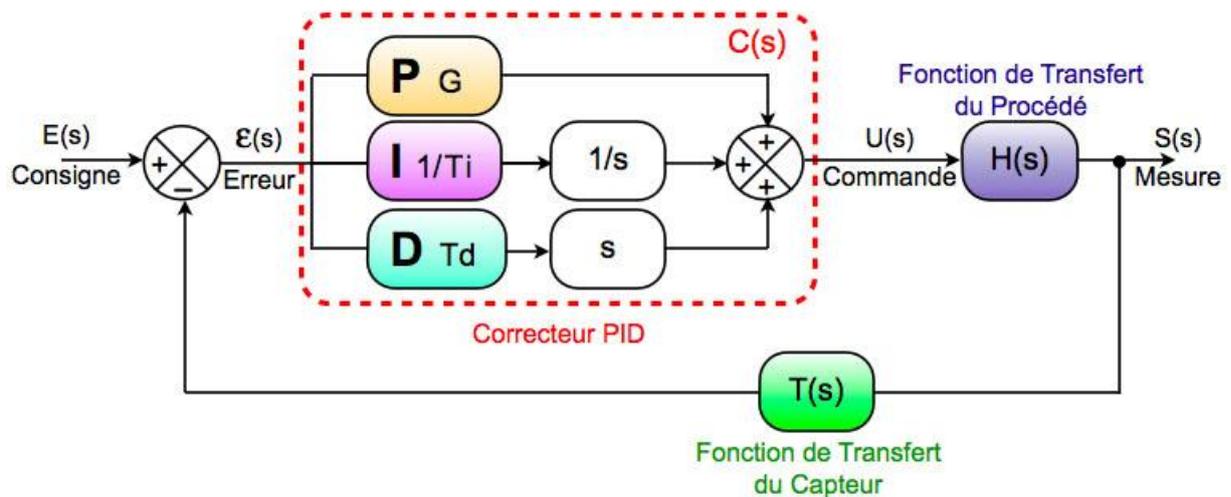




Support de cours : Régulation et contrôle des systèmes de climatisation



Proposé par : **Hichem ZAYANI**

Technologue à l'ISET de Sfax

Discipline : Génie mécanique option Energétique (2^{ème} niveau)

A.U : 2014-2015

Sommaire

Chapitre 1 : Régulation et contrôle des équipements thermiques	1
1. Introduction :	1
2. Représentation d'un procédé et terminologie :	1
2.1. Boucle ouverte, boucle fermée :	3
2.2. Qualités d'une bonne régulation :	5
2.3. Transmetteurs, capteurs et actionneurs :	6
2.3.1. Transmetteur :	7
2.3.2. Capteur :	7
2.3.3. Actionneur :	8
Chapitre 2 : Identification des systèmes thermiques :	11
1. Identification :	12
1.1. But de l'identification :	12
1.2. Les méthodes générales :	12
1.3. Les méthodes proposées :	12
1.4. Le choix du modèle :	13
2. Identification en chaîne ouverte :	13
2.1. Méthodologie :	13
a- Méthode de Strejc :	19
b- Méthode de Strejc-Davoust :	20
c- Méthode de Broïda :	24
2.2. Courbe Intégrateur :	25
3. Identification en boucle fermée :	27
Chapitre 3 : Régulation industrielle :	30
1. Principe :	31
2. Instruments périphériques :	32

3. Schémas des représentations :	32
3.1. Schéma TI ou PCF :	32
3.2. Principaux schémas :	34
4. Régulation en boucle fermée :	35
4.1. Principe :	35
4.2. Choix du sens d'action du régulateur :	37
4.3. Synthèse du régulateur PID :	37
4.3.1. Mise en équation du régulateur :	38
4.3.2. Rôle des actions dans la boucle fermée :	39
4.4. Méthode de réglage d'action :	41
4.4.1. Méthode par approches successives :	41
4.4.2. Méthode par nécessitant de l'identification du procédé :	42
4.4.3. Méthode de Ziegler et Nichols :	42
4.5. Réglage par approches successives :	42
4.5.1. Réglage de l'action proportionnelle :	42
4.5.2. Réglage de l'action dérivée :	43
4.5.3. Réglage de l'action intégrale :	44
4.6. Réglage à partir de l'identification du procédé :	45
4.6.1. Cas du procédé stable :	45
4.6.2. Cas du procédé instable :	46
4.7. Réglage par la méthode de Ziegler et Nichols :	48
4.7.1. Mode opératoire :	48
4.7.2. Calcul des actions :	48
5. Régulation cascade :	50
5.1. Présentation :	50
5.2. Cascade sur la grandeur réglante :	51
5.3. Cascade sur la grandeur intermédiaire :	53
5.4. Mise au point de la régulation cascade :	54
5.4.1. Choix du sens d'action des régulateurs :	54
5.4.2. Réglage de la boucle interne :	54
5.4.3. Passage manuel/Automatique/Cascade sans à coups :	55
5.4.4. Réglage de la boucle externe (régulateur pilote):	55
5.4.5. Résultats comparatifs :	55
5.5. Exemple de régulation cascade :	57

5.6. Régulation multizone :	58
5.6.1. Cas d'un four continu :	58
5.6.2. Cas d'un four discontinu :	58
5.6.3. Méthode de la zone pilote :	58
5.6.4. Régulation programmée :	58
5.6.5. Régulation surindexation :	59
5.6.6. Régulation double :	59
5.6.7. Régulation de rapport (ou de proposition ou de ratio) :	62
5.6.8. Régulation à échelle partagée (ou split range) :	62
5.6.9. Régulation chaud-froid :	62
5.6.10. Régulation de tendance :	62
5.6.11. Régulation des systèmes à retard :	66
 Applications :	 67
 Référence bibliographiques :	 88

Régulation et contrôle des équipements thermiques

Objectifs

- Connaître les techniques de mise en œuvre de la régulation.
- Savoir les différents composants dans une chaîne de régulation : transmetteur, capteur, actionneur, correcteurs....

Pré-requis

- Boucle d'asservissement.
- Performances d'un système asservi : stabilité, rapidité et précision

Elément de contenu

- Représentation d'un procédé et terminologie.
- Qualité d'une bonne régulation.
- Description d'une chaîne de régulation : capteurs et actionneurs.

Moyens Pédagogiques

- Vidéo projecteur.
- Tableau

Durée

1 séance de cours.

1 séance de TD.

1. Introduction

La régulation des procédés thermiques regroupe l'ensemble des moyens matériels et techniques mis en œuvre pour maintenir une **grandeur physique à régler**, égale à une valeur désirée, appelée **consigne**. Lorsque des perturbations ou des changements de consigne se produisent, la régulation provoque une action correctrice sur une grandeur physique du procédé, appelée **grandeur réglant** (ou **commande**).

Dans ce cours, on s'intéressera aux moyens matériels et techniques de mise en œuvre de la régulation. Les techniques décrites sont universelles et peuvent s'appliquer à tout procédé. Les régulateurs PID (Proportionnel, Intégral, Dérivé) sont très répandus et conviennent dans environ 80 % des boucles de régulation. Pour les 20 % restant, il est nécessaire d'avoir recours à des régulations de type avancé pour lesquelles une modélisation du procédé est indispensable. Les régulateurs PID se présentent soit sous la forme d'un boîtier autonome (régulateur de tableau) qui se fixe en face avant d'une armoire de contrôle-commande, soit programmés dans un automate ou dans un calculateur industriel. Les régulateurs de type avancé sont en général programmés sur calculateur industriel équipé du nombre d'entrées-sorties nécessaire à la commande de l'installation.

Pour la plupart des applications avec PID où les contraintes sur la grandeur réglée ne sont pas fortes (précision faible, temps de montée non critique, dépassement autorisé, etc.), les réglages du régulateur sont à la portée d'un utilisateur n'ayant pas de connaissances particulières en automatique. Il suffit en général de suivre les recommandations du constructeur.

2. Représentation d'un procédé et terminologie

Pour décrire les techniques de régulation, nous prendrons souvent l'exemple d'un four qui servira de fil conducteur, sachant que ces techniques restent valables quelle que soit l'application.

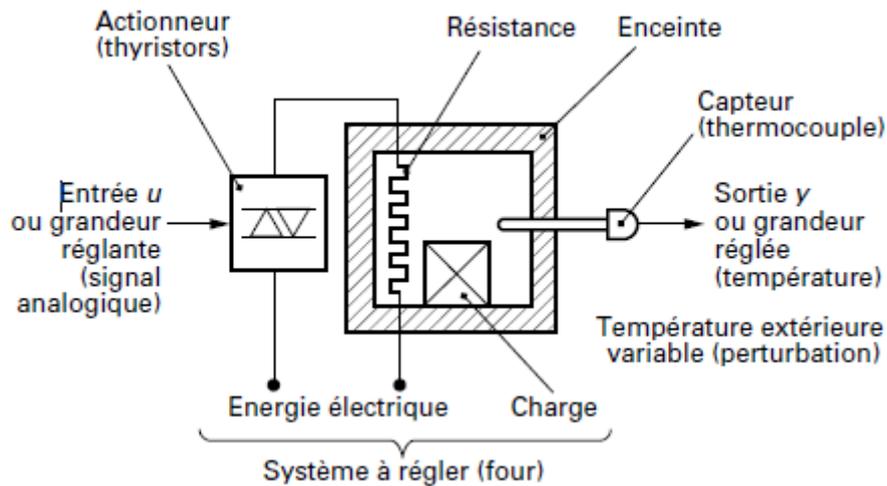


Figure 1.1 – Système en boucle ouverte

2.1 Boucle ouverte, boucle fermée

Considérons un four représenté schématiquement par la figure suivante :

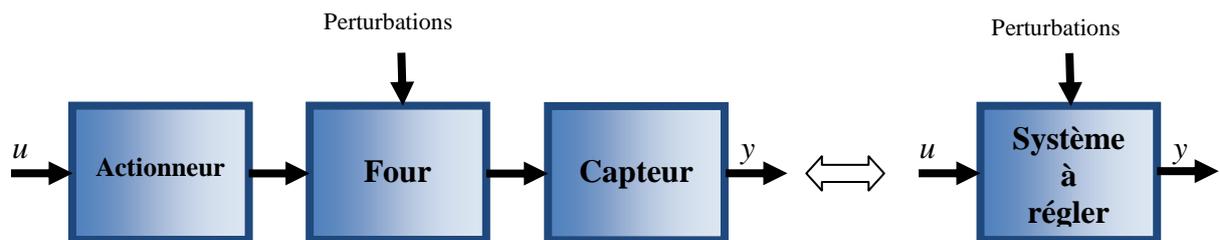


Figure 1.2 – Schéma fonctionnel équivalent de la figure 1.1

Un tel système est en boucle ouverte. La sortie y peut être réglée en agissant sur l'entrée u . Cette situation présente deux inconvénients majeurs :

- on ne sait pas a priori à quelle valeur va se stabiliser y et en combien de temps
- y va varier en fonction des perturbations extérieures (par exemple variation de la température externe).

Ce mode de fonctionnement est obtenu, sur les régulateurs PID du commerce, en position manuelle. Ce mode présente un intérêt lorsque la régulation est déficiente ou lorsque l'utilisateur veut piloter le système dans des cas particuliers.

Nous n'avons plus ces inconvénients en **refermant la boucle** par un régulateur, ce qui conduit au schéma de la figure 1.3, représentant la boucle de régulation de base.

On cherche à maintenir la **grandeur à régler y** à une **valeur de consigne y_c** en agissant sur la **commande u** par la loi de commande (ou correcteur) (figure 1.4).

Analysons le fonctionnement de cette boucle (figure 1.3).

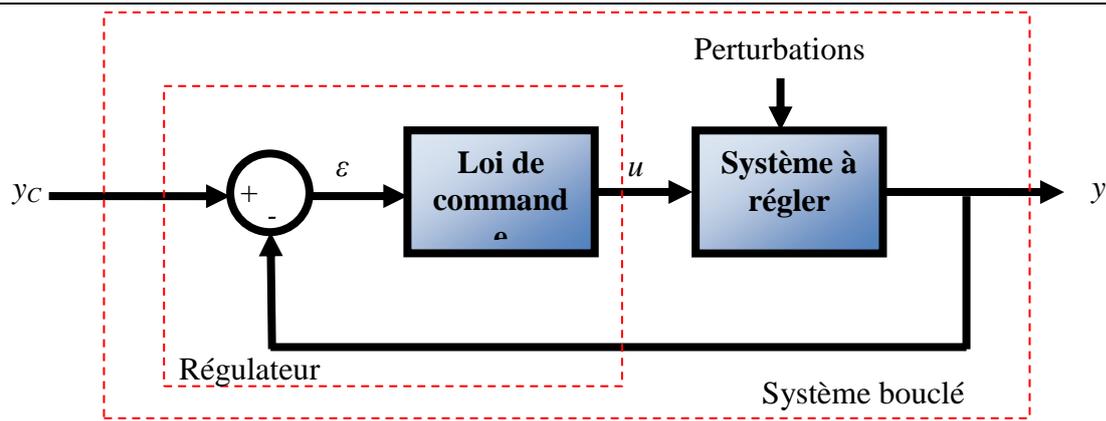


Figure 1.3 – Système en boucle fermée

Le système bouclé a pour entrée y_c et pour sortie y . Le régulateur possède 2 entrées (y_c et y) et une sortie u . Il se compose de la loi de commande et d'un comparateur qui élabore l'**erreur de régulation** $\varepsilon = y_c - y$.

La loi de commande a pour entrée e et pour sortie u .

Exemple : Le capteur mesure la température (y) de l'enceinte thermique.

Cette mesure est comparée à la consigne (y_c) pour élaborer un **signal d'écart**. Suivant le signe et l'amplitude de ce dernier, la loi de commande dosera l'alimentation (u) de la résistance afin que la température dans le four reste la plus proche possible de la consigne.

Dans toutes les boucles de régulation, on retrouvera les éléments suivants :

- un capteur ;
- une consigne (fixe ou variable dans le temps) ;
- un comparateur délivrant un signal d'écart ;
- une loi de commande qui calcule le signal à envoyer sur l'actionneur ;
- un actionneur ;
- le système physique à commander et soumis à des perturbations.

Il est bon de faire la distinction entre **boucle d'asservissement** et **boucle de régulation**.

Toutes les deux fonctionnent sur le même principe, mais leur finalité diffère sensiblement :

- l'asservissement consiste à maintenir une grandeur de sortie identique ou proportionnelle à une grandeur d'entrée (ex : poursuite de trajectoire \hat{U} consigne variable) ;
- la régulation impose à la grandeur de sortie d'atteindre une valeur de consigne et d'y rester quelles que soient les perturbations éventuelles (ex : régulation de pression, de température \hat{U} consigne fixe).

La distinction est importante car les réglages optimaux ne sont en général pas les mêmes dans les deux cas. En asservissement, les réglages dépendent de la dynamique propre du

système (constante de temps, gain statique), alors qu'en régulation, ils dépendent surtout de la dynamique des perturbations (ouverture de porte, variation de la tension réseau, température extérieure variable, etc.).

2.2 Qualités d'une bonne régulation

Les qualités exigées d'une régulation industrielle sont définies par les critères suivants (figure 1.5) :

- stabilité : elle doit toujours converger vers un point d'équilibre stable, et ne doit pas osciller autour du point de consigne ;
- précision : maintenue en permanence au plus près de la consigne ;
- rapidité : on cherchera à atteindre le point d'équilibre en prenant le moins de temps possible.

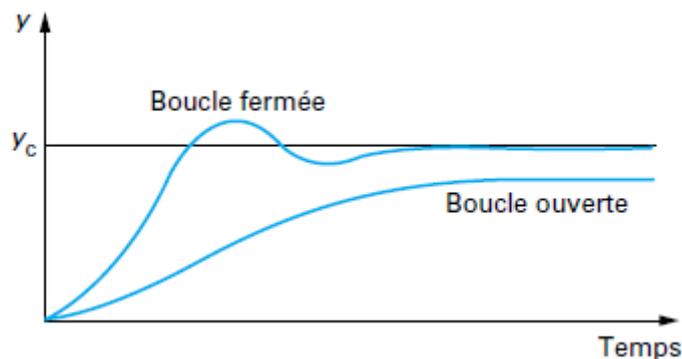


Figure 1.4 – Réponse du système en boucle ouverte et en boucle fermée

Il existe deux types d'erreur pour les processus non intégrateurs :

- l'erreur statique : pour une entrée de type échelon (ex : consigne y_c fixe) ;
- l'erreur dynamique (ou erreur de traînage) : pour une entrée de type rampe (ex : consigne y_c variable en fonction du temps).

Pour éliminer ces erreurs, le régulateur doit comporter un ou plusieurs intégrateurs (action intégrale).

Nota : un processus est dit **intégrateur** lorsque la sortie varie linéairement en fonction du temps quand l'entrée ou la consigne est constante, ex : vanne motorisée, vérin.

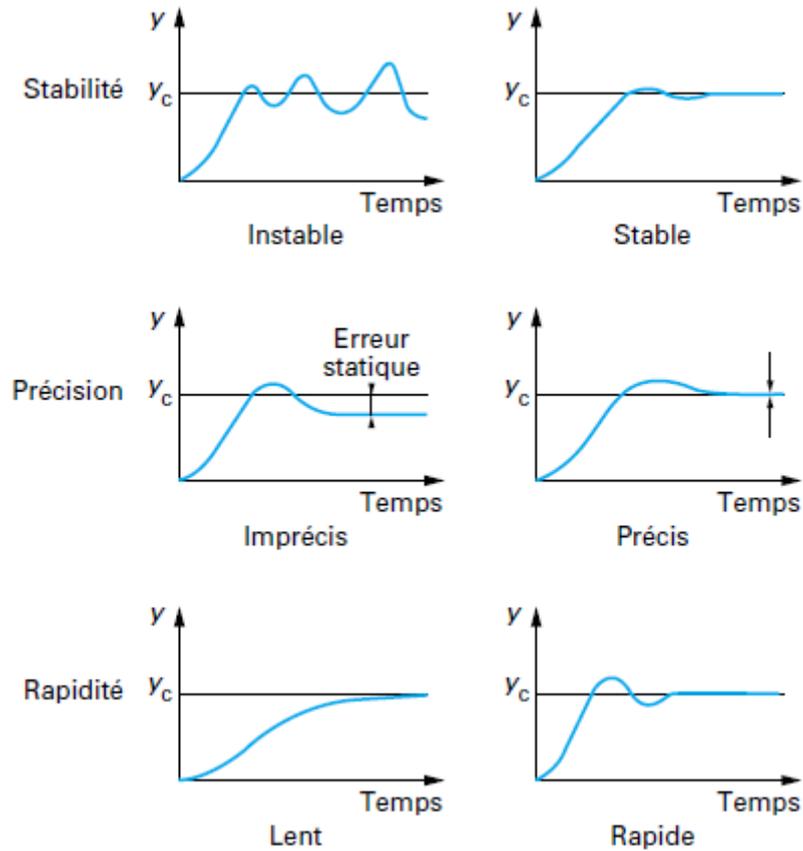


Figure 1.5 – Qualités d'une bonne régulation

2.3 Transmetteurs, capteurs et actionneurs

Une chaîne de régulation est formée d'une cascade d'appareils qui doivent être compatibles entre eux, tant du point de vue électrique que du point de vue précision et échelle de mesure.

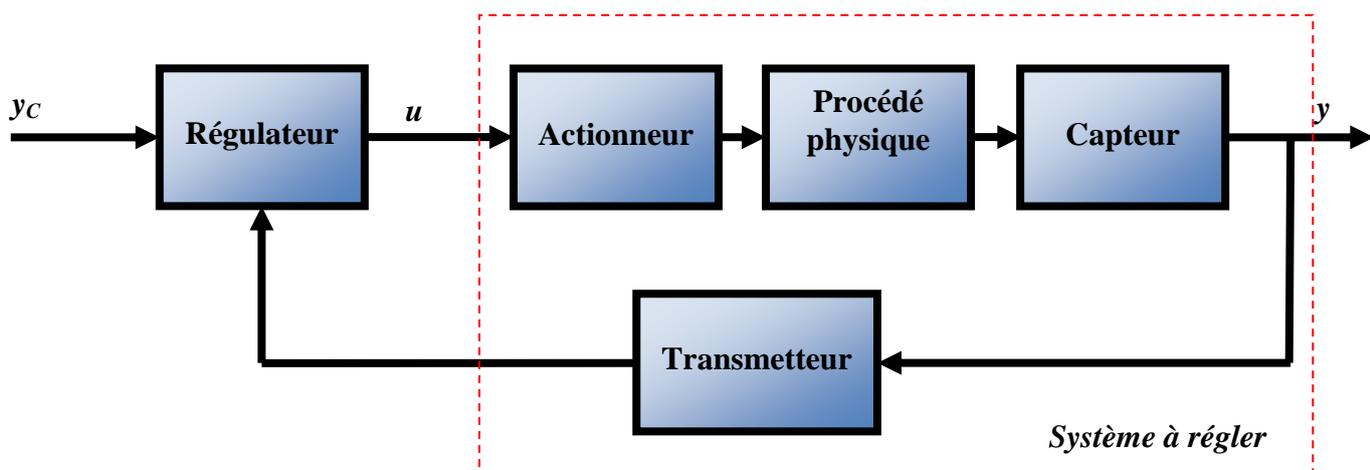


Figure 1.6 – Chaîne de régulation type

2.3.1 Transmetteur

Le transmetteur est utilisé lorsque la mesure est éloignée du régulateur (par exemple distance supérieure à 10 m). Son rôle est de transformer la mesure physique en un courant (ex : 4-20 mA) ou une tension (ex : 0-10 V) moins sensibles aux parasites. Le transmetteur peut faire partie intégrante du capteur.

2.3.2 Capteur

Dans les équipements thermiques, le capteur de température est le plus répandu.

Pour les basses températures (– 200 à + 800 °C environ, valeurs extrêmes à moduler en fonction de la tenue en température du support), la **sonde platine** 100 W à 0 °C est la plus utilisée (ex : enceinte climatique, étuve, réchauffeur).

Pour les cas simples, le thermostat basé sur le principe du **bilame** est également très répandu (ex : chaudière domestique).

Dans les fours, on utilise en général soit :

- des **lunettes infrarouges** elles restent une solution chère et pas toujours utilisable; leur domaine d'utilisation est généralement supérieur à 600 °C ;
- des **thermocouples** ; il en existe plusieurs types selon la gamme de température balayée par le four. Les plus courants sont les types :
 - T : cuivre-constantan : –185 à +300 °C,
 - J : fer-constantan : +20 à +700 °C,
 - K : chromel-alumel : 0 à +1 100 °C,
 - S : platine-platine rhodié 10 % : 0 à +1 550 °C,
 - R : platine-platine rhodié 13 % : 0 à +1 600 °C,
 - B : platine rhodié 30 % - platine rhodié 6 % : +100 à +1 600 °C,
 - W : tungstène-tungstène rhénium 26 % : +20 à +2 300 °C.

Les thermocouples nécessitent une jonction de référence ou soudure froide qui permet à la f.é.m. mesurée d'être uniquement fonction de la température de la soudure chaude du capteur. De plus la mesure délivrée par le thermocouple doit être linéarisée, dans le transmetteur, ou dans le régulateur.

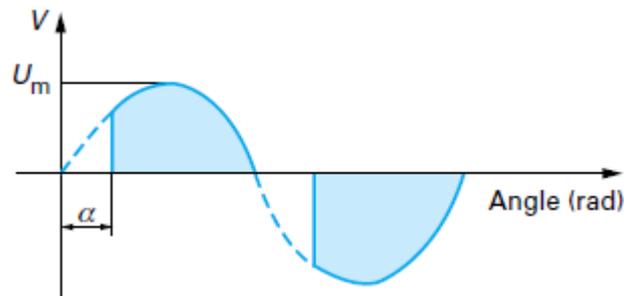
Comme autres capteurs, on peut citer les capteurs de débit, de pression, de déplacement, de masse, d'humidité, etc. Ces capteurs fournissent en général un signal analogique, image de la grandeur physique mesurée.

2.3.3 Actionneurs

2.3.3.1 Modulateurs de puissance

Pour moduler la **puissance électrique d'un four**, on utilise soit :

- des contacteurs (solution bon marché) : ne donnent pas une très bonne qualité de régulation : la température oscille, mais c'est suffisant pour certaines applications.
- des modulateurs à thyristors (de plus en plus utilisés) : Pour **les modulateurs à thyristors** (ou gradateurs de puissance), on distingue deux modes de fonctionnement :
 - l'angle de phase : Les thyristors ne sont passants que pendant une portion de l'alternance (figure 1.7). La commande d'un régulateur appliquée au bloc à thyristors fait varier l'angle α d'amorçage et donc la puissance.



V : tension aux bornes des résistances

U_m : tension de crête

α : angle d'amorçage

Figure 1.7 – Commande en angle de phase

- le train d'ondes : Les thyristors sont passants pendant un temps t_1 , puis bloqués pendant un temps t_2 (figure 1.8).

Le rapport cyclique permet de faire varier la puissance. Ce rapport est proportionnel à la commande issue du régulateur.

Si l'emploi des gradateurs semble très attrayant, il faut toutefois prendre garde aux inconvénients qu'ils peuvent induire et notamment sur :

- ✓ le facteur de puissance de l'installation ;
- ✓ l'énergie réactive de l'installation ;
- ✓ les parasites ;
- ✓ les harmoniques ;

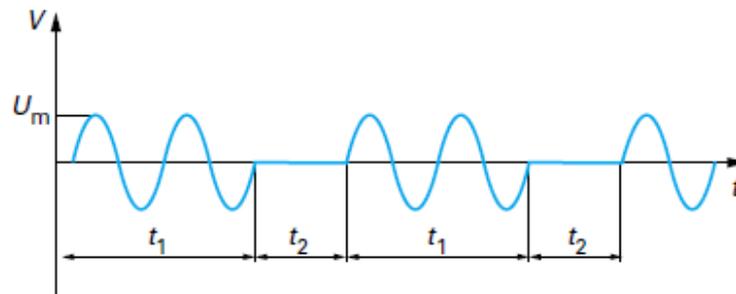


Figure 1.8 – Commande en train d'ondes

- des transformateurs variables (solution chère) : Ils permettent d'ajuster la tension d'alimentation des résistances en fonction de la température.
- des selfs à saturation variable (solution chère qui n'est plus préconisée).

Quelques **autres actionneurs** peuvent être cités :

- la vanne d'admission de gaz ou de liquide ;
- le variateur de vitesse (ex : commande de débit d'une pompe), etc.

Ces actionneurs sont commandables en général par un signal analogique ou logique (par ex : 0-10 V, 4-20 mA).

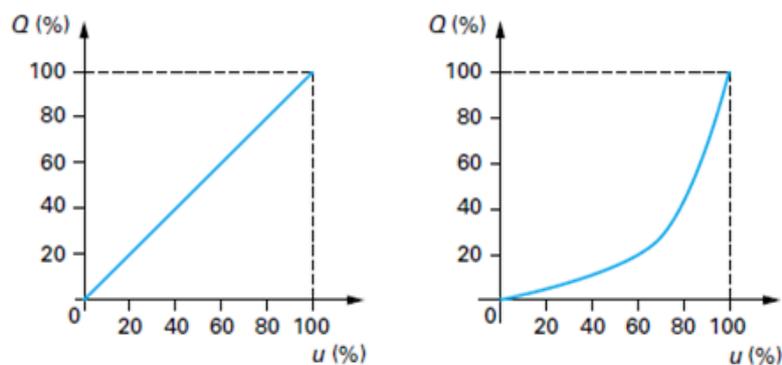
2.3.3.2 Vannes réglantes

Ce sont des actionneurs couramment utilisés dans l'industrie pour **régler le débit d'un fluide**. Leur utilisation en régulation impose de connaître, en particulier, certaines de leurs caractéristiques.

- **Caractéristique intrinsèque de débit**

C'est la loi qui relie le débit Q au signal de commande de vanne u , à pression différentielle constante aux bornes de la vanne.

Les vannes les plus courantes sont à caractéristique intrinsèque linéaire et à égal pourcentage (figure 1.9).



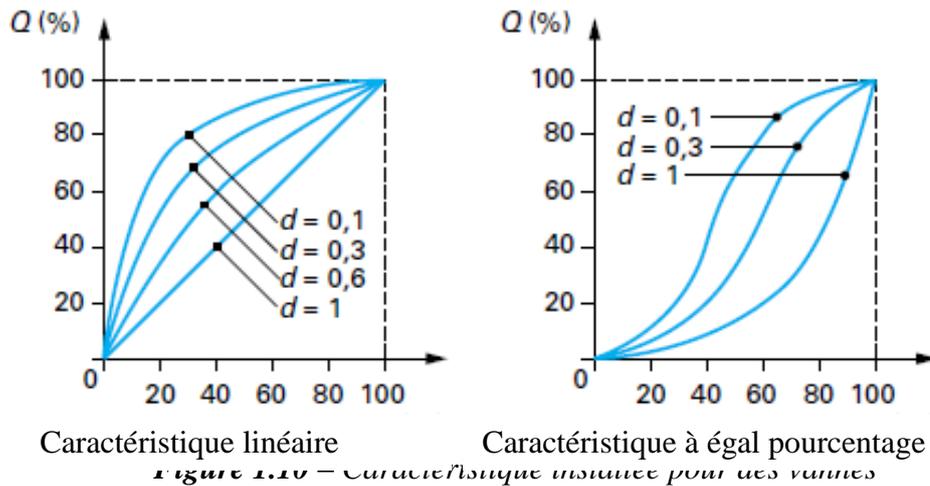
Caractéristique linéaire

Caractéristique à égal pourcentage

Figure 1.9 – Caractéristiques intrinsèques de débit

▪ **Caractéristique installée**

La vanne étant dans le circuit hydraulique, c'est la loi de variation du débit en fonction du signal de commande. Cette caractéristique est fonction de l'installation, ou encore du rapport d et de la vanne, c'est-à-dire de sa caractéristique intrinsèque.



La figure 1.10 donne un exemple de caractéristique installée en fonction de d .

Ces courbes permettent de choisir la caractéristique intrinsèque d'une vanne de façon à obtenir une caractéristique statique linéaire du procédé dans son ensemble, comme l'illustre la figure 1.11.

