

研究论文

DOI: 10.11949/j.issn.0438-1157.20180024

Kaibel 分壁精馏塔的压力补偿-温度控制

邱洁, 华涛, 何桂春, 伍祥, 沈海涛, 凌昊

(化学工程联合国家重点实验室, 华东理工大学, 上海 200237)

摘要: Kaibel 分壁精馏塔 (Kaibel divided-wall column, KDWC) 是分离三组分混合物 DWC 的进一步强化形式, 可在一个塔内实现四组分混合物的高纯度分离。建立有效的控制结构是 KDWC 的研究关键, 研究了 KDWC 分离苯、甲苯、邻二甲苯和均三甲苯四组分体系的动态过程, 首次将压力补偿机制引入 KDWC 的控制, 建立了压力补偿-温度控制结构 (PTC), 并考察了该结构与温度控制结构 (TC) 的控制效果。研究结果表明: TC 可实现进料流量或组分发生 $\pm 15\%$ 扰动后的平稳控制, 少部分产品纯度不合格, 最大余差为 -0.007 ; PTC 可实现进料流量或组分发生 $\pm 20\%$ 扰动后的平稳控制, 产品纯度均合格, 最大余差约为 -0.003 , 且调节时间缩短为 $5\sim 8$ h。压力补偿-温度控制结构通过对下侧线温度控制回路设定值的修正, 有效地改善了控制效果。

关键词: Kaibel 分壁精馏塔; 动态模拟; 温度控制; 压力补偿; 芳烃

中图分类号: TQ 202

文献标志码: A

文章编号: 0438—1157 (2018) 11—4798—16

Pressure-compensated temperature control of Kaibel divided-wall column

QIU Jie, HUA Tao, HE Guichun, WU Xiang, SHEN Haitao, LING Hao

(State Key Laboratory of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

Abstract: Kaibel divided-wall column (KDWC) could separate four-component mixture into high-purity products in a single column. It is an intensified arrangement of three-component divided-wall column (DWC). Developing effective control structure is one of the main challenges of the application of KDWC. This work investigated a KDWC for the separation of a mixture of benzene, toluene, *o*-xylene and 1, 3, 5-trimethylbenzene. A temperature control (TC) structure and a new pressure-compensated temperature control (PTC) structure were developed in this work. Dynamic responses of the two control structures are compared. Disturbances in feed rate or feed composition were used to evaluate the effectiveness of the two control structures. The results showed that TC could regain stable control in facing of $\pm 15\%$ disturbances of feed rate or feed composition with the maximal residual error as about -0.007 . One product purity failed to meet the specification. PTC shows a better control result in facing of $\pm 20\%$ disturbances. All the purity of the four products could meet the specification with the maximal residual error as about -0.003 and the setting time as $5\sim 8$ h. The new control method for the KDWC could give a dynamic set-point for the lower side-stream control loop, and thus presenting a better control performance.

Key words: Kaibel divided-wall column; dynamic simulation; temperature control; pressure compensated; aromatics

2018-01-09 收到初稿, 2018-06-01 收到修改稿。

联系人: 凌昊。第一作者: 邱洁 (1993—), 女, 硕士研究生。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (21476081); 上海市教育委员会
科研创新重点项目 (14ZZ058)。

Received date: 2018-01-09.

Corresponding author: Prof. LING Hao, linghao@ecust.edu.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (21476081) and the Innovation Program of Shanghai Municipal Education Commission (14ZZ058).

引 言

精馏是化工生产过程中最常用的分离手段之一,工艺纯熟、应用广泛,但普遍存在能耗较高的问题。因此,精馏装置的节能技术一直备受关注^[1]。分壁精馏塔(divided-wall column, DWC)是热耦精馏塔的一种,可在一个塔器内实现多元混合物的高纯度分离,具有节约能耗和降低设备成本的显著优势^[2]。

国内外有许多学者对 DWC 分离三元混合物的过程进行了研究。Skogestad 等^[3-6]提出最小气体流量图($V_{\min}$ 图),为 DWC 的稳态设计提供了可行且有效的方法。Chu 等^[7]和 Uwitonze 等^[8]基于 Fenske、Underwood、Gilliland 和 Kirkbride 等方程,提出稳态设计的计算方法,可以较快地确定 DWC 的内部结构。Ling 等^[9]建立了 DWC 的四塔模型,并提出 4×4 的组分控制结构,其特点在于通过分液比控制预分馏段顶部重组分的浓度。郭湘波等^[10]详细介绍利用 Aspen Plus 中现有模块建立 DWC 等效模型的过程。Kiss 等^[11]以苯/甲苯/二甲苯的三元混合物为研究体系,研究 DWC 的六个控制变量和六个被控变量在四种不同搭配下的控制效果。吴昊等^[12]模拟 KDWC 分离苯/甲苯/二甲苯三元混合物的过程,模拟结果表明温度控制和温差控制均可以应对进料±10%的扰动,而温差控制结构优于温度控制结构,该温差控制结构的温度测量点共有 8 个。

国内学者重点研究了石油化工行业的典型流程。郭艳姿^[13]将 DWC 应用于邻二甲苯吸附抽出液的分离,通过模拟证实 DWC 的节能优势。朱登磊等^[14]将 DWC 应用于乙烯装置,改进乙烯装置顺序分离流程,证实该工艺的可行性。此外,有些学者尝试将 DWC 应用于特殊精馏。孙兰义课题组^[15-16]将 DWC 应用于反应精馏、萃取精馏和共沸精馏,通过模拟研究 DWC 的优化和控制。方静等^[17]将 DWC 应用于二氯甲烷-乙腈-水-硅醚的分离过程,采用自制的小试装置,研究了共沸剂回流比和分液比等操作参数对分离效果的影响。李春利等^[18]提出了共沸-反应精馏隔壁塔结构,将其应用于酯化法制备乙酸乙酯工艺,通过模拟和实验验证了该工艺的节能性。

Kaibel 分壁精馏塔(Kaibel DWC, KDWC)可在一塔内分离四元混合物,其结构形式和三组分 DWC 类似,但有两个产品侧线。与常规三塔分离序

列相比, KDWC 可节省 40%以上的能耗^[19-21]。对于 KDWC 的控制问题,不同学者提出了不同的控制结构。蔺锡钰等^[22]采用 KDWC 分离苯/甲苯/邻二甲苯/均三甲苯的混合物,建立 5×5 的组分控制结构,发现该结构可以应对进料流量或组分发生±10%的扰动,但是下侧线产品纯度的余差较大。Fan 等^[23]以正戊烷/正己烷/正庚烷/正辛烷的四元混合物为研究体系,对比 3×3 的温度控制结构(无分液比或分气比的控制回路)、4×4 的温度控制结构(有分液比的控制回路)和 4×4 的温度控制结构(有分气比的控制回路)的控制效果,发现在控制结构中加入分液比或分气比的控制回路可以有效地提高控制效果,下侧线产品纯度的余差仍超过 0.5%。Qian 等^[24]以甲醇、乙醇、丙醇和丁醇的四组分体系为研究对象,对比简单的温度控制结构和另外两种较为复杂的控制结构的控制效果,考察进料流量+10%和进料中甲醇+10%扰动后的控制效果,发现简单的温度控制结构控制效果较好。Dwivedi 等^[25]采用 KDWC 分离甲醇/乙醇/丙醇/正丁醇的四元混合物,通过实验考察将分气比作为控制变量的可行性。Skogestad 等^[26]通过自制的小试装置进行实验,证实温度控制结构对 KDWC 的可控性。

压力补偿-温度控制回路通过测量控制塔板上的温度和压力来估算该塔板上组分的浓度,以此作为温度控制器的输入信号^[27]。Luyben^[28]将压力补偿-温度控制回路应用于乙腈/甲醇/甲苯的三塔变压精馏过程,有效地降低产品纯度的余差,提高控制效果。

以上研究以考察 KDWC 在较低扰动下(±10%)的控制效果为主,对 KDWC 在较高扰动下(±20%)的平稳控制研究较少,且存在下侧线产品纯度的余差较大的问题。本文在常规的 5×5 温度控制结构^[22]上进行改进,引入压力补偿机制,建立了压力补偿-温度控制结构,并对比两者的控制效果,目的在于解决进料发生±20%较高扰动后 KDWC 部分产品纯度不合格的问题。

1 稳态设计

以苯(benzene, B)、甲苯(toluene, T)、邻二甲苯(o-xylene, X)和均三甲苯(heavy, H)的四组分混合物(BTXH)为研究对象,常压下四个组分的沸点分别为 353.0、384.7、419.1 和 440.3 K,相对挥发度之比 $\alpha_B:\alpha_T:\alpha_X:\alpha_H$ 约为 17.0:6.5:2.8:1。进料流量

为 $1 \text{ kmol} \cdot \text{s}^{-1}$, 进料温度为 415 K , 各组分等摩尔进料。采用 Aspen Plus 进行流程模拟, 物性方法选为 Chao-Seader, 选用 Radfrac 模块建立 KDWC 的等效模型, KDWC 塔顶压力为 101 kPa , 每块板的板压降均为 0.6868 kPa , 塔顶回流罐温度为 353 K , 如图

1 所示。图中 KDWC 塔体包括预分馏塔和主塔。在以下讨论中, 称 C11 段为预分馏段, C21 段为精馏段, C22 段为侧线段, C23 段为提馏段, C21、C22 和 C23 共同组成主塔段, KDWC 的塔顶和塔底分别为 C21 段的顶部和 C23 段的底部。图 2 是 KDWC

