

热集成精馏系统优化和控制策略

祝雪妹, 张 亮

(南京师范大学 电气与自动化工程学院, 江苏 南京 210042)

[摘要] 热集成精馏系统是精馏过程中有效的节能操作方式, 节能效果可达 50%。为了能够达到理想的节能效果, 必须对这两个塔进行合理的操作和控制, 否则, 反而会影响正常的生产。但由于采用了该热集成操作方式, 使得两个塔之间的关联变得十分严重, 给系统的操作和控制带来了很大的难度。考虑热集成精馏系统的进料为主要干扰时, 提出了在保证产品质量的前提下, 以最小能耗为目标的动态优化和控制二级策略。在该二级策略中, 上一级为以最小能耗为经济目标的动态优化, 其优化结果作为下一级的优化给定值, 下一级是跟踪上一级优化结果的多变量控制。

[关键词] 热集成精馏, 最小能耗, 动态优化, 多变量控制

[中图分类号] TP273 **[文献标识码]** A **[文章编号]** 1672-1292(2007)04-0008-05

Dynamic Optimization and Control Strategy of a Heat-Integrated Distillation Column System

Zhu Xuemei, Zhang Liang

(School of Electrical and Automation Engineering, Nanjing Normal University, Nanjing 210042, China)

Abstract Heat integration distillation system is an effective method of saving energy in the process of distillation with 50% energy saved. To obtain an ideal energy saving effect, we must make a reasonable operation and control of the two columns, otherwise the normal production will be affected. However, the adoption of such heat integration operational method leads to a severe association between the two columns, and thus a significant difficulty in operating and controlling the system. With guaranteeing the quality of products as its precondition, and with the minimum cost of energy as its purpose, this paper suggests a secondary strategy of dynamic optimization and control when the feed of the heat integrated distillation system is regarded as a main disturbance. In the secondary strategy, the upper level is the economic optimization with minimum cost of energy as its purpose, and its optimized result is the given value of the optimization of the lower level, which is the multivariable control to track the optimal reference trajectories calculated on the upper level.

Key words heat-integrated distillation system, minimum energy cost, dynamic optimization, multivariable control

0 引言

随着市场竞争越来越激烈, 对流程工业的生产提出了新的挑战, 企业往往采取各种措施来降低成本, 以获得最大的经济效益, 使企业在激烈的竞争中立于不败之地。此外, 化学工业本身具有的非线性特性、变量之间的相互严重关联、状态变量和干扰的不可测性、模型的高阶特性、不确定和模型参数的时变性、操作变量、状态变量的约束和测量的滞后等等, 都是化工过程控制的难题。

为获得更大的经济效益, 在许多先进控制策略中广泛采用了分级控制思想, 如下列的 4 级控制方案:

Level 3 产品时间和空间上的调度;

Level 2 保证产品产量和质量的最小成本;

收稿日期: 2007-04-29

基金项目: 江苏省普通高校自然科学研究(06KJD510096)资助项目和浙江大学工业控制技术国家重点实验室开放课题基金(0708010)资助项目。

作者简介: 祝雪妹(1965-), 女, 副教授, 博士, 主要从事先进控制理论及其应用的教学与研究。E-mail: zhuxuemei@njnu.edu.cn

Level 1: 过程的动态多变量控制;

Level 0: 基本 PID 控制回路。

Ålgöwer^[1]曾经指出, 欲通过先进控制技术来获得经济效益, 不能通过提高底层 (Level 0) 的基本控制回路动态控制性能而得到, 真正的经济效益只有通过上层 (Level 2) 的动态优化, 给出最佳的经济运行的给定值来获得。这样的多级控制结构是先进控制应用的基础, 并且有许多实际应用的例子。下面结合热集成精馏系统的特点, 提出了热集成精馏系统以最小能耗为目标的动态优化和控制的二级策略。

