共沸精馏隔壁塔与萃取精馏隔壁塔的控制研究[J]. 化工进展, 2017, **36**(2): 756-765.
- Liu L X, Chen M Q, Liu Y L, et al. Study on the control of azeotropic dividing bulkhead towers and extractive dividing bulkhead towers[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2017, **36**(2): 756-765.
- [30] Li Q, Guan W, Wang L, et al. Dynamic simulation and control of a complete industrial acetic acid solvent dehydration system in purified terephthalic acid production[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2015, **54**(45): 11330-11343.