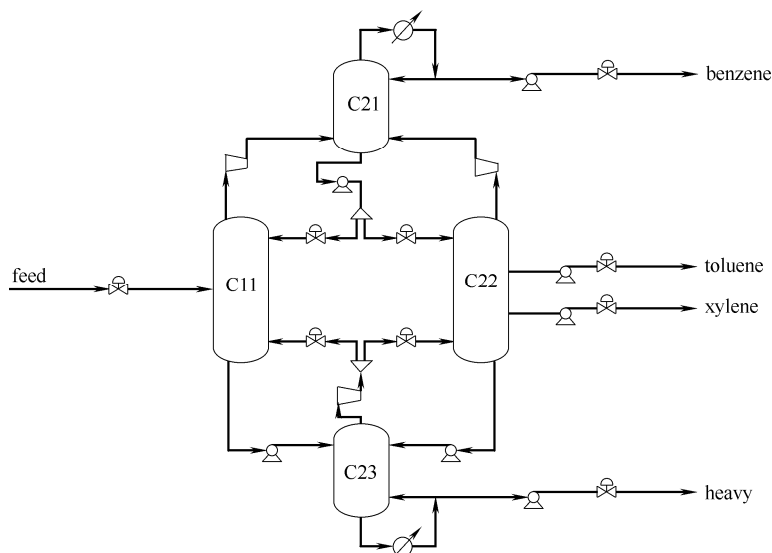


图 1 KDWC 模拟流程示意图

Fig.1 Simulation flow sheet of KDWC

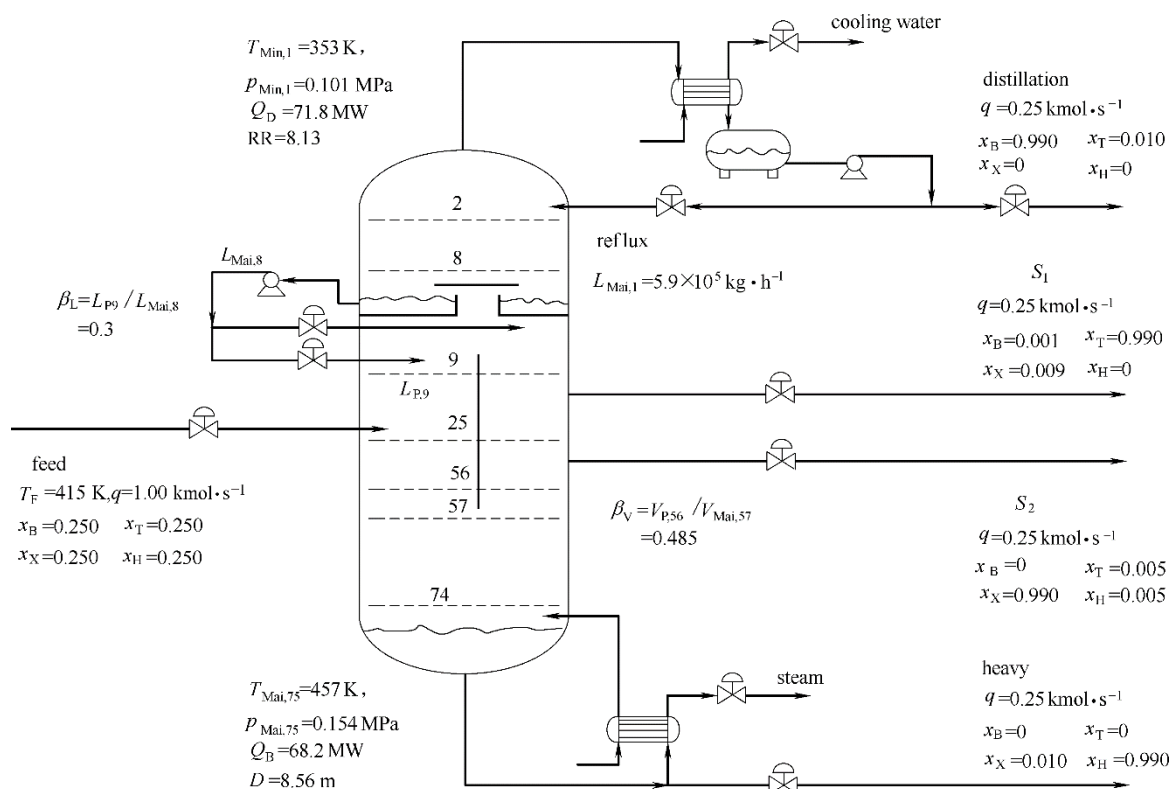


图 2 KDWC 稳态设计示意图

Fig.2 Steady state design of KDWC

的稳态设计示意图, 由图可知, KDWC 从塔顶到塔底的四个产品分别是苯、甲苯、邻二甲苯、均三甲苯, 各产品的纯度要求均为 99% (摩尔分数)。KDWC 主塔段总理论板数为 75 块, 其中第一块塔板为冷凝器, 第 75 块塔板为再沸器, 第 2~第 8 块塔板为精馏段, 第 9~第 56 块塔板为侧线段, 而第 57~第 74 块塔板为提馏段。预分馏段塔板数与侧线段相同, 共有 48 块。全塔回流比 RR 为 8.13, 冷凝负荷 Q_D 为 71.8 MW, 再沸器负荷 Q_R 为 68.2 MW, 分液比 β_L 为 0.3, 分气比 β_V 为 0.485。

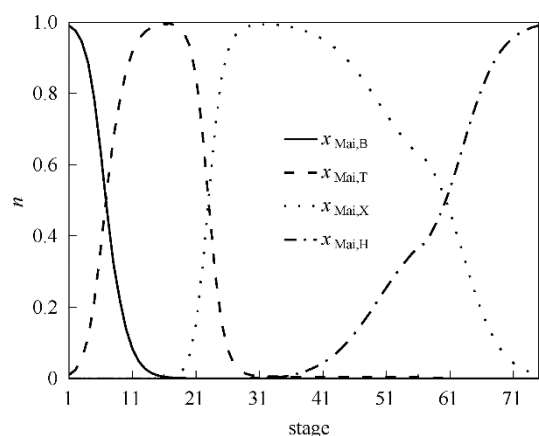
2 KDWC 分离芳烃的温度控制

2.1 温度控制结构

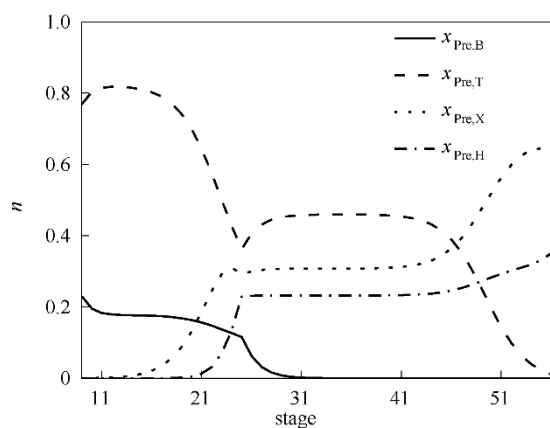
对于二元体系, 压力恒定时, 温度与组成具有一一对应的关系; 对于多组分体系, 压力恒定时, 温度与组成不具有一一对应的关系。在 KDWC 的主塔中, 液相组成主要为二元, 如图 3 所示。因此, 可以考虑采用温度控制结构。本文利用塔顶回流量 (R)、侧线采出流量 (S_1, S_2)、塔釜再沸器负荷

(Q_B) 分别控制 KDWC 精馏段、侧线段以及提馏段的灵敏板温度, 采用分气比 (β_V) 控制预分馏段灵敏板温度。

本文采用灵敏度分析法和奇异值分解法确定灵敏板位置^[29]。灵敏度分析指的是在稳态下, 给予某操作变量一个很小的变化, 其他操作变量保持不变, 分析各塔板上的温度变化, 温度变化较大的塔板即为灵敏板。对于 KDWC 来说, 先将再沸器负荷 (Q_B) 增加 1%, 保持 R, S_1, S_2, β_L 与 β_V 不变,



(a) composition profiles in main column



(b) composition profiles in prefractionator

图 3 KDWC 主塔和预分馏塔的液相组成分布

Fig.3 Composition profiles in KDWC

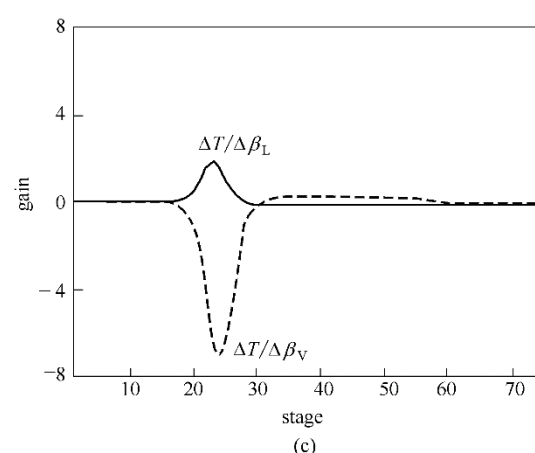
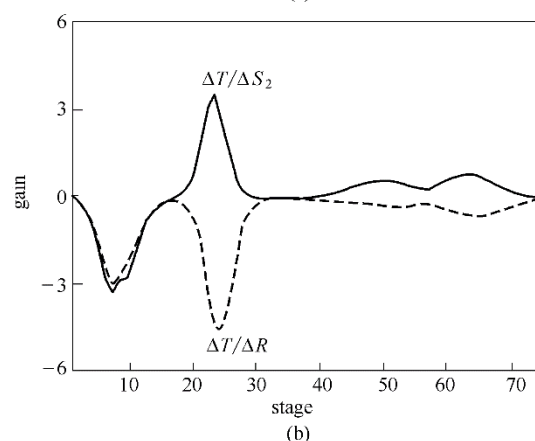
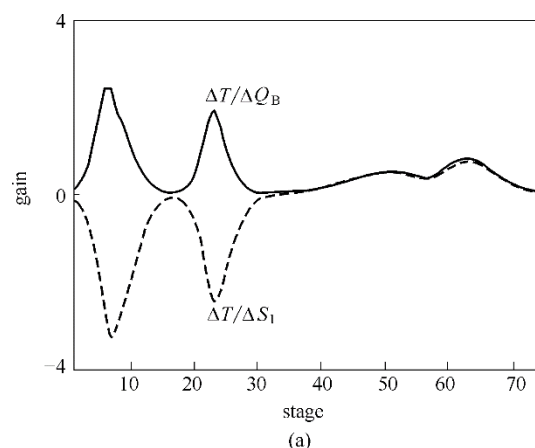


图 4 KDWC 灵敏度分析

Fig.4 Sensitivity analysis of KDWC

得到全塔各板上新的温度分布, 通过计算得到温度的相对变化量。将温度的相对变化量除以 Q_B 的相对变化量, 得到塔板温度与 Q_B 的开环稳态增益, 如图 4 所示。

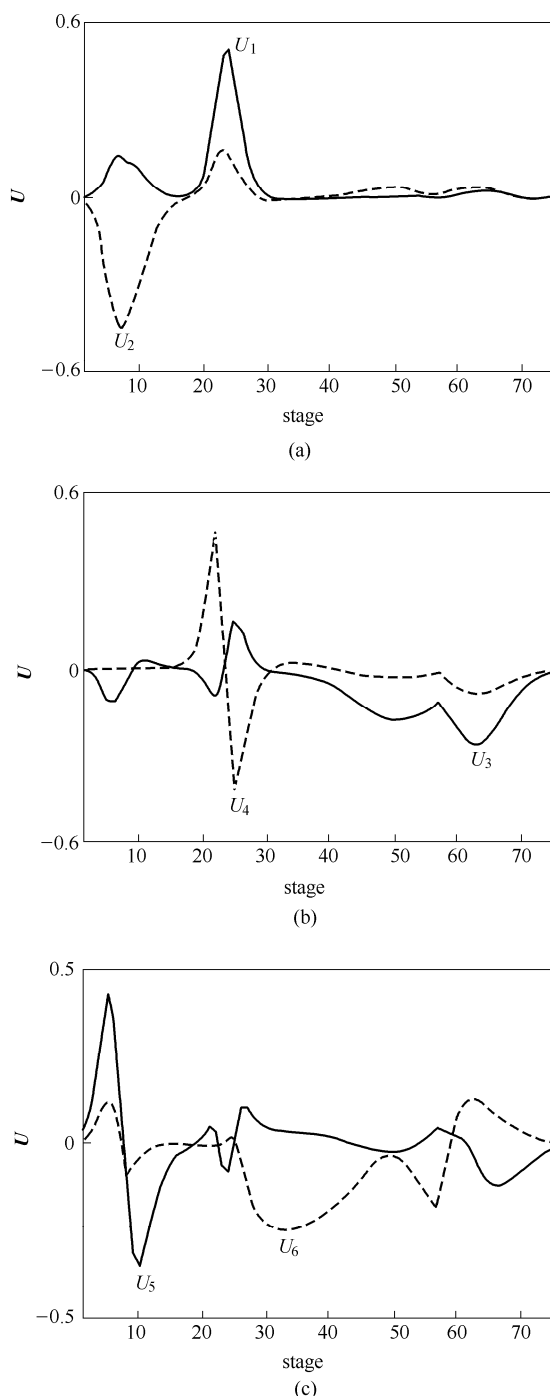


图 5 KDWC 的 SVD 分析

Fig.5 Singular value decomposition analysis of KDWC

奇异值分解法是将上述 6 个开环稳态增益形成一个 75×6 的增益矩阵 K , 利用 Matlab 中的 SVD 函数将此矩阵分解为三个矩阵: $K=U\sigma V^T$, 以塔板数为

横坐标, 绘制矩阵 U 的 6 个向量元素值的曲线, 如图 5 所示。矩阵 U 中最大向量元素值所对应的塔板即为灵敏板。

综合上述两个方法, 选取主塔第 6 块 (M_6)、第 24 块 (M_{24})、第 51 块 (M_{51})、第 63 块 (M_{63}) 以及预分馏塔的第 51 块 (P_{51}) 塔板作为灵敏板。

