

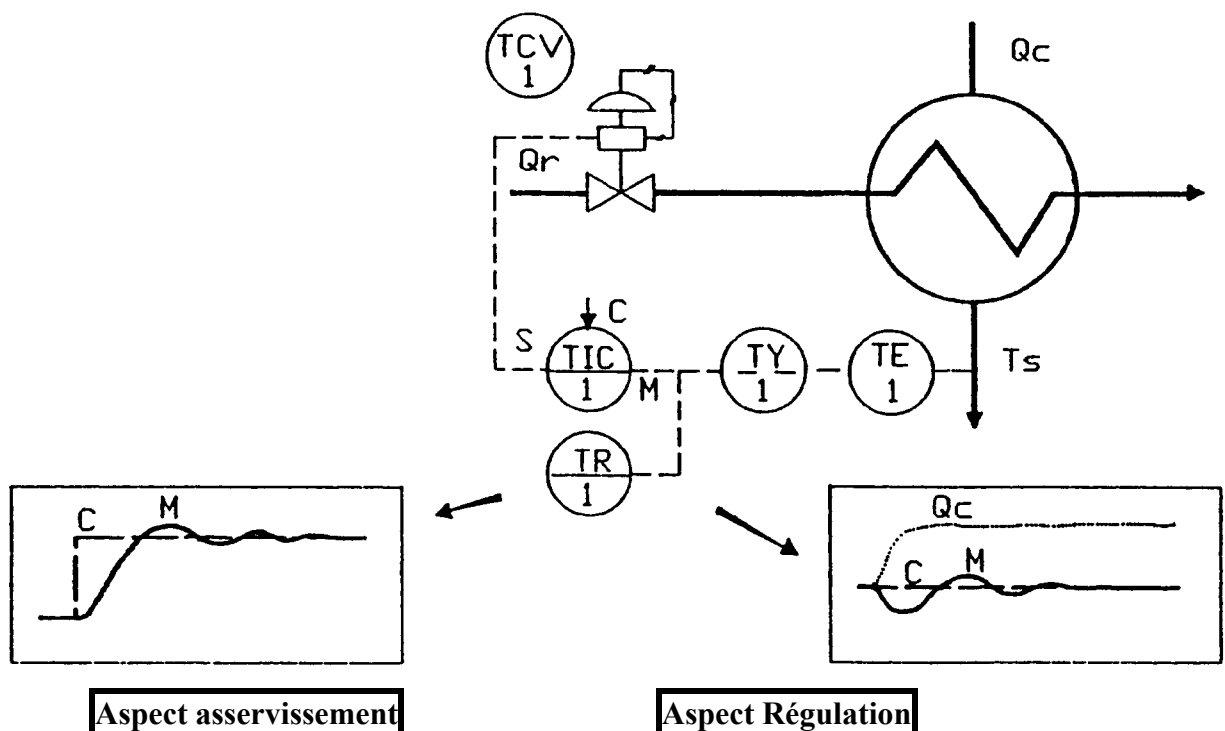
# Boucles de régulation

## 1 Régulation en boucle fermée

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

### 1.1 Principe :

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.



Réponse de la température à  
Un changement de consigne.

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

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

## 1.2 Choix du sens d'action du régulateur :

Le choix du sens d'action du régulateur est fonction 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 augmente et inverse dans le sens contraire.**

Dans le cas de la figure précédente, 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 est de sens inverse.

## 1.3 Rôle des actions dans la boucle fermée

### 1.3.1 Rôle de l'action proportionnelle ( P )

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.

L'étude de l'action proportionnelle sur un système **naturellement stable** en boucle fermée, montre que lors d'un changement de consigne, le régime permanent atteint un écart résiduel

$$\varepsilon = \Delta C / ( 1 + G_s.G_r )$$

Avec

**Gr** : gain du régulateur

**Gs** : gain du procédé.

**ΔC** : variation de consigne

Pour :

**ΔC = 10 % , Gr = 2, Gs = 1.5**

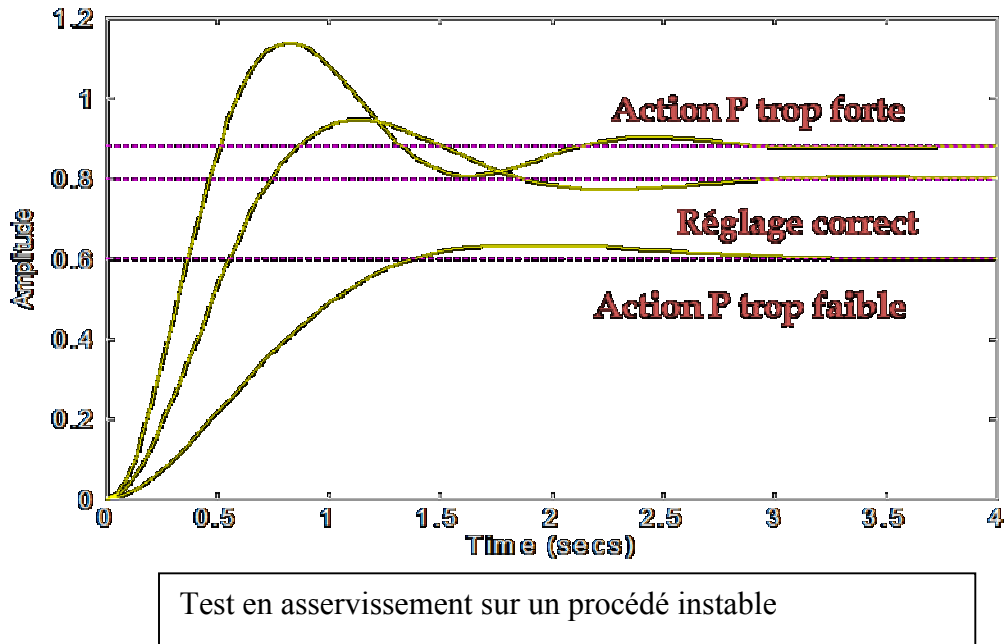
on obtient **ε = 2.5 %**

Une augmentation de **Gr**, 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 **Gr** est celle qui donne la réponse la plus rapide, avec un bon amortissement ( ne dépassant pas **15 %** ).

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 , 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.



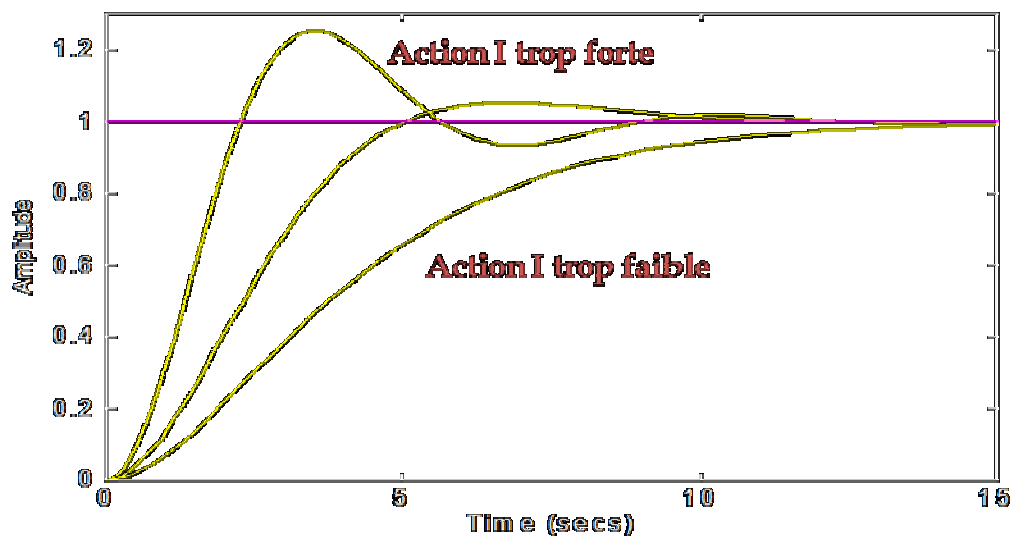
### 1.3.2 Rôle de l'action Intégrale :

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.

**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.

L'étude de l'action intégrale sur un système stable est donnée par les figures suivantes pour un test en asservissement et un autre en régulation.



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 nécessaire**

**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.

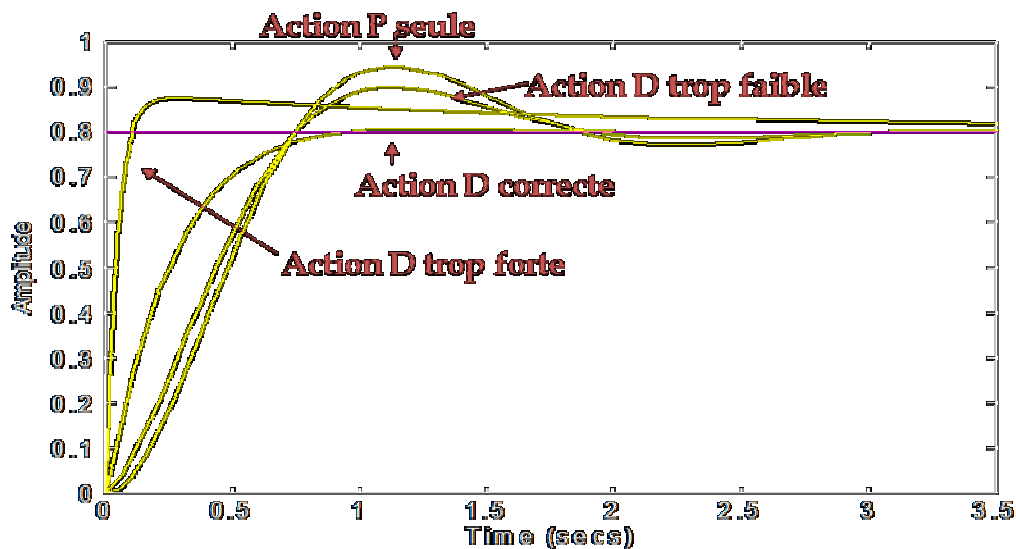
### 1.3.3 Rôle de l'action dérivée :

Le rôle de l'action dérivée est **de compenser les effets du temps mort (retard)** 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 variation de l'écart.**

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

L'étude de l'action dérivée sur un système stable est donnée par les figures suivantes pour un test en asservissement et un autre en régulation.



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

La solution à ce problème consiste, soit à filtrer le signal de mesure, soit à utiliser un module de dérivée filtrée avec un gain transitoire réglable.

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.

## 1.4 Méthodes de réglage des actions

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 de réglage utilisée, les réglages ne sont adaptés qu'au point de fonctionnement.**

Il existe différentes méthodes de réglage des actions d'un régulateur P.I.D. suivant le type de procédé et les contraintes de fabrication on choisira l'une des méthodes.

#### **1.4.1 Méthode par approches successives**

Elle consiste à **modifier** les actions du régulateur et à **observer** les effets sur la mesure enregistrée, jusqu'à obtenir la réponse **optimale**.

On règle l'action proportionnelle, puis l'action dérivée et l'intégrale.

Cette technique présente l'intérêt d'être simple et utilisable sur n'importe quel type de système. Néanmoins du fait de son caractère itératif, son application devient longue sur des procédés à grande inertie.

#### **1.4.2 Méthode nécessitant l'identification du procédé**

Si l'on connaît les **paramètres du procédé**, suite à une modélisation de sa fonction de transfert réglante, et si l'on est en possession de la **structure du régulateur**. Il est alors possible de **calculer** rapidement les paramètres de réglage qu'on pourra **affiner** suite à des essais, afin d'obtenir la réponse souhaitée.

