

Mémoire de Juin 2010

PID versus PFC

Joëlle.Mallet. *IRA*

Jacques.Richalet. Guy Lavielle . *Consultants*

Philippe.D.Perrichon - Sylvain.Girault. *Sanofi-Aventis. Vitry sur Seine*

Introduction : L'automatique industrielle évolue rapidement : matériels, logiciels, méthodes de commande font des progrès et pénètrent dans toutes les industries, favorisée par le besoin actuel d'améliorer significativement l'efficacité économique des entreprises. La commande prédictive diffuse dans nombre d'ateliers ; cette communication s'adresse donc aux techniciens qui implantent des régulateurs PID ainsi qu'à ceux qui enseignent l'Automatique Industrielle. On tente de montrer comment ces deux techniques PID / PFC peuvent coopérer.

1) Etat des lieux

Le régulateur **PID** est certainement le régulateur le plus utilisé dans l'industrie de production. Implanté dans tous les Automates et **SNCC** on le trouve sous de multiples formes dans tous les systèmes de régulation. Son réglage est le sujet sur lequel on compte le plus grand nombre de publications. Depuis **Ziegler. Nichols** (1942), jusqu'au 1^{er} Janvier 2008, **1134** communications (Réf 1 / 3) ont porté sur le réglage des paramètres : **P, I** et **D** : publications venant pour l'essentiel du monde académique. Un nombre également important de recettes traitant du même problème de réglage a été proposé par les sociétés de service et les fabricants de matériels, sans compter les travaux d'élèves non publiés. Pourquoi un tel effort ?

- Etant pratiquement le régulateur le plus accessible et le plus populaire il est normal que de nombreux utilisateurs industriels recherchent une méthode de réglage, ce qui justifie un tel intérêt.
- Le problème n'est pas si simple...: s'il en était ainsi, il serait depuis longtemps résolu et la **Méthode élue** aurait été à la longue adoptée par tous.

Qu'en est-il véritablement dans la pratique industrielle?

Lorsque la dynamique du processus est très lente il est heureux, pour éviter de passer trop de temps sur des essais successifs, que des méthodes proposent des réglages a priori fondés sur un seul essai. Le plus simple est d'appliquer en boucle ouverte un échelon de variable manipulée : sortie du régulateur, entrée du processus et à partir du comportement visualisé, de proposer le « réglage optimal » à l'aide d'une des techniques proposée, choisie comme la mieux adaptée au type de processus.

Suivant le comportement constaté des procédures itératives permettent d'optimiser sur site le réglage et donnent localement satisfaction.

En fait, si la dynamique est courte (quelques minutes), l'expérience montre que les experts utilisateurs dans l'industrie de production (Chimie, Pétrole, Métallurgie, Energie, Pharmacie, Agro Alimentaire etc..) appliquent, dans la très grande majorité des cas, leurs propres méthodes, mises au point et validées par leur expérience personnelle, méthodes qui donnent une régulation qui répond au problème local.

Mais tout cela reste une démarche personnelle.

Souvent la magie donne de bons résultats mais le problème que pose la magie est que l'on n'est jamais sûr qu'il n'existe pas une potion plus efficace.

2) Les spécifications de réglage

L'Automatique était à l'origine construite sur la théorie des réseaux électriques. Les méthodes d'analyse et de réglage étaient essentiellement fréquentielles : fonctions de transfert, lieux de **Bode**, **Nyquist**, etc... Le problème de base était (...il existe toujours...) de garantir principalement la stabilité en boucle fermée, cette Automatique dite **BMB** (Before Model Based) a construit un corps théorique compatible avec la technologie du moment : réseaux construits à base d'amplificateurs opérationnels (**µA 709**) et de circuits électroniques. Elle a parfaitement rempli sa mission.

Fin des années 60, le calculateur numérique devient fiable, on peut donc lui confier des tâches de régulation et l'on commence à bien maîtriser la modélisation, la simulation et l'identification des processus. Le passage à une autre Automatique à base de calculateurs numériques opérant sur des données échantillonnées, utilisant le modèle mathématique du processus à piloter, capable de prédire le futur local, copiant ce que fait simplement depuis toujours l'opérateur humain, a complètement changé le paysage de la régulation, sa mise en oeuvre et son réglage. Dans ces conditions il devenait possible de demander beaucoup plus à l'Automatique qu'elle soit civile (raffinerie) ou militaire (système d'armes).

La stabilité de la boucle fermée est certes toujours nécessaire mais absolument plus suffisante.

On demande maintenant à cette commande d'être **robuste**, c'est-à-dire capable de fonctionner malgré des variations de la structure du processus (eg : le gain change avec la charge de l'unité de production). On lui demande aussi d'être précise avec des consignes variables, tout en respectant un temps de réponse en boucle fermée spécifié dans un cahier des charges.

Ces spécifications se sont donc précisées et durcies, profitant du fait que méthodologie et technologie pouvaient maintenant y répondre. Le domaine fréquentiel est toujours pris en compte mais la conception et les représentations mathématiques du processus et du régulateur sont maintenant plutôt dans le domaine temporel.

Que devient le réglage du régulateur dans cette évolution ? Il l'a toujours été, mais il est maintenant encore plus fortement : **un compromis entre des objectifs contradictoires**.

En effet on ne peut pas avoir un processus qui réponde vite : à savoir un **TRBF** (Temps de Réponse en Boucle Fermée) plus court que son **TRBO** (Temps de Réponse en Boucle Ouverte) et à la fois la possibilité de fonctionner de façon stable si, suivant les conditions de fonctionnement, on a un rapport 10 entre le gain nominal initial et le gain actuel du processus.