图 6 为 KDWC 温度控制的控制结构, 其中温度控制器的调谐顺序依次为 TC4 (提馏段)、TC3 (精馏段)、TC22 (侧线段下方)、TC21 (侧线段上方) 和 TC1 (预分馏端), 以上 5 个温度控制器的增益值 K_C 和积分时间 τ_i 通过 Tyreus-Luyben 法获得^[27-28,30]。表 1 中列出了调谐成功后各温度控制器的参数, 每个温度控制器的延迟时间 (dead time) 均为 1 min。

表 1 温度控制结构部分控制器调谐参数

Table 1 Tuning parameters of temperature control structure

Control loop	Controlled variable	Manipulated variable	K_C	τ_i/min
TC1	$T_{\text{Pre}, 51}$	β_V	0.166	10.6
TC21	$T_{\text{Mai}, 24}$	S_1	0.0941	18.5
TC22	$T_{\text{Mai}, 51}$	S_2	0.507	40.9
TC3	$T_{\text{Mai}, 6}$	R	0.0330	11.9
TC4	$T_{\text{Mai}, 63}$	Q_B	0.178	7.92

2.2 控制结果

考察进料流量 F 、进料组成 $n(B)$ 、 $n(T)$ 、 $n(X)$ 、 $n(H)$ 波动 $\pm 15\%$ 的控制效果, 本文以平稳控制后, 产品纯度的余差不超过 0.5% 的产品为合格产品。

图 7~图 11 为进料流量 $\pm 15\%$ 扰动后的控制效果。从图 7 中可以看出, F 减少 15% 后邻二甲苯的产品纯度稳定后为 0.983, 余差超过设计值的 0.5%, 产品纯度不合格。其主要原因在于影响塔板上汽液相平衡的因素主要包括温度和压力, 而 TC22 中的 $T_{\text{Mai}, 51}$ 设定值并未随系统压力的变化而变化。进料流量增加则 $p_{\text{Mai}, 51}$ 也明显增加, 因此 TC22 的设定值与实际下侧线产品达到设计值时对应的灵敏板温度存在一定偏差, 从而导致下侧线产品纯度偏高, 反之亦反。

以图 8 为例, 在 KDWC 运行 2 h 后, 将进料中 $n(B)$ 增加或减少 15% (从原来的 0.25 变为 0.2875 或 0.2125), 其他组分按等摩尔比重新进行计算, 此时各产品纯度开始振荡, 经过 6 h 左右的调节时间, KDWC 恢复平稳, 平稳后控制后各产品纯度稳定在 0.99 附近。

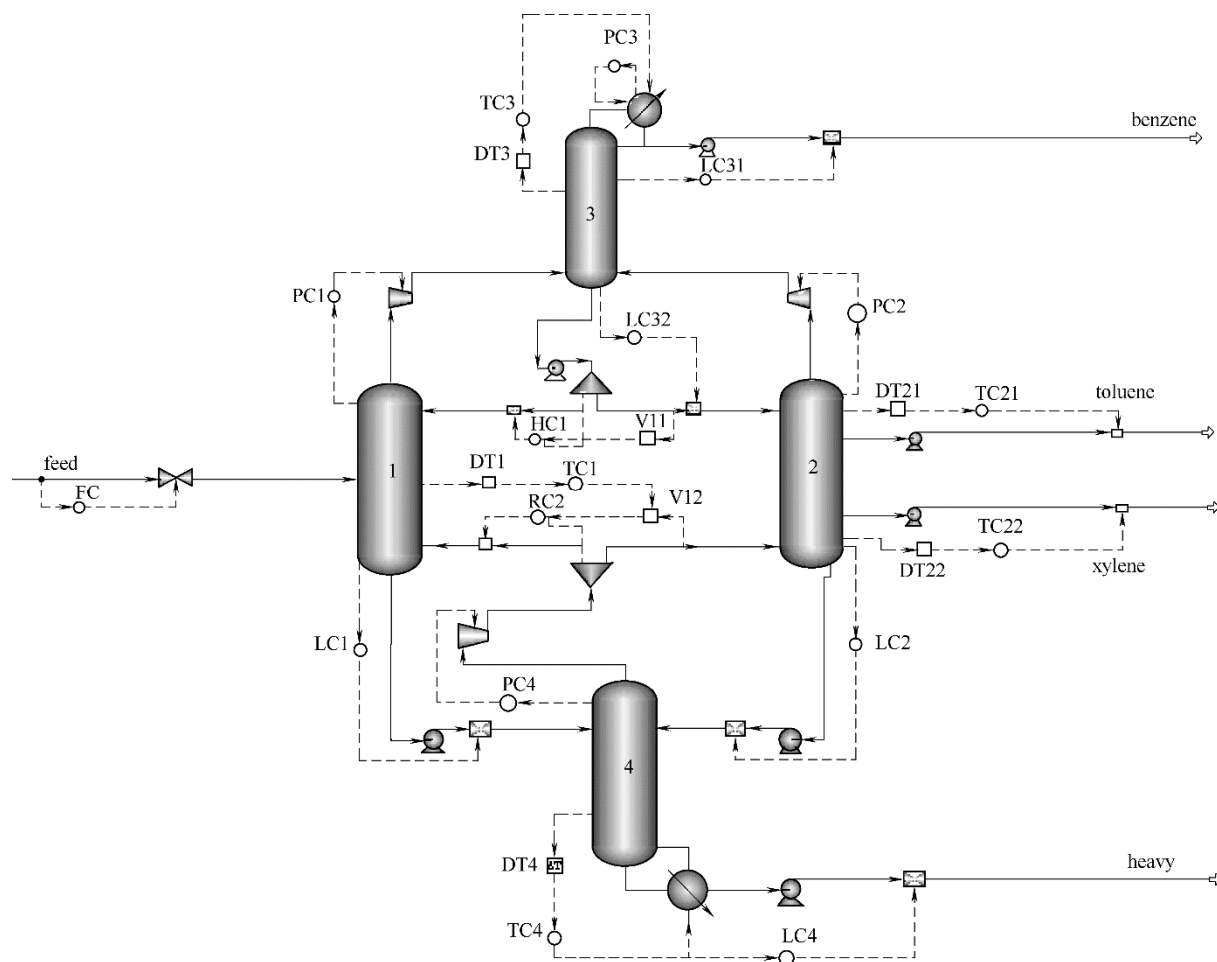


Fig. 6 Temperature control structure of KDWC

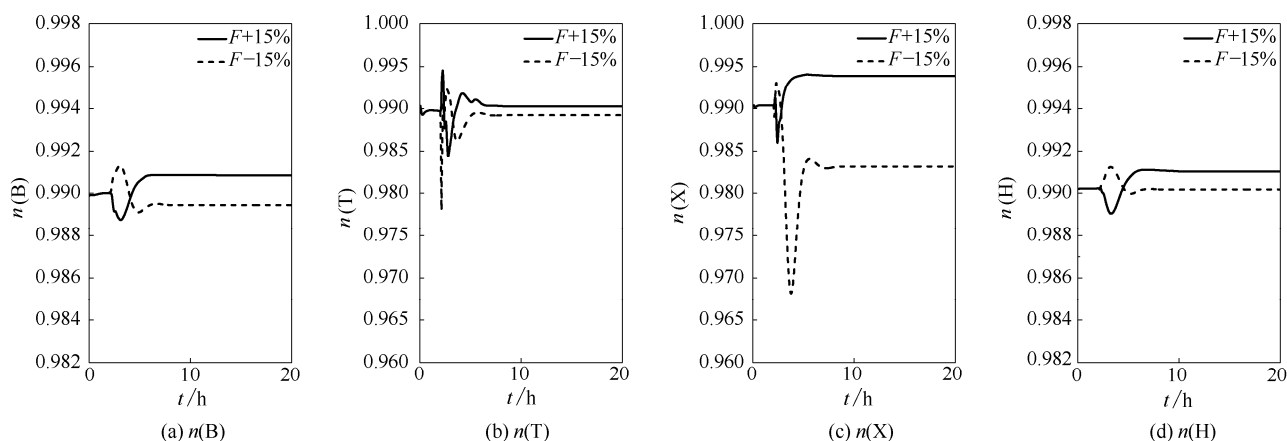


图7 KDWC 进料流量 F 波动 $\pm 15\%$ 时的各产品纯度变化情况
Fig.7 Products' purity in face of feed flow rate changes $\pm 15\%$ in KDWC

从图 7~图 11 中可以看出, 5×5 的温度控制结构可以实现产品纯度的平稳控制, 大部分产品纯度回到 0.99 附近, 但 F 出现 -15% 扰动后下侧线产品纯度不合格, 此时余差最大为 0.007; 从图

中还可以看出流量和组成发生波动后, 各产品纯度最大振幅的范围为 0.968~0.994, 调节时间约为 5~10 h。

从图 7~图 11 可以看到,扰动出现后,下侧线

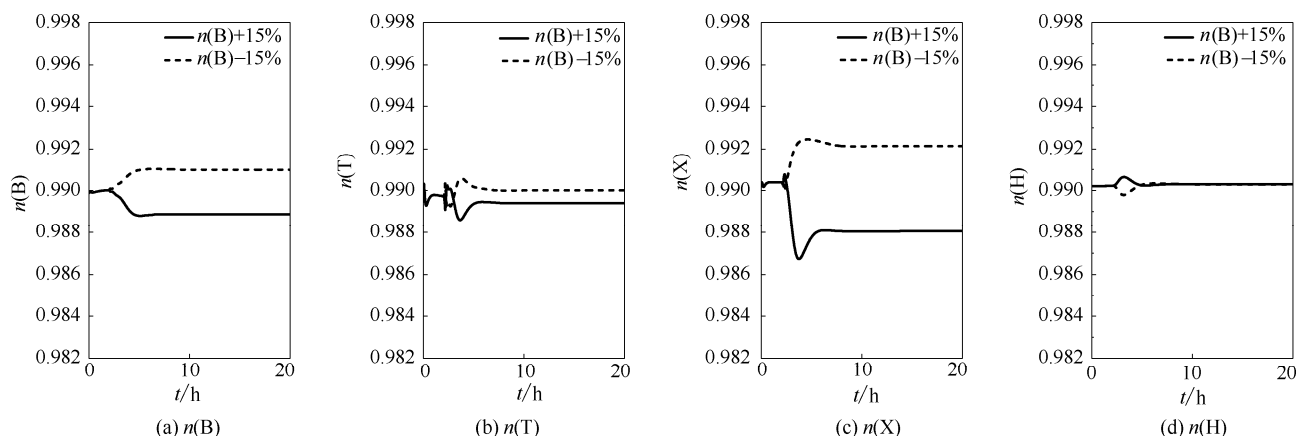


图 8 KDWC 进料组成 B 波动 $\pm 15\%$ 时的各产品纯度变化情况
Fig.8 Products' purity in face of $n(B)$ in feed changes $\pm 15\%$ in KDWC

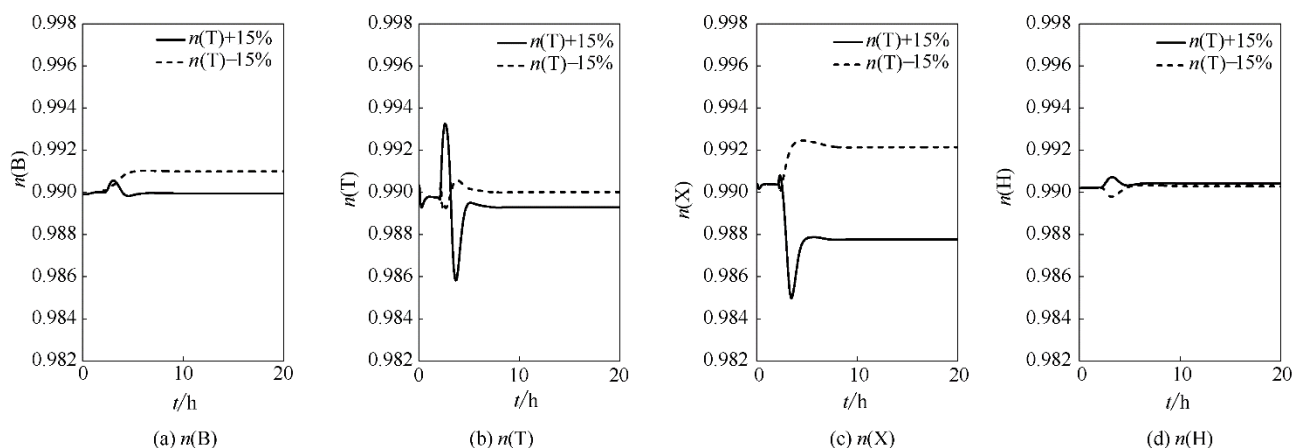


图 9 KDWC 进料组成 T 波动 $\pm 15\%$ 时的各产品纯度变化情况
Fig.9 Products' purity in face of $n(T)$ in feed changes $\pm 15\%$ in KDWC

