

REGULATION

CLASSIQUE EN INDUSTRIE

S U P P O R T D E C O U R S P O U R B T S _ G M I

Conception et réalisation

Mohamed BOUASSIDA

Ingénieur en Electromécanique

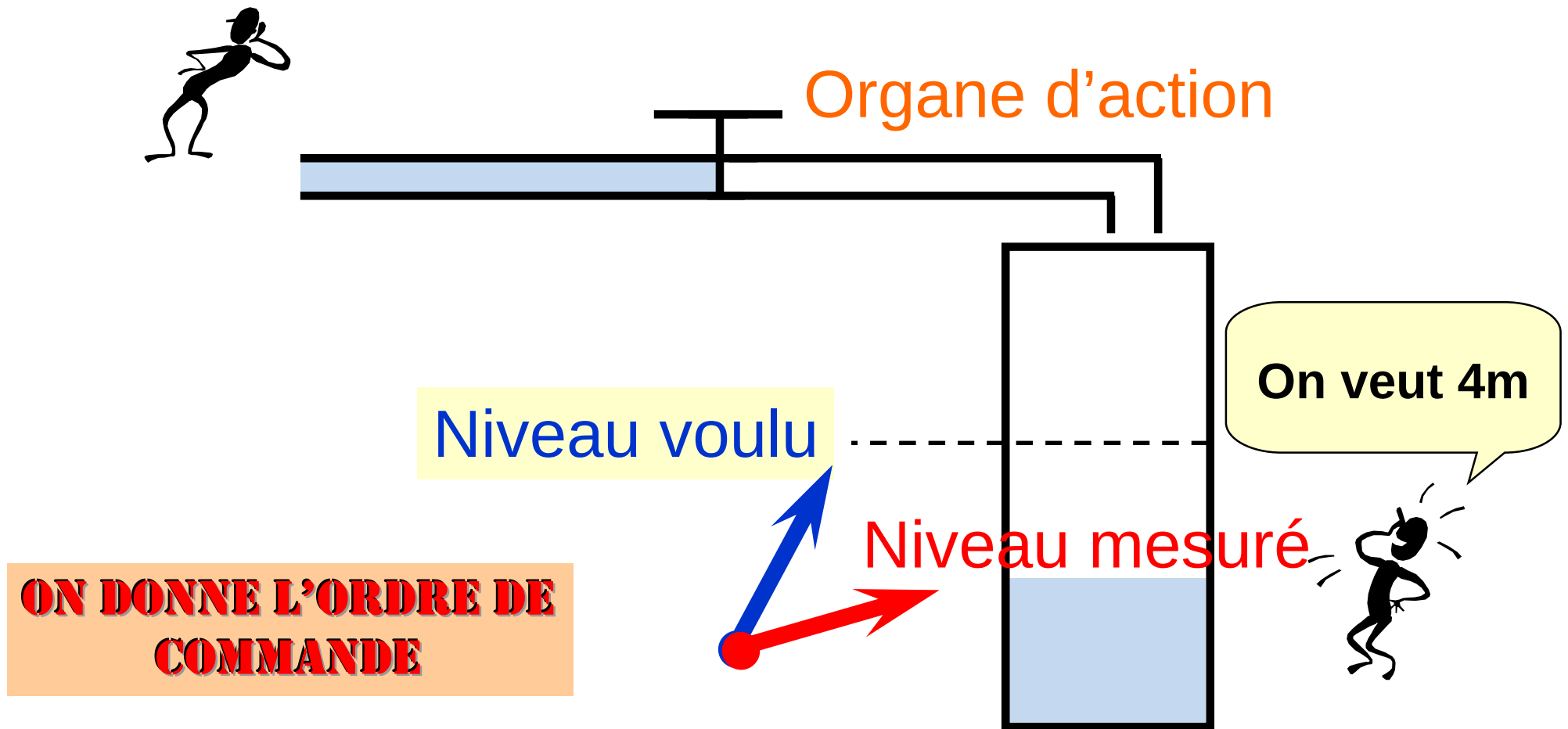
Formateur en Instrumentation et Régulation industrielle

Version Mai 2010

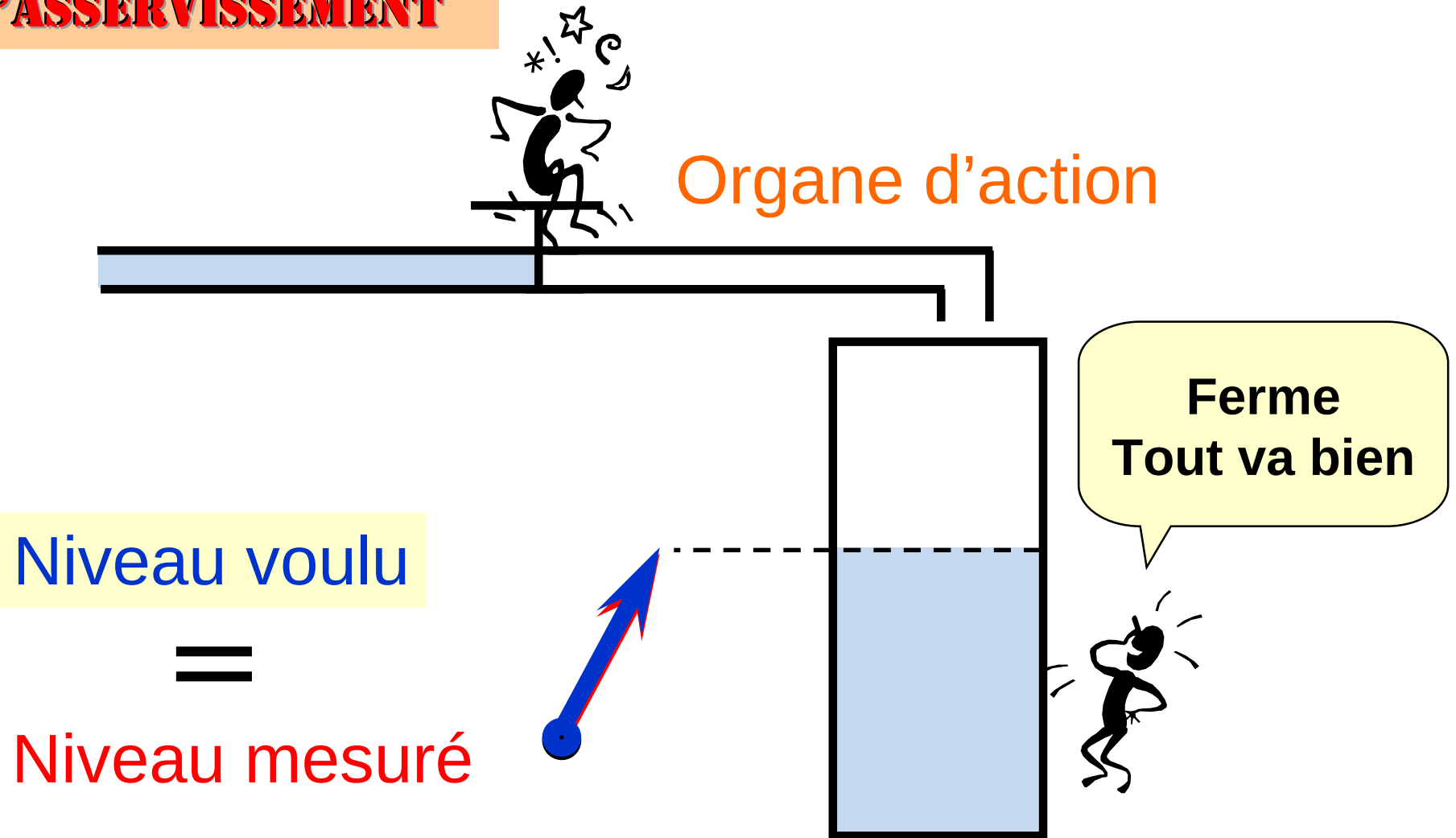


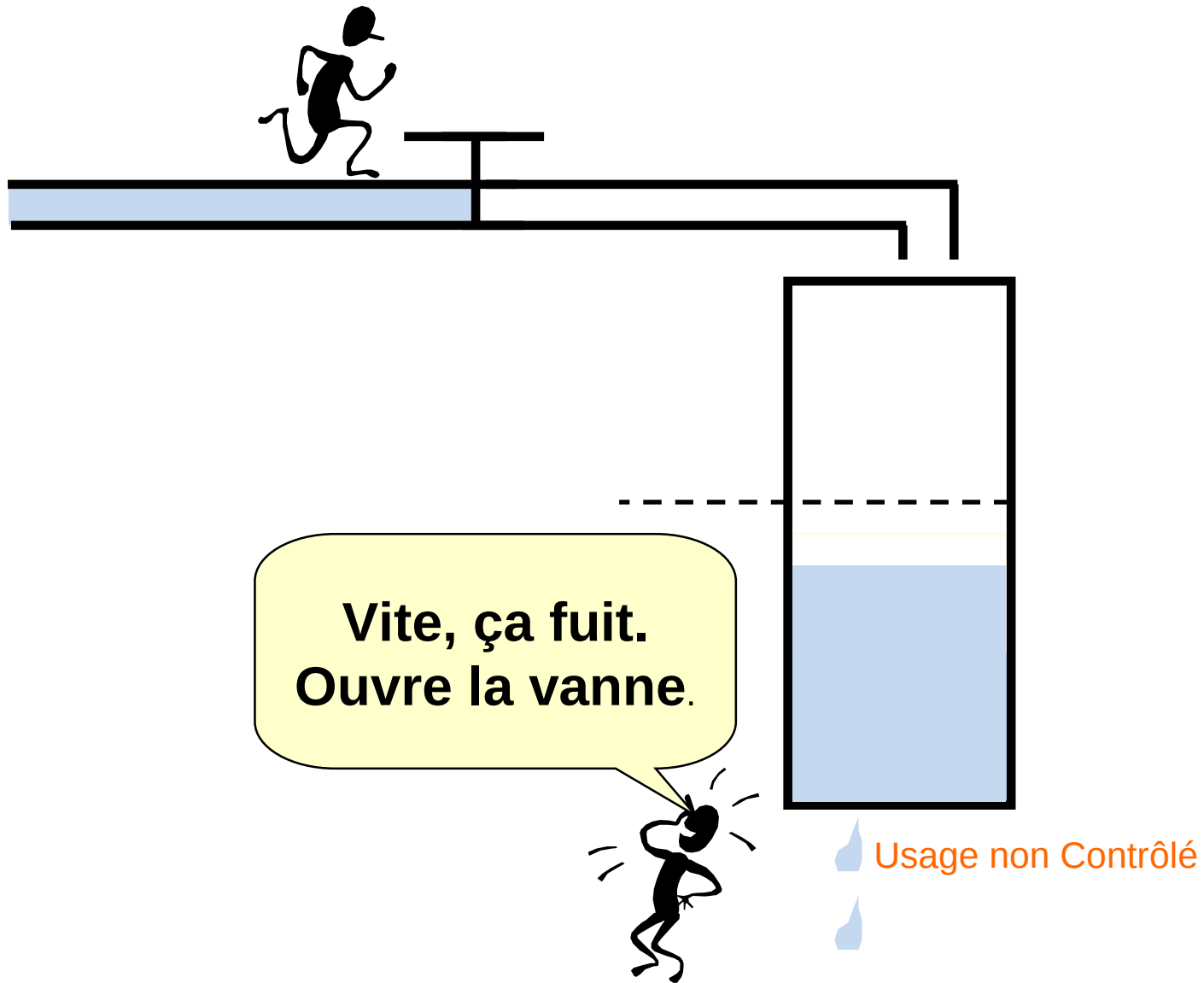
Reproduction sans préavis du concepteur n'est pas autorisée, Contacter mohamedbouacida@yahoo.fr

NOTION D'ASSERVISSEMENT ET DE REGULATION



C'EST L'ASSERVISSEMENT



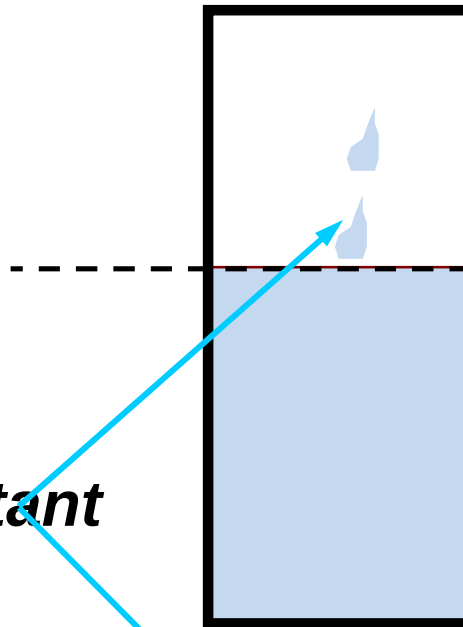


Maintenir = Réguler = Maîtriser



**ON ASSURE LA
RÉGULATION**

Débit entrant = Débit sortant



Usage non contrôlé

C'est
bon,
Maintenir



REGULATION DE BASE

INTRODUCTION

La REGULATION (CONTROL), découle du verbe **Réguler** (to control), signifiant le contrôle ou la maîtrise, ce terme est très différent du REGLAGE (ADJUSTEMENT) qui provient du verbe **Régler**, qui signifie fixer ou ajuster.

Il y'a plusieurs types de régulation industrielle possibles telles que :

1. **TOR : Tout Ou Rien** (ON-OFF Control)
2. **MLI : Modulation de la Largeur d'Impulsion** (PWM) avec PID
3. **PID : Continue Proportionnelle, Intégrateur, Dérivateur**
4. **FUZZY : Continue PID avec l'introduction de la logique floue**
5. **MULTI-BOUCLES : Maître Esclave, Cascade, Rapport**
6. **NUMERIQUE : Modèle de référence**

Cette science est utilisée au début du XX^{ème} siècle, dans le domaine de gisement et d'exploitation en domaine pétrolier, navigation et ensuite en aviation et dans les industries des armes de pointes.

Et suite aux progrès considérables dans les domaines de l'électronique et de l'informatique industriel, la régulation est introduite dans les procédés de fabrication automatisés, pour maîtriser et asservir plusieurs grandeurs physiques par exemple : Température [°C], Débit [m³/h], Pression [bar],

Niveau [mm], Humidité [%], Vitesse [tr/min], PH [10^{-7}], Position [°], Distance [m], Force [N], Poids [Kg]...

De nos jours, quasiment toutes les industries, appareillages électroménagers et engins de transport utilisent forcément l'asservissement et la régulation.

La régulation industrielle touche à plusieurs industries à savoir :

- ✓ Alimentaires, Agroalimentaires, Pharmaceutiques, Médicales
- ✓ Pétrochimiques, Chimiques, Parapharmaceutiques, Textiles, chaussures
- ✓ Traitement des eaux, Tabac, Papeteries, Automobile
- ✓ Energies, transformations des matières brutes, Manufactures, Usinages

DÉFINITION & BUTS

La régulation regroupe l'ensemble des techniques utilisées visant à maintenir constante une grandeur physique appelée

GRANDEUR REGLEE

À une valeur désirée appelée

CONSIGNE

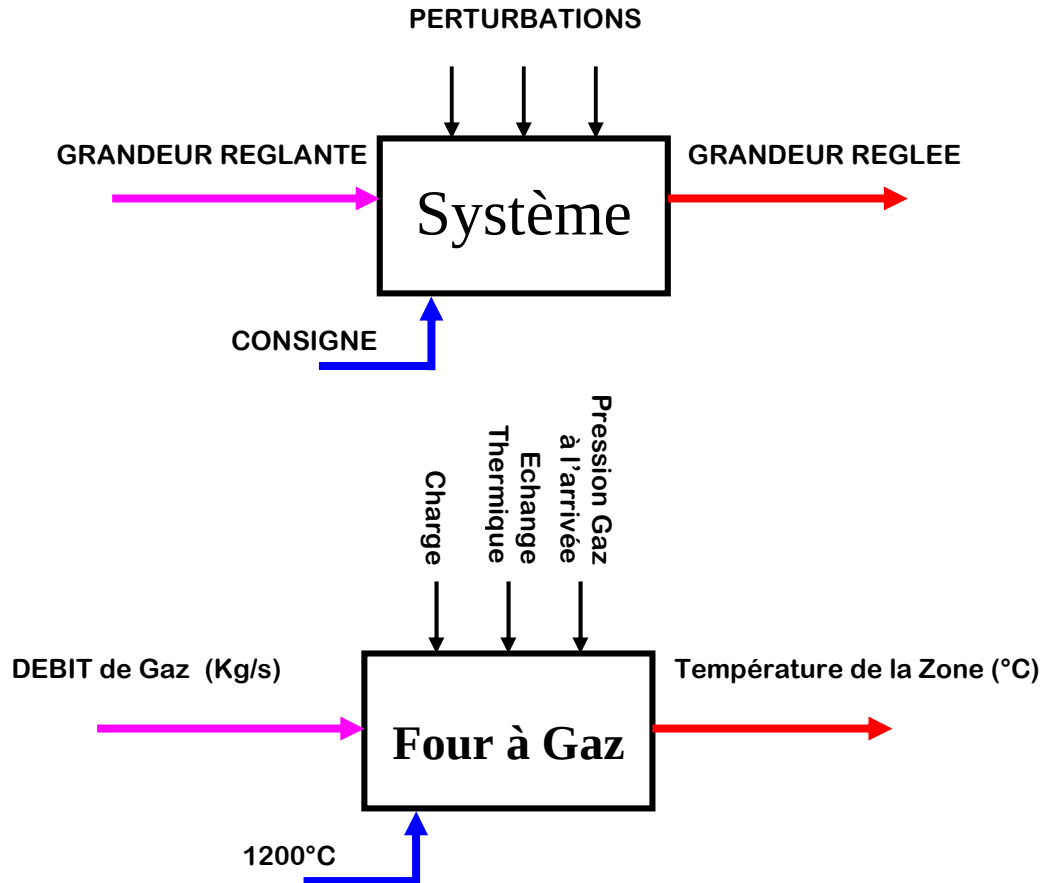
Soumise à des

PERTURBATIONS

En agissant sur une autre grandeur physique appelée

GRANDEUR REGLANTE

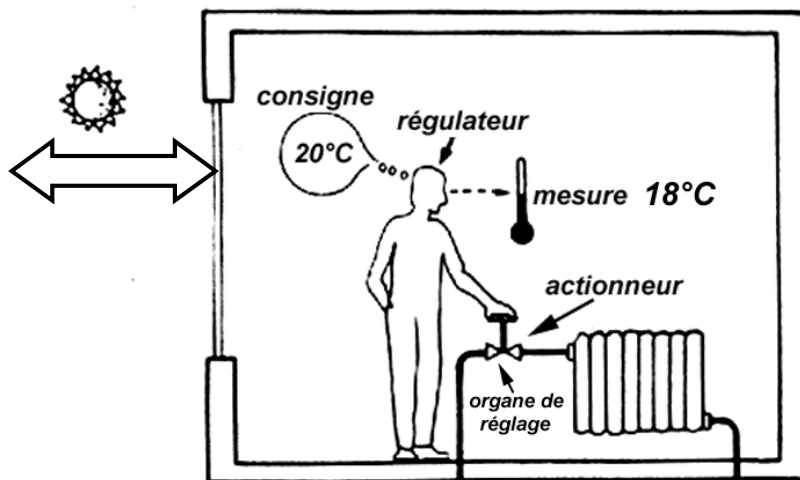
Pour un minimum d'**ÉCART** possible et le plus **RAPIDEMENT** possible (économie d'énergie) sans **DESTABILISEE** la réponse (qualité du produit)