Le gain est pris ici comme un exemple mais ce peut être tout autre paramètre caractéristique du processus. Il faut savoir se positionner dans ce compromis et donc adapter le réglage. Dans ces conditions combien des milliers de méthodes de réglage des **PID** prennent-elles en compte cette négociation entre **Dynamique et Robustesse** ?

Prenons deux exemples :

- Celui d'un système mécanique, parfaitement connu, de positionnement d'un outil où le modèle mathématique est naturellement adapté à chaque instant à la géométrie de l'outil, on a une connaissance quasi parfaite et permanente du processus à chaque instant, on va donc pouvoir exiger un **TRBF** beaucoup plus petit que le **TRBO**, sans risque d'instabilité.
- Celui de la première colonne à distiller le pétrole brut dans une raffinerie où les densités du pétrole peuvent varier dans un rapport tel que, si la régulation n'est pas auto-adaptée avec la mesure de cette densité, la commande deviendra instable. Ici il convient d'abord d'être robuste, d'exister et de fonctionner, alors que les performances dynamiques élevées seront exigées sur les colonnes à distiller suivantes moins perturbées.

Les exigences de performance demandées maintenant à toutes les industries font que ce type de réflexion 'compromis Performance Dynamique / Robustesse' n'est plus du tout ce qu'il était à l'arrivée de la régulation **PID** dans l'industrie, sauf cas élémentaire, (régulation de débit...); un réglage qui ne porterait que sur la réponse dynamique ne correspond plus aux besoins actuels.

L'Automatique à base fréquentielle a introduit les notions de Marge de gain : facteur multiplicatif du gain qui amène à l'instabilité et de Marge de phase : déphasage du processus qui amène également à l'instabilité. Cette dernière spécification valable dans le domaine fréquentiel n'est plus utilisée maintenant

car remplacée par la Marge de retard, de compréhension physique immédiate : erreur sur le retard pur ou sur la dynamique du processus qui amène à l'instabilité. (Ref 4 / 5).

3) Commande Prédictive PFC (Predictive Functional Control)

La première étape essentielle dans l'élaboration de cette commande est d'avoir un modèle mathématique du processus sous forme discrète échantillonnée : modèle physique de connaissance ou modèle de représentation boîte noire. Cette étape nécessite d'appliquer des protocoles d'essai sur le procédé pour le valider. Cette opération peut être difficile à négocier avec le producteur utilisateur de l'unité à réguler, car elle risque de perturber sa production.

En fait le seul risque encouru, et le vrai réglage du régulateur **PFC**, est dans l'obtention de ce modèle. Mais la commande prédictive reproduit pratiquement ce que fait l'opérateur humain, ce qui facilite grandement sa compréhension.

Implanté pratiquement dans tous les automates industriels, **PFC** est facile d'accès sous forme de programmation en Blocs ou en Texte Structuré. Cette implantation qui inquiète au départ les utilisateurs se déroule, sans difficulté majeure, car les calculs sont purement algébriques sans optimisation itérative entre deux périodes d'échantillonnage.

Un seul paramètre de réglage: ce **TRBF**, de compréhension physique immédiate, son choix fixe automatiquement les marges de stabilité. On a donc directement les éléments quantitatifs du compromis : un **TRBF** court va entraîner une Robustesse faible.

4) En pratique...

Suivons pas à pas la procédure utilisée en pratique dans l'industrie par les techniciens expérimentés.

4.1) Implantation.

PID est installé dans tous les systèmes de commande. Un **PFC** élémentaire l'est également dans un grand nombre d'automates et **SNCC**. S'il ne l'est pas, son implantation est aisée (cf. le programme Matlab de base donné en Annexe).

PID et **PFC** partent donc sur la même base : la structure de ces 2 régulateurs est déjà implantée.

Considérons un système, élémentaire mais fréquent, du premier ordre défini par : un gain **K**, une constante de temps **T** et un retard pur **R**, paramètres du modèle qu'il s'agit d'identifier.

4.2) Identification visuelle.

Prenons le cas fréquent où l'on applique un échelon sur la variable d'action. On observe, et parfois enregistre, la réponse dynamique du processus. Sur cette réponse les diverses méthodes de réglage du **PID** vont faire des mesures. Il en va de même de **PFC**, on en déduit par observation :

- le gain : rapport de l'amplitude de sortie / amplitude d'entrée en régime permanent
- la constante de temps du processus comme étant $T = \frac{TRBO}{3}$, **TRBO à 95%**
- et à vue le temps de retard.

Même s'il n'utilise pas le mot, le technicien a en fait construit un « modèle » qui caractérise le processus. : Gain, Constante de temps, Retard pur.

PID et **PFC** partent donc sur la même représentation du processus.

4.3) Réglage

Cas PID). A partir des mesures précédentes on en déduit les valeurs numériques des paramètres **P, I et D** pour obtenir un certain comportement désiré. Mais le lien entre ce choix des paramètres et la réalité du comportement effectif est mal connu a priori. Un ajustement manuel itératif est souvent nécessaire.

Cas PFC). Un seul paramètre de réglage : le **TRBF** désiré, dont le sens physique est de compréhension claire : temps de réponse à **95%** du processus bouclé sur un échelon de consigne. Que se passe-t-il si le modèle est faux ? (ils le sont tous..). On va alors utiliser « La règle du régleur » :

-Si la sortie du processus est toujours inférieure (échelon positif) à la trajectoire de référence il faut diminuer le gain du modèle.