▪ **à caractéristique intrinsèque linéaire et égal pourcentage**

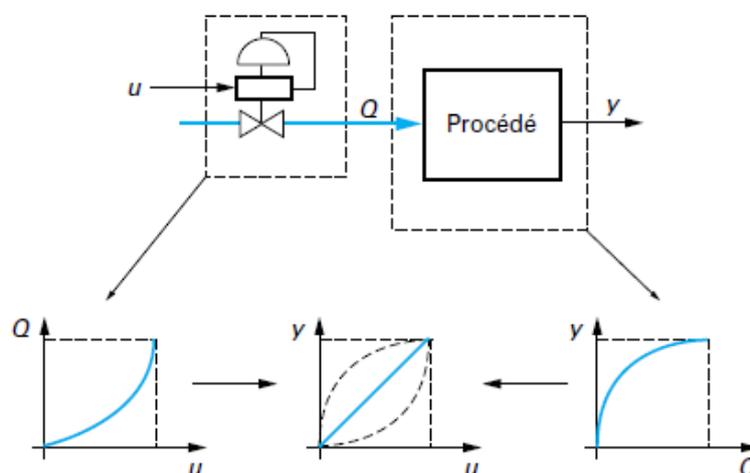


Figure 1.11 – Linéarisation de la caractéristique statique du procédé

Les vannes réglantes sont pilotées par des signaux standards :

- électriques : 4-20 mA, 0-10 V ;
- pneumatiques : 3-15 psi (standard américain), 200-1 000 mbar.

Identification des systèmes thermiques

Objectifs

- Modéliser un système thermique.
- Identifier les paramètres du modèle à étudier.

Pré-requis

- Transformée de Laplace.
- Systèmes de premier ordre.
- Système de second ordre.

Elément de contenu

- Identification en chaîne ouverte.
- Identification d'un système de second ordre, courbe en S : Modèle de Strejc, Modèle de Broïda.
- Identification en chaîne fermée.

Moyens Pédagogiques

- Vidéo projecteur.
- Tableau

Durée

2 séances de cours.

2 séances de TD.

1. IDENTIFICATION

1.1 Le but de l'identification

Pour arriver aux objectifs décrits dans le cahier des charges de la régulation d'un procédé, il faut analyser les comportements statique et dynamique de ce procédé seul, ou instrumenté, c'est-à-dire connaître sa fonction de transfert réglante. En effet, le réglage du correcteur à mettre en œuvre dépend essentiellement de la nature de cette fonction de transfert. Si ce système est soumis à des perturbations, il est important de déterminer également les fonctions de transfert perturbatrices. Selon leurs influences sur la grandeur à maîtriser, elles pourront être prises en compte lors de l'étude du correcteur principal ou servir à la mise en place de correcteur spécifiques.

1.2 Les méthodes générales

L'identification qui consiste à déterminer la fonction de transfert d'un système peut être effectuée par une mise en équation du système. Pour des systèmes simples, ou qui peuvent être décomposés en éléments simples, cela conduit à un modèle de connaissance.

Lorsque le procédé est complexe et que sa mise en équation est délicate, voire impossible par manque de connaissance des coefficients mis en jeu, une identification expérimentale est préférable. Une telle identification repose sur l'analyse de réponse temporelles, ou fréquentielles, observées directement sur le système soumis à un signal d'entrée déterminé.

1.3 Les méthodes proposées

Parmi les nombreuses méthodes d'identification expérimentales existantes, celles présentées dans ce chapitre sont des méthodes simples basées sur l'analyse temporelle du système soumis à une entrée déterminée (échelon ou rampe).

Deux méthodes d'identification sont à considérer : essai en chaîne ouverte (le système étudié est non commandé) et essai en chaîne fermée (un régulateur commande le système).

L'identification d'un procédé industriel est une opération délicate car les exigences de production ne permettent généralement pas de faire de nombreux essais. Il faut par exemple profiter d'une première mise en route du procédé pour effectuer l'identification (chaîne ouverte) ou d'un changement de consigne lors d'un changement de fabrication (chaîne fermée).

1.4 Le choix du modèle

La recherche d'un modèle mathématique pour un procédé est nécessaire et doit aboutir à un modèle représentant au mieux le comportement du procédé. Cependant le modèle ne doit ni être trop sophistiqué au risque incompatible avec le correcteur disponible, ni être trop simple pour ne pas masquer certains aspect néfaste au bon fonctionnement. Simplifier une constante de temps ou un retard dans un modèle ou ne pas prendre en compte la variation du gain statique est effectivement source d'instabilité du procédé. Le choix du modèle, comme sa détermination, doit donc être judicieux.

2 IDENTIFICATION EN CHAÎNE OUVERTE

Lors d'un tel essai, le procédé à identifier n'est plus contrôlé automatiquement. Le régulateur est mis en mode manuel pour pouvoir agir sur le signal de commande. On peut alors produire l'un des signaux présentés figures 2.2 . L'automaticien ne doit provoquer que des petites variations (quelques %) autour d'un point de fonctionnement choisi afin de ne pas déranger la production en cours et pour considérer le système comme linéaire. Il faut surveiller avec attention le procédé, livré à lui-même lors de cet essai, et vérifier également qu'une perturbation ne viendra pas influencer cette identification.

2.1 Méthodologie

2.1.1 Les signaux d'entrées

On envoie un signal d'entrée $X(t)$ connu (impulsion, échelon ou rampe) et on enregistre le signal de sortie $Y(t)$ qui est analysé ensuite.

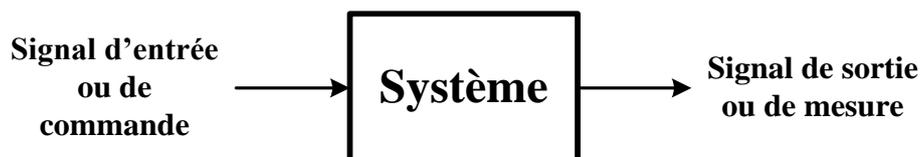


Figure 2.1 : Système en chaîne ouverte.

Aux transformées de Laplace $X(p)$ et $Y(p)$ des fonctions $x(t)$ et $y(t)$, petites variations de $X(t)$ et $Y(t)$, on associe la fonction de transfert $H(p)$ du système en chaîne ouverte :

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} \quad (2.1)$$

Les deux signaux les plus employés sont l'échelon et la rampe. L'échelon est le plus facile et rapide à réaliser mais peut provoquer des variations assez brusques sur les procédés très sensibles. On utilise la rampe pour que le procédé subisse une variation plus douce et donc plus acceptable au niveau sécurité du produit et de l'installation.

2.1.2 Les signaux d'entrées

On enregistre la courbe $y(t)$ petite variation de $Y(t)$. Lorsque le signal d'entrée est une impulsion, la courbe obtenue est appelée réponse impulsionnelle. Pour un signal d'entrée en échelon, la courbe obtenue est appelée réponse indicielle. On la nomme également réponse à un échelon de position. La courbe obtenue à une rampe est dite réponse à un échelon de vitesse.

Les trois grandes familles de courbes les plus rencontrées sont les suivantes :

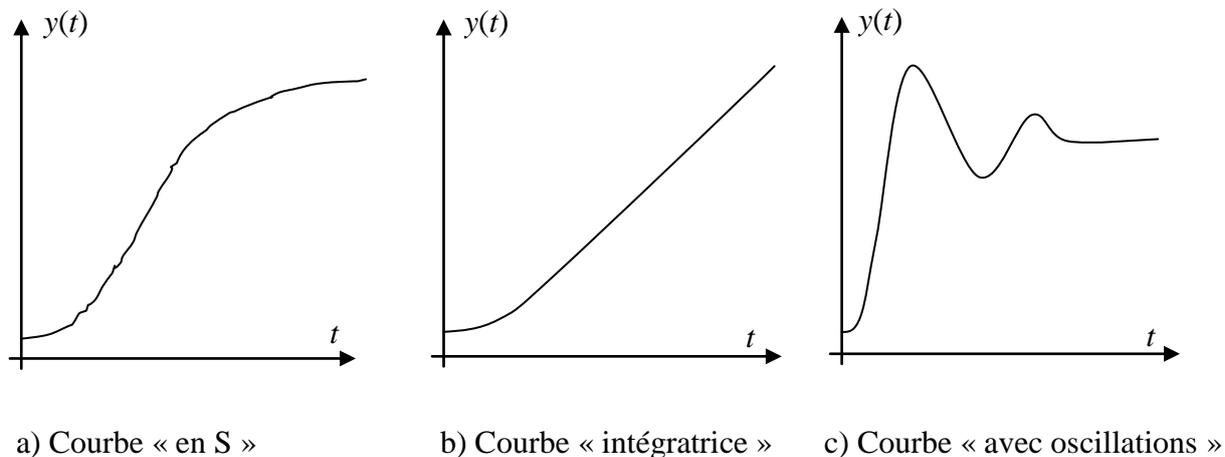


Figure 2.2 : Signal de sortie d'un système, courbes usuelles.

L'allure de la courbe obtenue suggère la méthode à appliquer pour modéliser le procédé. La fonction de transfert $H(p)$ obtenue est le rapport de la fonction du signal de sortie $Y(p)$ par la fonction du signal $X(p)$. Pour les courbes facilement reconnaissables, comme celle de la réponse indicielle d'un premier ordre, il est facile de déterminer le modèle.

Exemple 1. Identification d'un système continu du premier ordre:

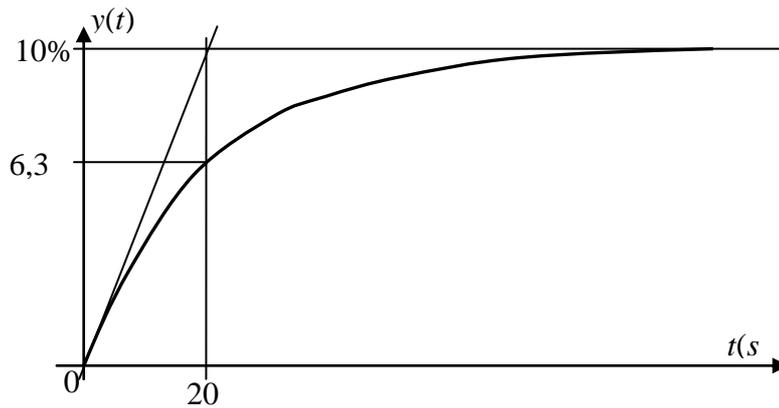


Figure 2.3 : Réponse indicielle enregistrée pour un échelon de 4%.

Après avoir exercé à $t = 0$ un échelon d'amplitude $A = 4\%$ en entrée $x(t)$ d'un procédé, on obtient la courbe $y(t)$ figure 2.3. On cherche à déterminer la fonction de transfert de ce procédé.

L'allure de cette courbe est celle de la réponse indicielle d'un système du premier ordre : elle s'exploite donc facilement.

On détermine le gain statique :

$$G_s = \frac{\Delta Y}{\Delta X} = \frac{10\%}{4\%} = 2,5 \quad (2.2)$$

et la constante de temps $\tau = 20\text{s}$.

La fonction de transfert du procédé est donc :

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{\frac{\Delta Y}{p(1+\tau p)}}{\frac{A}{p}} = \frac{G_s}{1+\tau p} = \frac{2,5}{1+20p} \quad (2.3)$$

Ce procédé est auto-régulant puisqu'il n'y a pas d'intégrateur dans la fonction de transfert.

Exemple 2. Identification d'un système integrateur:

A $t = 0$, on applique un échelon d'amplitude $A = 2\%$ en entrée $x(t)$ d'un procédé, on obtient la courbe $y(t)$ figure 2.4. On veut obtenir la fonction de transfert de ce procédé.

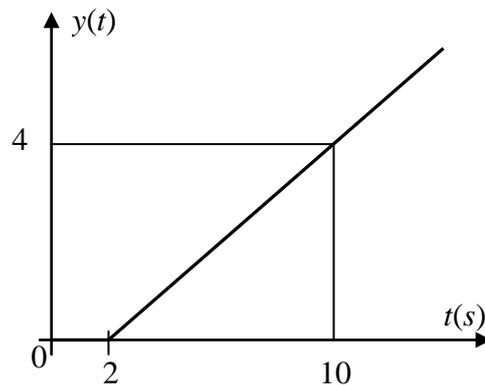


Figure 2.4 : Réponse indicielle observée pour un échelon de 2%.

L'allure de cette courbe est celle d'une rampe retardée par rapport au temps $t = 0$ donc elle est facile à exploiter car on peut représenter le procédé par l'un des deux schémas fonctionnels de la figure 3.5. Il faut donc déterminer les valeurs de k et du retard θ .

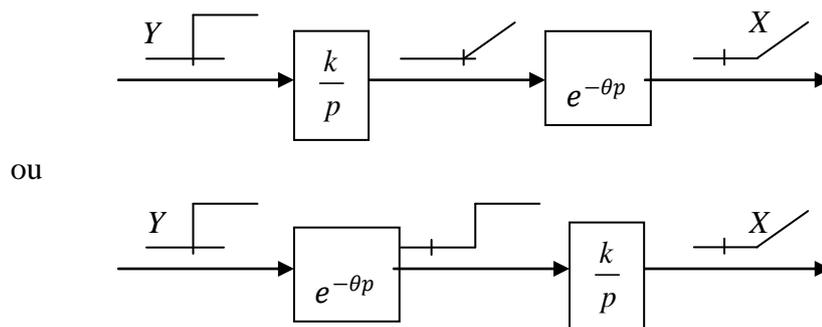


Figure 2.5. Représentation par mise en série de deux fonctions de transfert simples.

On mesure le retard entre le signal de sortie et le signal d'entrée et on trouve $\theta = 2$ s. La pente

du signal de sortie est $b = \frac{4\%}{10-2} = 0,5\% s^{-1}$.

Le gain dynamique de ce procédé est alors :

$$K = \frac{b}{A} = \frac{0,5\%}{2\%} = 0,25\% \quad (2.4)$$

La fonction de transfert du procédé est donc :

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{\frac{b}{p^2} e^{-\theta p}}{\frac{A}{p}} = \frac{b}{A} \frac{e^{-\theta p}}{p} = \frac{0.25e^{-2p}}{p} \quad (2.5)$$

Ce procédé est un intégrateur car il comporte une intégration c'est-à-dire qu'il possède un pôle nul au dénominateur de sa fonction de transfert.

Pour les courbes plus complexes à analyser, voici quelques méthodes pratiques parmi les plus connues.

Remarque : Lors d'une hésitation entre deux méthodes, le meilleur modèle est celui dont la réponse théorique est la plus proche de la courbe obtenue expérimentalement.

Exemple 3. Identification d'un système de second ordre, Courbe « avec oscillation »

Dans les procédés industriels ce genre de réponse n'est pas souvent rencontré lorsqu'il s'agit d'une chaîne ouverte. On rencontre cette réponse surtout en chaîne fermée, et l'identification sert alors à vérifier le réglage obtenu.

Le modèle proposé est celui d'un système du second ordre avec retard, autoréglant ou intégrateur :

$$H(p) = \frac{G_s e^{-\theta p}}{\frac{1}{\omega_0^2} p^2 + 2 \frac{m}{\omega_0} p + 1} \quad (2.6)$$

Ou bien :

$$H(p) = \frac{ke^{-\theta p}}{p \left(\frac{1}{\omega_0^2} p^2 + 2 \frac{m}{\omega_0} p + 1 \right)} \quad (2.7)$$

- Obtention du temps mort θ , du coefficient d'amortissement m , et de la pulsation propre non amortie ω_0

Mesurer le premier dépassement D_1 et la pseudo-période T .

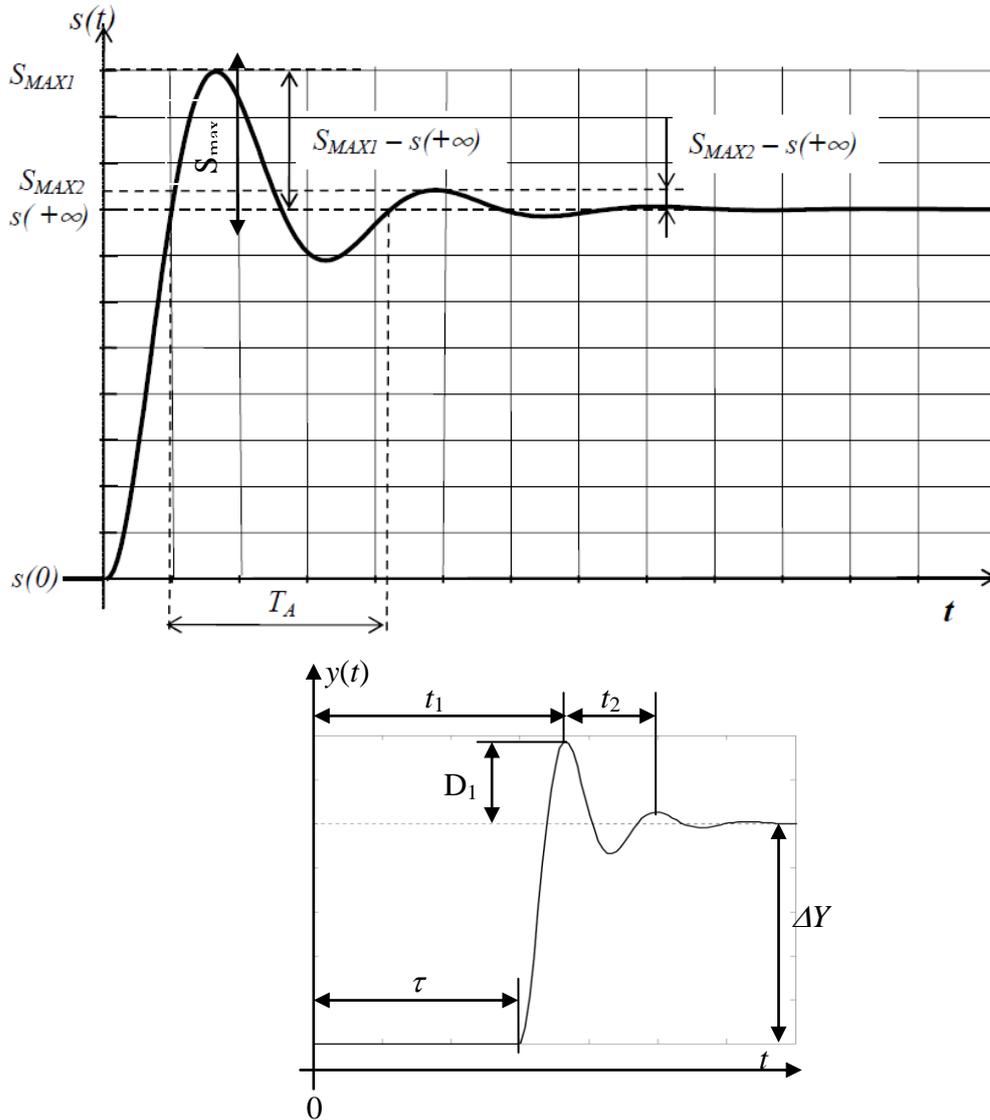


Figure 2.5 : Analyse d'une courbe « avec oscillation ».

Sachant que : $D_1 = 100e^{\frac{-m\pi}{\sqrt{1-m^2}}}$ et $t_{pic} = \frac{2\pi}{\omega_0\sqrt{1-m^2}}$

Calculer le coefficient m et ω_0 . Mesurer t_1 et calculer le temps mort $\theta = t_1 - \frac{T}{2}$.

Exemple 4. Identification d'un système de second ordre, Courbe en « S »:

Pour ce type de courbes on trouve de nombreuses méthodes d'identification parmi les quelles on cite *Strejec* et *Broida*.

a) Méthode de Strejc

La méthode de Strejc s'applique aux systèmes qui ne présentent pas de dépassement (système apériodique) et que sa pente ne présente pas de discontinuité ou intégrateur identifiés à partir d'une réponse indicielle en boucle ouverte. Le modèle de Strejc comporte n constantes de temps τ identiques.

- **Modèle de Strejc pour un système autoréglant est de la forme suivante :**

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{G_s}{(1 + \tau p)^n} \quad (2.8)$$

- **Modèle de Strejc pour un système intégrateur :**

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{k}{p(1 + \tau p)^n} \quad (2.9)$$

Cette méthode donne un modèle satisfaisant si le point d'inflexion de la courbe en « S » n'est pas trop bas (ordre d'idée : au-dessus d'un quart de la variation finale).

La réponse en forme « S » du procédé est modélisée par :

$$Y(p) = \frac{\Delta Y}{p(\tau p + 1)^n} \quad (2.10)$$

- Obtention de la constante de temps τ et l'ordre n

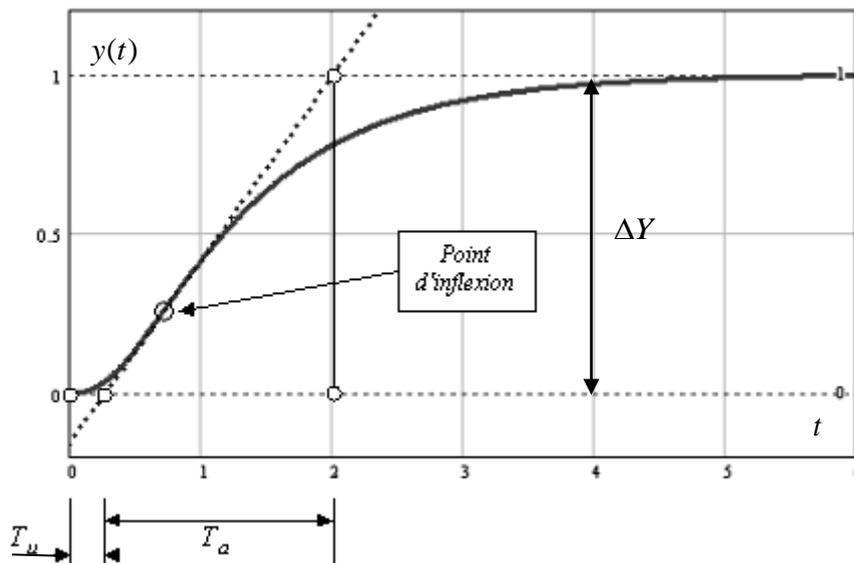


Figure 2.6 : Courbe en « S » analysée par la méthode de Strejc.

Tracer la tangente au point d'inflexion (fig. 2.6). Mesurer les durées T_u et T_a . La constante de temps τ et l'ordre n sont déterminés à partir du rapport $\frac{T_u}{T_a}$ (fig. 2.7).

La variation ΔX est mesurée directement.

Exemple 5. Le signal d'entrée x est un échelon d'amplitude A , c'est-à-dire :

$$X(p) = \frac{A}{p} \quad (2.11)$$

De la courbe figure 6, on obtient $\frac{T_u}{T_a} = 0,195$, soit $n = 2,8$. La fonction de transfert du procédé est alors :

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{\Delta Y}{p(1+\tau p)^{2,8}} \frac{p}{A} = \frac{G_s}{(1+\tau p)^{2,8}} \quad (2.12)$$

Le gain statique du procédé est $G_s = \frac{\Delta Y}{A}$. Il n'y a pas d'intégration dans $H(p)$, le procédé est dit naturellement stable ou auto-réglant.

b) Méthode de Strejc-Davoust

La réponse du procédé est modélisée par :

$$Y(p) = \frac{\Delta Y \cdot e^{-\tau p}}{p(1+\tau p)^n} \quad (2.13)$$

- Obtention du temps mort θ , de la constante de temps τ et l'ordre n

Les paramètres à identifier sont donc :

- le gain statique G_s ,
- le retard θ ,
- la constante de temps τ
- et l'ordre n .

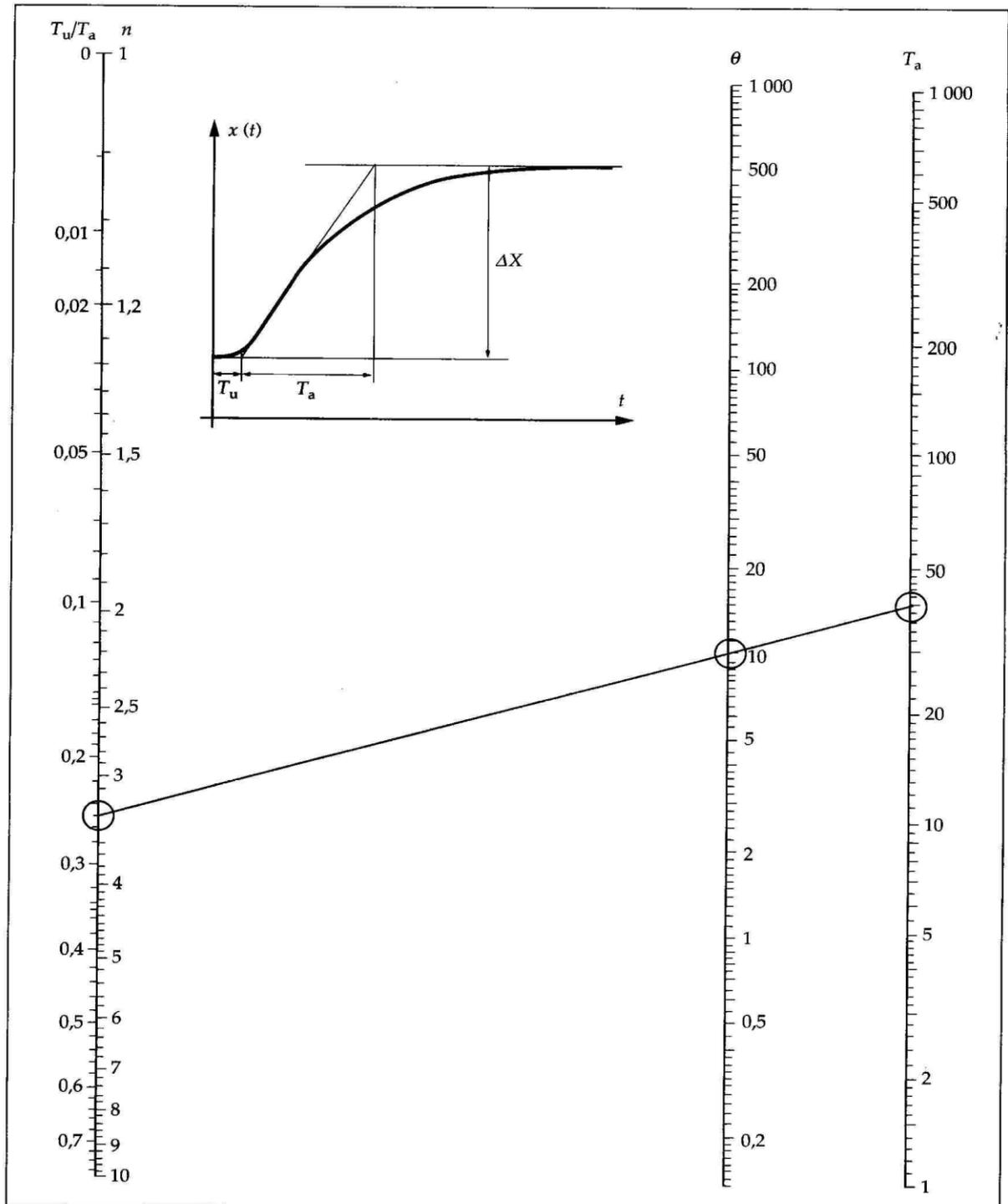


Figure 2.7 : Nomogramme de la méthode de Strejc.

La méthode Pour identifier le système, la méthode peut se décomposer en :

- Le gain statique est mesuré directement par la valeur finale de la sortie.

Celle-ci vaut $G_s \cdot E_0$ où E_0 est l'amplitude de l'échelon d'entrée.

- On trace la tangente au point d'inflexion I pour déterminer deux valeurs : T_1 (ou T_u) et T_2 (ou T_a). Voir figure 3.8 pour la mesure de ces deux temps.
- Relever T_1 et T_2 , en déduire l'ordre n en utilisant le tableau 1. Entre deux lignes du tableau, on choisit la valeur de n la plus petite.
- Déterminer la constante de temps à partir de $\frac{T_2}{\theta}$ du tableau 2.1.
- Déterminer le retard τ quand il existe à partir de la différence entre la valeur de T_1 mesurée et celle donnée par la colonne $\frac{T_2}{T_1}$ du tableau 2.1.

n	$\frac{T_1}{\tau}$	$\frac{T_2}{\tau}$	$\frac{T_1}{T_2}$
1	0	1	0
2	0.28	2.72	0.1
3	0.8	3.7	0.22
4	1.42	4.46	0.32
5	2.10	5.12	0.41
6	2.81	5.70	0.49

Tableau 2.1. Rapports entre les constantes de temps pour l'identification par la méthode de Strejc

Exemple 5. Pour tester cette méthode, nous partons d'un système dont la fonction de transfert est :

$$H(p) = \frac{100}{(p+4)(p+5)(p+1)} \quad (2.14)$$

Sa réponse indicielle est sur la figure 9 en trait plein.

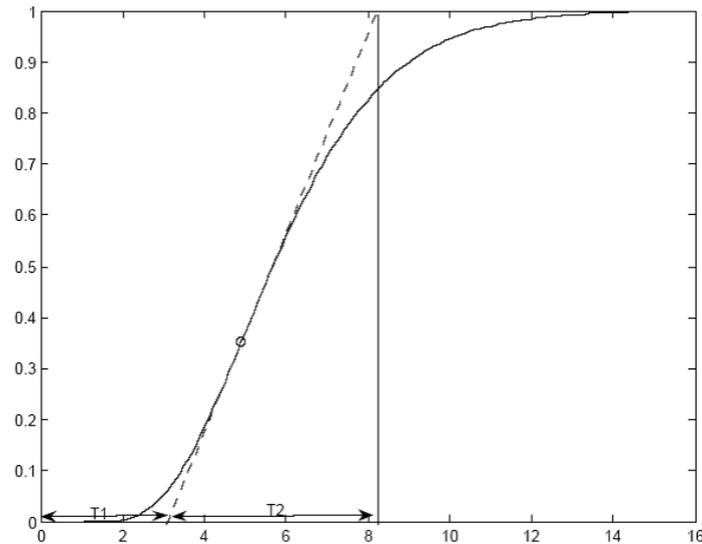


Figure 2.8 : Méthode pour obtenir T_1 et T_2 .

