

前馈控制及其工业应用*

吕勇哉执笔¹⁾

(浙江大学)

摘 要

本文应用实验及模拟计算机的模拟,研究了试验型换热器的前馈-反馈控制,介绍了系统设计、前馈动态补偿器的参数整定和控制品质的改善。此外,还研究了连续消毒塔、动力锅炉和原油分馏塔的动态前馈-反馈控制,同时提出了应用动态前馈补偿克服由虚假被控信号所引起的反馈误动作和非标准型前馈控制。

前 言

前馈控制是一种按照扰动量进行校正的控制方式,通过合理综合前馈控制模型,以达到被控变量与扰动变量之间完全无关或部份无关,从而显著提高系统的控制品质。为了同时发挥“前馈”和“反馈”的优点,工程上往往将两者结合起来,构成前馈-反馈(FFC-FBC)系统。近年来,国外已将前馈控制方式逐步应用于工业生产过程的控制,例如精馏塔、化学反应器、锅炉等设备和造纸、钢铁等生产过程,并取得了良好的效果。尤其在微型计算机问世以来,前馈控制工业应用的前景更为广阔。为了使前馈控制能迅速而有效地在工业生产中获得推广和应用,自1974年至1976年,我们在有关单位的协作下,开展了动态前馈控制的实验研究和工业应用试验工作。通过对实验型换热器温度的FFC-FBC系统及其电模拟研究,探讨了系统设计、品质改善与工程整定方法。此外还相继在发电厂的调频锅炉、炼油厂的常压塔、制药厂的连续消毒塔等工业装置上,进行了应用常规仪表或电子计算机实现FFC-FBC系统的试验研究工作,取得了良好的控制品质,并且对前馈控制系统设计中的几个问题提出了新的看法。

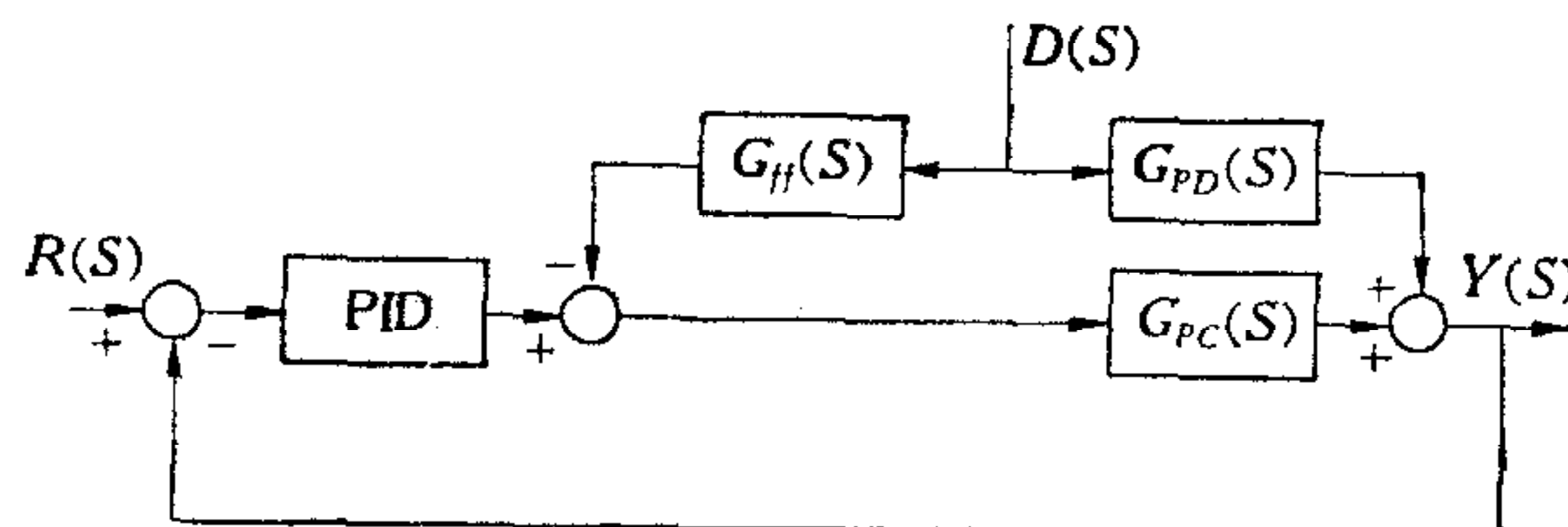


图1 典型 FFC-FBC 系统方框图

* 本文曾在中国自动化学会1978年年会上宣读。本文修改稿于1979年2月3日收到。

1) 参加实验研究工作的有浙江大学吕勇哉、王静煦、张玉润、洪敦子和上海工业自动化仪表研究所李金菊。参加工业试验工作的除上述成员外,还有上海第三制药厂、杨树浦发电厂和上海炼油厂计算机应用试点协作组。

一个典型的前馈-反馈控制系统可以表示为图 1 所示的形式。为了达到被控变量 y 不受扰动量 d 影响的目的,由绝对不变性原理求取动态前馈补偿函数为:

$$G_{ff}(S) = \frac{G_{PD}(S)}{G_{PC}(S)} \quad (1)$$

式中:

$G_{PD}(S)$, $G_{PC}(S)$ 分别为被控对象的扰动通道和控制通道的传递函数。

由(1)式可知,动态前馈补偿函数决定于对象的动态特性。尽管工业对象的动态特性十分复杂,但是,对于大多非周期过阻尼的对象,可以近似为一阶或二阶惯性环节与纯滞后环节的串联^[1]。则(1)式便可简化为下列模式:

$$G_{ff}(S) = K_f \frac{T_1 S + 1}{T_2 S + 1} e^{-\tau s} \quad (2)$$

式中 T_1 , T_2 分别表征对象控制通道和扰动通道的时间常数, τ 表征扰动通道与控制通道纯滞后时间之差值, K_f 表征对象扰动通道与控制通道零频增量之商。当 $\tau < 0$ 时, $G_{ff}(S)$ 式中出现了 $e^{|\tau|s}$ 项,显然是无法实施的,如 $|\tau|$ 值较大时,只能采用 SMITH 预估补偿方法^[2]来补偿控制通道中的纯滞后时间项。反之,当 $|\tau|$ 值不大时,为简化系统的结构,可将(2)式简化为下列形式:

$$G_{ff}(S) = K_f \frac{T_1 S + 1}{T_2 S + 1} \quad (3)$$

当对象动态特性均近似处理为二阶惯性环节时,则前馈控制模型即为(3)式所示模式的串联。因此,(3)式是目前工程上应用最广泛的前馈动态补偿函数,下面分别介绍前馈控制实验研究及工业试验结果。

一、实验研究

在一个实验型的冷水与热水换热的套管换热器中,以冷水换热后的出口温度 θ_1 作为系统的被控变量、冷水流量 Q 作为前馈的扰动量,热水的加热功率 W 作为控制变量,构成如图 2 所示的 FFC-FBC 系统。相应的 FBC、静态 FFC-FBC、动态 FFC-FBC 控制过程示于图 3。由比较图示曲线可见,在反馈控制系统中辅以静态 FFC 就改进了品质,如果引入了动态 FFC,则更进一步提高了系统的控制品质。

