

Boucles de régulation

4.1 Régulation en boucle fermée.....	77
4.2 Régulation en cascade.....	100
4.3 Régulation de rapport.....	109
4.4 Régulation à priori.....	121
4.5 Régulation split-range.....	134

NOTATIONS CONTENUES DANS LE CHAPITRE 4

4.1 Régulation en boucle fermée

BP : Bande proportionnelle en pourcentage.
C : Consigne locale.
D : Fonction dérivée.
D₁ : 1^{er} dépassement (réponse en asservissement).
D₂ : 2^e dépassement (réponse en asservissement).
G_b : Gain de boucle.
G_r : Gain de régulateur.
G_{rc} : Gain de régulateur critique.
h : Niveau.
I : Fonction intégrale.
K : Coefficient d'intégration.
M : Mesure.
n : Coefficient de dosage de l'intégrale.
P : Fonction proportionnelle.
Q_c : Débit de charge.
Q_p : Débit perturbateur.
Q_r : Débit réglant.
S : Sortie.
S₀ : Sortie du régulateur pour M = C.
T : Période des oscillations.
T_d : Temps de dérivée.
T_i : Temps d'intégrale.
T_s : Température de sortie.
t : Variable temps.
t_c : Temps d'établissement.
t_r : Temps de retard.
V : Signal vanne.
ε : Écart résiduel.
θ : Constante de temps.
τ : Temps mort.

4.2 Régulation en cascade

C : Consigne locale.
CE : Consigne externe.
G_s : Gain statique.
M : Mesure.
P_e : Pression d'entrée.
Q_c : Débit combustible.
S : Sortie.
T_s : Température de sortie.
t : Variable temps.

4.3 Régulation de rapport

B : Décalage.
C : Consigne locale.
CE : Consigne externe.
E, E₁, E₂ : Signaux d'entrée.
EH, EB : Valeur haute et basse d'une entrée.
E_a : Étendue d'échelle d'un transmetteur de débit asservi.
E_l : Étendue d'échelle d'un transmetteur de débit libre.
K : Rapport (ratio).
K_a : Rapport à afficher.
K_d : Rapport désiré.
M : Mesure.
Q_a : Débit asservi.
Q_l : Débit libre.
Q_m : Débit d'un mélange.
Q_p : Débit partiel.
Q_t : Débit total.
S : Sortie.

4.4 Régulation à priori

a, b, B : Décalages.
C : Consigne locale.
CE : Consigne externe.
E₁, E₂, E₃ : Signaux.
K, K₁, K₂, K₃ : Coefficients.
Q : Débit de combustible.
Q_c, Q_{c1}, Q_{c2}, Q_{c3} : Débits de charge.
S : Sortie.
S₁, S₂ : Surfaces.
t, t', t₁, t₂ : Temps.

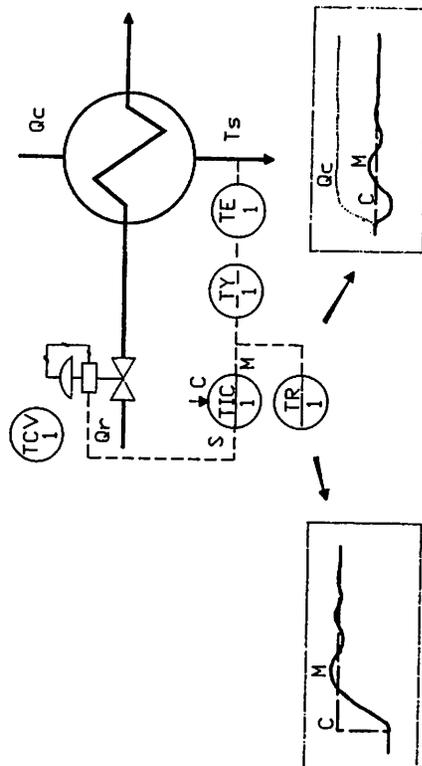
4.5 Régulation split-range

C : Consigne locale.
C_v : Coefficient de débit.
d : Rapport entre perte de charge vanne grande ouverte et perte de charge totale du circuit.

4.1 RÉGULATION EN BOUCLE FERMÉE

4.1.1 PRINCIPE

Autres appellations : Boucle fermée simple.
Régulation à posteriori.
Feedback control.



Aspect asservissement

Réponse de la température à un changement de consigne.

- Q_c : Débit de charge (fluide à réchauffer).
- Q_r : Débit réglant (fluide caloporteur).
- T : Température à régler.
- M : Mesure.
- C : Consigne.
- S : Sortie du régulateur.

Aspect régulation

Réponse de la température à une variation de débit de charge.

Fig. 4.1.

Dans ce type de régulation, l'action correctrice s'effectue après que les effets des grandeurs perturbatrices aient produit un écart entre la mesure et la consigne. Cet écart peut être également provoqué par un changement de consigne. Dans les deux cas, le rôle de la boucle fermée est d'annuler l'écart.

La figure 4.1 représente le schéma de la régulation en boucle fermée simple d'un échangeur. Cette régulation a pour but de maintenir la température de sortie T_s égale à la consigne. Après réglage des actions sur le régulateur TIC, les deux enregistrements obtenus montrent l'évolution de la mesure :

- Lors d'un changement de consigne C (asservissement).
- Lors d'une variation du débit de charge Q_c (régulation).

Les schémas des figures 4.2 et 4.3, traduisent sous forme de schémas blocs le P.C.F. de la figure 4.1.

Dans les deux cas, ils illustrent la notion de boucle fermée qui est indépendante du type de régulateur utilisé.

Ce régulateur peut être :

- De technologie analogique ou numérique.
- De fonction continue ou discontinue.
- D'algorithme généralement PID ou autre.

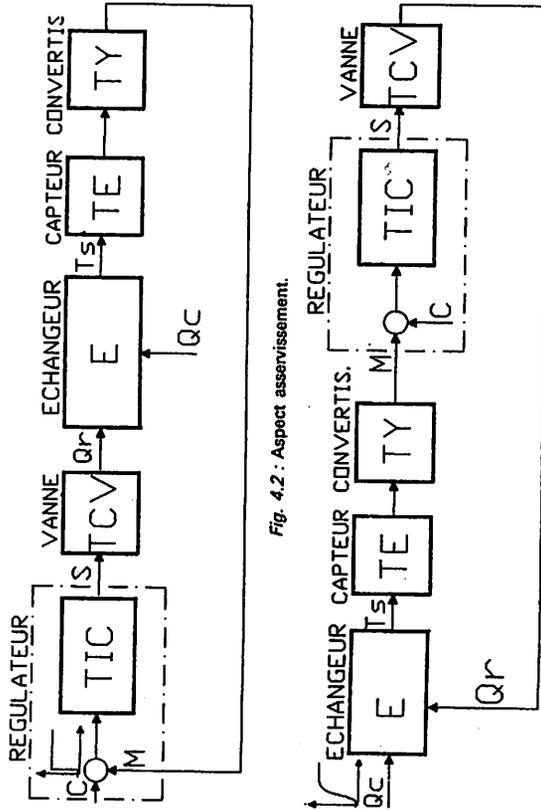


Fig. 4.2 : Aspect asservissement.

Fig. 4.3 : Aspect régulation.

Remarque 1 :

Dans ce chapitre le régulateur utilisé est un PID continu. La régulation en boucle fermée utilisant un régulateur discontinu, est traitée au chapitre 5.

Remarque 2 :

Choix du sens d'action du régulateur.

Le choix du sens d'action du régulateur est fonction du sens d'action de l'ensemble vanne positionneur et du sens de variation de la grandeur réglée par rapport à la grandeur réglante.

Le sens d'action d'un ensemble vanne positionneur est direct si la vanne s'ouvre lorsque le signal de commande V augmente et inverse dans le cas contraire.

Dans le cas de la figure 4.1, lorsque la température T_s augmente (suite à une diminution de charge par exemple) et s'écarte du point de consigne, l'ensemble vanne positionneur étant direct, la sortie du régulateur TIC doit diminuer pour baisser le débit de vapeur. Le régulateur TIC doit donc être de sens inverse.

4.12 RÔLE DES ACTIONS PID DANS LA BOUCLE FERMÉE

4.121 Action proportionnelle

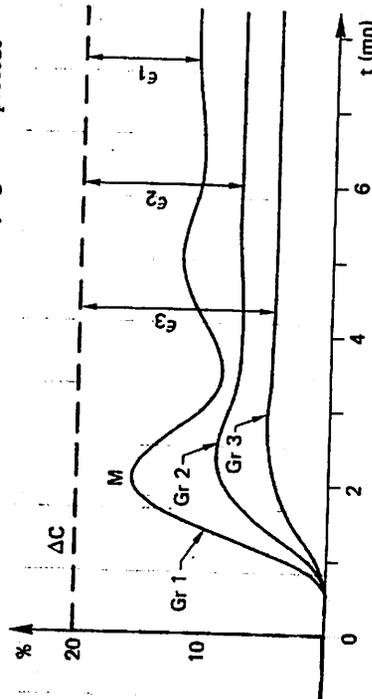
Le rôle de l'action proportionnelle est d'accélérer la réponse de la mesure, ce qui a pour conséquence de réduire l'écart entre la mesure et la consigne. Rappelons par ailleurs (chapitre 1) que la sortie du régulateur à action proportionnelle seule, se traduit par la relation :

$$S = G_r (M - C) + S_0$$

L'étude de l'action proportionnelle sur un procédé stable en boucle fermée montre que lors d'un changement de consigne, le régime permanent atteint, un écart résiduel ϵ subsiste.

$$\epsilon = \frac{\Delta C}{(1 + G_b)}$$

$G_b = G_r G_s$: gain de boucle
 G_r : gain de régulateur
 G_s : gain du procédé



Réponses en asservissement.

Fig. 4.4 (a) : Régulation proportionnelle sur un procédé stable.

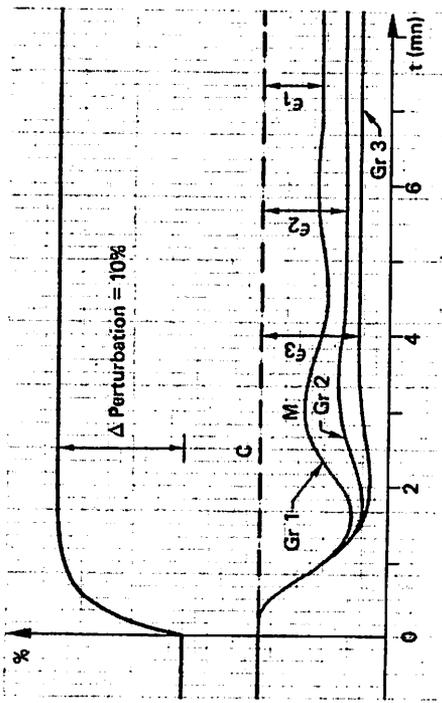


Fig. 4.4 (b) : Régulation proportionnelle sur un procédé stable.

Exemple : Avec $G_r = 1,5$ on obtient : $\varepsilon = 2,5 \%$
 $G_r = 2$
 $\Delta C = 10 \%$

Une augmentation de G_r accélère la réponse du procédé, provoque une diminution de l'écart résiduel ε , mais rend la mesure de plus en plus oscillatoire. La valeur optimale de G_r est celle qui donne la réponse la plus rapide, avec un bon amortissement (voir paragraphe : 4.131, réglages par approches successives).

L'étude de l'action proportionnelle sur un procédé instable (aussi appelé intégrateur), montre que lors d'une variation de consigne, la mesure rejoint la consigne dans tous les cas. Lors d'une perturbation la mesure s'écarte de la consigne, la régulation proportionnelle tend à la ramener tout en laissant subsister un écart résiduel ε , lorsque le régime permanent est atteint.

Prenons l'exemple d'une régulation de niveau d'un bac, représentée figure 4.5.

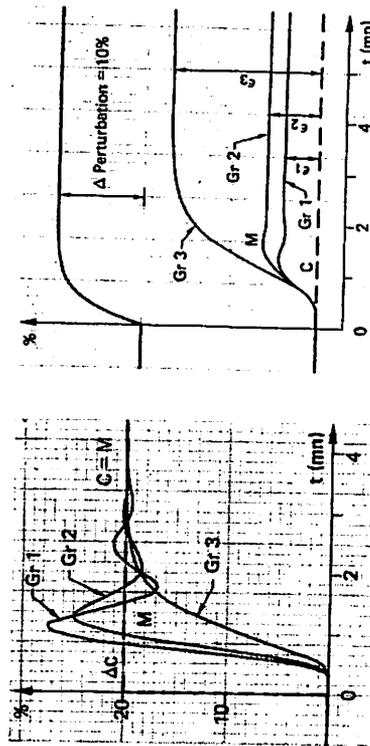
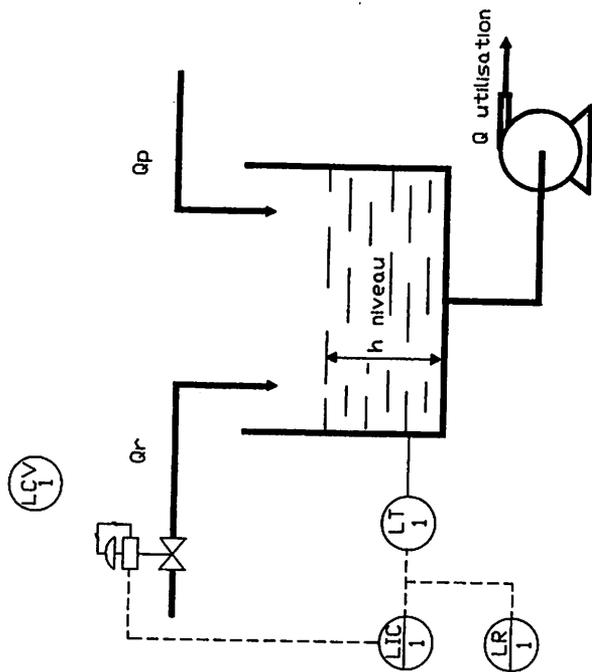


Fig. 4.5 : Régulation proportionnelle sur un procédé instable.

4.122 Action intégrale

Le rôle de l'action intégrale est d'annuler l'écart entre la mesure et la consigne. le signal de sortie du régulateur en intégrateur seul est proportionnel à l'intégrale de l'écart mesure-consigne (voir chapitre 1). Ceci se traduit par la relation :

$$S = \frac{1}{T_i} \int_0^t (M - C) dt$$

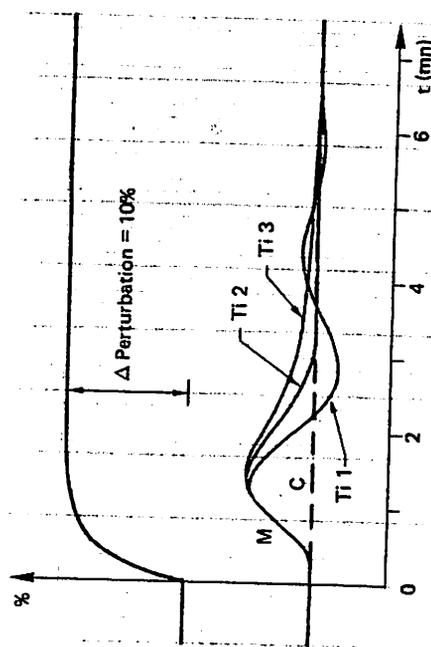
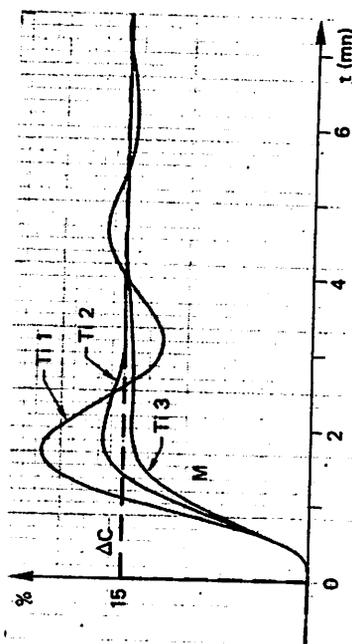


Fig. 4.6 : Régulation proportionnelle et intégrale.