-Si le temps de réponse est plus grand que le **TRBF** désiré on va augmenter la constante de temps du modèle (le gain du modèle ayant été calé).

La règle est donc simple à retenir : « le sens de la correction suit le comportement »

Conseil : Si l'on choisit finalement un **TRBF= 3 fois la Constante de temps** identifiée, avec un gain identifié, on doit vérifier que, pour une consigne en échelon, la sortie du régulateur est également un échelon.

En conséquence : *Les deux démarches PID / PFC sont identiques et le passage de l'une à l'autre se fait sans difficulté.*

Question : quels avantages tire-t-on de passer de **PID** à **PFC** ?

Avantages : plus facile à régler, un seul paramètre : le **TRBF** avec la maîtrise du compromis Performance / Robustesse

: plus performant, va au delà de ce que peut faire le **PID**

Inconvénient : Si l'approche visuelle est insuffisante, il faut passer par une phase de modélisation plus précise, ce qui implique l'application de protocoles d'essai qui vont au-delà de la simple inspection visuelle. Par ailleurs, toute méthode ayant ses limites, ici **PFC** ne traite que des processus monovariables, avec une seule variable manipulée.

5) Augmentation de Performance

Une analyse des performances comparées plus complète est donnée en (Ref 2 / R 3). Donnons ici les exemples les plus simples.

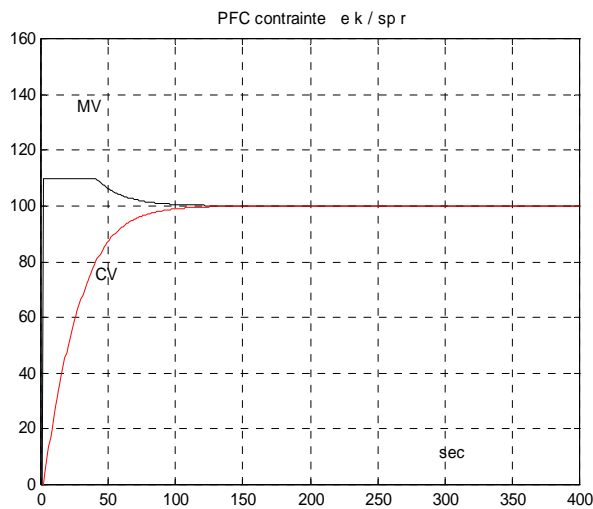
5.1) Prise en compte d'une contrainte sur la MV

Tous les organes d'action sont limités en puissance : une vanne s'ouvre entre **0%** et **100%** de son étendue de commande (théoriquement !..). Prenons le cas d'un processus du premier ordre défini par un gain **K=1**, une constante de temps **Tau= 50 s** et un retard pur **R = 20 s**, la période d'échantillonnage est **Tech =1 s**. On règle **PFC** et **PID** pour que, sans contrainte, les deux régulateurs aient le même comportement. Il est plus aisé de fixer d'abord le réglage du **PID**, ici sans dépassement de consigne, et d'ajuster directement le **TRBF** de **PFC** tel que les réponses soient pratiquement confondues.

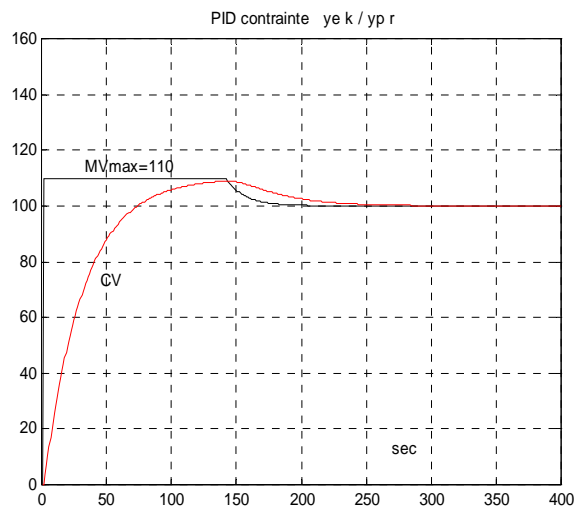
Quand il y a une contrainte sur la **MV** de **PFC** le modèle interne est alimenté par la **MV** véritablement appliquée et non calculée, le calcul de la **MV** suivante prend donc implicitement en compte cette contrainte, ce que ne fait pas **PID** qui n'a pas directement la mémoire de son action passée.

MV : Variable manipulée = Commande = Entrée du processus

CV : Variable régulée = Mesure = Sortie du processus = PV



PFC avec contrainte sur MV=110



PID avec contrainte MV=110

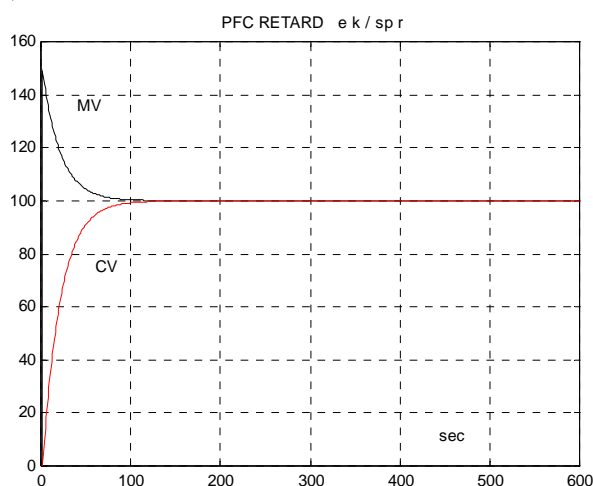
Fig 1. Comparaison PID / PFC : Commande avec contrainte sur la variable manipulée

On constate que la commande **PFC** reste moins longtemps sur la contrainte, et que la sortie rejoint plus rapidement sa consigne.