为了研究动态与静态 FFC 的选用问题,进一步对换热器的 FFC-FBC 系统进行了电

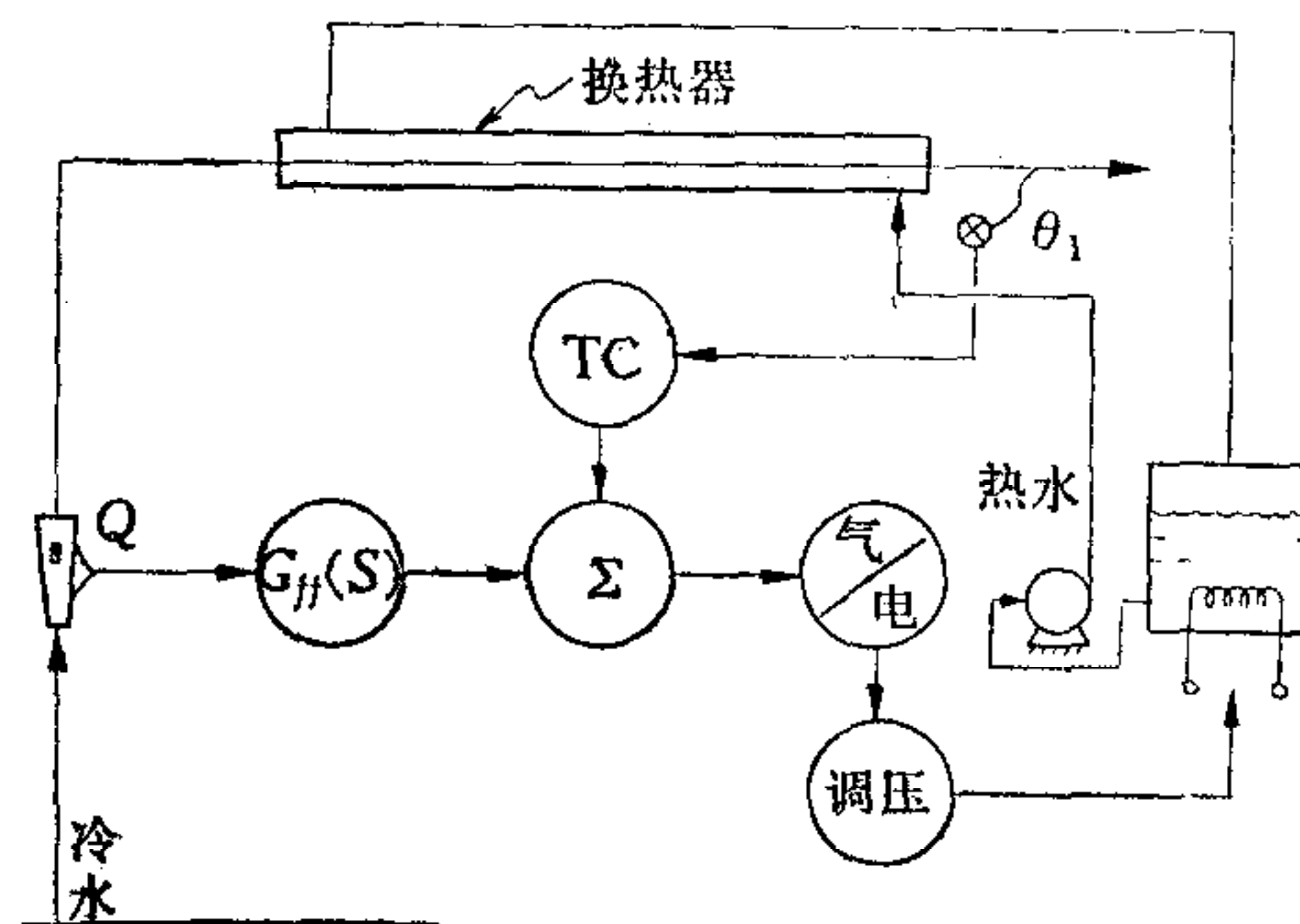


图 2 换热器的 FFC-FBC 控制系统



图3 换热器各种控制方案的品质比较

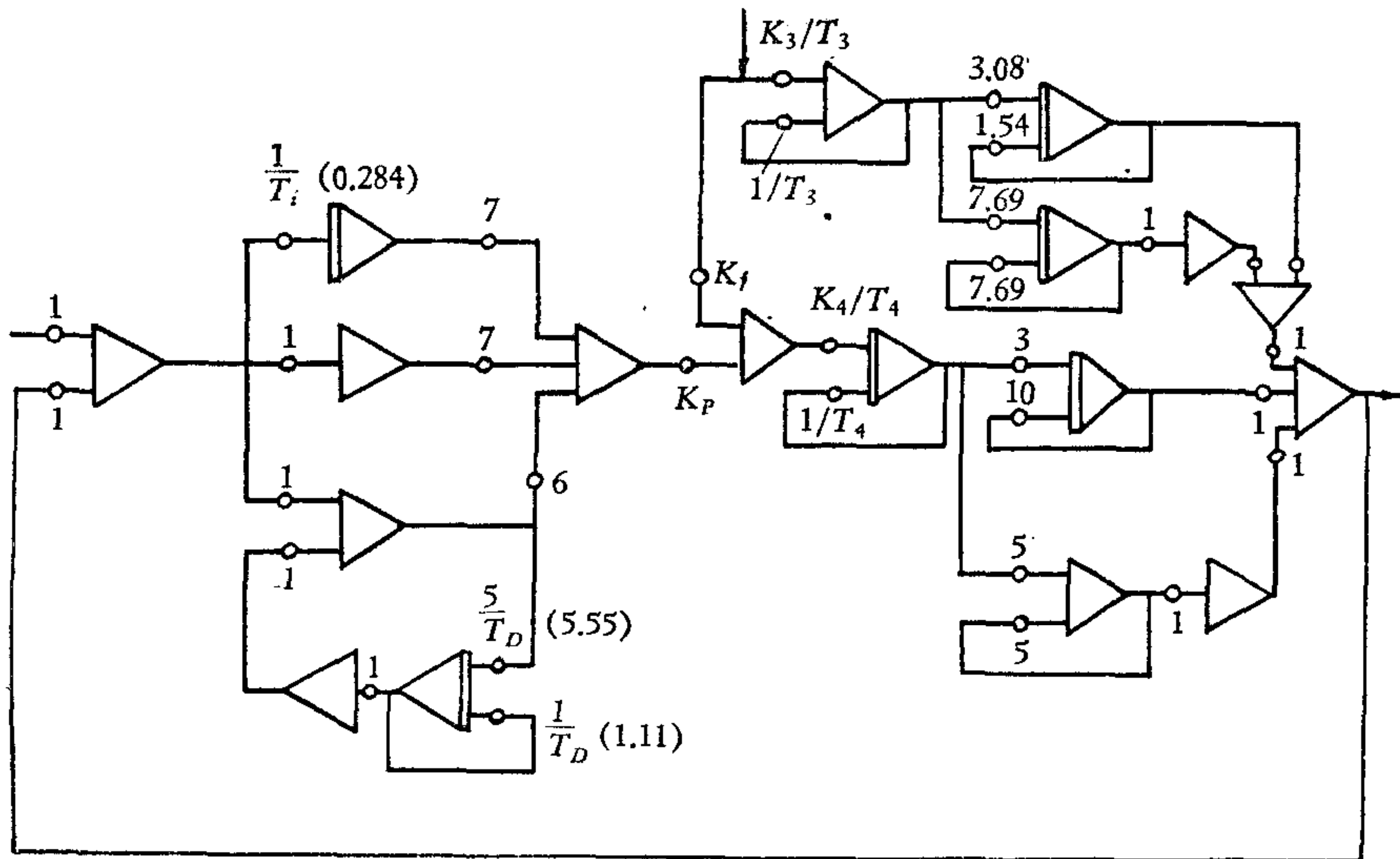


图4 静态 FFC-FBC 系统的电模拟线路

模拟的研究。系统的模拟线路示于图4。当分别改变对象控制通道时间常数 T_4 和扰动通道时间常数 T_3 时，系统的控制品质将随着而改变，模拟结果示于图5。由模拟结果可见，随着 T_3, T_4 差距的增大，静态 FFC-FBC 系统较 FBC 系统品质改善的程度减弱，值得注意的是，甚至出现品质恶化的现象。而当 T_3 与 T_4 较为接近时，静态 FFC-FBC 对品质的改善相当显著。例如， $T_3 = 24, T_4 = 18$ 或 $T_3 = 14, T_4 = 18$ 时，静态 FFC-FBC 系统控制过程的最大超调约为 FBC 的三分之一，过渡过程也相应缩短。经过多次模拟试验，我们认为，在相当多的场合下 (τ 不太大时)，当 T_3/T_4 在 1.3—0.7 的范围里，选用静态 FFC-FBC 往往已具有足够好的控制精度，当然还必须决定于工艺对控制品质的要求。

严格地说，前馈补偿函数应按 (1) 式，由对象的通道特性综合求取。但是，至今不少工业对象还难以通过数学描述或动态测试获取它们的动态特性，因此，对于前馈补偿装置参数的工程整定，具有十分重要的意义。工程整定包括静态参数和动态参数两个部分，对于 (3) 式所示的特定情况，也即决定合适的 K_f, T_1, T_2 三个参数的数值。 K_f 的整定可以利用下列两种方法：

1) 闭环整定法

可以利用反馈回路的稳定工况点的数据来计算 K_f 值。首先使系统处于 FBC 运行下，记下稳定工况下的前馈输入量（即扰动量）变送器的读数 I_{D0} 和 PID 调节器的输出读数 I_{C0} 。然后，对系统施加扰动，使前馈输入量由 I_{D0} 变化至 I_D 。待在反馈调节器的校正下，被控变量重新回至给定值后，记下 PID 调节器输出的新的稳定值 I_C 。则静态前馈系数 K_f 可按下式计算：

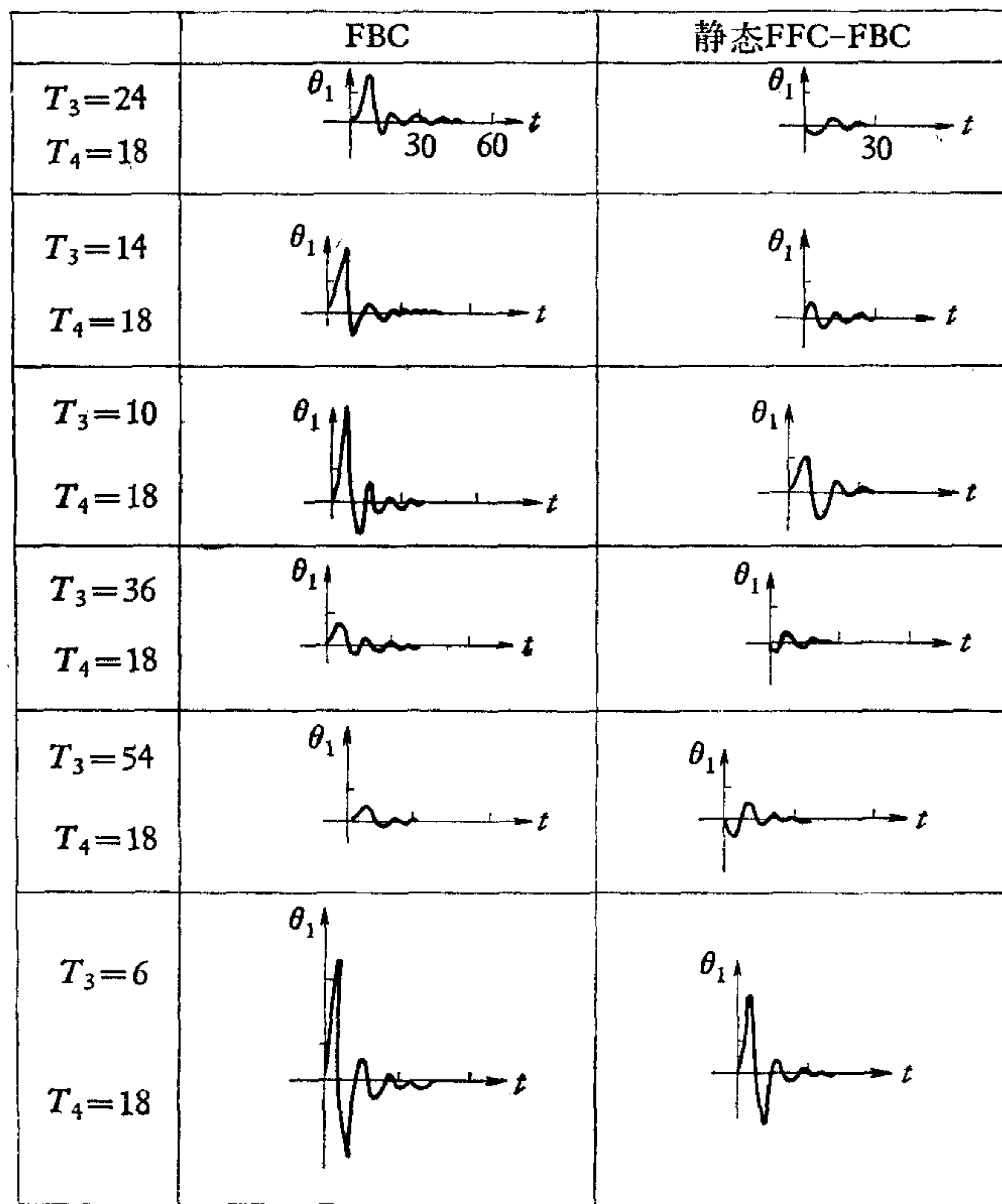


图5 静态 FFC-FBC 系统电模拟结果

$$K_f = \frac{I_c - I_{c0}}{I_D - I_{D0}} \quad (4)$$

这一整定方法的依据是很容易理解的, 即当扰动量变化 ($I_D - I_{D0}$) 时, 校正作用改变了 ($I_c - I_{c0}$), 才克服了扰动对被控变量的影响, 使被控变量回到了给定值, 如果应用前馈来完成这一校正, 显然 K_f 值应符合 (4) 式所示的关系. 需要指出的是, 在系统接受扰动至重新稳定的过渡时间内应该不存在或几乎不存在其它扰动量的影响, 否则求得的 K_f 值会有较大的误差.