L'action intégrale est généralement associée à l'action proportionnelle. Comme dans le cas de l'action proportionnelle, une augmentation excessive de l'action intégrale (diminution de T_i) peut être source d'instabilité. La figure 4.6 le montre la valeur optimale de T_i est le résultat d'un compromis entre la rapidité et la stabilité (voir paragraphe 4.131 : réglages par approches successives). Pour étudier cela sur un procédé stable, reprenons l'exemple de la régulation d'un échangeur. Les réponses de la température en fonction de T_i correspondent aux figures 4.6.

Le comportement de l'action intégrale sur un procédé instable, est sensiblement le même que sur un procédé stable. Il faut noter que l'action intégrale est sensiblement pour annuler l'écart, suite à des perturbations. Lors de changement de consigne, son intérêt est moindre car l'écart s'annule naturellement du fait que le procédé est lui-même intégrateur. Dans ce cas l'action intégrale donne une réponse plus rapide qu'en régulation à action proportionnelle seule.

4.123 Action dérivée

Le rôle de l'action dérivée est de compenser les effets du temps mort du procédé. Elle a un effet stabilisateur mais une valeur excessive peut entraîner l'instabilité. Son rôle est identique quelle que soit la nature du procédé. La sortie du dérivateur est proportionnelle à la vitesse de l'écart (voir chapitre 1). Ceci se traduit par la relation :

$$S = T_d \frac{d(M - C)}{dt}$$

Notons que l'action dérivée ne peut pas être utilisée seule.

Les figures 4.7 (a) et (b) illustrent les effets de la dérivée sur un procédé avec retard important.

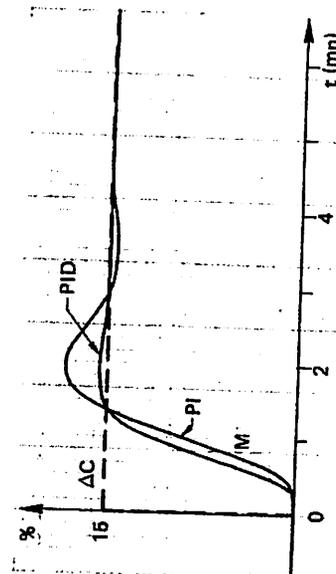


Fig. 4.7 a : Régulation PI et PID. Réponse en asservissement.

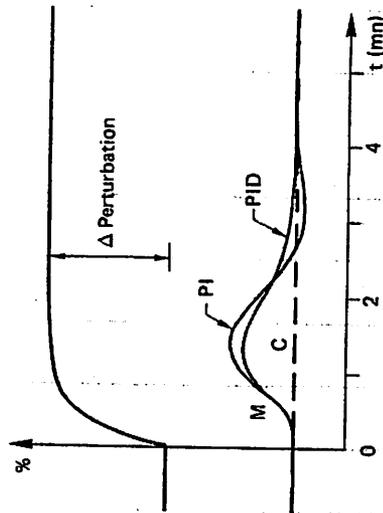


Fig. 4.7 b : Régulation PI et PID. Réponse en régulation.

Dans le cas d'un signal de mesure bruité, la dérivée amplifie le bruit (fig. 4.7 (c)) ce qui rend son utilisation délicate ou impossible.

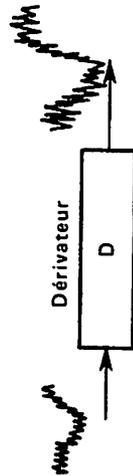


Fig. 4.7 c.

La solution à ce problème consiste, soit à filtrer le signal de mesure, soit à utiliser un module de dérivée filtrée avec gain transitoire réglable (voir chapitre 6). Dans tous les algorithmes PID, la dérivée est filtrée, mais la valeur du filtre (Gain transitoire), est rarement réglable sur les régulateurs monoblocs ; elle l'est parfois, sur les modules PID des systèmes numériques.

4.13 MÉTHODES DE RÉGLAGES D'UNE BOUCLE FERMÉE

Avant de commencer les réglages d'une boucle de régulation, il faut s'assurer que le sens d'action du régulateur est correct.

Nous rappelons que quelle que soit la méthode utilisée, les réglages ne sont adaptés qu'au point de fonctionnement (voir chapitre 2).

Les méthodes traitées dans cet ouvrage sont les suivantes :

— *Méthode par approches successives.*

Elle consiste à modifier les actions et à observer les effets sur la mesure enregistrée, jusqu'à obtenir la réponse optimale. Du fait de sa simplicité c'est une méthode très utilisée, néanmoins, son application devient longue sur les procédés à grande inertie. Elle ne nécessite pas une connaissance approfondie du procédé et de l'algorithme du régulateur.

— *Méthode nécessitant l'identification du procédé.*

La connaissance des paramètres du procédé et de la structure du régulateur, permettent le calcul des actions. Cette méthode nécessite un enregistreur à déroulement rapide. Elle est de préférence utilisée sur des procédés à grande inertie.

— *Méthode de Ziegler et Nichols.*

Elle nécessite l'observation de la réponse du procédé et la connaissance de la structure du régulateur. C'est une méthode qui permet le calcul des actions, sans la détermination des paramètres du procédé.

4.131 Réglage par approches successives

Le procédé est d'abord conduit en manuel pour stabiliser la mesure au point de consigne. De petites variations sur la vanne permettent d'observer les réactions naturelles du procédé, afin de dégrossir les actions à mettre sur le régulateur au début de chaque réglage.

Les actions seront réglées dans l'ordre P, D, I.

Les critères de performance (voir chapitre 3) retenus pour la régulation sont une réponse bien amortie (dépassement de 10 à 15 %) avec une rapidité maximum (temps d'établissement le minimum.)

Réglage sur procédé stable

a) *Mise au point de l'action proportionnelle*

— Le régulateur étant en manuel, stabiliser le procédé au point de fonctionnement.

— Afficher sur le régulateur : dérivée nulle ($T_d = 0$), intégrale minimale (T_i max), proportionnelle faible ($G_r < 1$).

Remarque : Une première valeur de l'action proportionnelle peut être obtenue à partir de la réponse à un échelon. Pour cela, provoquer un échelon de vanne ΔV à l'aide de la commande manuelle, et reléver après stabilisation, la variation de mesure ΔM correspondante. L'action proportionnelle à afficher au régulateur est :

$$BP \% = \frac{\Delta M \%}{\Delta V \%} 100$$

- Ramener la consigne à la mesure, pour avoir un écart nul et passer le régulateur en automatique.
- Provoquer une variation de consigne ΔC (5 % à 10 %).
- Remettre le régulateur en manuel après stabilisation de la mesure.
- Observer l'enregistrement de l'évolution de la mesure.

Si la réponse se rapproche de celle de la figure 4.8, l'action proportionnelle est trop faible. Augmenter G_r ou diminuer BP %.

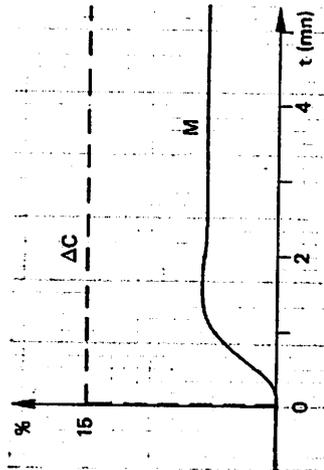


Fig. 4.8 : Réponse à une variation de consigne, avec une action proportionnelle trop faible.

Si la réponse se rapproche de celle de la figure 4.9, l'action proportionnelle est trop forte. Diminuer G_r ou augmenter BP %.

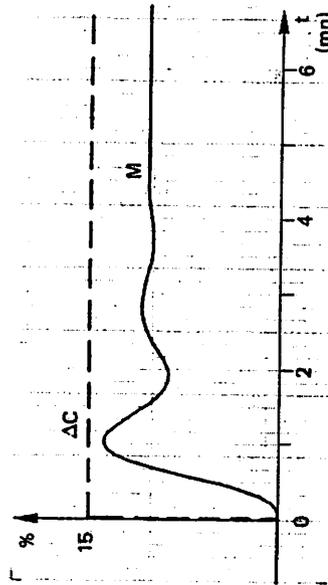


Fig. 4.9 : Action proportionnelle trop forte.

- Ramener la consigne à la mesure et passer le régulateur en automatique.
- Répéter l'essai précédent, jusqu'à ce que la valeur de l'action proportionnelle donne une réponse qui se rapproche de celle de la figure 4.10. Ceci obtenu, le réglage de l'action proportionnelle est terminé. Passer ensuite au réglage de l'action dérivée.

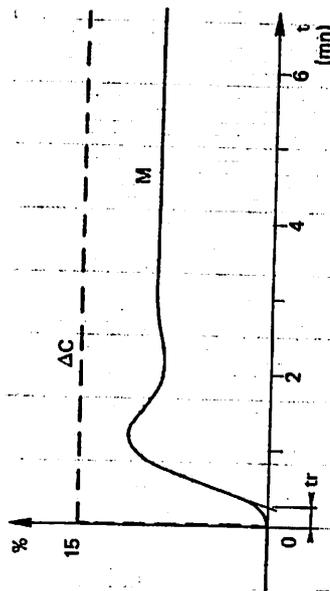


Fig. 4.10 : Action proportionnelle correcte.

b) Mise au point de l'action dérivée

- Le régulateur étant en manuel, stabiliser le procédé au point de fonctionnement.
- Conserver la valeur de l'action proportionnelle déterminée précédemment et l'intégrale minimale.
- Afficher une action dérivée faible (T_d égal à quelques secondes).

Remarque : Une première valeur de l'action dérivée peut être obtenue en relevant le temps de retard du procédé t_r , soit sur les enregistrements qui ont permis de régler l'action proportionnelle, soit sur la réponse à un échelon de vanne. L'action dérivée à afficher sur le régulateur est :

$$T_d = \frac{t_r}{3}$$

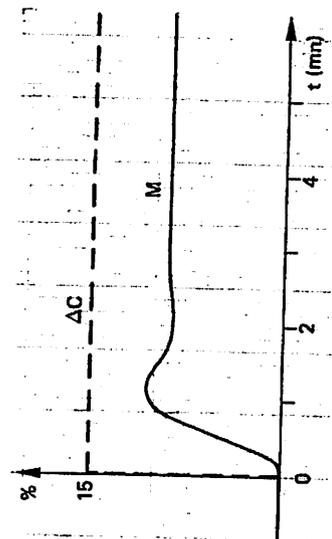


Fig. 4.11 : Action dérivée trop faible.

- Ramener la consigne à la mesure pour avoir un écart nul et passer le régulateur en automatique.
- Provoquer une variation de consigne ΔC (5 % à 10 %).
- Remettre le régulateur en manuel après stabilisation de la mesure.
- Observer l'enregistrement de l'évolution de la mesure.

Si la réponse se rapproche de celle de la figure 4.11, l'action dérivée est trop faible. Augmenter T_d .

Si la réponse se rapproche de celle de la figure 4.12, l'action est trop forte. Diminuer T_d .

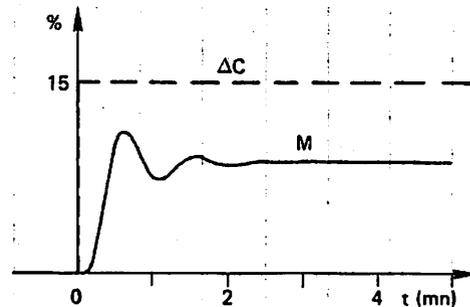


Fig. 4.12 : Action dérivée trop forte.

- Ramener la consigne à la mesure et passer le régulateur en automatique.
- Répéter l'essai précédent, jusqu'à ce que la valeur de l'action dérivée donne une réponse la plus amortie possible qui se rapproche de la figure 4.13.

Remarque : La présence de l'action dérivée, permet d'augmenter l'action proportionnelle (environ 10 % de plus, soit 1,1.G_r ou 0,9.BP %).

- Après le réglage de l'action dérivée, passer au réglage de l'action intégrale.

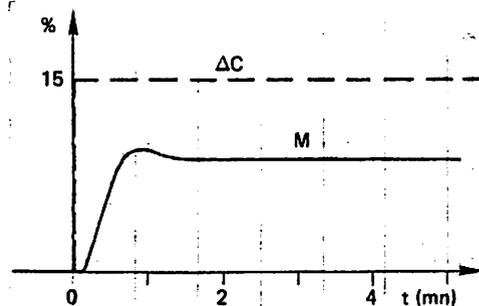


Fig. 4.13 : Action dérivée correcte.

c) Mise au point de l'action intégrale

- Le régulateur étant en manuel, stabiliser le procédé au point de fonctionnement.
- Conserver les valeurs des actions proportionnelle et dérivée déterminées précédemment.
- Afficher une action intégrale faible.

Remarque : Une première valeur de l'action intégrale peut être obtenue en relevant le temps d'établissement t_e en boucle fermée (voit chapitre 3), sur les enregistrements qui ont permis de régler l'action dérivée. L'action intégrale à afficher sur le régulateur est : $T_i = t_e$

- Ramener la consigne à la mesure, pour avoir un écart nul et passer le régulateur en automatique.
- Provoquer une variation de consigne ΔC (5 % à 10 %).
- Remettre le régulateur en manuel après stabilisation de la mesure.
- Observer l'enregistrement de l'évolution de la mesure.

Si la réponse se rapproche de celle de la figure 4.14, l'action intégrale est trop faible. Diminuer T_i ou augmenter n .

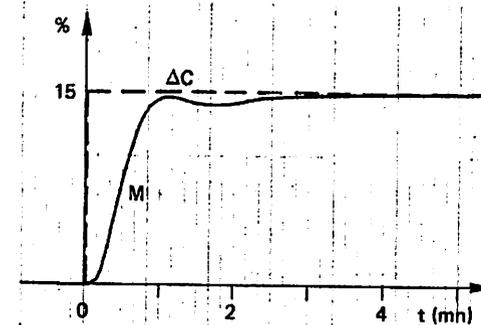
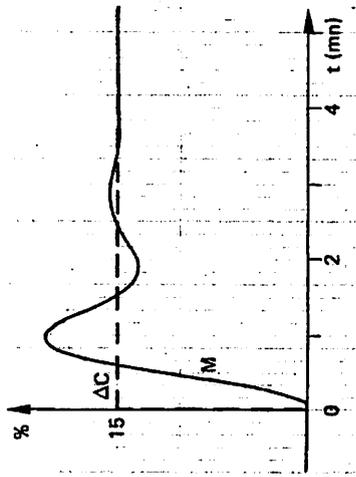


Fig. 4.14 : Action intégrale trop faible.

Si la réponse se rapproche de celle de la figure 4.15, l'action intégrale est trop forte. Augmenter T_i ou diminuer n .



- Ramener la consigne à la mesure et passer le régulateur en automatique.
- Répéter l'essai précédent, jusqu'à ce que la valeur de l'action intégrale donne une réponse qui se rapproche de la figure 4.16.

La mise au point de l'action intégrale étant réalisée, le réglage par approches successives de la boucle de régulation est terminé.

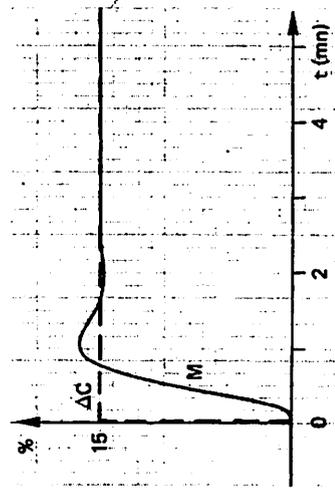


Fig. 4.16 : Action intégrale correcte.