- Le gain statique est mesuré directement par la valeur finale de la sortie : $K = 5$
- On trace la tangente au point d'inflexion I et on mesure : $T_u = 0,27$ et $T_a = 1,76$

- D'après le tableau, avec $\frac{T_u}{T_a} = 0,15$, un ordre $n = 2$ semble convenir.

- La constante de temps est évaluée à partir de $\frac{T_a}{\tau} = 2,72$ au tableau 2.1.

Cela donne $\tau = 0.65s$.

- D'après le tableau 1, $\frac{T_u}{\tau} = 0,28$, ce qui donnerait une valeur de $T_u = 0.18$.

Or on mesure $T_u = 0.27$. On peut en déduire un retard $\theta = 0,09$

La méthode identifie la réponse indicielle comme étant proche de celle du système suivant :

$$H(p) = \frac{5e^{-0,009p}}{(1+0,65p)^2} \quad (2.15)$$

La réponse de ce système est tracée dans la figure 3.9 en trait pointillé. On peut noter la grande ressemblance avec celle du système de départ alors qu'on a identifié un deuxième ordre avec retard au lieu d'un troisième ordre.

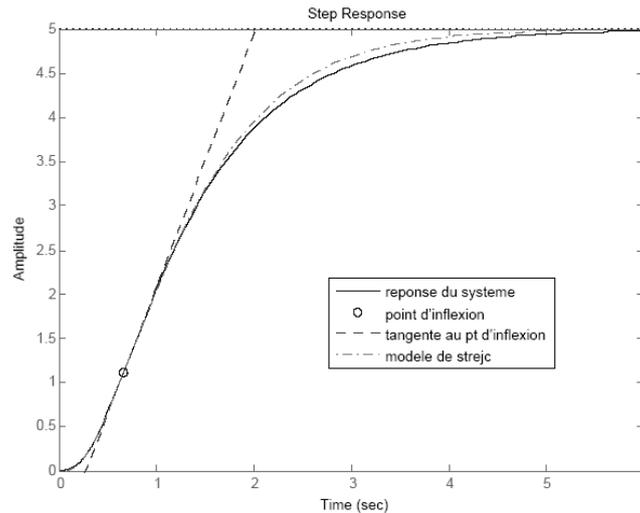


Figure 2.9. Réponses du système de départ et du système identifié.

c) Méthode de Broïda

Le modèle de Broïda, l'un des plus connus des automaticiens, comporte une constante de temps τ et un retard θ appelé aussi temps mort.

- **Modèle de Broïda pour un système autoréglant.**

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{G_s \cdot e^{-\theta p}}{\tau p + 1} \quad (2.16)$$

- **Modèle de Broïda pour un système intégrateur.**

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{G_s \cdot e^{-\theta p}}{p(\tau p + 1)} \quad (2.17)$$

La méthode de *Broïda* donne un modèle correct si $\tau > 4\theta$. En pratique, on utilise ce modèle au-delà de cette valeur. Attention cependant car la valeur trouvée pour θ n'a pas de réalité physique réelle, c'est-à-dire que le retard déterminé par cette méthode est toujours supérieur au temps mort réel que peut avoir le système.

La réponse en « S » du procédé est modélisée par :

$$Y(p) = \frac{\Delta Y \cdot e^{-\theta p}}{p(1 + \tau p)} \quad (2.18)$$

- Obtention de la constante de temps τ et du temps mort θ

Mesurer t_1 à $0,28 \cdot \Delta Y$ et t_2 à $0,4 \cdot \Delta Y$ (fig. 10). La variation ΔY (correspondant à K.E sur la fig.2.10) est mesurée directement.

Calculer

$$\tau = 5,5(t_2 - t_1)$$

$$\theta = 2,8t_1 - 1,8t_2$$

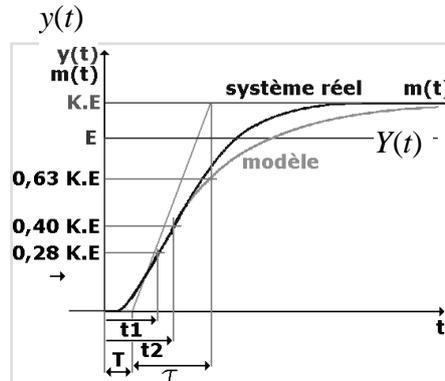


Figure 2.10. Courbe en « S » analysée par la méthode de Broïda.

Exemple 6. Pour l'exemple précédent, la méthode de Broïda donne le modèle suivant:

$$H(p) = \frac{5e^{-0,375p}}{(1+1,12p)^n} \quad (2.19)$$

La figure 2.11 donne les courbes de réponse du système réel et du modèle de Broïda. La concordance des deux points C1 et C2 est bien vérifiée.

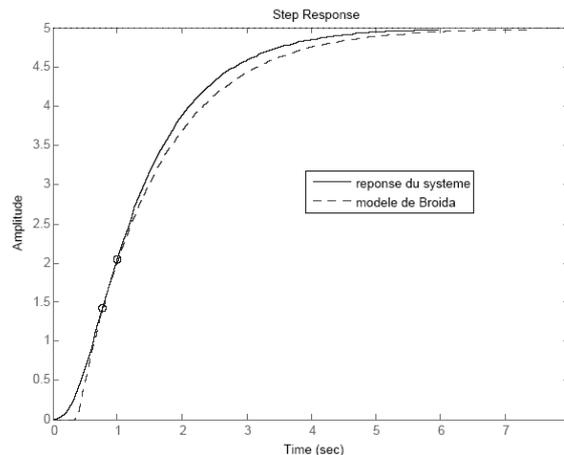


Figure 2.11. Courbe réelle approchée par un modèle de Broïda.

2.2 Courbe « intégrateur »

Deux méthodes sont utilisables : la première conduisant à un modèle fin mais dont l'analyse est délicate et la seconde donnant un modèle plus grossier mais d'analyse beaucoup plus rapide et simple. A remarquer que la dénomination « courbe intégratrice » ne doit pas aboutir d'office à un procédé intégrateur : la courbe obtenue dépend toujours du signal provoqué à l'entrée.

La réponse de la courbe « intégratrice » est modélisée par :

$$Y(p) = \frac{c.e^{-\theta p}}{p^2(1+\tau p)^n} \quad (2.20)$$

➤ Obtention du temps mort τ , de la constante de temps τ et de l'ordre n

Tracer l'asymptote D_1 à la courbe, sa parallèle D_2 par A' , la parallèle $A'A$ à l'axe des temps et le segment AC normal en A à $A'A$. Calculer le rapport $\frac{AB}{AC}$.

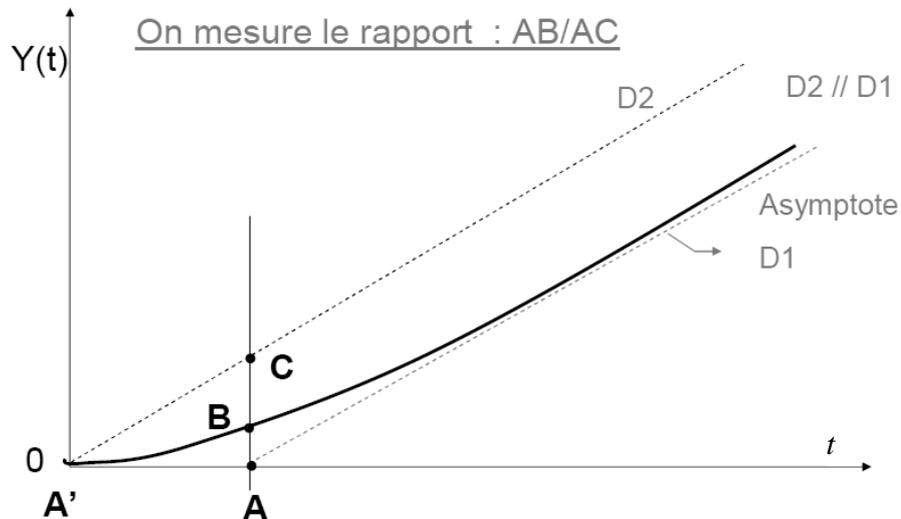


Figure 2.12. Courbe « intégratrice » analysée par la méthode de Strejc-Davoust.

Ce rapport permet de déterminer n (voir tableau2)

- Si n est entier, calculer $\tau = \frac{A'A}{n}$ et le temps θ est nul.
- Si n n'est pas un entier ; déterminer le nouveau rapport $\tau = \frac{AB}{AC}$ correspondant à la partie entière de n . Pour cela déplacer D_2 parallèlement à D_1 vers D_1 pour obtenir ce nouveau rapport. Le temps mort τ correspond alors à la translation effectuée par D_2 . Calculer θ à partir de $A'A = \theta + n\tau$.

Calculer le coefficient directeur c de la courbe obtenue $\left(c = \frac{AC}{A'A} \right)$

n	$\tau = \frac{AB}{AC}$
1	0.368
2	0.271
3	0.224
4	0.195
5	0.175

Tableau 2.2. Ordre n en fonction du rapport $\frac{AB}{AC}$.

3 IDENTIFICATION EN BOUCLE FERMEE

La méthode d'identification présentée ici est appelée méthode des oscillations limites. Elle doit être employée avec précaution sur des systèmes admettant la mise en oscillations entretenues de la grandeur à maîtriser. Pour fixer les idées ; un four de traitement thermique ou une colonne à distiller ne sont pas identifiés globalement avec cette méthode. Des débordements intempestifs des seuils de sécurité pourraient mettre alors en danger de telles installations induisant alors un danger pour le personnel. Bien appliquée, cette méthode donne de bons résultats ; en effet certains régulateurs numériques sont munis d'une fonction d'autoréglage qui utilise des méthodes identiques pour déterminer automatiquement les paramètres de correcteurs.

3.1 La méthode des oscillations limites

La méthode des oscillations limites concerne un système de fonction de transfert $H(p)$ contrôlé par un régulateur de fonction de transfert $C(p)$ et comporte deux essais :

- le premier essai pour savoir si le procédé est naturellement stable (dans ce cas on détermine G_s) ou s'il est intégrateur.
- le deuxième essai pour que le procédé effectue des oscillations sinusoïdales justes entretenues ; on enregistre ces oscillations.

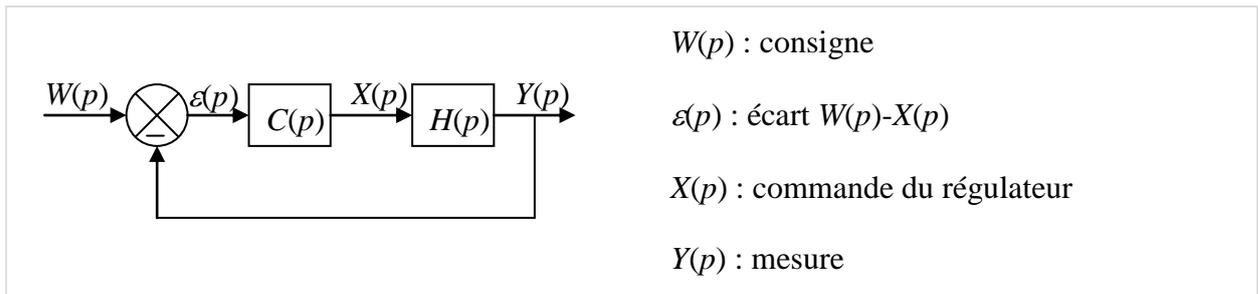


Figure 2.15. Chaîne fermée.

3.2 Premier essai

Le régulateur de fonction de transfert $C(p)$ est à action proportionnelle avec un gain G_r faible (1 ou 0,5).

Les conditions initiales sont : mesure = consigne.

Faire un échelon de consigne A ;

- si la mesure ne rejoint pas la consigne, il reste un écart statique ε_s ($w-x$) en régime permanent $\varepsilon_s = \frac{A}{1+G_r G_s}$;

le procédé étudié est naturellement stable de gain G_s .

- si la mesure rejoint la consigne, le procédé étudié est naturellement instable ; pour savoir s'il possède une ou deux intégrations on peut produire une rampe de consigne $w=b.t$:
 - il y a une intégration si l'écart de vitesse ε_v en régime permanent est non nul ; le gain dynamique k est calculé à l'aide de la relation : $\varepsilon_v = \frac{b}{G_r k}$
 - il y a deux intégrations si l'écart de vitesse ε_v en régime permanent est nul, et le gain dynamique k' ne peut être déterminé.

3.3) Deuxième essai

Le régulateur de fonction de transfert $C(p)$ a pour un gain G_r . En augmentant le gain G_r , chercher à mettre le procédé en oscillations juste entretenues ; le signal de sortie $x(t)$ est enregistré (fig. 2.16).

Lorsque le procédé commandé fonctionne en régime harmonique, le gain G_r est appelé gain critique du correcteur G_{rc} et la période d'oscillation est T_{osc} .

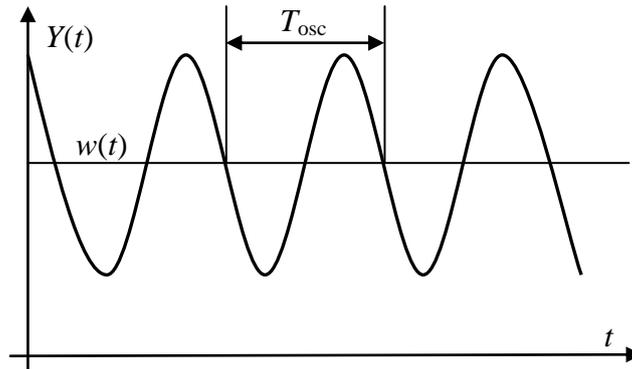


Figure 2.16. Schéma bloc du système étudié.

La condition d'amplitude est alors : $|G_{rc}H(j\omega_{osc})| = 1$

La condition de phase est alors : $Arg|G_{rc}H(j\omega_{osc})| = -\pi$

A partir de ces deux équations, on trouve les paramètres du modèle imposé, soit par exemple, pour un procédé naturellement stable :

Modèle de Strejc

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{G_s}{(\theta p + 1)^n}$$

$$\theta = \frac{T_{osc} \cdot \tan\left(\frac{\pi}{n}\right)}{2\pi}$$

$$G_{rc} = \left[\cos\left(\frac{\pi}{n}\right) \right]^{-n}$$

Modèle de Broïda

$$H(p) = \frac{Y(p)}{X(p)} = \frac{G_s \cdot e^{-\tau p}}{\theta p + 1}$$

$$\theta = \frac{T_{osc}}{2\pi} \sqrt{(G_{rc} G_s)^2 - 1}$$

$$\tau = \frac{T_{osc}}{2\pi} \left[\pi - \arctan \sqrt{(G_{rc} G_s)^2 - 1} \right]$$

Régulation industrielle

Objectifs

- Mesure de déphasage par plusieurs méthodes d'un circuit RLC.
- Comprendre le phénomène de résonance.

Pré-requis

- Transformée de Laplace.
- Les correcteurs : Proportionnel P, Dérivé D et Intégral I.
- Fonction de transfert.

Elément de contenu

- Schéma de représentation.
- Régulation en boucle fermée.
- Régulation cascade.

Moyens Pédagogiques

- Vidéo projecteur.
- Tableau

Durée

3 séances de cours.

4 séances de TD.

1. Principe

Dans l'exemple de la figure suivante, la température d'un fluide est réglée en agissant sur le débit de vapeur de l'échangeur et ceci quelles que soient les perturbations : débit de charge, température d'entrée de la charge....

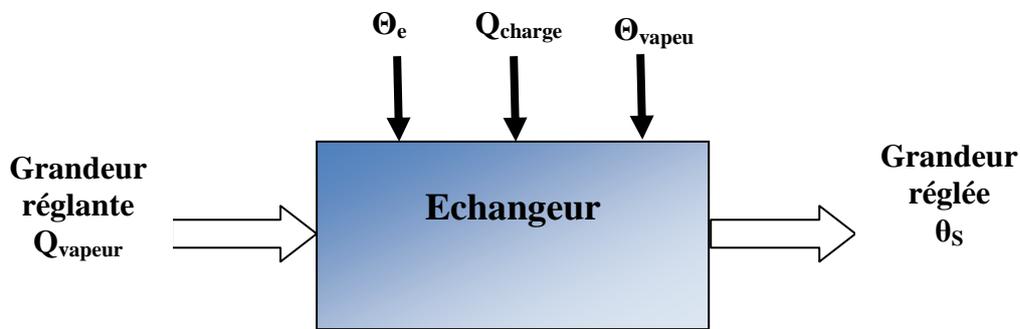


Figure 3.1 . modélisation d'un échangeur thermique

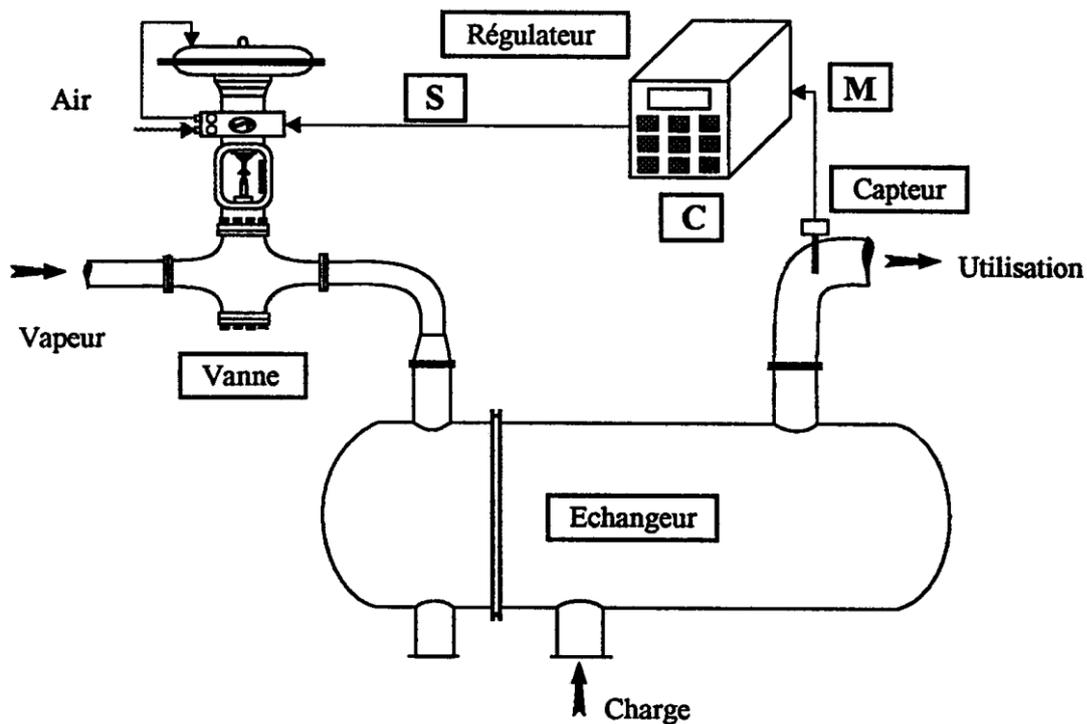


Figure 3.2. Schéma synoptique d'un échangeur thermique

Dans le cas de la figure précédente, le **capteur** de température, le **régulateur** et la **vanne**, représentent le matériel qui permet de réaliser la technique de régulation la plus courante qui est la boucle fermée.

Suivant les procédés et les objectifs à réaliser, il existe une grande variété de matériels et de techniques.

- Parmi les matériels :
 - ✓ Régulateurs monoblocs analogiques et numériques,
 - ✓ Systèmes numériques de contrôle commande de procédé,
 - ✓ Opérateurs de calcul arithmétiques et dynamiques
- Parmi les techniques :
 - ✓ Régulation en boucle fermée,
 - ✓ Régulation discontinu,
 - ✓ Régulation cascade,
 - ✓ Régulation mixte ou feedforward,
 - ✓ Régulation Split range
 - ✓ Régulation de rapport,
 - ✓ Régulation par modèle de référence,
 - ✓ Régulation multivariable,
 - ✓ Régulation adaptative,

2. Instruments Périphériques

Les instruments périphériques réalisent les fonctions suivantes :

- ✓ **Fonction de tendance** : Indicateur.
- ✓ **Fonction de mémorisation** : Enregistreur.
- ✓ **Fonction de calcul** : Sommation, multiplication, division, racine carrée, intégrateur...
- ✓ **Fonction de sécurité** : Pressostat, alarme, relais à seuil...

3. Schémas de représentation

3.1 Schéma TI ou PCF

Un **schéma tuyauterie et instrumentation** (*Piping and instrumentation diagram*, P&ID) est un diagramme qui définit tous les éléments d'un procédé chimique. C'est le schéma le plus précis et le plus complet utilisé par les ingénieurs-chimistes pour la description d'un procédé.

Il se distingue du schéma de procédé par l'ajout des éléments de contrôle, les armatures, les détails sur l'isolation et la protection des installations et la position coordonnées des installations les unes par rapport aux autres.

Les installations ainsi que les vannes et les éléments de contrôle sont décrits par des symboles.

La norme **NF E 04-203** définit la représentation symbolique des régulations, mesures et automatisme des processus industriels. Les instruments utilisés sont représentés par des cercles entourant des lettres définissant la grandeur physique réglée et leur(s) fonction(s). La première lettre définit la grandeur physique réglée, les suivantes la fonction des instruments.

Lettres pour le schéma TI

Premières lettres		Lettres suivantes	
A	Analyse	C	Régulateur
C	Conductivité électrique	E	Elément primaire
D	Masse volumique	I	Indicateur
E	Tension	K	Poste de contrôle
F	Débit	Q	Totalisateur intégrateur
H	Commande manuelle	R	Enregistreur
I	Intensité électrique	S	Contacteur
J	Puissance	T	Transmetteur
K	Temps	V	Vanne de contrôle
L	Niveau	W	Doigt de gant
M	Humidité	Y	Relais de fonction, électrovanne
P	Pression	AH	Alarme haute
S	Vitesse	AHH	Alarme très haute
T	Température	AL	Alarme basse
V	Viscosité	ALL	Alarme très basse
W	Masse	IC	Indicateur régulateur
Z	Position	LH	Signalisation haute
FF	Débit proportionnel	LL	Signalisation basse
LD	Niveau différentiel	RC	Enregistreur régulateur
PD	Pression différentielle	SE	Elément de sécurité
TD	Température différentielle	SV	Elément primaire

Exemple

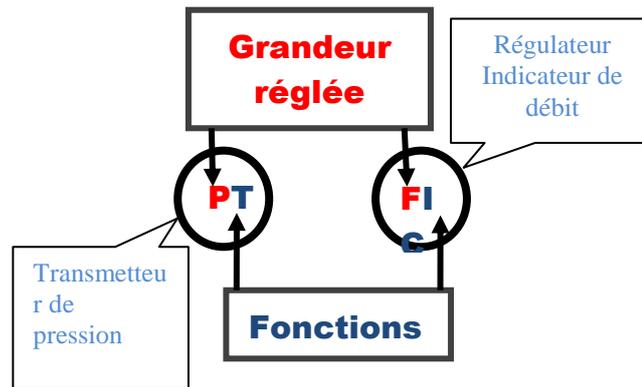


Figure 3.3 : Exemple d'un schéma TI

La figure suivante représente le schéma PCF d'un échangeur Thermique.

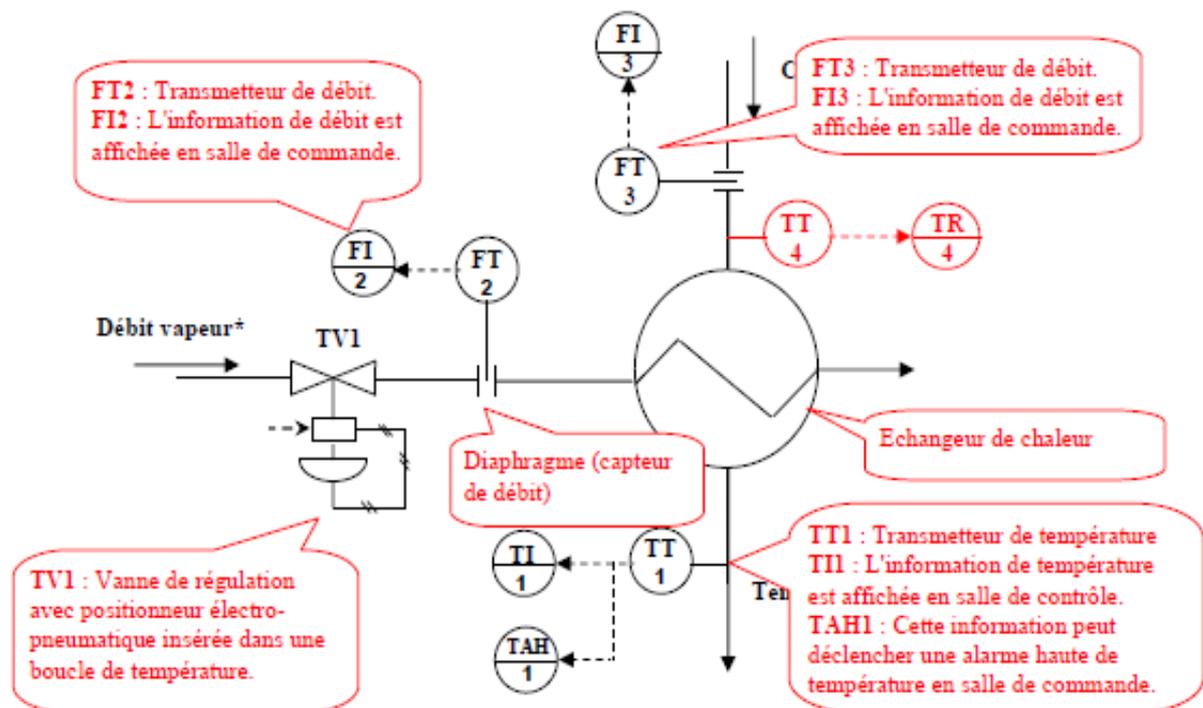


Figure 3.4 : Schéma PCF d'un échangeur Thermique

3.2 Principaux schémas

Les principaux schémas utilisés dans le domaine de climatisation sont :

- **PID : Piping and Instrument Diagram (ISA)**
TI : Tuyauteries et Instrumentation (AFNOR)
- **FLOW SHEET**
PCF: Plan de Circulation de Fluide
- **LOOP DIAGRAMME : SCHEMA DE BOUCLE**

Exemple, une régulation de pression :

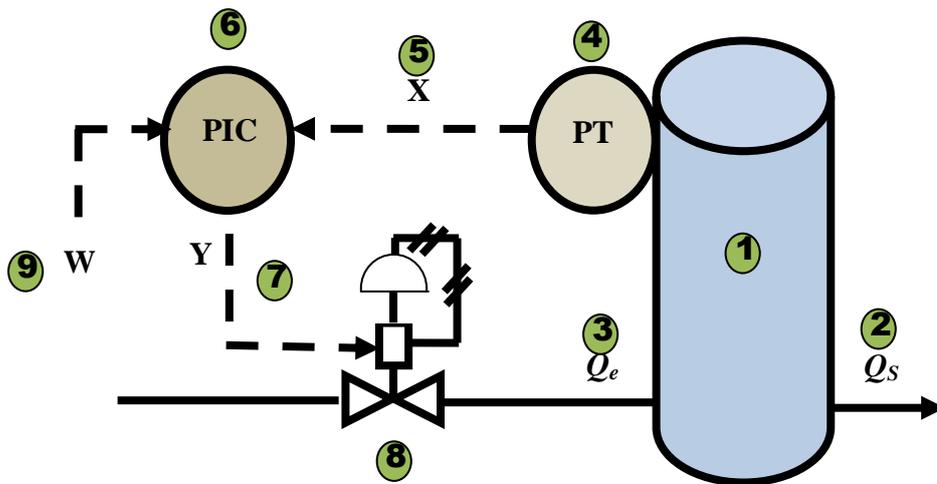


Figure 3.5 schéma TI d'une régulation de pression

Le schéma fonctionnel obtenu est le suivant :

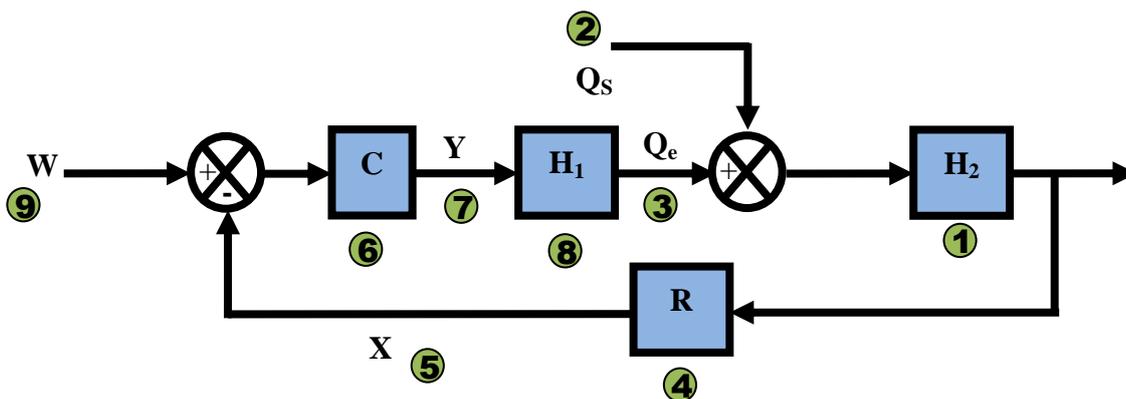


Figure 3.6 schéma fonctionnel d'une régulation de pression

4. Régulation en boucle fermée

4.1 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.