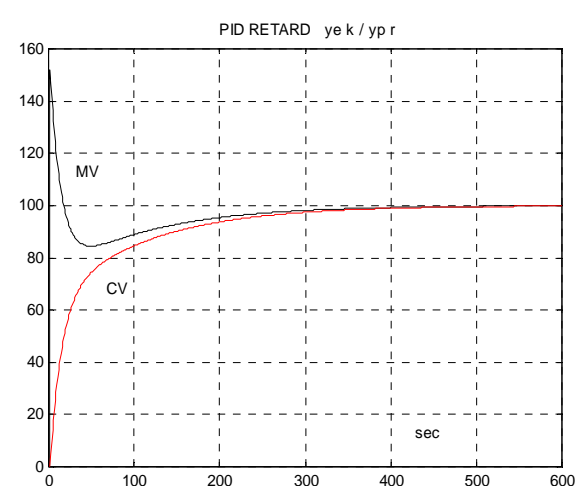
5.2) Grand retard pur

Il existe des cas où l'action du régulateur agit avec un retard pur grand devant le temps de réponse de la partie dynamique du processus e.g. : **Retard** > **TRBO**.

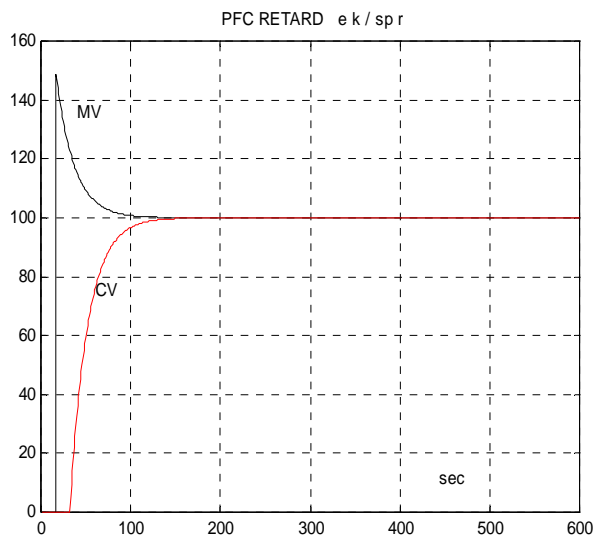
Le comportement de **PFC** est surprenant, en effet la commande (variable manipulée) est la même dans les cas avec ou sans retard, quelque soit le retard alors que dans le cas **PID**, la sortie n'ayant pas encore évolué l'intégrateur continue à intégrer au delà du nécessaire et le système devient rapidement instable pour des retards de l'ordre de grandeur de la constante de temps. On peut objecter que la technique du **PI Smith** prend également en compte un modèle, mais quitte à prendre un modèle, qui est le gros du travail, il est plus rentable de passer à la commande prédictive qui va apporter d'autres avantages (contrainte, tendance etc...).



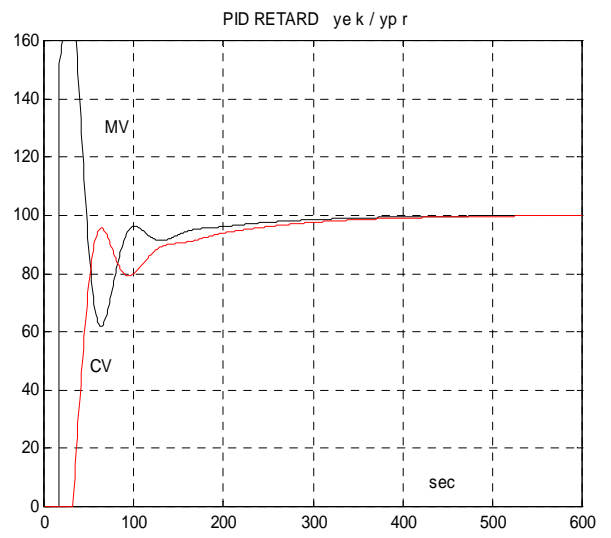
Commande PFC sans retard



Commande PID sans retard



Commande PFC avec retard



Commande PID avec retard

Fig 2. Processus avec retard = 0 s ou 30 s : même MV pour PFC

On règle dans le cas sans retard **PFC** et **PID** tel que les valeurs des **MV** initiales soient proches :
 Processus : 1er ordre **tech = 1s**, **tau = 30 s**, **Gain = 1**.

PFC : **TRBF = 60s** **retard** **R = 0s** **R = 30 s**

PID : **G = 1.5** **Intg = 1/50 s** **R = 0** **R = 30 s !**

Pour un retard de **30 s** la réponse est déjà très oscillante dans le cas du **PID**. On peut bien sûr comme mentionné plus haut trouver d'autres réglages du **PID**.

5.3) Processus instables

Montons la barre.