EXEMPLES DANS LA VIE COURANTE

➤ Chauffer un Local

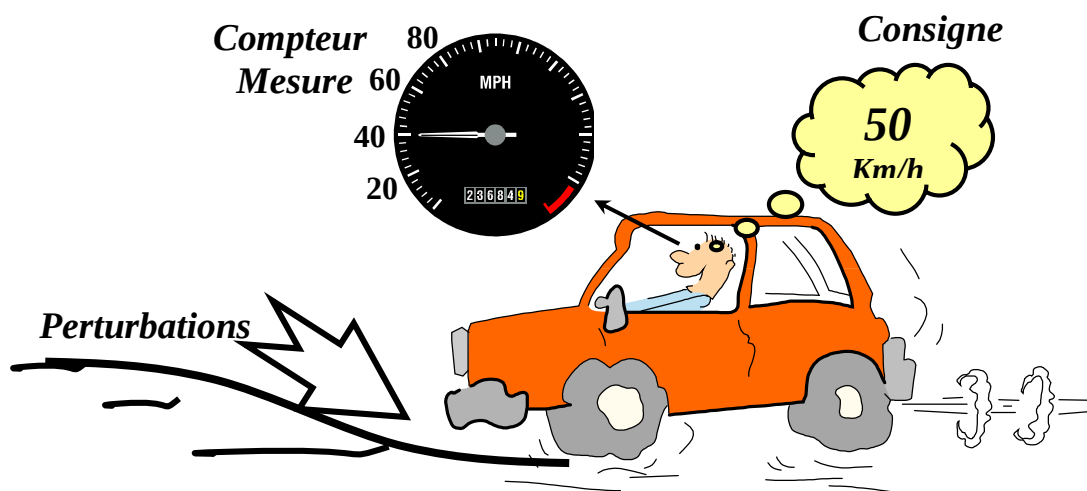
Cas d'un système à une entrée et une sortie :



Entrées	Sorties	Perturbations	Organes de réglage
*Débit d'eau chaude	* T° local	* T° eau chaude * Pression eau chaude * T° ambiante * Echange avec l'extérieur	*Vanne d'arrivée d'eau chaude

➤ Conduire une voiture

Cas d'un système à deux entrées et une seule sortie :

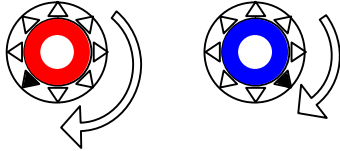


Entrées	Sorties	Perturbations	Organes de réglage
* Vitesse rotation moteur * Pression de freinage	* Vitesse linéaire de déplacement	* Vitesse du vent * Direction du vent * Pentes et virages	* Accélérateur * Frein

➤ Prendre une douche tiède

Cas d'un système à deux entrées et deux sorties :

Organes de réglage



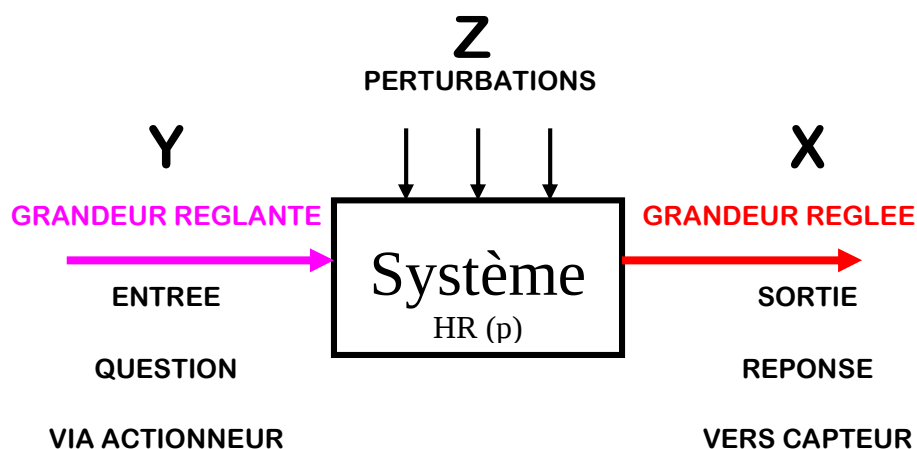
Consignes

Eau Tiède & Abondante

Mesure : Par les capteurs de la peau

Entrées	Sorties	Perturbations	Organes de réglage
* Débit d'eau chaude	* T° du mélange	* T° eau chaude	* Vanne d'arrivée d'eau chaude
* Débit d'eau froide	* Débit du mélange	* T° eau froide	* Vanne d'arrivée d'eau froide
		* Pression d'arrivée d'eau chaude et froide	

TERMINOLOGIE DE COMMANDE



$X = f(Y)$: Caractéristiques directes

$X = f(t)$: Réponse temporelle

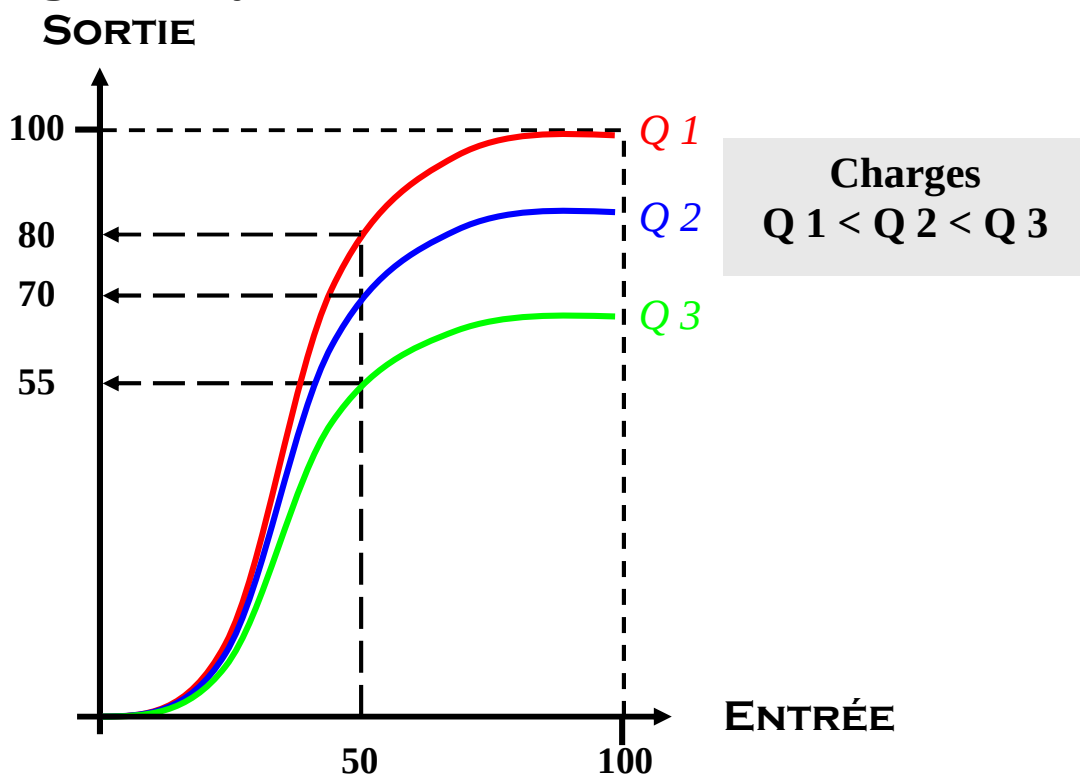
$X = f(p)$: Réponse dans le repère de Laplace

$HR(p) = f(p)$: Modèle du système

LES QUALITÉS DES SYSTÈMES

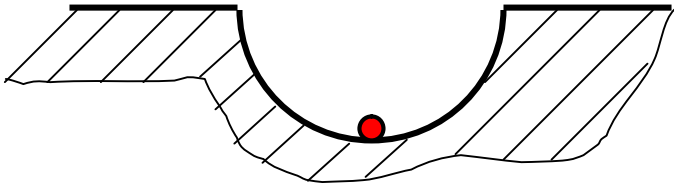
La maintenance des systèmes automatisés repose sur le suivi régulier des caractéristiques dynamiques et statiques, chaque système se comporte d'une manière unique, et ce comportement change après un temps d'exploitation, ou suite à une intervention de maintenance. Les qualités d'un système peuvent être utilisées pour calculer les puissances des grandeurs Réglantes (moteurs, brûleurs, vannes de gaz ...) et du choix des capteurs. Le modèle fiable d'un système peut servir pour l'application de la régulation numérique

➤ Charge d'un système

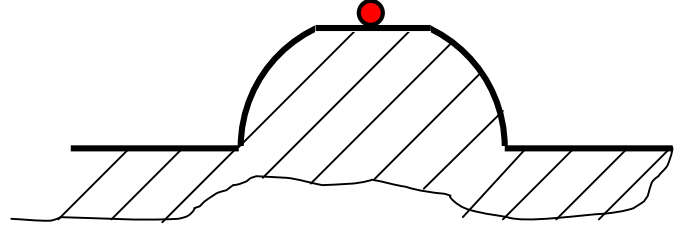


➤ Stabilité

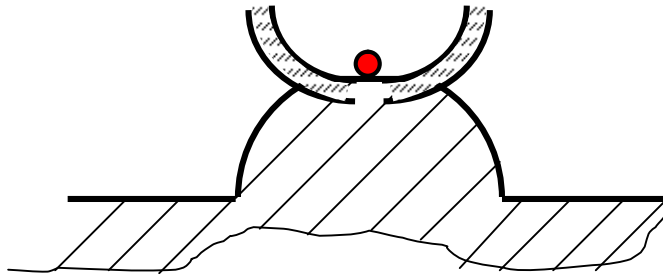
**SYSTÈME
NATURELLEMENT
STABLE**



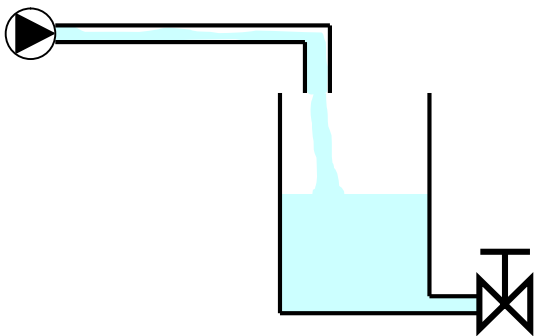
**SYSTÈME
NATURELLEMENT
INSTABLE**



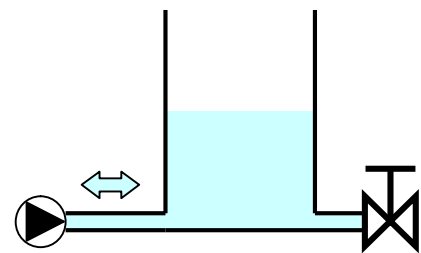
SYSTÈME ARTIFICIELLEMENT STABILISÉ



Exemple :

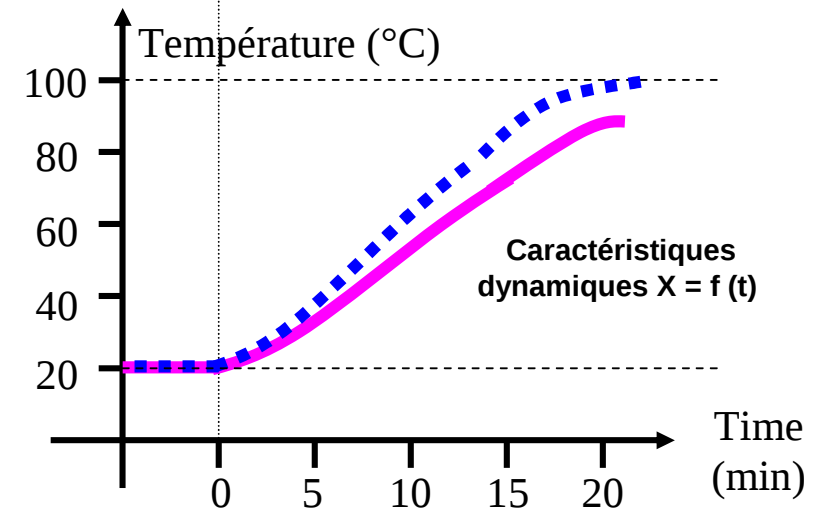
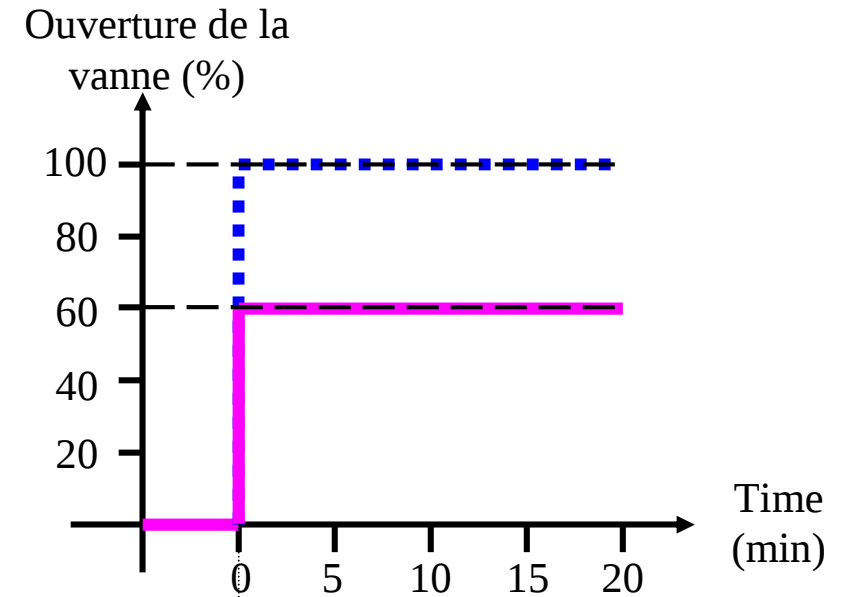
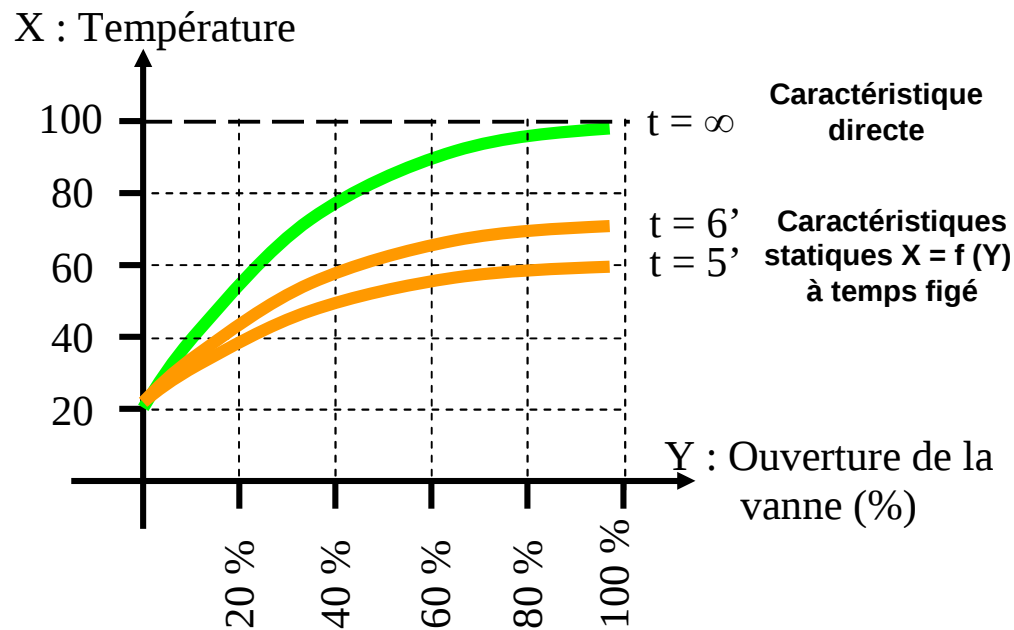
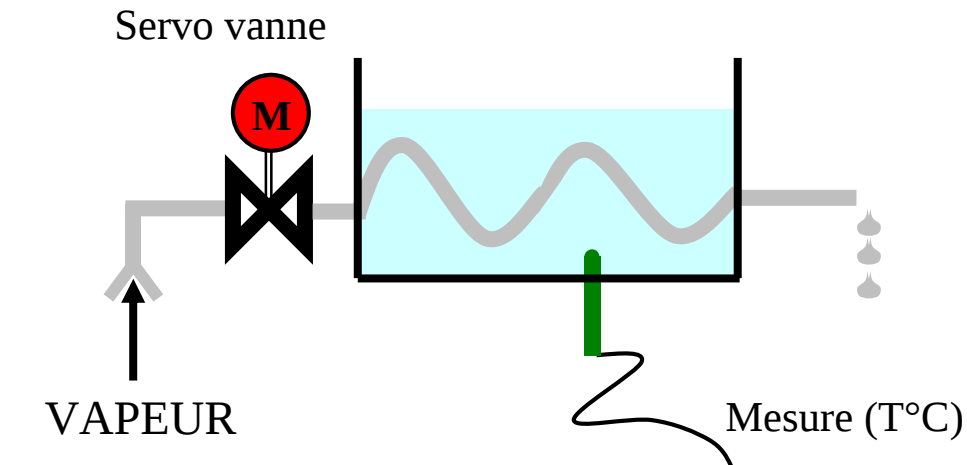


