

一种新型控制器的应用

(云南云天化股份有限公司) 赵宁 钱光灿

赵宁 (1973-)

女, 云天化股份有限公司, 工程师, 现从事DCS管理工作。

摘要: Profit Loop是霍尼韦尔公司PKS系统中的模型预测控制器, 它用一个单输入/单输出的过程模型预测过去、现在和将来控制动作对被控变量的影响, 以实现期望的控制目标。Profit Loop是控制技术的新突破, 能够超越取代传统的PID控制, 能够显著提升过程控制的质量指标, 应用前景广阔。本文说明Profit Loop在精馏塔控制中的应用。

关键词: Profit Loop; PKS; 模型预测控制; 节能降耗

1 前言

2万吨/年 聚甲醛是我公司从波兰ZAT公司引进的精细化工装置, 产品价值高, 使用霍尼韦尔公司的PKS (过程知识系统) 系统控制。装置中精馏塔、蒸馏塔共计17个, 由于精馏塔、蒸馏塔关联变量之间耦合严重, 过程反应慢, 动态响应时间长, 滞后严重, 使用常规PID控制效果一直不佳, 不仅不能自动, 手动操作效果也不理想, 成为该装置控制的难点, 直接影响了产品质量和蒸汽的消耗。PKS系统提供的Profit Loop控制器, 使得这一难题有了解决的途径和可能。

2 精馏塔C462工艺

2.1 C462精馏塔的工艺流程

C462是浮阀塔精馏塔, 用于系统中含有微量NaOH的三聚甲醛的精馏, 将NaOH除去后, 把三聚甲醛回收到系统中去。带控制点工艺流程图如图1所示, 进料为变频调速控制流量, 由泵P464、P471打入的含碱三聚; 由再生碱液蒸发器间断蒸发后送到V466, 通过FRC4641进行控制的气体冷凝液。为防止糖类生

成, 向塔内加入脱盐水, 通过FRC4645进行控制。

工艺上主要通过塔顶和塔底两个温度控制系统来控制产品质量。塔底通过蒸汽调节FIC4642、TIC4647, 防止三聚超标。塔顶由回流控制FRC4643与TIC4644调节顶部三聚浓度, 并使采出中不含有钠离子。

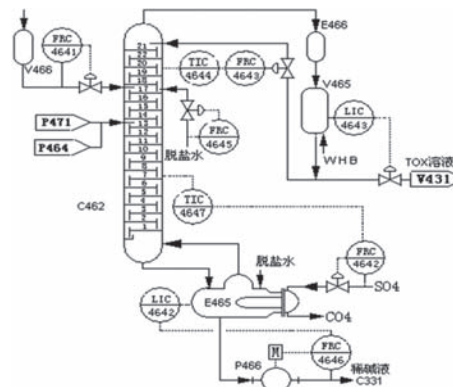


图1 C462工艺流程图

2.2 2-C462精馏塔控制的主要问题

2.2.1 变量之间耦合严重

C462塔顶产品质量采用直接物料平衡控制, 第19块塔板的温度与回流量组成串级控制; C462塔底产品质量采用能量平衡控制, 第7块塔板的温度与进入再沸器的蒸汽量组成串级控制。当顶层塔板温度升高时, 塔顶回流量增加, 同时也导致底层塔板温度下降, 进入再沸器的蒸汽量增加, 顶层塔板温度却继续升高。

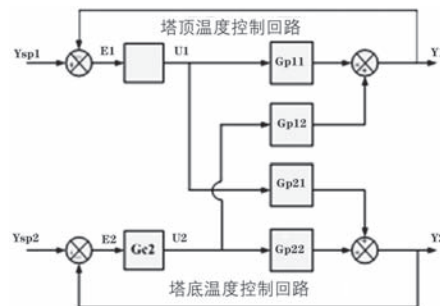


图2 控制系统框图

从图2所示的控制系统框图可知，有两个被控量和两个操作量，过程的动态特性传递函数为：

$$G_{p11}(s) = \frac{Y_1(s)}{U_1(s)} \quad G_{p12}(s) = \frac{Y_1(s)}{U_2(s)}$$

$$G_{p21}(s) = \frac{Y_2(s)}{U_1(s)} \quad G_{p22}(s) = \frac{Y_2(s)}{U_2(s)}$$

当回路1的控制器Gc1调节U1，使Y1回到设定值Ysp1，U1也通过传递函数Gp21波及Y2；由于Y2发生变化，回路2控制器Gc2调节U2，使Y2回到它的设定值Ysp2，而改变U2又会通过传递函数Gp12影响到Y1。