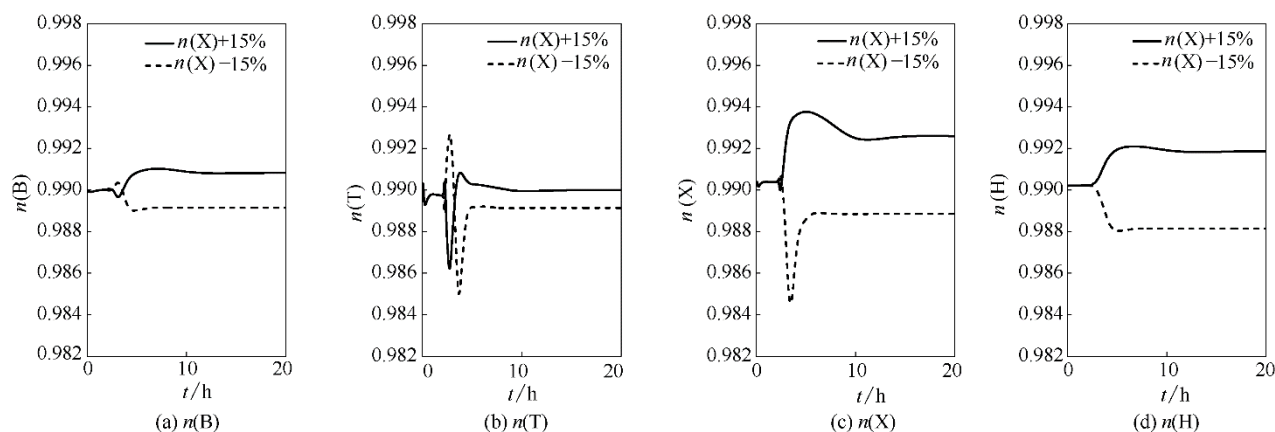


图 10 KDWC 进料组成 X 波动 $\pm 15\%$ 时的各产品纯度变化情况
Fig.10 Products' purity in face of $n(X)$ in feed changes $\pm 15\%$ in KDWC

产品的余差较大,特别是当进料流量出现 -15% 扰动后。其主要原因在于影响塔板上汽液相平衡的因素主要包括温度和压力,而 TC22 中的 $T_{\text{Mai},51}$ 设定值

并未随系统压力的变化而变化。进料流量增加则 $p_{\text{Mai},51}$ 也明显增加,因此 TC22 的设定值与实际下侧线产品达到设计值时对应的灵敏板温度存在一定偏

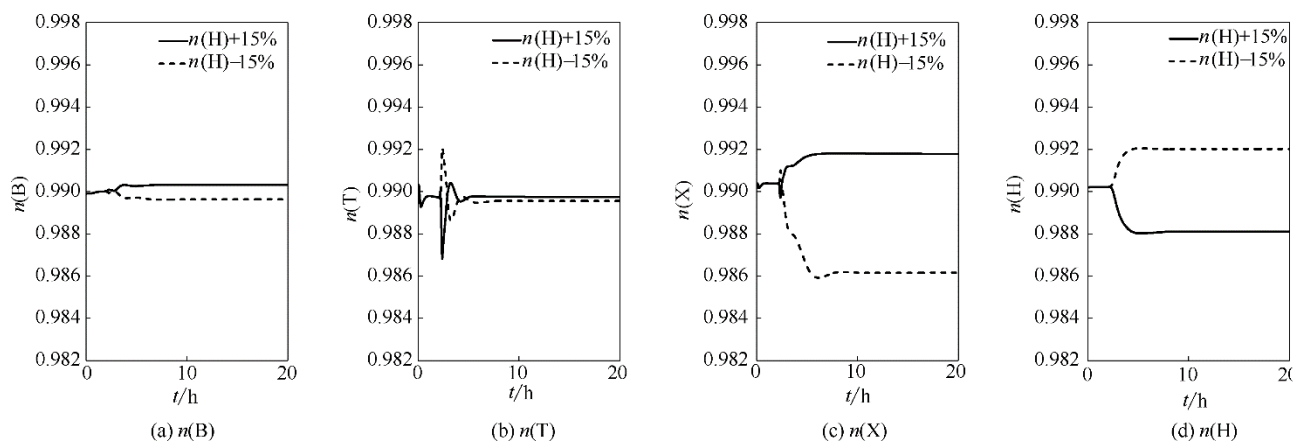
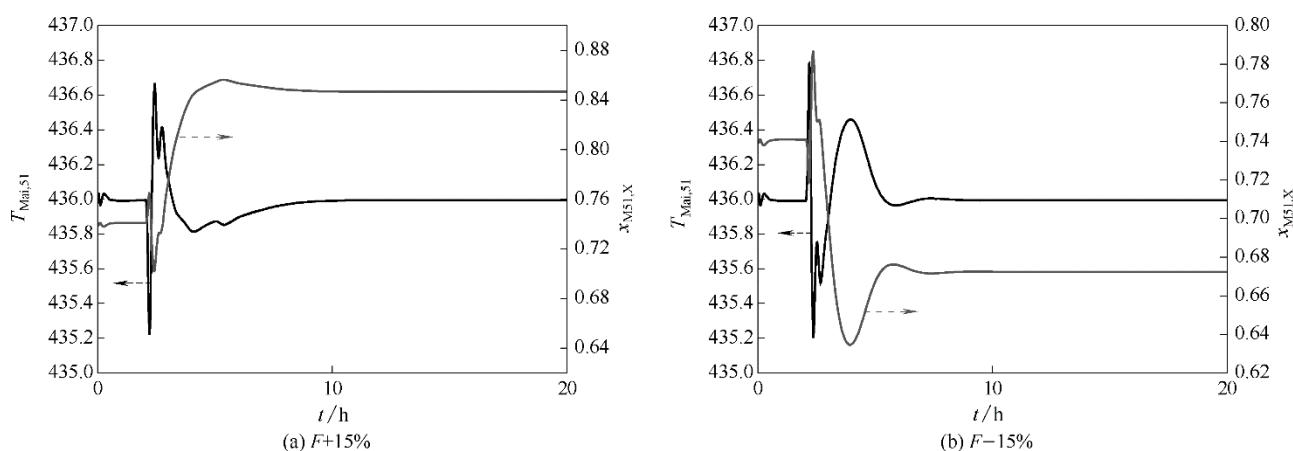
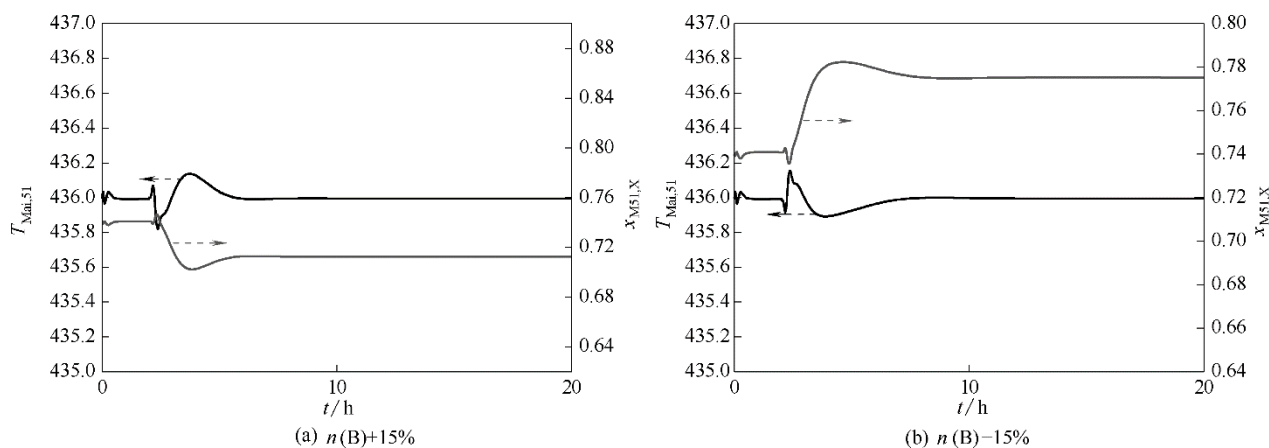
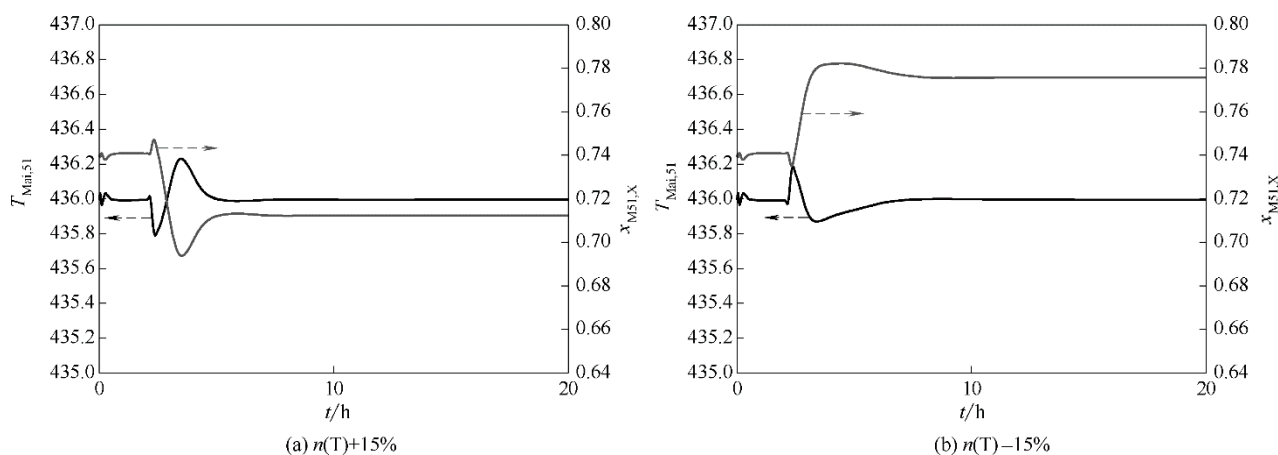
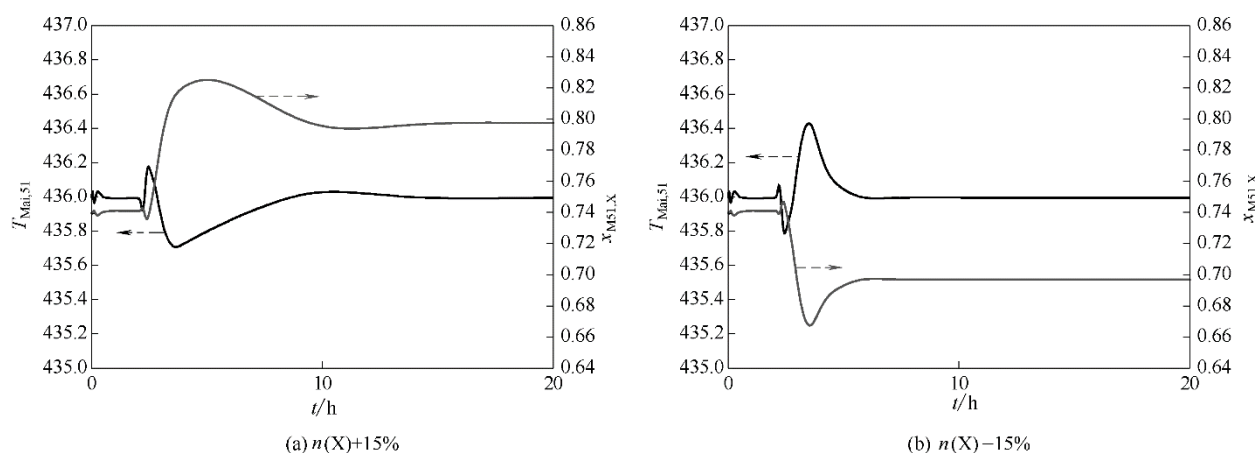
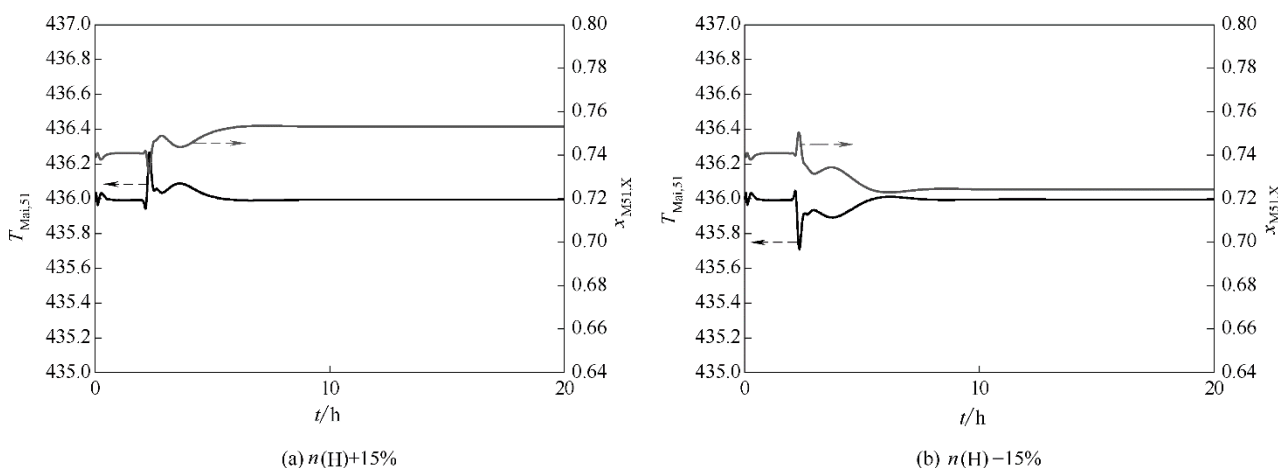