Cette méthode nécessite un **enregistreur à déroulement rapide**. Elle est de préférence utilisée sur des procédés à grande inertie.

#### **1.4.3 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.

### **1-5- 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 retenus pour la régulation sont une réponse bien **amortie** (dépassement **de 10 à 15 %**) avec une **rapidité maximum** (temps d'établissement minimal).

La majorité des boucles de régulation correspondent à des boucles fermées où l'on utilise un seul régulateur.

Le mode de régulation souvent utilisé dans ces régulateurs, est le mode PID.

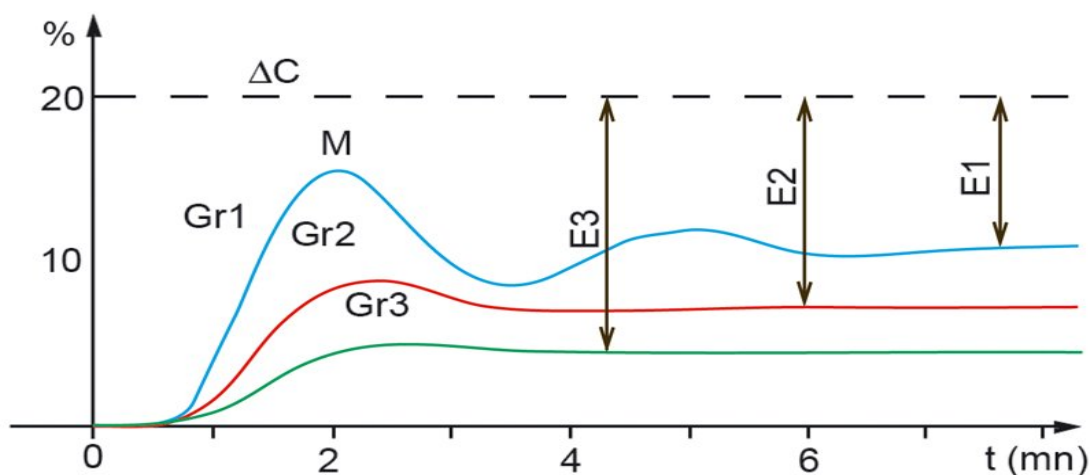
En pratique le réglage par étape des actions proportionnelle, intégrale, dérivée, tout en observant l'évolution de la mesure, suite à des changements de consigne (tests en asservissement), ou suite à des variations de grandeurs perturbatrices (tests en régulation).

### 1.5.1 Réglage de l'action proportionnelle

- Stabiliser la mesure au point de fonctionnement.
- Mettre le régulateur en P seul, ( $T_i = \max.$  ou  $n = 0$  et  $T_d = 0$ ).
- Afficher un gain  $Gr$  faible ( $Gr < 1$ ).
- Egaler la consigne à la mesure, passer le régulateur en automatique.
- Effectuer un échelon de consigne de 5 à 10 %.
- Observer l'enregistrement de l'évolution du signal de mesure.
  - Si elle est sur amortie (apériodique), augmenter le gain  $Gr$  ( ou diminuer BP % ).
  - Si elle présente plus de deux oscillations, diminuer le gain  $Gr$  ( ou augmenter BP % ).

**Au cours des réglages, les observations suivantes peuvent être faites**

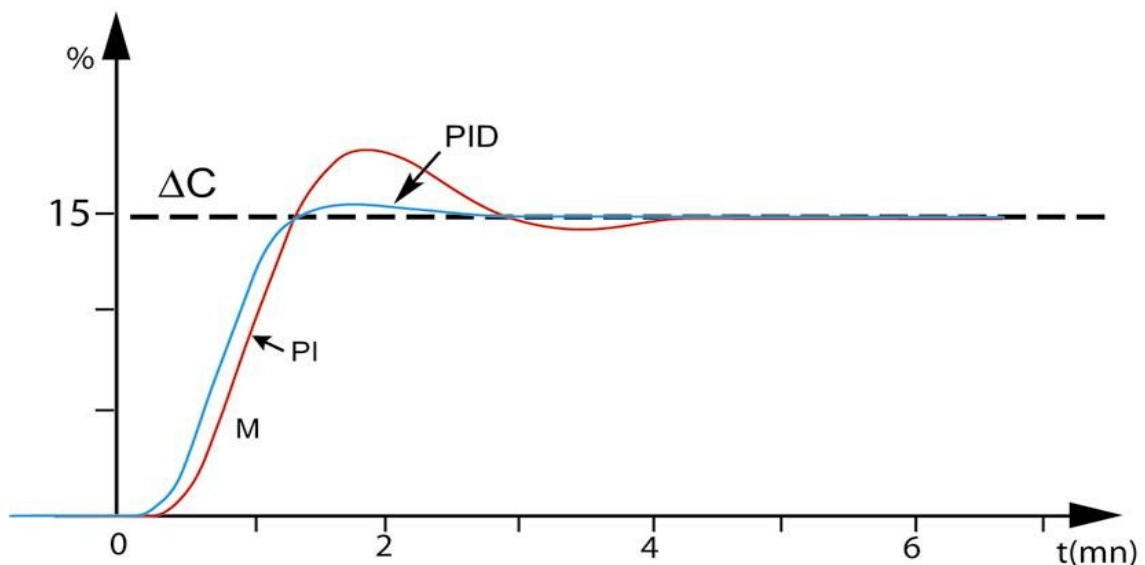
- ◆ **La mesure ne rejoint pas la consigne**
- ◆ **L'écart diminue avec le gain mais la stabilité se dégrade**
- ◆ **La réponse s'accélère en augmentant le gain**
- ◆ **Il faut trouver un compromis entre rapidité et stabilité**



### 1.5.2 Réglage de l'action dérivée

- L'action dérivée ne se justifie que si la mesure a un certain retard.
- Conserver la valeur de l'action proportionnelle déterminée précédemment et l'intégrale minimale.
- Afficher une action dérivée faible ( $T_d$  égal à quelques secondes ( $\tau/3$ )).
- Egaler la consigne à la mesure, passer le régulateur en automatique.
- Effectuer un échelon de consigne de 5 à 10 %.
  - Si la réponse ne s'amortie pas, augmenter  $T_d$ .
  - Si la réponse est oscillante ou si elle est plus lente, diminuer  $T_d$ .
    - L'action dérivée a un effet anticipatif
    - L'action dérivée stabilise la réponse du procédé
    - La réponse s'accélère en augmentant l'action dérivée
    - Il faut trouver un compromis entre rapidité et stabilité.

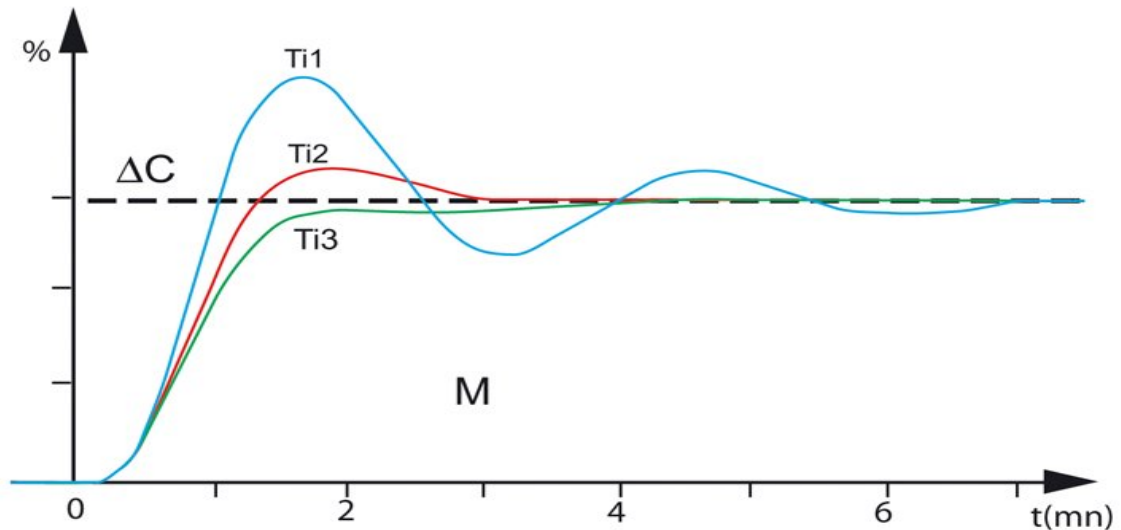
**La présence de l'action dérivée, permet d'augmenter l'action proportionnelle (environ 10 % de plus, soit 1,1. Gr ou 0,9. BP%)**



### 1.5.3 Réglage de l'action intégrale

- Conserver les valeurs des actions proportionnelle et dérivée déterminées précédemment.
- Afficher une action intégrale faible.
- Pour un premier essai afficher  $T_i$  = quelques minutes
- Egaler la consigne à la mesure, passer le régulateur en automatique.
- Effectuer un échelon de consigne de 5 à 10 %.
  - Si la réponse est sur amortie ou trop lente, diminuer  $T_i$ .
  - Si la réponse présente un dépassement trop important, on augmente  $T_i$ .

- L'action intégrale donne la précision statique
- La mesure rejoint la consigne
- La réponse s'accélère en augmentant l'action intégrale
- Il faut trouver un compromis entre rapidité et stabilité



## 1.6 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 :

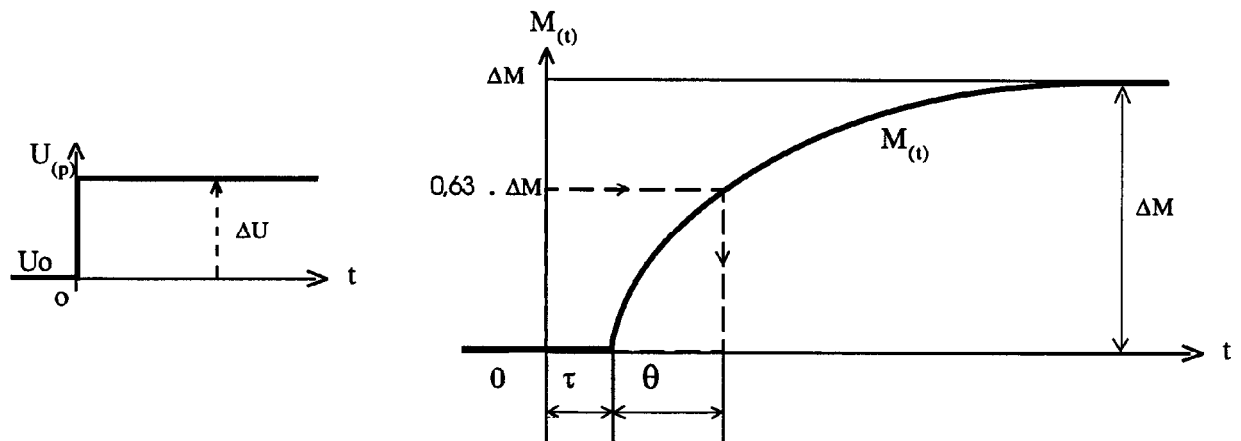
- du modèle choisi pour l'identification ;
- de la structure du régulateur utilisé ( série, parallèle,...)
- du mode de régulation choisi ( P , PI, PID,...)