Réglage sur procédé instable

La procédure et les critères de performance étant identiques à ceux décrits pour un procédé stable, on se limite pour chaque action à fixer les valeurs initiales et à donner les réponses types.

a) Action proportionnelle

Mettre un gain de régulateur très faible, à titre d'exemple $G_r = 0,2$ ou $BP \% = 500 \%$, et rechercher par approches successives la valeur de l'action proportionnelle qui donne une réponse se rapprochant de la courbe (a) figure 4.17.

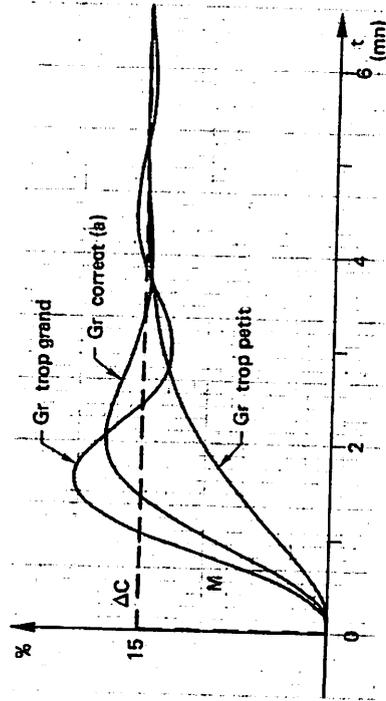


Fig. 4.17 : Réponses à des variations de consigne en action proportionnelle.

b) Action dérivée

Mettre un temps de dérivée initial faible, à titre d'exemple $T_d = 0,3 \text{ tr}$, et rechercher par approches successives la valeur de l'action dérivée qui donne une réponse se rapprochant de la courbe (a) figure 4.18.

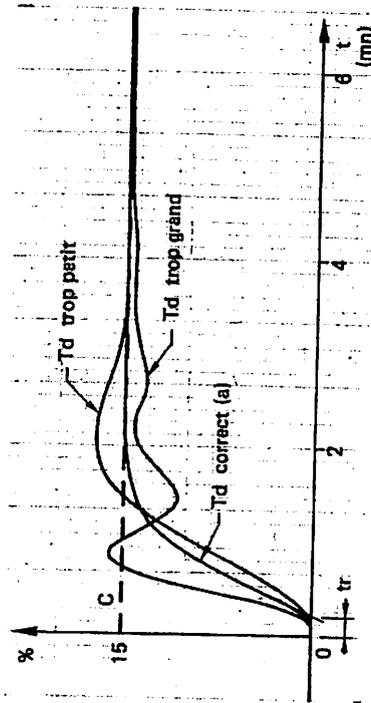


Fig. 4.18 : Réponses à des variations de consigne en actions proportionnelle et dérivée.

c) Action intégrale

Mettre un temps d'intégrale initial grand, à titre d'exemple $T_i = 10.t_r$, et rechercher par approches successives la valeur de l'action intégrale qui donne des réponses en asservissement et en régulation se rapprochant des courbes (a) figure 4.19.

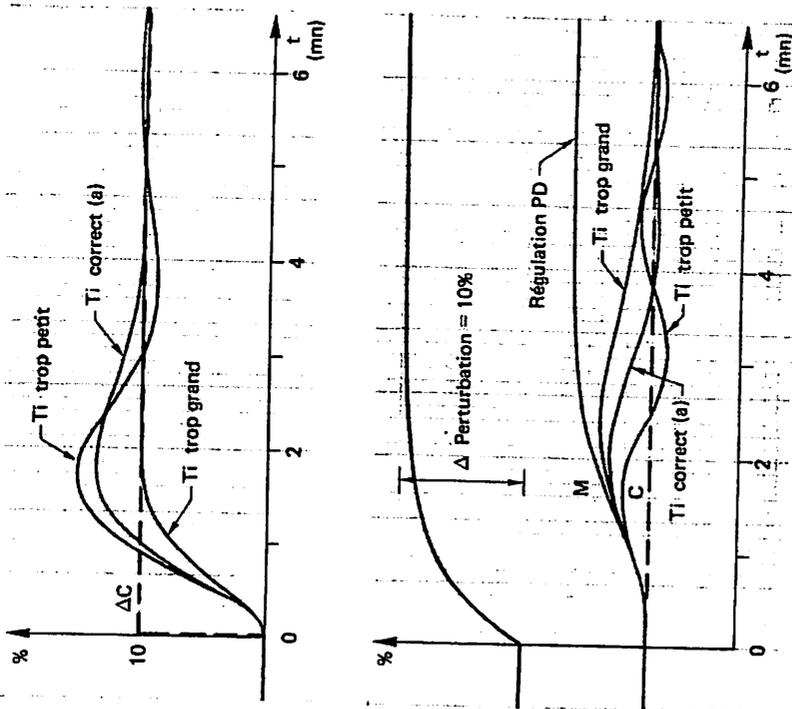


Fig. 4.19 : Réponses en asservissement et en régulation avec les actions P, I et D.

4.132 Réglage à partir de l'identification du procédé

L'identification d'un procédé permet d'obtenir les paramètres caractéristiques (gain statique, constante de temps, ...). A partir de ces paramètres, on calcule les actions à afficher sur le régulateur ; ce calcul dépend :

- Du modèle choisi pour l'identification.
- De la structure du régulateur utilisé.
- Du mode de régulation choisi (P, PI, PID).

Cas d'un procédé stable

Après avoir identifié le procédé suivant le modèle d'un premier ordre retardé (voir paragraphe 7.1), utiliser le tableau 4.1, pour calculer les actions à afficher sur le régulateur compte tenu de sa structure. Ces valeurs permettent d'obtenir une réponse bien amortie.

Le choix du mode de régulation est lié à la réglabilité du système déterminé par le rapport $\frac{\theta}{\tau}$

Si $\frac{\theta}{\tau}$ est compris entre 10 et 20 : régulation P.

Si $\frac{\theta}{\tau}$ est compris entre 5 et 10 : régulation PI.

Si $\frac{\theta}{\tau}$ est compris entre 2 et 5 : régulation PID.

Si $\frac{\theta}{\tau}$ est supérieur à 20 : régulation tout ou rien (traitee au chapitre 5).

Si $\frac{\theta}{\tau}$ est inférieur à 2 : limite de l'algorithme PID en boucle fermée simple ; utiliser des boucles multiples (régulation cascade, régulation à priori) ou des correcteurs numériques (chapitre 9).

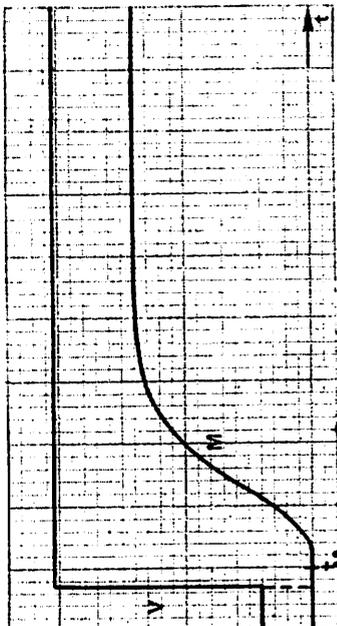
Tableau 4.1 : Calcul des actions P, I et D sur les procédés stables.

Modes de régul. Actions	P	PI série	PI parallèle	PID série	PID parallèle	PID mixte
G_r	$\frac{0,8, \theta}{G_r \cdot \tau}$	$\frac{0,8, \theta}{G_r \cdot \tau}$	$\frac{0,8, \theta}{G_r \cdot \tau}$	$\frac{0,85, \theta}{G_r \cdot \tau}$	$\frac{\theta + 0,4}{1,2, G_r}$	$\frac{\theta}{\tau} + \frac{0,4}{1,2, G_r}$
T_i	Maxi.	θ	$\frac{G_r \cdot \tau}{0,8}$	θ	$\frac{G_r \cdot \tau}{0,75}$	$\theta + 0,4, \tau$
T_d	0	0	0	$0,4, \tau$	$\frac{0,35, \theta}{G_r}$	$\frac{0, \tau}{\tau + 2,5, \theta}$

Les structures des régulateurs correspondent à celles du tableau 1.5, chapitre 1. Après calcul et affichage des actions, il est nécessaire d'effectuer un test sur une variation de consigne, pour vérifier l'alture de la réponse. Si les résultats obtenus ne sont pas satisfaisants, refaire l'identification, s'assurer de la structure du régulateur ou retoucher les actions.

Exemple :

- 1) **Identification du système**
 La réponse en boucle ouverte est représentée figure 4.20.
 L'identification selon la méthode de « BROIDA » donne : $G_r = 0,84$;
 $\theta = 26$ s ; $\tau = 14$ s.



Un petit carreau = 4 secondes.
 Fig. 4.20.

- 2) **Calcul des actions pour un régulateur structure série**
 Le rapport $\theta/\tau = 1,85$, nous fait choisir le mode de régulation PID.

$$D'où \quad G_r = 0,85 \cdot \frac{1}{G_r \tau} \approx 1,75$$

$$T_i = \theta = 26 \text{ s}$$

$$T_d = 0,4 \cdot \tau = 6 \text{ s}$$



Un petit carreau = 10 secondes.
 Fig. 4.21 : Réponse à une variation de consigne.

Cas d'un procédé instable

Après avoir identifié le procédé suivant le modèle d'un intégrateur pur retardé (voir paragraphe 7.2), utiliser le tableau 4.2, pour calculer les actions à afficher sur le régulateur compte tenu de sa structure. Ces valeurs permettent d'obtenir une réponse bien amortie.

Le choix du mode de régulation est lié à la réglabilité du système déterminé par le produit $K \cdot \tau$.

- Si $K \cdot \tau$ est compris entre 0,05 et 0,1 : régulation P.
- Si $K \cdot \tau$ est compris entre 0,1 et 0,2 : régulation PI
- Si $K \cdot \tau$ est compris entre 0,2 et 0,5 : régulation PID
- Si $K \cdot \tau$ est inférieur à 0,05 : régulation Tout ou rien.
- Si $K \cdot \tau$ est supérieur à 0,5 : limite de l'algorithme PID en boucle fermée simple ; utiliser des boucles multiples (régulation cascade, régulation a priori) ou des correcteurs numériques.

Nota : Les paramètres K et τ doivent être exprimés dans les unités telles que leur produit soit sans dimension (1/mn et mn ou 1/s et s).

Tableau 4.2 : Calcul des actions P., I. et D. sur les procédés instables

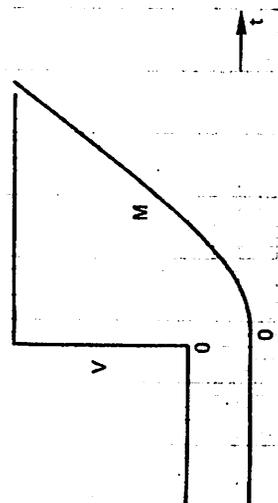
Modes de régl. Actions	P.	PI série	PI parallèle	PID série	PID parallèle	PID mixte
G_r	$\frac{0,8}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,8}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,8}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,85}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{K \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{K \cdot \tau}$
T_i	Maxi.	5.τ	$\frac{K \cdot \tau^2}{0,15}$	4.8.τ	$\frac{K \cdot \tau^2}{0,15}$	5.2.τ
T_d	0	0	0	0.4.τ	$\frac{0,35}{K}$	0.4.τ

Les structures des régulateurs correspondent à celles du tableau 1.5, chapitre 1.
 Après calcul et affichage des actions, il est nécessaire d'effectuer un test sur une variation de consigne, pour vérifier l'allure de la réponse. Si les résultats obtenus ne sont pas satisfaisants, refaire l'identification, s'assurer de la structure du régulateur ou retoucher les actions.

Exemple : 1) **Identification du système**

La réponse en boucle ouverte est représentée figure 4.22. L'identification donne les paramètres suivants :

$$\tau = 0,36 \text{ mn} ; \quad K = 1,4 \text{ mn}^{-1}.$$



Un petit carreau = 4 secondes.

Fig. 4.22.

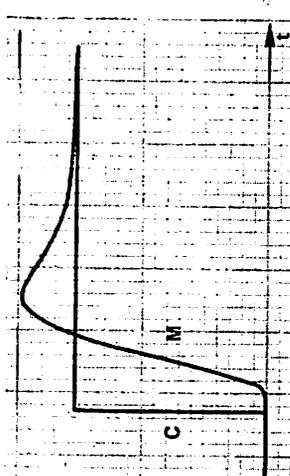
2) Calcul des actions pour un régulateur structure série

Le produit $K \cdot \tau = 1,4 \cdot 0,36 = 0,5$ nous fait choisir le mode de régulation PID

$$D'où \quad G_r = \frac{0,85}{K \cdot \tau} = \frac{0,85}{0,5} = 1,7$$

$$T_i = 5 \cdot \tau = 1,8 \text{ mn}$$

$$T_d = 0,4 \cdot \tau = 0,14 \text{ mn}$$



Un petit carreau = 10 secondes.

Fig. 4.23 : Réponse à une variation de consigne.

4.133 Réglage par la méthode de ZIEGLER et NICHOLS en boucle fermée

Cette méthode est identique pour procédés stable et instable, mais n'est pas adaptée pour des boucles rapides (débit par exemple) et les procédés à retard important. La méthode consiste à mettre la boucle de régulation en oscillations entretenues. La période des oscillations T et le gain du régulateur critique G_{rc} qui occasionne ces oscillations, permettent de calculer les actions à afficher sur le régulateur. Ce calcul dépend de la structure du régulateur utilisé et du mode de régulation choisi (P, PI ou PID). Voir le schéma du montage correspondant p. 202.

Le critère de performance choisi par Ziegler et Nichols donne une réponse avec un amortissement par période de l'ordre de 0,25 (fig. 4.24).

La procédure est la suivante :

a) Recherche des oscillations entretenues

- Le régulateur étant en manuel, stabiliser le procédé au point de fonctionnement.
- Afficher sur le régulateur : dérivée nulle ($T_d = 0$).
- Afficher un gain $G_r = 1$.
- Mettre la consigne à la valeur de la mesure et passer le régulateur en automatique.
- Faire un échelon de consigne ΔC de durée limitée. La valeur de ΔC doit être choisie de telle façon que l'amplitude des oscillations de la mesure n'exécède pas 10 %, tout en vérifiant que le signal de vanne n'aille pas en butée.

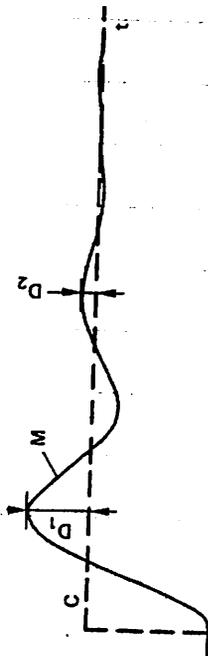


Fig. 4.24.

- Observer l'enregistrement du signal de la mesure ou celui de la vanne. Si la mesure s'amortit (oscillations convergentes), comme le montre la figure 4.25, il faut augmenter l'action proportionnelle (augmenter G_r).

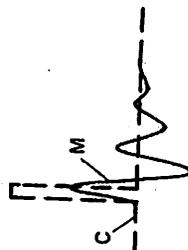


Fig. 4.25.

Si les oscillations de la mesure sont divergentes, comme le montre la figure 4.26, diminuer l'action proportionnelle (diminuer G_r).

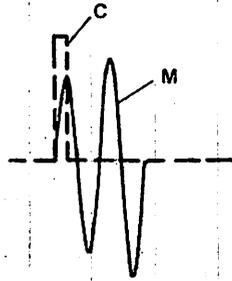


Fig. 4.26.

L'essai est terminé lorsque l'on obtient une oscillation entretenue de la mesure comme le montre la figure 4.27.

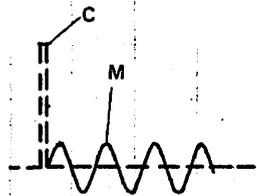


Fig. 4.27.

- Relever le gain du régulateur G_{rc} qui occasionne les oscillations entretenues.