1 动态优化和控制二级策略介绍

当今流程工业自动化的一个主要任务是利用控制理论的新思想和方法提高效益, 节能降耗。过程最优操作的目标是: 在满足产品质量、环保、安全生产等要求的前提下, 企业的获利最大或者成本最小, 可用图 1 表示。

在理想的情况下, 若初始条件 x_0 已知, 相应的操作变量的最佳轨迹可以通过离线求解来获得^[2]。使用标准的动态优化方法获得它的最优操作变量 u 或者批量生产过程中最佳的操作时间 t_f ^[3]。但在实际的生产过程中, 存在着未知的、时变的、不确定的外部干扰, 模型的不确定性, 以及未知的初始状态。因此, 离线优化解不适合于实际的工业应用, 必须进行在线的重复优化计算。

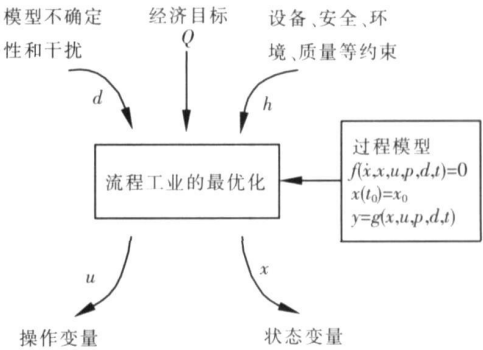


图 1 流程工业最优化操作图

Fig.1 Optimization of process industries

由于计算机数值计算能力有限, 尤其对于大系统的实际工业过程, 不可能在一个控制周期内完成重复优化计算。因此必须对这样的大系统优化问题进行分解, 常用的分解方法有两种: 水平分解和垂直分解。水平分解将一个系统分解成多个子系统, 然后由上一级来进行协调, 它也能达到所谓的真正最优。但是, 它不适用于基于优化的控制。垂直分解更适用于基于优化的控制策略^[2], 将优化问题分解成二级计算形式, 即上一级是经济目标优化, 给出最佳的设定值; 下一级是控制问题以实现跟踪上一级的最优轨迹。

2 热集成精馏系统动态优化和控制的二级策略

热集成精馏操作方式是非常有效的节能方式, 据报道可节约能耗 50%。双塔热集成精馏系统是由一个高压塔和一个低压塔组成的操作方式, 高压塔的塔顶冷凝器和低压塔的塔底再沸器相关联, 对低压塔塔釜供热, 以节约能耗。根据热集成精馏系统的特点^[4], 将上述的思想应用在热集成精馏系统中, 当进料的流量或者进料浓度发生变化时, 对于该系统最理想的控制是在产品满足质量指标的前提下, 整个系统的能耗最小, 也就是对高压塔的供热最小, 用数学表达式可表示为^[5]:

$$\min_{u, p} Q(x, u, p, d, t_0, t_f) \tag{1}$$

从理论上来说, 上述的问题是一个标准的动态优化问题^[3], 即当进料量、进料浓度变化时, 在保证产品质量的前提下, 能耗最小, 求出最优的控制 u 。但是对于热集成精馏这样的复杂系统, 利用这样的单级优化, 显然不能满足控制要求。因此, 利用二级优化的思想, 将热集成精馏系统的最优控制问题转化为动态优化和优化给定值的跟踪控制问题。

当进料情况发生大的变化, 及时调整两个塔的进料比例、高压塔的塔釜加热量、高压塔的塔顶回流量和低压塔的塔顶回流量, 确保能耗最小, 其上一级优化级数学表达式可写成:

$$\min_{u^{\text{ref}}} Q(x, u^{\text{ref}}, d, t_0, t_f) \tag{2}$$

$$f(\dot{x}, x, u^{\text{ref}}, p, d, t) = 0 \quad x(t_0) = x_0 \tag{3}$$

$$y^{\text{ref}} = g(x, u^{\text{ref}}, p, d, t), \tag{4}$$

$$x_D^{\text{HP}} \geq x_D^*, \quad x_D^{\text{LP}} \geq x_D^*, \quad x_B^{\text{HP}} \leq x_B^*, \quad x_B^{\text{LP}} \leq x_B^*, \tag{5}$$