2) 复合回路整定法

复合回路整定法是在 FBC 系统中, 引入静态 FFC, 逐步增大 K_f 值, 直至控制过程的响应满意为止. 试验往往从 $K_f = 0$ 开始, 对于图 (4) 所示模拟系统, 不同 K_f 值所相应的控制过程示于图 (6). 由此可见, 随着 K_f 的增大, 品质逐步改善, 当 K_f 过大时, 出现了过补偿的现象. 准确选择 K_f 值, 对于迅速决定执行器的位置具有重要的意义. 显然, 过大的 K_f 值, 非但不能改善系统的品质, 而相当于对 FBC 施加了一个扰动, 增加了 FBC 回路的负担, 使被控变量长时间的偏离给定值.

上述两种 K_f 的整定方法在试验装置和工业系统中都获得了成功的应用.

关于前馈补偿装置动态参数的整定, 至今尚未研究出行之有效的经验公式, 仅仅通过电模拟研究了 T_1 , T_2 对系统控制品质的影响, (3) 式相应的拉氏反变换式为:

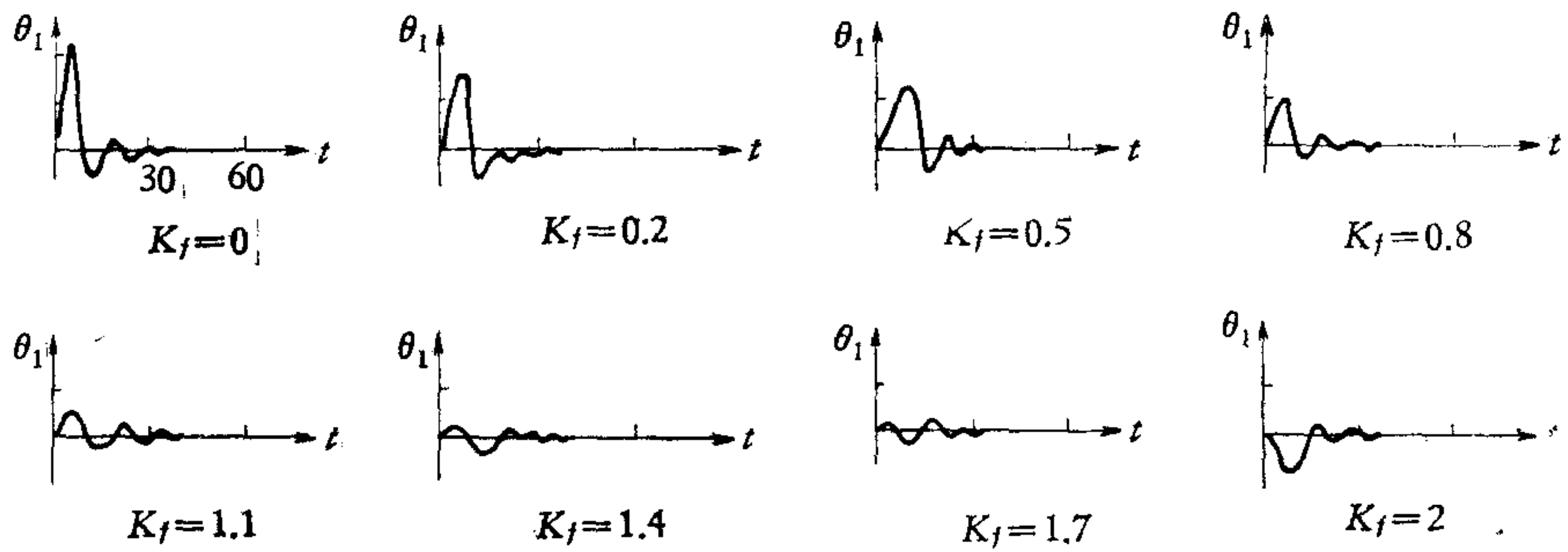


图6 K_f 对控制过程的影响

$$m_f(t) = 1 + \left(\frac{1}{\alpha} - 1\right) \exp\left(-\frac{t}{\alpha T_1}\right) \quad (5)$$

式中：

$$\alpha = \frac{T_1}{T_2}$$

(5) 式相应于 $\alpha > 1$ 或 $\alpha < 1$ 的单位阶跃扰动作用下的时间响应示于图 7。图中阴影线表征超前 ($\alpha > 1$) 或滞后 ($\alpha < 1$) 加入 (或移去) 的物料与能量。显然, 当 T_1 过大

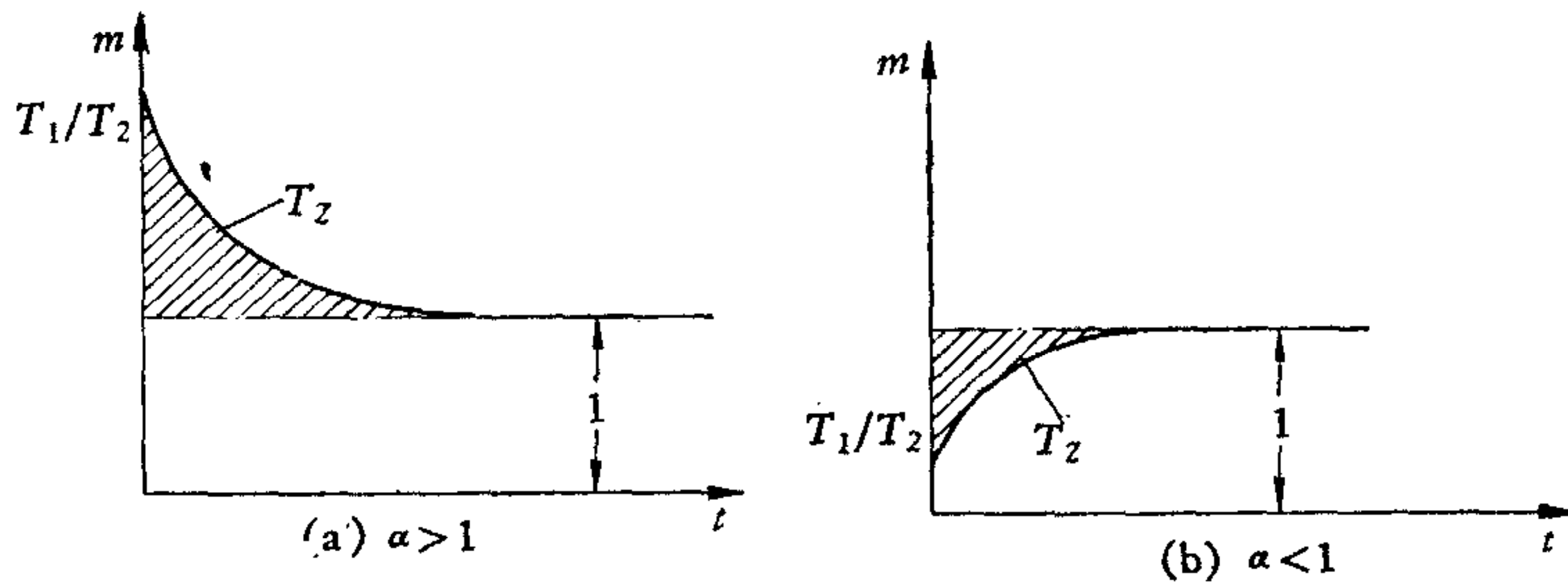


图7 $\frac{T_1 S + 1}{T_2 S + 1}$ 相应的时间响应

或 T_2 过小时, 由于过补偿而导致被控变量反向超调严重。反之, 当 T_1 过小或 T_2 过大时, 又会因补偿不足而不能充分发挥前馈的补偿功能。大量试验告诉我们, 过补偿往往是前馈系统的危险之源, 图 8 中的曲线正反映了这种过补偿所造成的恶果。相反, 欠补偿却是寻求前馈补偿装置参数的途径。因此, 动态参数的整定应从欠补偿开始, 逐步强化前馈补偿作用, 直至出现过补偿的趋势, 再略减弱前馈作用, 即可得到满意的控制过程。

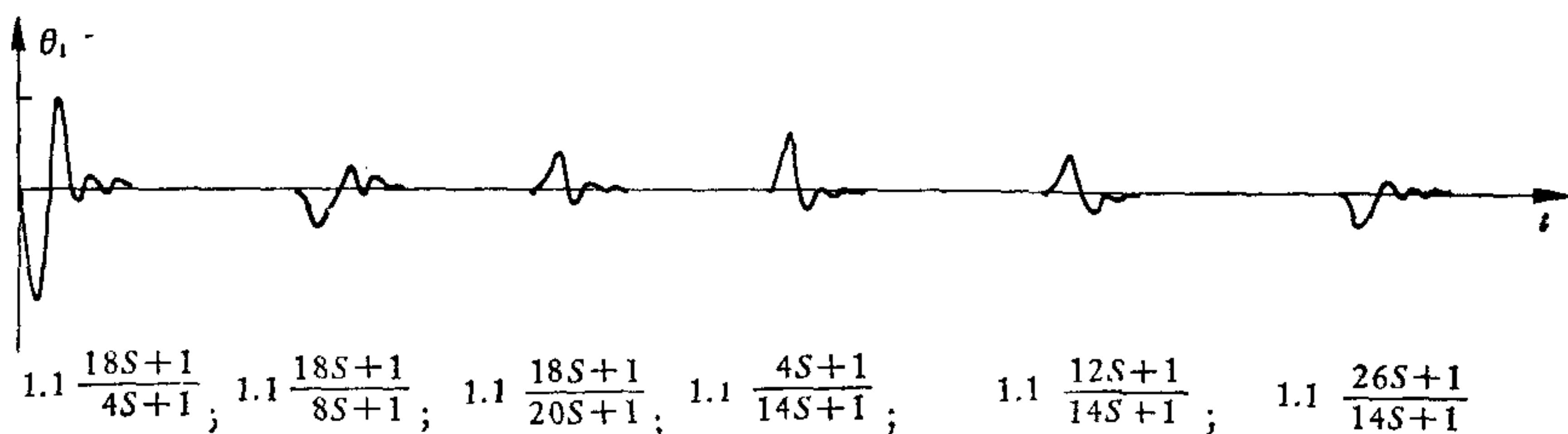


图8 T_1, T_2 对 FFC-FBC 系统品质的影响

二、工业 试 验

在上述实验研究的基础上,又进一步在有关工业对象上进行试验,通过工业对象 FFC-FBC 系统的深入研究对前馈控制的功能、系统结构及简化等问题提出了一些初步的看法。现结合下列三个工业应用示例阐明有关的观点。