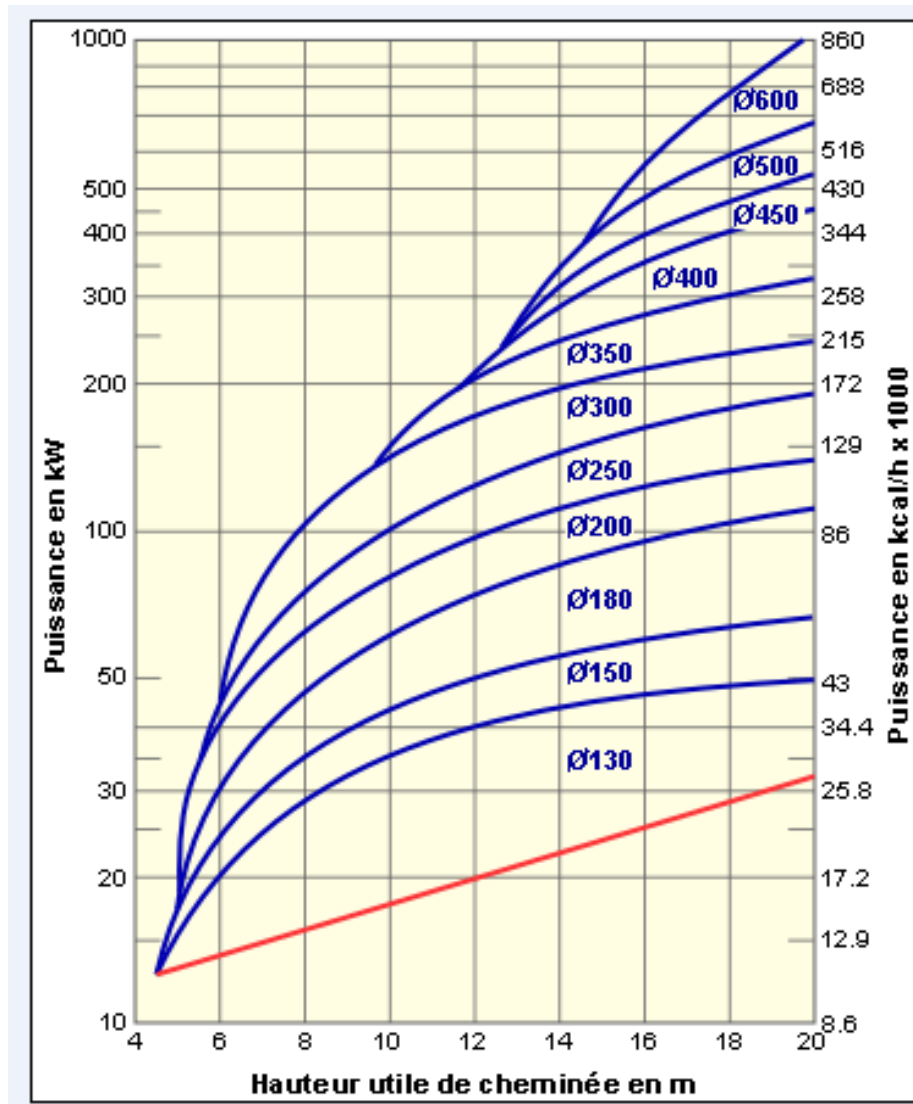
**SYSTÈME NATURELLEMENT
INSTABLE**



**SYSTÈME ARTIFICIELLEMENT
STABILISÉ**

COMPORTEMENTS STATIQUES ET DYNAMIQUES D'UN BÂCHE D'EAU PILOTER EN CHAUFFAGE (B.O)





Exemple de caractéristiques d'un système de chauffage central

MATERIALIZATION DE LA REGULATION

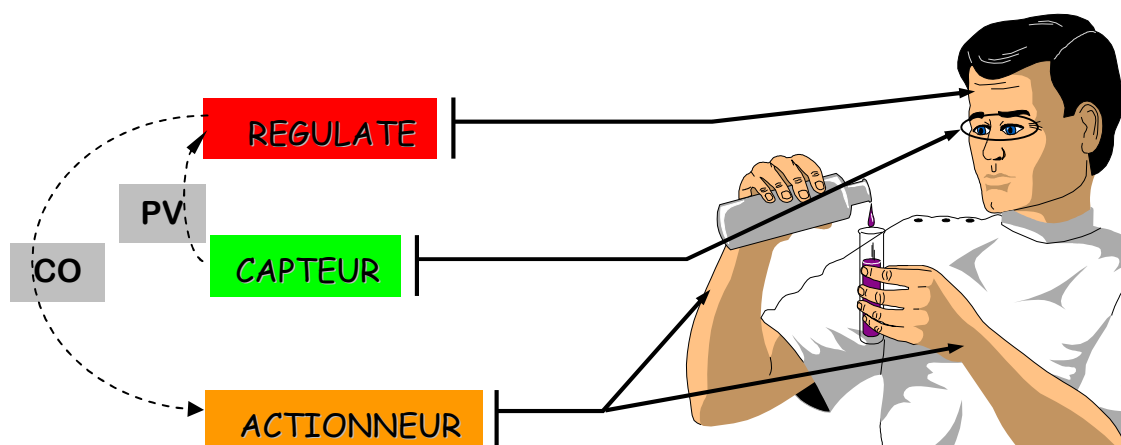
CHAÎNE DE MESURE

Une **CHAÎNE DE MESURE** est un terme technique utilisé surtout par les instrumentistes électroniciens, pour les régulateurs on préfère le terme **BOUCLE DE REGULATION** qui définit le minimum des instruments nécessaires pour asservir et réguler un procédé industriel à une seule entrée et une sortie unique, constituée de trois instruments de base à savoir :

❖ Un instrument de mesure soit le **CAPTEUR**, poster à la sortie du système, il mesure sans trop déformer la grandeur réglée qu'on appelle **PV**: PROCESS VALUE, et envoi un signal de mesure **M** qui est l'image de PV vers l'instrument suivant.

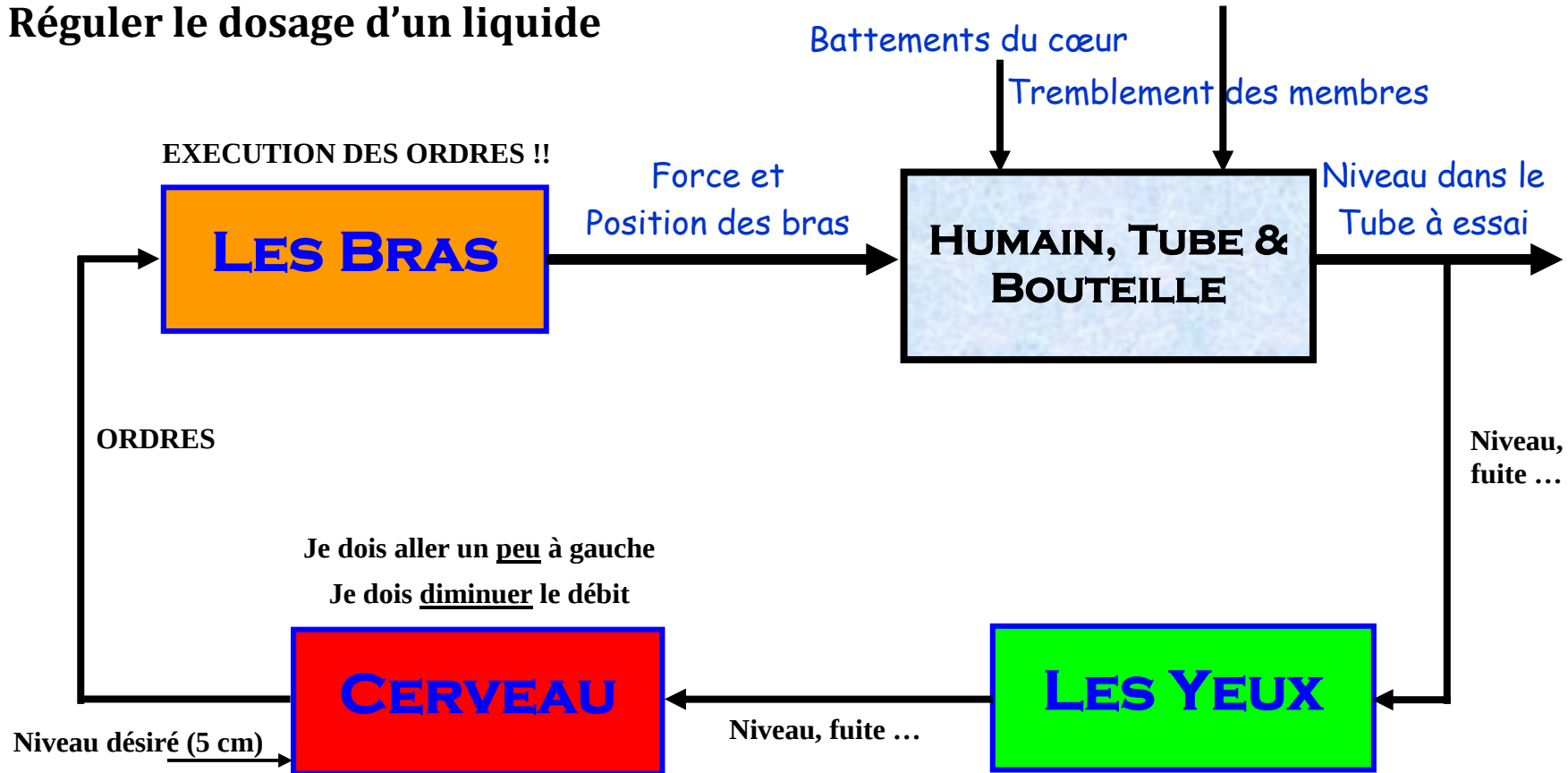
❖ Un instrument de Réflexion soit le **REGULATEUR**, c'est l'organe qui régule en calculant les écarts instantanés, ensuite les influencés par des effets mathématiques pour générer un signal réglé **CO** CONTROL OUTPUT appliqué à l'organe suivante.

❖ Un instrument d'action soit l'**ACTIONNEUR**, c'est l'outil qui reçoit l'ordre du régulateur et le traduit en une réalisation en pourcentage d'action soit **Y%** pour agir sur la variable Réglante et influencer le système dans le but de ramener la mesure à la consigne voulue.



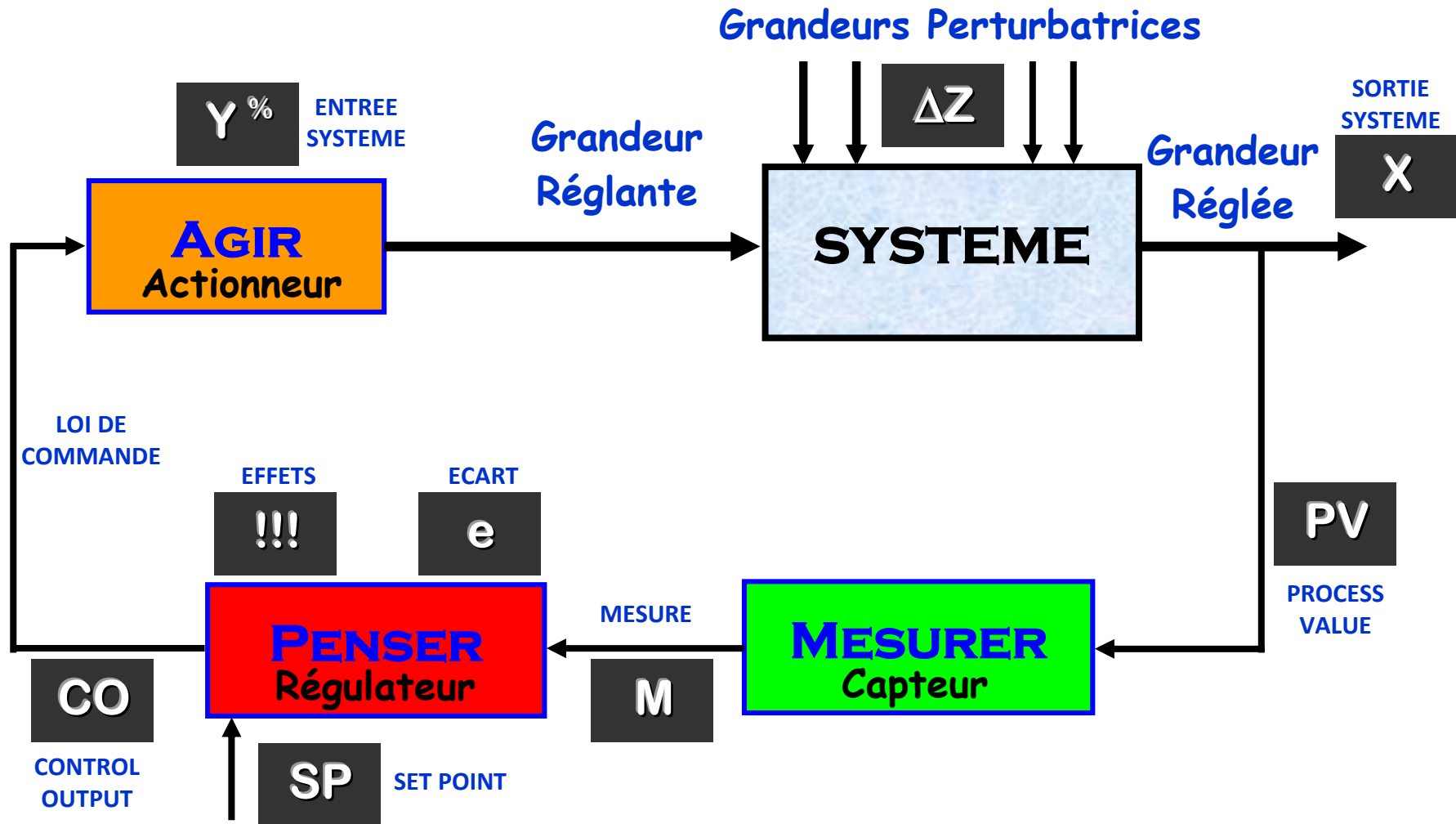
C'est la première brique de
Construction des chaînes

➤ Réguler le dosage d'un liquide



La personne qui essaye de verser un niveau précis (déjà décidé) est contraint de voir juste l'évolution du niveau dans le tube à essai et commander ses bras pour réussir rapidement sans fuite à l'extérieur ni dépassement de la consigne, s'il ferme ses yeux un instant la régulation devient impossible.

➤ Schématisation d'une chaîne de mesure



ASPECT DE COMMANDE

Les performances d'une régulation peuvent se vérifier en observant l'allure du signal de mesure de la grandeur réglée.

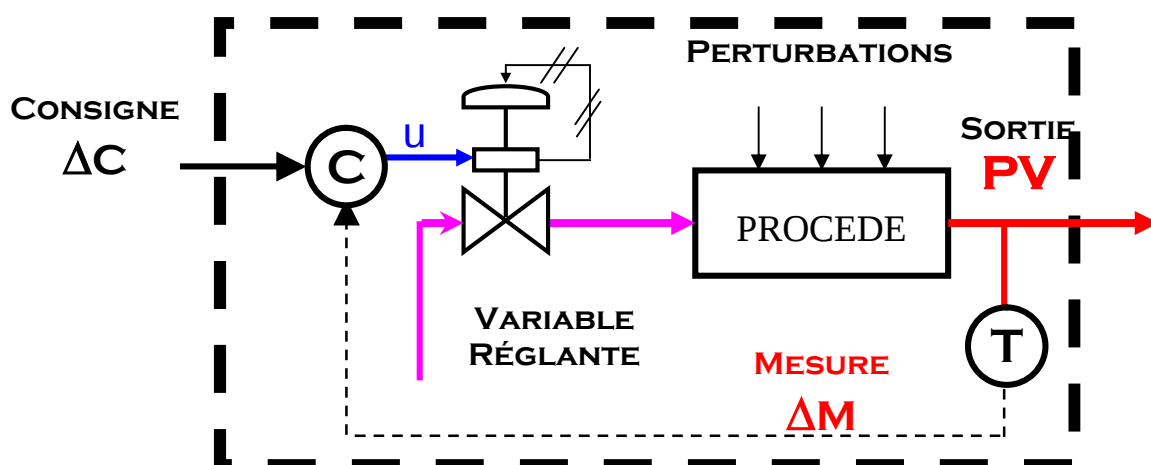
Après réglage des actions (effets) du correcteur C, pour vérifier si le comportement du système à contrôler est acceptable on effectue deux tests :

- ☺ **Test en asservissement : ΔC** : Changer la consigne en partant du régime permanent.
- ☺ **Test en régulation : ΔZ** : Changer une ou plusieurs grandeurs perturbatrices, soit les contrôlables.