图 11 KDWC 进料组成 H 波动±15%时的各产品纯度变化情况

Fig.11 Products' purity in face of $n(H)$ in feed changes $\pm 15\%$ in KDWC图 12 KDWC 进料流量 F 波动±15%时 M_{51} 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig.12 $T_{Mai,51}$ and $x_{M51,X}$ in face of feed flow rate changes $\pm 15\%$ in KDWC图 13 KDWC 进料组成 B 波动±15%时 M_{51} 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig.13 $T_{Mai,51}$ and $x_{M51,X}$ in face of $n(B)$ in feed changes $\pm 15\%$ in KDWC

差,从而导致下侧线产品纯度偏高,如图 12(a)所示,反之亦然。进料中 $n(B)$ 出现+15%扰动后,进料中 X 和 H 的含量相对扰动前有所减少,因此提馏段的处

理量相应降低,导致 $p_{Mai,51}$ 降低,从而导致控制器设定值的偏离,如图 13 所示。图 12~图 16 是进料流量或组成出现±15%扰动后, M_{51} 上温度和二甲苯

图 14 KDWC 进料组成 T 波动 $\pm 15\%$ 时 M_{51} 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig. 14 $T_{\text{Mai},51}$ and $x_{\text{M51},X}$ in face of $n(T)$ in feed changes $\pm 15\%$ in KDWC图 15 KDWC 进料组成 X 波动 $\pm 15\%$ 时 M_{51} 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig. 15 $T_{\text{Mai},51}$ and $x_{\text{M51},X}$ in face of $n(X)$ in feed changes $\pm 15\%$ in KDWC图 16 KDWC 进料组成 H 波动 $\pm 15\%$ 时 M_{51} 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig. 16 $T_{\text{Mai},51}$ and $x_{\text{M51},X}$ in face of $n(H)$ in feed changes $\pm 15\%$ in KDWC

液相浓度的变化情况，从图中可以看到，由于控制器的设定值未随温度和压力的变化而变化，扰动出

现后，设定值均会存在一定偏差，从而导致下侧线产品纯度余差较大。

3 KDWC 分离芳烃的压力补偿控制

3.1 压力补偿控制结构

为了解决温度控制结构在进料流量 F 出现 -15% 扰动后邻二甲苯的产品纯度余差过大的问题, 本文首次将压力补偿引入 KDWC 的温度控制结构, 将 TC22 回路改为压力补偿控制 TPC22, 测量点为主塔第 51 块板 (灵敏板 M_{51}) 上的温度和压力。由图 3 (a) 可知, M_{51} 上的液相组成主要是邻二甲苯和三甲苯, 因此可以将其近似当作一个二元体系处理, 该塔板上的温度、压力、组成之间的关系可用式 (1) [27] 表示。

$$x_{M51,X} = (c_1 \times p_{M51} + c_2) \times T_{M51} + c_3 \times p_{M51} + c_4 \quad (1)$$

式中, $x_{M51,X}$ 表示 M_{51} 上液相中对邻二甲苯的浓度; p_{M51} 表示 M_{51} 上的压力, MPa; T_{M51} 表示 M_{51} 上的温度, K; c_1 、 c_2 、 c_3 、 c_4 均为相关系数。

表 2 为不同压力、温度下, 邻二甲苯的浓度, 表中数据来自 Aspen Plus 的 T_{xy} 图。通过表 2

中数据可计算得到 c_1 、 c_2 、 c_3 、 c_4 的值, 如表 3 所示。

表 2 温度、压力、组成数据

Table 2 Data of temperature, pressure and composition

x_X	p/MPa	T/K
0.65	0.133	436
0.7	0.125	433
0.74	0.138	436
0.8	0.140	436

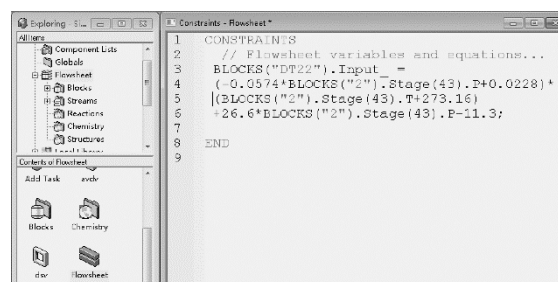


图 17 压力补偿机制的公式编辑

Fig.17 Flowsheet equations for pressure compensation

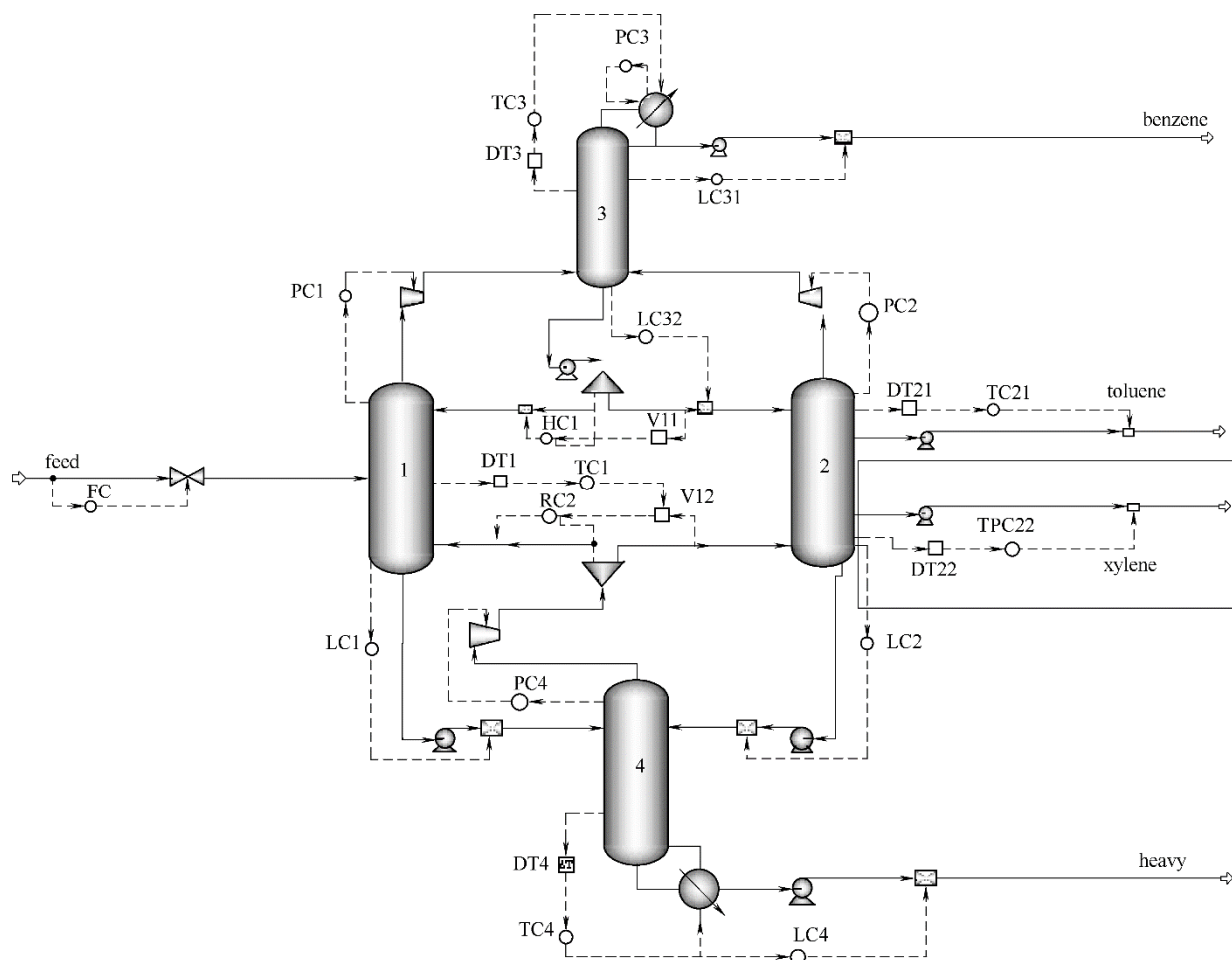


图 18 KDWC 压力补偿-温度控制结构

Fig.18 Pressure-compensated temperature control structure of KDWC

将上述公式应用于 Aspen Dynamic 的 Flowsheet 方程式中, 如图 17 所示, 将 $x_{M51,X}$ 作为空载模块 DT22 的输入信号。运行此方程后, 空载模块 DT22