变量之间的这种强耦合使得两个控制回路不能同时在自动方式下控制，只能由操作人员手动操作，操作频繁且不易控，造成塔顶和塔底产品质量受到较大影响，蒸汽量消耗增加。

2.2.2 塔的干扰因素多

塔的主要扰动有：（1）进料量的波动。三路进料，有两路是经齿轮泵打到塔的上部，由于物料特性及齿轮泵运行工况差，流量经常发生波动甚至断流；另一路进料是间歇的，由操作人员视前段工序液位的高低手动进料，瞬间进料量的大小对精馏塔的稳定运行有极大的影响；（2）再沸器加热蒸汽压力的波动；（3）因环境变化而引起的回流温度波动；（4）三路进料的组分波动无法预知。

3 精馏塔C462控制系统的改进

3.1 控制回路关联分析

如图2所示，塔底和塔顶温度控制是两个相互关联的回路，以第一回路为例，被控量Y1与操作量U1之间的传递函数与第二回路是开启还是闭合有很大的关系。假如第二个控制器Gc2处于手动模式，使控制器输出维持在正常值，即输出增量U2=0，则Y1与U1之间的传递函数：

$$G_{p11}(s) = \frac{Y_1(s)}{U_1(s)} \quad (Y_2-U_2 \text{ 的回路打开}) \quad (1)$$

如果两个回路都闭合，两个回路对Y1的作用叠加在一起：

$$Y_1 = G_{p11}U_1 + G_{p12}U_2 \quad (2)$$

若Ysp2=0，且处于自动模式，则根据方框图：

$$Y_2 = \frac{G_{p21}U_1}{1+G_{c2}G_{p22}}$$

3从第二个回路传给第一回路的信号是：

$$G_{p12}U_2 = -G_{p12}G_{c2}Y_2 \quad (4)$$

将式3.3和3.4代入式3.2，得到Y1与U1之间总的传递函数：

$$\frac{Y_1}{U_1} = G_{p11} - \frac{G_{p12}G_{p21}G_{c2}}{1+G_{c2}G_{p22}} \quad (5)$$

（Y2与U2的回路闭合）

由此可知，Y1与U1之间的传递函数通过关联项与第二回路

的调节器Gc2相关，涵盖了第二个回路对它的影响。

使用结果表明，常规PID控制算法在这种情况下，系统不稳定，控制器参数的整定也变得更加困难，无法满足强耦合、多干扰、大滞后对象的控制要求，而这正是Profit Loop的强项。

3.2 Profit Loop的控制原理

Profit Loop是完全集成进PKS系统的一种单输入/输出（SISO）、基于模型的控制和优化技术，来源于霍尼韦尔公司专利技术 Profit Suite control，其控制器用一个简单的过程模型来预测过去、现在和将来的过程变量的动作。模型预测控制方框图如图3。

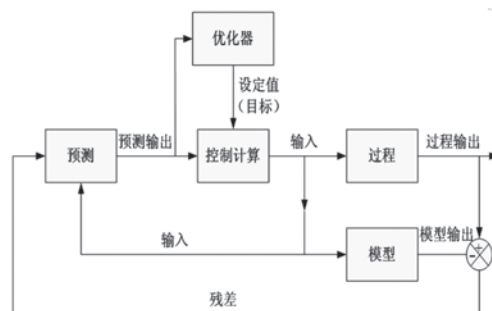


图3 模型预测方框图

基于对当前和未来的预测值，就可产生一个控制动作序列，以最优的方式趋向设定值，控制序列图如图4。

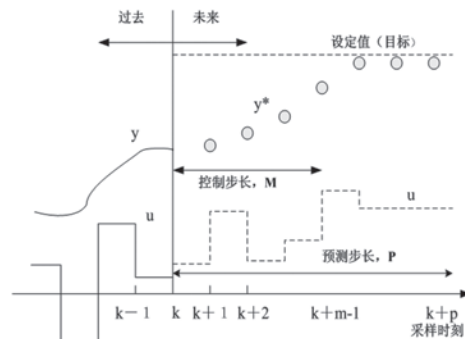


图4 控制序列图

3.3 Profit Loop有效降低控制回路的关联

基于数学模型的单变量预测控制器Profit Loop将模型预测值引入控制回路，但数学模型不是单一变量的，引入控制的模型预测值包括了关联回路的影响，利用预测值的超前调节，能有效克服各种干扰，降低控制回路的关联，提高控制的品质。

为满足C462的控制目标，综合考虑，确定对塔顶温度回路TIC4644用Profit Loop控制器来取代，而塔底温度回路TIC4647、FRC4643和FRC4642依然用常规PID实现。