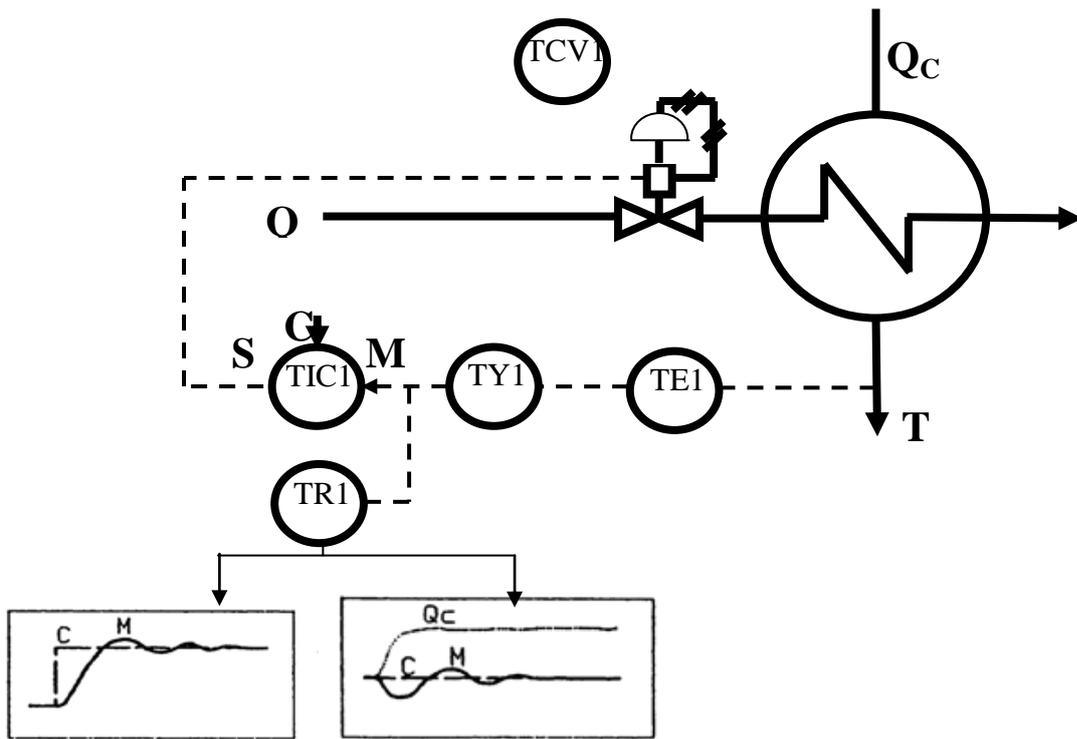


Figure 3.7

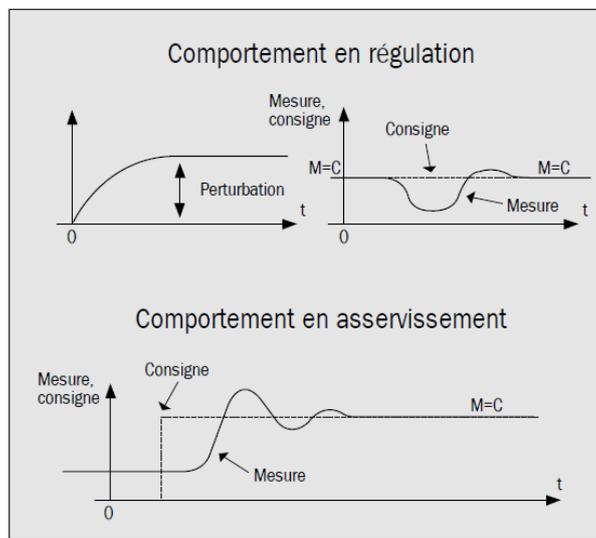


Figure 3.8

Aspect asservissement	Aspect Régulation
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

4.2 Choix du sens d'action du régulateur

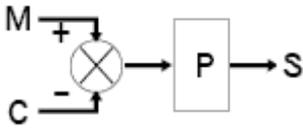
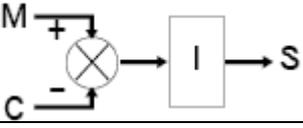
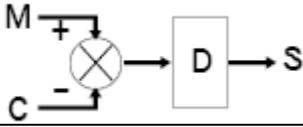
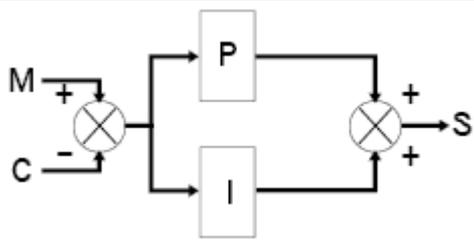
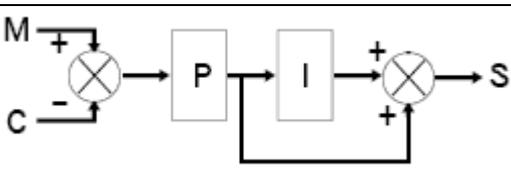
Le choix du sens d'action du régulateur est fonction du sens de la variation de la grandeur réglée par rapport à la grandeur réglante.

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.

4.3 Synthèse du régulateur PID

C'est le plus couramment utilisé des régulateurs de tableau du commerce. Il peut être de structure parallèle, série ou mixte (série parallèle).

Type	Schéma	Signal de commande
P		$S_p(t) = K\varepsilon = K(M - C)$
I		$S_i(t) = \frac{1}{T_i} \int \varepsilon dt = \frac{1}{T_i} \int (M - C) dt$
D		$S_d(t) = T_d \frac{d\varepsilon}{dt} = T_d \frac{d(M - C)}{dt}$
PI parallèle		$S(t) = K\varepsilon + \frac{1}{T_i} \int \varepsilon dt$
PI série		$S(t) = K\varepsilon + \frac{K}{T_i} \int \varepsilon dt$

<p>PID parallèle</p>		$S(t) = K\varepsilon + T_d \frac{d\varepsilon}{dt} + \frac{1}{T_i} \int \varepsilon dt$
<p>PID série</p>		$S(t) = K \left(\frac{T_i + T_d}{T_i} \right) \varepsilon + K T_d \frac{d\varepsilon}{dt} + \frac{K}{T_i} \int \varepsilon dt$
<p>PID mixte</p>		$S(t) = K\varepsilon + K T_d \frac{d\varepsilon}{dt} + \frac{K}{T_i} \int \varepsilon dt$

4.3.1 Mise en équation du régulateur

Supposons u et y exprimés en valeurs réduites, c'est-à-dire sans unité : étendue d'échelle y (en unité physique) :

$$u = K \left(\varepsilon + \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon dt + T_d \frac{d\varepsilon}{dt} \right) \quad (3.1)$$

avec

K : gain statique du régulateur (sans unité si u et y exprimés en valeur réduite),

T_i (s) : constante de temps d'intégration,

T_d (s) : constante de temps de dérivée.

L'équation du régulateur PID dans le domaine opérationnel de Laplace est :

$$u = K \cdot \varepsilon \left(1 + \frac{1}{T_i p} + T_d p \right) \quad (3.2)$$

L'action dérivée est souvent filtrée par un filtre du premier ordre, nécessaire pour la réalisabilité physique et pour éliminer les bruits préjudiciables à son efficacité.

Ce filtre est de la forme :*

$$\frac{1}{1 + \frac{T_d}{N} p} \quad (3.3)$$

Avec $\frac{T_d}{N}$ constante de temps de filtrage.

L'entier N est parfois réglable par l'utilisateur.

En général : $2 < N < 10$. Le PID prend alors la forme suivante :

$$\frac{u}{\varepsilon} = K \left(1 + \frac{1}{T_i \cdot p} + \frac{T_d \cdot p}{1 + \frac{T_d \cdot p}{N}} \right) \quad (3.4)$$

La contribution de chaque action peut être séparée selon la forme suivante :

$$u = u_p + u_i + u_d \quad (3.5)$$

Avec

- u_p : la contribution de l'action proportionnelle,
- u_i : la contribution de l'intégrale,
- u_d : la contribution de la dérivée.

4.3.2 Rôle des actions dans la boucle fermée

4.3.2.1 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 :

$$\varepsilon = \frac{\Delta C}{1 + G_s G_r} \quad (3.6)$$

Avec :

- G_r : gain du régulateur.
- G_s : gain du procédé.
- ΔC : variation de consigne.

Exemple : Pour : $\Delta C = 10 \%$, $G_r = 2$, $G_s = 1.5$ on obtient $\varepsilon = 2.5 \%$

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 (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.

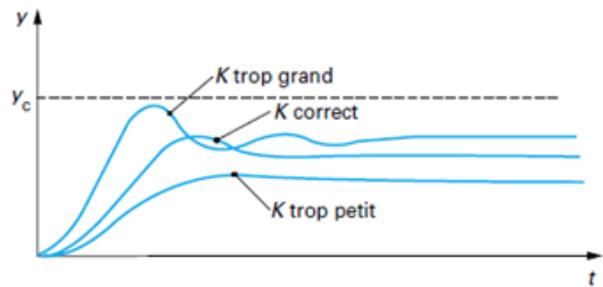


Figure 3.9 : Test en asservissement sur un procédé instable

4.3.2.2 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.

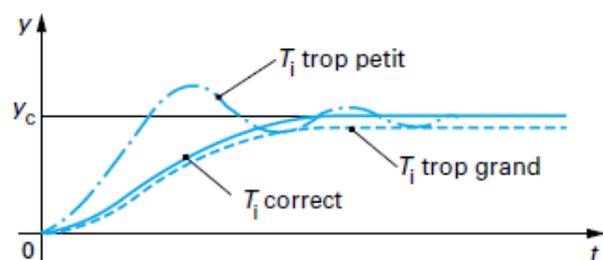


Figure 3.10 : rôle de l'action intégral

Dans ce cas l'action intégrale donne une réponse plus rapide qu'en régulation à action proportionnelle seule.

4.3.2.3 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.

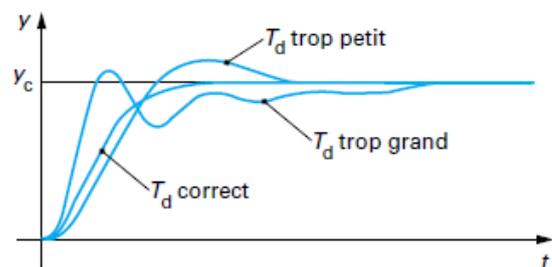


Figure 3.11 : Rôle de l'action dérivée

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.

4.4 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.

4.4.1 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.

4.4.2 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.

4.4.3 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.

4.5 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).

4.5.1 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**

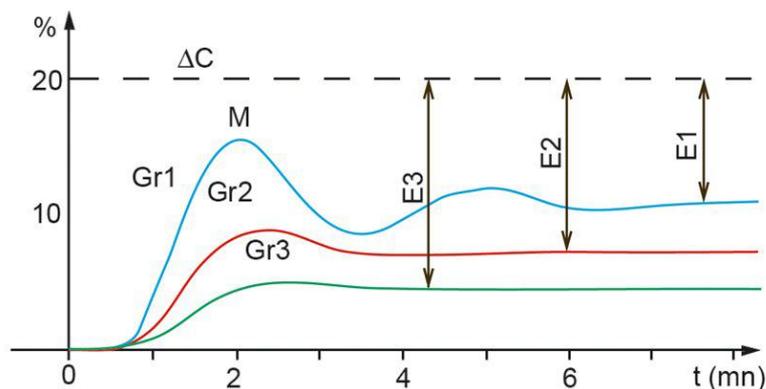


Figure 3.12 Effet de l'action proportionnelle

4.5.2 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 ($tr/3$)).
- 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%)

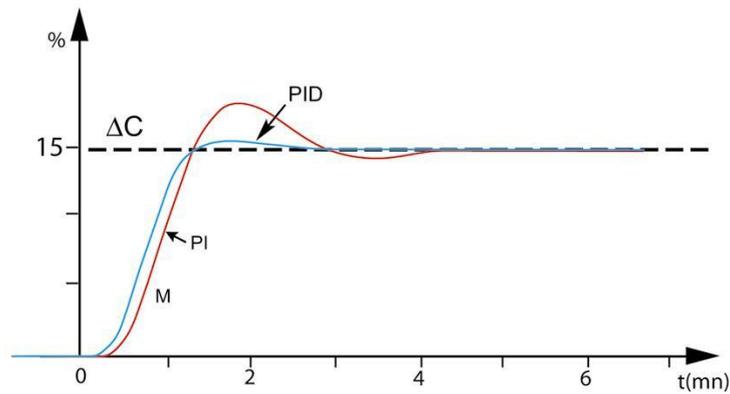


Figure 3.13 : Effet de l'action dérivée

4.5.3 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**

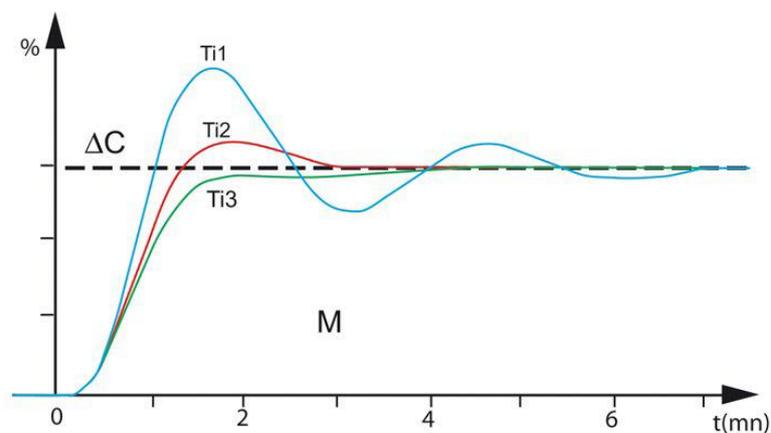


Figure 3.14 : Effet de l'action intégrale

4.6 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,...)

4.6.1 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.

$$H_r(p) = \frac{K \cdot e^{-\theta p}}{1 + \tau \cdot p} \tag{3.7}$$

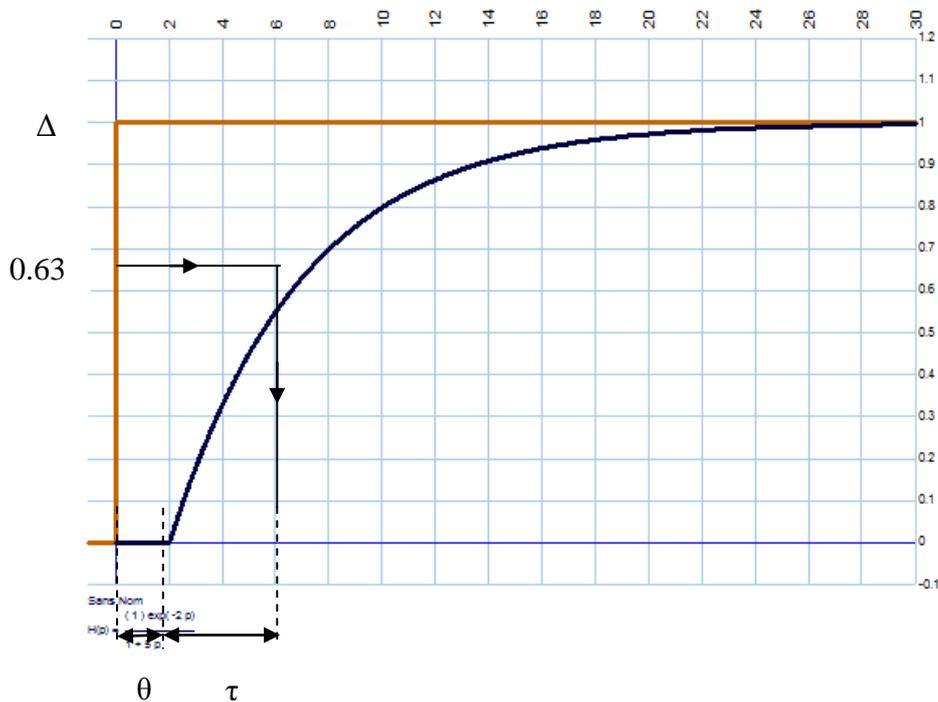


Figure 3.15 : Courbe de la Réponse de la mesure pour un Echelon sur la commande de la vanne

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

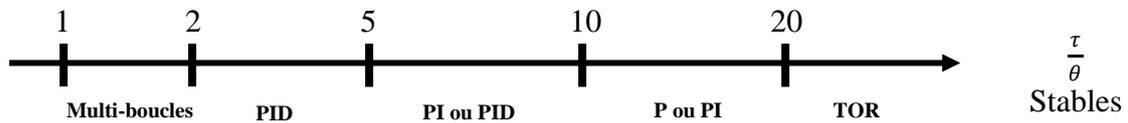
Si $\frac{\tau}{\theta}$ est compris entre 10 et 20 : régulation P

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

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

Si $\frac{\tau}{\theta}$ est supérieur 20 : régulation Tout Ou Rien (TOR)

Si $\frac{\tau}{\theta}$ est inférieur à 2 : régulation multi boucles, régulation numérique



Régulations	P	P.I Série	P.I Parallèle	P.I.D Série	P.I.D Parallèle	P.I.D Mixte1	P.I.D Mixte 2
Gr	$\frac{0.8\tau}{Gs \cdot \theta}$	$\frac{0.8\tau}{Gs \cdot \theta}$	$\frac{0.8\tau}{Gs \cdot \theta}$	$\frac{0.85\tau}{Gs \cdot \theta}$	$\frac{\frac{\theta}{\tau} + 0.4}{1.2Gs}$	$\frac{\frac{\theta}{\tau} + 0.4}{1.2Gs}$	$\frac{\frac{\theta}{\tau} + 0.4}{1.2Gs}$
Ti	Maxi	0	$\frac{Gs \cdot \theta}{0.8}$	τ	$\frac{Gs \cdot \theta}{0.75}$	$\tau + 0.4\theta$	$\tau + 0.4\theta$
Td	0	0	0	0.4τ	$\frac{0.35 \cdot \tau}{Gs}$	$\frac{\theta \cdot \tau}{\theta + 2.5\tau}$	$\frac{0.35 \cdot \tau}{Gs}$

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.

4.6.2 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.

$$H_r(p) = \frac{K \cdot e^{-\theta p}}{p(1 + \tau_1 \cdot p)(1 + \tau_2 \cdot p) \dots (1 + \tau_n \cdot p)} = \frac{K \cdot e^{-\theta p}}{p} \quad (3.8)$$

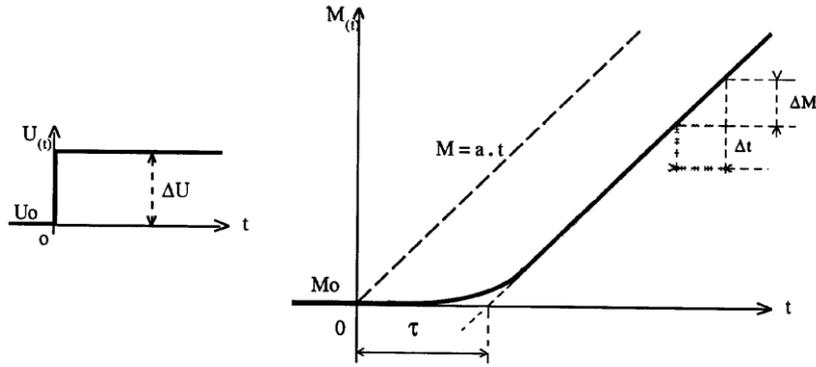


Figure 3.16 : Détermination du temps mort

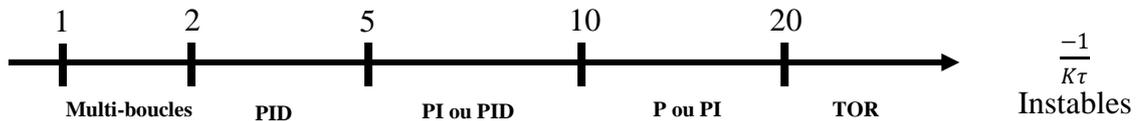
Le temps mort du modèle est déterminé graphiquement

Coefficient d'intégration du procédé :

$$k = \frac{\Delta M\%}{\Delta U\% \cdot \Delta t} \quad (3.9)$$

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

- ✓ Si $k.\tau$ est compris entre 0.05 et 0.1 : régulation P
- ✓ Si $k.\tau$ est compris entre 0.1 et 0.2 : régulation PI
- ✓ Si $k.\tau$ est compris entre 0.2 et 0.5 : régulation PID
- ✓ Si $k.\tau$ est inférieur à 0.05 : régulation tout ou rien
- ✓ Si $k.\tau$ est supérieur à 0.5 : régulation multi boucles, régulation numérique



Régulations	P	P.I Série	P.I Parallèle	P.I.D Série	P.I.D Parallèle	P.I.D Mixte1	P.I.D Mixte 2
Gr	$\frac{0.8}{k.\theta}$	$\frac{0.8}{k.\theta}$	$\frac{0.8}{k.\theta}$	$\frac{0.85}{k.\theta}$	$\frac{0.9}{k.\theta}$	$\frac{0.9}{k.\theta}$	$\frac{0.9}{k.\theta}$
Ti	Maxi	5θ	$\frac{k.\theta^2}{0.15}$	4.8θ	$\frac{k.\theta^2}{0.15}$	5.2θ	5.2θ
Td	0	0	0	0.4θ	$\frac{0.35}{k}$	0.4θ	$\frac{0.35}{k}$

De même, 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.

4.7 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.

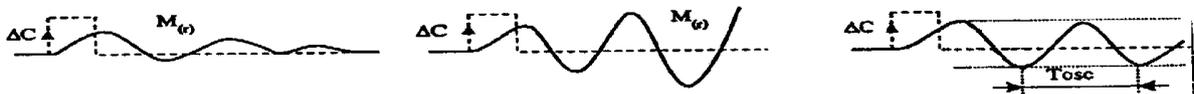
La méthode consiste à mettre la boucle de régulation en oscillations entretenues. La période des oscillations T_{osc} et le gain du régulateur critique G_{rc} qui occasionne ces oscillations, permettent de calculer les actions à afficher sur le régulateur. Ce calcul dépend de la structure du régulateur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

4.7.1 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

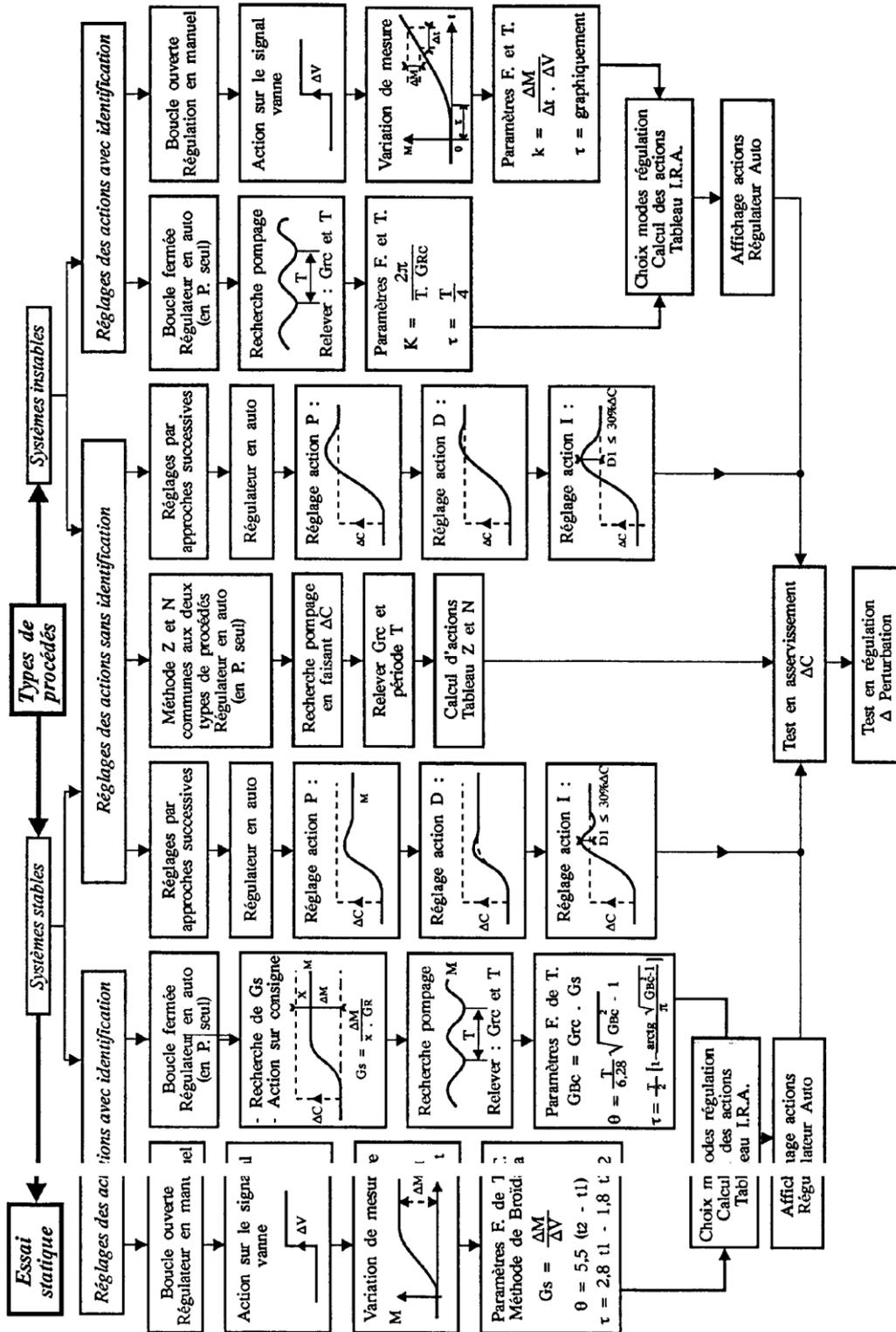
GR correct
BP% correcte

- Relever la période des oscillations T et le gain critique du régulateur G_{rc} .
- Calculer les actions du régulateur à l'aide du tableau suivant.

4.7.2 Calcul des actions

Régulations	P	P.I Série	P.I Parallèle	P.I.D Série	P.I.D Parallèle	P.I.D Mixte1	P.I.D Mixte 2
Gr	$\frac{G_{rc}}{2}$	$\frac{G_{rc}}{2.2}$	$\frac{G_{rc}}{2.2}$	$\frac{G_{rc}}{3.3}$	$\frac{G_{rc}}{1.7}$	$\frac{G_{rc}}{1.7}$	$\frac{G_{rc}}{1.7}$
Ti	Maxi	$\frac{T}{1.2}$	$\frac{2T}{G_{rc}}$	$\frac{T}{4}$	$\frac{0.85T}{G_{rc}}$	$\frac{T}{2}$	$\frac{T}{2}$
Td	0	0	0	$\frac{T}{4}$	$\frac{G_{rc} \cdot T}{13.3}$	$\frac{T}{8}$	$\frac{G_{rc} \cdot T}{13.3}$

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



5. Régulation cascade

5.1 Présentation

Une régulation cascade est composée de deux boucles imbriquées. Une mesure intermédiaire est contrôlée par la boucle esclave. La boucle maîtresse contrôle la grandeur réglée de la régulation, sa commande est la consigne de la régulation esclave.

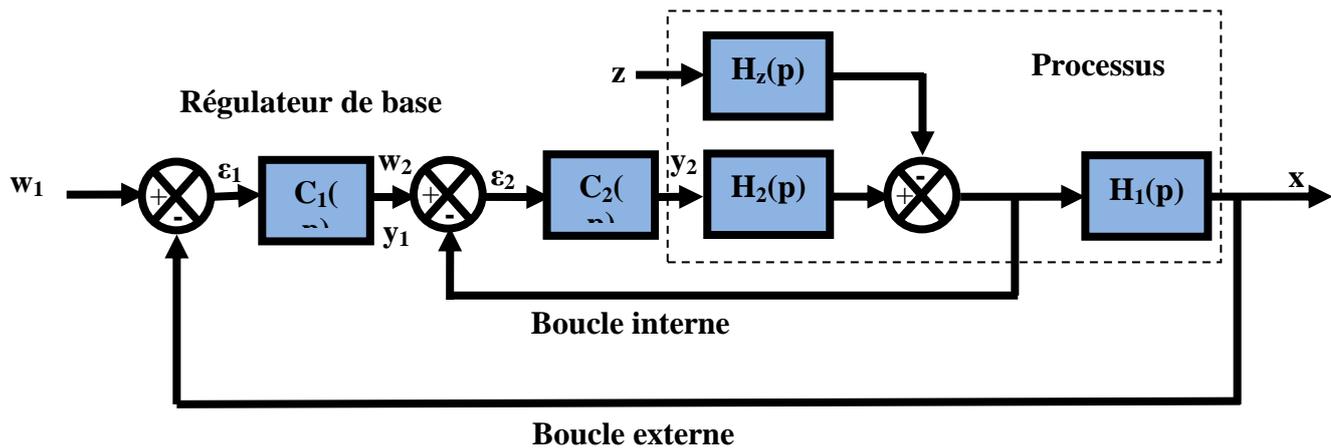


Figure 3.17 : Schéma bloc d'une régulation cascade

Si la grandeur intermédiaire est la grandeur réglante de $H_1(p)$, on parle de «cascade sur la grandeur réglante». Sinon, on parle de «cascade sur une grandeur intermédiaire».

Ce type de régulation se justifie quand on a une grande inertie du système vis-à-vis d'une perturbation sur la grandeur réglante, ou sur une grandeur intermédiaire.

Il faut d'abord régler la boucle interne, puis la boucle externe avec le régulateur esclave fermée

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.