表 3 c_1 、 c_2 、 c_3 、 c_4 计算值Table 3 Calculated value of c_1 , c_2 , c_3 and c_4

c_1	c_2	c_3	c_4
-0.0574	0.0228	26.6	-11.3

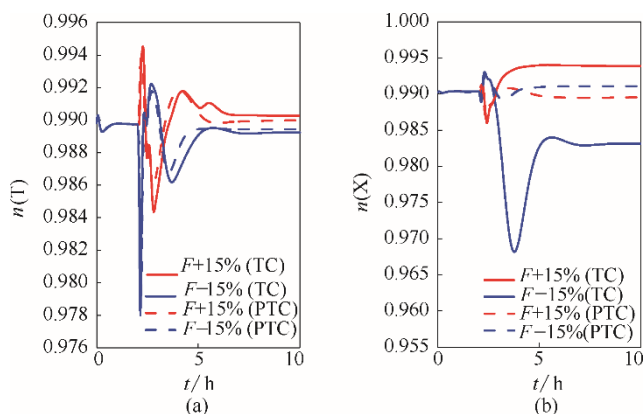
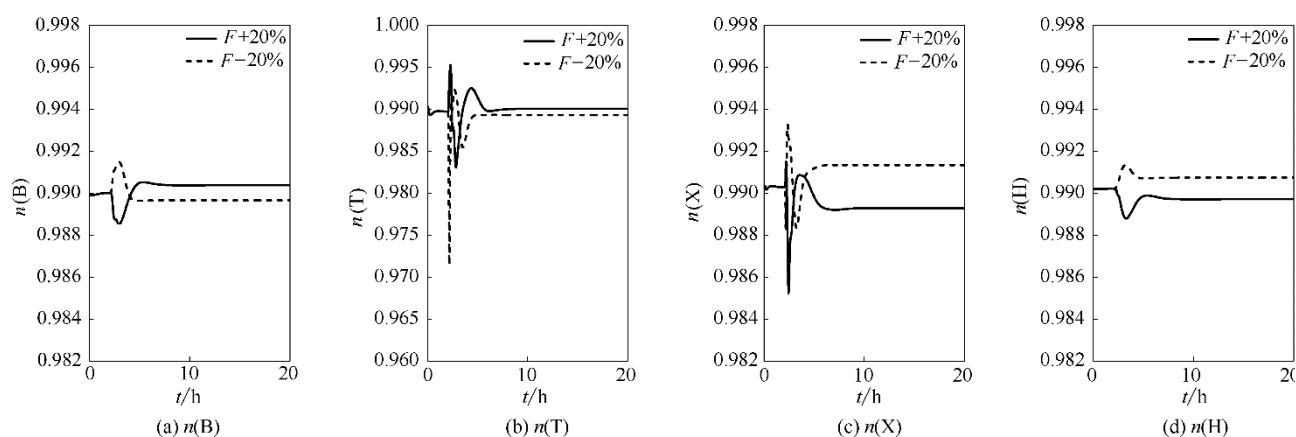
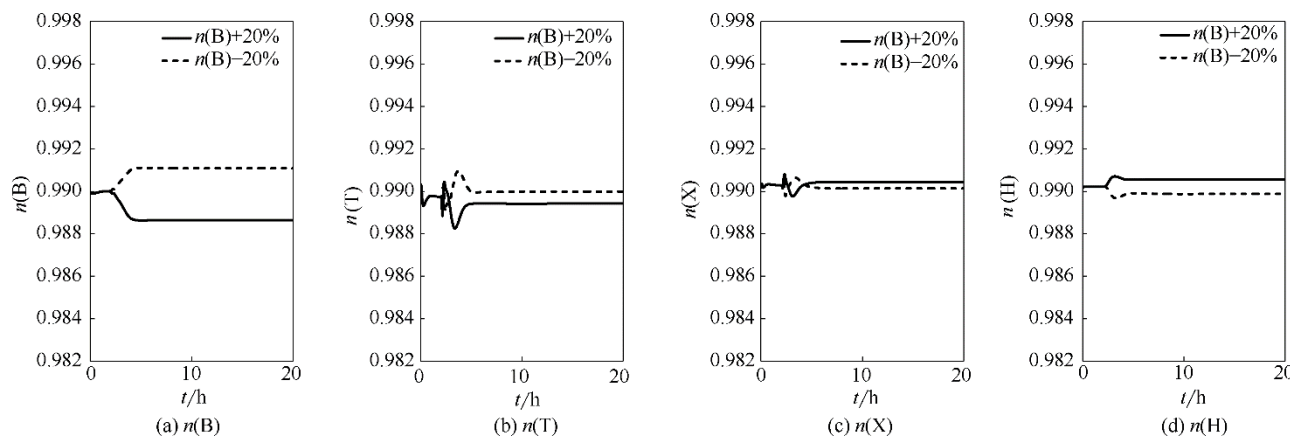
表 4 压力补偿的温度控制结构中控制器调谐参数

Table 4 Tuning parameters of pressure-compensated temperature control structure

Control loop	Controlled variable	Manipulated variable	K_C	τ/min
TC1	$T_{\text{Pre}, 51}$	β_V	0.155	11.9
TC21	$T_{\text{Mai}, 24}$	S_1	0.0958	23.8
TPC22	$x_{M51,X}$	S_2	0.455	37.0
TC3	$T_{\text{Mai}, 6}$	R	0.0337	11.9
TC4	$T_{\text{Mai}, 63}$	Q_B	0.179	7.92

的输入信号将随 M_{51} 上的压力和温度的变化而变化。

图 18 是 KDWC 压力补偿-温度控制结构, 其中

图 19 KDWC 进料流量 F 波动 $\pm 15\%$ 时的各产品纯度变化情况Fig. 19 Products' purity in face of feed flow rate changes $\pm 15\%$ in KDWC图 20 KDWC 进料流量 F 波动 $\pm 20\%$ 时的各产品纯度变化情况Fig. 20 Products' purity in face of feed flow rate changes $\pm 20\%$ in KDWC图 21 KDWC 进料组成 B 波动 $\pm 20\%$ 时的各产品纯度变化情况Fig. 21 Products' purity in face of $n(B)$ in feed changes $\pm 20\%$ in KDWC

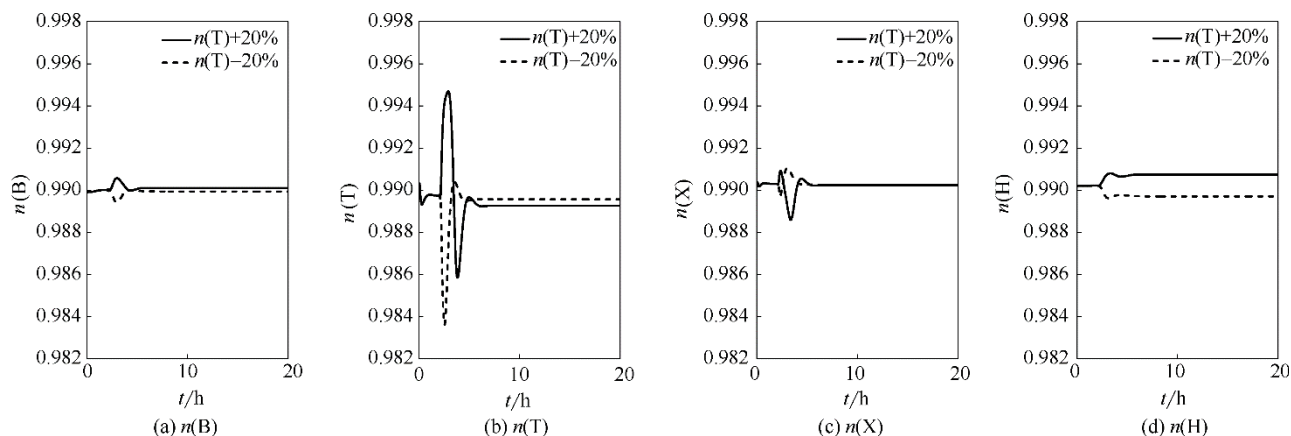


图 22 KDWC 进料组成 T 波动±20%时的各产品纯度变化情况

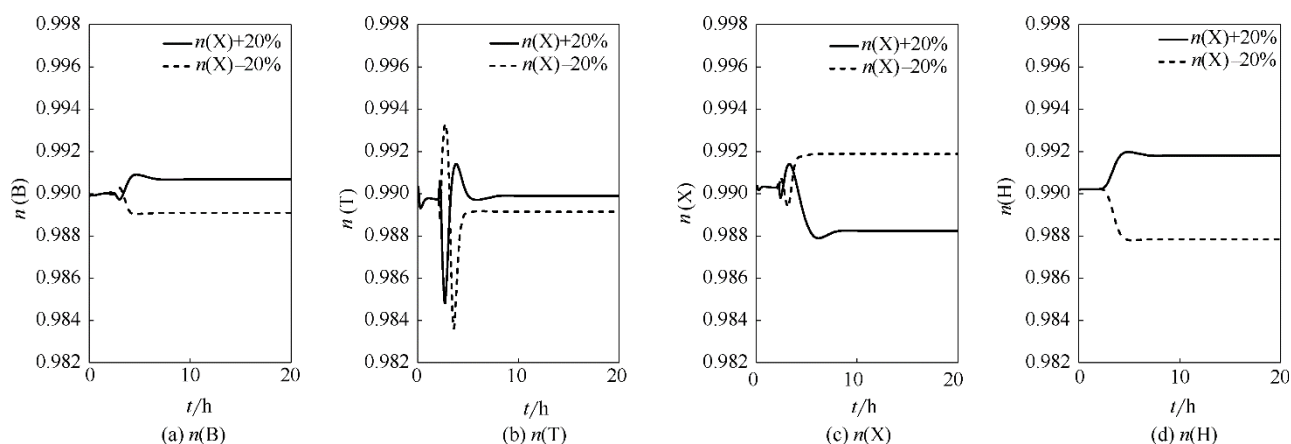
Fig.22 Products' purity in face of $n(T)$ in feed changes $\pm 20\%$ in KDWC

图 23 KDWC 进料组成 X 波动±20%时的各产品纯度变化情况

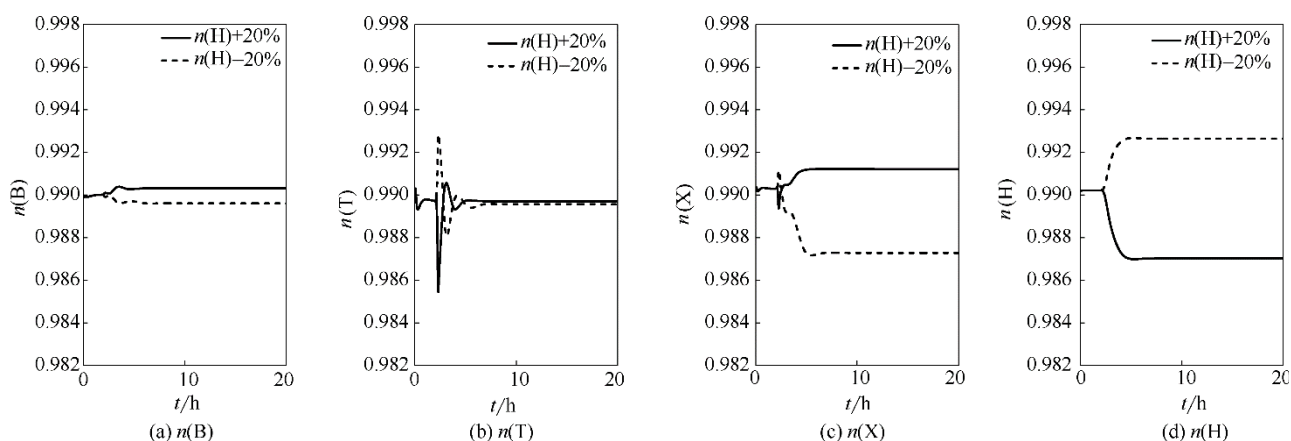
Fig.23 Products' purity in face of $n(X)$ in feed changes $\pm 20\%$ in KDWC