$$L_{\text{m in}}^{\text{HP}} \leq L^{\text{HP}}(t) \leq L_{\text{max}}^{\text{HP}}, \quad L_{\text{m in}}^{\text{LP}} \leq L^{\text{LP}}(t) \leq L_{\text{max}}^{\text{LP}}, \tag{6}$$

$$F_{\min}^{\text{LP}} \leq F^{\text{LP}}(t) \leq F_{\max}^{\text{LP}} \quad Q_{\min}^{\text{HP}} \leq Q^{\text{HP}}(t) \leq Q_{\max}^{\text{HP}}, \tag{7}$$

$$t \in [t_0, t_f]. \tag{8}$$

而控制级的跟踪控制问题可写成:

$$\min_u \int_0^T (y - y^{\text{ref}})^T W (y - y^{\text{ref}}) + (u - u^{\text{ref}})^T R (u - u^{\text{ref}}) \, d\tau \tag{9}$$

$$f(\dot{x}, x, u, p, d, \bar{t}) = 0 \quad x(\bar{t}_0) = x_0, \tag{10}$$

$$y = g(x, u, p, d, \bar{t}), \tag{11}$$

$$x_D^{\text{HP}} \geq x_D^*, \quad x_D^{\text{LP}} \geq x_D^*, \quad x_B^{\text{HP}} \leq x_B^*, \quad x_B^{\text{LP}} \leq x_B^*, \tag{12}$$

$$L_{\min}^{\text{HP}} \leq L^{\text{HP}}(t) \leq L_{\max}^{\text{HP}} \quad L_{\min}^{\text{LP}} \leq L^{\text{LP}}(t) \leq L_{\max}^{\text{LP}}, \tag{13}$$

$$F_{\min}^{\text{LP}} \leq F^{\text{LP}}(t) \leq F_{\max}^{\text{LP}} \quad Q_{\min}^{\text{HP}} \leq Q^{\text{HP}}(t) \leq Q_{\max}^{\text{HP}}, \tag{14}$$

$$t \in [\bar{t}_0, \bar{t}_f]. \tag{15}$$

其中, Q 为在时间段 $[t_0, t_f]$ 内将被优化的目标函数, 即高压塔的塔釜加热量; x 表示初始条件为 x_0 的系统状态变量; x_D^*, x_B^* 分别是塔顶和塔底的产品质量要求; u 是 4 个优化操作变量, 它们是高压塔的塔釜加热量 Q^{HP} , 高压塔的回流量 L^{HP} , 低压塔的回流量 L^{LP} 和低压塔的进料流量 F^{LP} ; f 是系统的动态数学模型, 它是一组非线性的微分代数方程组; p 是模型的参数, 如塔板效率; d 是可测干扰, 如进料流量的大小. 一般的动态优化和控制策略是 3 个优化的问题^[6]: 经济目标优化, 状态估计优化和跟踪控制计算优化. 在本研究中利用热集成精馏系统的机理模型来描述其动态特性, 在建立机理模型时, 有些参数是不能直接测量, 而且由于操作条件的变化, 这些参数是时变的, 因此, 必须对这些参数进行在线的估计, 以提高模型的精度. 在实现热集成精馏系统的动态优化和控制二级策略中, 还必须考虑模型参数和不可测变量的在线估计问题. 为此, 热集成精馏系统的控制策略, 最终是 4 个优化求解问题^[7], 如图 2 所示.

3 动态优化和控制策略的实施

3.1 动态优化的计算

实现热集成精馏过程的动态优化和控制策略最终归结为多个最优化问题的求解, 动态优化和控制都是基于模型的先进控制策略. 在此将介绍动态优化计算和跟踪控制器的设计. 在这二级的控制策略中, 它们分别具有不同的时间尺度, 上一级优化的时间远远大于下一级, 只有进料流量和进料浓度发生大的变化时, 才进行重复的优化计算. 下一级的跟踪控制必须在每一个采样周期内实施控制输出.