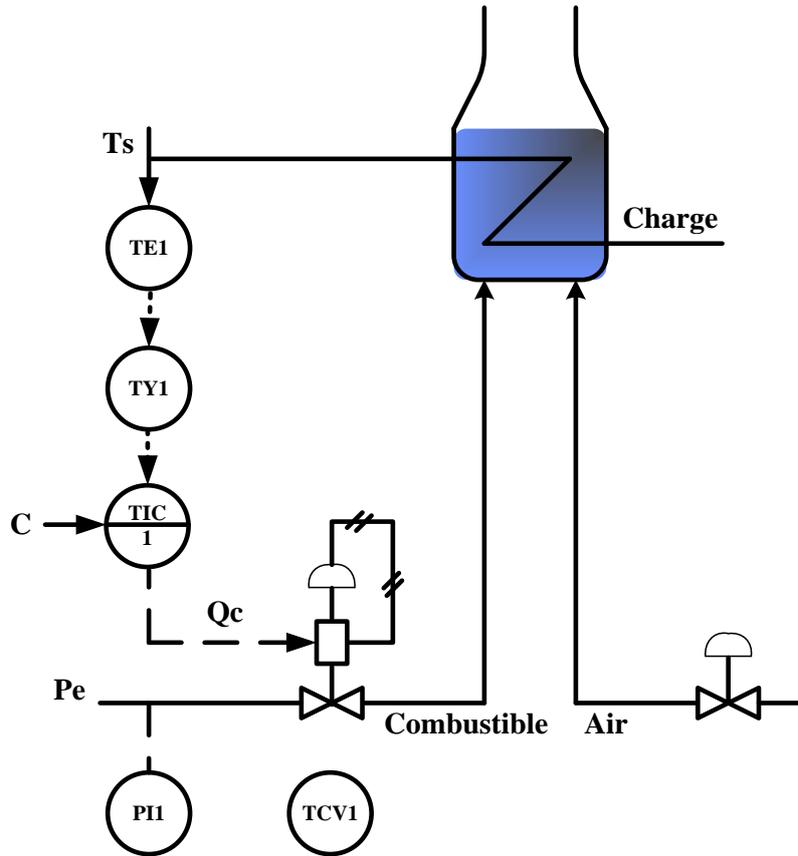


Figure 3.18 : L'effet de la régulation cascade sur les grandeurs réglante et intermédiaire

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.

5.2 Cascade sur grandeur réglante

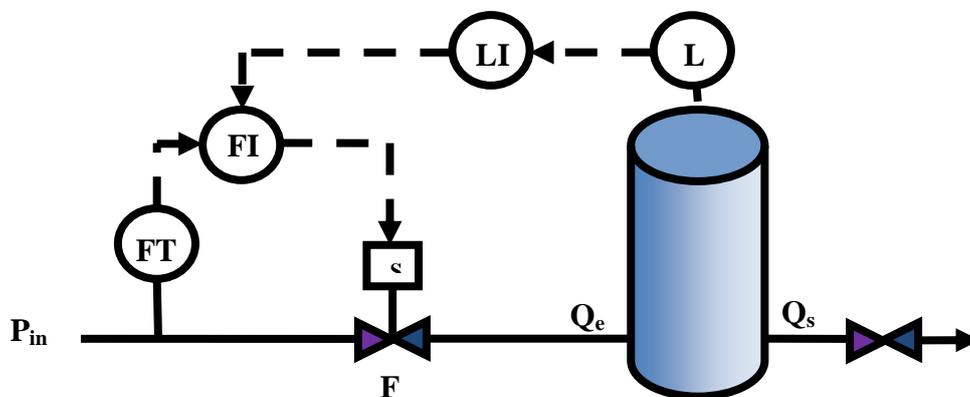


Figure 3.19 : Régulation de niveau ; régulation cascade

On peut utiliser une régulation cascade dans une régulation de niveau. Le niveau dans le réservoir est la grandeur réglée par la boucle maître. Le débit d'alimentation est la grandeur réglante de la boucle maître et la grandeur réglée de la boucle esclave. La pression P_{in} est la principale perturbation de la boucle esclave. Q_{out} est la principale perturbation de la boucle maître.

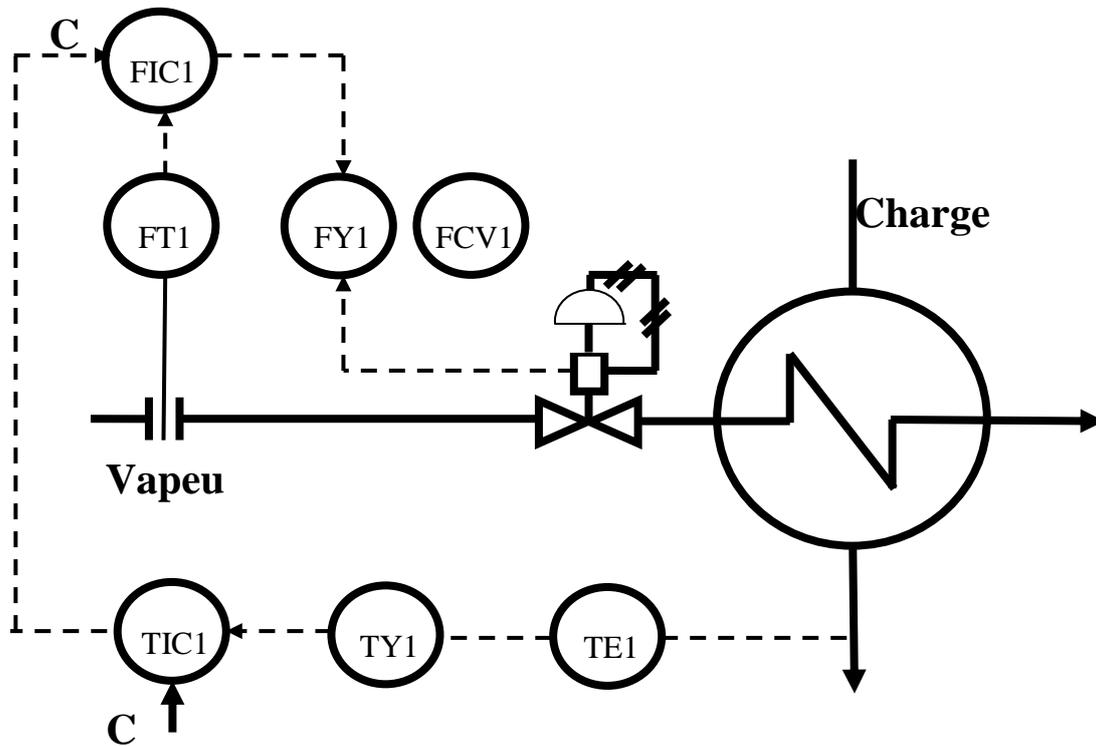


Figure 3.20 : Efficacité de la régulation cascade sur les perturbations affectant la grandeur réglante

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.

5.3 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

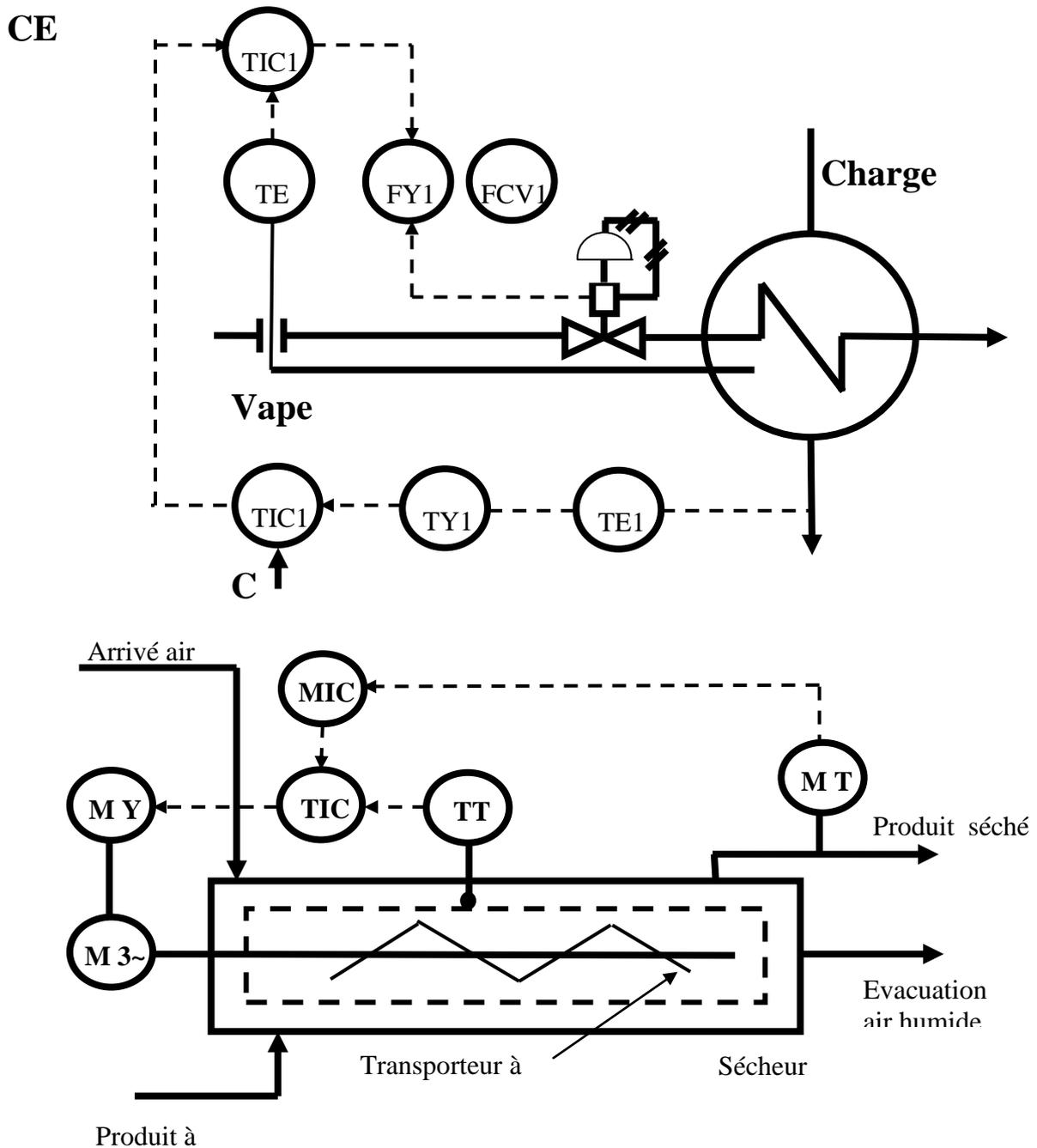


Figure 3.21 : Régulation cascade sur la grandeur intermédiaire

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

5.4 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)

5.4.1 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 **Q_c** . Le régulateur **TIC1 doit donc être de sens inverse**.

5.4.2 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.

5.4.3 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 égale à la mesure de débit combustible, passé 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, passé ensuite ce dernier en consigne externe.

5.4.4 Réglage de la boucle externe (régulateur pilote)

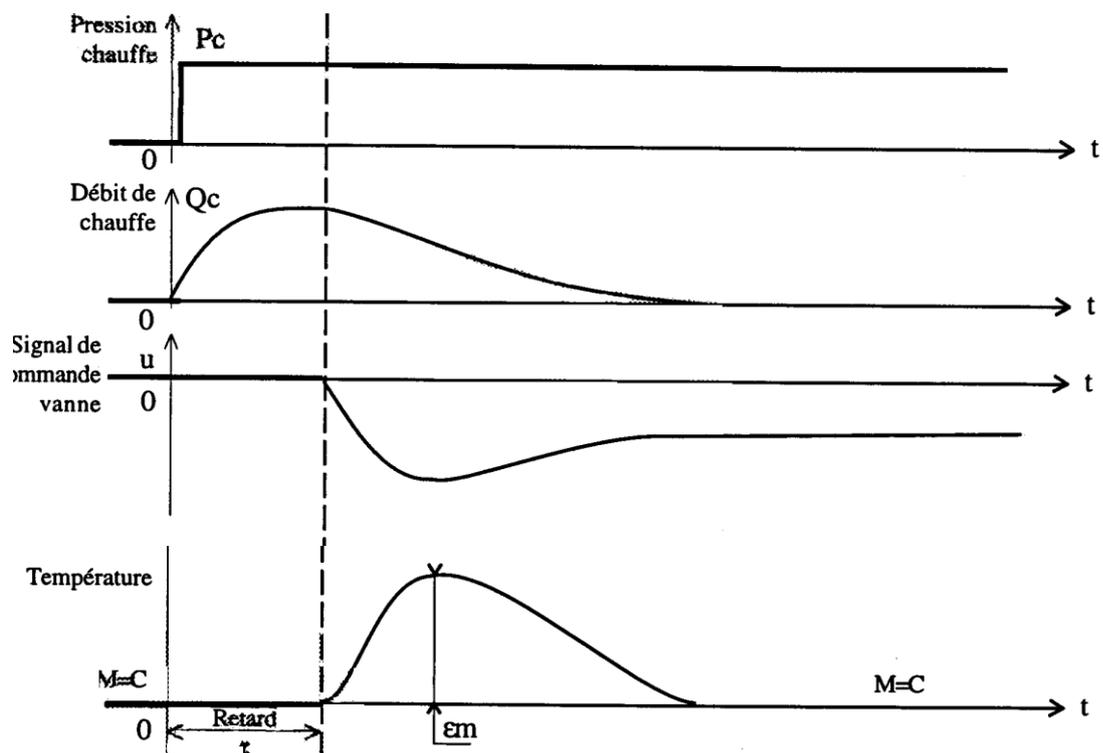
Pour la boucle externe, on a le choix entre les méthodes de réglage vues dans la mise au point de la boucle fermée simple. (par approches successives, réglage par la méthode de Ziegler et Nichols, calcul des actions après identification du procédé). Quelle que soit la méthode de réglage choisie, la mise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

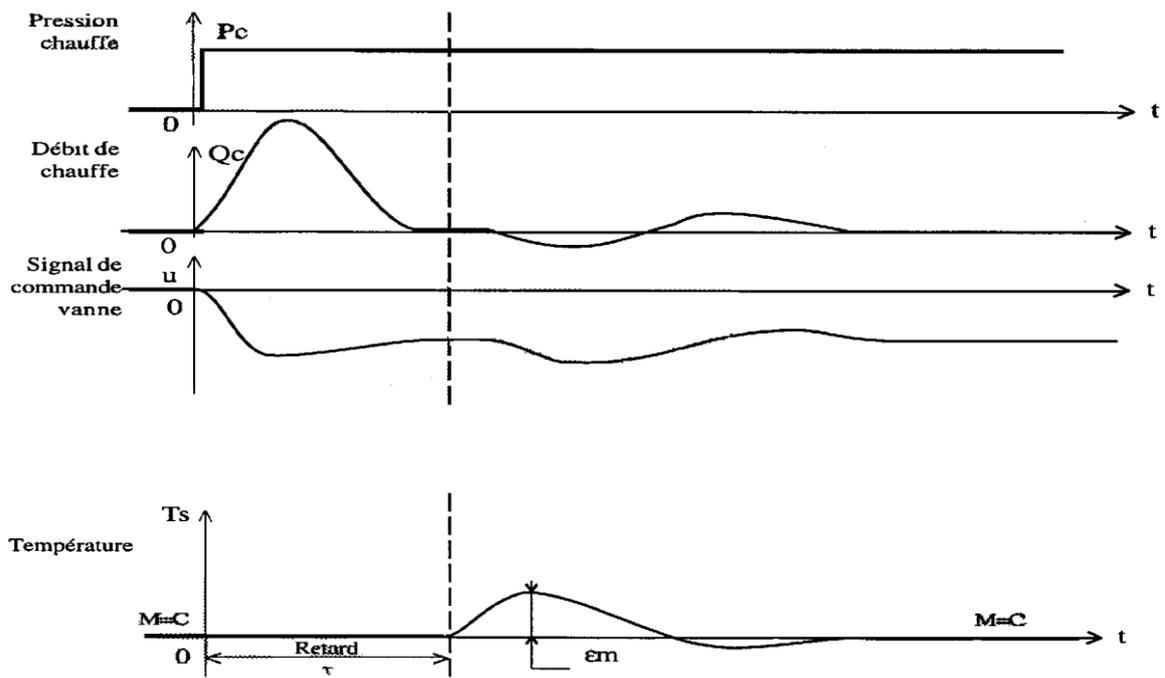
- S sur la sortie manuelle du régulateur TIC1 et analyser la réponse de la grandeur réglée TS1. Dans ce cas le gain statique $G_s = \Delta M / \Delta S$.

5.4.5 Résultats comparatifs

- a- **Allume des signaux lors d'une perturbation de pression de chauffe (Pc) pour une boucle de régulation simple:**



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



5.5 Exemples de Régulation en cascade

5.5.1 Régulation en cascade d'un échangeur de chaleur

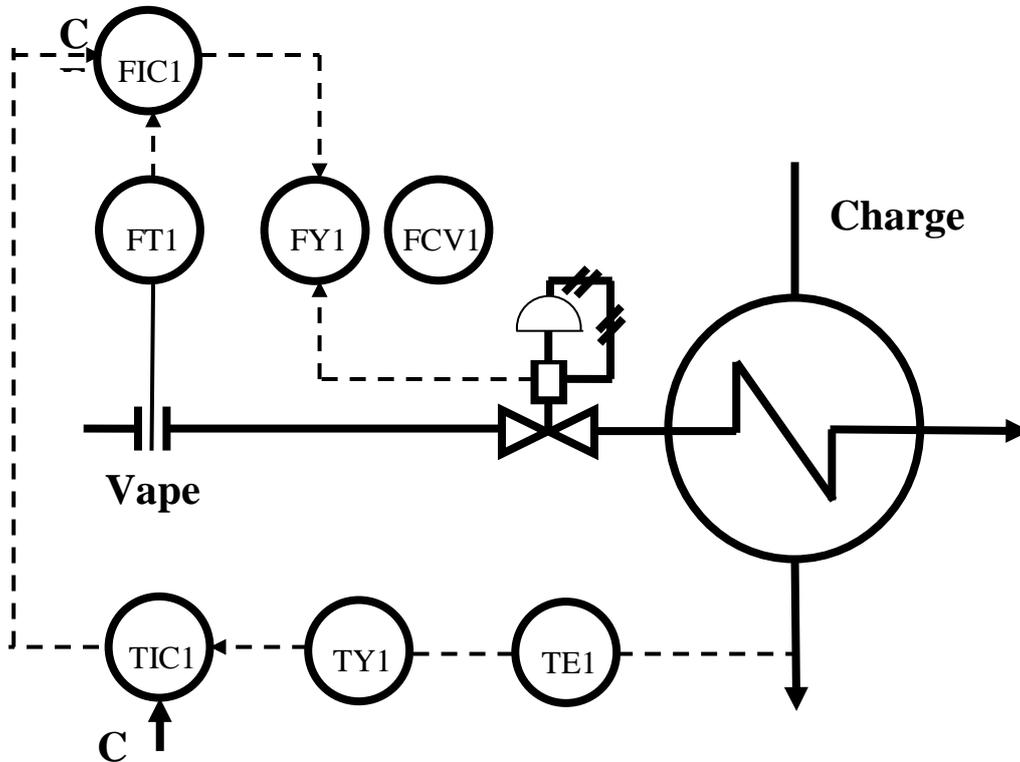


Figure 3.22 : Régulation cascade d'un échangeur de chaleur

5.5.2 Régulation en cascade du niveau d'un ballon d'une chaudière

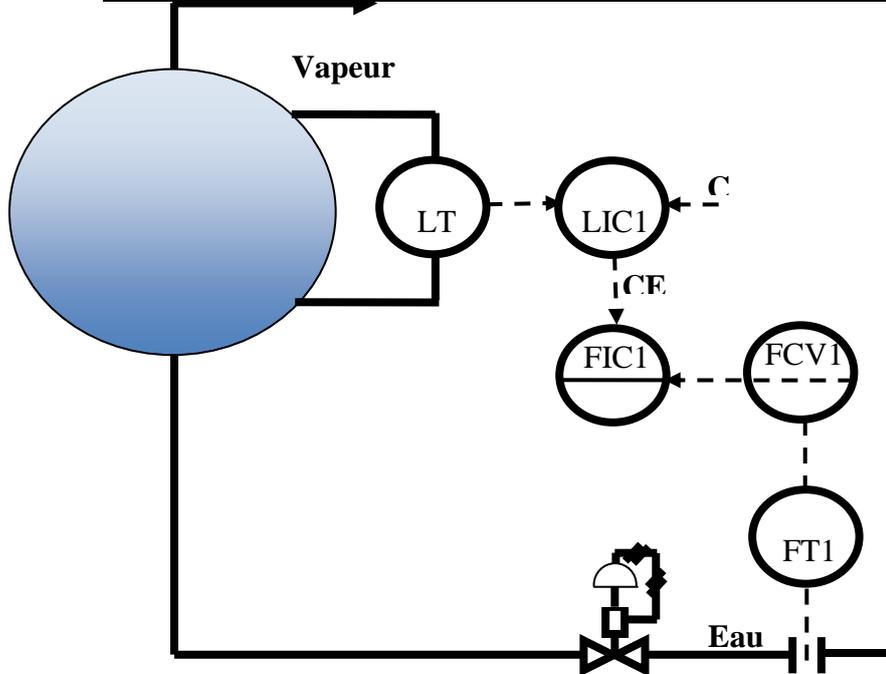


Figure 3.23 : Régulation cascade du niveau d'un ballon d'une chaudière

5.6 Régulation multizone

5.6.1 Cas d'un four continu

Un four continu (alimenté en continu) comporte en général plusieurs zones de régulation avec un point de consigne propre à chaque zone. Il est possible de considérer que chaque zone se comporte comme un four en tenant compte toutefois de l'interaction entre les zones, ce qui peut conduire à des réglages très différents d'une zone à l'autre. Dans un tel four, le profil de température est spatial.

5.6.2 Cas d'un four discontinu

La division en plusieurs zones d'un four discontinu (ou four batch ou four à chambre) s'impose principalement dans deux cas, lorsque :

- par construction, le four présente une hétérogénéité en température (par exemple, un four isolé en fibre céramique avec une sole en réfractaire lourd) ; de matière (par exemple, un four de grande dimension chargé de pièces variées).

Le réglage des paramètres de régulation peut être problématique en cas d'interaction forte entre zones.

5.6.3 Méthode de la zone pilote

Lorsqu'une montée en température homogène est imposée dans tout le four, la technique de la zone pilote est utilisée. Elle consiste à choisir la zone dont, a priori, la montée en température est la plus lente (zone la plus chargée) comme « zone pilote ». Cette dernière est équipée d'une régulation monoboucle classique (figure 3.6). Par contre pour les autres zones, la grandeur mesurée n'est plus la température de la zone considérée, mais la différence (ou écart) entre cette température et la température de la zone pilote. Cette utilisation particulière des régulateurs s'appelle régulation de zéro avec faible largeur d'échelle.

5.6.4 Régulation programmée

Dans les fours discontinus, le profil de température est souvent imposé variable dans le temps. La solution la plus courante consiste à utiliser un régulateur programmeur permettant l'affichage de plusieurs pentes, rampes ou paliers de température.

Certains traitements thermiques nécessitent une certaine homogénéité en température dans la charge. La méthode du « programme suspendu » peut alors être utilisée. Elle nécessite

la mise en place de deux thermocouples dans la charge : un au point susceptible de monter en température le plus rapidement, et un au point susceptible de monter en température le plus lentement. Lorsque l'écart entre les températures ainsi obtenues est supérieur à la tolérance imposée, le déroulement du programme est interrompu : la température du four suit un palier qui dure tant que l'écart ne retrouve pas une valeur inférieure à la tolérance. Cela revient à un allongement du programme.

Remarque : En général au cours d'un cycle de traitement, la gamme de température est assez étendue et les paramètres de régulation ne sont pas à leur valeur optimale tout le long du cycle. Une régulation autoadaptative (§ 3.2.2) présente alors un intérêt.

5.6.5 Régulation avec surindexation

La surindexation consiste à utiliser pendant une partie de la montée en température, une consigne supérieure à la consigne finale.

Cette méthode nécessite un régulateur à deux index. Le passage de la première consigne à la deuxième se fait soit en fonction de la température de la charge, soit en fonction du temps. Cette méthode ne peut être utilisée qu'avec un four dont l'inertie thermique est faible devant celle de la charge.

5.6.6 Régulation double

Cette régulation est encore appelée régulation de substitution ou override.

Deux régulateurs peuvent être associés pour réaliser des schémas cascades ou parallèles.

Ces schémas trouvent leur utilité quand il est nécessaire par exemple de piloter deux grandeurs physiques avec un seul actionneur, une des grandeurs étant prioritaire sur l'autre. Dans l'exemple de la figure 3.19, la température des résistances est limitée à sa valeur maximale, tant que la régulation sur la charge n'intervient pas.

La figure 3.19 illustre l'intérêt d'un tel schéma. Dans la simple régulation, il y a risque de surchauffe des résistances car leur température n'est pas pilotée.

La figure 3.20 présente un montage cascade dont le schéma fonctionnel est représenté figure 3.21. Les deux régulateurs sont montés en série, la sortie du premier (maître) entre sur l'entrée consigne externe du deuxième (esclave). La sortie de l'esclave commande le modulateur de puissance.

La figure 3.26 présente un montage parallèle. Les deux régulateurs commandent en parallèle le modulateur de puissance. Dans ce cas le régulateur de charge est à action inverse

et entre sur l'entrée principale (la puissance est proportionnelle au signal de commande) du modulateur, le régulateur de résistance est à action directe et entre sur l'entrée limitation (la limitation de la puissance est proportionnelle au signal de commande) du modulateur.

Nota : Un régulateur est à action inverse lorsque la commande agit en sens inverse de la mesure (par exemple la commande décroît quand la mesure croît). Il est à action directe lorsque la commande agit dans le même sens que la mesure.

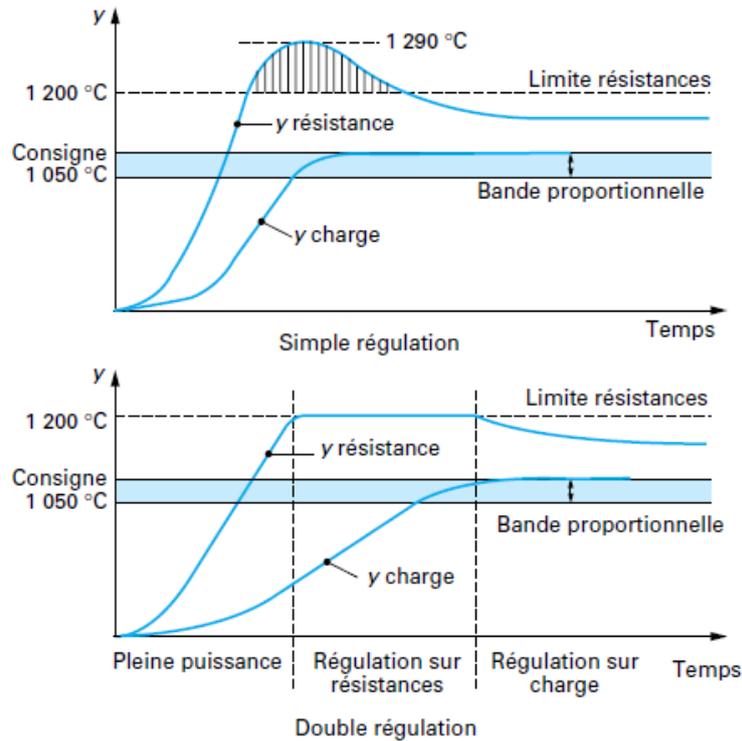


Figure 3.24 : Intérêt de la double régulation

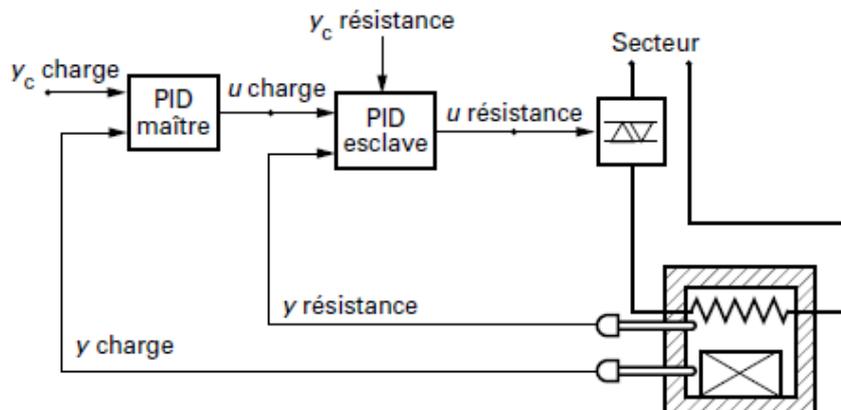


Figure 3.25 : Exemple de régulation cascade

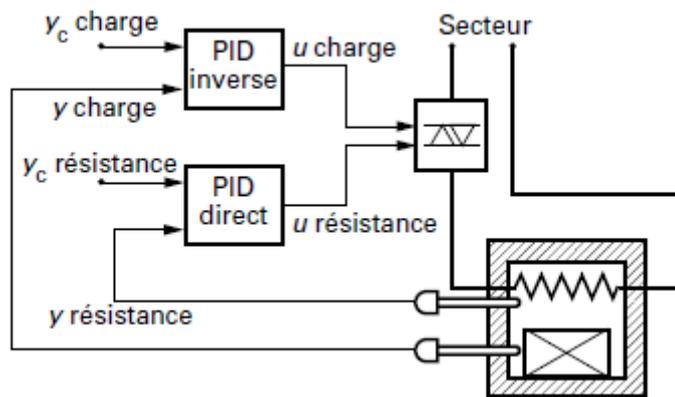


Figure 3.26 : Exemple de régulation cascade

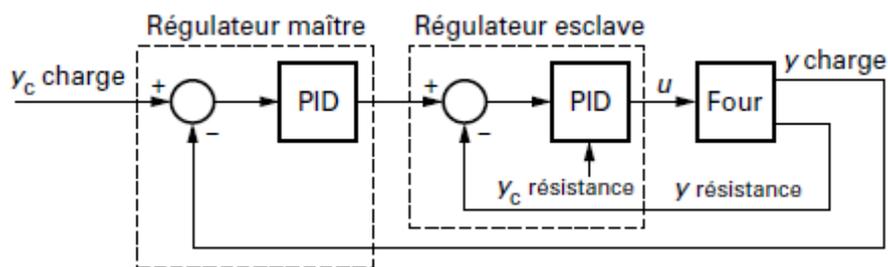


Figure 3.27 : Schéma fonctionnel d'une régulation cascade

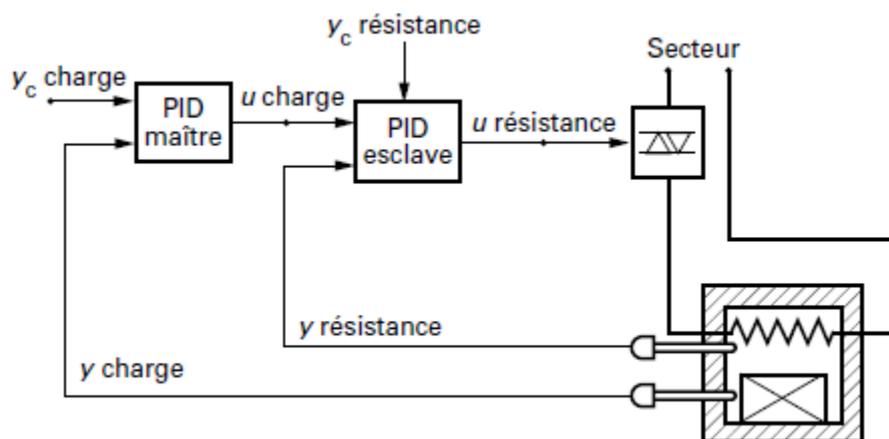


Figure 3.28 : Premier exemple de régulation parallèle

dans la figure 3. 23, le régulateur est double et possède une seule sortie qui est le minimum des commandes des deux correcteurs.