1. 锅炉给水的动态 FFC-FBC 系统

锅炉给水系统控制的任务是使给水量适应其蒸发量,并维持汽鼓水位在允许的范围里,实质上即实现物料平衡控制。目前锅炉广泛应用的三冲量控制,显然它是一个具有水位 H 为主被控变量、给水流量 Q 为付被控变量的串级控制,辅以蒸汽蒸发量(即负荷) D 静态前馈的静态 FFC-FBC 系统。

由于锅炉水位以下汽泡容积的变化,当蒸汽负荷变化时,产生了“虚假水位”现象,如图 9 所示。虚假水位变化的大小与锅炉的工作压力、蒸发量等因素有关,当负荷变化 10% 时,虚假水位可达 30—40 毫米。由于虚假水位的存在,当蒸汽负荷变化后,在一段时间里(图 9 中的 t_0-t_1)。反馈调节器必然产生错误的校正作用,也即当 D 增加时,由于 H 的增加(虚假水位),反馈校正作用不仅没有增加给水量 Q ,反而减小了 Q ,从而破坏了物料平衡。

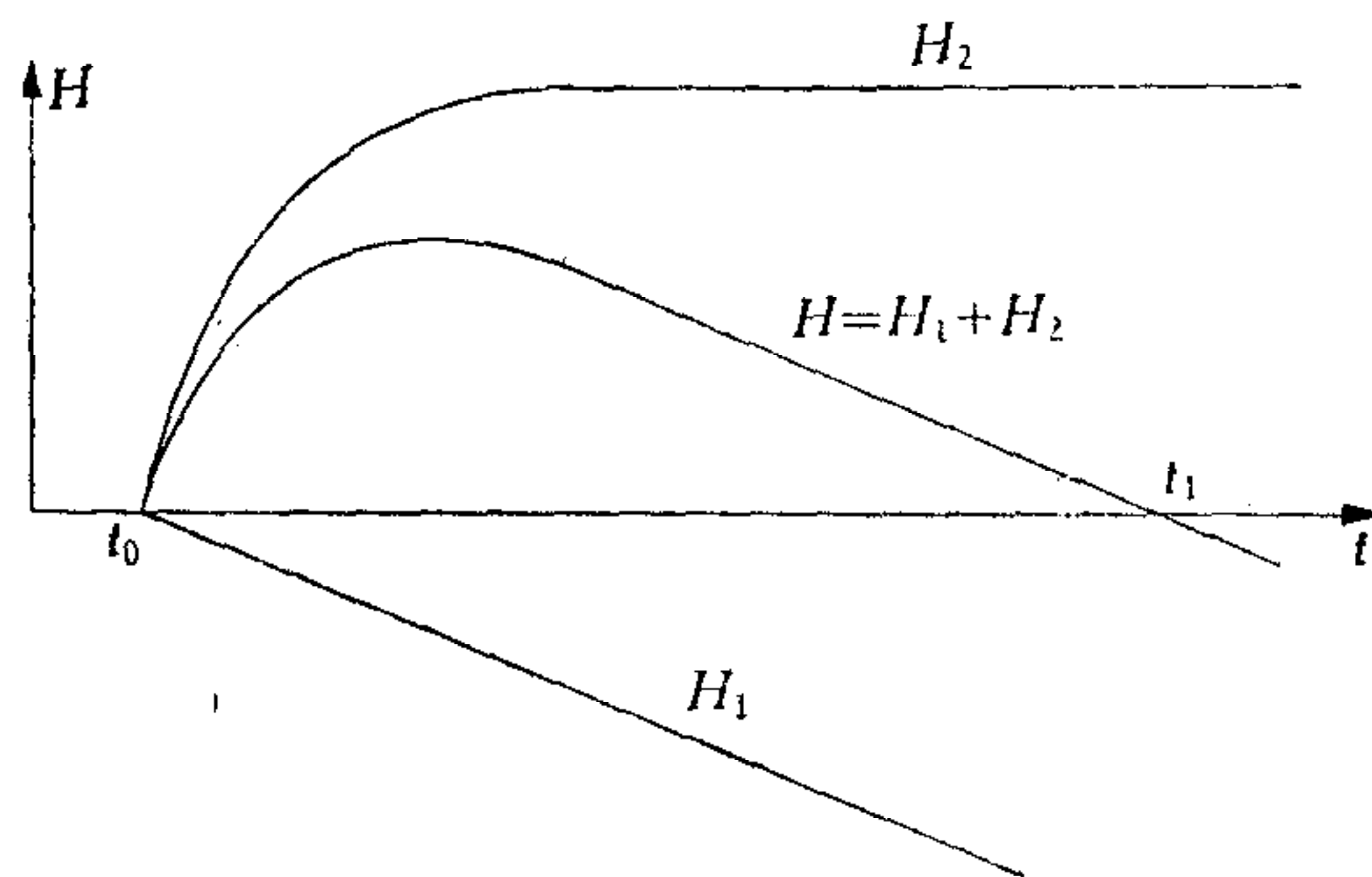


图 9 锅炉的虚假水位现象

对于具有虚假反馈信号的场合,常规的前馈补偿函数综合式应作相应的变化。图 10 表示锅炉的动态 FFC 串级控制系统。

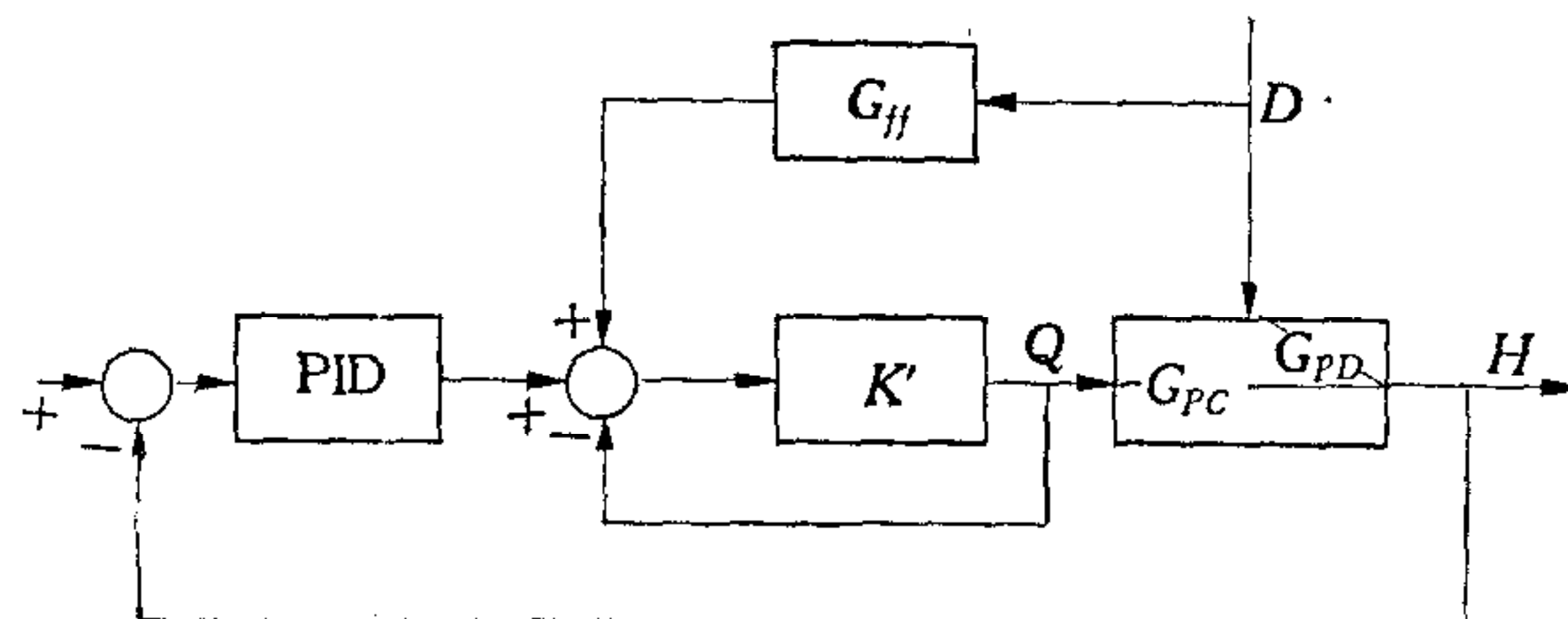


图 10 锅炉的动态 FFC-FBC 系统

按照绝对不变性条件,求得:

$$G_{ff}(S) = - \frac{G_{PD}(S)}{KG_{PC}(S)} \quad (6)$$

式中：

$K = \frac{K'}{1 + K'}$ 是一个小于 1 而接近 1 的常数

由锅炉动力学可知：

$$G_{PC}(S) = \frac{\varepsilon_{PC}}{S} e^{-\tau S} \tag{7}$$

$$G_{PD}(S) = \frac{K_2}{T_2 S + 1} - \frac{\varepsilon_{PD}}{S} \tag{8}$$

$$\varepsilon_{PC} \approx \varepsilon_{PD} \tag{9}$$

(7), (8), (9) 式代入 (6) 式得：

$$G_{ff}(S) = \frac{1}{K} \left[1 - \frac{K_2 S}{(T_2 S + 1) \varepsilon_{PC}} \right] e^{\tau S} \tag{10}$$

由于 $e^{\tau S}$ 项是无法实现的, 且 τ 值又不大, 而 $K \approx 1$, 故(10)式实际上由两部分组成, 即

$$G'_{ff}(S) = \frac{1}{K} \approx 1 \tag{11}$$

反映了锅炉给水系统的物料平衡, 即给水量等于蒸发量.