上一级的经济目标优化是一个具有等式和不等式约束的动态优化问题, 通过利用正交配置的离散化, 将它们转变为一个 NLP(Nonlinear Programming)的问题. 采用滚动时域窗口的方法实现上层的动态优化, 每次运算将时间 $t \in [t_0, t_f]$ 分成 NL 个采样周期, 每个采样周期内用 3 个正交配置点进行离散化, 可以求出 NL 个采样周期内的优化结果.

下面以进料浓度从 0.3(mol/L)变化到 0.4(mol/L)时, 给出上一级以最小能耗为目标的动态优化计算结果, 在这个计算中, 采样周期为 600 s NL 为 20 个采样周期. 在满足质量指标的前提下, 求出 20 个采样周期内 4 个操作变量的动态优化值. 动态优化计算采用的是 SQP 算法, SQP 的计算利用了 MSL FOR-TRAN 函数库的 NCONG 子函数库^[4]. 优化计算中的具体数值的选取见下面一系列算式:

$$\min_u \sum_{k=1}^{20} Q_k^{\text{HP}}, \tag{16}$$

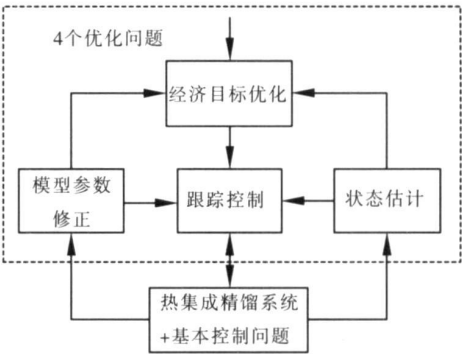


图 2 热集成精馏系统优化和控制方案结构图

Fig.2 Optimization and control structure of a heat-integrated distillation column system

$$\left. \begin{aligned} f_i(x_i^k, u^k, p^k, d^k) &= 0 \quad i = 1 \dots NC \\ y_i^k &= g_i(x_i^k, u^k, p^k, d^k), \quad i = 1 \dots NC \end{aligned} \right\} \text{模型方程约束,}$$
$$x_0^k = x_{NC}^{k-1}.$$
$$x_D^{\text{HP}} \geq 99\%, x_D^{\text{LP}} \geq 99\%, x_B^{\text{HP}} \leq 1\%, x_B^{\text{LP}} \leq 1\%,$$
$$0.0025 \leq L^{\text{HP}}(t) \leq 0.0065 \quad 0.0015 \leq L^{\text{LP}}(t) \leq 0.0045$$
$$0.0045 \leq Q^{\text{HP}}(t) \leq 0.0085 \quad 0.0035 \leq F^{\text{LP}}(t) \leq 0.0065$$

(17)

(18)

(19)

(20)

上述优化的计算结果可参阅文献^[8], 这些计算结果作为下一级跟踪控制的设定值.

3.2 多变量跟踪控制器设计

热集成精馏系统是一个关联严重的复杂控制系统, 很难用常规的 PID 单回路控制来达到满意的控制效果. 多变量预测控制技术却能有效地解决这些问题, 它能够充分考虑各个变量之间耦合特性, 不断以滚动优化的计算方式给出基本控制回路的给定值, 并且保证满足操作工况的所有约束. 因此, 下一级利用多变量预测控制来实现, 变量之间关系见表 1, 热集成精馏系统动态优化和多变量预测控制的控制流程如图 3 所示.