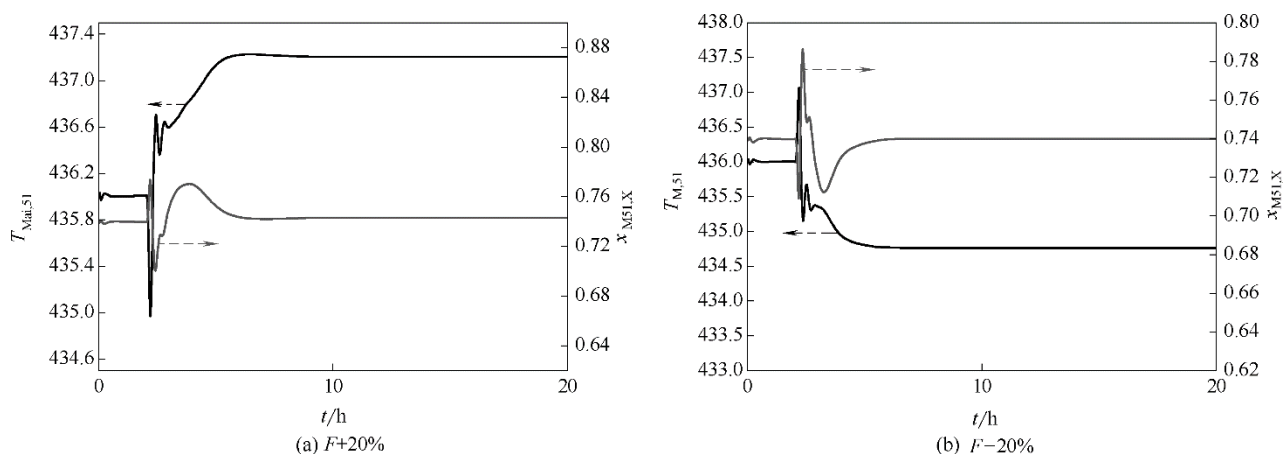
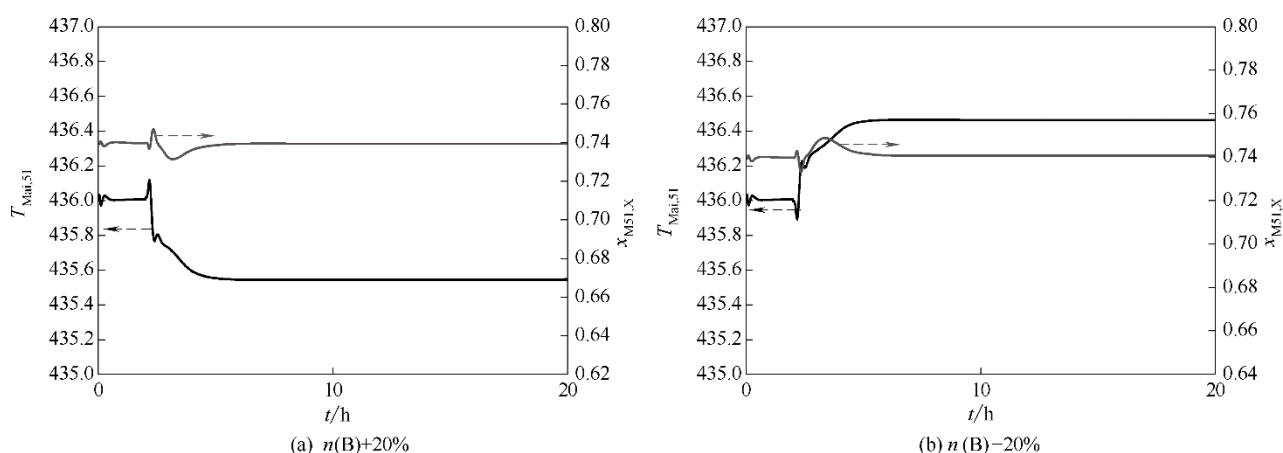
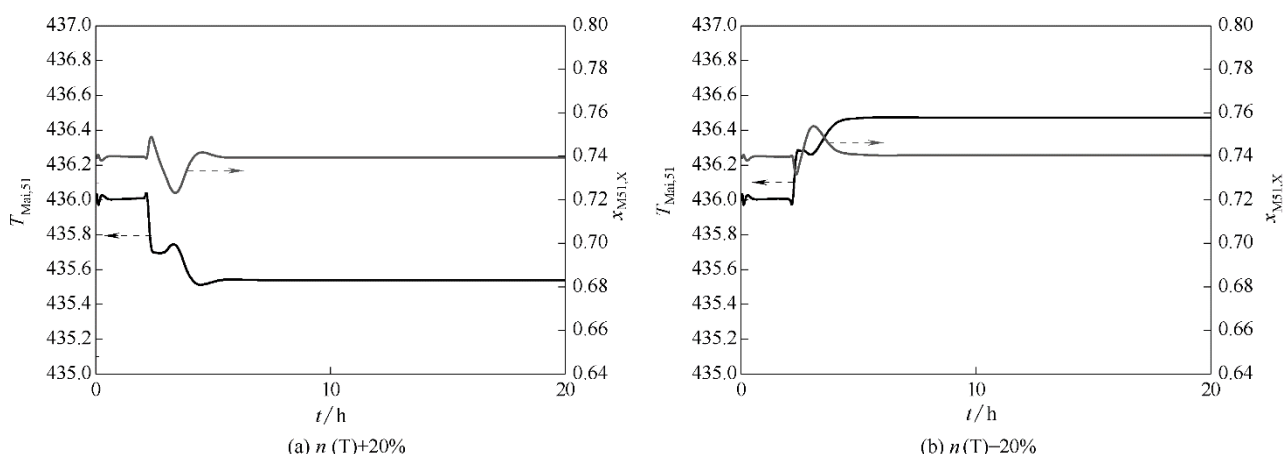
图 24 KDWC 进料组成 H 波动±20%时的各产品纯度变化情况

Fig.24 Products' purity in face of $n(H)$ in feed changes $\pm 20\%$ in KDWC

温度控制器调谐顺序依次为 TC4、TC3、TPC22、TC21 和 TC1。表 4 中列出了调谐成功后各温度控制器的参数，每个温度控制器的延迟时间（dead time）均为 1 min。

3.2 控制结果

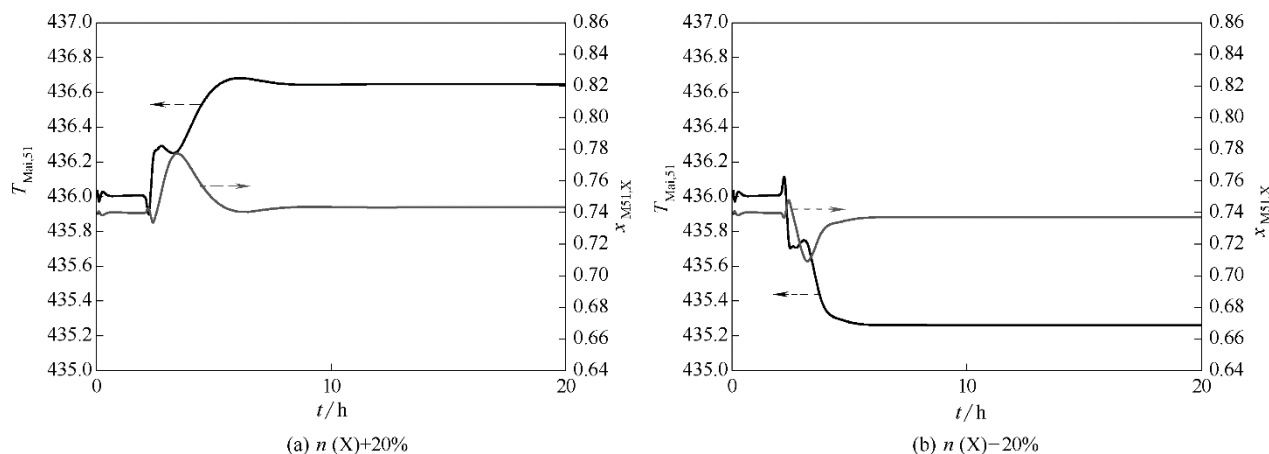
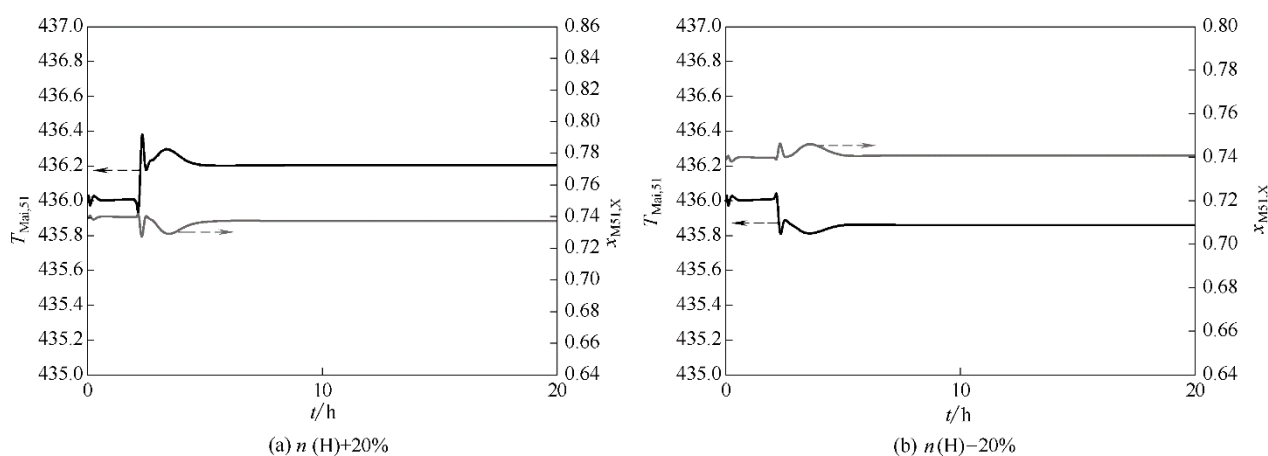
考察并对比进料流量出现±15%扰动下，温度控制结构和压力补偿-温度控制结构的控制效果，如图 19 所示。从图中可以看出，相同扰动下，压力补

图 25 KDWC 进料流量 F 波动 $\pm 20\%$ 时 M_{51} 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig.25 $T_{Mai,51}$ and $x_{M51,X}$ in face of feed flow rate changes $\pm 20\%$ in KDWC图 26 KDWC 进料组成 B 波动 $\pm 20\%$ 时 M_{51} 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig.26 $T_{Mai,51}$ and $x_{M51,X}$ in face of $n(B)$ in feed changes $\pm 20\%$ in KDWC图 27 KDWC 进料组成 T 波动 $\pm 20\%$ 时 M_{51} 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig.27 $T_{Mai,51}$ and $x_{M51,X}$ in face of $n(T)$ in feed changes $\pm 20\%$ in KDWC

偿-温度控制下,下侧线产品纯度的振幅和余差明显减小。压力补偿机制的引入显著改善了进料流量出现扰动后下侧线控制回路的控制效果。

考察进料流量 F 以及进料组成 $n(B)$ 、 $n(T)$ 、 $n(X)$ 、

$n(H)$ 波动 $\pm 20\%$ 的控制效果,控制效果如图 20~图 24 所示。从图 20 中可以看出,在压力补偿-温度控制下,进料流量 F 发生 $\pm 20\%$ 的扰动,平稳后,邻二甲苯产品纯度的余差为 ± 0.001 左右,各产品纯度

图 28 KDWC 进料组成 X 波动±20%时 M₅₁ 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig.28 $T_{\text{Mai},51}$ and $x_{\text{M51},X}$ in face of $n(X)$ in feed changes $\pm 20\%$ in KDWC图 29 KDWC 进料组成 H 波动±20%时 M₅₁ 上温度和二甲苯浓度变化情况Fig.29 $T_{\text{Mai},51}$ and $x_{\text{M51},X}$ in face of $n(H)$ in feed changes $\pm 20\%$ in KDWC

合格,调节时间为 7 h 左右。对比图 19 (b) 和图 20 (c),可以看到,相同控制结构下,同类型的扰动强度越大,产品纯度的余差和振幅越大。从图 20~图 24 可以看到,进料出现±20%扰动后,产品纯度均回到 0.99 附近,最大余差为 0.003,最大振幅的范围为 0.970~0.995,调节时间约为 5~8 h。