5.6.7 Régulation de rapport (ou de proportion ou de ratio)

Traisons cette technique par un exemple de régulation de rapport air/gaz d'un four. Cette régulation consiste à asservir le débit d'air Q_{air} au débit du gaz combustible Q_{gaz} (encore appelé débit libre ou pilote).

La consigne de débit d'air doit répondre à l'équation :

$$C = kQ_{gaz} + d \quad (3.10)$$

avec C consigne de débit d'air, d décalage éventuel (ou bias), k rapport à respecter.

Q_{gaz} peut être piloté par le régulateur de température du four, k peut être fonction du pouvoir calorifique du gaz combustible (figure 3.24).

5.6.8 Régulation à échelle partagée (ou split range)

Cette technique consiste à réaliser un actionneur particulier par un assemblage de plusieurs actionneurs commandés par un seul signal, de manière à obtenir la caractéristique voulue.

Ce montage s'utilise principalement dans deux cas :

- lorsque la variation totale de la commande ne peut être atteinte avec un seul actionneur : exemple d'un réglage de débit à l'aide de deux vannes (figure 3.31) ; la vanne A est utilisée pour les débits faibles et la vanne B pour les débits forts

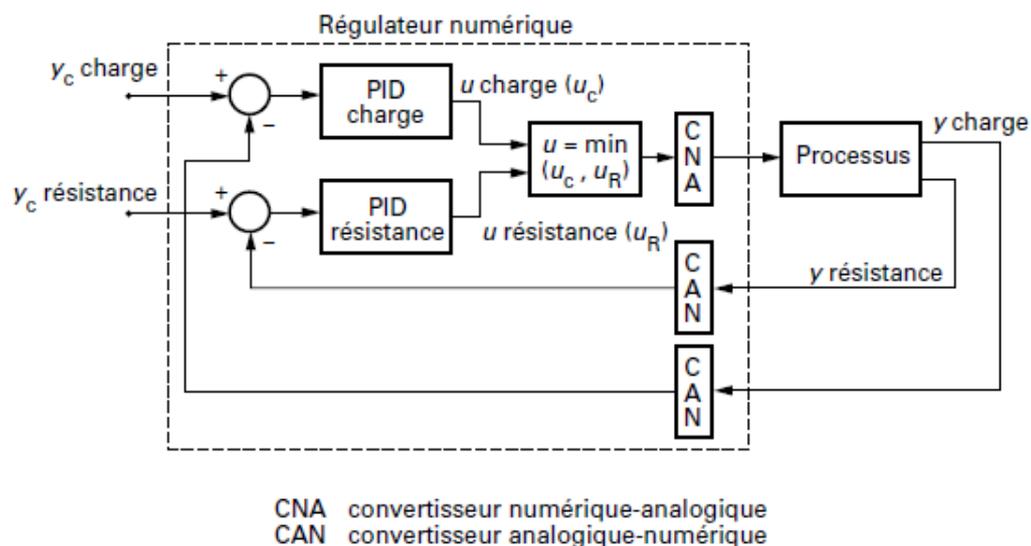


Figure 3.29 : Deuxième exemple de régulation parallèle

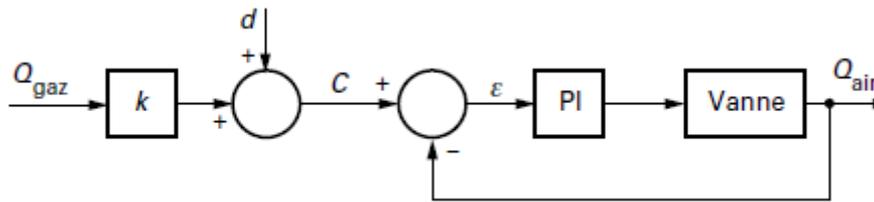


Figure 3.30 : Exemple de régulation de rapport

- lorsque deux actions complémentaires ou antagonistes sont nécessaires.

La figure 3. 32 donne l'exemple d'un réglage de pression à l'aide d'une vanne d'admission A et d'une vanne d'échappement B.

5.6.9 Régulation chaud-froid

Cette technique est surtout utilisée sur des procédés qui nécessitent deux actions correctrices antagonistes.

L'exemple le plus courant est celui de la régulation de température d'une enceinte climatique où le régulateur possède deux sorties distinctes (figure 3.34). Une sortie commande une résistance chauffante et l'autre actionne un circuit réfrigérant. Le régulateur comporte deux fonctions PID indépendantes car en général les réglages pour le chauffage sont différents de ceux pour le refroidissement. Les entrées mesure et consigne sont communes aux deux PID. Lorsque la mesure est comprise entre $y_c + H$ et $y_c - H$, les deux commandes sont à zéro (bande morte). Lorsque $y > y_c + H$, seul le refroidissement agit et lorsque $y < y_c - H$, seul le chauffage agit.

5.6.10 Régulation de tendance

Cette régulation est encore appelée :

- régulation prédictive ;
- feed forward control ;
- régulation a priori ;
- régulation mixte.

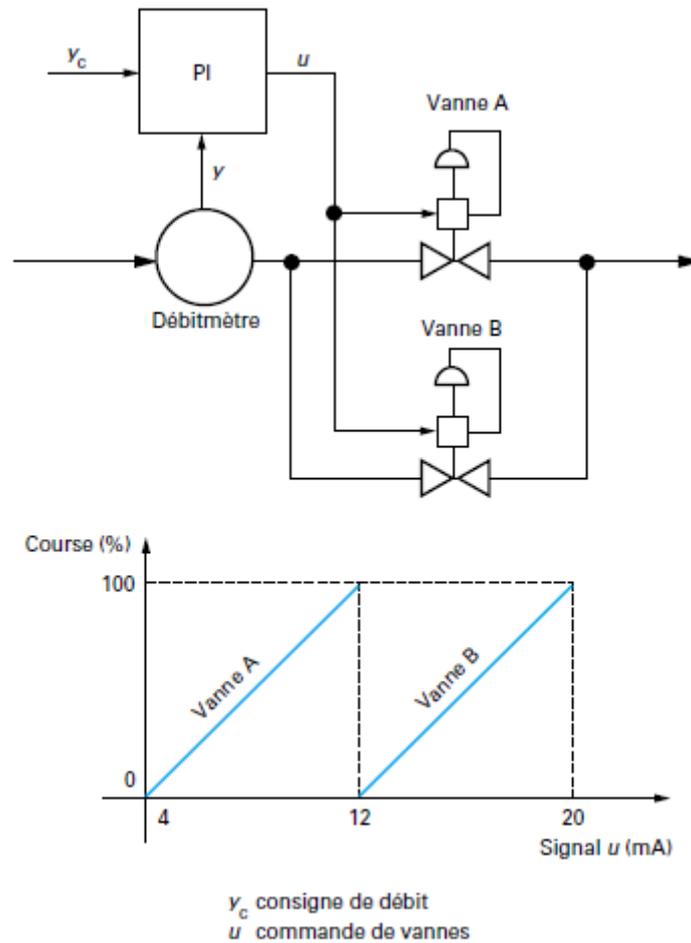


Figure 3.31 : Régulation de débit

Cette technique est très utile pour améliorer les performances d'un système réglé par une boucle fermée simple. En effet, dans une telle boucle, le régulateur ne réagit que lorsque la grandeur de sortie varie suite à une perturbation ou une variation de consigne. Si la perturbation est mesurable, son effet sur la sortie peut être anticipé par un correcteur à action prédictive, c'est-à-dire qui agit avant la boucle fermée principale. La figure 3.33 donne l'exemple d'un réchauffeur d'air avec débit ou consigne variable.

C1 et C2 sont des correcteurs rajoutés sur la boucle principale. Les paramètres de C1 et C2 devront être réglés de telle manière qu'une variation du débit d'air D ou de la consigne de la température de l'air y_c ait l'influence la plus faible possible sur y . Dans le cas du réchauffeur, C1 peut être un correcteur à avance de phase et C2 un simple gain.

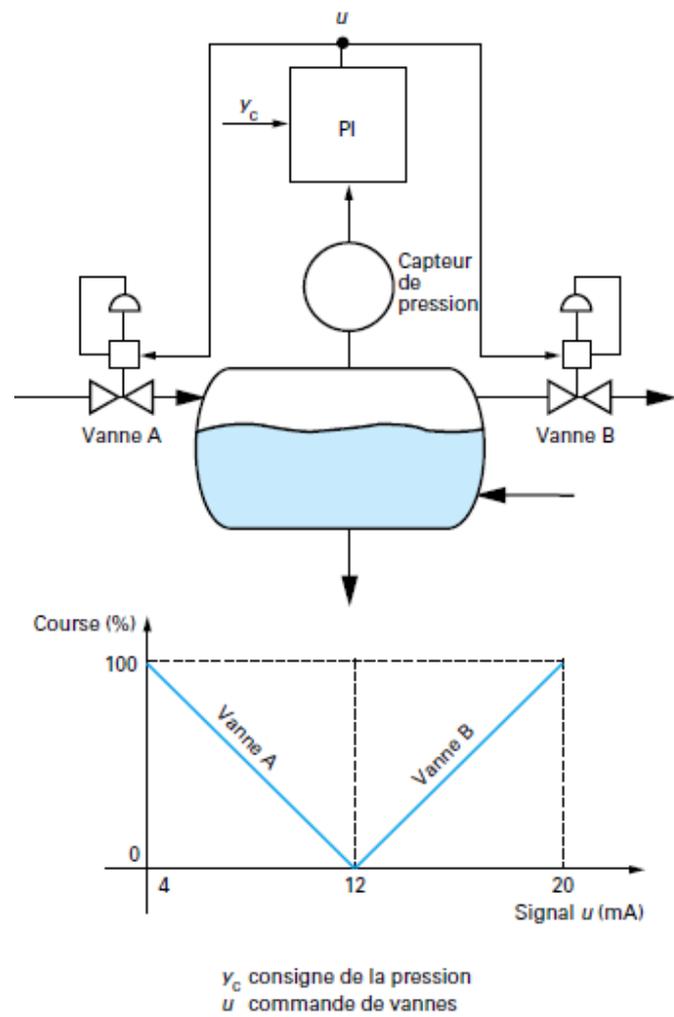


Figure 3.32 : Régulation de pression

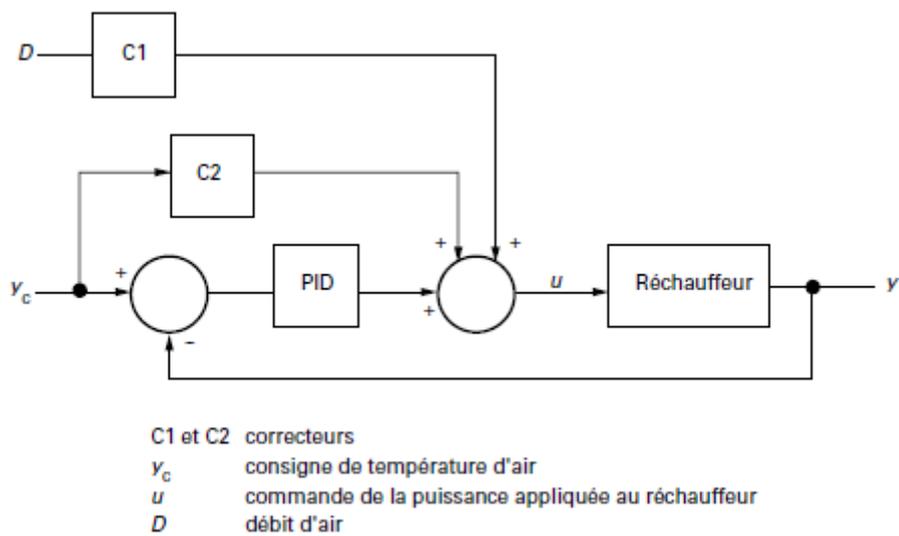


Figure 3.33 : Régulation d'un réchauffeur d'air

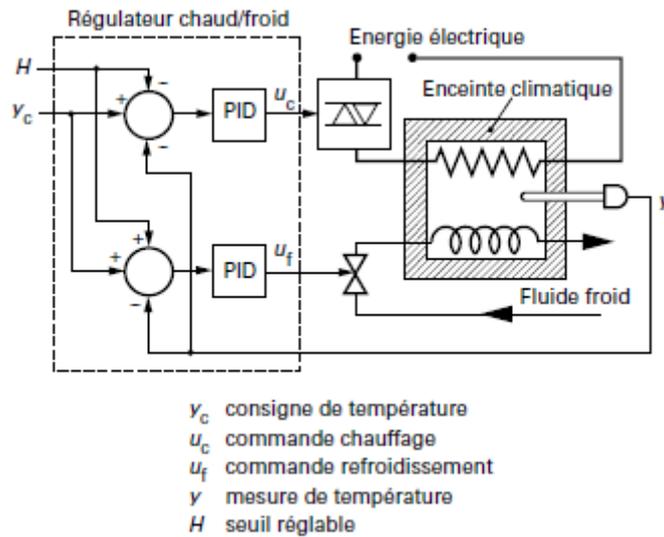


Figure 3.34 : Régulation d'une enceinte climatique

5.6.11 Régulation des systèmes à retard

Il s'agit ici des systèmes stables à retard pur important. Pratiquement dès que le retard pur t dépasse la moitié de la valeur de la constante de temps principale q du procédé à régler, les performances d'un régulateur classique PID sont nettement limitées (la dynamique en boucle fermée devient plus lente que la dynamique en boucle ouverte). Pour pallier ce problème, on utilise un prédicteur de Smith dont le schéma fonctionnel est le suivant, en considérant un modèle du procédé du premier ordre avec retard pur (modèle de Broïda) et un correcteur PI (figure 3.35).

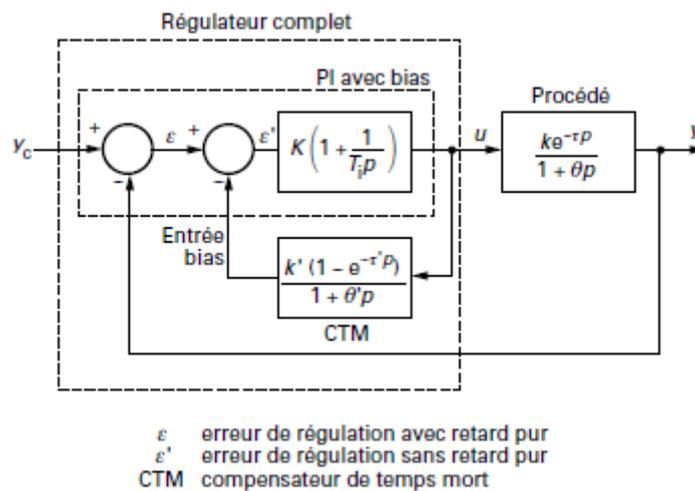


Figure 3.35 : Régulation avec compensateur de temps mort

Le régulateur se compose d'un correcteur PI avec une entrée sur l'écart (bias) et d'un compensateur de temps mort (CTM).

Pour que le régulateur PI « voit » le procédé comme un système du premier ordre sans retard, il faut choisir $k' = k$, $t' = t$, $q' = q$, ce qui nécessite une identification préalable du procédé pour déterminer k , t et q .

Pour les réglages du PI, on peut prendre : $T_i = q$ et $K > 0,7 q$

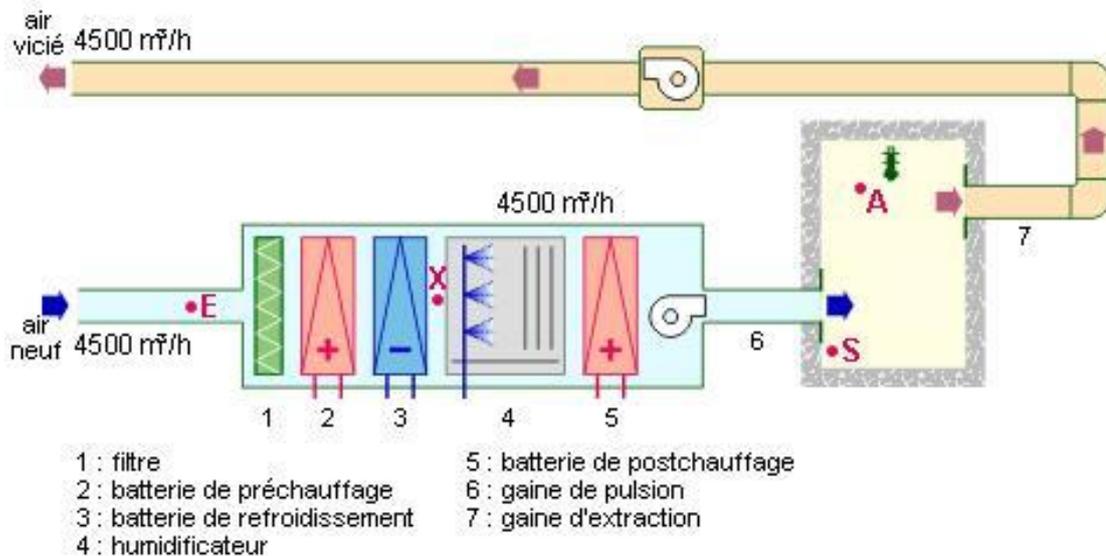
Remarque : en pratique, le procédé est rarement identifiable exactement à un premier ordre, il ne faut donc pas augmenter exagérément la valeur de K sous peine de rencontrer des problèmes de stabilité

Problème 1 : Centrale de Traitement de l'Air CTA

Le rôle d'une CTA est de renouveler l'air ambiant d'un local en maintenant la température et le taux d'hygrométrie de celui-ci à des valeurs constantes ajustables.

La CTA est situé à l'extérieur du bâtiment, généralement en toiture.

Elle peut être affecté à la climatisation d'une seule pièce ou de plusieurs suivant le volume d'air à traiter.



La CTA étudiée fonctionne à débit d'air constant et traite $4500\text{m}^3.\text{h}^{-1}$.

Elle est affectée à un atelier comportant des instruments de précision nécessitant un contrôle précis de la température et de l'humidité.

L'air neuf est mélangé, à l'aide des registres, à de l'air repris dans le local afin de préchauffer l'air neuf et travailler en récupération d'énergie.

Ce mélange est ensuite filtré par les deux filtres mécaniques à poussières, puis chauffé ou refroidi par la batterie chaude ou la batterie froide.

La batterie de préchauffage ne sert qu'à maintenir l'installation hors gel.

La batterie froide est alimentée en eau glycolée par un groupe froid.

La batterie chaude est alimentée en eau chaude par une chaudière.

Le groupe froid et la chaudière alimentent plusieurs CTA dans l'entreprise.

Un humidificateur par pulvérisation de vapeur permet de modifier l'hygrométrie du local.

1. Instrumentation

Les mesures de température et de l'humidité sont assurées par une sonde d'ambiance SIEMENS.

La sonde d'ambiance utilise un capteur dénommé Pt100, montage 2 fils.

Le transmetteur est relié à un système numérique de contrôle commande **SNCC** de type **SEIMENS** acceptant des entrées en tension et à un enregistreur numérique également à entrées tension.

1.1 Que signifie Pt100.

1.2 En s'aidant de l'**annexe 1** réaliser le schéma de câblage de la mesure de température sur le **DR1** sachant que la plage de température que l'on désire utiliser est 0-50°C.

1.3 En réalité, la régulation de température est une régulation à partage d'échelle (SPLIT RANGE) agissant sur la batterie chaude et la batterie froide. Le bloc de partage est réalisé dans le **SNCC** et aboutit à 2 sorties standards Y_{Chaud} et Y_{Froid} , les équations de partage sont :

$$Y_{Chaud} = A.Y + B = 2Y - 100$$

$$Y_{Froid} = C.Y + D = -2.5Y + 100$$

Avec Y étant la valeur de sortie du correcteur $C(p)$.

Y , Y_{Chaud} et Y_{Froid} sont exprimées en %.

Tracer les deux courbes de partage sur le même schéma du document **DR1**.

2. Etude de la boucle ouverte de température dans l'atelier

Le schéma **TI** de la boucle simple de température est fourni en **document réponse DR2**.

2.1 Donner, sur le schéma **TI**, le nom correspondant à chaque symbole différent

2.2 Pour un régulateur **TIC** en fonctionnement manuel, une réponse indicelle en boucle ouverte est réalisée à partir du point de fonctionnement de 20°C. (**DR 3**)

Identifier la fonction de transfert $H(p)$ du procédé sous forme d'un premier ordre retardé, par la méthode de **BROÏDA** (fournir les valeurs des paramètres K , T et τ).

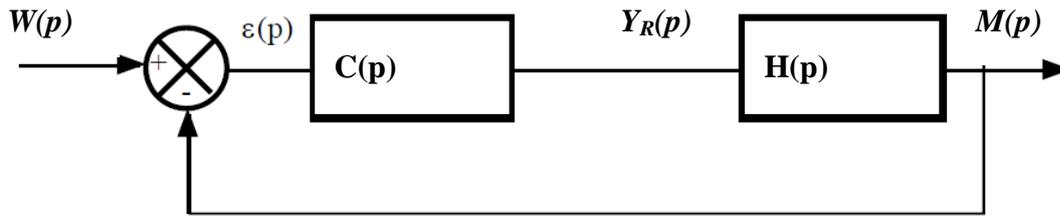
2.3 Calculer le facteur de réglabilité $K' = T / \tau$ Quelle conclusion, à partir de la valeur de K , peut-on tirer sur le choix du régulateur.

3. Étude d'un correcteur spécifique

Pour la suite, on admet que $H(p) = \frac{M(p)}{Y_R(p)} = \frac{K e^{-Tp}}{1 + \tau p} = \frac{0.3 e^{-23p}}{1 + 150p}$

On se propose de rechercher un correcteur $C(p)$ tel que la fonction de transfert du système en

chaîne fermée soit de la forme : $F(p) = \frac{M(p)}{W(p)}$



3.1 Calculer $C(p)$ en fonction de $F(p)$ et $H(p)$.

3.2 On associe au procédé un régulateur Proportionnel de la forme :

$$C(p) = Gr$$

Sachant qu'on peut prendre comme approximation du retard pur la formule de Padé à l'ordre 2 :

$$e^{-Tp} = \frac{2 - Tp + \frac{T^2}{2} p^2}{2 + Tp + \frac{T^2}{2} p^2}$$

Déterminer la fonction de transfert en boucle fermée. $F(p) = \frac{M(p)}{W(p)}$

3.3 Etudier la stabilité en utilisant le critère de Routh selon les valeurs de $Gr > 0$.

3.4 On remplace le régulateur proportionnel par un régulateur **PID** mixte de fonction de transfert :

$$R(p) = G\left(1 + \frac{1}{T_i p} + T_d p\right)$$

3.4.1 Monter que $T(p)$ permet d'avoir effectivement un écart statique nul en chaîne fermée.

3.4.2 Calculer les paramètres G , T_i et T_d par la méthode de Ziegler-Nichols (Annexe 1) sachant que la pulsation au pompage ω est égale $\sqrt{3}$ rad/s et le gain statique critique est $Gr_C=10$.

4. Etude du contrôle de l'humidité relative.

La simulation du procédé industriel dans le système numérique de contrôle commande (SNCC), à permet de suivre le contrôle de l'humidité relative.

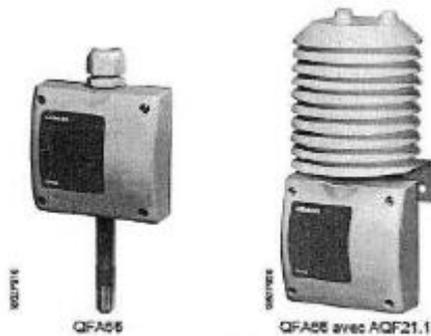
A partir de la réponse indicielle (Document réponse **DR5**) du procédé industriel, dont le signal de commande (ou signal réglant) subit une variation en échelon ΔY_R d'amplitude **10%**, on se propose de modéliser la fonction de transfert $H_2(p)$ de ce procédé.

4.1 Calculer le gain statique

4.2 Déterminer les paramètres du **modèle de Strejc (DR4 et DR5)**. En déduire l'expression de $H_2(p)$ modélisée.

Annexe 1

Extrait de la documentation constructeur de la sonde d'ambiance Siemens QFA66



Sonde d'ambiance

QFA66

pour humidité relative (haute précision) et température

Technique

Humidité relative

La sonde enregistre l'humidité relative à l'aide d'un élément de mesure d'humidité capacitif dont la capacité électrique varie avec l'humidité relative de l'air ambiant.

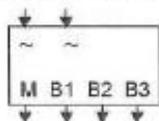
Un circuit de mesure électronique transforme le signal de la sonde en un signal progressif de 0...10 V-, qui correspond à une humidité relative de 0...100 %.

Température

La sonde enregistre la température avec un élément de mesure Pt100 à couche mince dont la résistance électrique varie avec la température de l'air ambiant.

Cette variation est transformée en deux signaux 0...10 V- agissant indépendamment l'un de l'autre. L'un de ces signaux 0...10 V- correspond à la plage de 0...50 °C et l'autre à la plage de -35...+35 °C.