4 Profit Loop控制器的实施

4.1 通过实验数据，建立模型

PKS系统中，提供了模型生成工具，实现Profit Loop，生成的方式有：

PID转换方式

PID生成方式

回路信息方式

拉普拉斯输入方式

在线阶跃输入测试，我们使用阶跃输入测试建模的方法。

为获取对象数学模型，作阶跃测试，根据输出响应曲线获得模型参数。塔顶温度对象的输入量为塔顶回流量FRC4643，输出量为塔顶温度TIC4644，利用提供的模型工具给温度对象施加伪矩形脉冲响应（PRBS）激励信号，如图5所示， τ 为对象的时间常数，输入信号按正负交替的形式在一定幅度范围内按一定的速率变化，反复多次，使温度输出响应曲线有较好的重现性，以满足模型精度的要求。

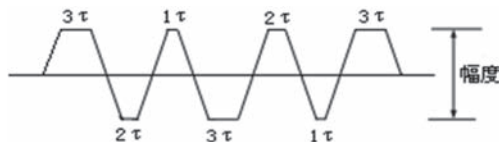


图5 输入脉冲

4.2 模型预测

为了进行预测，需要将Profit Loop辨识得到的动态模型内置到控制器中，使控制器过去的输出OP值和将来预测的PV值联系起来，如图6所示，传递函数为：

$$G \frac{n_5 s^4 + n_4 s^3 + n_3 s^2 + n_2 s + n_1}{d_5 s^4 + d_4 s^3 + d_3 s^2 + d_2 s + d_1} e^{-Ts}$$

其中G是对象的增益系数，T是对象的滞后时间，n和d是模型系数，s是拉普拉斯常数，单位是 min^{-1} 。

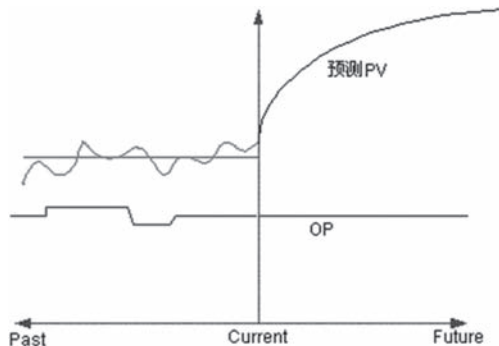


图6 预测PV轨迹

经过多次辨识，得到C462塔顶温度的动态模型为

$$-0.38 \frac{1}{6s+1} e^{-6s}。$$

4.3 模型偏差校正，增强控制系统的鲁棒性

系统建模是优化控制的难点，不论是多变量的大系统还是单回路的模型。不仅要使所建立的模型与实际相符，还要在满足模型精度的前提下，降低模型阶次。但所建立的数学模型，模型预测值和实际过程测量值之间，总是存在偏差。为解决模型的失配，Profit Loop把当前PV的预测值和实际的测量值做比较，比较后的差值加到PV将来的运行轨迹中，如图7所示：

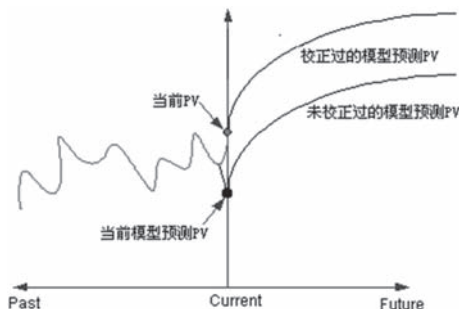


图7 模型偏差的校正

进行偏差校正后，控制器对模型的不准确不会过度灵敏，具有较好的鲁棒性。在Profit Loop中，MODEL PV是没有经过偏差校正的模型预测值，正常情况下，未校正的模型预测值，不管在时间和幅度上都应跟踪实际的PV，如果响应出现了偏离，就应该进行调整。

4.4 建立控制器，实现控制

当模型预测值满足要求后，在PKS系统中安装运行，一旦计算出PV将来的运行轨迹，控制器就会采取相应的控制动作，促使过程的运行轨迹朝向控制目标，在这段时间，滚动计算以使PV值靠近SP值，减小控制器的偏差，如图8所示。

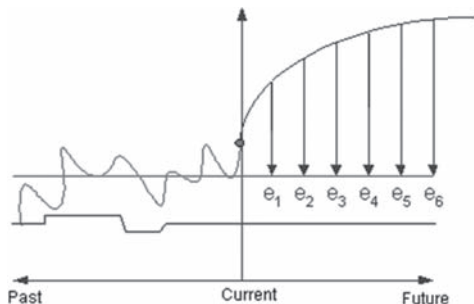


图8 控制步长内的偏差

Profit Loop主要关注闭环回路响应时间之前的那部分运行轨迹，在用户设定的闭环响应时间之前，其范围控制（Range Control Algorithm）算法，以最小输出（OP）移动，把PV拉回到SP。即用极小的控制动作来满足控制的目标，因此相比其它的预测控制来说，鲁棒性更好，对模型的精度要求也不高。