### 1.6.1 Cas d'un procédé stable :

Après avoir identifié le procédé suivant le modèle d'un premier ordre retardé, on utilise le tableau suivant pour calculer les actions à afficher sur un régulateur compte tenu de sa structure.

$$Hr(p) = \frac{Gs \cdot e^{-\tau p}}{1 + \theta \cdot p}$$





### Echelon

#### sur la commande de la vanne

#### Réponse de la mesure

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

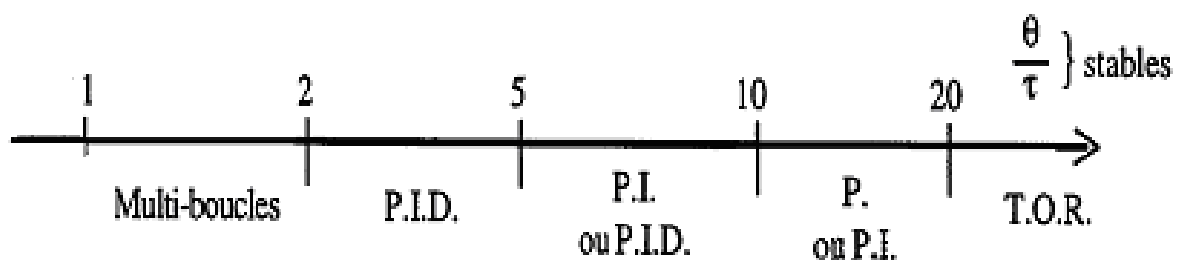
Si  $\theta/\tau$  est compris entre 10 et 20 : régulation P

Si  $\theta/\tau$  est compris entre 5 et 10 : régulation PI

Si  $\theta/\tau$  est compris entre 2 et 5 : régulation PID

Si  $\theta/\tau$  est supérieur 20 : régulation tout ou rien

Si  $\theta/\tau$  est inférieur à 2 : régulation multi boucles, régulation numérique



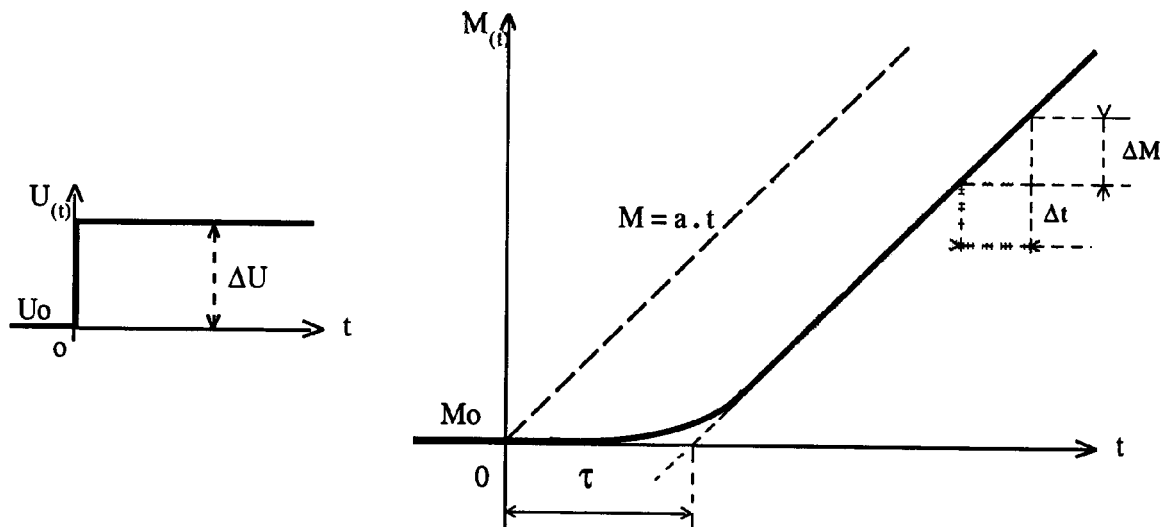
REGUL. ACTIONS	P	P.I Série	P.I Parallèle	P.I.D Série	P.I.D Parallèle	P.I.D Mixte (1)	P.I.D Mixte (2)
Gr	$\frac{0,8 \cdot \theta}{G_s \cdot \tau}$	$\frac{0,8 \cdot \theta}{G_s \cdot \tau}$	$\frac{0,8 \cdot \theta}{G_s \cdot \tau}$	$\frac{0,85 \cdot \theta}{G_s \cdot \tau}$	$\frac{(\theta/\tau) + 0,4}{1,2 \cdot G_s}$	$\frac{(\theta/\tau) + 0,4}{1,2 \cdot G_s}$	$\frac{(\theta/\tau) + 0,4}{1,2 \cdot G_s}$
Ti	Maxi	$\theta$	$\frac{G_s \cdot \tau}{0,8}$	$\theta$	$\frac{G_s \cdot \tau}{0,75}$	$\frac{\theta + 0,4 \cdot \tau}{\tau + 2,5 \cdot \theta}$	$\frac{\theta + 0,4 \cdot \tau}{\tau + 2,5 \cdot \theta}$
Td	0	0	0	$0,4 \cdot \tau$	$\frac{0,35 \cdot \theta}{G_s}$	$\frac{\theta \cdot \tau}{\tau + 2,5 \cdot \theta}$	$\frac{0,35 \cdot \theta}{G_s}$

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.

### 1.6.2 Cas d'un procédé instable :

Après avoir identifié le procédé suivant le modèle d'un intégrateur pur retardé, on utilise le tableau suivant pour calculer les actions à afficher sur un régulateur compte tenu de sa structure.

$$HR(p) = \frac{k.e^{-\tau p}}{p.(1 + \theta_1.p)(1 + \theta_2.p).....(1 + \theta_n.p)} = \frac{k.e^{-\tau p}}{p}$$

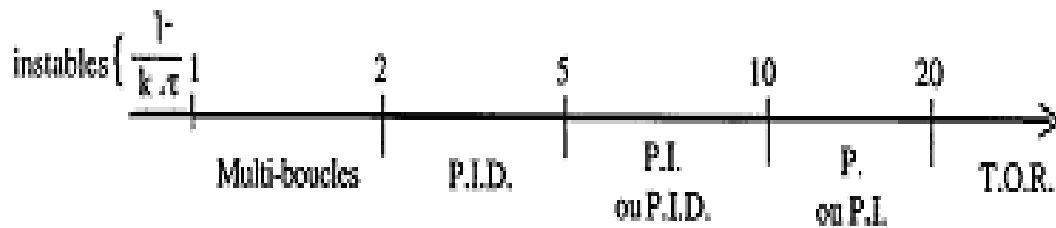


- Le temps mort du modèle est déterminé graphiquement

- Coefficient d'intégration du procédé :  $k = \frac{\Delta M\%}{\Delta U\% \cdot \Delta t}$

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

- 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 : régulation multi boucles, régulation numérique



REGUL. ACTIONS	P	P.I Série	P.I Parallèle	P.I.D Série	P.I.D Parallèle	P.I.D Mixte (1)	P.I.D Mixte (2)
Gr	$\frac{0,8}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,8}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,8}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,85}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{k \cdot \tau}$
Ti	Maxi	$5 \cdot \tau$	$\frac{k \cdot \tau^2}{0,15}$	$4,8 \cdot \tau$	$\frac{k \cdot \tau^2}{0,15}$	$5,2 \cdot \tau$	$5,2 \cdot \tau$
Td	0	0	0	$0,4 \cdot \tau$	$\frac{0,35}{k}$	$0,4 \cdot \tau$	$\frac{0,35}{k}$

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.

## 1.7 Réglage par la méthode de Ziegler et Nichols

Cette méthode est identique pour procédés stables et instables, mais n'est pas adaptée pour des boucles de régulation rapides (débit par exemple) et les procédés à retard important.

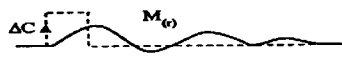
La méthode consiste à mettre la boucle de régulation en oscillations entretenues. La période des oscillations  $T_{osc}$  et le gain du régulateur critique  $G_{rc}$  qui occasionne ces oscillations, permettent de calculer les actions à afficher sur le régulateur. Ce calcul dépend de la structure du régulateur utilisé et du mode de régulation choisi ( P, PI, PID )

**Le critère de performance choisi par ziegler et nichols donne une réponse avec un amortissement par période de l'ordre de 0,25.**

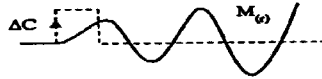
### 1.7.1 Mode opératoire

C'est une méthode expérimentale qui permet de régler les actions d'un régulateur à partir de la mise en « pompage régulier » de la mesure.

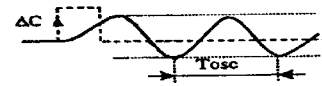
- Mettre le régulateur en action proportionnelle ( $T_i = \text{maxi}$  ou  $n = 0$  et  $T_d = 0$ )
- Passer le régulateur en automatique
- Augmenter l'action proportionnelle en faisant de petits échelons de consigne jusqu'à l'obtention du pompage régulier de la mesure



GR trop petit ou  
BP% trop grand



GR trop grand ou  
BP% trop petite



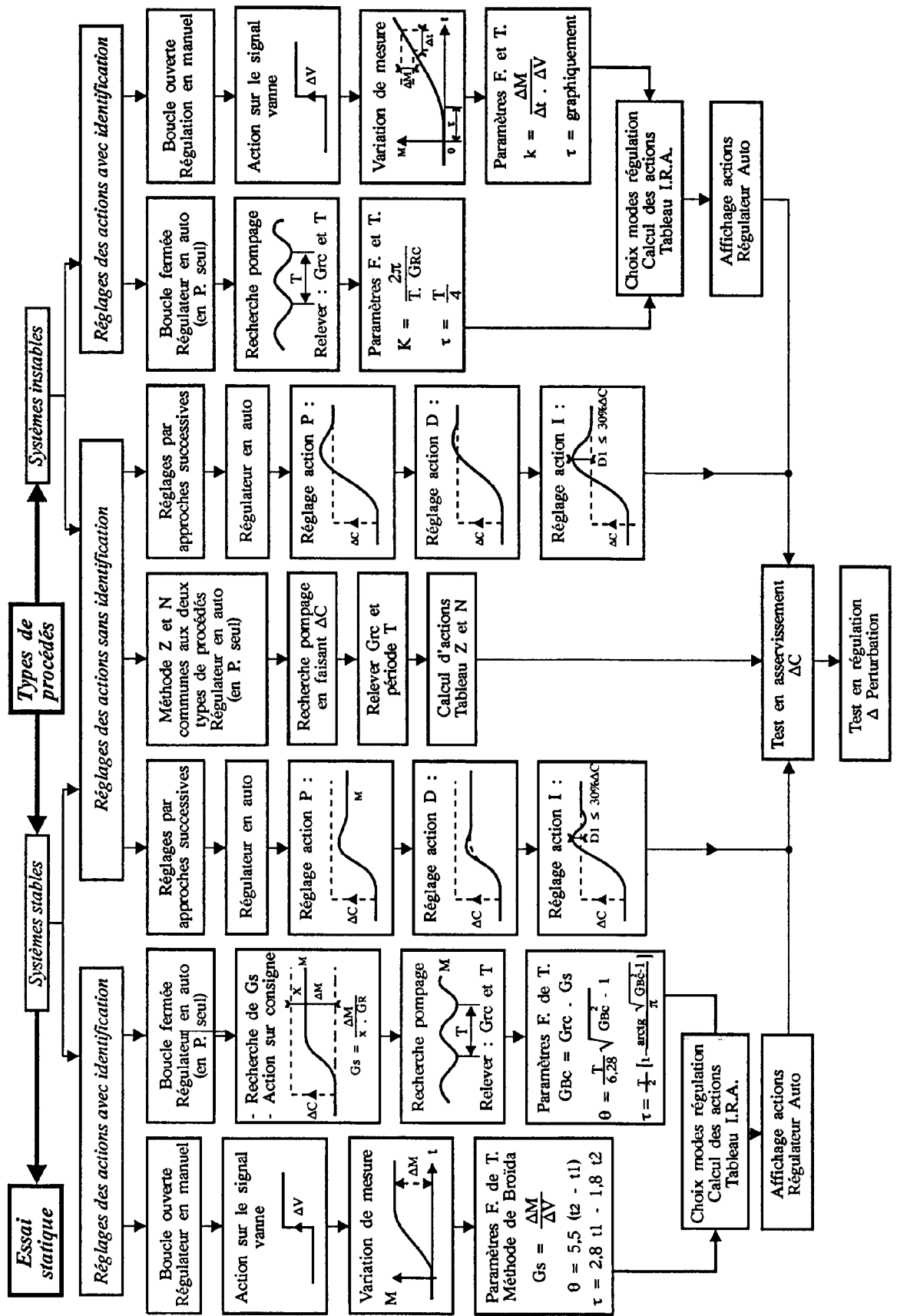
GR correct  
BP% correcte

- Relever la période des oscillations  $T$  et le gain critique du régulateur  $Gr_c$ .
- Calculer les actions du régulateur à l'aide du tableau suivant.