Bornes de raccordement



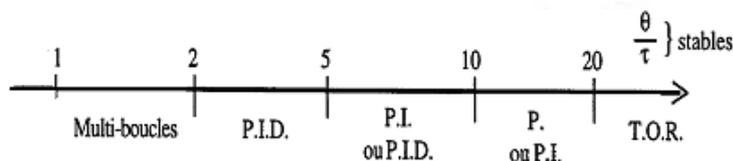
~ Alimentation très basse tension alternative 24 V

M Zéro du système (masse)

B1 Sortie signal 0 - 10 V pour humidité relative 0 - 100%

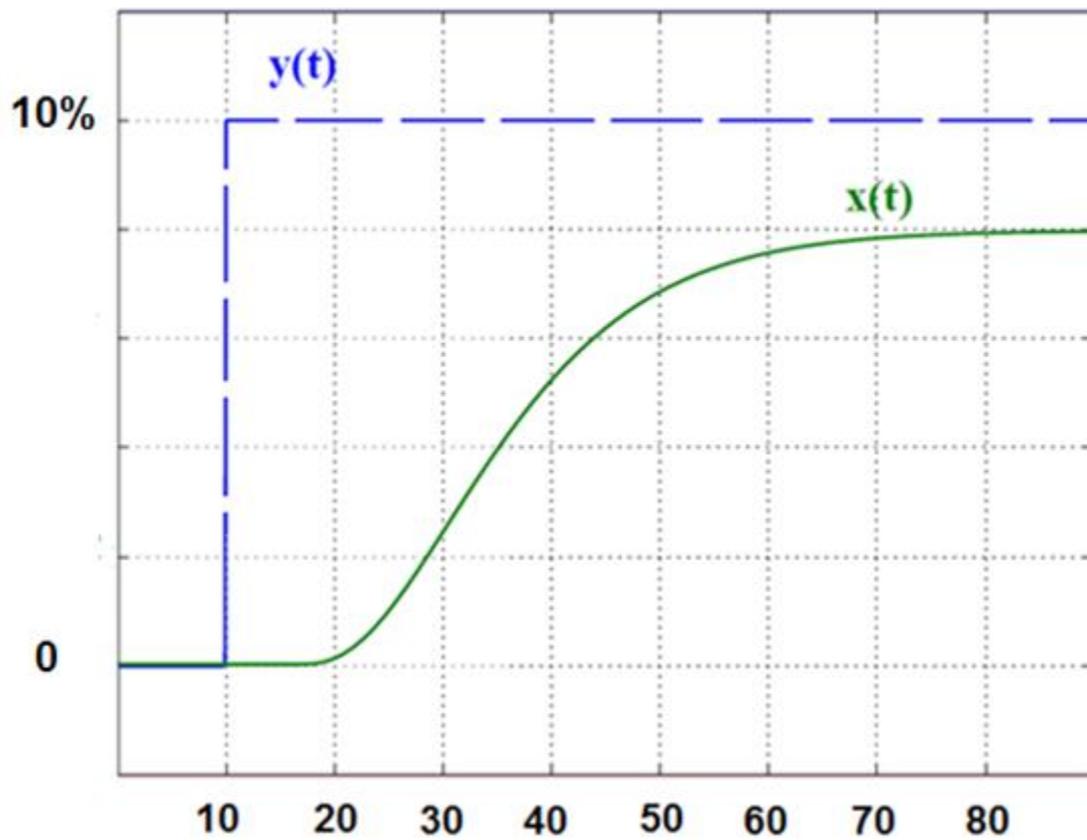
B2 Sortie signal 0 - 10 V pour plage de température 0 - 50 °C

B3 Sortie signal 0 - 10 V pour plage de température -35 - +35 °C

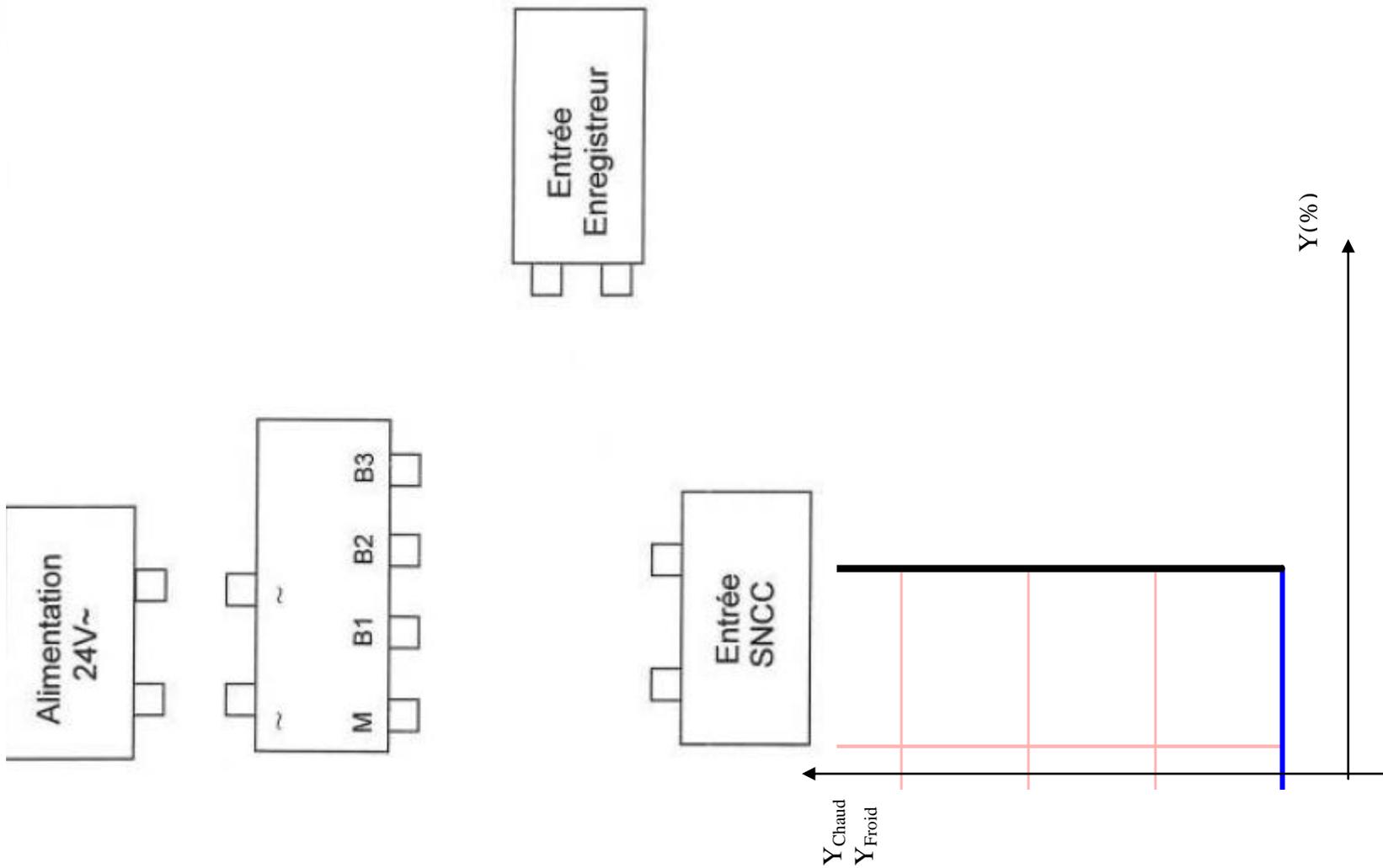


REGUL.- ACTIONS	P	P.I Série	P.I Parallèle	P.I.D Série	P.I.D Parallèle	P.I.D Mixte	P.I.D Mixte 2
Gr	$\frac{Gr}{2}$	$\frac{Gr}{2,2}$	$\frac{Gr}{2,2}$	$\frac{Gr}{3,3}$	$\frac{Gr}{1,7}$	$\frac{Gr}{1,7}$	$\frac{Gr}{1,7}$
Ti	Maxi	$\frac{T}{1,2}$	$\frac{2 \cdot T}{Gr}$	$\frac{T}{4}$	$\frac{0,85 \cdot T}{Gr}$	$\frac{T}{2}$	$\frac{T}{2}$
Td	0	0	0	$\frac{T}{4}$	$\frac{Gr \cdot T}{13,3}$	$\frac{T}{8}$	$\frac{Gr \cdot T}{13,3}$

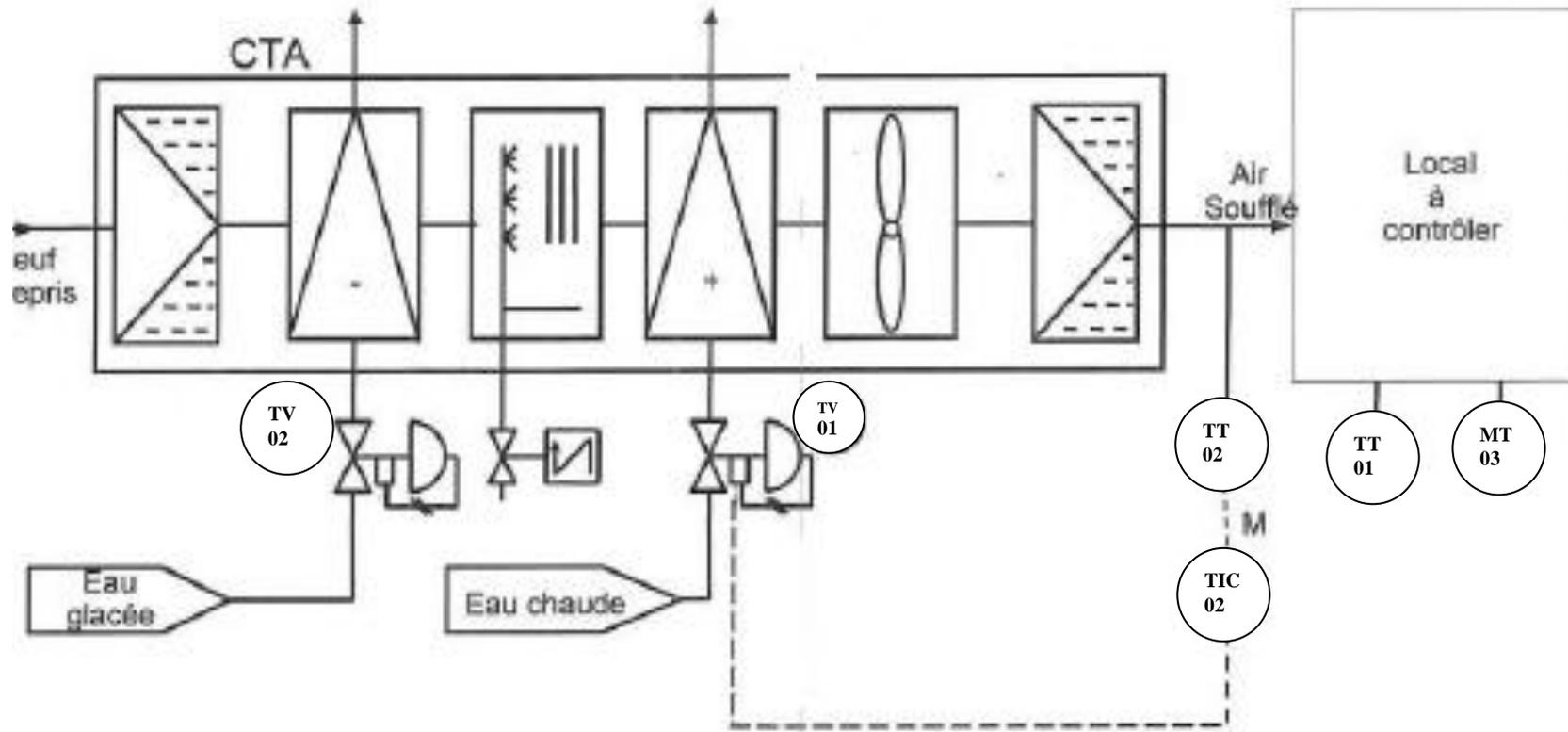
Document de réponse DR 5



Document de réponse DR 1

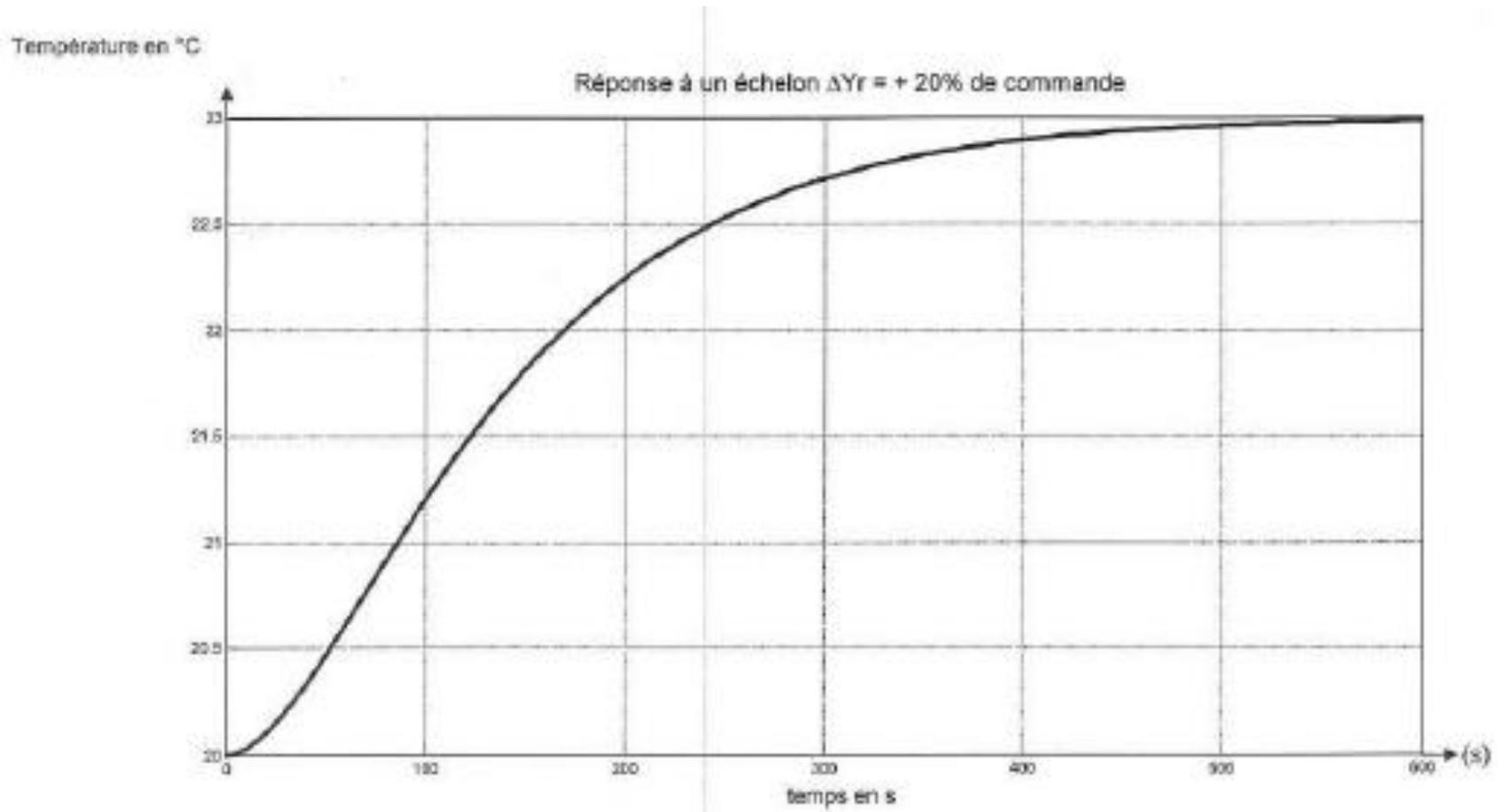


Document de réponse DR 2



TT
TIC
TV
MT	Teneur en eau / humidité

Document de réponse DR 3

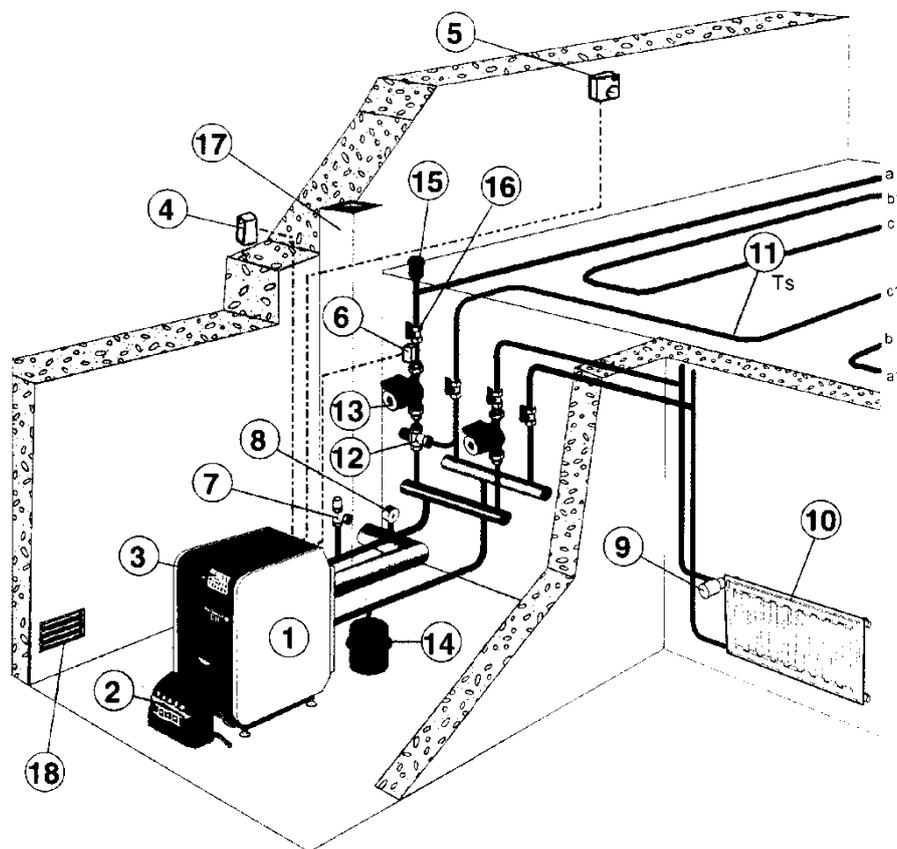


Problème 2 : REGULATION D'UN CHAUFFAGE AU SOL

Description du système :

Le système étudié dans ce problème est un chauffage domestique dans une habitation par circulation d'eau chaude dans le sol de la pièce à chauffer. La circulation de l'eau est assurée par un serpentin mis en place lors de la réalisation de la dalle puis noyé dans le béton. Le trajet exact des tuyaux dans le sol dépend de la forme, de la surface de la pièce, de l'emplacement des murs extérieurs, du revêtement final (carrelage le plus souvent), de l'isolation en profondeur du sol.

Toutes ces contraintes visent le même objectif : assurer une température uniforme au sol et à l'intérieur de la pièce, ce qui est le cas pour les installations modernes.



- | | | |
|------------------------|----------------------------------|--------------------------------|
| (1) Chaudière | (7) Soupape de sécurité | (13) Pompe de circulation |
| (2) Brûleur | (8) Manomètre | (14) Vase d'expansion |
| (3) Module de commande | (9) Robinet thermostatique | (15) Purgeur automatique |
| (4) Sonde extérieure | (10) Radiateur | (16) Vanne d'isolement |
| (5) Sonde d'ambiance | (11) Plancher chauffant | (17) Cheminée |
| (6) Sonde départ vanne | (12) Vanne 3 voies
mélangeuse | (18) Aération de la chaufferie |

Figure 1 Les principaux constituants d'un chauffage central (document De Dietrich)

La **Erreur ! Source du renvoi introuvable.** représente le schéma de principe du chauffage au sol.

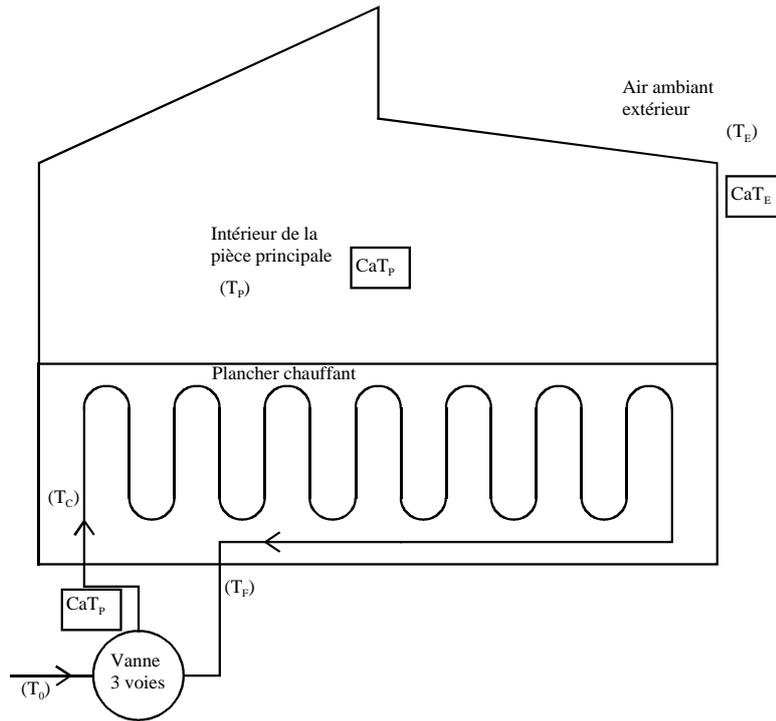


Figure 2 Schéma de principe du chauffage au sol

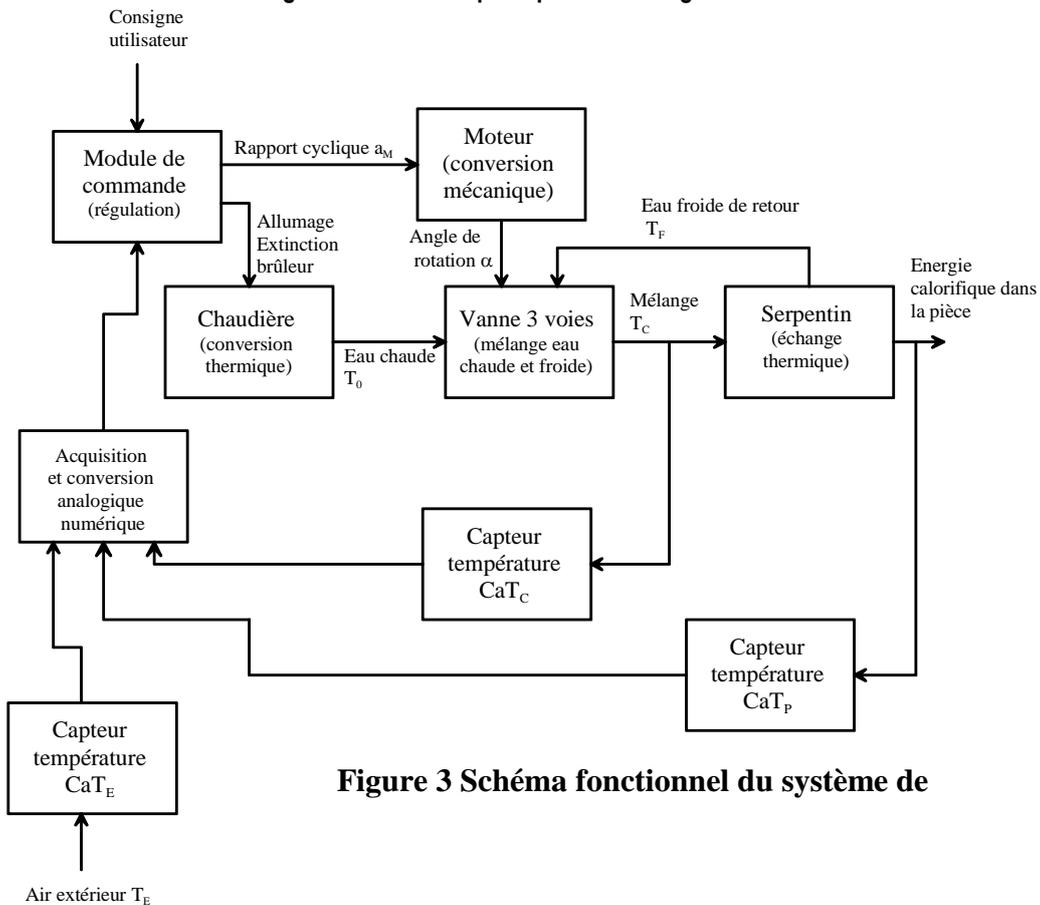


Figure 3 Schéma fonctionnel du système de

Dans ce sujet on s'intéresse à l'étude de la vanne 3 voies et sa commande, le serpentin et la chaudière.

1. Etude de La vanne 3 voies et sa commande

La régulation de la plupart des systèmes de chauffage est basée sur une relation qui lie de manière simple la température de l'eau chaude (T_C) à la température extérieure (T_E) en fonction de la température souhaitée dans la pièce.

On suppose pour tout le sujet que la grandeur $T_F(p)$ considérée comme une perturbation négligeable

Le schéma fonctionnel de la vanne 3 voies et sa commande est le suivant :

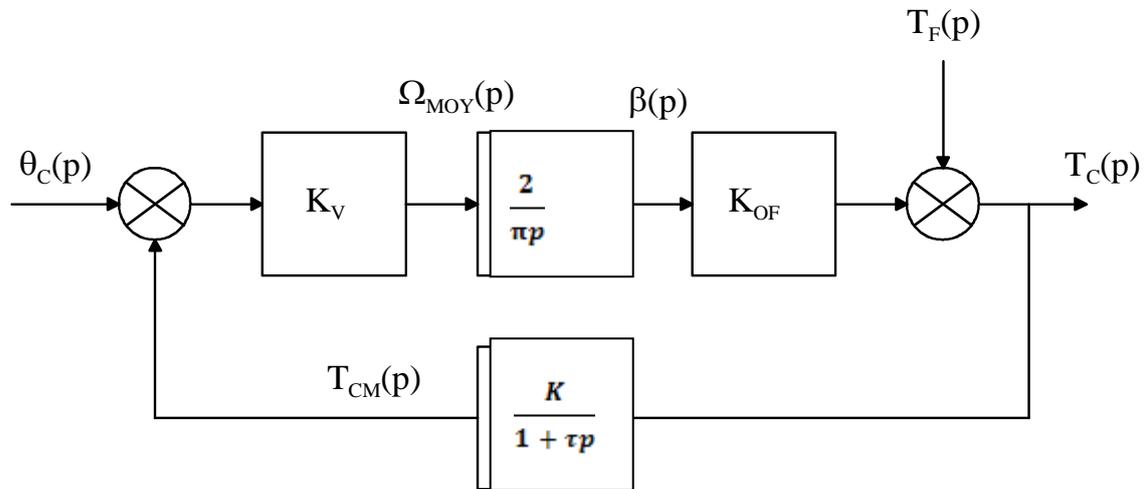


Figure 4 : Schéma-bloc de la vanne 3 voies et sa commande

1.1 Soit $F_1(p)$ la fonction de transfert du capteur de température :

$$F_1(p) = \frac{T_{CM}(p)}{T_C(p)}$$

Déterminer à l'aide du tracé du document réponse **DR 1**, K , et τ .

1.2 Etablir l'expression de $T_C(p)$ en fonction de la consigne $\theta_c(p)$ et la mettre sous la forme :

$$T_C(p) = \theta_c(p) \frac{a_0 + a_1 p + a_2 p^2}{1 + 2m_c \frac{p}{\omega_{0c}} + \left(\frac{p}{\omega_{0c}}\right)^2}$$

1.3 Identifier les constantes m_c , ω_{0c} ainsi que a_0 , a_1 , a_2 , en fonction des données K_V , K_{OF} et τ .

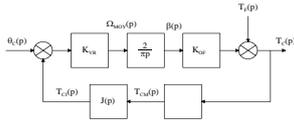
1.4 Quelle est la valeur numérique de K_{OF} pour $m_c=0.548$, $\omega_{0c}=3.65 \cdot 10^{-2} \text{ rad/s}$ et $\tau=25\text{s}$.

Sachant que $K_V=1.309 \cdot 10^{-3} \text{ rad.s}^{-1} \cdot \text{C}^{-1}$

1.5 Déterminer le temps de réponse réduit Tr en s'aidant de l'Annexe 3.

1.6 Calculer la valeur de l'erreur statique de position. Lorsque $\theta_C(t)$ est un échelon d'amplitude θ_{C0} .

1.7 Dont le but d'améliorer le temps de réponse on introduit un circuit correcteur de transmittance :



Ce correcteur est placé dans la boucle de retour conformément à la figure 5, et on impose que $\tau_I = \tau$. La grandeur de retour est maintenant la sortie du correcteur notée $T_{CJ}(p)$.

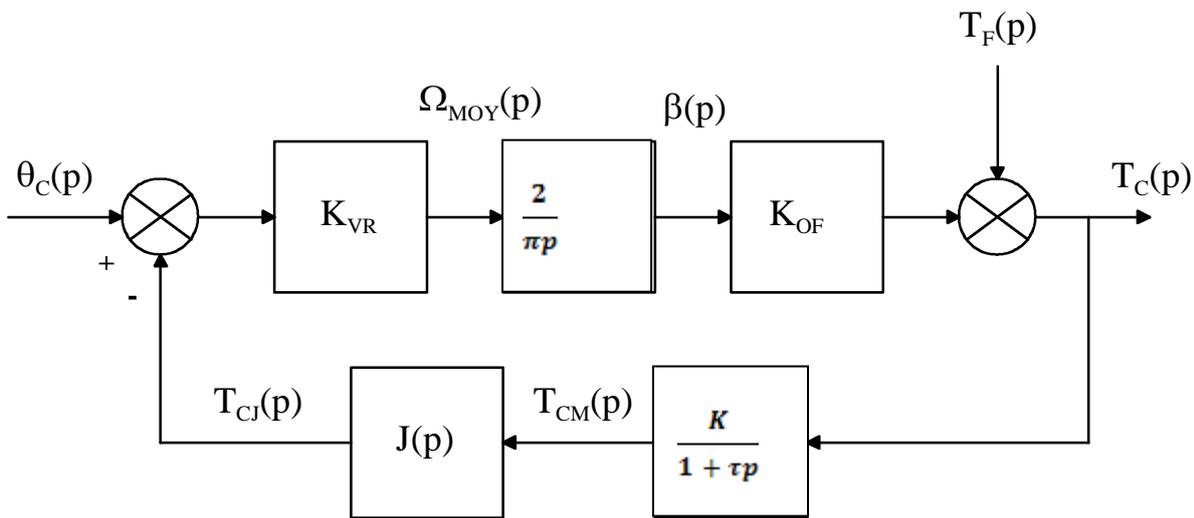


Figure 5 : Schéma-bloc de la vanne et sa commande avec correcteur

Calculer la nouvelle fonction de transfert en boucle fermé $T(p)$ pour $T_F(p)=0$.

Sachant que $K_R = 1$, $K_{VR} = 6,55 \cdot 10^{-3} \text{ rad}/^\circ\text{C}\cdot\text{s}$ et $\tau_2 = 5 \text{ s}$.

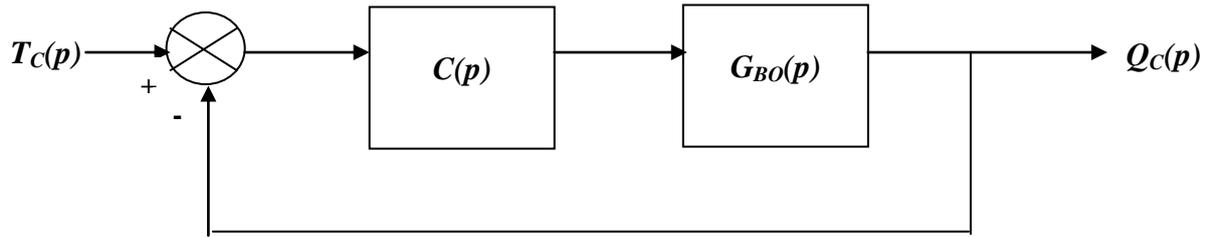
1.8 Etudier la stabilité en fonction de K_{OF} .

1 Etude du serpentin

La fonction de transfert en boucle ouvert de l'évolution des températures dans le serpentin est de la forme suivante:

$$G_{BO}(p) = \frac{0.2}{(1 + 2p)^3}$$

Ce système est inséré dans une boucle de régulation comme le montre la figure suivante :



Le régulateur $C(p)$ choisi est de type PID mixte:

$$C(p) = K_P \left(1 + \frac{1}{T_i p} + T_d p \right)$$

La méthode *Ziegler-Nichols* nous permet donc de déterminer les paramètres du régulateur K_P , T_i et T_d de ce correcteur tout en se basant sur la connaissance du point critique.