➤ Aspect Asservissement :

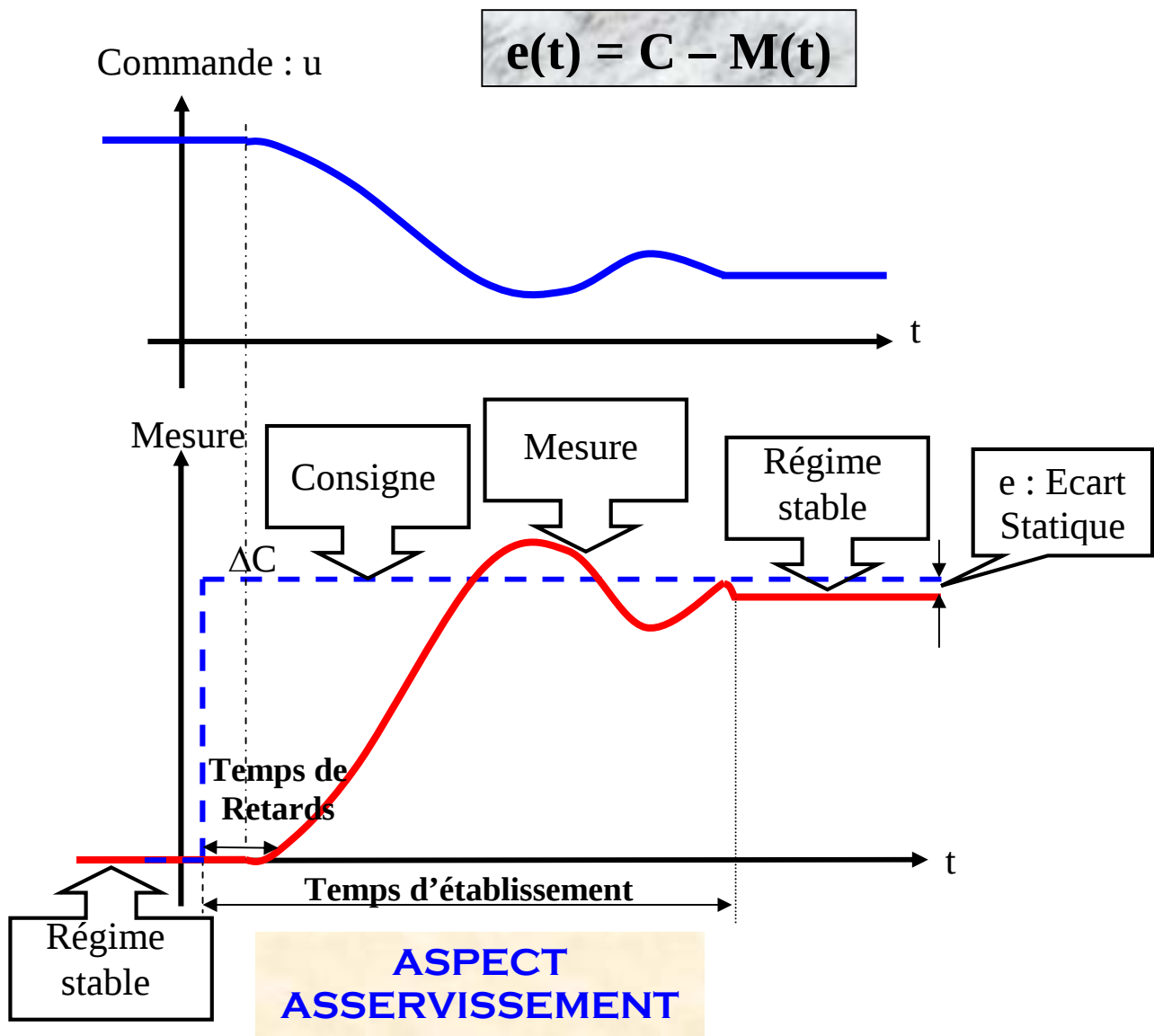
Asservir : ordonner : **التحكم**

Soit un procédé quelconque , influencé par n grandeurs perturbatrices et réguler par une variable Réglante entrée du système moyennant une vanne de régulation qui dose la variable Réglante selon un signal de commande u , la sortie du système est mesurée ΔM et transmis au correcteur ou régulateur C.

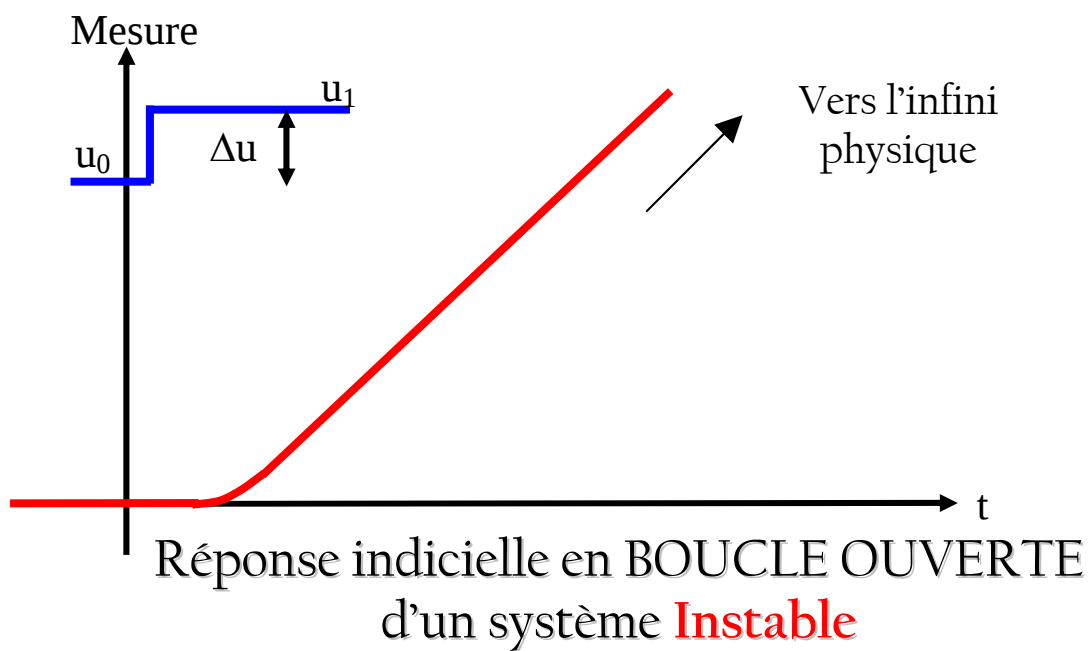
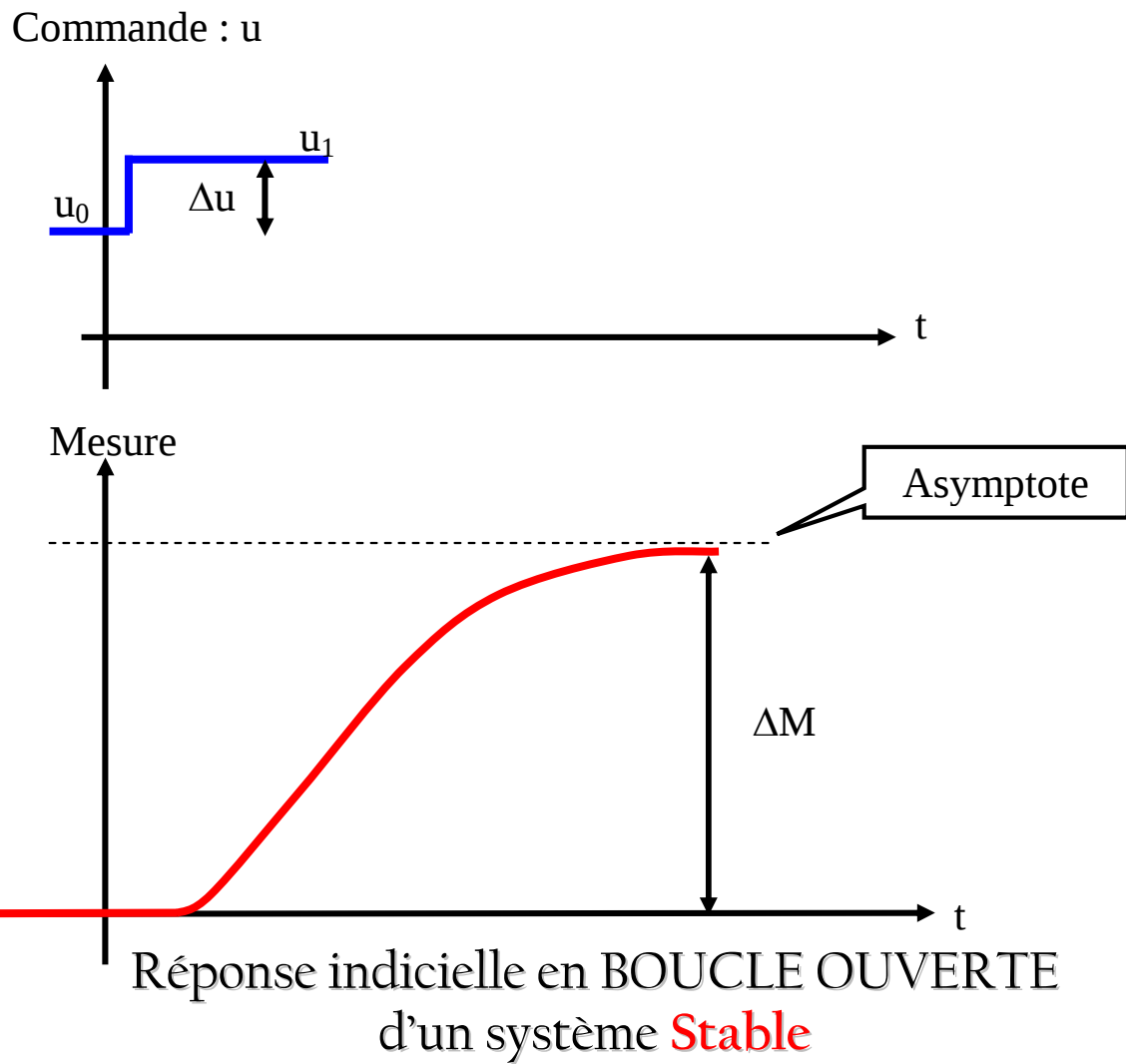


La mesure est constamment surveillé à l'échelon de la consigne introduite et cette comparaison sera corrigée et injecter comme signal de commande sur le positionneur de la vanne de régulation.

Donc le régulateur C reçoit de l'utilisateur ΔC et le changement de la mesure ΔM et calcule l'écart instantané $e(t)$, et pour le test d'asservissement qu'on va réaliser on va appliquer un ECHELON de consigne et on peut écrire à chaque instant que :



Réponse en BOUCLE FERMEE



L'allure de la courbe de mesure en boucle ouverte des systèmes stables est de la forme "S" présentant une partie qui accélère et une partie qui décélère et un point d'inflexion entre les deux parties, pour la courbe de mesure en boucle ouverte des systèmes instables est une droite qui tend vers l'infini.

Pour la réponse en boucle fermée le dépassement unique de la consigne puisque le système est en boucle fermé et stable en même temps.

L'écart statique est défini au régime permanent en boucle fermée $e = \Delta C - \Delta M$

On définit ainsi :

✚ **Temps de Retard (B.F)** : t_r : c'est le temps commis par le système avant de réaliser $\approx 1\%$ de ΔM , soit le démarrage senti pour le début de l'exécution de la commande de il est le résultat de l'inertie de l'ensemble.

✚ **Temps d'établissement (B.F)** : t_E : c'est le temps écoulé entre l'instant de la commande et l'instant où le système se stabilise et rentre en régime permanent, ce temps est une caractéristique déterminante dans le choix des procédés en industrie.

✚ **Gain Statique (B.O)** : G_s : C'est une caractéristique statique pour les systèmes stables seulement, déterminer dans le régime permanent est ne porte pas d'unité puisque c'est un coefficient d'amplification et peut être calculé ainsi :

$$G_s = \Delta M\% / \Delta u\%$$

✚ **Erreur Relative (B.F)**: C'est la précision en pourcentage de l'exécution du système de l'écart statique « $e = \Delta C - \Delta M$ » par rapport au changement de la Consigne ΔC , soit :

$$\text{Erreur } (\%) = \frac{e}{\Delta C} \times 100$$

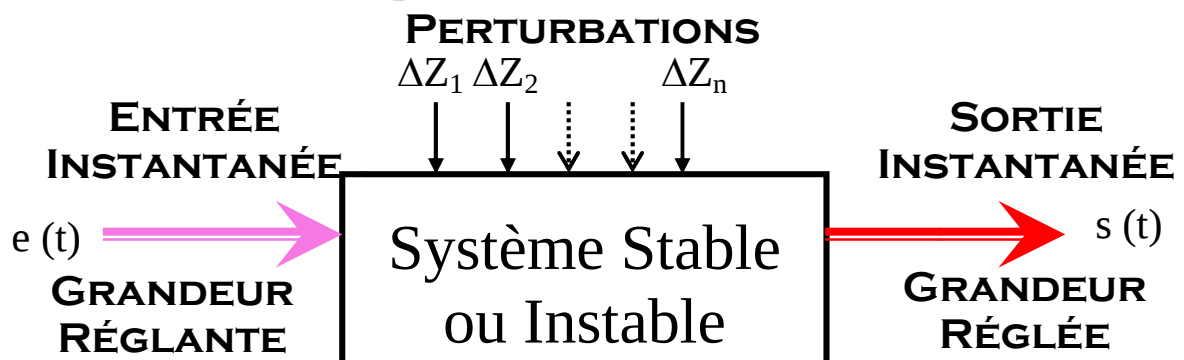
✚ **Coefficient d'intégration (B.O)** : k : Quand le système est instable est tend vers l'infinie physiquement (la valeur la plus grande possible) on définit ce coefficient qui est en fait la pente par rapport à la commande de la droite de réponse, si k est élevé alors le système s'emballe plus rapidement.

$$k = \frac{\Delta M}{(\Delta U. \Delta t)}$$

➤ ASPECT Régulation

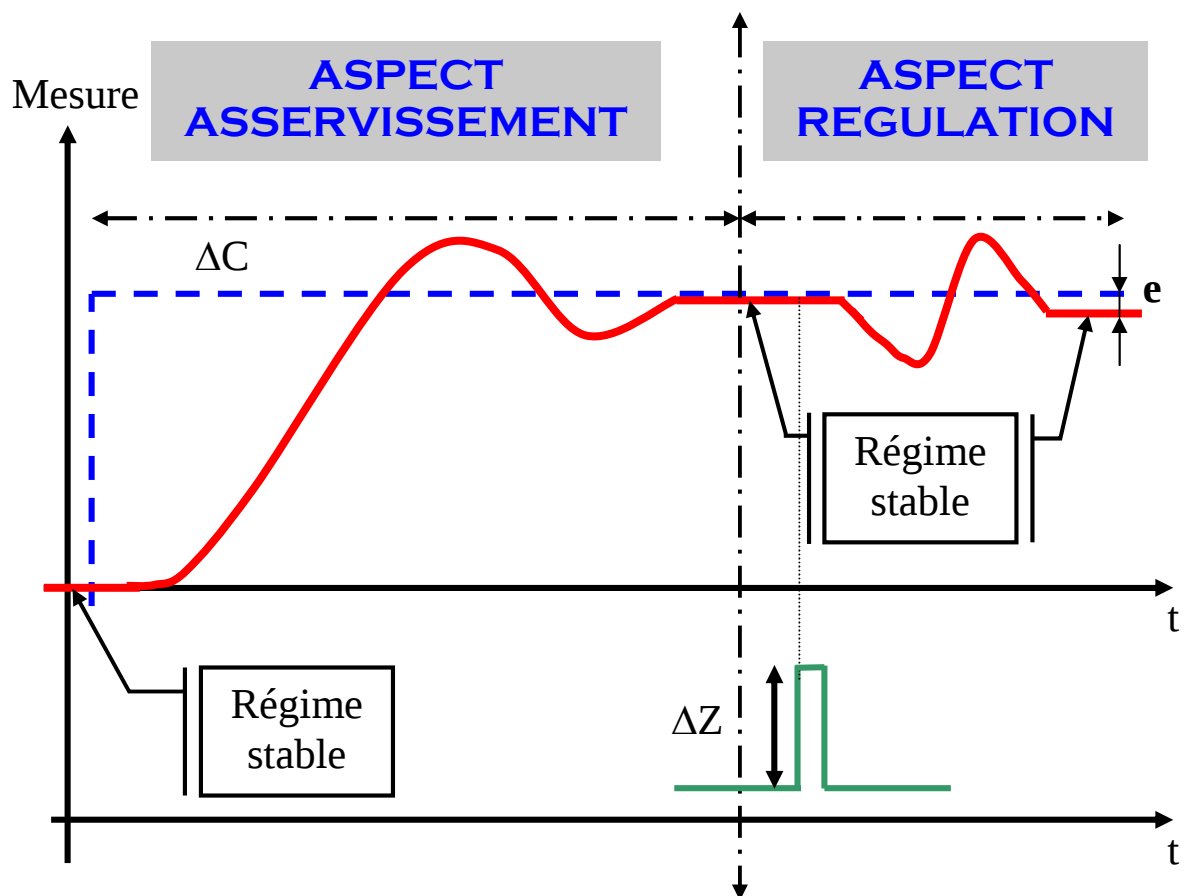
Réguler : Maîtriser : السيطرة

Soit le système suivant qui a une entrée instantanée et une sortie instantanée, et soumis à des perturbations non mesurables ni contrôlables, mais ils sont variables et on peut détecter leurs variations :



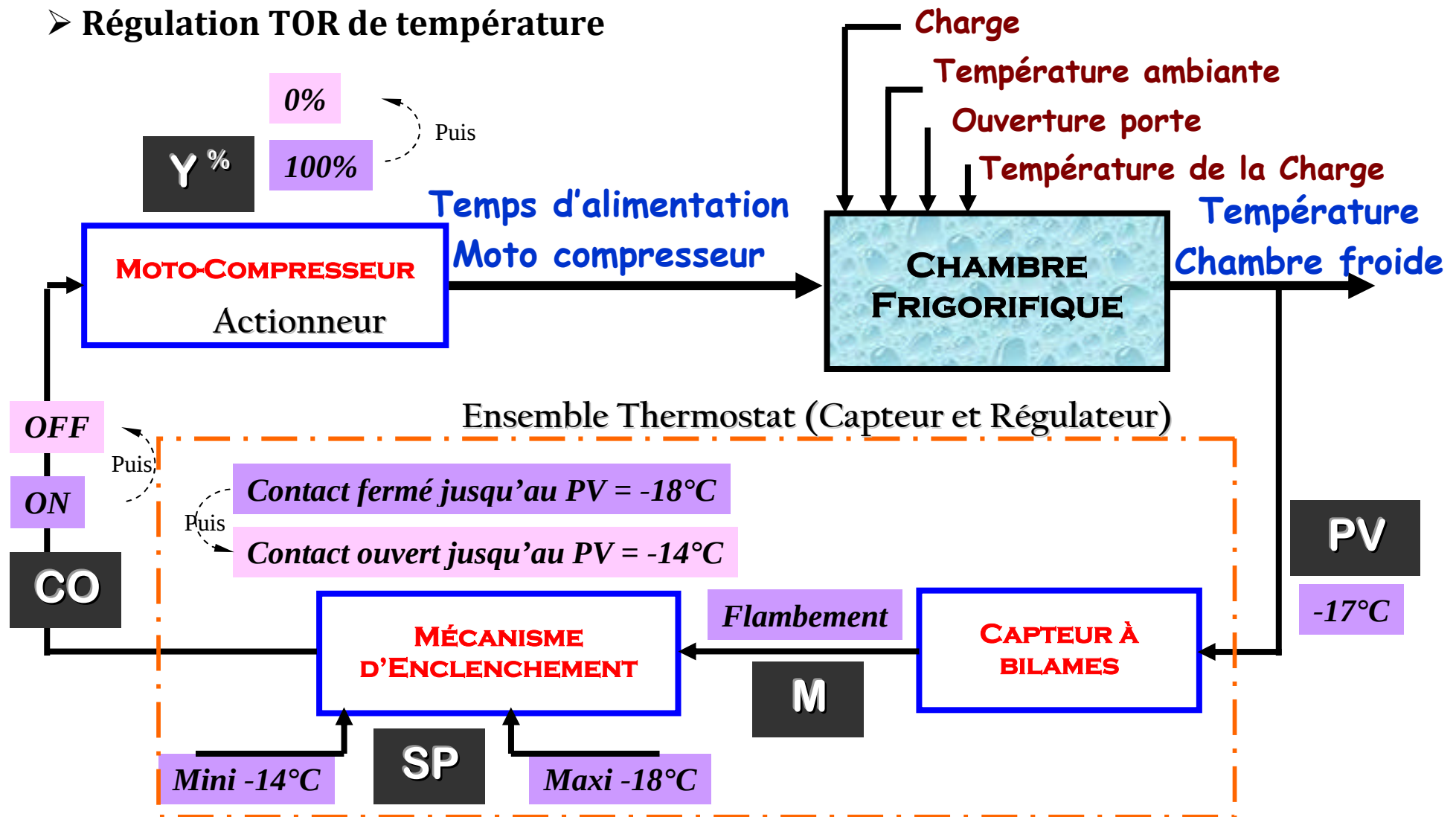
Si on ne touche pas à la consigne et le système est en régime permanent, à ce moment une des perturbations mesurable apparaît, le système oscille rapidement et revient au régime stable avec un nouveau écart, cette réaction est appelée **Aspect de régulation**.