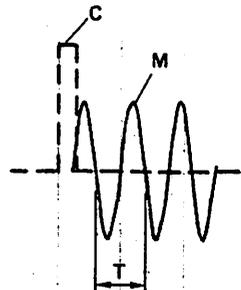


Fig. 4.28.

- Diminuer l'action proportionnelle pour stabiliser la mesure.
- Mesurer la période T sur l'enregistrement, figure 4.28.

b) Calcul des actions du régulateur

- A partir des valeurs T et G_{rc} et à l'aide du tableau 4.3 calculer les actions à afficher sur le régulateur.

Tableau 4.3 : Méthode de Ziegler et Nichols sur procédés stable et instable.

Modes de régul. Actions	P	PI série	PI parallèle	PID série	PID parallèle	PID mixte
G_r	$\frac{G_{rc}}{2}$	$\frac{G_{rc}}{2,2}$	$\frac{G_{rc}}{2,2}$	$\frac{G_{rc}}{3,3}$	$\frac{G_{rc}}{1,7}$	$\frac{G_{rc}}{1,7}$
T_i	Maxi	$\frac{T}{1,2}$	$\frac{2.T}{G_{rc}}$	$\frac{T}{4}$	$\frac{0,85.T}{G_{rc}}$	$\frac{T}{2}$
T_d	0	0	0	$\frac{T}{4}$	$\frac{T.G_{rc}}{13,3}$	$\frac{T}{8}$

Remarques :

Les structures des régulateurs correspondent à celles du tableau 1.5, chapitre 1.

A partir d'essais pour chacun des modes de régulation, choisir celui qui donne la meilleure réponse en asservissement.

Si cette réponse n'est pas satisfaisante, retoucher les actions.

Exemple : La figure 4.29 montre l'enregistrement du signal vanne pour un gain de régulateur critique $G_{rc} = 4$.

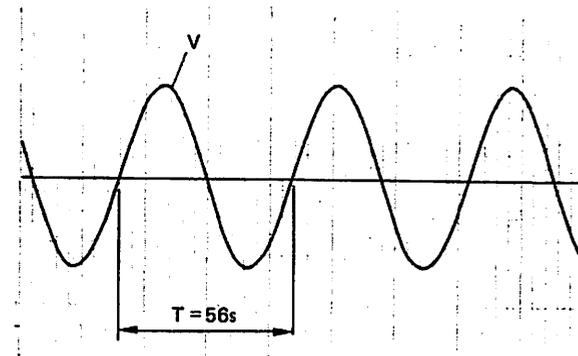


Fig. 4.29.

On mesure la période T sur l'enregistrement : $T = 56s$.

Le mode de régulation choisi est P.I.D., le régulateur est de structure série.

Le calcul des actions d'après le tableau 4.3, donne :

$$G_r = \frac{4}{3,3} = 1,2$$

$$T_i = 0,25.56 = 14 \text{ s}$$

$$T_d = 0,25.56 = 14 \text{ s}$$

On affiche ces valeurs sur le régulateur et on fait un échelon de consigne, pour obtenir le résultat figure 4.30. Dans cet exemple, on retrouve le critère fixé par Ziegler et Nichols.

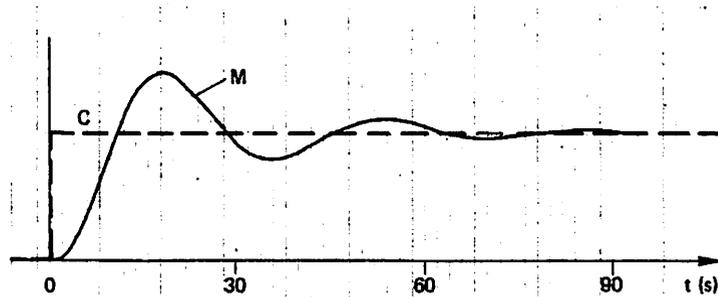


Fig. 4.30.

4.2 RÉGULATION EN CASCADE

La régulation en cascade sert à améliorer la boucle fermée simple sur les procédés à grande inertie, en diminuant les effets d'une ou plusieurs grandeurs perturbatrices qui agissent :

- soit sur la grandeur réglante.
- soit sur une autre grandeur appelée grandeur intermédiaire.

Ceci est obtenu en rajoutant une boucle rapide, ce qui conduit généralement à deux boucles fermées imbriquées, l'une interne, l'autre externe.

Pour que la cascade soit justifiée, il faut que la boucle interne soit beaucoup plus rapide que la boucle externe.

Sur ce type de régulation, on trouve en général deux points de mesure, deux régulateurs et un organe de réglage.

4.21 ÉTUDE DU FONCTIONNEMENT

4.211 Cascade sur grandeur réglante

Nous allons faire l'étude de l'évolution des signaux de la cascade sur la grandeur réglante d'un four, afin de mettre en évidence ses avantages par rapport à la boucle fermée simple.

La figure 4.31 montre les résultats obtenus avec une régulation en boucle fermée simple sur un four.

Lors d'une perturbation de pression P_e , agissant sur le débit Q_c , la régulation corrige, par une action sur la vanne TCV_1 , seulement lorsque la température T_s commence à varier.

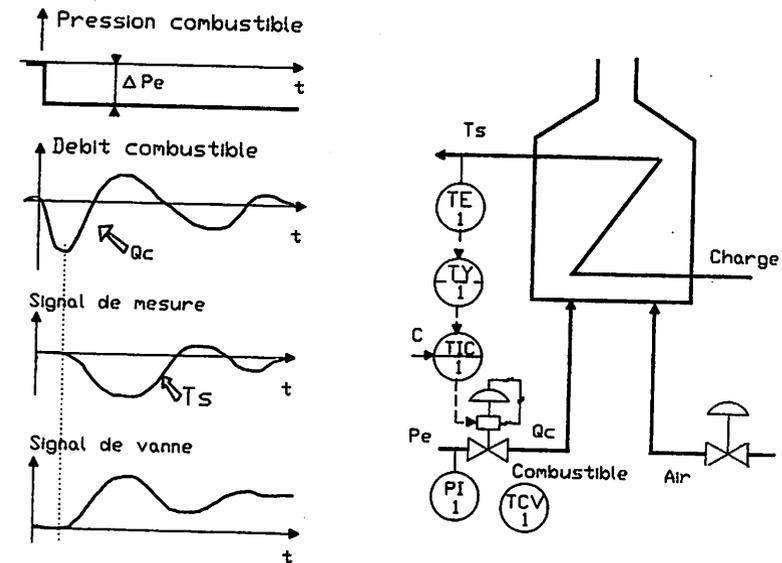


Fig. 4.31 : Régulation en boucle fermée d'un four.

La figure 4.32 montre les résultats obtenus avec une régulation en cascade sur la grandeur réglante Q_c .

Les courbes montrent que la boucle interne corrige rapidement les variations de débit de combustible Q_c entraînées par les perturbations de la pression P_e , avant même que la température T_s n'ait varié. Ceci permet d'obtenir une réponse de la température T_s , qui se stabilise plus rapidement avec une amplitude de variation plus faible.

Il faut noter que ce type de cascade est efficace uniquement sur les perturbations affectant la grandeur réglante.

4.22 MISE AU POINT DE LA RÉGULATION CASCADE

Les étapes à suivre pour la mise au point d'une régulation en cascade sont les suivantes :

- Détermination du sens d'action des régulateurs.
- Réglage de la boucle interne (régulateur asservi).
- Mise en service du régulateur asservi (passage de consigne interne en consigne externe sans à-coups).
- Réglage de la boucle externe (régulateur pilote).

4.221 Choix du sens d'action des régulateurs

Le choix du sens d'action du régulateur asservi se fait en prenant en compte le sens d'action de la vanne avec son positionneur.

Le choix du sens d'action du régulateur pilote se fait en raisonnant sur la grandeur réglante ou sur la grandeur intermédiaire que régule la boucle interne.

Exemple : Choix des sens d'action des régulateurs de la régulation cascade de la figure 4.32.

Choix du sens d'action du FIC1 : régulateur asservi (l'ensemble vanne et positionneur FCV1 est direct).

Lors d'une augmentation de pression P_c , la mesure du débit combustible augmente et s'écarte du point de consigne. Pour la ramener, la sortie du FIC1 doit diminuer afin de fermer la vanne, celle-ci étant directe. Le régulateur FIC1 doit donc être de sens inverse, car en automatique lorsque la mesure augmente, sa sortie doit diminuer.

Choix du sens d'action du TIC1 : régulateur pilote.

Lorsque la température T_c augmente (suite à une diminution de charge par exemple) et s'écarte du point de consigne, la sortie du TIC1 doit diminuer pour baisser la consigne du débit de combustible Q_c . Le régulateur TIC1 doit donc être de sens inverse.

4.222 Réglage de la boucle interne (régulateur asservi)

La grandeur réglée par la boucle interne étant rapide (généralement un débit), la méthode de réglage la mieux adaptée est la méthode par approches successives (paragraphe 4.131), en mode de régulation PI.

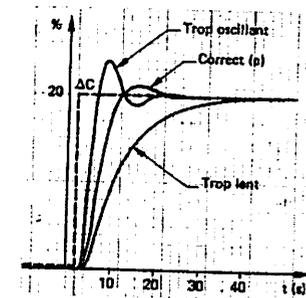


Fig. 4.35.

La recherche des valeurs optimales des actions se fait régulateur asservi en automatique et en consigne interne, afin d'obtenir une réponse, en proportionnelle et intégrale, très amortie. La figure 4.35 (a), représente la réponse à un échelon de consigne, d'une boucle interne.

Dans le cas d'une cascade sur une grandeur intermédiaire, il se peut qu'une méthode de calcul d'actions après identification du procédé soit plus judicieuse. En effet, cette grandeur peut être rapide devant la grandeur à régler, tout en ayant une inertie qui justifie les réglages à partir d'une identification (paragraphe 4.132). Dans ce cas, il faut attirer l'attention sur le fait que la réponse risque d'être trop oscillante pour une boucle interne, ce qui nécessite de retoucher les actions pour rendre cette réponse apériodique.

4.223 Passage manuel/automatique/cascade sans à-coups

La mise en service du régulateur asservi, impose une manipulation d'équilibrage pour passer d'un mode de fonctionnement à un autre, afin d'éviter des à-coups sur la vanne.

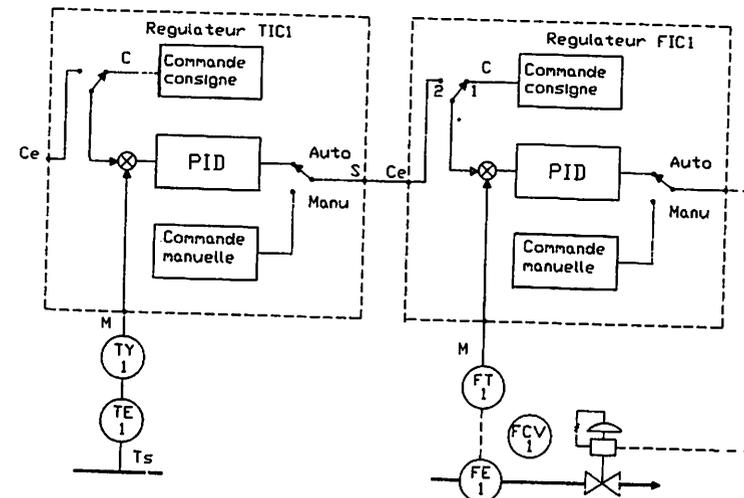


Fig. 4.36.

Reprenons l'exemple du four, avec cascade sur la grandeur réglante, figure 4.36, pour montrer la procédure à suivre pour mettre en service le régulateur FIC1.

- Le régulateur FIC1 étant en manuel, mettre sa consigne interne égale à la mesure de débit combustible, passer ensuite le régulateur en automatique avec consigne interne. Cet équilibrage se fait automatiquement sur les régulateurs possédant un mode consigne suiveuse.

- Le régulateur FIC1 étant en automatique et en consigne interne, mettre la sortie manuelle du régulateur TIC1 égale à la consigne interne du régulateur FIC1, passer ensuite ce dernier en consigne externe.

Cet équilibrage se fait automatiquement par configuration sur les systèmes numériques de contrôle commande de procédé, ou par câblage sur les régulateurs numériques monoblocs. Dans les deux cas, on oblige la sortie du régulateur pilote à suivre la consigne interne du régulateur asservi, lorsque ce dernier n'est pas en mode cascade.

4.224 Réglage de la boucle externe (régulateur pilote)

Pour la boucle externe, on a le choix entre les méthodes de réglage vues dans la mise au point de la boucle fermée simple, chapitre 4.1 :

- Réglage par approches successives.
- Réglage par la méthode de Ziegler et Nichols.
- Calcul des actions après identification du procédé.

Quelle que soit la méthode de réglage choisie, la mise au point de la boucle externe se fait régulateur asservi en cascade.

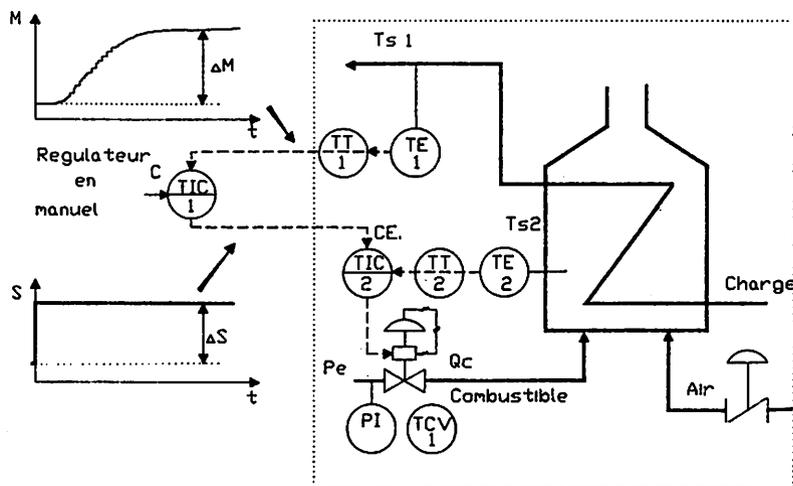


Fig. 4.37 : Identification du procédé vu par le régulateur TIC₂.

Si l'on choisit le calcul des actions après identification du procédé, c'est l'ensemble procédé plus boucle interne que l'on doit identifier. Pour cela il faut faire un échelon ΔS sur la sortie manuelle du régulateur TIC1 et analyser la réponse de la grandeur réglée T_{s1} (fig. 4.37). Dans ce cas le gain statique G_s est donné par la relation :

$$G_s = \frac{\Delta M}{\Delta S}$$

4.225 Résultats comparatifs

La figure 4.38 montre les résultats obtenus pour la boucle fermée simple (fig. 4.31) et la régulation en cascade (fig. 4.32).

Lors d'une variation de perturbation P_e , agissant sur le débit de combustible régulé par la boucle interne, les résultats obtenus après les réglages de la cascade sont plus performants que ceux obtenus en boucle fermée simple.

En asservissement, lors d'un changement de consigne de température T_s , la cascade retarde légèrement la réponse, ce qui est toujours le cas, lorsque la boucle interne régule un débit.

D'une manière générale la cascade n'apporte pas ou peu d'amélioration, lors d'un changement de point de consigne.

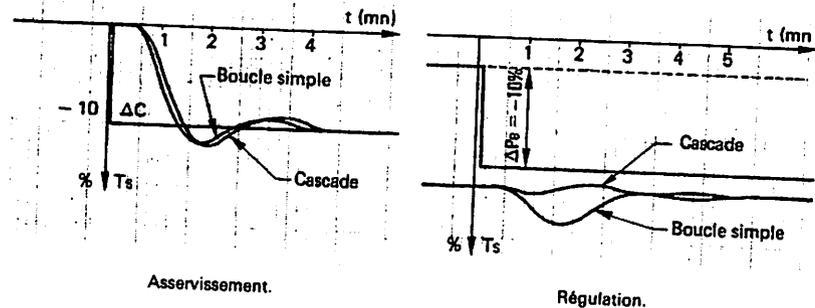


Fig. 4.38 : Résultats comparatifs : régulation cascade et boucle fermée.