### 1.7.2 Calcul des actions

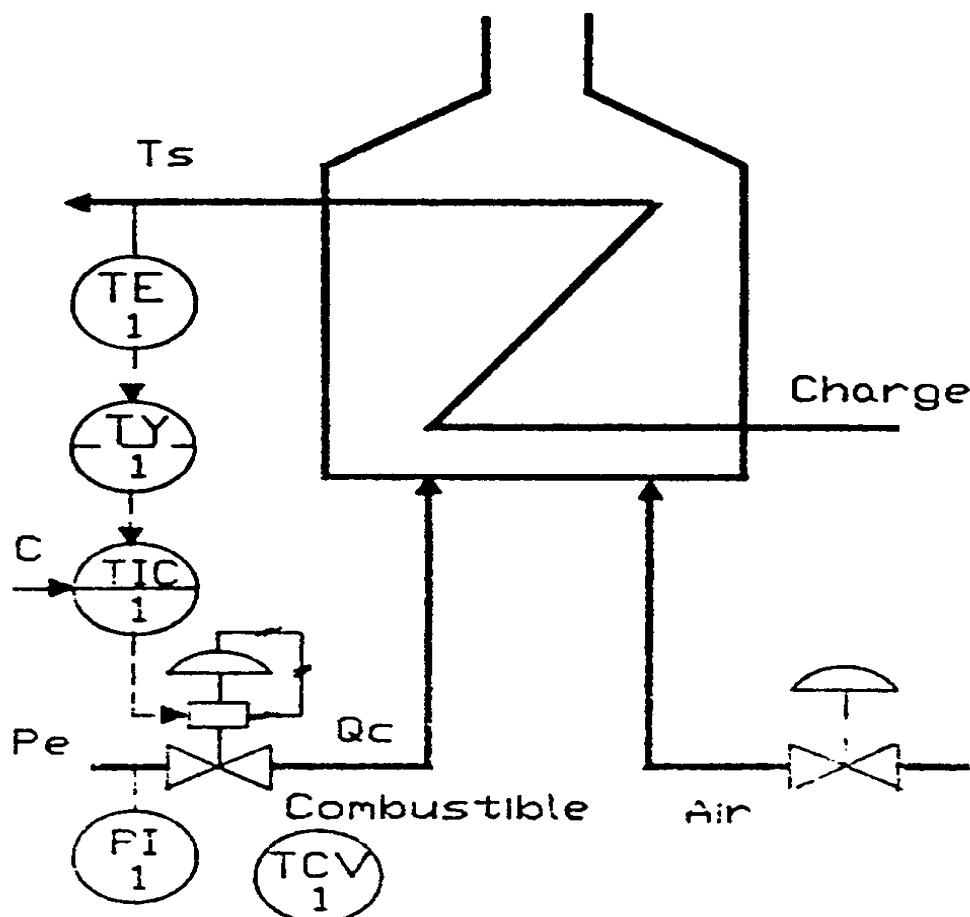
REGUL.- ACTIONS	P	P.I Série	P.I Parallèle	P.I.D Série	P.I.D Parallèle	P.I.D Mixte	P.I.D Mixte 2
<b>Gr</b>	$\frac{Gr_c}{2}$	$\frac{Gr_c}{2,2}$	$\frac{Gr_c}{2,2}$	$\frac{Gr_c}{3,3}$	$\frac{Gr_c}{1,7}$	$\frac{Gr_c}{1,7}$	$\frac{Gr_c}{1,7}$
<b>Ti</b>	Maxi	$\frac{T}{1,2}$	$\frac{2.T}{Gr_c}$	$\frac{T}{4}$	$\frac{0.85.T}{Gr_c}$	$\frac{T}{2}$	$\frac{T}{2}$
<b>Td</b>	0	0	0	$\frac{T}{4}$	$\frac{Gr_c.T}{13,3}$	$\frac{T}{8}$	$\frac{Gr_c.T}{13,3}$

4 TABLEAU RESUME POUR LA MISE AU POINT D'UNE BOUCLE DE REGULATION P.I.D. -



## 2 Régulation cascade

Lors d'une perturbation de pression  $P_e$ , agissant sur le débit  $Q_c$ , la régulation corrige, par une action sur la vanne TCV1, seulement lorsque la température  $T_s$  commence à varier. ( voir boucle simple suivante )



La régulation 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 :

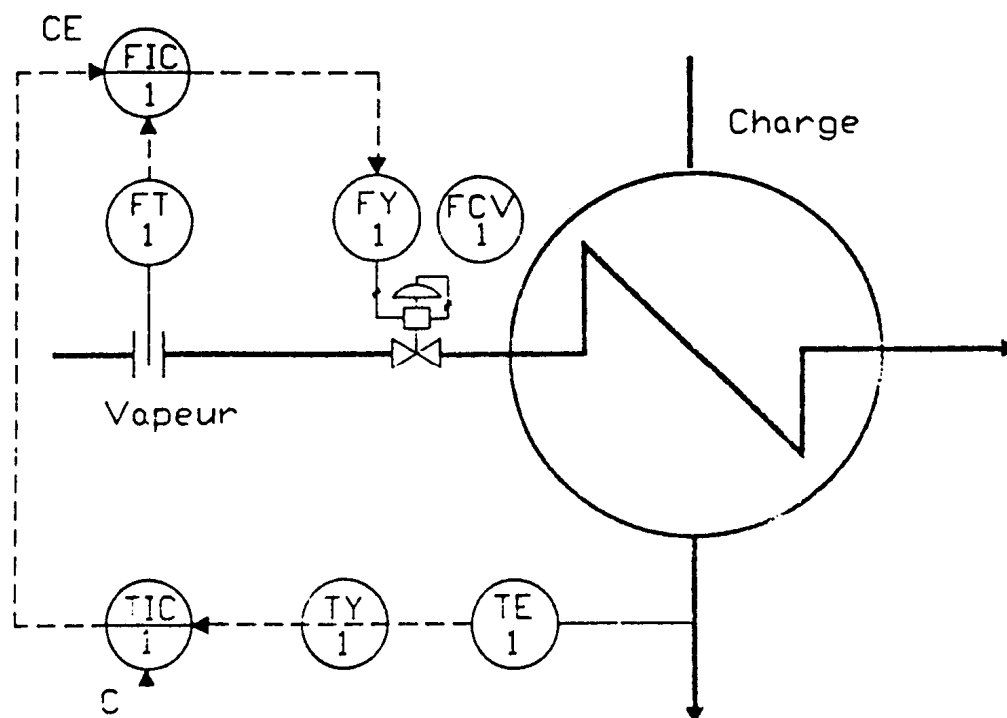
- soit sur la **grandeur réglante**,
- soit sur une **autre grandeur** appelée grandeur intermédiaire

**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.**

## 2.1 Cascade sur grandeur réglante :



Le régulateur **pilote TIC 1** reçoit la mesure de la grandeur réglée  $T_s$  et sa sortie commande la consigne externe  $CE$  du régulateur asservi **FIC 1**. Le régulateur pilote à **deux modes de fonctionnement** :

- manuel
- automatique avec consigne interne

Le régulateur **asservi FIC 1** reçoit la mesure de la grandeur réglante  $Q_c$ , sa sortie commande la vanne **FCV 1**. Il a **trois modes de fonctionnement** :

- manuel
- automatique avec consigne interne
- automatique avec consigne externe

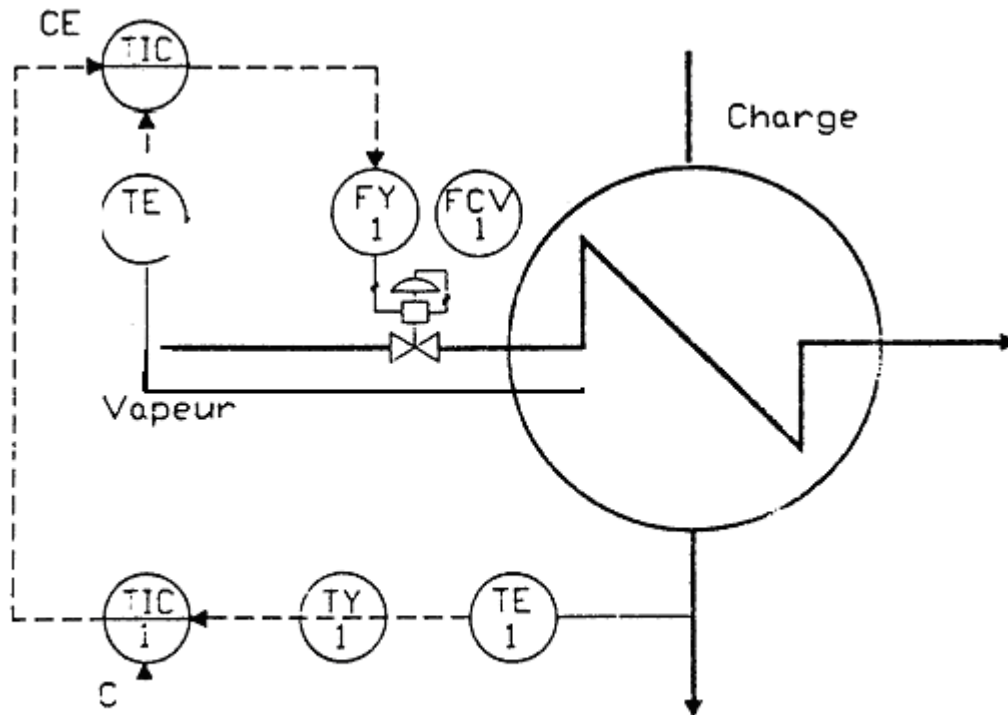
Il faut noter que ce type de régulation cascade est efficace uniquement sur les perturbations affectant la grandeur réglante.