Exemple explicatif : Comme le réfrigérateur, si on ouvre et on ferme souvent la porte, ainsi l'air frais sort et l'air chaud entre le capteur thermique à pression de gaz détecte la nouvelle température et envoi une information à l'organe de régulation qui est le thermostat qui à son tour ordonne l'ensemble moto- compresseur de tourner et compenser la différence de température qui est l'écart statique.



REGULATION "T.O.R"

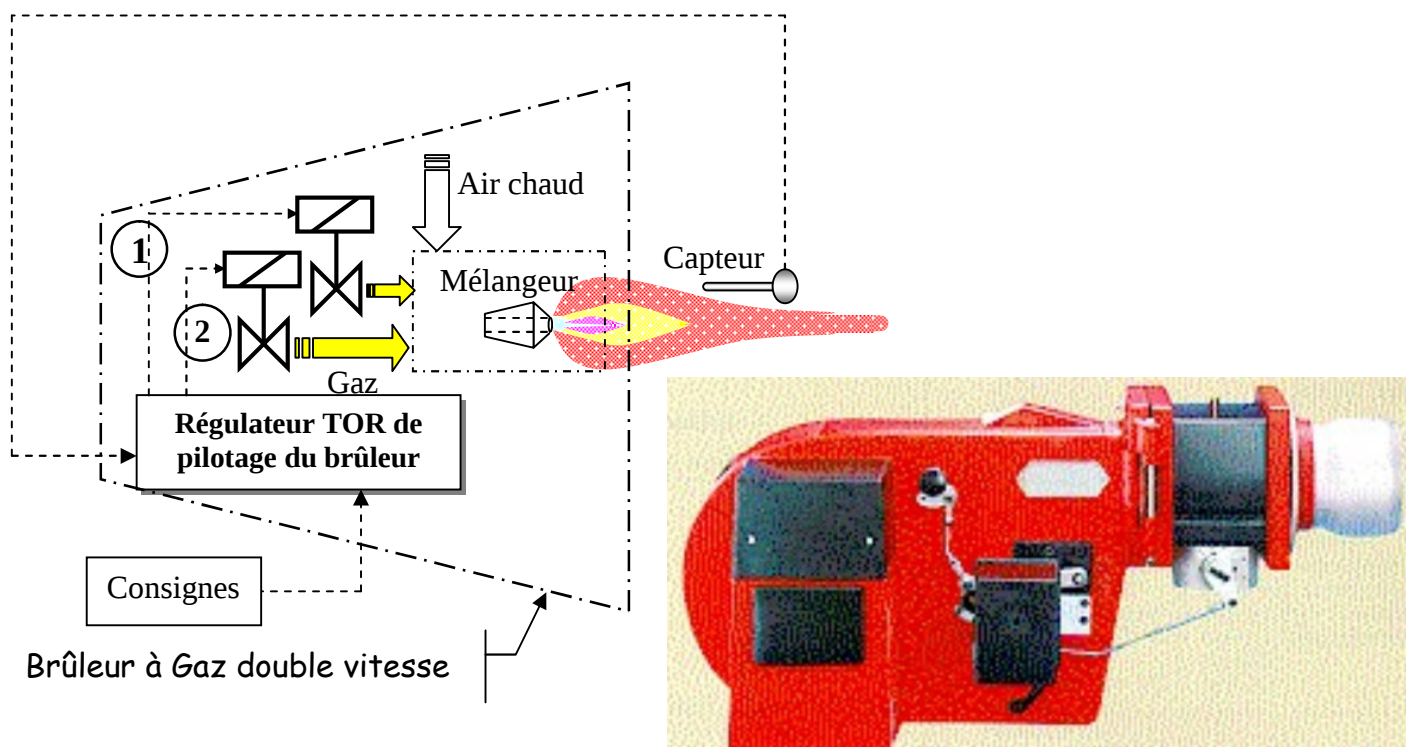
➤ Régulation TOR de température



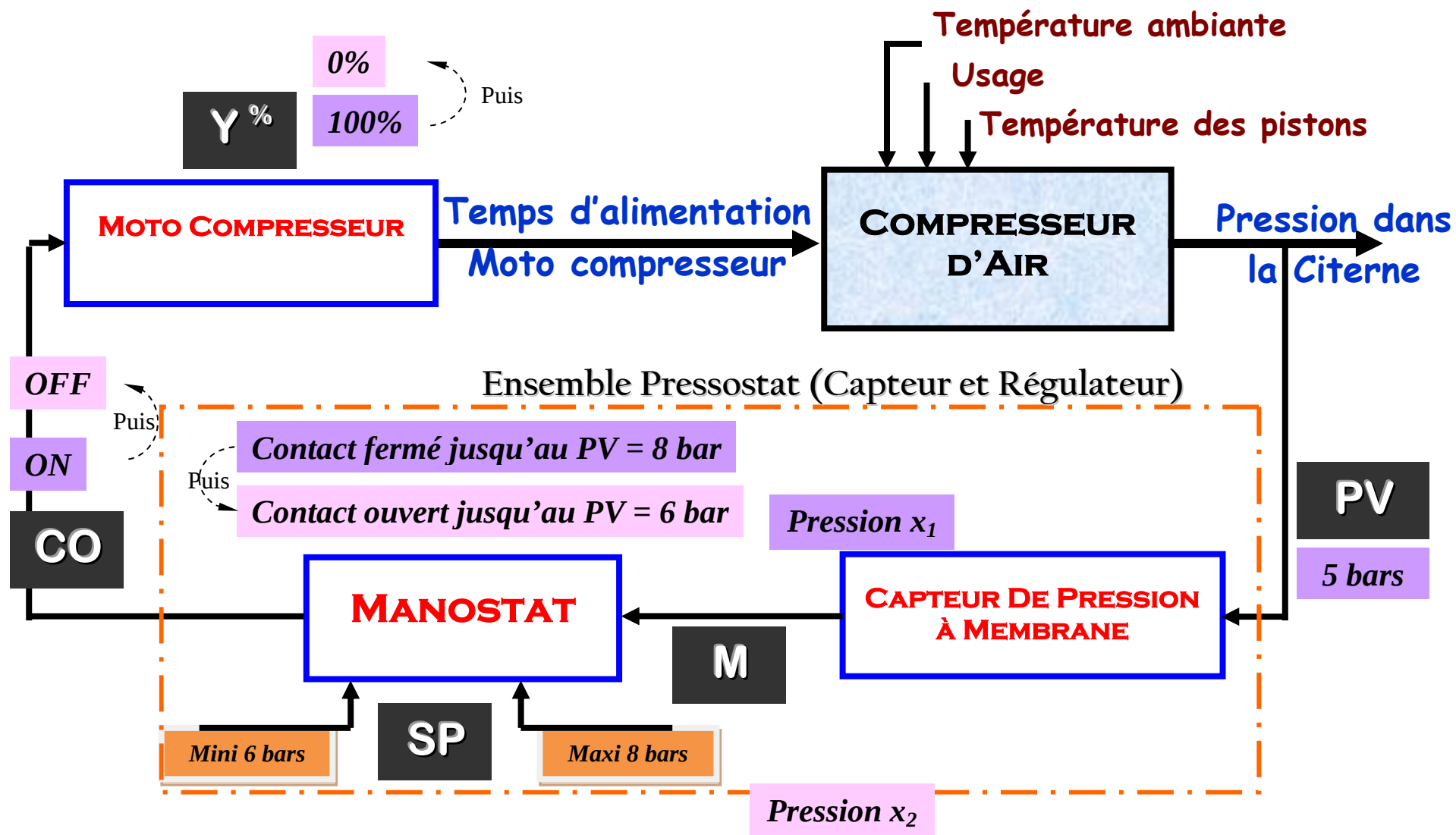
➤ Intérêts d'une régulation TOR

La régulation en Tout Ou Rien n'est justifiée que si la réponse du système est assez longue par rapport au temps de retard, soit plus de 20 fois minimum. La plus part des appareils électroménagers (exemple pour un réfrigérateur on peut avoir $t_r = 6s$ et $T_E = 3 \text{ min}$).

Comme indique son nom, la régulation TOR se caractérise par son action sur l'organe de réglage qui ne peut être que ON (fonctionne à 100%) ou OFF (arrêt 0%), l'action du régulateur peut se présenter comme un contact ouvert ou fermé, aussi un signal de 0V ou 24V pour commander une électrovanne. Dans l'industrie on trouve la régulation TOR pour réguler la température et peut être à deux vitesses, comme le cas des brûleurs de gaz à deux vannes :

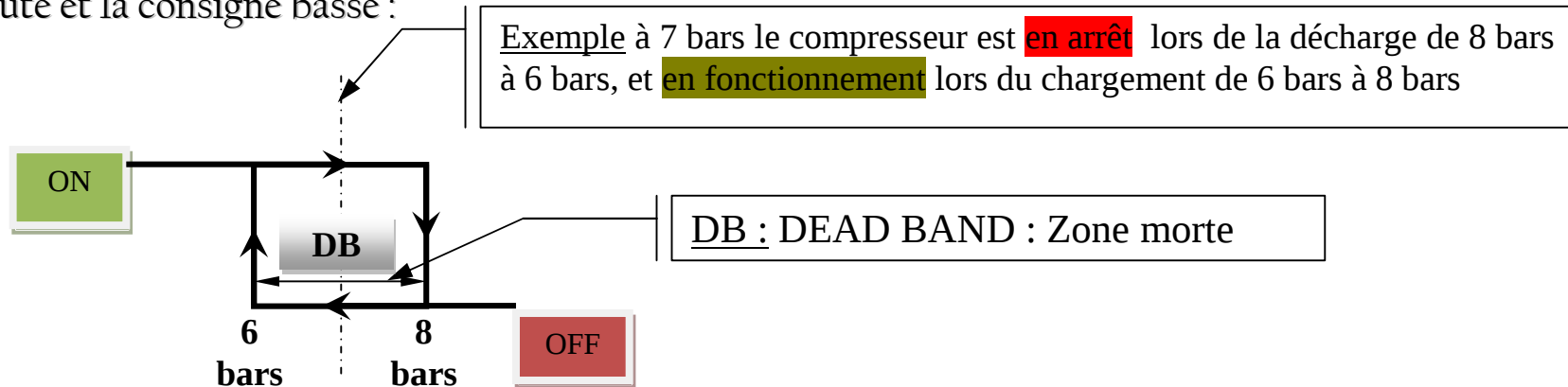


➤ Régulation TOR de Pression



➤ Caractéristiques de la régulation TOR

La Régulation TOR dite aussi ON-OFF CONTROL est caractérisée par la zone morte qui est l'écart entre la consigne haute et la consigne basse :



Exemple d'Hystérésis de commande par pressostat d'un compresseur

On peut définir pour la régulation TOR une consigne haute $SPH = SP - H$ et une consigne basse $SPL = SP + H$, mais l'inertie du système peut entraîner la mesure au-delà de ces deux limites d'où il faut choisir judicieusement la largeur "DB" selon 3 interférences :

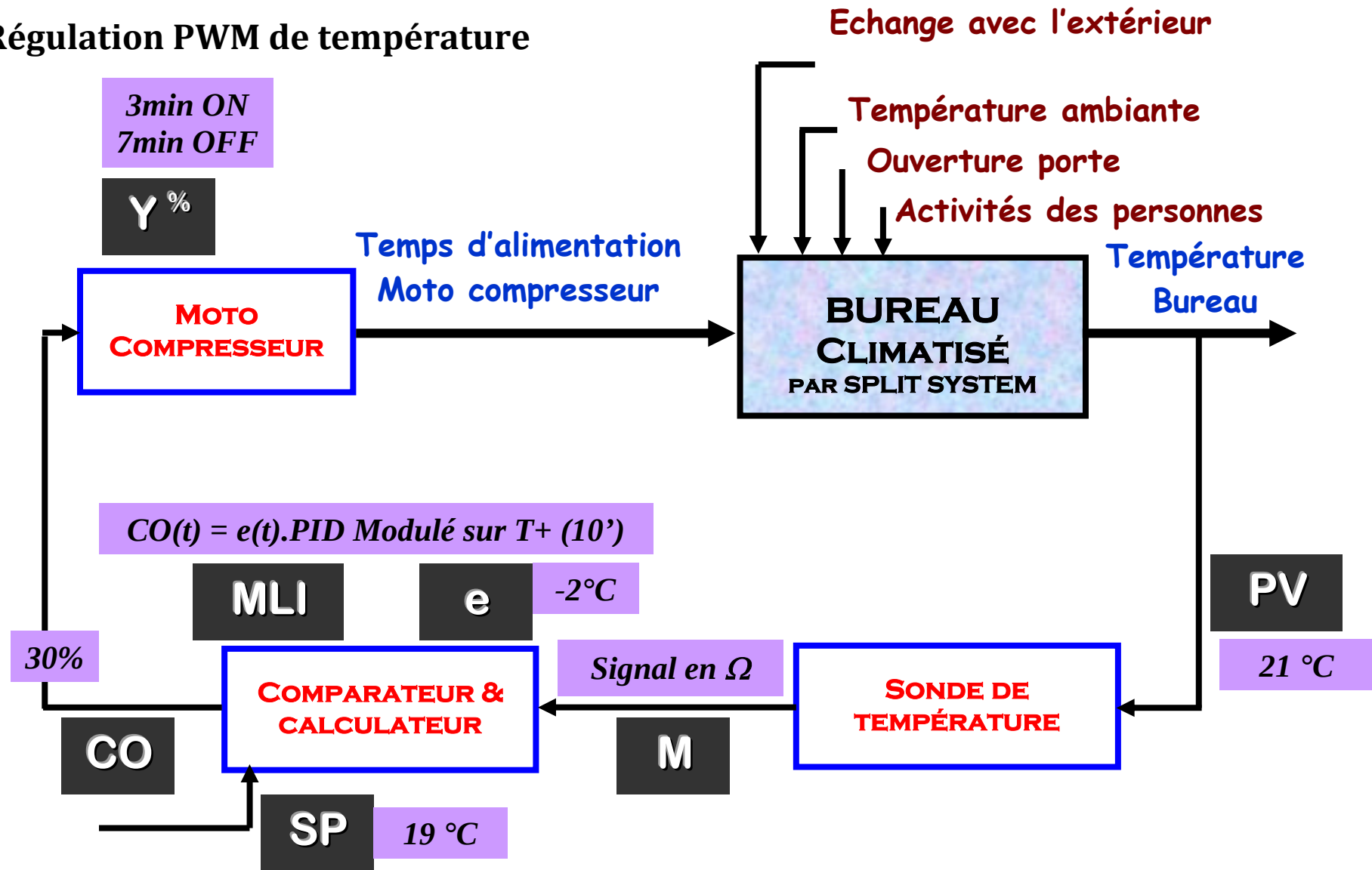
Inertie du système

Commutation ON-OFF de l'actionneur

Besoins de la production

REGULATION "MLI": MODULATION DE LA LARGEUR D'IMPULSION

➤ Régulation PWM de température

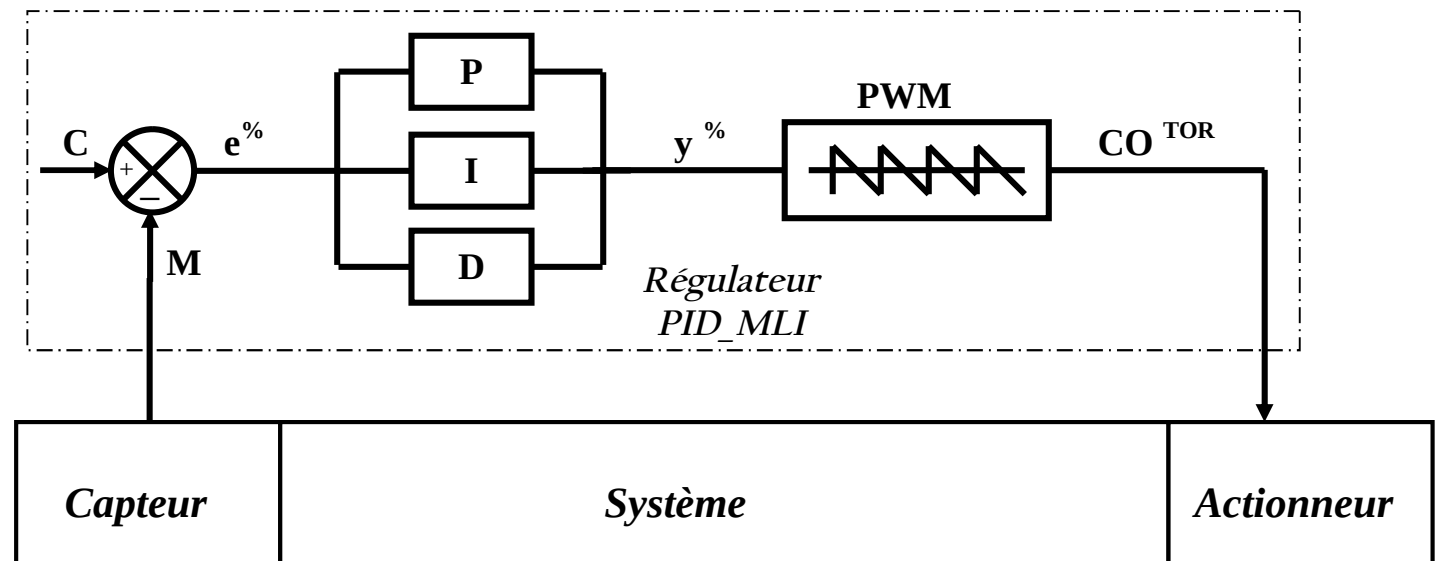


PWM Control: Pulse Width Modulation

La Régulation « MLI » : MODULATION DE LA LARGEUR D'IMPULSION est caractérisée par:

Regroupement de l'avantage de la régulation TOR soit l'actionneur TOR (Electrovanne, contacteur...) et l'avantage de la régulation PID soit une réponse lisse qui colle rapidement à une consigne fixe.