$$G''_{ff}(S) = - \frac{K_2}{K} \frac{S}{\varepsilon_{PC}(T_2 S + 1)} \tag{12}$$

表征了按虚假水位信号建立起来的动态前馈补偿函数。从物理意义上讲, 试图通过在一段时间内削弱给水量, 来消灭虚假水位现象。但是, 由于虚假水位现象是对象的固有特性, 上述消灭虚假水位的想法显然是无法实现的。相反, 由于在一段时间内削弱了进水量, 反而导致水位调节过程第二个峰值的增大, 扩大了水位的偏差, 增长了达到稳定的时间。从总体权衡, 这种综合式未被采用, 而仅取 (11) 式所示的静态前馈, 组成了常用的三冲量控制系统。前馈能补偿由虚假反馈信号所造成的反馈误动作吗? 可以设想, 如果通过前馈补偿手段来消除反馈误动作所引起的物料不平衡, 如图 11 所示, 则水位控制品质可以提高。从理论上完全可以建立符合图 11 过程的前馈补偿函数。在 t_0-t_1 的时间内, 反馈控制对给水量的校正作用可表示为:

$$Q_c(S) = G_c(S)H(S) \tag{13}$$

动态前馈对给水的校正作用可表示为:

$$Q_{ff}(S) = G_{ff}(S)D(S) \tag{14}$$

式中 $G_c(S)$ 表示反馈控制规律

则对于由虚假水位所造成的反馈误动作的完全补偿条件为:

$$Q_{ff}(S) = - Q_c(S) \tag{15}$$

不难求得:

$$G_{ff}(S) = - K_c \left(\frac{K_2}{T_2 S + 1} - \frac{\varepsilon_{PD}}{S} \right) \left(1 + \frac{1}{T_i S} \right) \tag{16}$$

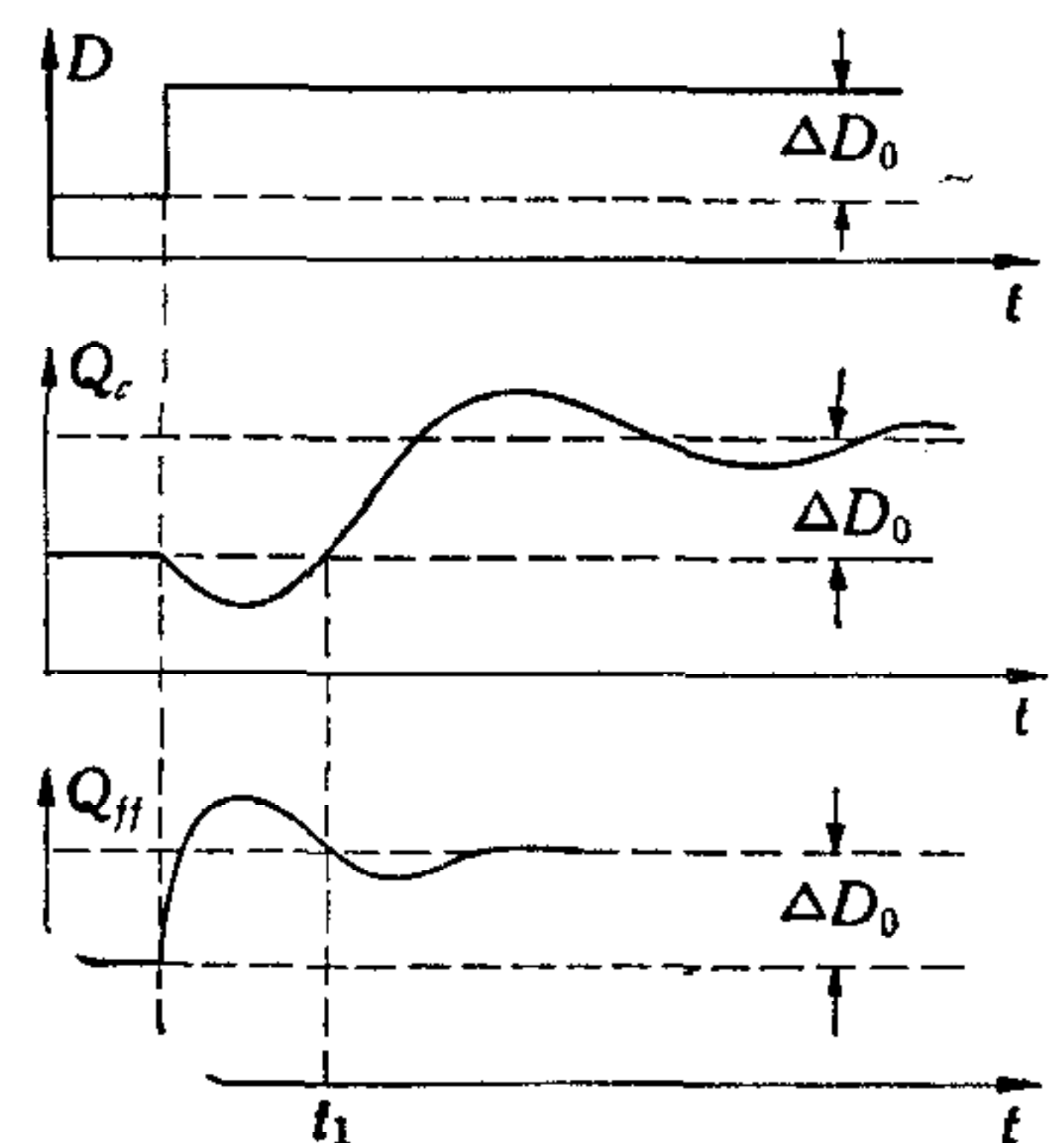


图 11 动态 FFC 补偿 FBC 误动作

式中: K_c , T_i 分别为水位调节器的比例常数和积分时间

(16) 式实施比较复杂, 图 11 给了我们启示, 一个“超前-滞后”形式的补偿装置与图示曲线形状相似, 故取

$$G_{ff}(S) = \frac{T_1 S + 1}{T_2 S + 1} \quad (T_1 > T_2) \quad (17)$$

适当调整 T_1 , T_2 便可通过前馈的动态部份来克服反馈调节器对给水量校正的误动作。这一方法在某热电厂的两台调频锅炉上进行了在线试验和运行, 显著改善了原有三冲量控制系统的品质, 见图 12。

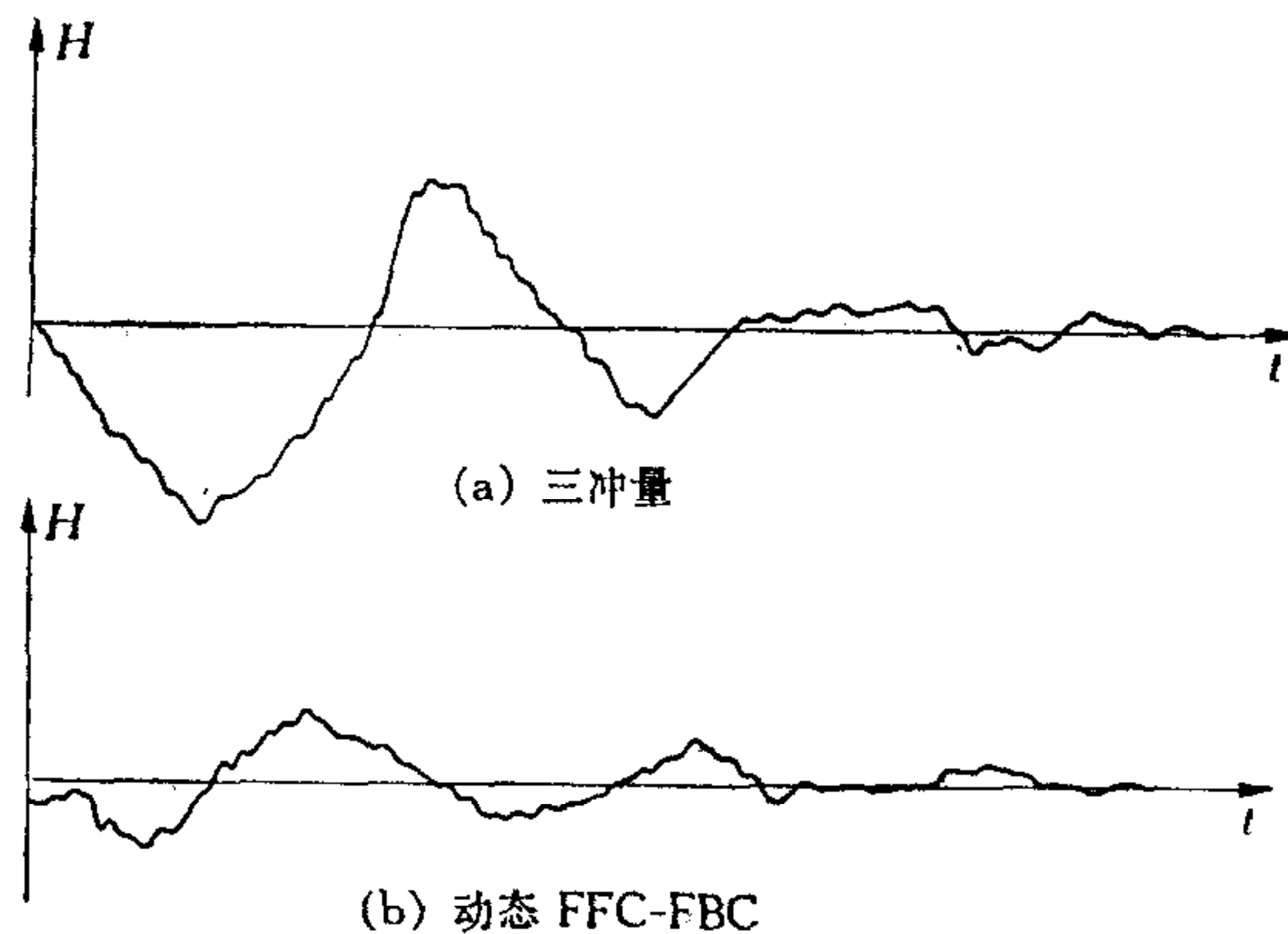


图 12 锅炉三冲量和动态 FFC-FBC 的调节过程

这种虚假信号现象在其它工业对象中还是有的, 例如蒸发器的液位也有类似的情况。必须指出的是, 只有当虚假信号是由前馈扰动量作用下产生时, 方可按此法综合前馈补偿函数。