## 2.2 Cascade sur la grandeur intermédiaire :

Dans ce type de cascade, la **boucle interne régule une grandeur intermédiaire de même nature que la grandeur réglée** et en partie soumise aux mêmes perturbations.

La position de la grandeur intermédiaire est telle qu'elle subit les perturbations avant la grandeur réglée.

L'intérêt de la cascade sur la grandeur intermédiaire, par rapport à celle sur la grandeur réglante, est le fait qu'elle corrige un plus grand nombre de perturbations



Dans cet exemple la boucle interne corrige rapidement les perturbations pression et température du combustible, paramètres calorifiques du combustible, température de l'air.

## 2.3 Mise au point de la régulation cascade

Les étapes à suivre pour la mise au point d'une régulation 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 a coups)
- Réglage de la boucle externe (régulateur pilote)

### 2.3.1 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 du sens des régulateurs de la cascade sur grandeur réglante



L'ensemble vanne et positionneur **FCV1** est **direct**.

Lors d'une **augmentation de pression  $P_e$** , la mesure de **débit augmente** et s'écarte du point de consigne. La sortie du régulateur **FIC1 doit diminuer** afin de fermer la vanne, celle-ci étant directe. Le régulateur **FIC1** doit être de sens **inverse**.

Lorsque la température  **$T_s$  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 **Qc**. Le régulateur **TIC1 doit donc être de sens inverse**.

### **2.3.2 Réglage de la boucle interne (régulateur asservi)**

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

La recherche des valeurs optimales des actions du régulateur asservi en automatique et en consigne interne (mode PI).

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.

### **2.3.3 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.

Reprenons l'exemple de la cascade sur la grandeur réglante

- Le régulateur FIC1 étant en manuel, mettre sa consigne interne égal 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 FIC1, passer ensuite ce dernier en consigne externe.

Cet équilibrage se fait automatiquement par configuration sur les SNCC 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.

### **2.3.4 Réglage de la boucle externe (régulateur pilote)**

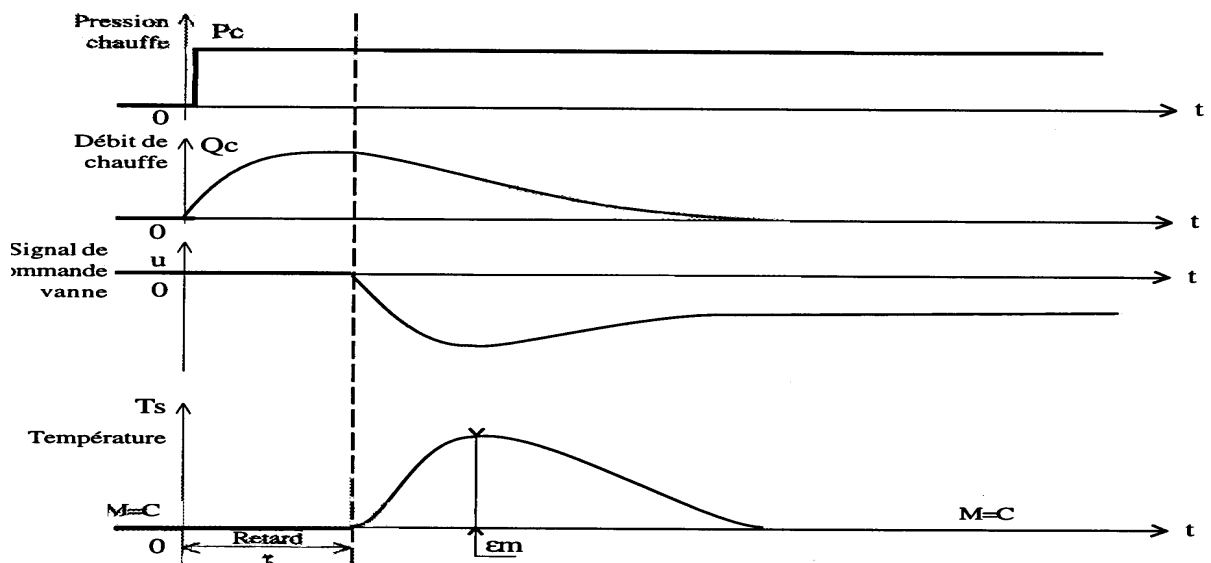
Pour la boucle externe, on a le choix entre les méthodes de réglage vues dans la mise au point de la boucle fermée simple. (par approches successives, réglage par la méthode de Ziegler et Nichols, calcul des actions après identification du procédé).

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

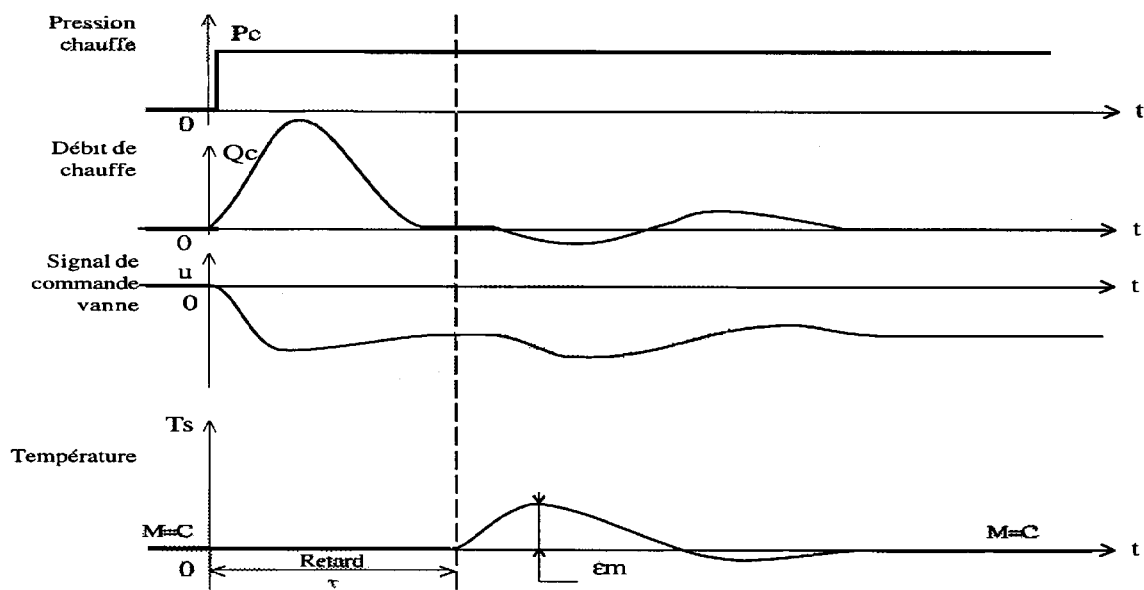
Si l'on choisit le calcul des actions après identification du procédé, c'est l'ensemble procédé plus boucle interne que l'on doit identifier. Pour cela il faut faire un échelon  $\Delta S$  sur la sortie manuelle du régulateur TIC1 et analyser la réponse de la grandeur réglée TS1. Dans ce cas le gain statique  $G_s = \Delta M / \Delta S$ .

### 2.3.5 Résultats comparatifs

a- Allure des signaux lors d'une perturbation de pression de chauffe ( $P_c$ ) pour une boucle de régulation simple:

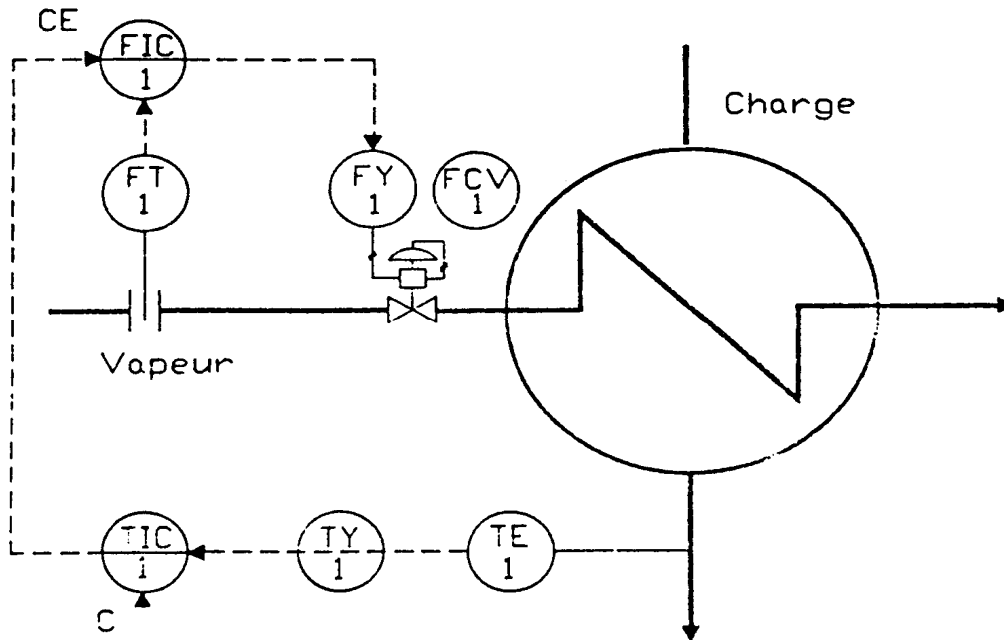


b- Allure des signaux lors d'une perturbation de pression ( $P_c$ ) pour une boucle de régulation cascade:

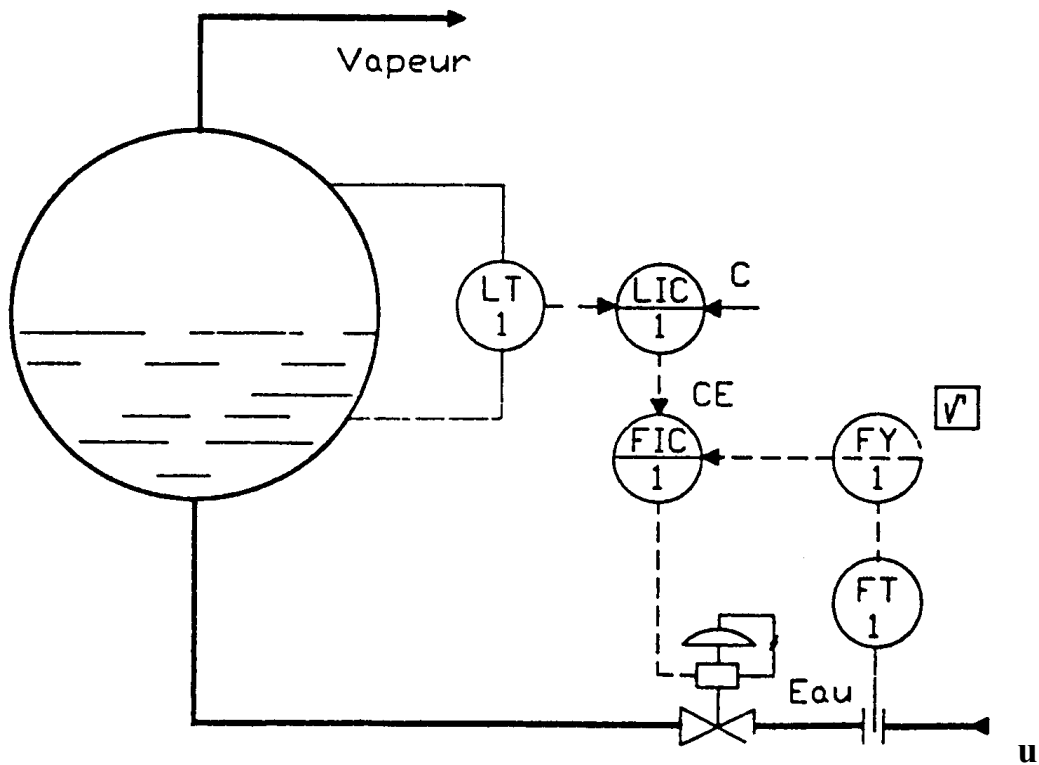


## 2.4 Exemples de Régulation en cascade

### 2.4.1 Régulation en cascade d'un échangeur de chaleur



### 2.4.2 Régulation en cascade du niveau d'un ballon d'une chaudière



### 3 Régulation de rapport

Autres appellations : Régulation de proportion  
Ratio Control

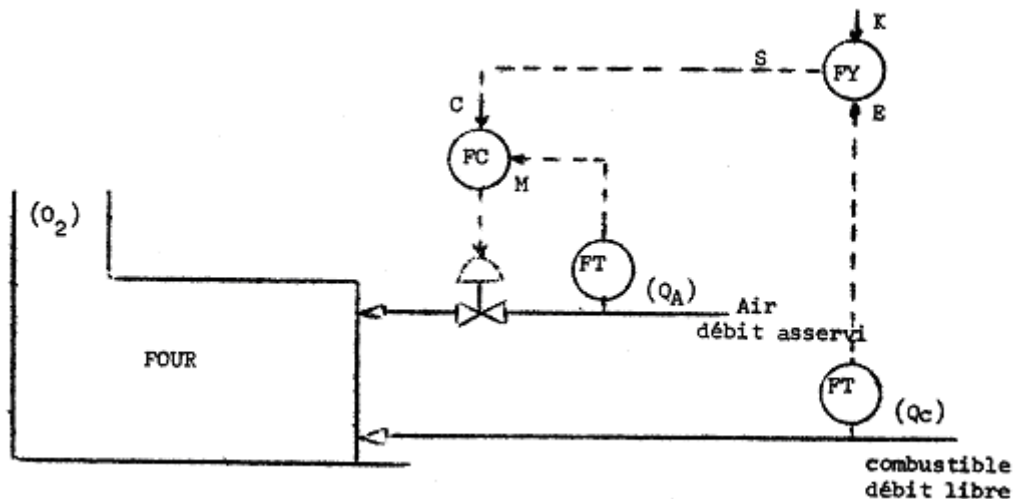
Cette régulation consiste à asservir un débit  $Q_a$  à un autre débit appelé libre ou pilote  $Q_l$ .

<b>Rapport <math>K =</math></b>	<b>Grandeur asservie <math>Q_a</math></b>
	<b>Grandeur libre <math>Q_l</math></b>

Ce rapport  $K$ , dépend des impératifs de la fabrication, il peut être fixé manuellement ou de façon automatique.

**Exemple 1 :**

Réglage manuel du rapport air / combustible d'un four à partir de l'analyse de combustion.



Si la boucle asservie ( FC ) est correctement réglée, on obtient :

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

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

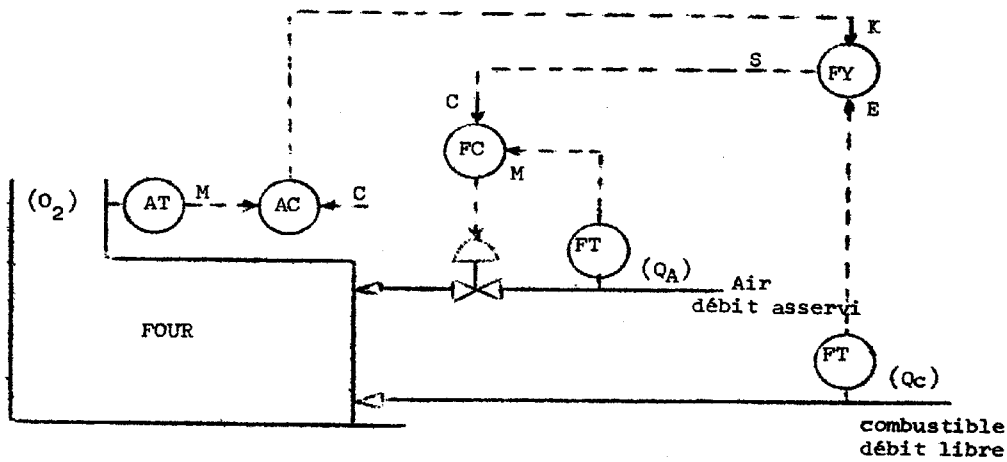
$$C = K.E$$

et comme E représente le débit libre  $Q_c$ , on obtient :

$$Q_a = K.Q_c$$

**Exemple 2 :**

Réglage automatique du rapport air / combustible d'un four à partir de l'analyse de combustion.

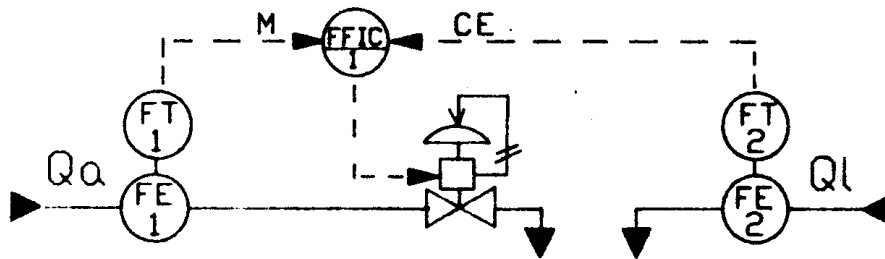


Divers moyens sont utilisés pour modifier le rapport entre deux variables, par exemple :

**a) REGULATION DE PROPORTION**

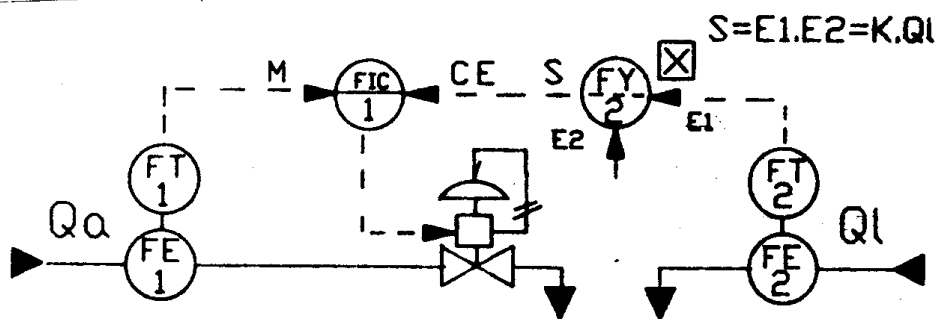
Régulateur de rapport FFIC : fonction PID +  
fonction de rapport

Le rapport K est affiché dans le FFIC



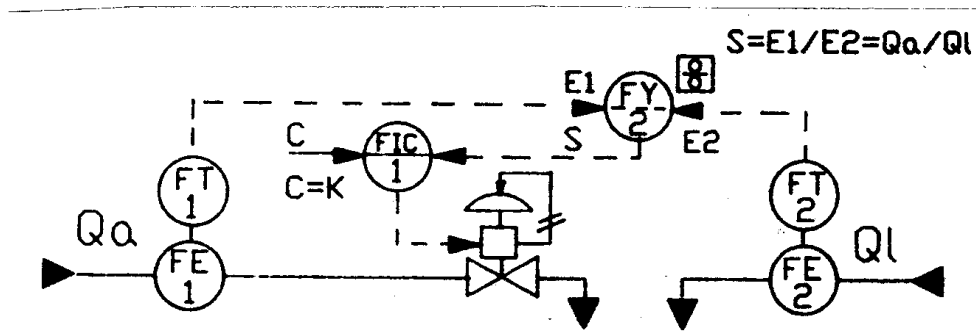
**b) REGULATION DE PROPORTION**

Régulateur FIC et multiplicateur FY, l'entrée E2 représente le rapport k

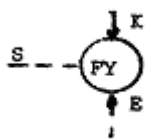


**c) REGULATION DE RAPPORT**

Régulateur FIC et diviseur FY,  
La consigne C permet l'affichage du rapport K.



### 3.1 Relation Entrée / sortie du relais de rapport

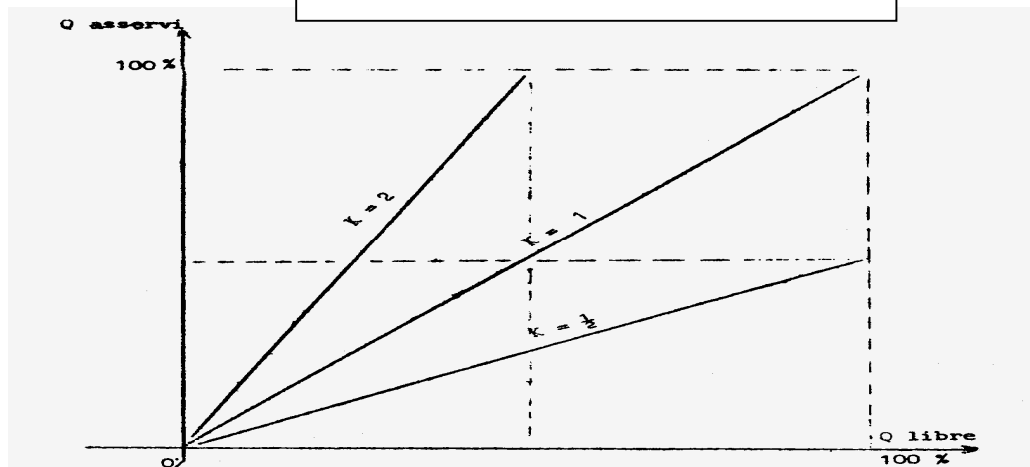


L'équation générale est  $S = K.E$

**E** : signal d'entrée

**S** : signal de sortie

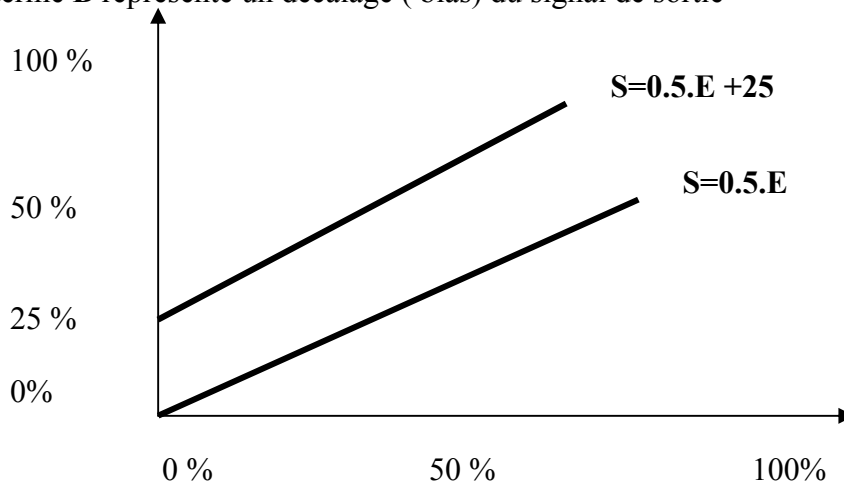
**K** : réglage de rapport



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

$$S = K.E + B$$

Le terme **B** représente un décalage ( bias) du signal de sortie



## 3.2 Mise au point de la régulation de rapport

La mise au point s'effectue dans l'ordre suivant :

- calcul et affichage des coefficients **K** et **B**
- Réglage de la boucle fermée.