On rencontre, par exemple, dans les régulations de niveau de ballon en génération de vapeur des processus plus difficiles qui sont à réponse inverse (déphasage non minimal) instable, d'ordre élevé avec un phénomène de **gonflement / tassement**. Prenons le cas d'un processus d'ordre 3 comportant :

- : un retard pur : **Tr = 20s**
- : un zéro instable **Tn = -117 s**
- : deux constantes de temps : **T1 = 255 s** **T2 = 50s**
- : un intégrateur
- : une contrainte sur la variable manipulée **MVmax = 90**

$$H(p) = \frac{0.01 \cdot \exp(-20p)(1 - 117p)}{p(1 + 225p)(1 + 50p)}$$

En prenant un point de coïncidence **h = 200 s** avec un **TRBF = 300 s** on obtient un comportement donné par la figure 5. Notons que la commande reste sur sa contrainte **MV max** pendant presque tout le temps de réponse.

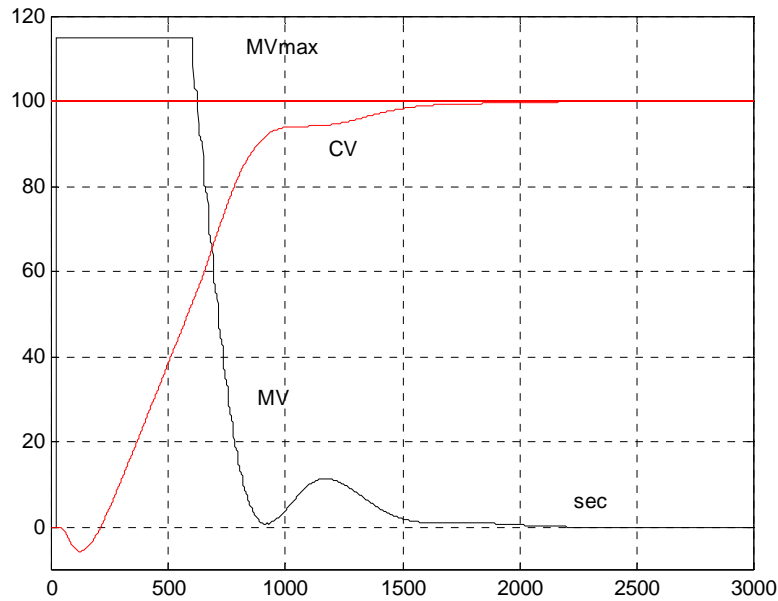


Fig 3. Régulation de niveau sous contrainte de la MV.

Prenons le cas critique particulier où le processus est à la fois à réponse inverse (déphasage non minimal) et instable défini par $H(p)$:

$$H(p) = \frac{1 - 50p}{1 - 30p}$$

Appliquons la technique, très utilisée en pratique, dite de « *Commande transparente* » qui consiste à appliquer 2 régulateurs pilotant la même variable. Le régulateur **R1** est un simple gain **K** alors que le régulateur **R2** est un PFC. Si on prend $K = -0.9$ le transfert entre MV2 et la sortie CV est alors :

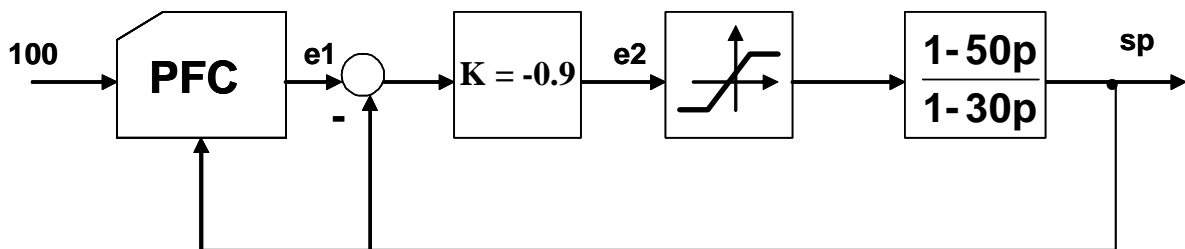
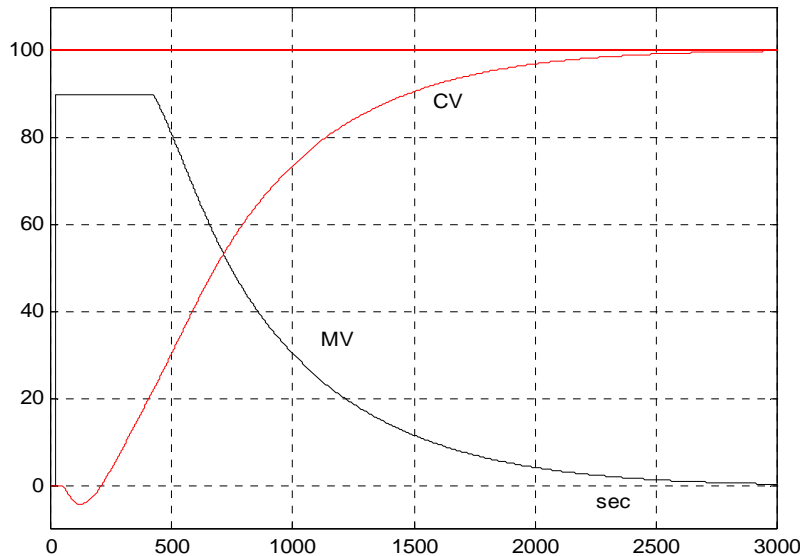


Fig 4. Commande transparente

$$H^*(p) = -9 \cdot \frac{1 - 50p}{1 + 150p}$$



.Fig 5. Commande d'un processus instable à réponse inverse.