4.23 EXEMPLES DE RÉGULATIONS EN CASCADE

La figure 4.39 représente le P.C.F. d'une régulation en cascade sur la grandeur réglante (débit de vapeur), d'un échangeur de chaleur. La grandeur réglée est la température de sortie.

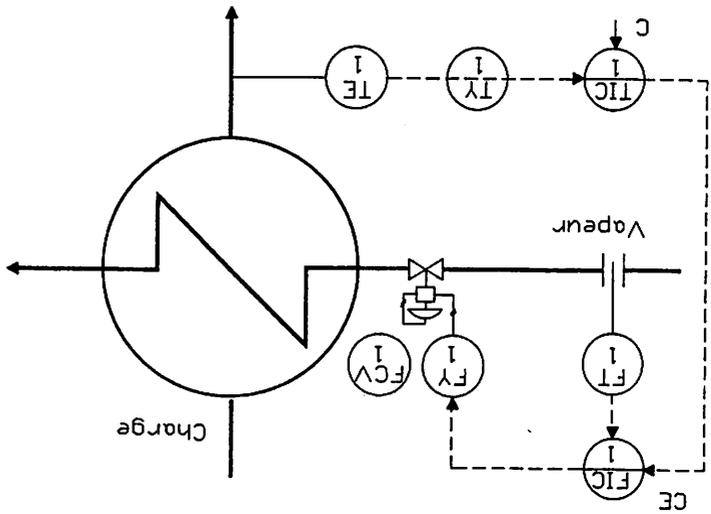


Fig. 4.39 : Régulation en cascade d'un échangeur de chaleur.

La figure 4.40 représente le P.C.F. d'une régulation en cascade sur grandeur intermédiaire, ici représentée par la température de sortie enveloppe, d'un réacteur chimique. La grandeur réglée est la température de la réaction.

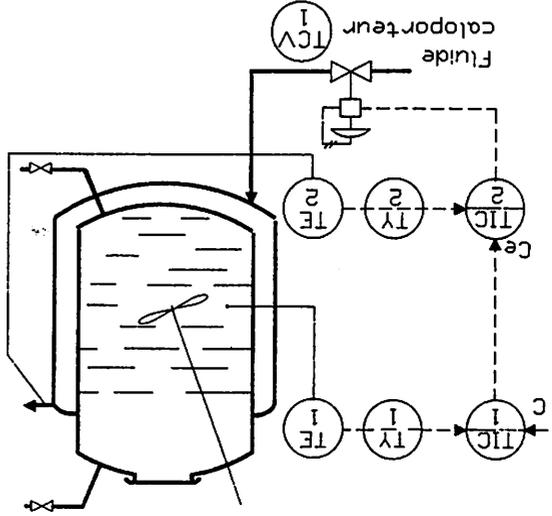


Fig. 4.40 : Régulation en cascade d'un réacteur chimique.

4.3 RÉGULATION DE RAPPORT

Autres appellations : Régulation de proportion.
Ratio control.

4.3.1 PRINCIPE

Cette régulation consiste à asservir un débit Q_a à un autre débit appelé libre ou pilote Q_p .

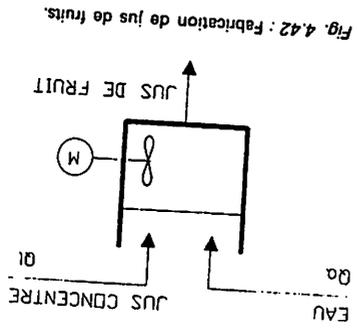


Fig. 4.42 : Fabrication de jus de fruits.

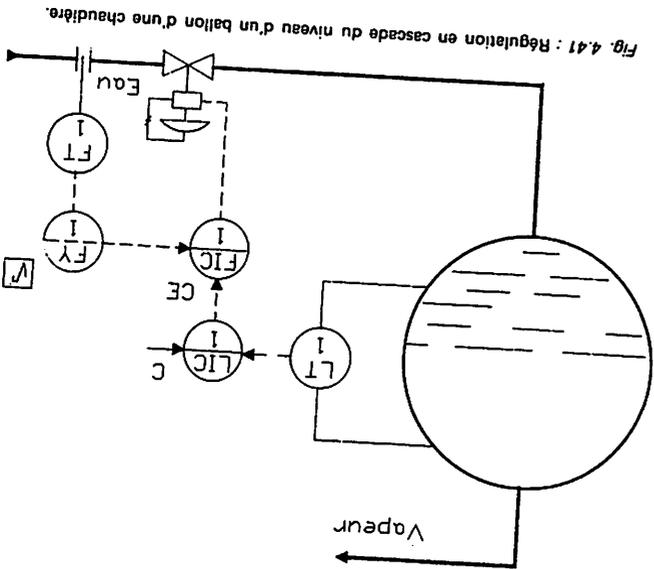


Fig. 4.41 : Régulation en cascade du niveau d'un ballon d'une chaudière.

La figure 4.41 représente une régulation en cascade sur la grandeur réglante (débit d'eau) d'un ballon de chaudière. La grandeur réglée est le niveau d'eau dans le ballon.

La figure 4.42 montre une application où on élabore un jus de fruit à partir d'un débit de jus concentré Q_1 et d'un débit d'eau Q_a .
 Pour obtenir le jus de fruit, il faut respecter un rapport K entre le débit de jus concentré et le débit d'eau, tel que :

$$Q_a = K \cdot Q_1 \quad (1)$$

Ce rapport K dépend des impératifs de la fabrication, il peut-être fixe manuellement ou de façon automatique (voir paragraphe 4.35).

$$K = \frac{Q_1}{Q_a}$$

4.32 EXEMPLE D'UNE RÉGULATION DE RAPPORT

A partir de l'application précédente, le schéma de principe de la régulation de rapport, peut se présenter sous la forme de la figure 4.43.

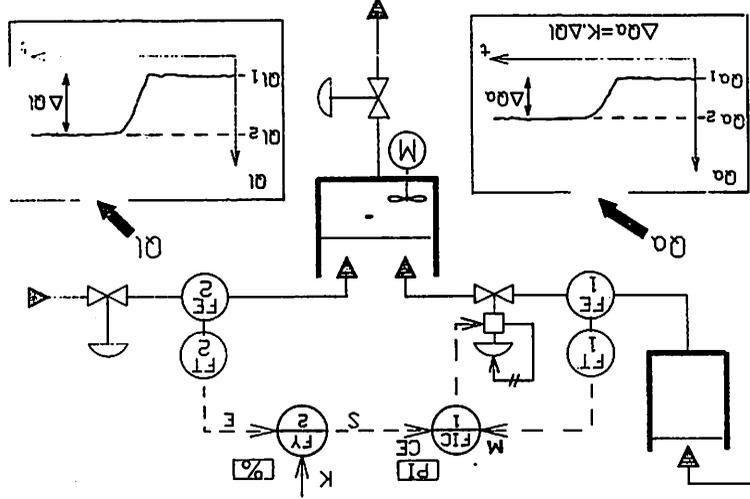


Fig. 4.43 : Régulation de rapport.

Considérons l'évolution des signaux de la régulation de rapport. L'égalité (1) doit toujours être respectée, quel que soit le débit Q_1 . Les courbes ci-dessus montrent que si la boucle asservie est correctement réglée, on obtient :

$$M = C \text{ donc : } Q_a = C$$

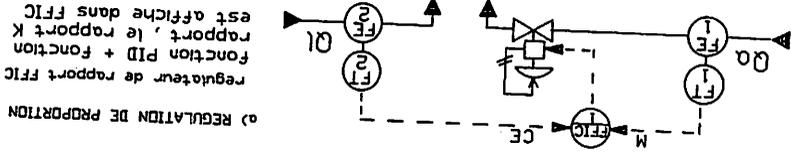
Le signal C est donné par la sortie du relais FY_2 avec :

$$C = K \cdot E$$

Comme E représente Q_1 , on obtient :

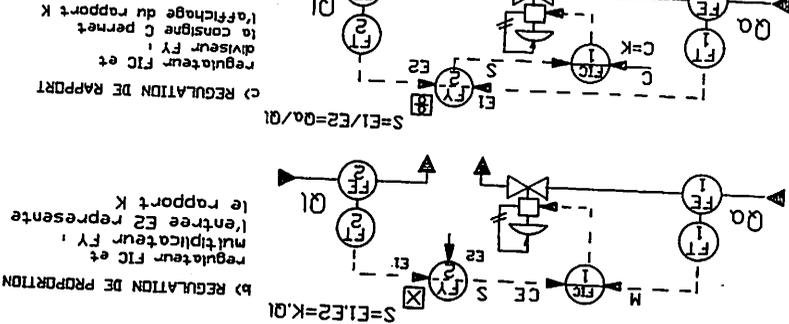
$$Q_a = K \cdot Q_1$$

La figure 4.43 ne représente pas la seule réalisation possible d'une régulation de rapport. D'autres possibilités sont décrites à la figure 4.44.



4.33 RELATION ENTRE SORTIE DU RELAIS DE RAPPORT

Fig. 4.44 : Différentes réalisations d'une régulation de rapport.



L'équation générale est : $S = K \cdot E$

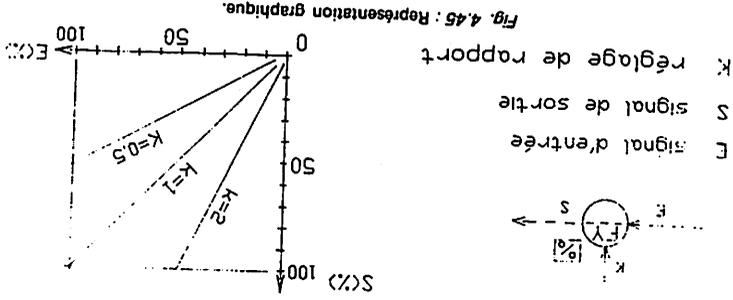


Fig. 4.45 : Représentation graphique.

La représentation graphique de la relation entrée / sortie est donnée par la figure 4.45.

Avec des échelles de débit dont l'origine ne correspond pas à zéro, l'équation du relais est :

$$S = K.E \pm B$$

Le terme B représente un décalage (bias) du signal de sortie (fig. 4.46).

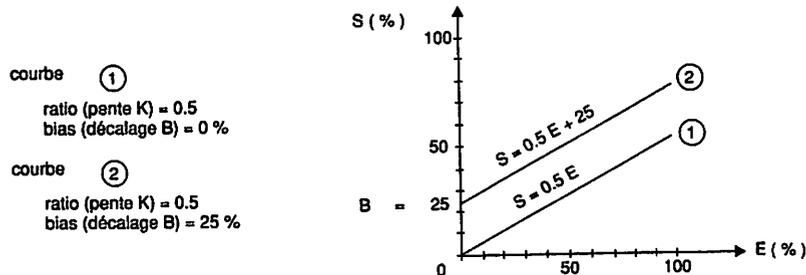


Fig. 4.46 : Représentation graphique avec décalage.

4.34 MISE AU POINT DE LA RÉGULATION DE RAPPORT

La mise au point s'effectue dans l'ordre suivant (fig. 4.47) :

- Calcul et affichage des coefficients.

Le coefficient de rapport K et le décalage B sont généralement connus, il suffit de les afficher. Dans le cas contraire, ils se calculent par les méthodes exposées dans les applications qui vont suivre (paragraphe 4.341).

- Réglage de la boucle fermée (paragraphe 4.342)

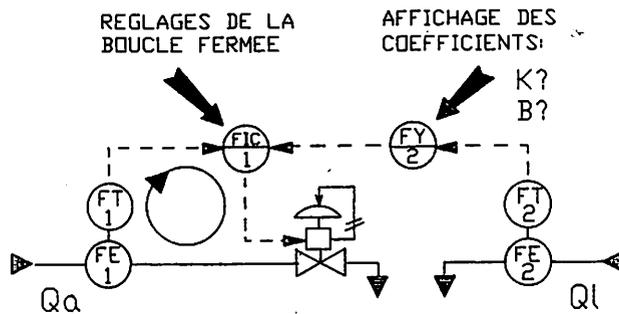


Fig. 4.47.

4.341 Calcul des coefficients

La méthode qui suit ne s'applique pas au diviseur (fig. 4.44 (c)). Elle dépend :

- De la technologie employée (pneumatique, électronique, numérique).
- Des échelles des débitmètres.
- Des signaux de mesure (proportionnel au débit ou au carré du débit).

Le calcul des coefficients s'effectue à l'aide du tableau 4.4.

Tableau 4.4 : Calcul des coefficients du relais de rapport

SIGNAUX DE MESURE	PROPORTIONNELS AU DÉBIT	PROPORTIONNELS AU CARRÉ DU DÉBIT
COEFFICIENT	$K_a = K_d \frac{E_l}{E_a}$	$K_a = \left(K_d \frac{E_l}{E_a} \right)^2$

Avec :

K_d = coefficient de rapport désiré

K_a = coefficient de rapport à afficher

B % = décalage (bias) à afficher

E_l = étendue d'échelle du transmetteur de débit libre (Q_l)

E_a = étendue d'échelle du transmetteur de débit asservi (Q_a)

Remarque : Généralement les échelles de débit ont une origine nulle, ce qui implique que le coefficient de décalage B est réglé à zéro.

Application 1

Il s'agit d'obtenir un débit Q_m qui soit un mélange d'eau et de détergent venant d'un bac B1 (fig. 4.48). L'instrumentation est pneumatique (signaux 0,2 à 1 bar).

Les signaux reçus par le régulateur de rapport FFIC1 sont proportionnels aux débits grâce aux extracteurs de racine carrée.

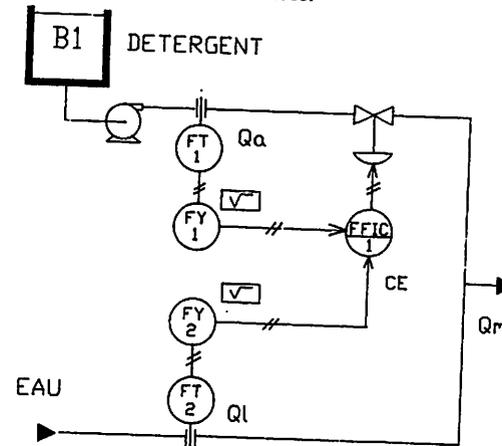


Fig. 4.48.

Avec :

Q_a : débit asservi de 0 à 0,5 m³ / h.

Q_l : débit libre de 0 à 6 m³ / h.

Le rapport désiré est : $K_d = \frac{Q_a}{Q_l} = 0,05$.

Le régulateur FFIC1 schématisé par la figure 4.49 inclut un multiplicateur. L'échelle de rapport est linéaire, les valeurs de K sont comprises entre 0 et 2.

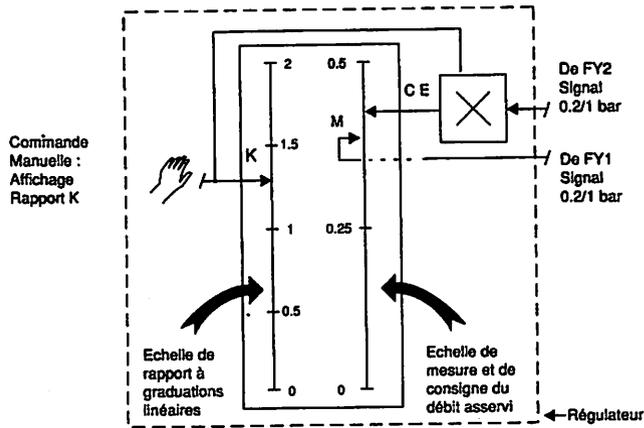


Fig. 4.49 : Schéma du régulateur F.F.I.C.1.