2. 常压塔多变量 FFC-FBC 的计算机控制

常压蒸馏塔是炼油工艺过程中的常用设备之一, 当常压塔的主要控制指标为一馏出油的比重 d 时, 为了克服塔顶压力 P 、进料温度 θ_f 、十三层进料 F_{13} 、中段回流移去的热量 Q 及塔底蒸汽汽提重量流量 G_s 等五个扰动量对 d 的影响, 构成图 (13) 所示的线性多变量 FFC-FBC 系统。多变量静态 FFC-FBC 的控制模型应该表示为控制变量(回流量) R_i 与前馈输入量间的函数关系:

$$R_i = f(P, \theta_f, F_{13}, Q, G_s) \quad (18)$$

以保证在 $P, \theta_f, F_{13}, Q, G_s$ 扰动作用下, 满足

$$|\Delta d| \leq \varepsilon \quad (\varepsilon \text{ 为工艺给定的指标})$$

但是, 目前尚无法从工艺机理分析建立 (18) 式所示的机理模型, 只能用线性模型近似之, 得

$$dR_i = \frac{\partial f}{\partial P} dP + \frac{\partial f}{\partial \theta_f} d\theta_f + \frac{\partial f}{\partial F_{13}} dF_{13} + \frac{\partial f}{\partial Q} dQ + \frac{\partial f}{\partial G_s} dG_s$$

即

$$\Delta R_i = K_{Pf} \Delta P + K_{\theta f} \Delta \theta + K_{Ff} \Delta F_{13} + K_{Qf} \Delta Q + K_{Gf} \Delta G_s$$

相应的动态线性前馈控制模型为:

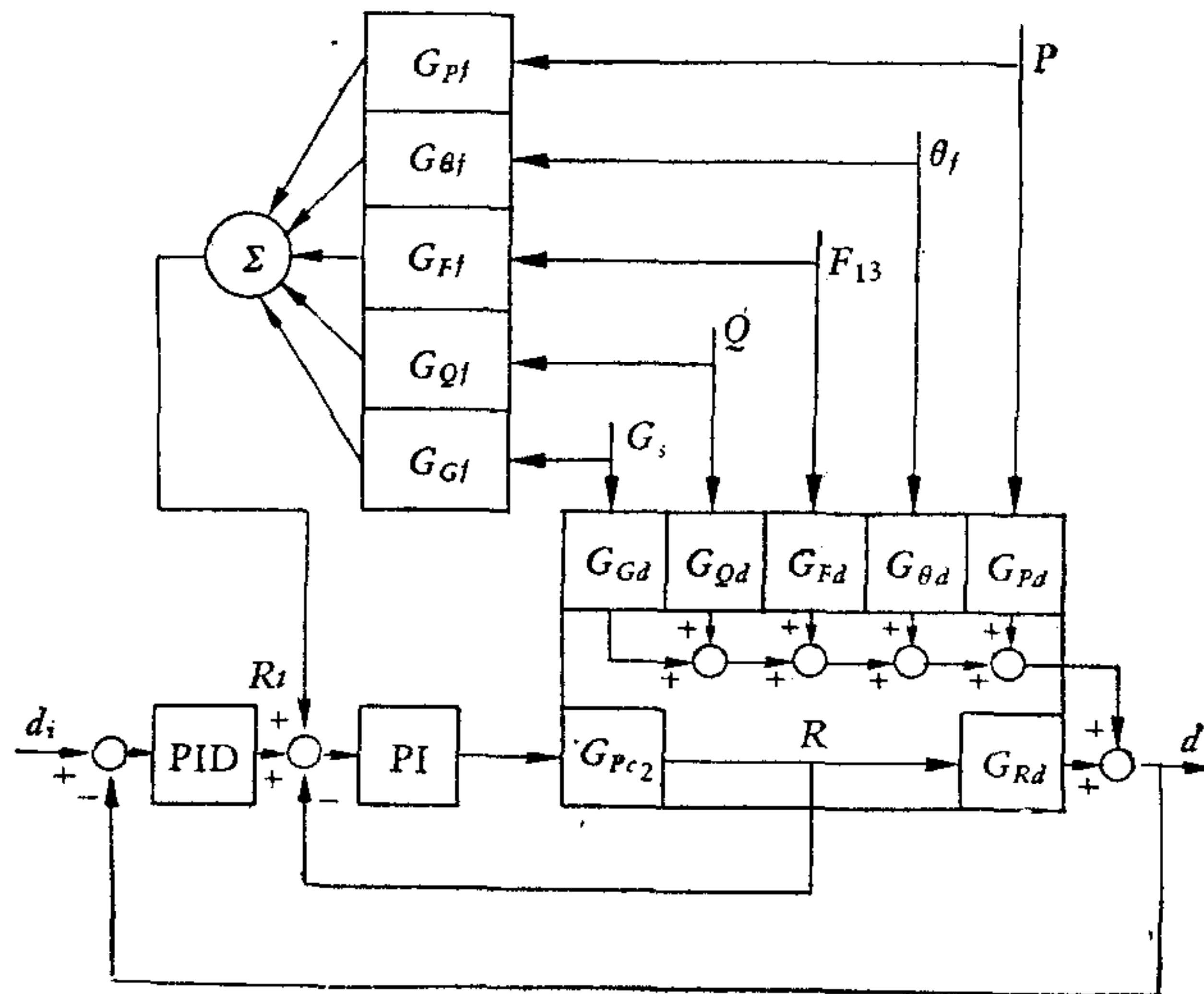


图 13 常压塔多变量 FFC-FBC 系统

$$R_i(Z) = G_{Pf}(Z)P(Z) + G_{\theta f}(Z)\theta(Z) + G_{Ff}(Z)F(Z) + G_{Qf}(Z)Q(Z) + G_{Gf}(Z)G(Z) \quad (19)$$

式中：

$$\left. \begin{aligned} G_{Pf}(Z) &= -G_{Pd}(Z)/G_{Rd}(Z) \\ G_{\theta f}(Z) &= -G_{\theta d}(Z)/G_{Rd}(Z) \\ G_{Ff}(Z) &= -G_{Fd}(Z)/G_{Rd}(Z) \\ G_{Qf}(Z) &= -G_{Qd}(Z)/G_{Rd}(Z) \\ G_{Gf}(Z) &= -G_{Gd}(Z)/G_{Rd}(Z) \end{aligned} \right\} \quad (20)$$

式中 $G_{Pd}(Z)$, $G_{\theta d}(Z)$, $G_{Fd}(Z)$, $G_{Qd}(Z)$, $G_{Gd}(Z)$ 及 $G_{Rd}(Z)$ 分别为五个扰动通道与回流量通道的脉冲传递函数。

应用线性迭加前馈控制模型的条件是：

- (1) 各扰动量及控制变量对被控变量的作用符合线性迭加的条件；
- (2) 各扰动量之间应该线性独立，如果它们之间存在关联时，各通道特性应处理成该扰动单独作用下的特性。

关于该常压塔多变量前馈模型的建立方法可参阅文献 [3]。应用最小二乘法测试数据的处理，所求得的前馈动态模型的差分方程表达式为：

$$R(n+1) - aR(n) = H[X_i(n+1-k) - bX_i(n-k)] \quad (21)$$

式中： X_i , R 分别表示前馈的输入与输出变量

$$k = \frac{\tau}{T_s}$$

$$a = \exp\left(-\frac{T_s}{T_1}\right), \quad b = \exp\left(-\frac{T_s}{T_2}\right)$$

$$H = K_f \left(\frac{1-b}{1-a}\right), \quad T_s \text{ 为采样周期}$$

上述控制方案经在线整定参数，在原有串级控制系统的基础上，引入了五个前馈通道，

显著改善了一线馏出油比重的控制品质。

3. 连消塔的动态 FFC-FBC

连消塔是制药工业中的一个重要设备,它的主要任务是在培养基进入发酵罐接种之前,用蒸汽直接加热至 128°C 左右,实现灭菌消毒,并将培养基煮成熟料,使抗菌素发酵时无杂菌繁殖。主要控制指标是培养基出连消塔的温度,影响温度的主要因素是消毒蒸汽压力的波动,变化范围在 $4\text{--}7$ 公斤/厘米²。如用蒸汽量作为控制手段或设置蒸汽压力控制系统,均必须在蒸汽管线上装设控制阀,为了保证有充分的调节余地,必然导致入塔压力的降低,这样不但延长了消毒时间,降低了消毒的效果,而且由于蒸汽冷凝液的增加,而稀释了培养基,故只能以培养基的流量作为控制手段,以蒸汽压力作为前馈量,构成图 14 所示的 FFC-FBC 系统。通过理论推导与实验测试求得连消塔的时间常数约为 29 秒,并综合了前馈补偿函数。经过试验与运行考核,证明引入了前馈之后,连消塔的温度十分平稳,见图 15。