6) Conception Généralisée

A-t-on besoin de techniques de commande plus performantes sur certains processus comme nous venons de le voir, alors que les régulations simples seront toujours majoritaires ?
Est-ce un défi purement académique ou y-a-t'il un réel besoin industriel ?

Dans les années **1950** l'Aéronautique militaire est passée à la Conception Généralisée (Control Configured Vehicle). Il est facile de montrer qu'un avion construit volontairement instable a de meilleures performances statiques : charge marchande, rayon d'action etc. qui peuvent aller jusqu'à un gain de **20%** par rapport à une conception stable de l'appareil. Encore faut il être capable de concevoir la commande d'un processus instable avec une très grande fiabilité matérielle et logicielle, utilisant obligatoirement des techniques de redondance dissemblable.

L'Automatique au départ était conçue pour remplacer l'opérateur humain dans des tâches répétitives nombreuses sans difficulté majeure. Les vannes ont été motorisées et les débits de fluide régulés, puis on est passé à la régulation dynamique du processus. Mais le processus de production restait le même. L'Automatique n'est qu'une discipline utilitaire, au service de la production, elle intervient en final dans le projet et sans interaction sur la conception du procédé de fabrication. La très forte segmentation territoriale des techniques et des responsabilités dans l'industrie de production s'oppose totalement à une conception intégrée tel que l'a fait l'Aéronautique.

Remarquons que sur ce point l'usine et l'école suivent le même cloisonnement. : Physique et Automatique ne dialogue pas ou très peu.

Il est facile de changer la loi de commande dans un automate, il est plus délicat de changer la conception d'une unité physique, il faut donc des contraintes d'efficacité exogènes très fortes, tel qu'un objectif militaire, pour intégrer ces deux différentes techniques. Heureusement, peu à peu cette démarche a percolé dans certaines industries: la robotique fait des robots plus légers et plus performants avec des commandes plus intégrées. L'Instrumentation implante dans le capteur un logiciel qui corrige les non

linéarités du transducteur et accélère sa dynamique...dans tous ces cas l'opération ne se met en place que si une même direction technique pilote l'ensemble des disciplines.

Dans le cas de la commande des réacteurs chimiques la solution qui consiste à piloter la température du réacteur en agissant sur le débit de caloporteur, à température constante, a un coût d'instrumentation et d'installation dans un rapport 1/3 vis-à-vis d'une solution où la commande passe par la régulation intermédiaire de la température du caloporteur à débit constant... mais la technique de commande est plus complexe.

Il est clair que si la partie matérielle se simplifie la partie régulation va se compliquer : systèmes instables, sous divers types de contraintes fortes, avec prise en compte de signaux de tendance, adaptation naturelle des modèles internes en temps réel etc.. le tout bien au-delà de ce que peut faire un **PID**. On a donc besoin d'une Automatique qui puisse s'attaquer à des problèmes plus complexes, avec des performances plus exigeantes. L'Automatique ne rentrera dans la conception des unités que si elle devient plus performante et plus accessible aux techniciens de terrain..

7) Un Exemple Industriel

Un régulateur **PFC** se fonde sur 4 principes :

a) Le modèle du processus est embarqué dans l'automate. On lui demande uniquement d'être capable de simuler la sortie d'un modèle soumis à une entrée donnée. La façon dont cette sortie est calculée est totalement ouverte. Les composantes d'état du modèle n'interviennent pas dans la suite du calcul.

b) On introduit une trajectoire de référence qui, initialisée sur la sortie mesurée du processus, tend vers la consigne suivant un chemin fixé qui définit le **TRBF**.

c) La variable manipulée future **MV(n)** est prise comme un polynôme :

$MV(n) = a_0 + a_1 n + a_2 n^2 + \dots$ On va calculer les valeurs les valeurs **ai**. et en déduire le projet de variable manipulée future **MV(n+i)**. Procédant ainsi on est capable de suivre une consigne polynomiale sans erreur de trainage.

d) Une procédure dite « *Estimateur global* » va en permanence comparer le comportement effectif du processus et son comportement prédit et cet écart va être utilisé dans la commande.

Ces principes sont stricts, mais la façon de les mettre en œuvre est très ouverte : à chaque poste on peut choisir une solution mathématique particulière pourvu que l'objectif global soit respecté.

PFC a en effet été conçu à des fins militaires pour être capable de suivre des cibles défilantes, ce qui est difficilement accessible par d'autres techniques.