D'après le tableau 4.4 :

$$K_a = K_d \cdot \frac{E_l}{E_a} \text{ et } B (\%) = 0$$

Pour le débit libre : $E_l = 6$

Pour le débit asservi : $E_a = 0,5$

$$\text{D'où } K_a = 0,05 \cdot \frac{6}{0,5} = 0,6 \quad (1)$$

Remarquons que pour un rapport désiré $K_d = 0,05$, il faut afficher $K_a = 0,6$

Reprenons la même application sans les extracteurs de racine carrée (fig. 4.50).

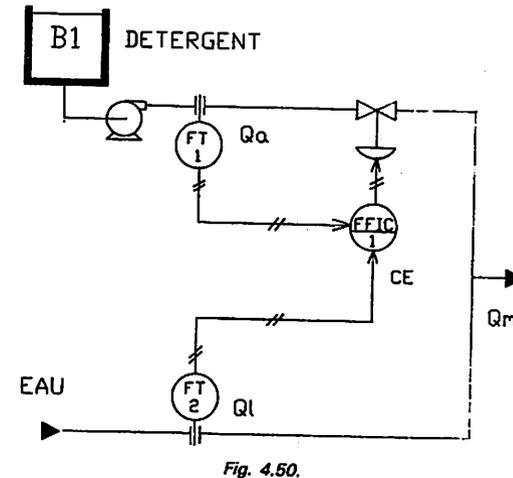


Fig. 4.50.

D'après le tableau 4.4 :

$$K_a = \left(K_d \cdot \frac{E_l}{E_a} \right)^2$$

Les étendues d'échelle restant identiques, on obtient :

$$K_a = \left(0,05 \cdot \frac{6}{0,5} \right)^2 = 0,36 \quad (2)$$

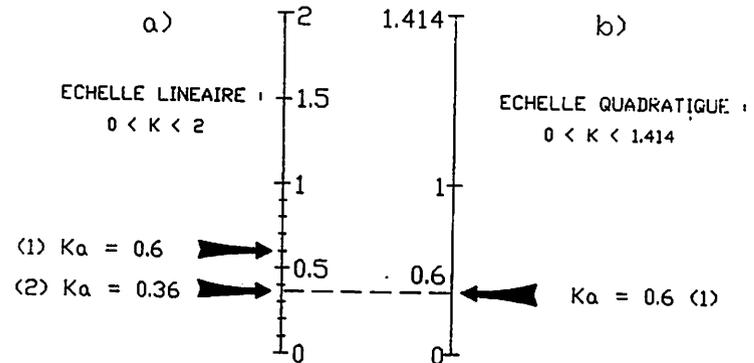


Fig. 4.51 : Échelles de K du régulateur F.F.I.C.

Remarquons que K_a est le carré de celui trouvé précédemment dans le cas où l'échelle de rapport est linéaire (fig. 4.51 (a)). Si le régulateur FFIC est équipé d'une échelle quadratique, on affiche directement K_a trouvé dans le premier cas (fig. 4.51 (b)).

Application 2

Il s'agit d'établir le rapport air/combustible pour assurer la régulation de combustion d'un four de verrerie (fig. 4.52).

Cette application est réalisée sur un système numérique. Les signaux reçus par le FY1 et le FIC2 sont proportionnels aux débits (signaux 4 à 20 mA).

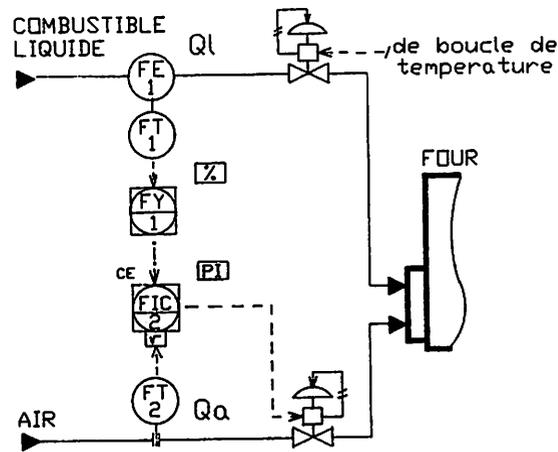


Fig. 4.52.

Avec :

- Q_a : débit d'air asservi de 0 à 4000Nm³/h.
- Q_1 : débit combustible libre de 0 à 300 kg/h.
- Le rapport air/combustible désiré est :

$$K_d = \frac{Q_a}{Q_1} = 9 \text{ Nm}^3/\text{kg}.$$

Pour ce qui suit, il est conseillé au lecteur n'ayant pas de connaissances en numérique, de se reporter au chapitre 8.

Le module de rapport FY1 est disponible dans la bibliothèque des blocs logiciels d'un système numérique configurable. La fonction du bloc programmé (fig. 4.53) est :

$$S = K.E + B.$$

Les accès aux entrées et aux paramètres s'effectuent par l'intermédiaire d'une console de configuration. La caractéristique essentielle de ce bloc, est la possibilité d'introduire aux entrées EB et EH des valeurs en pourcentage ou en unités physiques.

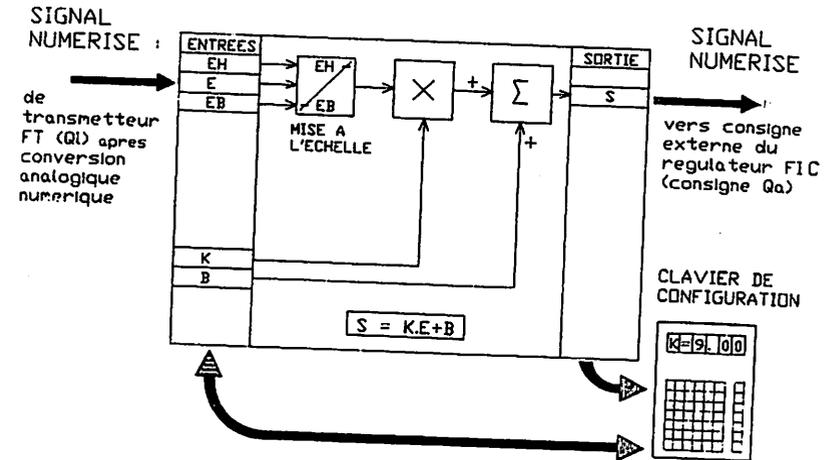


Fig. 4.53 : Bloc logiciel FY

L'intérêt de pouvoir travailler en unités physiques, évite l'utilisation du tableau 4.4. Dans ce cas on introduit K_d comme valeur de K et zéro comme valeur de B, ce qui se traduit dans notre exemple par :

$$K = 9 \quad (K_a = K_d), \quad B = 0$$

avec :

$$EH = 300 \text{ et } EB = 0$$

La figure 4.54 montre l'évolution des informations numérisées pour un débit libre de combustible $Q = 75 \text{ kg/h}$, par exemple.

L'information S représente la consigne de débit d'air Q_a . On vérifie bien que le rapport K_d est respecté, en effet :

$$\frac{Q_a}{Q_1} = \frac{675}{75} = 9.$$

Remarque :

Dans le cas où les entrées EH et EB sont exprimées en pourcentage, il faut alors suivre la même démarche que pour l'application 1.

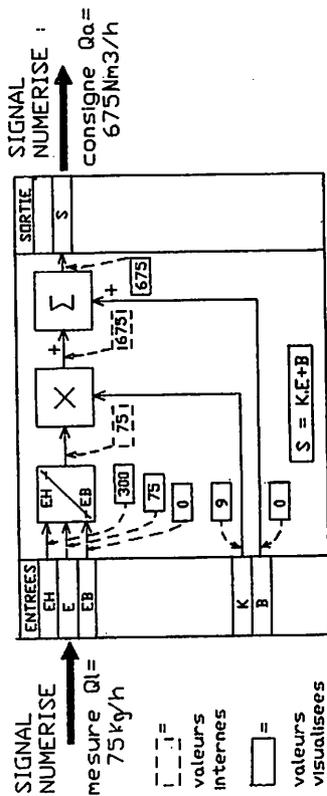


Fig. 4.54 : Evolution des informations du bloc FY

4.342 Réglage de la boucle fermée

La figure 4.55 fait apparaître que la régulation de rapport est constituée d'une boucle fermée dont la consigne externe CE est variable.

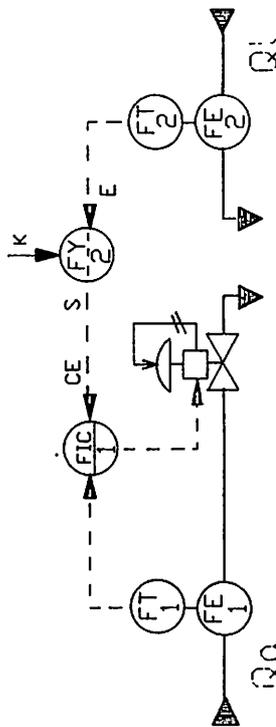


Fig. 4.55.

Cette boucle fermée est une boucle rapide, le FIC1 est de mode P1. La procédure de réglage est la suivante :

- Déterminer à partir de Q1 et de K, la consigne du FIC.
- A partir des échelons effectués sur la consigne interne du FIC, mettre au point la boucle suivant la méthode de réglage par approches successives vue au paragraphe 4.1, en l'adaptant pour avoir une réponse non oscillante.
- Mettre la consigne interne du FIC1 égale à la sortie du FY2 et passer le régulateur en consigne externe.

4.35 EXEMPLES DE RÉGULATIONS DE RAPPORT

4.351 Exemple 1

Régulation air / combustible sur un générateur de vapeur figure 4.56.
Le schéma suivant montre que le rapport K est fixé de façon automatique.

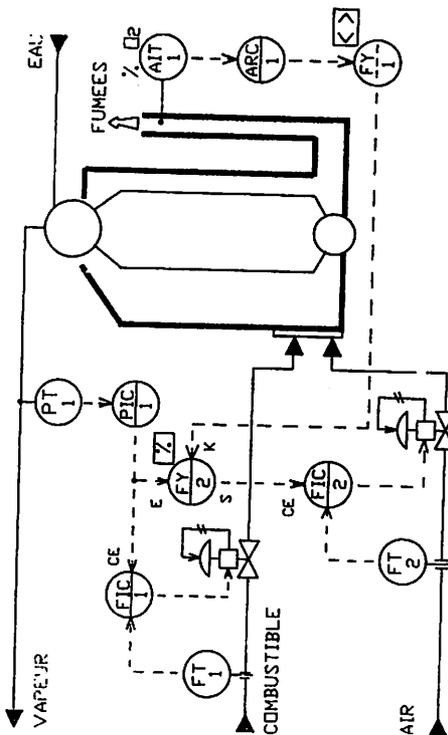


Fig. 4.56 : Générateur de vapeur.

Dans cet exemple le signal de sortie du régulateur maître FIC1 fixe la consigne du régulateur de débit combustible FIC2. Il fixe également la consigne du débit d'air, par le module FY2, ou il est multiplié par le rapport air / combustible K désiré. Le signal de sortie FY2 est la consigne du régulateur de débit d'air FIC2.

La qualité de la combustion est contrôlée en mesurant l'oxygène dans les fumées par l'analyseur AIT1. C'est à partir de cette analyse que la sortie du régulateur ARC1 adapte le rapport K.

Pour des raisons de sécurité, le relais limiteur FY1 limite les valeurs de K.

Remarquons la présence d'une cascade de régulateurs (débit de combustible et débit d'air).

4.352 Exemple 2

Régulation de rapport eau / poudre dans un mélangeur (fig. 4.57). Ce procédé est destiné à mélanger une poudre et de l'eau pour obtenir une pâte. Par l'intermédiaire du module SY1 la sortie du régulateur FIC1 fixe la vitesse de la bande peseuse, ce qui permet de régler le débit masse de poudre. Ce débit masse mesuré par FT1, s'obtient à partir des mesures simultanées de la vitesse et du poids de la bande transporteuse.

En fonction du débit de poudre, on adapte le débit d'eau au moyen du proportionneur FY2 et du régulateur FIC2.

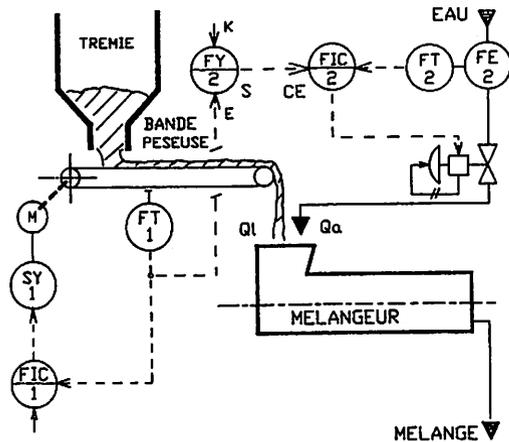


Fig. 4.57 : Mélangeur.

4.353 Exemple 3

Régulation de coupage pour réaliser le mélange en ligne de deux liquides (fig. 4.58).

Cette régulation est utilisée particulièrement dans l'industrie alimentaire (brasseries, laiteries,...). Dans notre exemple, il s'agit de mélanger en ligne deux liquides A et B. Le coupage est le rapport du débit partiel Q_p avec le débit total Q_t , il fixe la valeur de K affiché sur le proportionneur $FY1$:

$$K = \frac{Q_p}{Q_t}$$

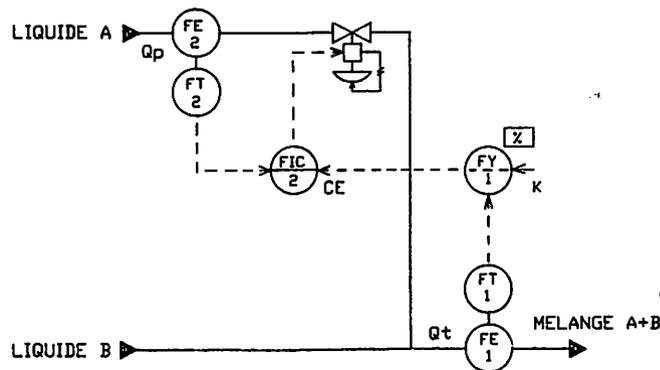


Fig. 4.58 : Mélange en ligne : coupage.

question : voir page 128.

4.4 RÉGULATION A PRIORI

Autres appellations : Régulation en boucle ouverte.
Régulation prédictive.
Feedforward control.

La figure 4.59 représente une régulation qui associe une boucle fermée à une boucle ouverte, cette dernière étant rarement utilisée seule.

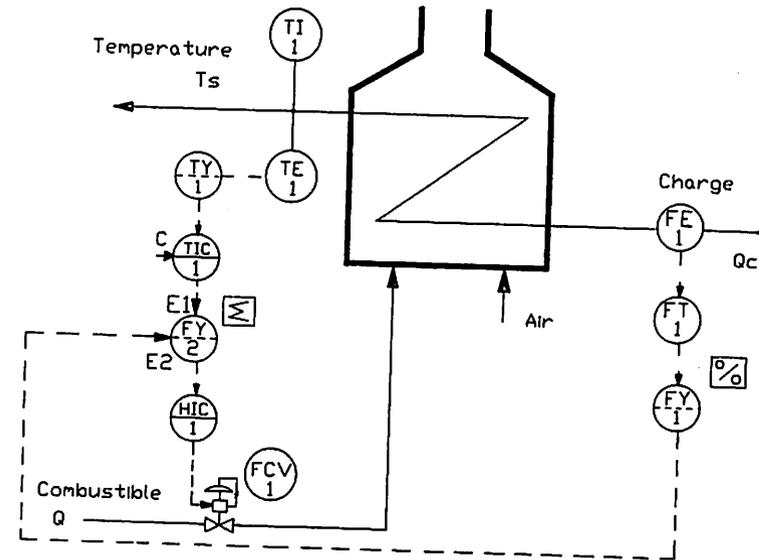


Fig. 4.59 : Régulation en boucle fermée et boucle ouverte sur un four.

4.41 RÉGULATION EN BOUCLE OUVERTE OU A PRIORI

La figure 4.60 reprend le procédé avec la boucle ouverte seule. Le sommateur $FY2$ est nécessaire pour associer la boucle ouverte à la boucle fermée.