### 3.2.1 Calcul des coefficients K et B

La méthode qui suit ne s'applique pas au diviseur, 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 se calcule à l'aide du tableau suivant :

Signaux de mesure	Proportionnels au débit	Proportionnels au carré du débit
coefficient	$K_a = K_d.EI/E_a$	$K_a = (K_d.EI/E_a)^2$

Avec :

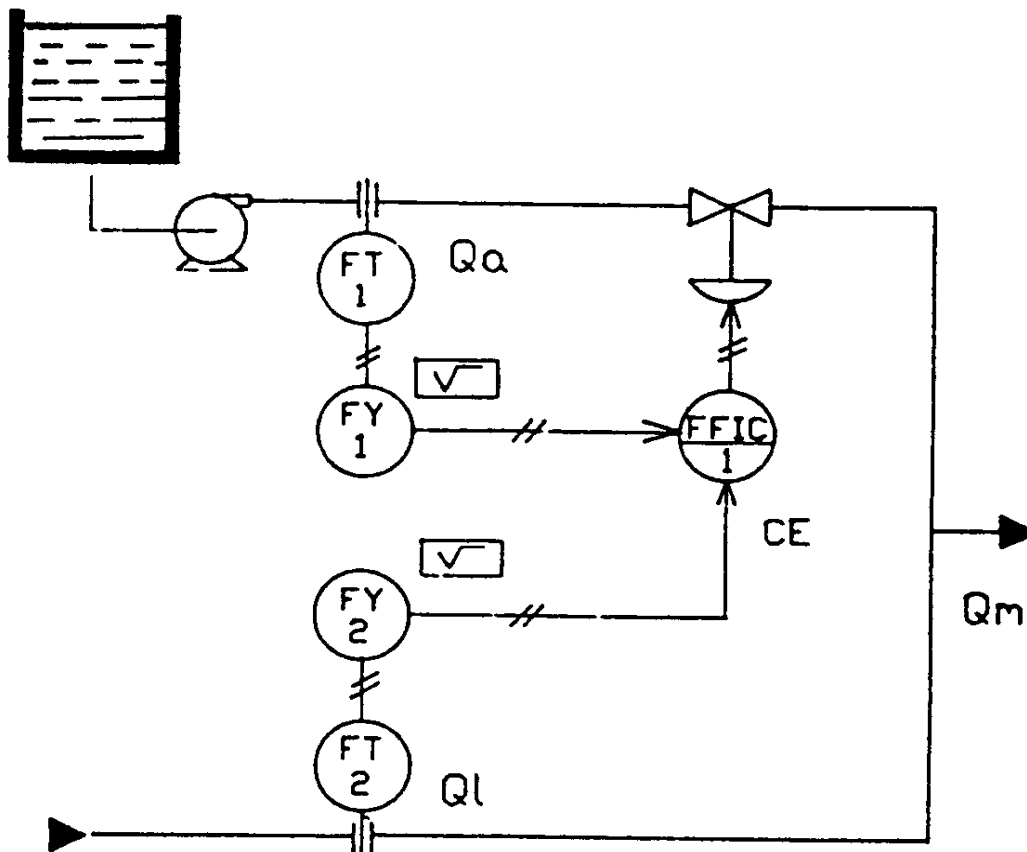
**K<sub>d</sub>** : coefficient de rapport désiré

**K<sub>a</sub>** : coefficient de rapport à afficher

**EI** : étendue d'échelle du transmetteur de débit libre ( **Q<sub>I</sub>** )

**E<sub>a</sub>** : étendue d'échelle du transmetteur de débit asservi ( **Q<sub>a</sub>** )

*Exemple 1 :*



Il s'agit d'obtenir un débit **Qm** qui soit mélange d'eau et de détergent venant d'un bac **B1**.

L'instrumentation est pneumatique ( de 0.2 à 1 bar ou 3 à 15 PSI ).

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

**Qa** : débit asservi de **0 à 0.5 m<sup>3</sup>/h**

**Ql** : débit libre de **0 à 6 m<sup>3</sup>/h**

Le rapport désiré est : **Kd = Qa/Ql = 0.05**

D'après le tableau précédent :

$$Ea = 0.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$El = 6 \text{ m}^3/\text{h}$$

Donc : **Ka = Kd.El/Ea = 0.05.6/0.5 = 0.6**

et on prend **B = 0%** car les échelles de débits ont une origine nulle.

Les coefficients **Ka** et **B** seront affichées dans le régulateur FFIC 1.

## 4 Régulation split-range

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

### 4.1 Principe

Cette régulation est utilisée :

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

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.



## 5 Régulation à priori ( Mixte )

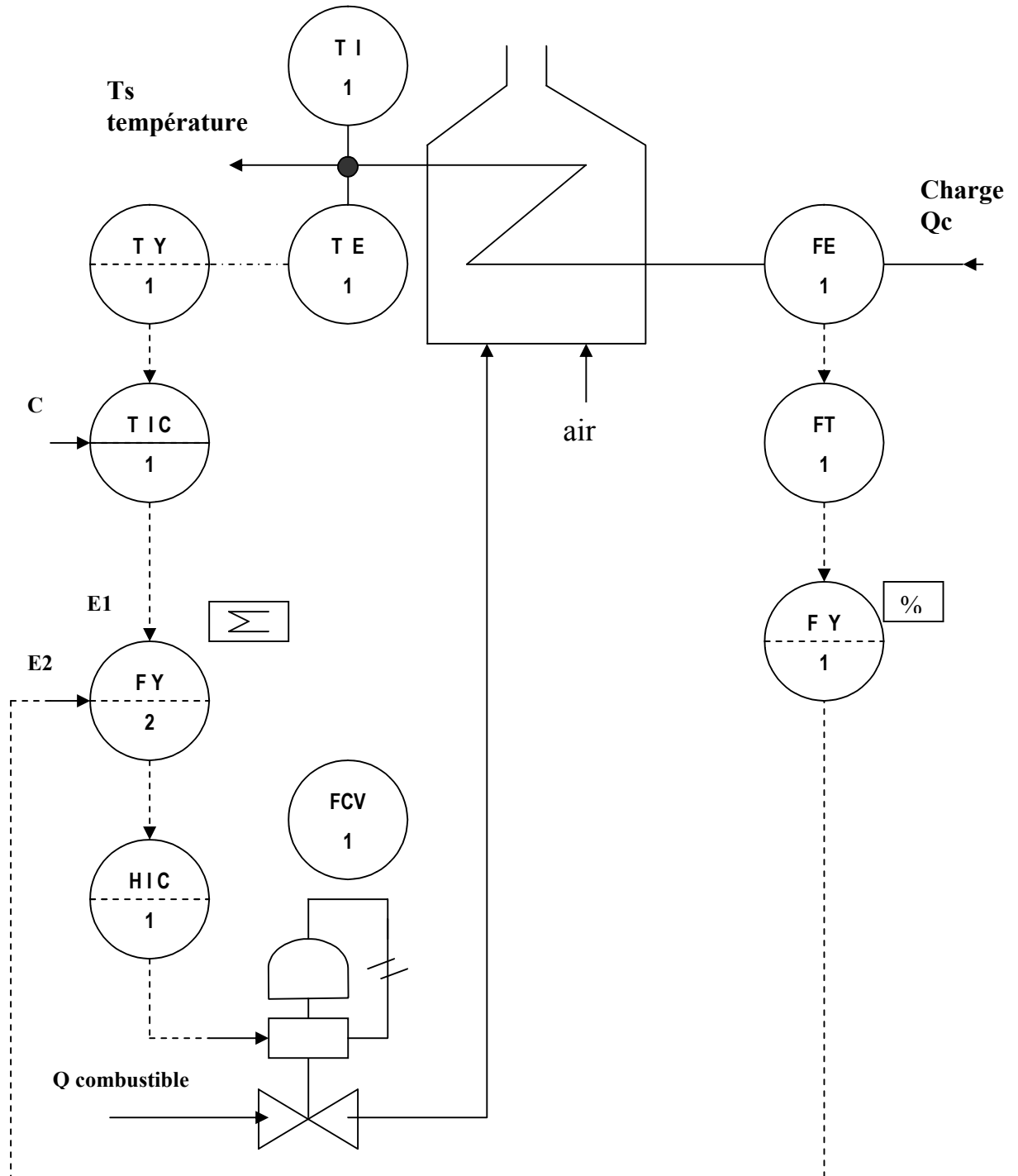
Autres appellations : Régulation en boucle ouverte

Régulation prédictive

Feedforward control

C'est une régulation qui associe une boucle fermée à une boucle ouverte.

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



## 5.1 Régulation en boucle ouverte ou à priori

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 la charge  $Q_c$ . Lorsque  $Q_c$  varie, il agit par l'intermédiaire d'un relais **FY1** ( proportionneur ) sur la grandeur réglante  $Q$ .

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

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 **HIC 1** sur l'organe de réglage.

La commande auto/manu **HIC 1** 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 de premier ordre, avance/retard...

## 5.2 Association boucle ouverte et boucle fermée

Les deux boucles sont complémentaires et conjuguent leurs actions par l'intermédiaire du sommateur **FY2**. 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  $\theta/\tau$  faible ) et si les perturbations sont importantes, son action est limitée.

## 5.3 Mise au point de la boucle ouverte et de 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.

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

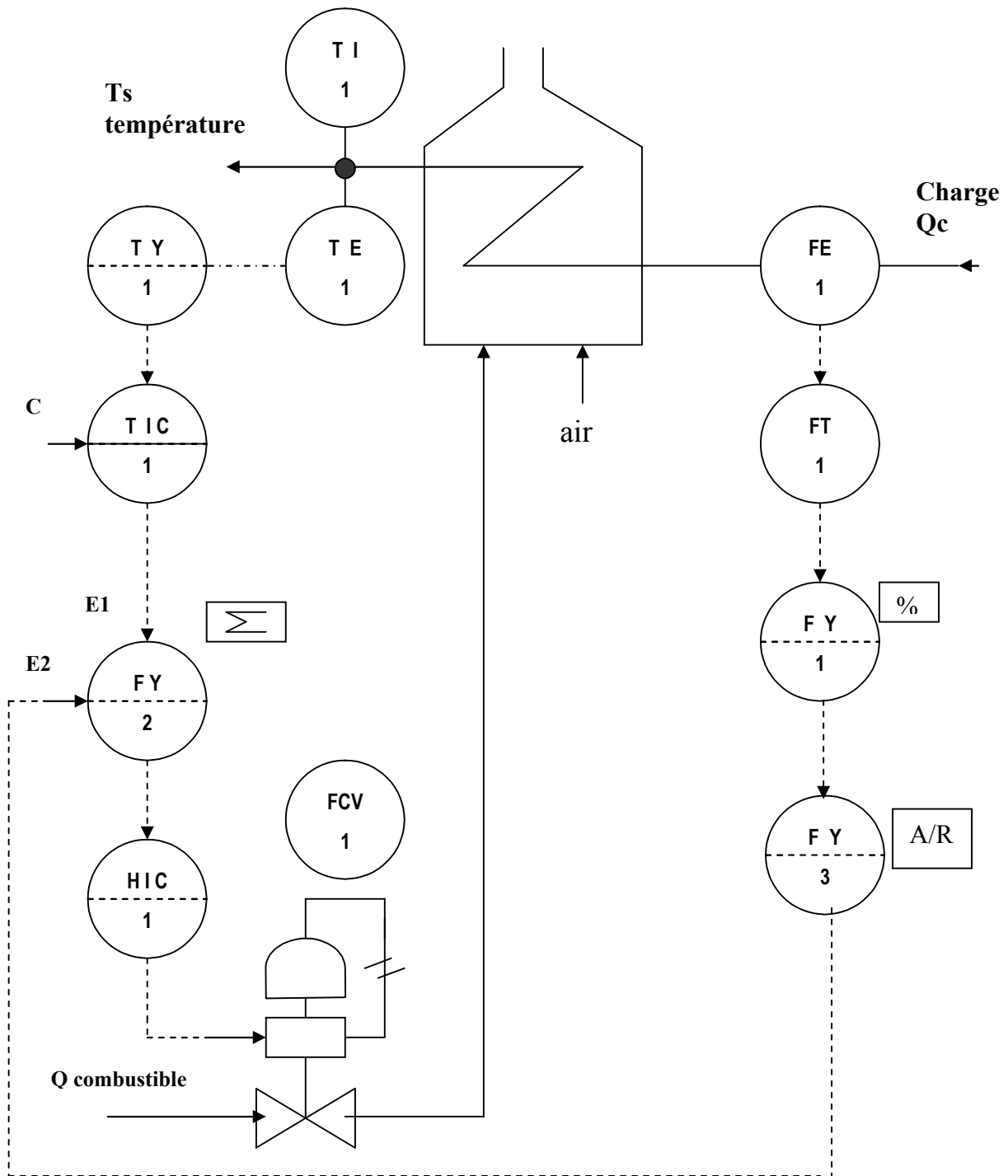
Les modules spécifiques à la boucle ouverte sont :