Principe : Le régulateur reçoit la mesure M du capteur transmetteur et le compare à la consigne puis confronte le résultat au PID pour le moduler sur un temps choisi par l'utilisateur selon le besoin de la production et le pouvoir de commutation de l'actionneur, ainsi le schéma bloc :



Exemple de calcul d'une régulation « MLI » :

Soit une mesure venant du capteur à l'instant $t = 1$ s de $M = 30\%$ et à $t = 0$ on a $y = 20\%$

Soit la consigne $C = 35\%$

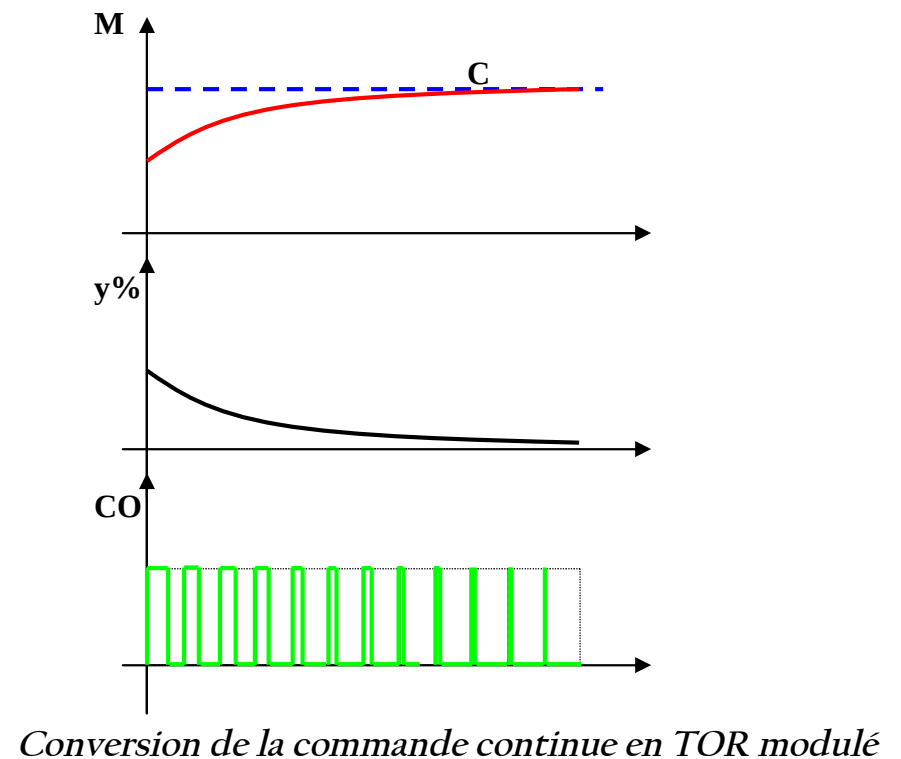
$K_p = 6$; $T_i = 2$ s et $T_d = 10$ s (Structure parallèle)

Le taux de modulation est $T^+ = 1$ s

Alors à $t = 1$ s on a $e\% = C\% - M\% = 5\%$

$$y\% = 6 \cdot 5 + 2,5 = 32,5\%$$

CO soit *0,325 s ON* et *0,625 s OFF*



PRINCIPE DE LA BOUCLE

➤ But

La régulation regroupe l'ensemble des techniques utilisées visant à maintenir constante à une valeur désirée appelée CONSIGNE, une grandeur physique appelée GRANDEUR REGLEE, soumise à des PERTURBATIONS, en agissant sur une autre grandeur physique appelée GRANDEUR REGLANTE pour un minimum d'écart possible.

➤ Termes Techniques

Consigne : SP (Set Point), W ou C (20°C)

Valeur Processus : PV (Process Value) X ou M : Mesure (18°C)

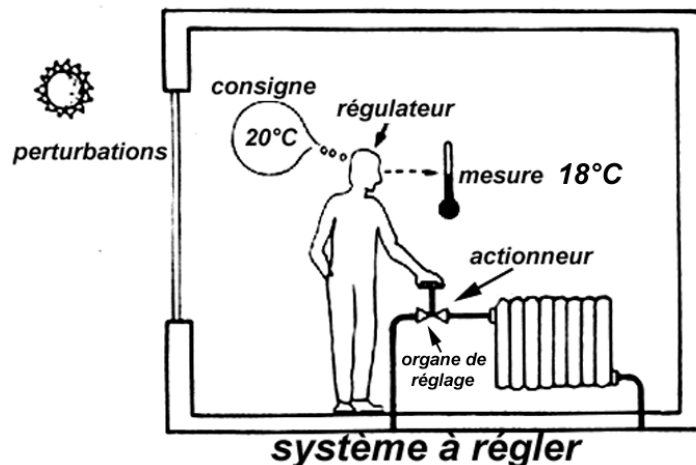
Perturbation : ΔZ : ($\Delta T_{\text{Eau_Chaude}} = -7^{\circ}\text{C}$)

Variable Réglante : CO (Control Output), Y% (50% ou moitié)

Ecart (Déviation) : e ou x_d : $(20 - 18) = 2^{\circ}\text{C}$

Système Contrôlé : Chambre

Régulateur : Controller : Le cerveau

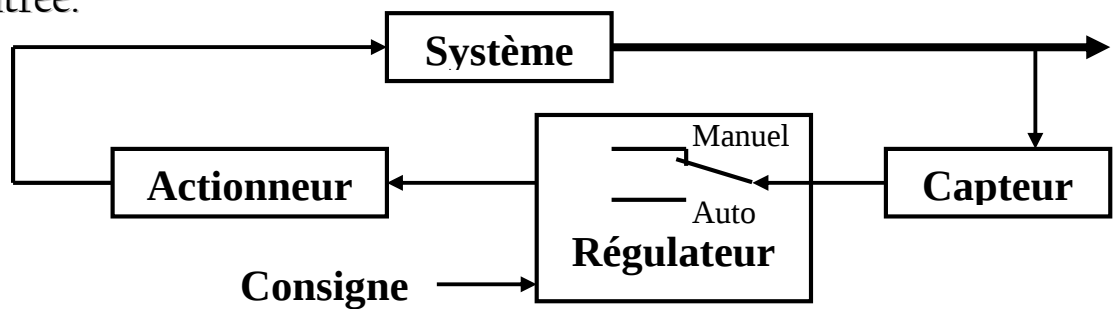


➤ Types de Boucle de Régulation



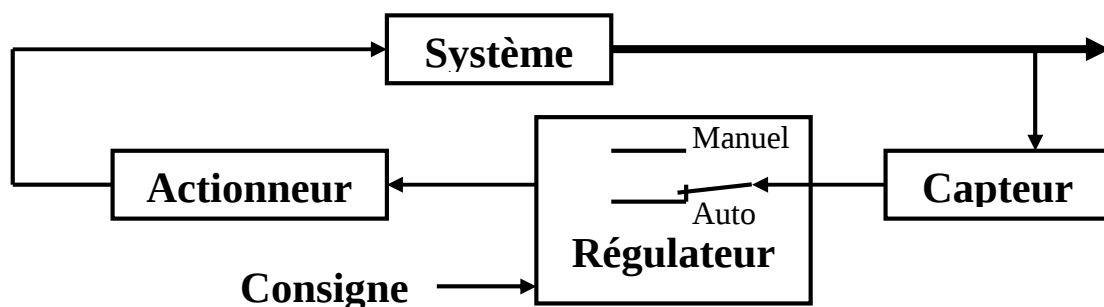
MANUAL/AUTO

✓ **Boucle Ouverte :** Le contrôle en boucle ouverte se caractérise par la nature de son action. La variable de sortie n'a aucune influence sur la variable d'entrée.



On recommande l'usage de la commande en boucle ouverte lors des interventions de démarrage des Processus ou d'arrêt, de plus tellement on maîtrise les caractéristiques du système à réguler et les perturbations ne varient pas rapidement, alors une boucle ouverte suffit à atteindre la valeur désirée en un temps préalablement défini dans les caractéristiques dynamiques.

✓ **Boucle Fermée :** Le contrôle en boucle fermée est défini comme un processus où la valeur mesurée est constamment surveillée et est comparée à la valeur de la consigne. Dépendant du résultat de cette comparaison, l'entrée variable du système est influencée pour ajuster la valeur mesurée à la valeur de la consigne quelles que soient les perturbations.



LES CORRECTEURS MATHÉMATIQUES

INTRODUCTION

Afin de bien maîtriser les procédés régulés, on doit corriger leurs défauts qui se résument en trois anomalies possibles de commande et une anomalie de conception à savoir :

- Grand temps de retard ($\tau \gg 0$) : ce temps est dû généralement à une mauvaise conception de la liaison de l'organe d'action avec le système.
- Lenteur d'exécution ($\theta \gg 0$) : Le sous dimensionnement de la grandeur Régulante rend la réponse lente
- Mauvaise exactitude ($e \neq 0$) : C'est l'écart statique ça veut dire au régime permanent, entre la consigne et la mesure, due souvent à la finesse de dosage de grandeur Régulante
- Instabilité : Le surdimensionnement de la grandeur Régulante rend la réponse instable et le système très impulsif ou "musclé".

Ces anomalies appelées caractéristiques apparentes du système, représentent le grand travail des régulateurs et mathématiciens, et les maîtrisées n'est pas une tâche facile, surtout lorsqu'on aura le choix entre **rapidité** et **stabilité**, et ce choix n'est pas décisif.

Il y a plus qu'une méthode de détermination de ces paramètres.

Pour remédier à ses lacunes et optimiser la réponse d'un système, les concepteurs ont doté les régulateurs industriels de trois effets mathématiques de calcul d'action à savoir :

⊕ Action Proportionnelle : **P**

⊕ Action Intégrale : **I**

⊕ Action Dérivée : **D**

On distingue aussi la possibilité de combiner ces actions série, parallèle ou mixte, ainsi quelques architectures possibles :

(P+I), (P.I), (P+D), (P.D)

(P+I+D), (P.I.D), PID // et PID série

[(P.I) +D]: Mixte 1

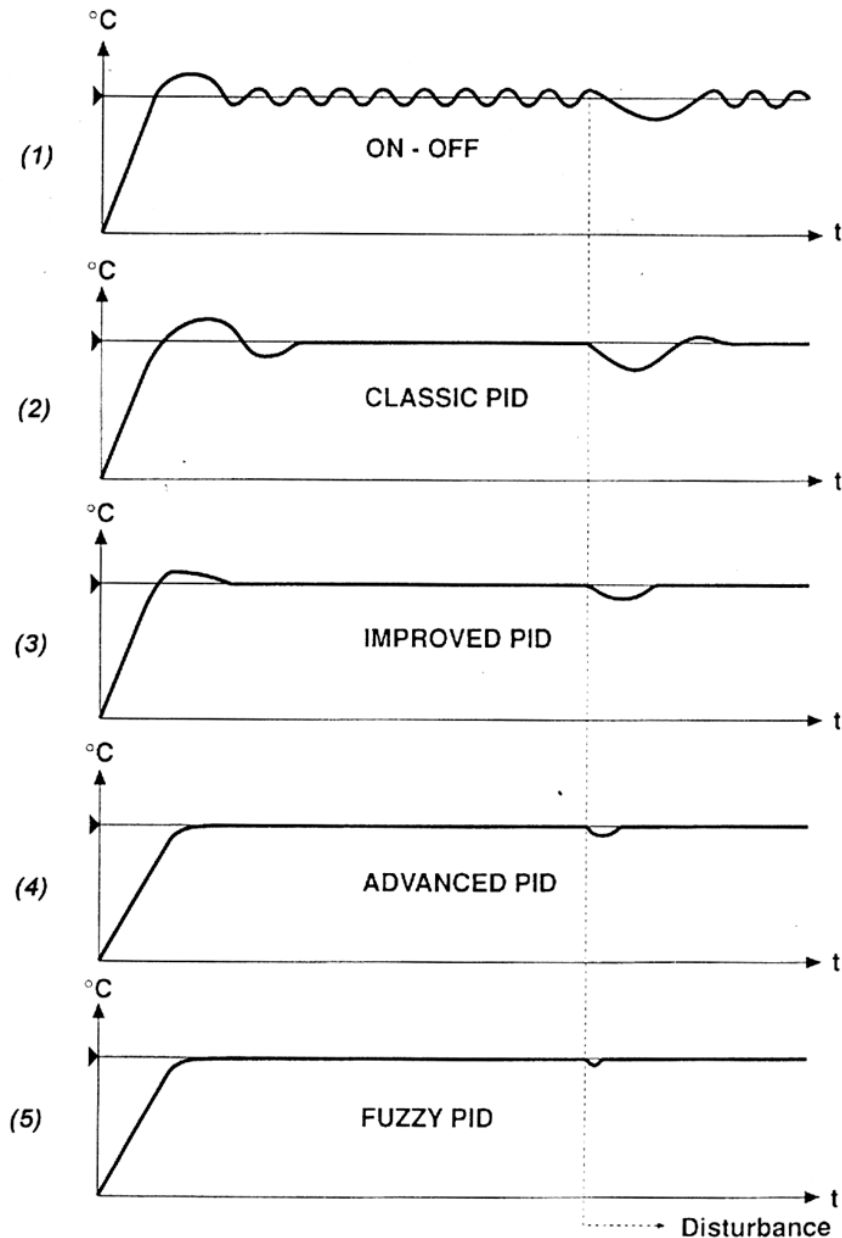
[(P.D) +I]: Mixte 2

Ces actions se présentent souvent dans les régulateurs analogiques comme des cartes électroniques à base amplificateur opérationnel (AMPLIOP) qui permette l'amplification du signal et son dosage selon le temps intégrateur ou dérivateur, et on parle souvent d'un ETAGE au lieu de carte électronique par exemple : ETAGE INTEGRATEUR

Ces actions peuvent être sous forme numérique pour les régulateurs numériques, soit sur 16 ou 32 bits et on parle alors d'ALGORITHME par exemple : ALGORITHMES PID MIXTE A

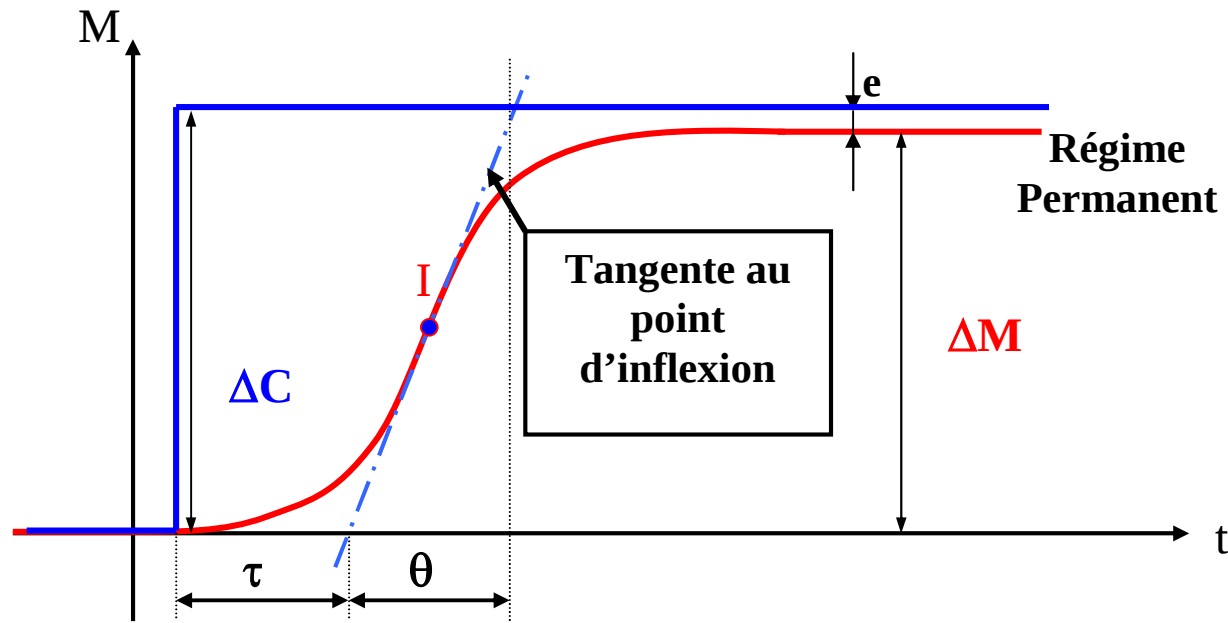
Quand les systèmes deviennent difficilement commandable, alors le temps de retard τ devient important devant θ alors les correcteurs PID ne suffisent plus à maintenir la stabilité et la précision voulues, alors ici on adopte d'autres techniques parallèles aux PID, soient le FUZZY LOGIC ou AUTO TUNING