图 25~图 29 是进料流量或组成出现±20%扰动后, M₅₁ 上温度和邻二甲苯浓度的变化情况。从图 25 (b) 中可以看到,采用压力补偿-温度控制回路后, $x_{\text{M51},X}$ 可以恢复到设计值附近,说明压力补偿-温度控制回路综合考虑了塔板上温度和压力对汽液相平衡的影响,使控制器的设定值与实际下侧线产品达到规定纯度时对应的灵敏板上邻二甲苯浓度相符合,从而保证下侧线产品的纯度。从图 25~图 29 还可以看出, $T_{\text{Mai},51}$ 是随着进料条件的变化而不断变化的,结合 $x_{\text{M51},X}$ 的整体变化趋势可以看出压力补偿机制的引入显著改善了下侧线控制回路中控制器

设定值偏离的问题。

4 结 论

本文对 KDWC 分离苯/甲苯/邻二甲苯/均三甲苯四元混合物的动态过程进行模拟,搭建了温度控制结构 (TC) 和压力补偿-温度控制结构 (PTC),通过模拟,可得出如下结论。

(1) TC 可实现产品纯度的平稳控制,大部分产品纯度回到 0.99 附近,各产品纯度最大振幅的范围为 0.968~0.994,调节时间约为 5~10 h。F 出现 -15% 扰动后,下侧线产品纯度不合格,此时余差最大为 0.007。余差过大的主要原因是系统压力变化引起灵敏板温度设定值的偏离,从而导致下侧线产品纯度偏低。

(2) 为了解决 TC 下侧线产品纯度不合格的问题,在下侧线控制回路中引入压力补偿机制,建立 PTC,模拟结果表明: PTC 可以应对进料流量或组

成发生 $\pm 20\%$ 的扰动,产品纯度的最大余差为 0.003,所有产品纯度均合格。最大振幅的范围为 0.970~0.995,调节时间约为 5~8 h。

(3) 在较大的扰动下,PTC 产品纯度的余差较小,且调节时间有所缩短,可以实现 KDWC 在进料流量或组成出现 $\pm 20\%$ 扰动后的平稳控制,压力补偿-温度控制结构具有明显的优势。

符 号 说 明

- D ——塔的内径, m
 F ——进料的摩尔流量, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$
 K_C ——控制器的增益值
 $L_{\text{Mai},i}$ ——主塔第 i 块板上的液相摩尔流量, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$
 $L_{\text{P},i}$ ——预分馏塔第 i 块板上的液相摩尔流量, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$
 M_i ——主塔第 i 块板
 n ——产品纯度, % (mol)
 p ——压力, MPa
 $p_{\text{Mai},i}$ ——主塔第 i 块塔板的压力, MPa
 Q_D ——塔顶冷凝器负荷, MW
 Q_R ——塔釜再沸器负荷, MW
 R ——塔顶回流量
 RR ——全塔回流比
 S_1 ——上侧线产品的摩尔流量
 S_2 ——下侧线产品的摩尔流量
 T ——温度, K
 T_F ——进料温度, K
 $T_{\text{Mai},i}$ ——主塔第 i 块板的温度, K
 $T_{\text{Pre},i}$ ——预分馏塔第 i 块板的温度, K
 t ——时间, h
 $V_{\text{Mai},57}$ ——主塔第 57 块板上的气相摩尔流量, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$
 $V_{\text{P},56}$ ——预分馏塔第 56 块板上的气相摩尔流量, $\text{kmol}\cdot\text{s}^{-1}$
 x ——组分摩尔分数, %
 x_i ——组分 i 的摩尔分数, %
 $x_{\text{Mai},i}$ ——主塔中组分 i 的摩尔分数, %
 $x_{\text{Mai},j}$ ——主塔第 i 块塔板上组分 j 的摩尔分数, %
 $x_{\text{Pre},i}$ ——预分馏塔中组分 i 的摩尔分数, %
 α ——相对挥发度
 β_L ——KDWC 的分液比
 β_V ——KDWC 的分气比
 τ ——控制器的积分时间, min
- 下角标
 B ——苯
 F ——进料
 H ——均三甲苯
 L ——液相

- Mai ——主塔
 P ——预分馏塔
 R ——塔顶回流
 T ——甲苯
 V ——气相
 X ——邻二甲苯

References

- [1] BARROSO-MUNOZ F O, LOPEZ-RAMIREZ M D, DIAZ-MUNOZ J G, *et al.* Thermodynamic analysis and hydrodynamic behavior of a reactive dividing wall distillation column[J]. Chemical Engineering Transactions, 2009, **17**: 1263-1268.
- [2] STANKIEWICZ A, MOULIJN J A. Process intensification[J]. Industrial and Engineering Chemistry Research, 2002, **41**(8): 1920-1924.
- [3] HALVORSEN I J, SKOGESTAD S. Minimum energy consumption in multicomponent distillation(I): Vmin diagram for a two-product column[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2003, **42**(3): 596-604.
- [4] HALVORSEN I J, SKOGESTAD S. Minimum energy consumption in multicomponent distillation(II): Three-product petlyuk arrangements[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2003, **42**(3): 605-615.
- [5] HALVORSEN I J, SKOGESTAD S. Minimum energy consumption in multicomponent distillation(III): More than three products and generalized Petlyuk arrangements[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2003, **42**(3): 616-629.
- [6] HALVORSEN I J, SKOGESTAD S. Energy efficient distillation[J]. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2011, **3**(4): 571-580.
- [7] CHU K T, CADORET L, YU C C, *et al.* A new shortcut design method and economic analysis of divided wall columns[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2011, **50**(15): 9221-9235.
- [8] UWITONZE H, HAN S, HWANG K S. New design method for fully thermally coupled distillation column using group and approximate methods[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2014, **53**(30): 11979-11988.
- [9] LING H, LUYBEN W L. New control structure for divided-wall columns[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2009, **48**(13): 6034-6049.
- [10] 郭湘波, 王瑾. 分隔壁塔分离苯和乙烯烷基化产物的模拟[J]. 石油学报(石油加工), 2016, **32**(3): 597-604.
- [11] GUO X B, WANG J. Process simulation for separation of alkylation products of benzene with ethylene by dividing wall column[J]. Acta Petrolei Sinica(Petroleum Processing Section), 2016, **32**(3): 597-604.
- [12] KISS A A, REWAGAD R R. Energy efficient control of a BTX dividing-wall column[J]. Computers and Chemical Engineering, 2011, **35**(12): 2896-2904.
- [13] 吴昊, 沈本贤, 蔺锡钰, 等. 分壁精馏塔分离芳烃的温差控制[J]. 石油学报(石油加工), 2016, **32**(1): 88-100.
- [14] WU H, SHEN B X, LIN X Y, *et al.* Temperature difference control of divided-wall column for separating aromatics[J]. Acta Petrolei Sinica(Petroleum Processing Section), 2016, **32**(1): 88-100.
- [15] 郭艳姿. 分壁精馏塔分离对二甲苯吸附抽出液的工艺分析[J]. 现代化工, 2013, **33**(6): 117-122.
- [16] GUO Y Z. Analysis of separating *p*-xylene adsorption extraction with

- dividing wall column[J]. Modern Chemical Industry, 2013, **33**(6): 117-122.
- [14] 朱登磊, 尚书勇, 谭超, 等. 基于分壁精馏塔的乙烯装置顺序分离新工艺及其模拟研究[J]. 石油学报(石油加工), 2014, **30**(4): 682-686.
- ZHU D L, SHANG S Y, TAN C, *et al.* A new sequential separation process and its simulation for ethylene plant based on a dividing wall column[J]. Acta Petrolei Sinica(Petroleum Processing Section), 2014, **30**(4): 682-686.
- [15] 陈梦琪, 于娜, 刘育良, 等. 反应精馏隔壁塔生产乙酸正丁酯的优化与控制[J]. 化工学报, 2016, **67**(12): 5066-5081.
- CHEN M Q, YU N, LIU Y L, *et al.* Optimization and control of reactive dividing wall column for production of *n*-butylacetate[J]. CIESC Journal, 2016, **67**(12): 5066-5081.
- [16] 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.* Control of azeotropic dividing wall column and extractive dividing wall column[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2017, **36**(2): 756-765.
- [17] 方静, 王宝东, 李春利, 等. 隔板塔共沸精馏分离二氯甲烷-乙腈-水-硅醚体系[J]. 化工学报, 2013, **64**(3): 963-969.
- FANG J, WANG B D, LI C L, *et al.* Separation of dichloromethane-acetonitrile-water-hexamethyl disiloxane with dividing wall column by azeotropic distillation[J]. CIESC Journal, 2013, **64**(3): 963-969.
- [18] 李春利, 董立会, 马帅明, 等. 共沸-反应精馏隔壁塔制备乙酸乙酯的实验与模拟研究[J]. 现代化工, 2017, **7**(10): 197-200.
- LI C Y, DONG L H, MA S M. Experiment and simulation study of azeotropic-reactive distillation dividing wall column for production of ethyl acetate[J]. Modern Chemical Industry, 2017, **7**(10): 197-200.
- [19] 王志锋, 沈海涛, 潘蓉, 等. 分壁精馏塔分离四元醇体系的稳态研究[J]. 石油学报(石油加工), 2017, **33**(1): 115-123.
- WANG Z F, SHEN H T, PAN R, *et al.* Steady-state behavior of four-product divided-wall columns for alcohols separation[J]. Acta Petrolei Sinica(Petroleum Processing Section), 2017, **33**(1): 115-123.
- [20] DEJANOVIĆ I, MATIJAŠEVIĆ L, IVAR J, *et al.* Designing four-product dividing wall columns for separation of a multicomponent aromatics mixture [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2011, **89**(8): 1155-1167.
- [21] KAUR J, SANGAL V K. Reducing energy requirements for ETBE synthesis using reactive dividing wall distillation column[J]. Energy, 2017, **126**: 671-676.
- [22] 蔺锡钰, 吴昊, 沈本贤, 等. Kaibel 分壁精馏塔分离芳烃的稳态和动态模拟[J]. 化工学报, 2015, **66**(4): 1353-1362.
- LIN X Y, WU H, SHEN B X, *et al.* Steady-state behavior and control of Kaibel divided-wall column for aromatics separation[J]. CIESC Journal, 2015, **66**(4): 1353-1362.
- [23] FAN G L, JIANG W D, QIAN X. Comparison of stabilizing control structures for four-product Kaibel column[J]. Chemical Engineering Research and Design, 2016, **109**: 675-685.
- [24] QIAN X, JIA S K, SKOGESTAD S, *et al.* Control structure selection for four-product Kaibel column[J]. Computers and Chemical Engineering, 2016, **93**(4): 372-381.
- [25] DWIVEDI D, STRANDBERG J P, HALVORSEN I J, *et al.* Active vapor split control for dividing-wall columns[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2012, **51**(46): 15176-15183.
- [26] DWIVEDI D, STRANDBERG J P, HALVORSEN I J, *et al.* Steady state and dynamic operation of four-product dividing-wall (Kaibel) columns: experimental verification[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2012, **51**(48): 15696-15709.
- [27] LUYBEN W L. Aspen 模拟软件在精馏设计和控制中的应用[M]. 2版. 马后炮化工网, 译. 上海: 华东理工大学出版社, 2015: 355-356.
- LUYBEN W L. Distillation design and control using Aspen™ simulation[M]. 2nd ed. Mahoupao. net, trans. Shanghai: East China University of Science and Technology Press, 2015: 355-356.
- [28] LUYBEN W L. Control of a triple-column pressure-swing distillation process[J]. Separation and Purification Technology, 2017, **174**: 232-244.
- [29] LING H, LUYBEN W L. Temperature control of the BTX divided-wall column[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2010, **49**(1): 189-203.
- [30] 李军, 王纯正, 马占华, 等. 隔壁塔用于苯、甲苯、二甲苯分离的控制[J]. 化工进展, 2013, **32**(4): 757-762.
- LI J, WANG C Z, MA Z H, *et al.* Control of the DWC for separating the mixture of benzene, toluene, xylene[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2013, **32**(4): 757-762.