**FY1** : proportionneur  $S = K.E \pm a$

**FY2** : sommateur  $S = E1 \pm E2 \pm b$

**FY3** : avance / retard de phase  $S = (1 + T1.p)/(1 + T2.p)$

**HIC 1** : commande **auto/manu**



### 5.3.1 Mise au point de la boucle ouverte

Nous traitons deux cas :

- avec proportionneur seul
- avec proportionneur et **avance/retard** de phase

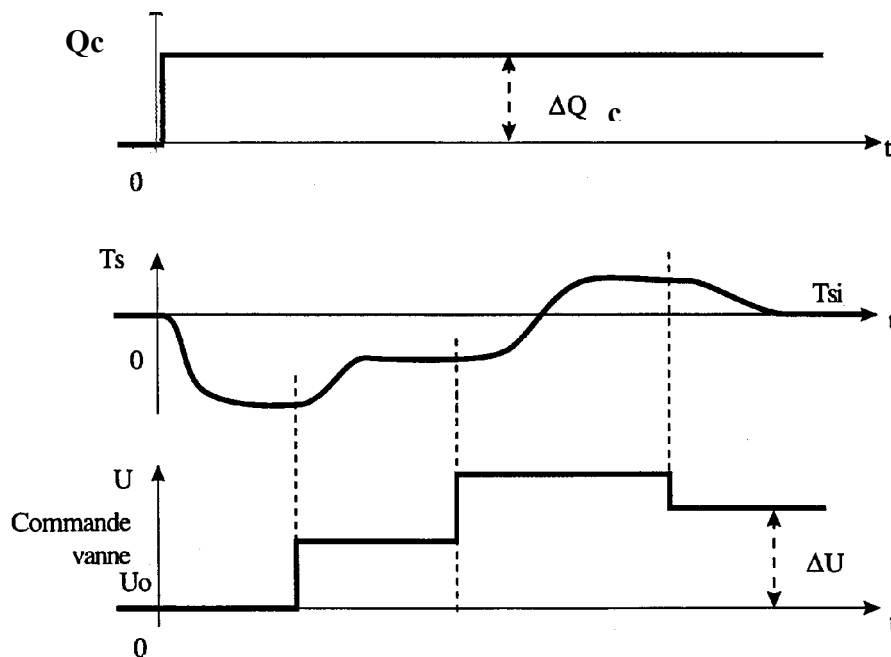
#### a- Mise au point avec proportionneur seul :

- Mettre HIC 1 et TIC1 en manuel

- A l'aide de la HIC1, stabiliser le procédé au point de fonctionnement
- Régler le proportionneur :  $k=1$  et  $a=0$
- Régler le sommateur :  $k1 = k2 = 1$  et  $b = 0$
- Déterminer le sens d'action de la boucle ouverte.

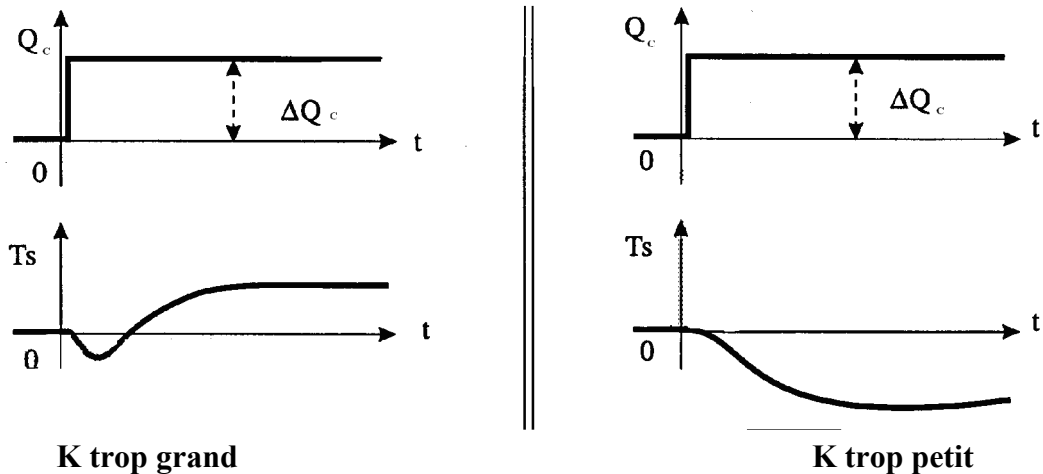
La vanne étant inverse, à une augmentation de la charge  $Q_c$  doit correspondre une augmentation de vanne pour obtenir une augmentation du débit de combustible. Dans notre exemple le coefficient  $K$  de FY1 doit être positif et  $K2$  de FY2 doit être négatif.

- déterminer la valeur de  $K$  en provoquant une variation de  $Q_c$  et à l'aide de HIC 1 , ramener progressivement  $T_s$  à sa valeur initiale. La valeur de  $K$  est donnée par le rapport  $\Delta U / \Delta Q_c$ .

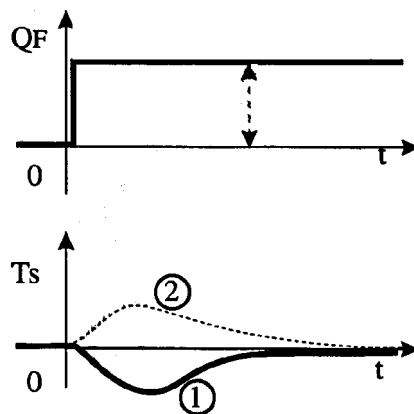


- afficher la valeur de  $K$  trouvée
- revenir aux conditions initiales
- passer la HIC 1 en auto sans à coups en amenant son entrée à la valeur de sa sortie manuelle.

Vérifier que  $K$  affiché est correct.



- Revenir aux conditions initiales
- Modifier la valeur de GT par approches successives jusqu'à obtenir le résultat de la figure ci-après (soit ① ou ②)



GT 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 précédente.

**Dans notre cas, le retour à l'équilibre 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.**

**b- Mise au point avec proportionneur et avance/retard**

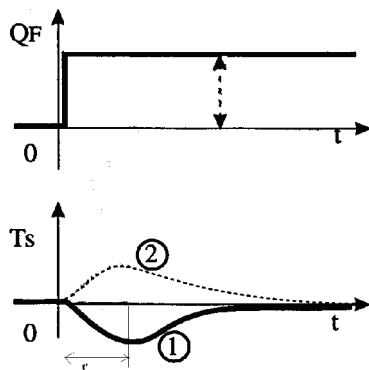
**FY3** : avance / retard de phase  $S = (1 + T1.p)/(1 + T2.p)$ .

**T1** : Temps d'avance  
**T2** : temps de retard

Le réglage de **K** étudié précédemment reste le même à condition de mettre **T1 = T2** sur l'avance/retard.

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

- Mesurer le temps d'avance  $t'$

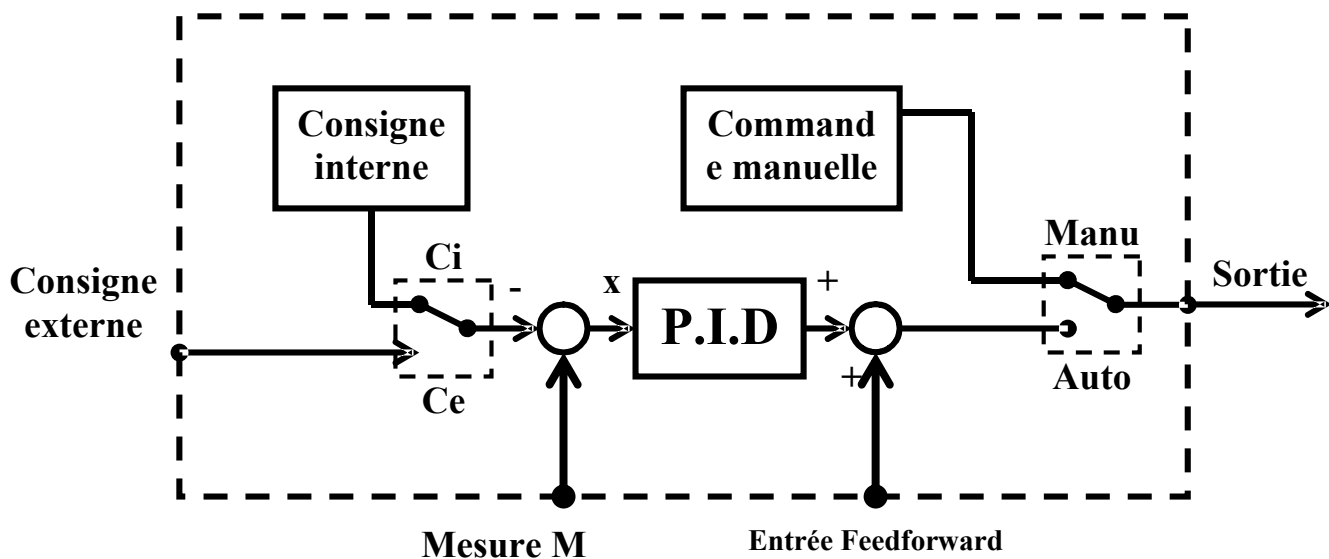


- Mettre la HIC1 en manuel
- Afficher  $T2 = t'$  et  $T1 = 2.t'$  ( le choix de la valeur 2 est arbitraire )
- Passer le HIC1 en auto
- Provoquer une variation de charge  $Qc = 10\%$
- Observer la réponse de Ts
- Modifier si nécessaire T1 et T2 pour **minimiser les deux surfaces de variation de Ts.**

### 5.3.2 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 de réglages classiques.

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 donné par la figure suivante :



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 (Ti maxi).

## 5.4 Exemple de régulation à priori