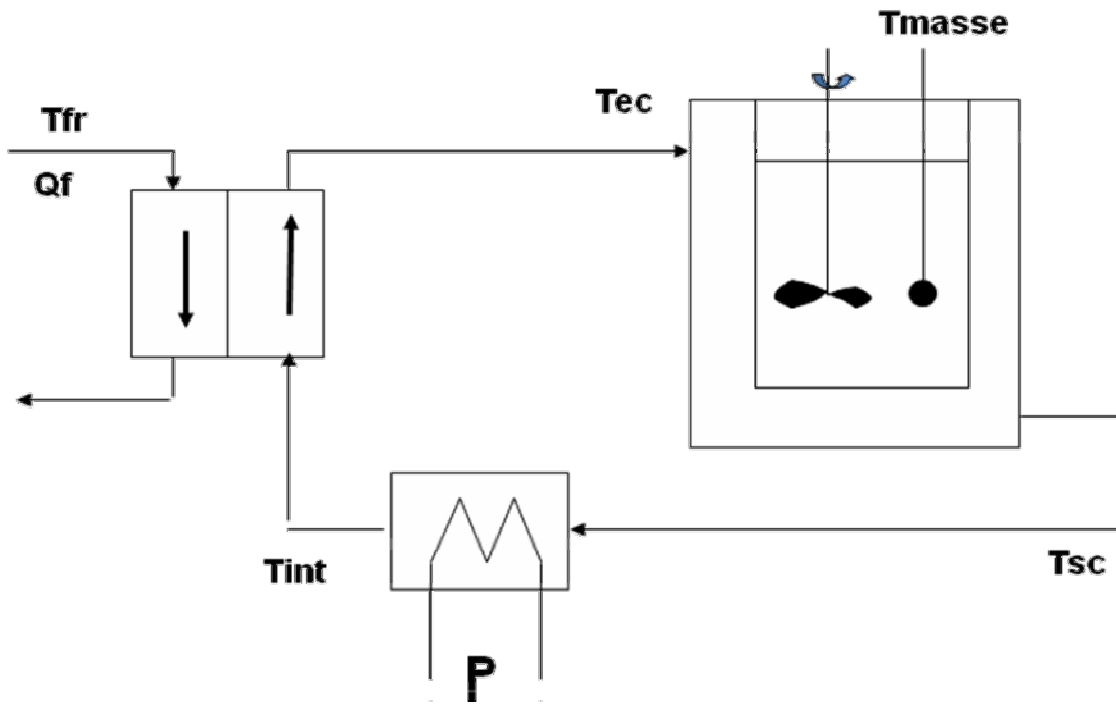


Fig 6 Commande de réacteur chimique

Donnons ici l'exemple de la cristallisation dans un réacteur chimique dont le circuit canard comporte un échangeur froid à contre-courant (Q_f , T_{fr}) et un crayon chauffant de puissance P . Une commande cascadee T_{ec} / T_{masse} avec transfert de contrainte est implantée dans un automate Premium Schneider Elec., en programmation, par blocs. Le produit dissous doit être cristallisé, par refroidissement, en suivant un profil de température bien défini. Depuis les travaux de Mullin (Ref 2) il a été montré que le profil qui donne les meilleurs caractéristiques de cristaux (forme, taille, etc..) doit être du type polynomial avec un exposant voisin de 3.

On passe ici sur ce réacteur de 25 litres, d'une température initiale de 70°C à 15°C suivant une consigne d'exposant 2.3, avec une erreur de +/- 0.1°C, dans la précision du capteur, difficilement visible sur l'enregistrement. Le projet de variable manipulée est à chaque instant n de la forme :

$$MV(n+i) = a_1 + a_2 \cdot i + a_2 \cdot i^2 \quad \text{où } i \text{ est le temps futur et } n \text{ le temps courant.}$$

La consigne comporte ici : 2 congés de raccordement au départ et à l'atterrissage et une consigne polynomiale du type : $T_{consigne}(n) = T_0 - T_1 \cdot n^{2.3}$.

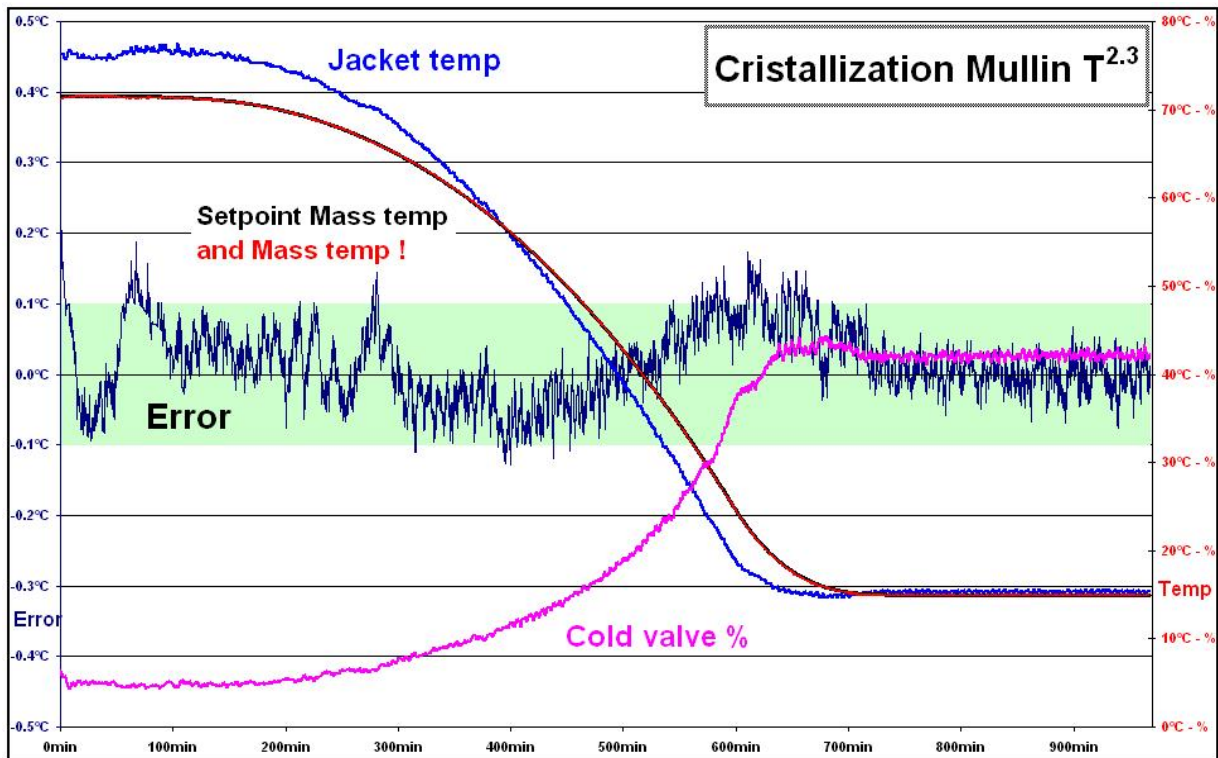


Fig 7. Commande d'une cristallisation avec consigne cubique sans erreur de traînage

Conclusion

Ne nous trompons pas ...il ne s'agit pas d'éliminer la régulation **PID** ?