COMPARAISON DES CORRECTEURS

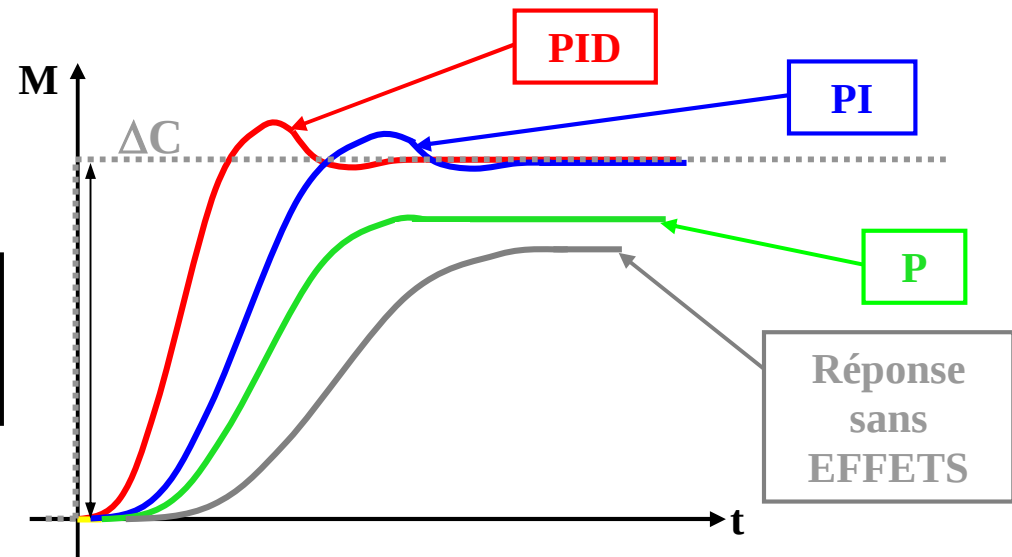


- (1) Régulation PID traditionnel avec un réglage du paramètre K_p trop grand
 (2) Régulation avec algorithme PID traditionnel et paramètres bien réglés
 (3) Régulation avec algorithme PID amélioré
 (4) Régulation avec algorithme PID perfectionné
 (5) Régulation avec algorithme PID flou et fonction d'autoréglage

➤ Les effets des correcteurs bien Dosés



A chaque réponse on essaye de présenter l'effet convenable et bien dosé sur le système



➤ Rôles des actions PID

Le rôle de l'action proportionnelle
Est d'accélérer
La réponse du procédé



θ le plus petit possible

Le rôle de l'action dérivée
Est de compenser
Les effets du temps mort du procédé



τ le plus petit possible

Le rôle de l'action intégrale
Est d'annuler
L'écart statique



e le plus petit possible

➤ Choix de types de régulation

θ/τ	Action	Commentaires
> 20	T.O.R	<i>Tout Ou Rien : appelée « On-Off Control » le régulateur agit sur l'actionneur souvent un contact en l'ouvrant 0% ou en le fermant 100% parfois on utilise le rapport temps d'ouverture sur le temps de fermeture comme pourcentage d'action, exemple 3s ON et 7s OFF donne 30% d'action sur le contact.</i>
10 à 20	P	<i>Proportionnelle : Est caractérisée par (K_p ou Gr) la constante de proportionnalité ou le gain du régulateur, sa valeur est multipliée par l'écart instantané consigne - mesure influençant ainsi l'action sur le système le rendant ainsi plus rapide dans la limite de sa stabilité, on définit aussi la bande proportionnelle $BP\% = 100/Gr$</i>
5 à 10	P.I	<i>Proportionnelle Intégrateur : En ajoutant l'effet Intégrateur à la proportionnalité l'action sur le système se dose avec finesse et précision qui dépend inversement du temps de l'intégrale T_i, pour les procédés stables comme ce cas, on permet un dépassement de la mesure par rapport à la consigne, alors cette action se charge de le ramener rapidement le stabilise.</i>
2 à	P.I.D	<i>Proportionnelle Intégrateur Dérivateur : L'action dérivée ajoutée à l'action PI apporte une lucidité imparable à la réponse, en</i>

5		augmentant le temps de la dérivée T_d , l'anticipation s'améliore et obtient au total dans le cadre de la stabilité une réponse sans temps de retard, rapide et précise
1 à 2	Multi Boucles	Tellement le temps d'exécution est court par rapport au temps de réponse que l'action PID agit 2 ou 3 fois avant que le système réponde à la première fois ce qui déstabilise la réponse, donc on ajoute d'autres boucles sur le procédé, comme boucle maître esclave ou boucle cascade ou encore boucle rapport, cette boucle anticipe quelques grandeurs perturbatrices et commande la boucle principale pour l'aider à la stabilisation rapide.
< 1	Smith Interne ou Numérique	Des systèmes qui présentent des telles caractéristiques dynamiques sévères (θ et τ), ne peuvent être maîtrisés que si on connaît au préalable le comportement statique et dynamique de la réponse, si non ils deviennent forcément instables. Le besoin de la régulation numérique ou encore (Modèle de Smith interne) est indispensable, son introduction ressemble plutôt à l'automatisme que la régulation classique, très utilisée dans les procédés à grande inertie et rapide en même temps.

➤ Rappel mathématique sur la transformée de LAPLACE

En mathématiques et en particulier en analyse fonctionnelle, la transformée de Laplace d'une fonction f d'une variable réelle positive t est la fonction F de la variable complexe p , définie par :

$$F(p) = \mathcal{L}\{f(t)\} = \int_0^{+\infty} e^{-pt} f(t) dt.$$

Les propriétés de cette transformation lui confèrent une grande utilité dans l'analyse des systèmes dynamiques linéaires

Original (variable t) (Fonction)	Image (variable p) (Transformée)	Original (variable t) (fonction)	Image (variable p) (Transformée)
$\delta(t)$	1		
$1 \cdot u(t)$	$\frac{1}{p}$	$\sin(\omega \cdot t) \cdot u(t)$	$\frac{\omega}{p^2 + \omega^2}$
les fonctions linéaires sont proportionnelles donc : $A \cdot u(t)$	$\frac{A}{p}$		
De la même manière : $t \cdot u(t)$	$\frac{1}{p^2}$	$\cos(\omega \cdot t) \cdot u(t)$	$\frac{p}{p^2 + \omega^2}$
$A \cdot t \cdot u(t)$	$\frac{A}{p^2}$		
et de façon plus générale : $A \cdot t^n \cdot u(t)$	$A \cdot \frac{n!}{p^{n+1}}$	$sh(\omega \cdot t) \cdot u(t)$	$\frac{\omega}{p^2 - \omega^2}$
$e^{-at} \cdot u(t)$	$\frac{1}{p + a}$	$ch(\omega \cdot t) \cdot u(t)$	$\frac{p}{p^2 - \omega^2}$
$e^{at} \cdot t^n \cdot u(t)$	$\frac{n!}{(p - a)^{n+1}}$	$(e^{-at} \cdot \sin(\omega \cdot t)) \cdot u(t)$	$\frac{\omega}{(p + a)^2 + \omega^2}$
$\left(1 - e^{-\frac{t}{\tau}}\right) \cdot u(t)$	$\frac{1}{p \cdot (1 + \tau \cdot p)}$	$(e^{-at} \cdot \cos(\omega \cdot t)) \cdot u(t)$	$\frac{p + a}{(p + a)^2 + \omega^2}$
$\left(t - \tau + \tau \cdot e^{-\frac{t}{\tau}}\right) \cdot u(t)$	$\frac{1}{p^2 \cdot (1 + \tau \cdot p)}$		
$\left(\frac{t}{\tau^2} \cdot e^{-\frac{t}{\tau}}\right) \cdot u(t)$	$\frac{1}{(1 + \tau \cdot p)^2}$		

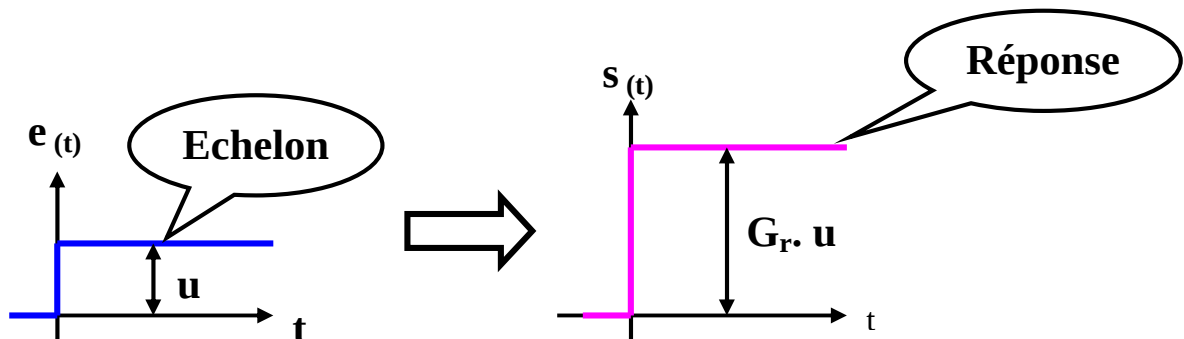
➤ Action Proportionnelle

S c h é m a f o n c t i o n n e l



G_r : Gain du régulateur ou K_p Coefficient de proportionnalité.

R é p o n s e à u n é c h e l o n



F o n c t i o n d e t r a n s f e r t

$$H_{(p)} = G_r$$

L'action proportionnelle AP est caractérisée par le gain du régulateur G_r qui est proportionnel à l'AP :

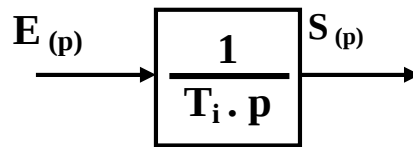
Si $G_r \blacktriangle$ alors AP $\blacktriangle$

On définit aussi la BANDE PROPORTIONNELLE (BP) ainsi :

$BP \% = 100 / G_r$ Donc elle est inversement proportionnelle à l'AP.

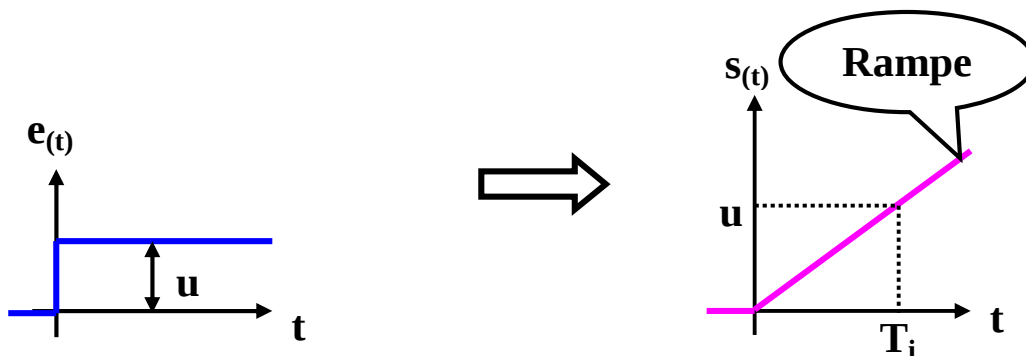
➤ Action Intégrale

S c h é m a f o n c t i o n n e l



T_i : Temps d'action intégrale en minutes ou secondes.

R é p o n s e à u n é c h e l o n



F o n c t i o n d e t r a n s f e r t

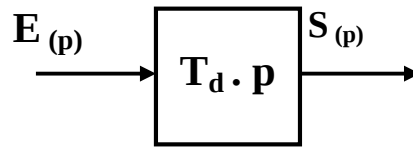
$$H_{(p)} = \frac{1}{T_i \cdot p}$$

L'action intégrale AI est caractérisée par son temps d'action T_i qui est inversement proportionnel à l'AI, donc si on veut annuler l'effet de l'action intégrale le temps T_i doit tendre vers l'infini :

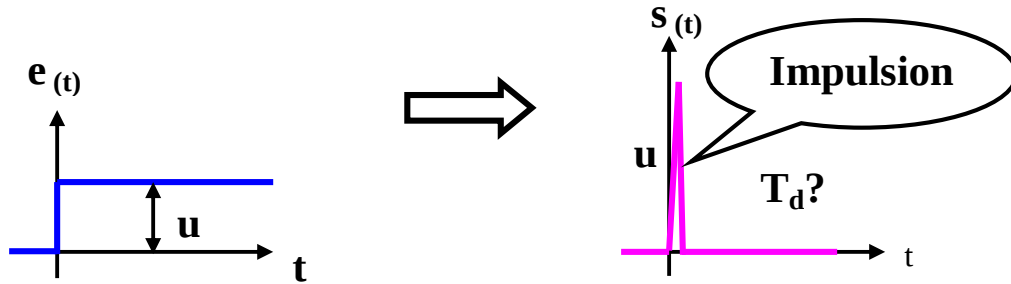
Si $T_i \blacktriangle$ alors AI $\blacktriangledown$

➤ Action Dérivée

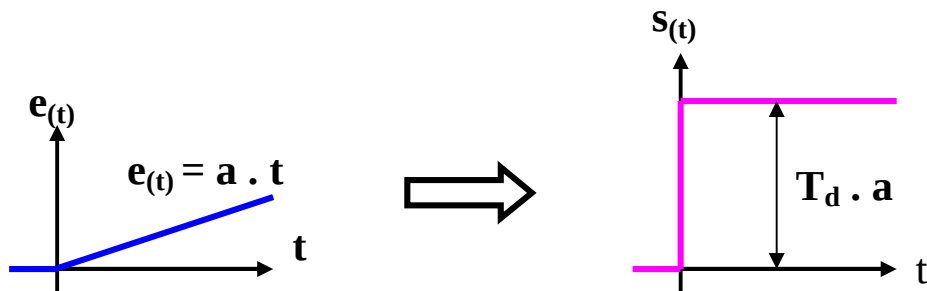
S c h é m a f o n c t i o n n e l



R é p o n s e à u n é c h e l o n



R é p o n s e à u n e r a m p e



F o n c t i o n d e t r a n s f e r t

$$H_{(p)} = T_d \cdot p$$

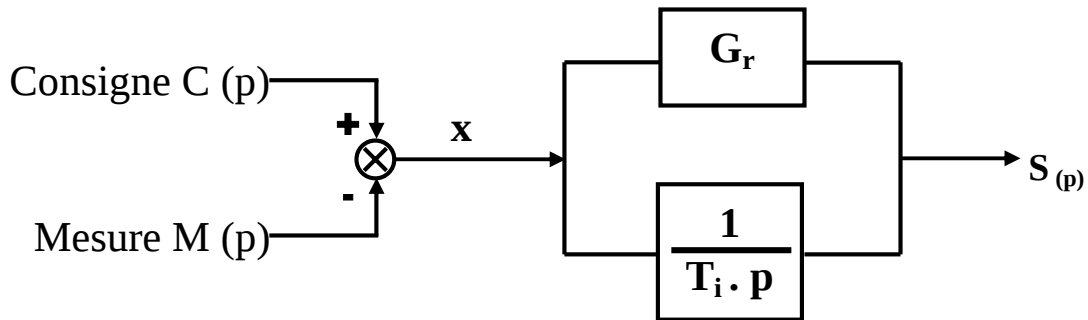
L'action dérivée AD est caractérisée par son temps d'action T_d qui est proportionnel à l'AD :

Si T_d ▲ alors AD ▲

COMBINAISON DES ACTIONS

➤ Action proportionnelle et intégrale parallèle [P+I]

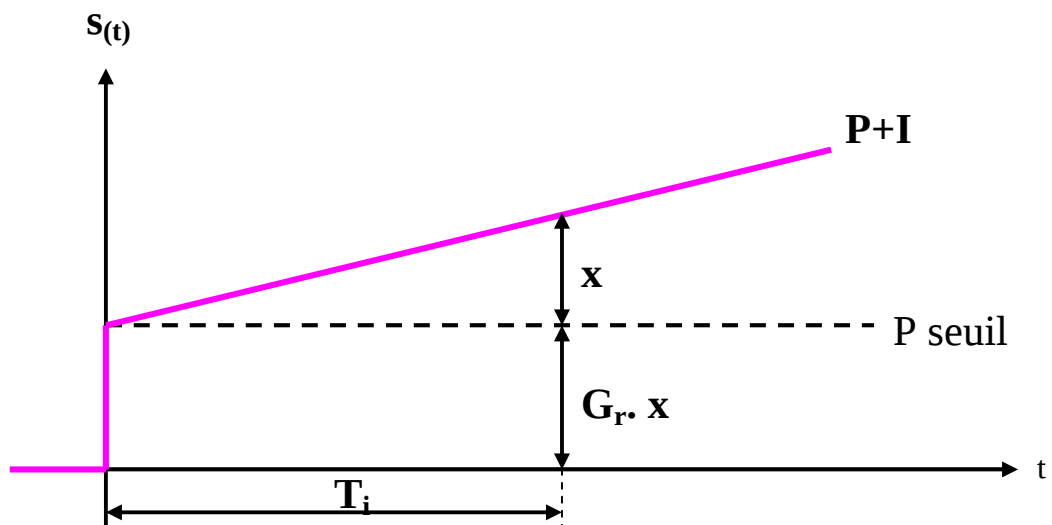
S c h é m a f o n c t i o n n e l



F o n c t i o n d e t r a n s f e r t

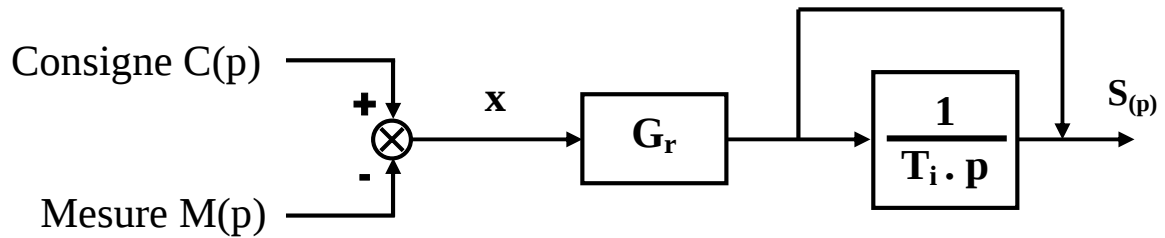
$$R_{(p)} = G_r + \frac{1}{T_i \cdot p}$$