表 1 热集成精馏系统多变量预测控制系统变量汇总

Table 1 Variables in multivariable model predictive control system of the system

设备名	变量名	说明
高压塔 (HP)	被控变量 (CV)	塔顶温度 T_2^{HP} (塔顶产品质量 x_D^{HP})
		塔底温度 T_{29}^{HP} (塔底产品质量 x_B^{HP})
	操作变量 (MV)	塔顶回流量 L^{HP}
		塔釜加热量 Q^{HP}
低压塔 (LP)	扰动变量 (DV)	进料流量 F^{HP}, x_F
	被控变量 (CV)	塔顶温度 T_2^{LP} (塔顶产品质量 x_D^{LP}), 塔底温度 T_{21}^{LP} (塔底产品质量 x_B^{LP})
	操作变量 (MV)	塔顶回流量 L^{LP}
		进料流量 F^{LP}
	扰动变量 (DV)	塔釜加热量 Q^{LP} , 进料组成 x_F

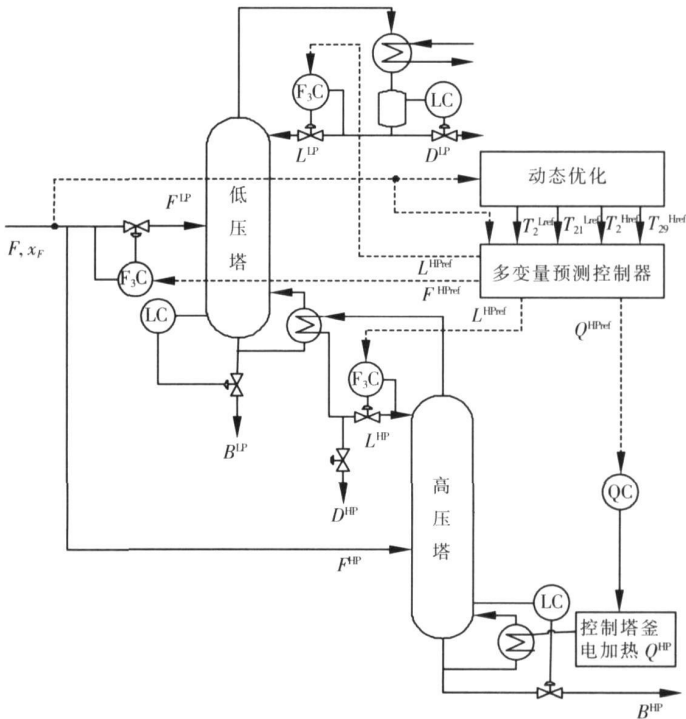


图 3 热集成精馏系统的带控制点工艺流程图

Fig.3 Piping and instrumentation diagram of the heat-integrated distillation column system

下一级多变量预测控制的优化计算同样是一个动态优化的问题, 同样使用 SQP 和正交配置离散化的

方法来实现优化计算. 多变量预测控制器的优化计算可以下列算式表示:

$$J = \min_{u_j} \left\{ \sum_{k=1}^{pp} \sum_{i=1}^{NC} (y_i^k - y_i^{refk})^T W (y_i^k - y_i^{refk}) + \sum_j^{mm} (u_j - u_j^{ref})^T R (u_j - u_j^{ref}) \right\} \tag{21}$$

s t

$$f_i(x_i^k, u^k, p^k, d^k) = 0 \quad i = 1 \dots, NC. \tag{22}$$

$$y_i^k = g_i(x_i^k, u^k, p^k, d^k), \quad i = 1 \dots, NC. \tag{23}$$

$$x_0^k = x_{NC}^{k-1}, \tag{24}$$

$$x_D^{HP} \geq 99\%, x_D^{LP} \geq 99\%, x_B^{HP} \leq 1\%, x_B^{LP} \leq 1\%, \tag{25}$$

$$0.0025 \leq L^{HP}(t) \leq 0.0065 \quad 0.0015 \leq L^{LP}(t) \leq 0.0045, \tag{26}$$

$$0.0045 \leq Q^{HP}(t) \leq 0.0085 \quad 0.0035 \leq F^{LP}(t) \leq 0.0065 \tag{27}$$