La boucle ouverte établit une action correctrice sur le débit de combustible avant qu'une perturbation de Q_c ne se répercute sur la grandeur réglée T_s .

Cette régulation ne prend en compte qu'une seule grandeur perturbatrice qui est ici le débit de charge Q_c . Lorsque Q_c varie, il agit par l'intermédiaire d'un relais $FY1$ (ex. : proportionneur) sur la grandeur réglante Q .

La boucle ouverte se justifie si la grandeur perturbatrice (ici Q_c) subit des variations brutales et importantes.

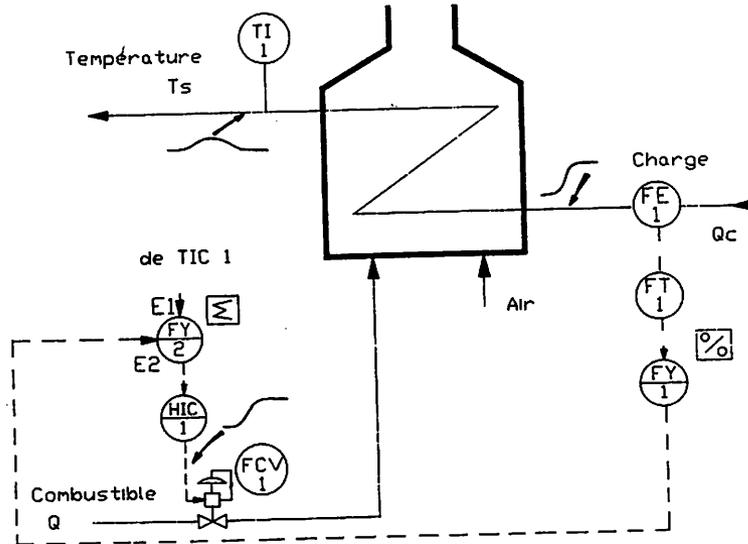


Fig. 4.60 : Régulation en boucle ouverte.

Le schéma bloc de la figure 4.61 représente la boucle ouverte seule. Pour son étude et sa mise au point on l'isole de la boucle fermée en mettant le régulateur TIC1 en manuel. La boucle ouverte est constituée d'un proportionneur FY1 qui reçoit la mesure de la grandeur perturbatrice Q_c . La sortie de FY1 agit par l'intermédiaire du sommateur FY2 et de la commande manuelle HIC1 sur l'organe de réglage. La commande auto / manu HIC1 sert pour la conduite en manuel du four, dans le cas où le sommateur ne possède pas d'accès manuel.

Le proportionneur réalise la fonction correctrice la plus simple de FY1. On peut lui associer une fonction dynamique telle que : dérivée filtrée, filtre du premier ordre, avance / retard...

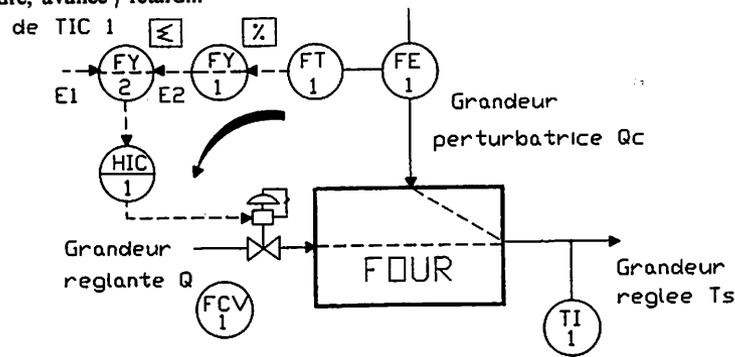


Fig. 4.61 : Schéma bloc de la boucle ouverte.

4.42 ASSOCIATION BOUCLE OUVERTE ET BOUCLE FERMÉE

Les deux boucles sont complémentaires et conjuguent leurs actions par l'intermédiaire du sommateur FY2 comme le montre la figure 4.62. En effet la boucle ouverte réagit immédiatement et uniquement aux variations du débit de charge, mais elle ne prend pas en compte la grandeur réglée, elle est donc incapable d'apporter la précision. La boucle fermée par contre prend en compte toutes les perturbations du procédé, mais est incapable de corriger une perturbation au moment où elle se produit ; de plus, si le retard du procédé est grand devant sa constante de temps (rapport $\frac{\theta}{\tau}$ faible) et si les perturbations sont importantes, son action est limitée.

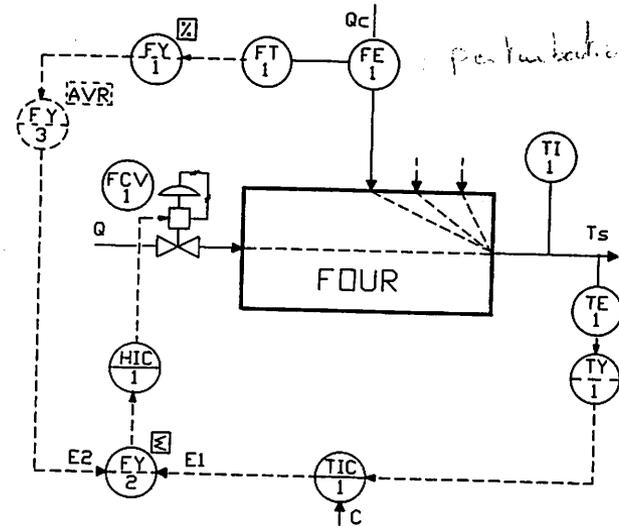


Fig. 4.62 : Schéma bloc de la boucle ouverte + boucle fermée.

4.43 ÉTUDE DU SOMMATEUR

Le sommateur est un opérateur statique qui réalise l'addition et la soustraction de signaux standards. Sa représentation symbolique avec trois entrées est donnée figure 4.63.

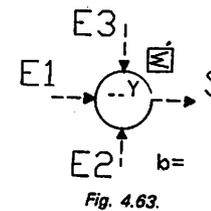


Fig. 4.63.

Son équation est par exemple :

$$S = E_1 \pm E_2 \pm E_3 \pm b \text{ ou } S = K_1.E_1 \pm K_2.E_2 \pm K_3.E_3 \pm b$$

K_1, K_2 est K_3 sont des coefficients qui affectent l'entrée correspondante, b est une valeur de décalage (bias). E_1, E_2, E_3 sont des signaux exprimés en pourcentage.

Exemple 1 :

Un sommateur d'équation :

$$S = K_1.E_1 \pm K_2.E_2 \pm K_3.E_3 \pm b$$

reçoit 2 signaux :

$$E_1 = 50 \% \quad (12 \text{ mA}) \text{ et } E_3 = 50 \% \quad (12 \text{ mA}).$$

Les réglages affichés sont :

$$K_1 = 1 \quad K_2 = 0 \quad \text{et} \quad K_3 = -0,5.$$

Si on veut $S = 50 \% \quad (12 \text{ mA})$, il faut régler : $b = +25 \% \quad (8 \text{ mA})$.

En effet : $S = K_1.E_1 \pm K_2.E_2 \pm K_3.E_3 \pm b$
 $50 = (1.50) + 0 - (0,5.50) + 25$

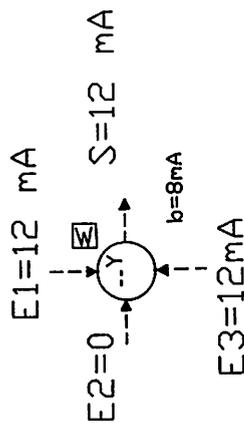


Fig. 4.64.

4.44 MISE AU POINT DE LA BOUCLE OUVERTE ET DE LA BOUCLE FERMÉE

Cette mise au point est développée en reprenant l'exemple du four représenté sous forme de schéma bloc à la figure 4.65.

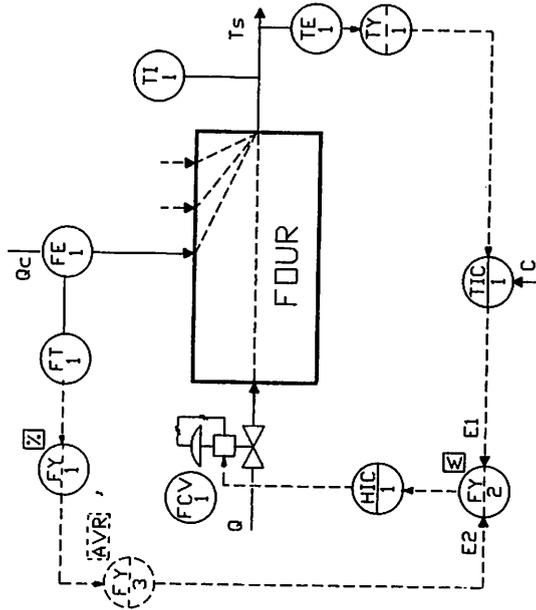


Fig. 4.65 : Schéma bloc de la boucle ouverte + la boucle fermée.

La mise au point s'effectue en commençant par la boucle ouverte. Une des difficultés de la mise au point réside dans le fait qu'on ne peut pas toujours agir sur la grandeur perturbatrice, dans ce cas il faut attendre qu'une perturbation se produise.

Il faut, on peut convenir par le fait que

Dans la procédure qui suit, on considère que l'on peut modifier la charge.

Les modules de régulation spécifiques à la boucle ouverte sont :

- FY1 : proportionneur : $S = K.E \pm a$ (paragraphe 4.3).

- FY2 : sommateur : $S = K_1.E_1 \pm K_2.E_2 \pm b$

- FY3 : avance / retard de phase : $S = \frac{1 + T_1.p}{1 + T_2.p}$ (paragraphe 6.9).

- HIC1 : commande auto / manu (fig. 4.66).

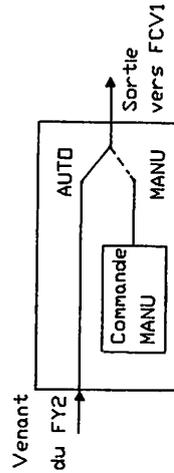


Fig. 4.66 : Principe de la HIC.

4.441 Mise au point de la boucle ouverte

Nous traitons deux cas :

- Avec proportionneur seul.
- Avec proportionneur et avance / retard de phase.

Mise au point avec proportionneur

- Mettre HIC1 et TIC1 en manuel.
- A l'aide de la HIC1, stabiliser le procédé au point de fonctionnement.
- Régler sur le proportionneur : $K = 1$ et $a = 0$.
- Régler sur le sommateur : $K_1 = 1$, $K_2 = 1$ et $b = 0$.
- Déterminer le sens d'action de la boucle ouverte.

Remarque :

La vanne étant directe, à une augmentation de la charge ΔQ_c doit correspondre une augmentation de vanne ΔV pour obtenir une augmentation du débit combustible.

Dans notre exemple le coefficient K de FY1 est positif et K_2 de FY2 doit être également positif.

- Déterminer la valeur de K (fig. 4.67) en provoquant une variation de charge ΔQ_c et à l'aide de la HIC1, ramener progressivement T_s à sa valeur initiale.

La valeur de K est donné par le rapport $\frac{\Delta V}{\Delta Q_c}$.

Pour l'exemple : $\Delta Q_c = 10\%$ et $\Delta V = 6,5\%$ d'où $K = 0,65$.

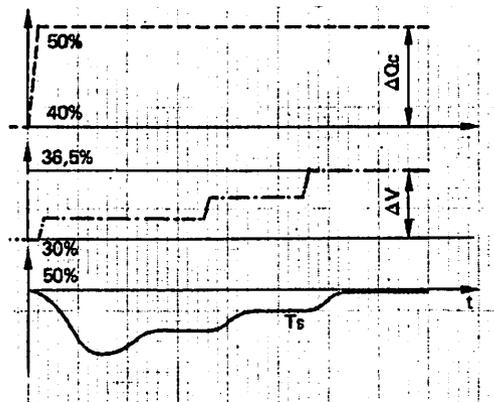


Fig. 4.67 : Détermination de K.

- Afficher la valeur de K trouvée.
- Revenir aux conditions initiales : sortie HIC1 = 30 % et $Q_c = 40\%$
- Passer la HIC1 en auto sans à-coups, en amenant son entrée à la valeur de sa sortie manuelle.

Remarque :

Pour cela il faut mettre la sortie du TIC1 égale à la sortie de la HIC1 et afficher comme valeur de la constante b du sommateur FY2, l'opposé de la sortie du FY1 ($K \cdot Q_c$ %).

Dans notre exemple : sortie TIC1 = 30 %

$$\text{et } b = -K \cdot Q_c = -0,65 \cdot 40\% = -26\%$$

Vérifier avant de passer la HIC1 en auto que son entrée est égale à sa sortie.

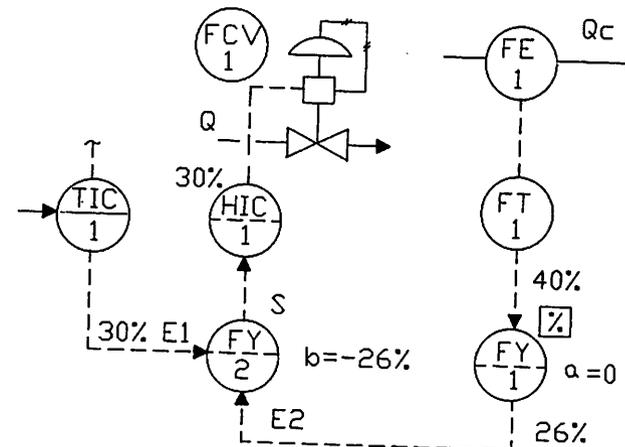


Fig. 4.68.

Vérifier que le K affiché est correct.

Si la détermination de K est correcte et les conditions de fonctionnement inchangées, on doit observer que suite à une variation de charge Q_c , la température T_s revient à sa valeur initiale comme le montre la figure 4.69.

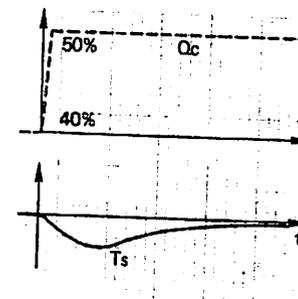
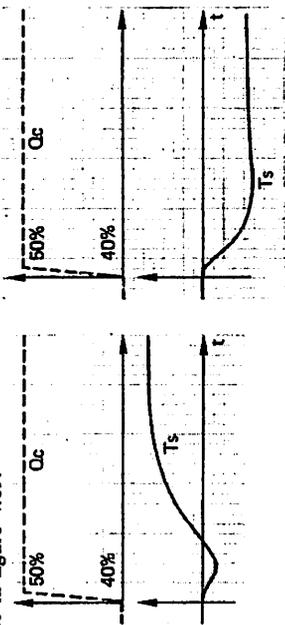


Fig. 4.69.

Si on observe les résultats de la figure 4.70 (a) ou augmenter (fig. 4.70 (b)) la valeur de K par approches successives jusqu'à obtenir le résultat correct de la figure 4.69.



a (K trop fort) b (K trop faible)
Fig. 4.70.

Remarque :

L'utilisation d'un sommateur à coefficients réglables évite l'emploi d'un proportionneur.

Dans notre exemple, le retour à l'équilibre (fig. 4.69) se fait après un dépassement. La correction apportée par le proportionneur n'est pas parfaite. L'amélioration de la réponse passe par l'utilisation d'un opérateur dynamique.

Mise au point avec proportionneur et avance/retard

L'avance/retard FY3 a pour équation :
$$S = \frac{1 + T_1 p}{1 + T_2 p}$$

T_1 = temps d'avance.

T_2 = temps de retard.

Le réglage de K étudié précédemment reste identique à condition de mettre $T_1 = T_2$ sur l'avance/retard.

L'observation de la figure 4.71, montre, que lorsque la charge croît la température décroît, avant de revenir à sa valeur initiale ; ceci explique que l'effet de la grandeur réglante Q se fait sentir sur T_s après l'effet de la grandeur perturbatrice Q_c .