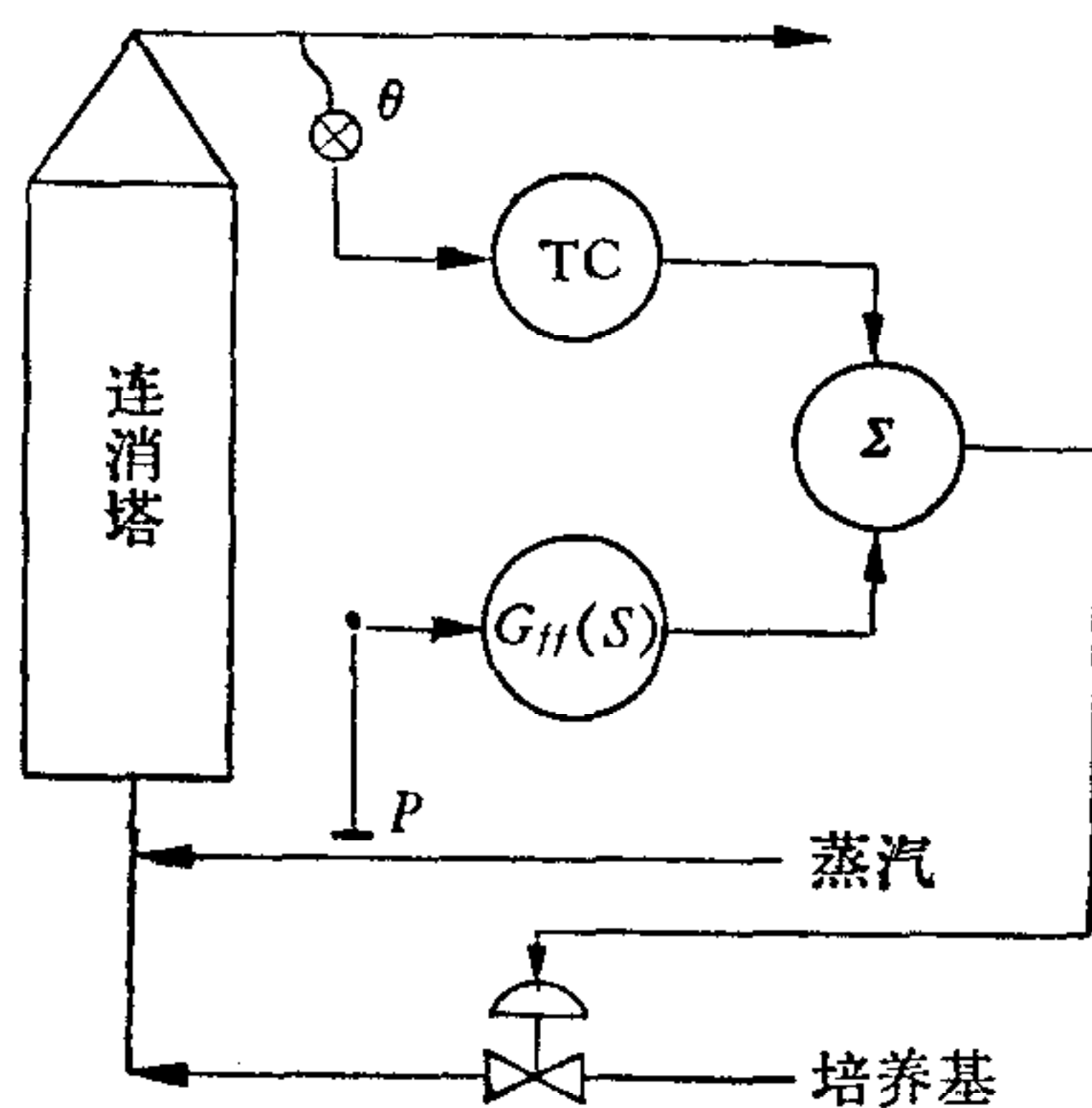


图 14 连消塔的 FFC-FBC 系统

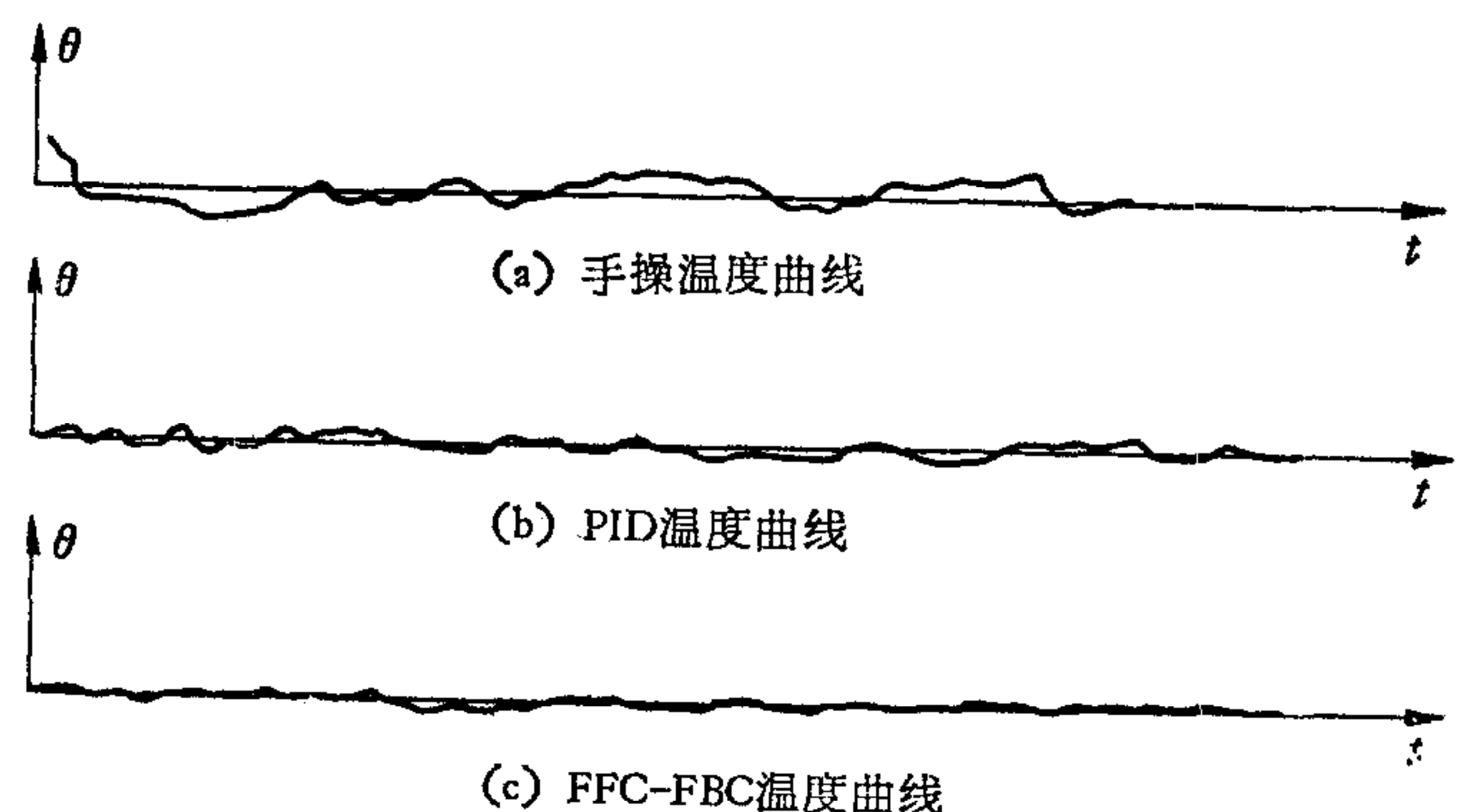


图 15 连消塔的手操、PID 和 FFC-FBC 调节过程

通过这一工业应用实例,说明前馈不仅适合于时间常数大的工业对象,即使对于十分灵敏的对象,同样显著地改进了反馈的控制品质。

三、非标准型前馈控制

标准的前馈控制都强调了扰动作用不受控制作用的影响,也即具有单向检波性质的。作者认为,在实际应用中,除了对扰动量直接进行前馈外,同样可以借用串级付变量能反映多个扰动影响的概念,推广到前馈控制中来,这样便产生了从扰动量至被控变量的通道中选取一个能反映多个扰动量的间接前馈量的想法,从而实现了图 16 所示的非标准型 FFC-FBC 系统,这种系统的优点是:

(1) 通过选择一个间接的前馈量 D' , 它能反映多个扰动量 D_1, D_2, D_3 等,从而通过一个单变量 FFC 系统,发挥了多变量 FFC 的功能;

(2) 当有些扰动量目前还无法直接测量变送时,通过选择间接前馈量,也就避免了这类扰动量的直接测量。

图 16 所示系统的结构,控制作用对间接前馈量 D' 仍然是没有影响的。因此,前馈补偿器的传递函数为:

$$G_{ff}(S) = \frac{G'_{PD}(S)}{G_{PC}(S)} \quad (22)$$

式中 $G'_{PD}(S)$ 实质上是 $D'-Y$ 的通道传递函数。显然 D' 无法形成有规则的变化，测试 $G'_{PD}(S)$ 的途径是在 D_1, D_2, D_3 扰动的作用下，由 D', Y 的数据，按任意输入作用下的处理方法——最小二乘法识别 $G'_{PD}(S)$ ^[3]。

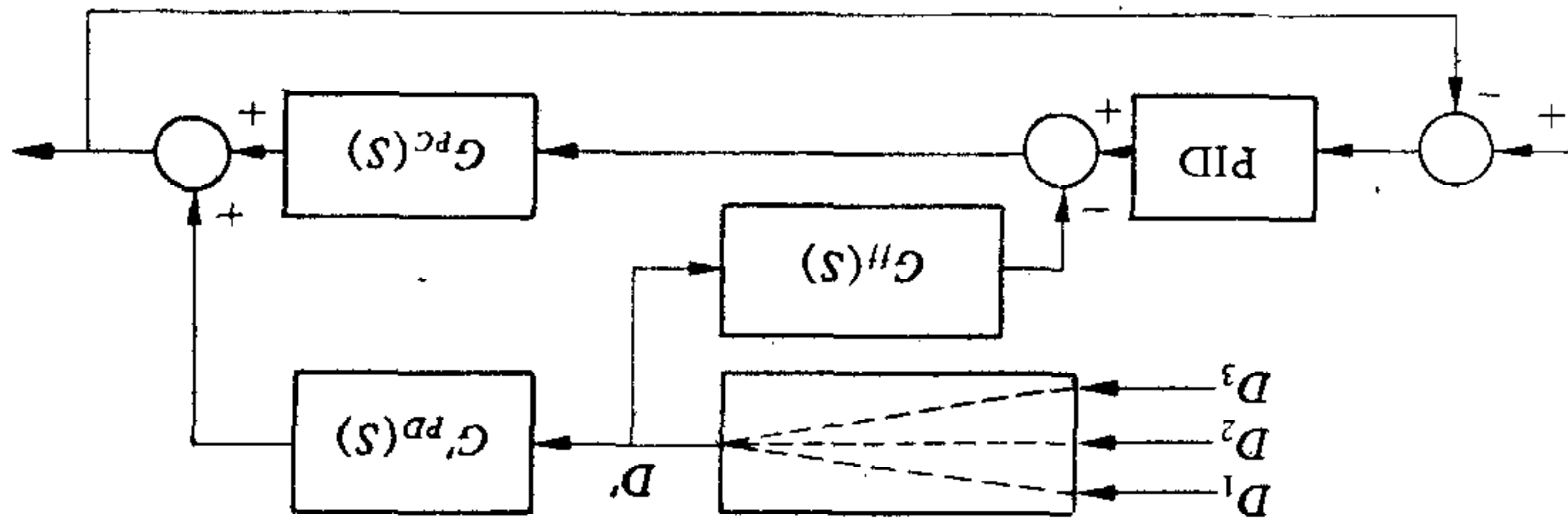


图 16 非标准型 FFC 系统

图 16 所示系统的结构还是属于一种理想状况，实际上，往往会由于前馈量的位置移动之后，上述单向检波的假定就不存在了，下面以一个精馏塔的非标准型前馈-反馈系统为例来阐明这类系统前馈动态补偿函数的综合方法。图 17 所示精馏塔，假设塔顶温度 θ_T 为被控变量，回流量 R 为控制变量，进料流量 F 及其组分 x_F 为系统的主要扰动。则选择精馏段的灵敏板（其温度感受 F, x_F 的变化特别灵敏）的温度 θ_n 作为间接前馈量，组成了图 17 所示的非标准型 FFC-FBC 系统。显然，控制变量不仅影响 θ_T ，同时影响 θ_n 。

$$\frac{\theta_T(S)}{R(S)} = G_1(S), \quad \frac{\theta_T(S)}{\theta_n(S)} = G_2(S), \quad \frac{\theta_n(S)}{R(S)} = G_3(S)$$