Pour cela On suppose que $T_d = 0$ et T_i tend vers ∞ et $C(p) = K_P$

2.1 Calculer la fonction de transfert en boucle fermé $G_{BF}(p)$.

2.1.1 Etudier la stabilité de $G_{BF}(p) = \frac{Q_C(p)}{T_C(p)}$ en fonction de K_P .

2.1.2 Déterminer la valeur critique de K_P , qu'on notera K_{cr} .

2.1.3 Pour cette valeur de K_{cr} , déterminer la période d'oscillation T_{osc} .

2.1.4 Calculer les paramètres K_P , T_i et T_d par la méthode de *Ziegler-Nichols*. (Annexe 1)

3. Etude de La chaudière

A partir de la réponse indicielle (**Document réponse DR 2**) de la chaudière,

3.1 Déterminer le gain statique A

3.2 Déterminer les paramètres du *modèle de BROIDA* (**Document Réponse DR2**). En

déduire la nouvelle expression de $H(p)$ modélisée par la fonction suivante :

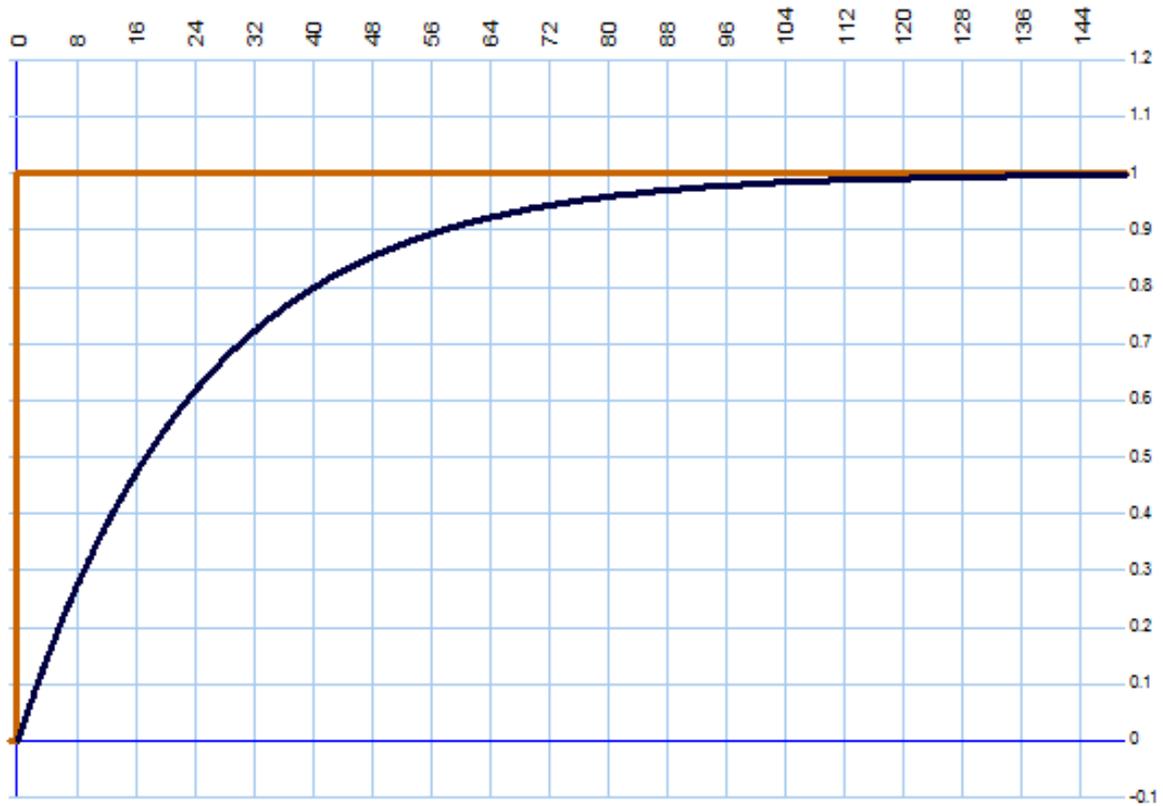
$$H(p) = \frac{A e^{-T_p p}}{1 + \tau p}$$

3.3 Déterminer les paramètres du modèle de Strejc (**Document Réponse DR3**). En déduire la

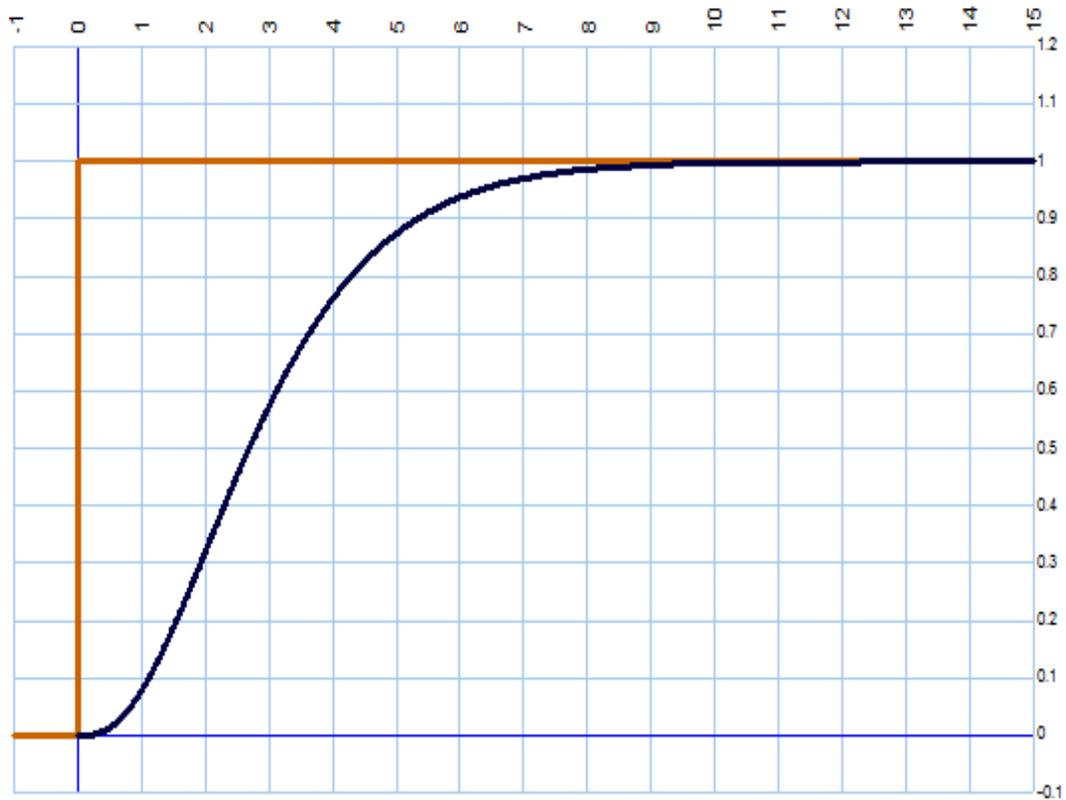
nouvelle expression de $H(p)$ modélisée par la fonction suivante :

$$H(p) = \frac{A}{(1 + \tau p)^n}$$

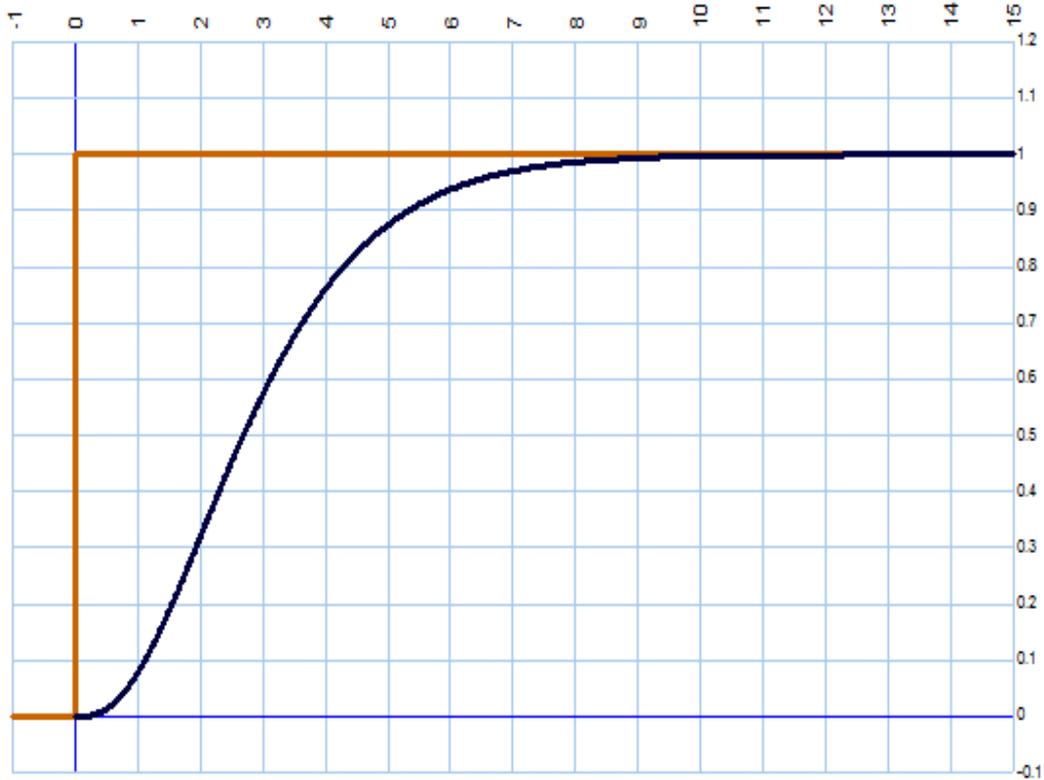
Document Réponse DR 1



Document Réponse DR 2 : (Modèle de *BROIDA*)

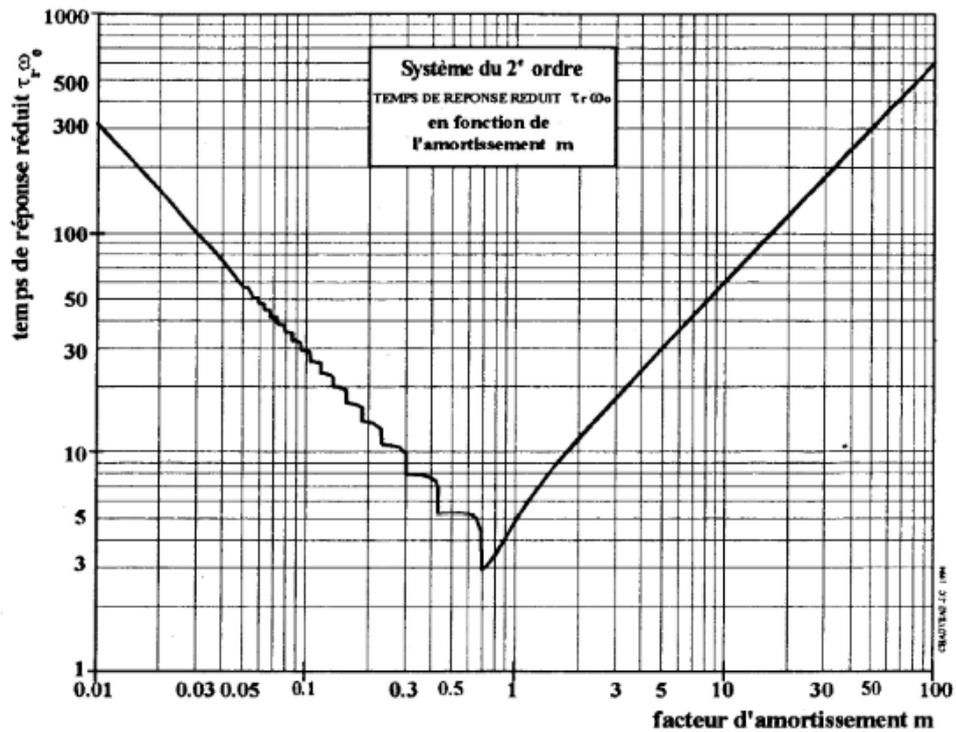


Document Réponse DR 3 : (Modèle de *Strejc*)



Annexe 1

ABAQUE DU TEMPS DE REPONSE REDUIT

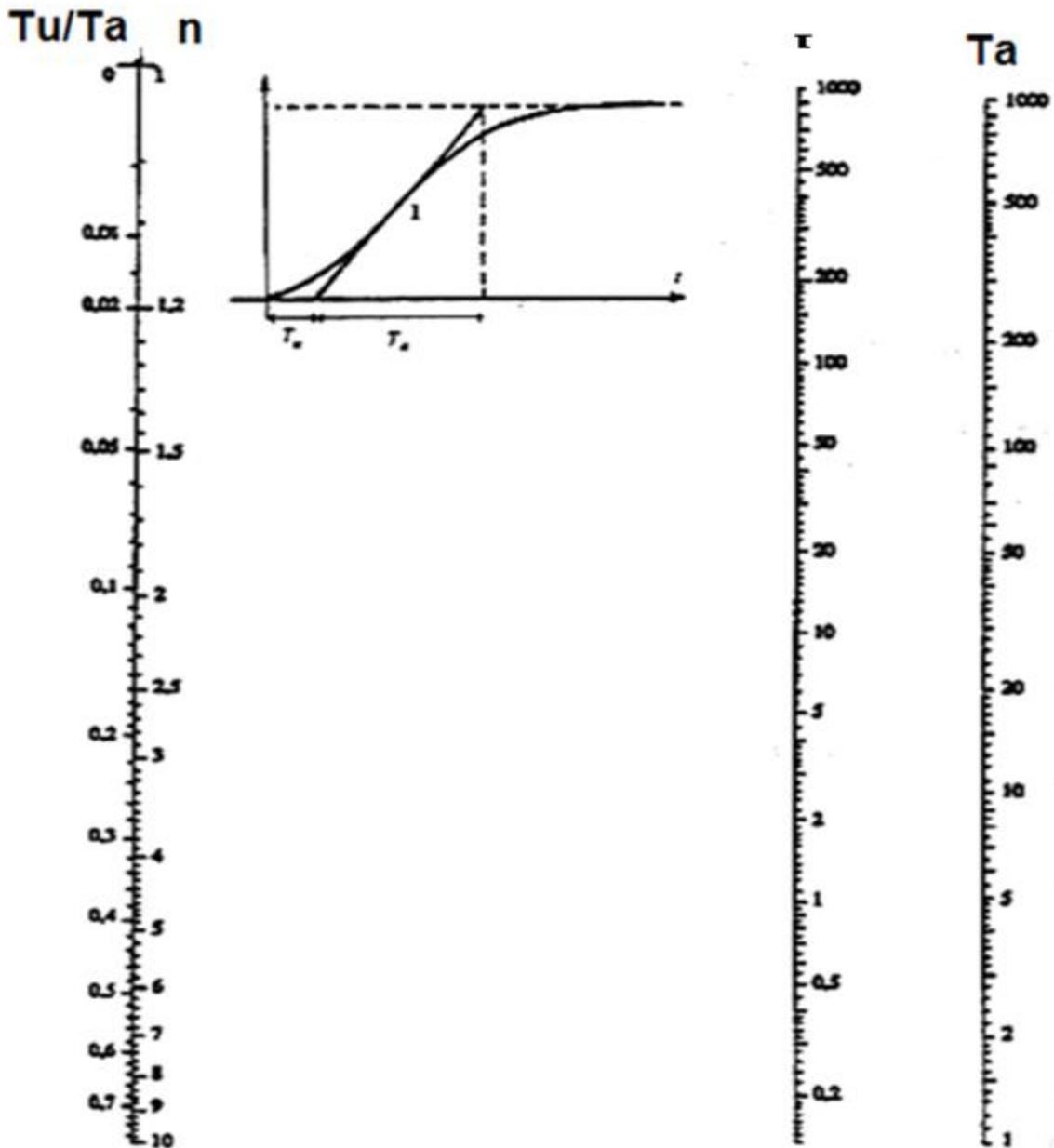


- *Tableau de réglage Ziegler-Nichols (régulateur PID mixte)*

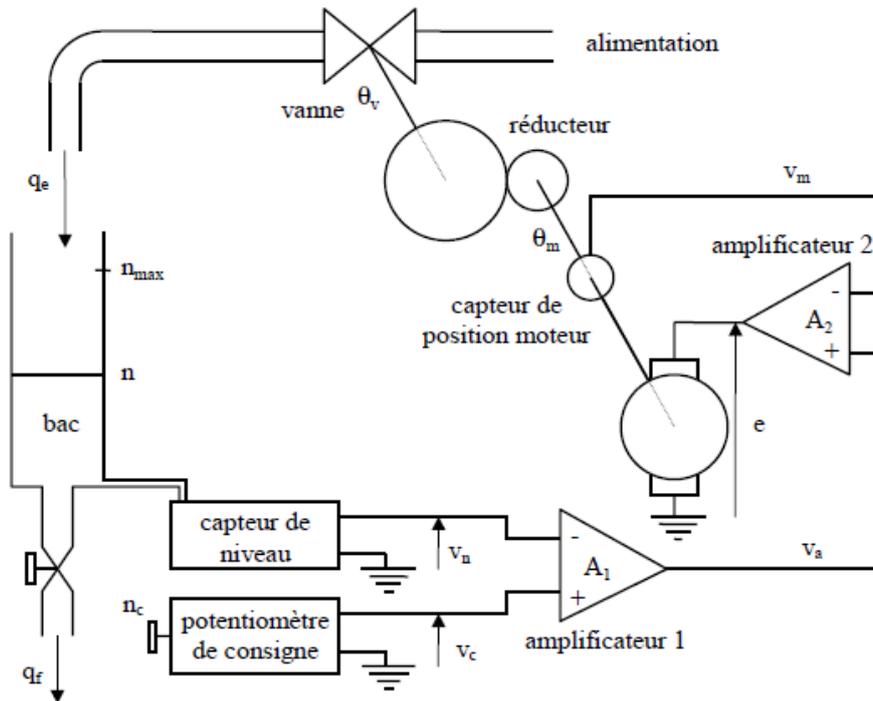
Type	K_p	T_i	T_d
P	$0.5K_{cr}$		
PI	$0.4K_{cr}$	$0.8T_{osc}$	
PID	$0.6K_{cr}$	$0.5T_{osc}$	$0.125T_{osc}$

$$(a + b)^3 = a^3 + 3a^2b + 3ab^2 + b^3$$

Document Réponse DR 4



Problème 3: Régulation de niveau.



On désire que le niveau n suive une valeur de consigne n_c affichée par un potentiomètre et ceci même en cas de variation du débit de fuite q_f . Pour cela, on applique une tension d'erreur :

$\varepsilon(t) = v_c(t) - v_n(t)$ amplifiée par un amplificateur (de gain A_1) à un asservissement de position de vanne. Cet asservissement comporte un deuxième amplificateur (de gain A_2) qui alimente l'induit d'un moteur à courant continu.

L'arbre du moteur entraîne un réducteur dont la sortie définit la position de la vanne et donc modifie le débit d'entrée q_e . La position de la vanne est mesurée par un capteur monté sur l'axe du moteur.

Les différents composants possèdent les caractéristiques suivantes :

- Bac : niveau maximum $n_{\max} = 0,5$ m, section $S = 0,5$ m²
- Capteur de niveau : tension de sortie $v_n = \lambda \cdot n$ avec $\lambda = 20$ V/m
- Potentiomètre de consigne : gradué de 0 à n_{\max} délivrant $v_c = \lambda \cdot n_c$ avec $\lambda = 20$ V/m
- Amplificateurs 1 et 2 : de gains A_1 et A_2 .
- Moteur M : moteur à courant continu alimenté par l'induit, de fonction de transfert :

$$\frac{\theta_m(p)}{E(p)} = \frac{K_m}{p(1 + \tau_m p)}$$

avec $K_m = 0.5 \text{ rad/s.V}$ et $\tau_m = 0.1 \text{ s}$

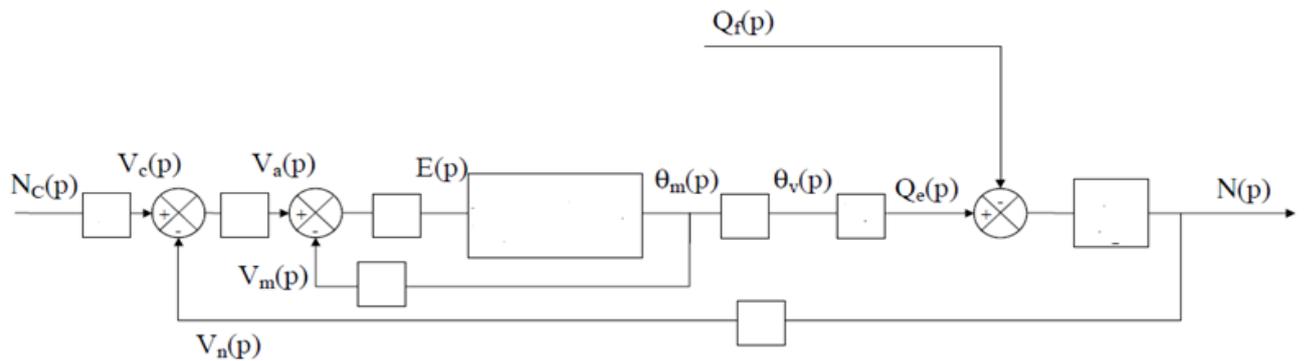
- Capteur de position moteur $v_m = K_c \cdot \theta_m$ avec $K_c = 1 \text{ V/rad}$

Réducteur : rapport de réduction : $\frac{1}{v} = \frac{\theta_m}{\theta_v} = 20$

- Vanne : débit $q_e = K_v \cdot \theta_v$ avec $K_v = 0.1 \text{ m}^3/\text{s} \cdot \text{rad}$

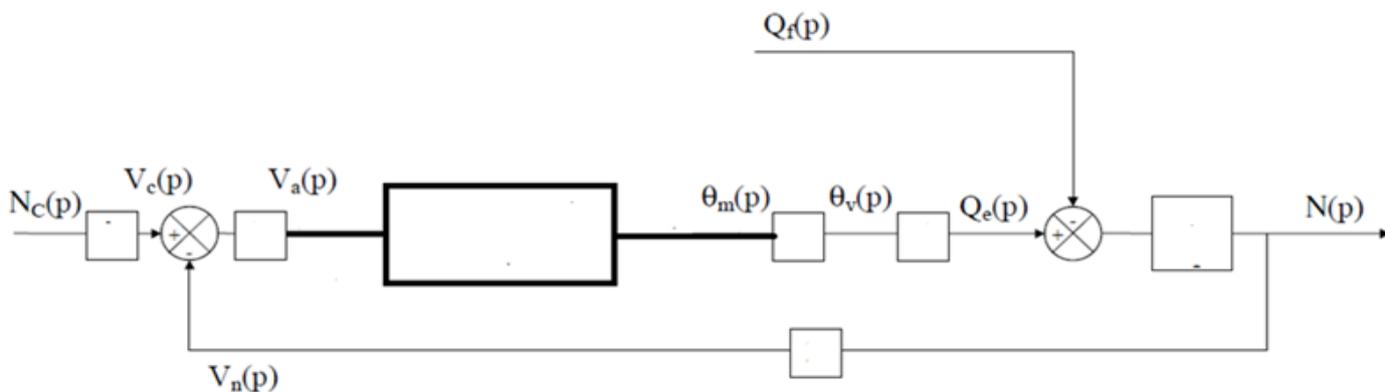
- $q_e(t) - q_f(t) = s \frac{dn(t)}{dt}$

1. compléter le schéma fonctionnel ci-dessous.



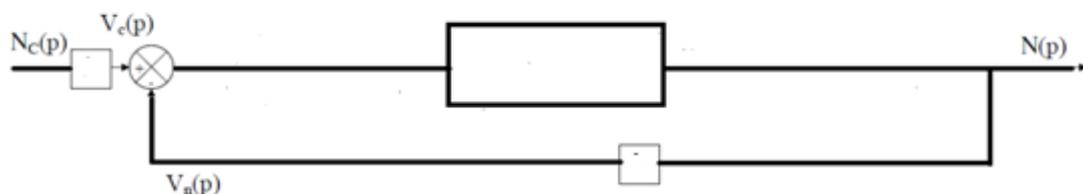
2. Quelle est la fonction de transfert en boucle fermée du moteur seul $G(p) = \frac{\theta_m(p)}{V_a(p)}$?

Compléter le schéma fonctionnel 2 ci-dessous.



3. Pour $Q_f(p) = 0$. Simplifier le schéma fonctionnel puis déterminer la fonction de transfert en

boucle ouverte $H_{BO}(p) = \frac{V_n(p)}{V_c(p) - V_n(p)}$

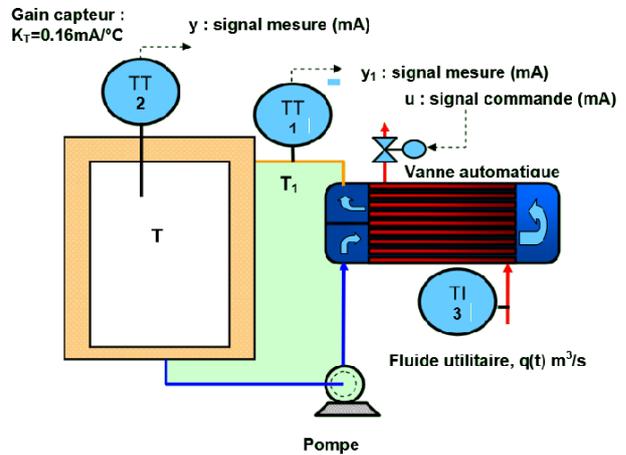


4. Déterminer la fonction de transfert en boucle fermée $\frac{N(p)}{N_c(p)}$ pour $Q_f(p) = 0$

Problème 4 : (DS 2014) Régulation de température

On désire réguler la température T d'une enceinte à chauffage indirecte (Figure 1).

- $u(t)$: signal de commande de la vanne automatique (courant mA).
- $q(t)$: débit du fluide utilitaire (chaud).
- T_1 : température en sortie de l'échangeur (fluide chauffant l'enceinte).



On donne les relations suivantes (Modèles dynamiques linéaires) :

- Modèle dynamique linéaire signal commande-grandeur réglante :

$$\frac{dq(t)}{dt} + K_0 u(t)$$

- Modèle dynamique linéaire échangeur de chaleur :

$$T_1(t) + \tau_1 \frac{dT_1(t)}{dt} = K_1 q(t)$$

- Modèle dynamique linéaire enceinte :

$$T(t) + \tau_2 \frac{dT_2(t)}{dt} = K_2 T_1(t)$$

On suppose que toutes les conditions initiales sont nulles. Pour les applications numériques, on prendra :

$$\tau_1=600s, \tau_2=6000s, K_2=1, K_1=20 \text{ S.I.}, K_0=2 \cdot 10^{-4} \text{ S.I.}$$

On posera $\lambda=k_1.k_2.k_0$.

Partie 1

1. calculer les fonctions de transfert

$$H_1(p) = \frac{T(p)}{U(p)} ; H_2(p) = \frac{T(p)}{T_1(p)}$$

2. donner un schéma fonctionnel (entrée $U(p)$ et sortie $T(p)$).

3. Soit $u(t) = K_R (y_c(t) - y(t))$ avec

- $y_c(t)$ est la température de consigne (en mA),
- $y(t)$ est la mesure (en mA) de la température de l'enceinte (grandeur réglée).

3.1 Représenter le schéma fonctionnel du procédé en boucle fermée.

3.2 Calculer la fonction de transfert en boucle ouverte $F_{TBO}(p)$, du système.

3.3 Calculer la fonction de transfert en boucle fermée $F_{TBFA}(s)$.

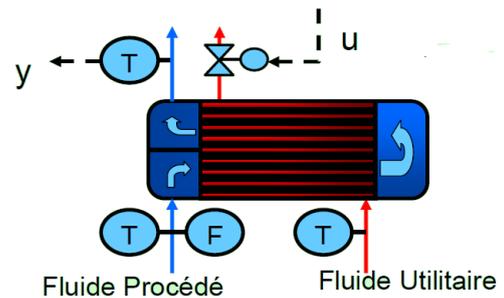
3.4 Calculer la valeur de K_R , pour avoir un amortissement réduit de 0.7. Faire l'application numérique.

3.5 Déterminer le temps de réponse à 5% du procédé ou système asservit. Faire l'application numérique.

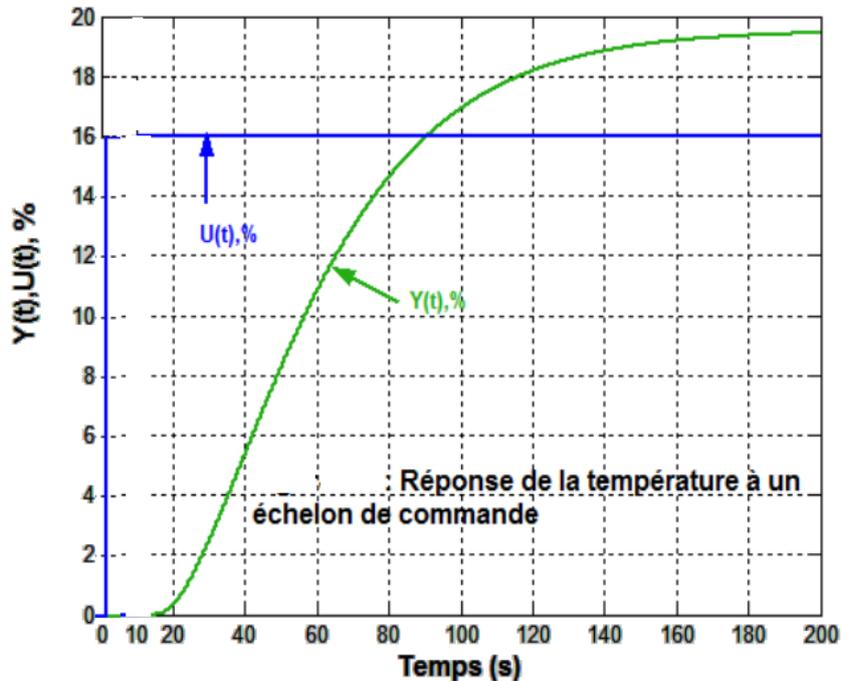
3.6 Calculer la valeur finale de la sortie et le dépassement en réponse à un échelon de consigne $DTc = 10^\circ$

Partie 2

On cherche à identifier la fonction de transfert réglante de l'échangeur thermique (figure 2). Une variation de la commande u , appliquée à l'actionneur a permis d'obtenir la réponse indicielle $y(t)$ mesure de la température DR1



1. Donner la fonction de transfert réglante $H1(s) = Y(s)/U(s)$ représentative de cet échangeur de chaleur en appliquant la méthode de Broïda.
2. Donner la fonction de transfert réglante H
3. $(s) = Y(s)/U(s)$ représentative de cet échangeur de chaleur en appliquant la méthode de Strejc.



Références bibliographiques

[1] Régulation industrielle Auteurs: M.KSOURI et P.BORNE Editions Technip, Paris.

[2] Régulateur PID en génie électrique Auteur: Dominique Jacob Ellipses, édition marketing S.A, 1999

[3] Régulation classique en industrie, support de cours pour BTS-GM : conception et réalisation Mohamed BOUASSIDA, version Mai 2010

[4] Asservissement et Régulation, Note de cours Moez ALLOUCHE et Ahmed BENAYED : ISET MAHDIA

[5] Régulation industrielle Note de cours Hechmi KHATERCHI publié au site <http://www.technologuepro.com/cours-genie-electrique/cours-6-regulation-industrielle>