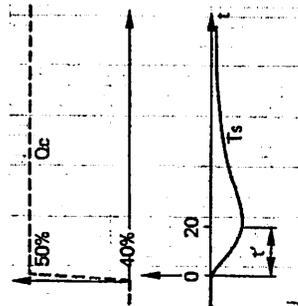


Fig. 4.71.

question : Si le temps de retard du process est > temps de retard de la perturbation la régulation avec BO est elle utile ?

La théorie montre que dans ce cas, on doit avoir $T_1 > T_2$ pour avancer l'effet de la grandeur réglante.

La procédure de réglage de l'avance/retard est la suivante :

- Mesurer le temps d'avance $t' = 20$ s (fig. 4.71).
- Mettre la HIC1 en manuel.
- Afficher $T_2 = t' = 20$ s et $T_1 = 2.t' = 40$ s.
- Le choix de la valeur 2 est arbitraire.
- Passer la HIC1 en auto.
- Provoquer une variation de charge $Q_c = 10$ %.
- Observer la réponse de T_s .
- Modifier, si nécessaire T_1 pour équilibrer les deux surfaces comme l'indique la figure 4.72.

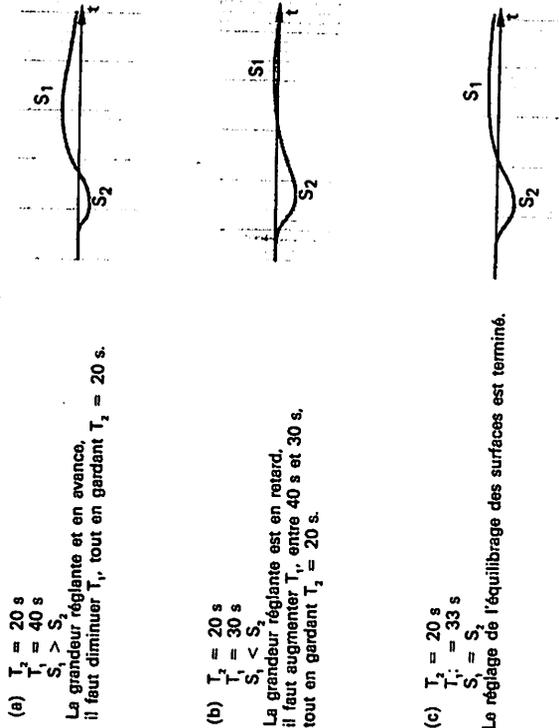


Fig. 4.72 : Essais pour équilibrage des surfaces.

- Procéder à une nouvelle série d'essais dans le but de minimiser les surfaces, comme le montre la figure 4.73.
- Modifier T_1 et T_2 si nécessaire, tout en gardant la différence $T_1 - T_2$ constante. Dans notre exemple $T_1 - T_2 = 13$ s.

(a) $T_2 = 25$ s
 $T_1 = 38$ s
 Les surfaces ne diminuent pas.



(b) $T_2 = 10$ s
 $T_1 = 23$ s
 Les surfaces diminuent.



(c) $T_2 = 3$ s
 $T_1 = 16$ s
 Le réglage de la boucle ouverte est terminé.



Fig. 4.73 : Essais pour minimiser les surfaces.

4.442 Mise au point de la boucle fermée

La boucle ouverte est en service, au point de fonctionnement.

Pour le réglage de la boucle fermée, utiliser l'une des méthodes vues au paragraphe 4.1.

La figure 4.74 montre les résultats du réglage de la boucle fermée en mode PI, avec BP % = 75 % et $T_i = 05$ mn.

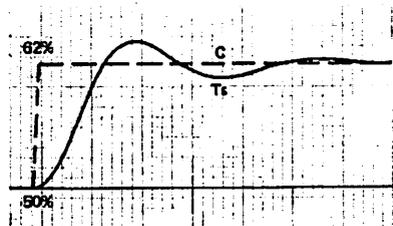


Fig. 4.74.

Le réglage de la boucle fermée terminé, on passe le TIC en auto. La figure 4.75 montre le résultat boucle ouverte plus boucle fermée, face à une variation de charge de 10 %.

En l'absence de boucle ouverte (boucle fermée simple) on observerait (fig. 4.76) la variation de T_s , suite à une variation de charge Q_c de 10 %.

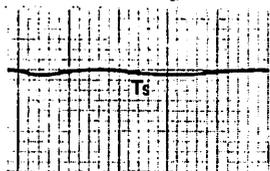


Fig. 4.75 : Avec boucle ouverte.

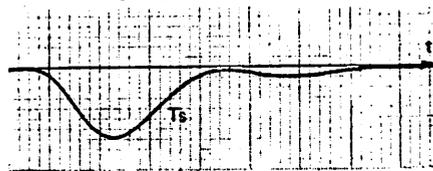


Fig. 4.76 : Sans boucle ouverte.

Remarques :

a) Les valeurs de réglage de la boucle ouverte, sont valables autour du point de fonctionnement, en particulier pour le coefficient K du proportionneur. On observe figure 4.77 que si le point de fonctionnement varie soit par le débit de charge Q_c , soit par le point de consigne, les réglages des modules de la boucle ouverte doivent être retouchés.

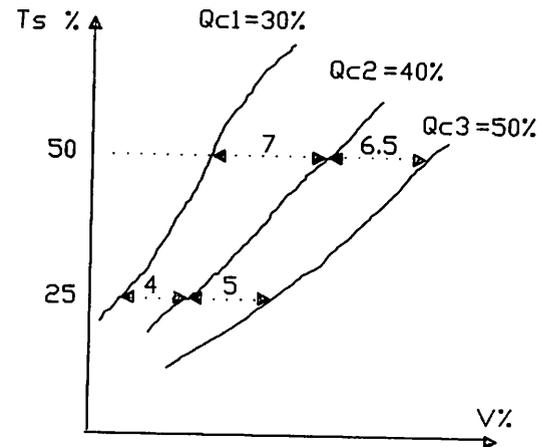


Fig. 4.77.

b) Il est commode d'utiliser dans le cas d'association boucle fermée plus boucle ouverte, un régulateur appelé régulateur à entrée prédictive (feedforward) dont le schéma de principe est représenté figure 4.78.

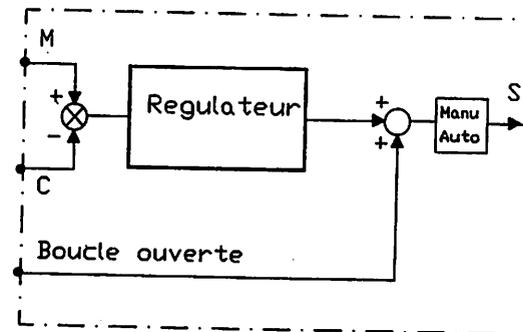


Fig. 4.78 : Régulateur à entrée FF.

L'entrée boucle ouverte s'ajoute à la sortie du régulateur en auto. L'utilisation de ce régulateur évite l'emploi des modules sommateur et commande auto/manu séparés.

Pour la mise au point de la boucle ouverte, on peut isoler la boucle fermée en affichant une action proportionnelle minimum (BP % maxi) et une action intégrale minimum (T_i maxi).

4.45 EXEMPLES DE RÉGULATION A PRIORI

La figure 4.79 représente la régulation à deux éléments (niveau-vapeur) sur l'alimentation d'une chaudière de faible puissance. On retrouve le principe boucle ouverte et boucle fermée associées. La boucle ouverte agit dès qu'une variation du débit vapeur se produit sur la grandeur réglante, car le niveau est une grandeur qui réagit lentement.

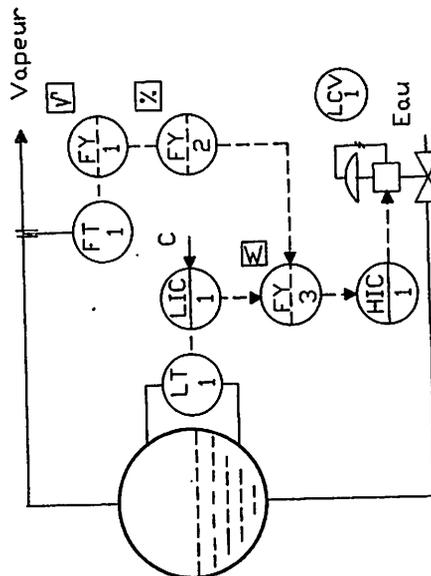


Fig. 4.79 : Régulation à deux éléments.

La figure 4.80 montre la régulation à trois éléments (niveau-vapeur-eau) sur l'alimentation d'une chaudière de faible puissance. La figure 4.81 montre la régulation à trois éléments sur l'alimentation d'une chaudière de moyenne puissance.

Il y a une compensation statique et dynamique des phénomènes de gonflement et tassement du niveau, ainsi qu'une prise en compte de la charge.

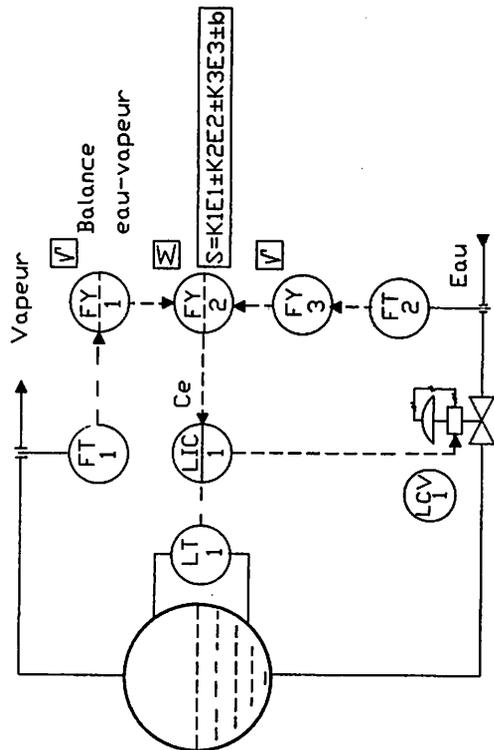


Fig. 4.80 : Régulation à trois éléments.

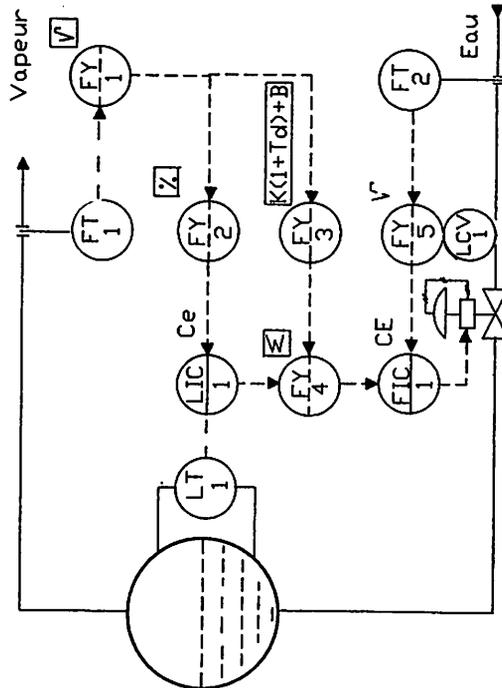


Fig. 4.81 : Régulation à trois éléments sur une chaudière de moyenne puissance.

4.5 RÉGULATION SPLIT-RANGE

ou plusieurs peut être nécessaire d'adapter l'automatisme.

La régulation split-range (échelle partagée) est un montage particulier utilisant au minimum deux vannes de régulation commandées par le même signal.

4.51 PRINCIPE

Ce montage est utilisé :

- Lorsque la rangeabilité nécessaire pour une application donnée ne peut pas être obtenue avec une seule vanne (fig. 4.82).
- Lorsqu'il est nécessaire d'utiliser deux grandeurs réglantes ayant des effets opposés ou complémentaires sur le procédé (fig. 4.83).

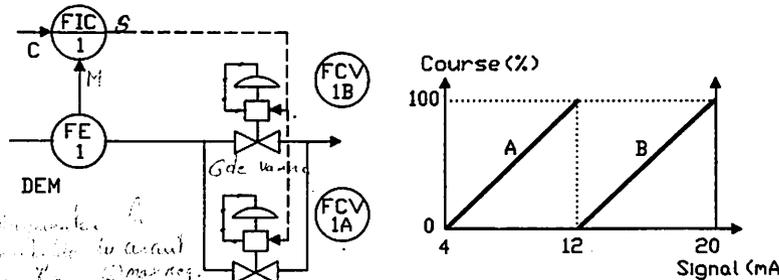


Fig. 4.82. *Montage à deux vannes. Cette vanne*

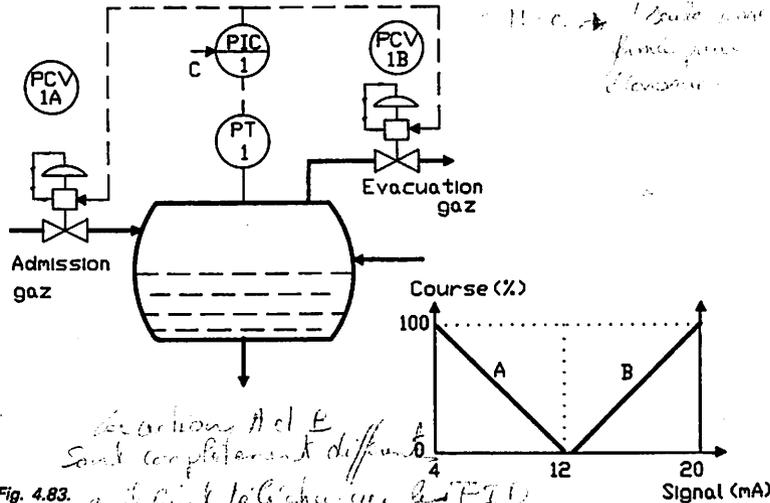


Fig. 4.83. *Les actions A et B sont complètement différentes. On a fait le réglage de PID sur le point de la régulation. Surveiller avec état de surveillance.*

Le montage split-range nécessite l'utilisation de positionneurs qui permettent à chaque vanne d'effectuer sa course nominale pour une partie du signal de sortie du régulateur.

Dans un montage split-range, les caractéristiques des vannes et leurs réglages doivent être choisis de sorte que le gain de la boucle de régulation soit le plus constant possible, lorsque l'une ou l'autre vanne (ou les deux) est utilisée.

4.52 APPLICATIONS

Application 1

Considérons l'exemple de la figure 4.82. La vanne FCV 1A est choisie avec un CV faible pour permettre de réguler au débit minimum, alors que la vanne FCV 1B est choisie avec un CV élevé pour réguler au débit maximum.

Les vannes sont définies par :

	d	C.V.	Rangeabilité	Loi	Sens
FCV 1A	0.9	1	50	Linéaire	Direct
FCV 1B	0.3	4	50	Égal %	Direct

Les positionneurs sont réglés arbitrairement aux valeurs suivantes :

FCV 1A	4 à 12 mA
FCV 1B	12 à 20 mA

Notons que pour des vannes en parallèle le CV équivalent est égal à la somme des CV.

La figure 4.84 représente les caractéristiques installées des deux vannes séparées. La figure 4.85 représente la caractéristique installée totale.

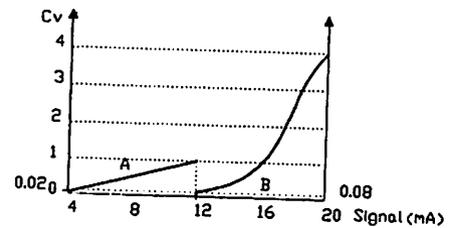


Fig. 4.84 : Caractéristiques installées des vannes FCV 1A et 1B. *Intégration*

On observe figure 4.85 :

- Une discontinuité du gain de vanne à 12 mA. Cet inconvénient est minimisé car en régulation de débit le gain du régulateur est faible. Cette discontinuité peut être réduite en choisissant la vanne FCV 1B avec une rangeabilité plus élevée.