如图9所示。

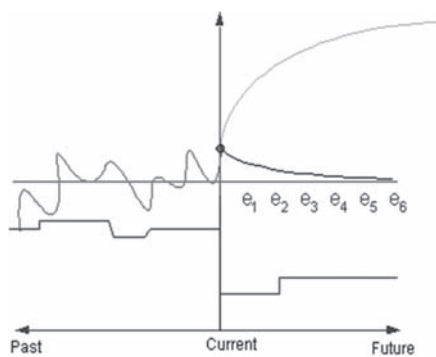


图9 控制作用的滚动优化

5 Profit Loop控制器的实施效果

5.1 易于实施，便于维护

在控制器不稳定或出现震荡时，Profit Loop的“一键式”性能比单参数整定，通过简单地增加性能比值来减慢调节动作的速度，同时增加鲁棒性。反之，如果调节器动作太慢，则可以通过减少性能比值来加速闭环调节器的响应。采用Profit Loop控制器，参数容易理解，整定简单，耗时少。而PID控制器，则需要综合考虑比例带，积分时间和微分时间的作用，不容易整定，耗时长。

5.2 质量指标得到提升

Profit Loop投用后，控制器很好地克服了模型误差、强耦合、多干扰、未知干扰等不良因素的影响，精馏塔达到了稳定运行、提高产品质量的效果。原来精馏塔灵敏板温度波动较大，只能作为一个操作的参考变量，而现在成为一个生产指标，给进一步的优化打下了坚实的基础。从表1可看出，TIC4644自投用Profit Loop后，波动幅度大幅度减小。

表1 C462控制效果对照表

项目	profit loop投用前标准方差	profit loop投用后标准方差	降低 %
TI4642	0.931	0.1318	85.84318
塔顶灵敏板温度TIC4644	2.008	0.335	83.31673
塔底温度TI4649	0.23	0.24	-4.34783
塔底灵敏板温度TIC4647	0.256	0.092	64.0625

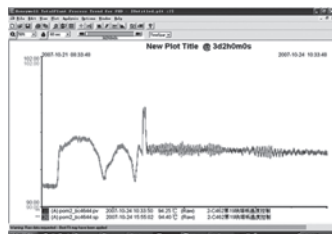


图10 TIC4644投用前后对照

5.3 节能降耗，提高了经济效益

采用Profit Loop控制器，不仅降低了操作人员的劳动强度，使装置运行平稳，提高了产品质量控制的一致性，还节约了蒸汽，提高了生产的经济效益。如表2 2007年精馏塔C462蒸汽消耗表所示（表中未列月份，装置处于半开车状态），从10月份开始TIC4644模型的建立、控制器的安装调试，10、11月份TIC4644控制器处于调试期间，12月份正式投用。

表2 2007年精馏塔C462蒸汽消耗表

月份	1月	5月	6月	7月	8月	10月	12月
蒸汽消耗总量(t)	329	329	340	366	362	278	227

由表2可以看出10月份蒸汽消耗已有明显的降低，12月份正式投用后蒸汽消耗进一步下降，Profit Loop控制器投用后C462可节约蒸汽消耗量为：

$$(329 + 329 + 340 + 366 + 362) \div 5 - 227 = 118.2 \text{ (吨/月)}$$

根据以上数据计算，该控制器投用后C462蒸汽用量减少34.24%，按目前蒸汽价格61.4元/吨，每年降低生产成本：

$$118.2 \times 12 \times 61.4 = 87089.76 \text{ 元}$$

6 结束语

Profit Loop作为一种最新的先进控制技术，具有传统PID控制器所不具有的特性和功能，不仅能够取代PID控制，还能够实现PID控制器无法应用和应用不理想的特殊场合，适应性很广。Profit Loop作为PKS系统中的一个控制回路，并不需要占用额外的CPU资源，而是如同系统常规PID回路那样被处理，因此，系统中可以同时运行的Profit Loop数量没有更多的限制。自2006年以来，在聚甲醛装置中，除了C462精馏塔，我们还对其它几个控制效果不理想的精馏塔和10个电加热离散控制实施了PID转到Profit Loop的控制，均取得了理想的效果。下一步考虑进一步与多变量模型预测控制器组合应用，实现整个装置的整体优化控制，经济效益会更加明显，应用前景良好。

参考文献

- [1] 2万吨/年聚甲醛工艺手册，云南云天化股份有限公司。
- [2] HONEYWELL PKS系统手册，HONEYWELL。