则图 17 所示系统相应的方块图示于图 18，按照绝对不变性原理同样可求得 $G_{ff}(S)$ 。由图 18 列写系统方程式：

$$\theta_n(S)[G_2(S) + G_{ff}(S)G_V(S)G_1(S) - G_{ff}(S)G_V(S)G_2(S)G_3(S)] = \theta_T(S) \quad (23)$$

式中： $G_V(S)$ 控制阀的传递函数

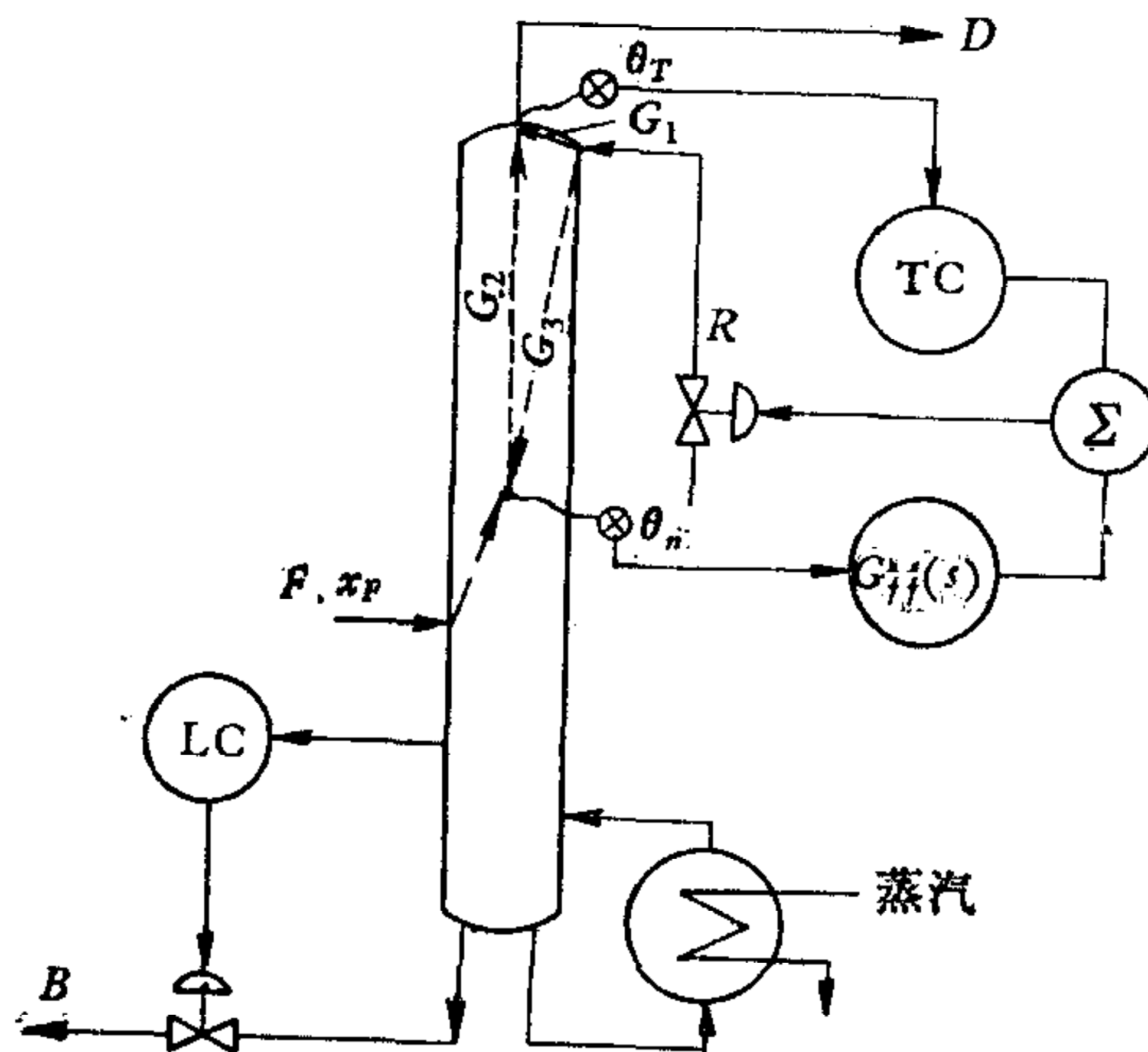


图 17 精馏塔的非标准型 FFC-FBC 系统

由绝对不变性条件:

$$\theta_n(S) \neq 0; \quad \theta_T(S) \equiv 0$$

故由(23)式求得:

$$G_{ff}(S) = \frac{-G_2(S)}{G_V(S)[G_1(S) - G_2(S)G_3(S)]} \quad (24)$$

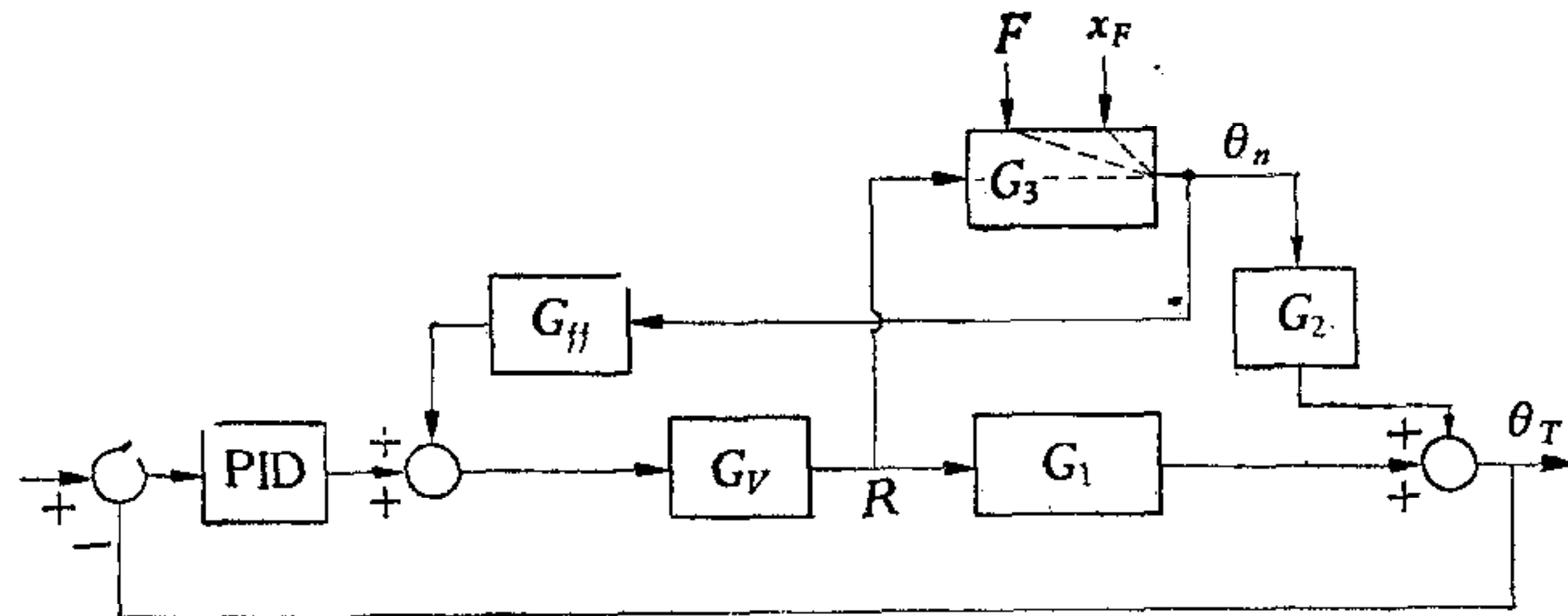


图 18 图 17 系统的方块图

通常 $G_V(S)$ 中的时间常数甚小, 故(24)式可简化为:

$$G_{ff}(S) = \frac{-G_2(S)}{K_V[G_1(S) - G_2(S)G_3(S)]} \quad (25)$$

式中: K_V 控制阀的放大系数

由(25)式可以看到, 由于考虑了对象参数间的内部反馈, 因此, 前馈补偿函数式中的控制通道, 由 $G_1(S)$ 中扣除了 $R-\theta_n-\theta_T$ (即 $G_2(S)G_3(S)$) 的内部反馈项。关于非标准型前馈问题, 作者将在另一文中作专题论述。

参 考 文 献

- [1] T. J. Williams, What's Next for Process Control Computers, *Chem Eng Prog*, **68** (1972), No. 4, 45—49.
- [2] Smith. O. J. M., Closer Control of Loops with Dead Time, *Chem Eng Prog*, **53** (1957), No. 5, 217—220.
- [3] 上海炼油厂计算机应用协作组, 控制对象的动态方程决定和前馈控制——电子数字计算机在常压蒸馏控制中的一个应用, *应用数学学报*, (1976), No. 2.
- [4] 叶正明, 线性复合自动控制系统的图解综合法, *自动化学报*, **2** (1964), 第二期.

FEEDFORWARD CONTROL AND ITS INDUSTRIAL APPLICATION

LÜ YONG-ZAI

(Zhejiang University)

ABSTRACT

In this paper, the feedforward-feedback control for an experimental heat exchanger has been studied by real tests and analog computer simulation. The system design, parameters settings of the feedforward dynamic compensator and improvements in control behavior are described. In addition, applications of dynamic feedforward-feedback control to the continuously sterilized tower, the power-boiler and the fractionating column of crude oil have been investigated. The corrections of the feedback wrong action due to the false controlled variables by means of dynamic feedforward compensation and the abnormal feedforward control schemes are proposed.