Il s'agit simplement, et sans prétention, de savoir choisir le bon outil pour mieux traiter les problèmes qui se posent maintenant. Enrichir et compléter la boîte à outil est l'objectif poursuivi.

Tout est utile : l'automobile n'a pas remplacé la marche à pied.

Il faut bien comprendre qu'en 1930 la méthodologie et surtout la technologie disponible étaient assez rudimentaires. Par sa simplicité et élégance le **PID** a beaucoup apporté. La situation actuelle est bien différente : modélisation des processus, simulation numérique et informatique rapide permettent de relever des défis économiques d'une toute autre exigence et complexité.

Le lien entre la technique qui améliore la maîtrise du processus de fabrication et son impact économique est par la stratégie « *Squeeze and Shift* » mieux connu, il permet une approche globale du système de production mieux structurée en différents niveaux de commande. Améliorer la qualité du produit, éliminer les produits hors spécification, diminuer la consommation d'énergie, les sous-produits à risque écologique, raccourcir le temps de mise sur le marché d'un produit innovant, transformer l'opérateur qui passait son temps à courir derrière une température en un véritable gestionnaire de l'atelier de production etc.... sont les objectifs actuels.

Matériels, logiciels sont maintenant fiables et efficaces, l'impact économique de la commande prédictive est non discutable et les temps de retour sur investissement sont très courts.

Où sont donc les problèmes ?

Le système éducatif, par sa mission de transmettre un savoir validé et lentement accumulé, est par nature ...conservateur, et il faut qu'il en soit ainsi.

Mais... pas trop !.. Dû à la lourdeur du système où à la tentation de n'enseigner que ce que l'on a appris, le système éducatif évolue moins vite que les techniques. Il ne faut pas que les jeunes automaticiens arrivant dans l'industrie y trouvent des techniques qu'ils n'ont pas apprises à l'école. Apprendre sur site

n'est pas complet, peut tourner à la recette, avec toute la fragilité que cela entraîne devant des cas spécifiques qui ne rentrent pas exactement dans le schéma connu.
Il faut chercher à apprendre plutôt que de rechercher du savoir.
Le système éducatif doit précéder et non suivre... la formation première et la formation continue doivent être un conservateur des connaissances, mais surtout un moteur.

Références

- [1] : Ziegler, J. G. and Nichols, N. B., Optimum Settings for Automatic Controllers, *Trans.ASME*, , 64, 759 – 768. 1942
- [2] : Mullin, J.W. and Nyvlt, J., 1971, “Programmed cooling of batch crystallizers”,
Chem Eng Sci, 26(3): 369–377. 1971
- [3] : Aidan O’ Dwyer “Handbook of PI and PID Tuning Rules “ Imperial College Press – 2009
- [4] : J. Richalet. Guy Lavielle. Joëlle Mallet “La Commande Prédictive / Mise en œuvre industrielle./ Eyrolles-2005
- [5] : J.Richalet. Don O’Donovan “Predictive Functional Control”: Principles and Industrial Applications. Springer - 2009

ANNEXE

```

close; clear;
tf= 600; % durée de l'essai;
w=1:1:tf; %temps
u=zeros(1, tf); %variable
e=u; sm=u; sp=u;pert=u;
tech = 1; % période d'échantillonnage
taum= 30; am=exp(-tech/taum); bm=1-am; % model 1 ordre
taup= 60; ap=exp(-tech/taup); bp=1-ap; % process 1 ordre
km =2; %gain model
kp =1; %gain process
rm=10; %retard model
rp=17; %retard process
CONS=100; %consigne
TRBF= 80; lh=1-exp(-tech*3/TRBF);% temps de réponse désiré en boucle fermée
Emax = 200; %max MV
%-----
for ii=2+17:1:tf
    if ii> 350; pert(ii)=130;end
    sm(ii)=sm(ii-1)*am +bm*km* e(ii-1); %model (1)
    sp(ii)=sm(ii-1)*ap +bp*kp* (e(ii-1-rp)+pert(ii)); %process (2)
    spred= sp(ii)+sm(ii)-sm(ii-rm); (3)
    d= ( CONS- spred)*lh+ sm(ii)*bm; (4)
    e(ii)=d/(km*bm); (5)
    if e(ii)>Emax; e(ii)=Emax; end
end
%-----
figure (1)
plot( w, e, 'k',w,sp,'r',w, pert , 'b');%w, sm, 'g')
grid
zoom
text (450,125, 'Perturbation')
text (205,105, 'SORTIE PROCESS' )
text (105,45, 'VARIABLE MANIPULEE')
text (450, 10, 'sec')
title ( ' PFC ELEMENTAIRE TRBF =80 sec')

```

- Programmation : 5 lignes de code temps réel