其中, J 为控制器的优化目标函数; pp 为预测控制器预测时域长度; mm 预测控制器控制时域长度; NC 为离散化正交配置点数, 故 $NC = 3$ $y^{ref} = [T_2^{Lref} \quad T_{21}^{Lref} \quad T_2^{Href} \quad T_{29}^{Href}]^T$ 由上层优化结果中计算得到的设定值, 为热集成精馏系统中两个塔的塔顶和塔底 4 点温度; $u^{ref} = [Q^{HPref} \quad L^{HPref} \quad L^{LPref} \quad F^{LPref}]^T$ 由上层优化计算得到的高压塔塔釜加热量和塔顶回流量, 低压塔塔顶回流量和进料量 4 个操作变量.

多变量预测控制的实现步骤如下^[9]:

- (1) 求得状态变量的初始值 $x(t_0) = x_0$ (通过状态估计方法获得).
- (2) 利用式 (21) 求出目标函数最小时的最佳输出信号.
- (3) 实施第一个周期内的控制输出.
- (4) 返回到 1, 重复上述计算.

4 结语

本文中, 提出了当进料发生变化时, 在保证产品质量的前提下, 热集成精馏系统以最小能耗为目标的动态优化和控制的二级策略. 在上一级优化中实现能耗最小的动态优化, 优化变量是高压塔塔釜加热量和塔顶回流量, 低压塔的塔顶回流量和进料量 4 个变量, 在下一级控制中实现优化目标的跟踪控制, 给出了当进料浓度发生变化时的上一级的动态优化计算方法和多变量预测控制方案.

[参考文献] (References)

[1] Alglöwer F, Badgwell T A, Qin J S, et al Non-linear predictive control and moving horizon estimation – an introductory overview [C] //Frank PM. Advances in Control Highlights of ECC’ 99 Berlin Springer, 1999: 391– 445.

[2] Kadam J V, Schlegel M, Marquardt W, et al A two-level strategy of integrated dynamic optimization and control of industrial processes – a case study [C] //Grievink J, van Schijndel J. European Symposium on Computer Aided Process Engineering – 12 Amsterdam: Elsevier, 2002: 511– 516.

[3] Betts J T. Practical Methods for Optimal Control Using Nonlinear Programming [M]. Philadelphia: SIAM, 2001.

[4] 祝雪妹. 热集成精馏系统的建模、优化与控制的若干问题研究 [D]. 杭州: 浙江大学, 2005.

Zhu Xuemei. Researches on modeling, optimization and control of a heat-integrated distillation column system [D]. Hangzhou: Zhejiang University, 2005. (in Chinese)

[5] Hong W R, Wang S Q, Li P, et al Dynamic optimization of a heat-integrated distillation column [C] // Proceedings of the 5th World Congress on Intelligent Control and Automation Hangzhou, 2004: 3287– 3290.

[6] Chen X, Pike R W, Hertwig T A, et al Optimal implementation of on-line optimization [J]. Comput Chem Eng, 1998, 22 (Supplement): 435– 442.

[7] Zhu X M, Hong W R, Wang S Q. Implementation of advanced control for a heat-integrated distillation column system [C] // Proceedings of the 30th Annual Conference of the IEEE Industrial Electronics Society, Busan, Korea, 2004: 2006– 2001.

[8] 祝雪妹, 王树青. 热集成精馏系统的动态优化策略研究 [J]. 化工自动化及仪表, 2005, 32 (6): 24– 26.

Zhu Xuemei, Wang Shuqing. Research on dynamic optimization of a heat-integrated distillation system [J]. Control and Instruments in Chemical Industry, 2005, 32 (6): 24– 26. (in Chinese)

[9] Findeisen R, Alglöwer F. An introduction to nonlinear model predictive control [CP/OL]. Veldhoven: 21st Benelux Meeting on Systems and Control, 2002. <http://www.ist.uni-stuttgart.de/reports/pdf/2002-1.pdf> [责任编辑: 刘健]