R é p o n s e à u n é c h e l o n :



➤ Action proportionnelle et intégrale série [P.I]

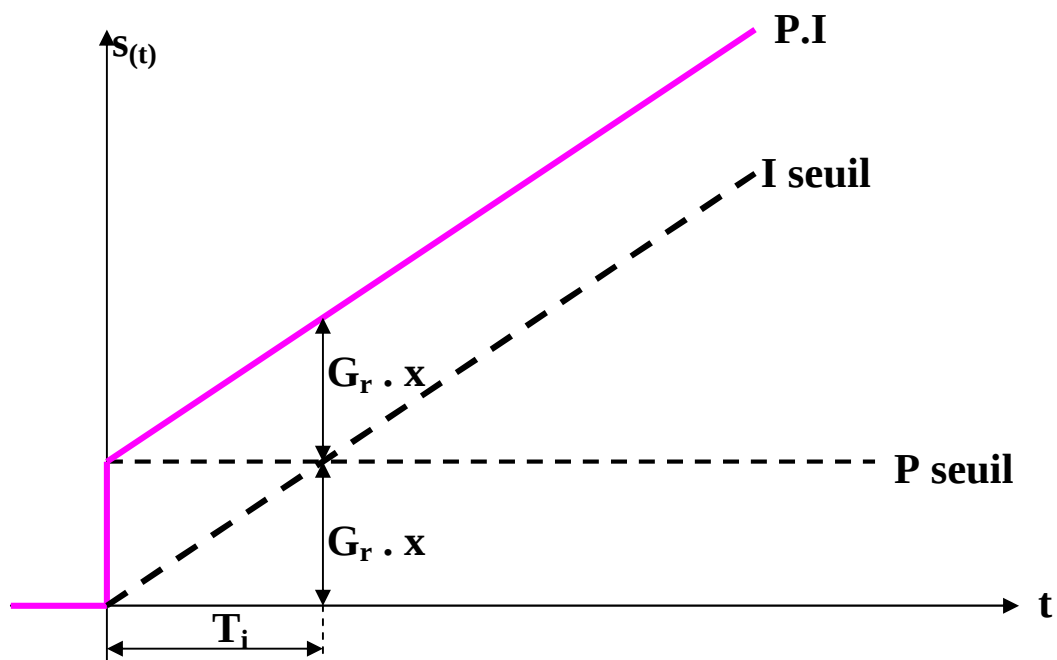
S c h é m a f o n c t i o n n e l :



F o n c t i o n d e t r a n s f e r t

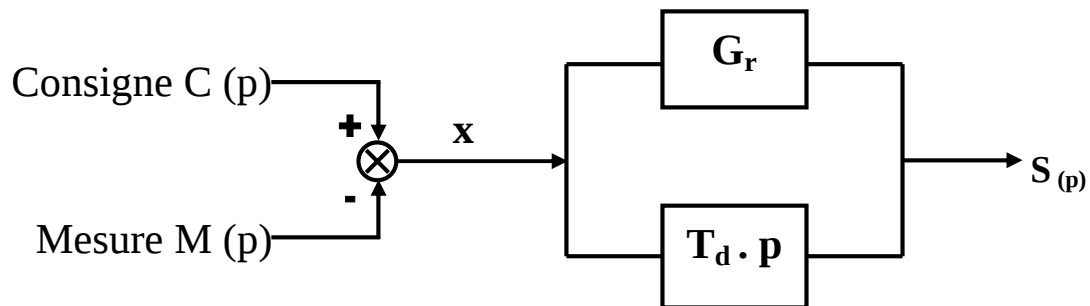
$$R_{(p)} = G_r \left(1 + \frac{1}{T_i \cdot p} \right)$$

R é p o n s e à u n é c h e l o n



➤ Action proportionnelle et dérivée parallèle [P+D]

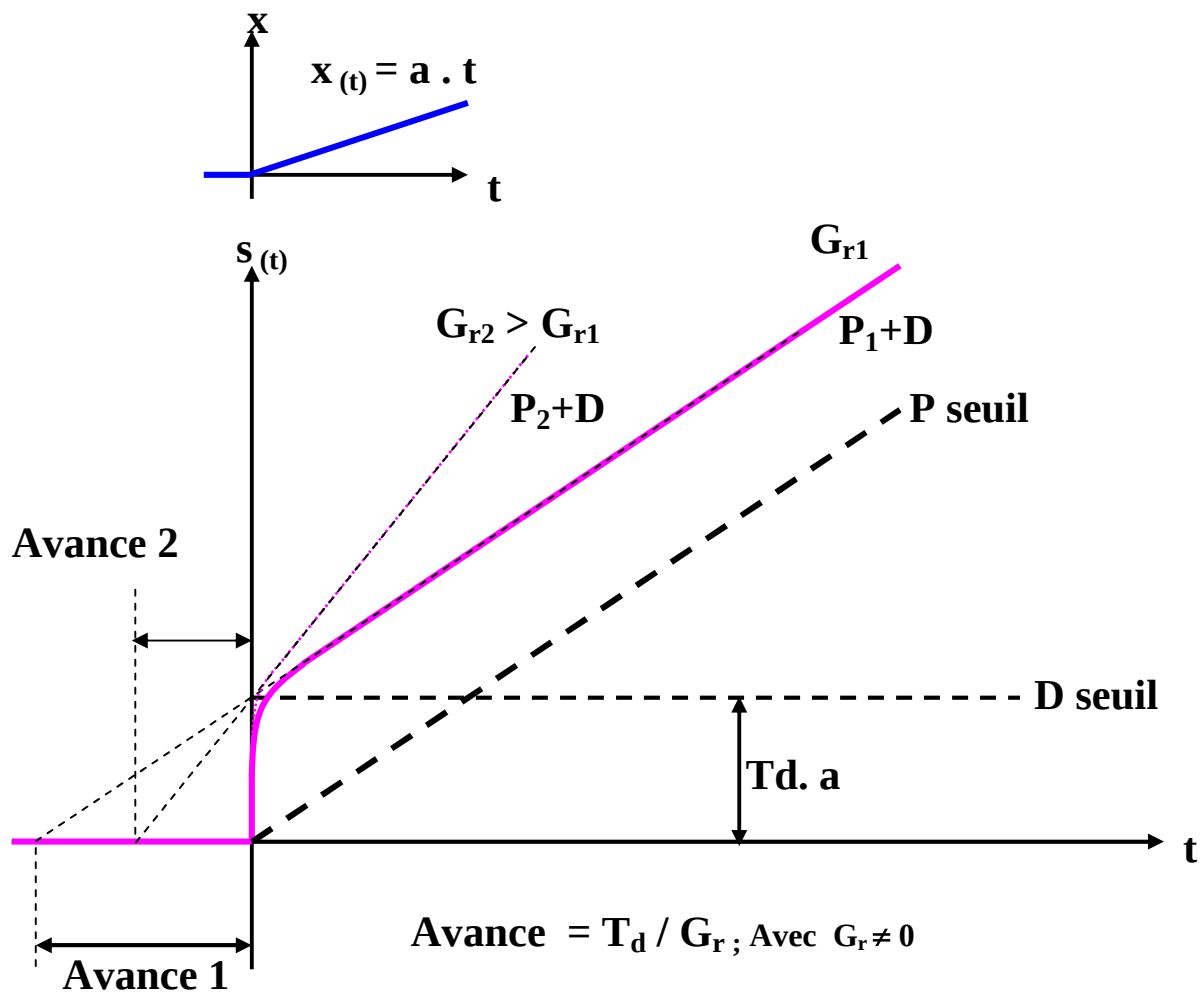
S c h é m a f o n c t i o n n e l



F o n c t i o n d e t r a n s f e r t

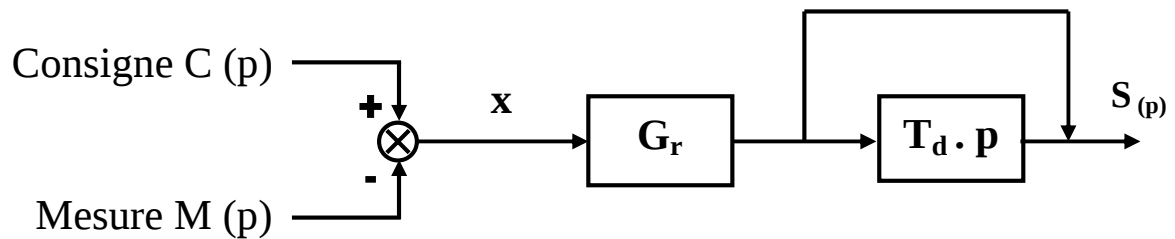
$$R_{(p)} = G_r + T_d \cdot p$$

R é p o n s e à u n e r a m p e :



➤ Action proportionnelle et dérivée série [P.D]

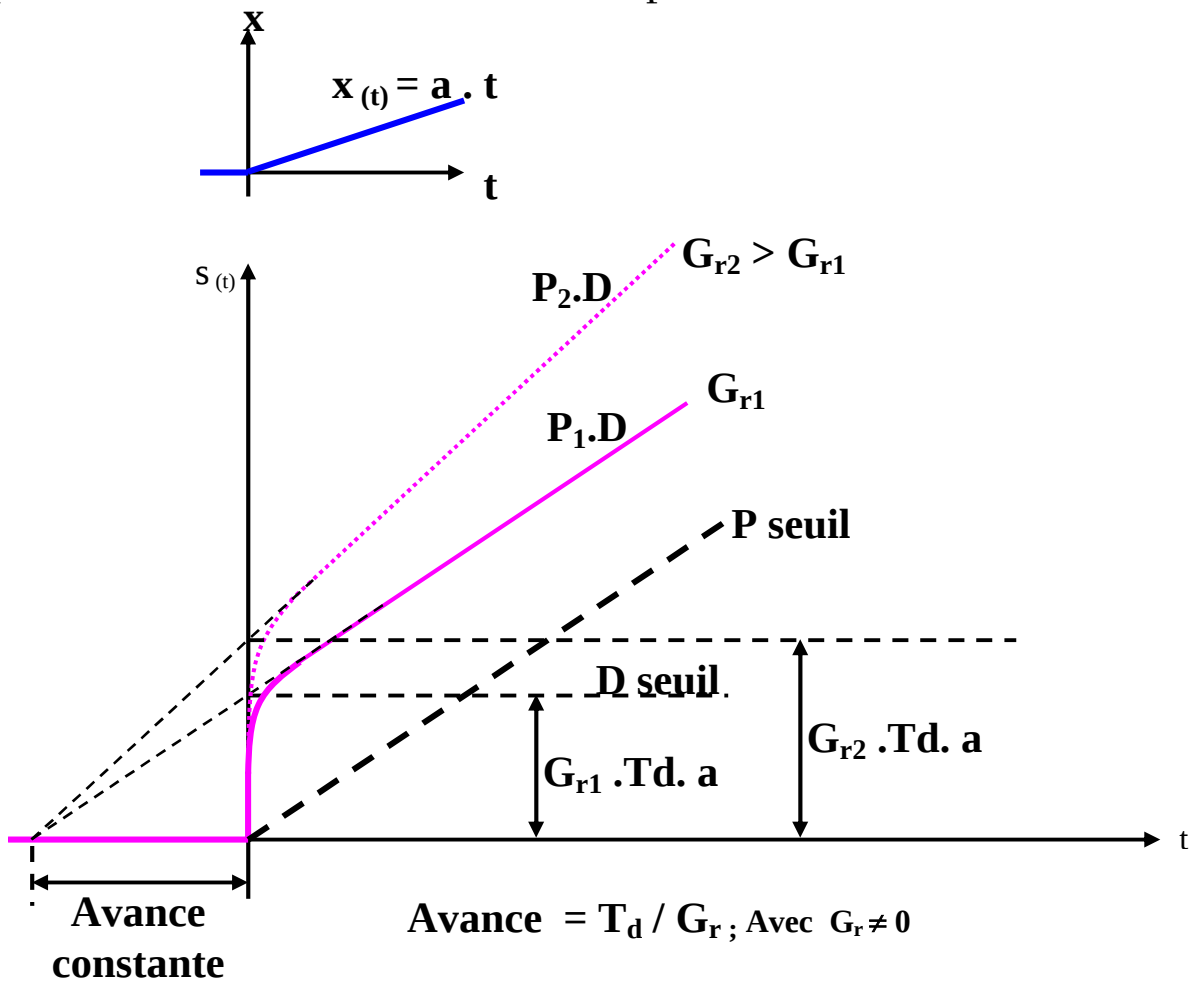
S c h é m a f o n c t i o n n e l



F o n c t i o n d e t r a n s f e r t

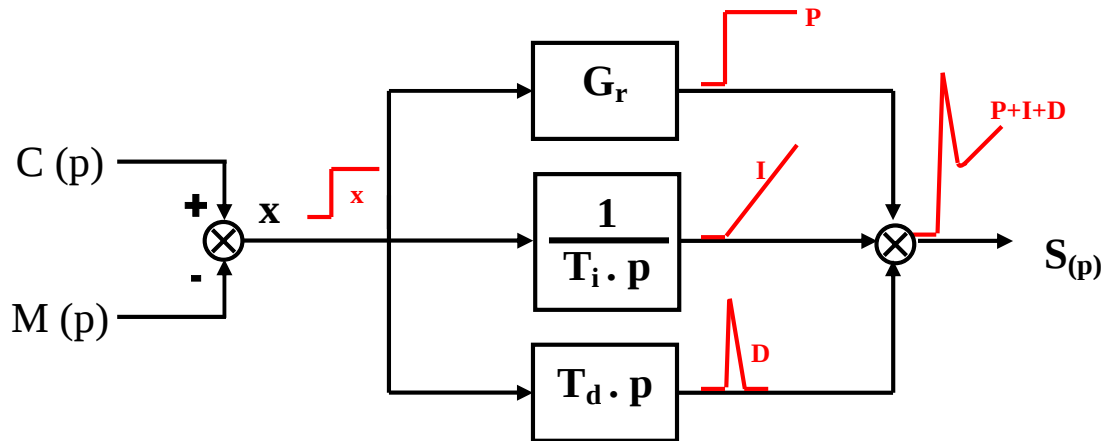
$$R_{(p)} = G_r (1 + T_d \cdot p)$$

R é p o n s e à u n e r a m p e



➤ Structure parallèle des régulateurs [P+I+D]

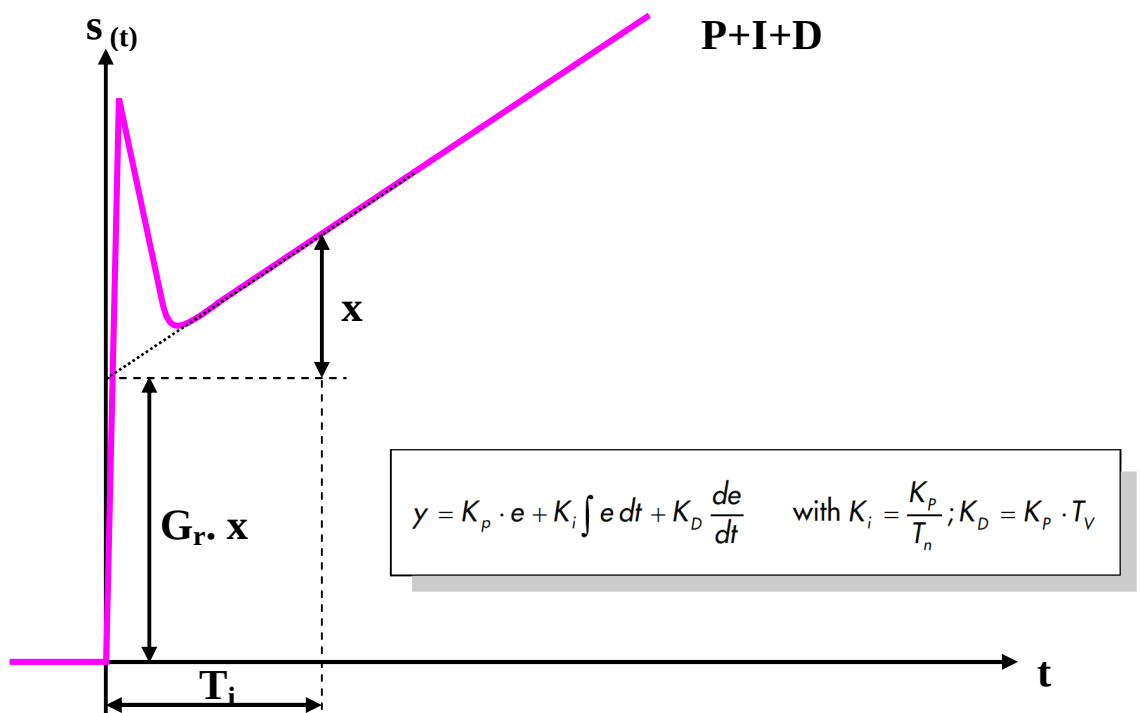
S c h é m a f o n c t i o n n e l



F o n c t i o n d e t r a n s f e r t

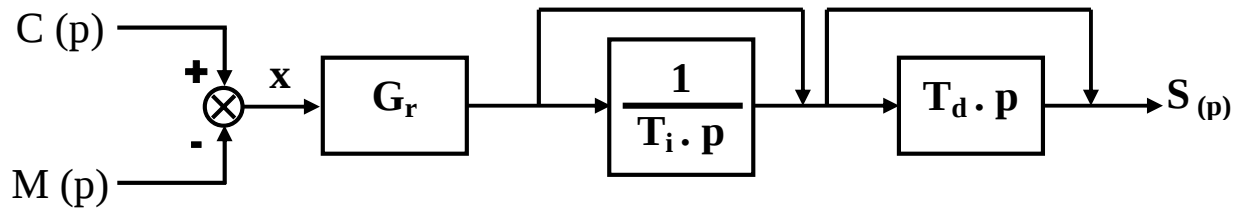
$$R_{(p)} = G_r + \frac{1}{T_i \cdot p} + T_d \cdot p$$

R é p o n s e à u n é c h e l o n



➤ Structure série des régulateurs [P.I.D]

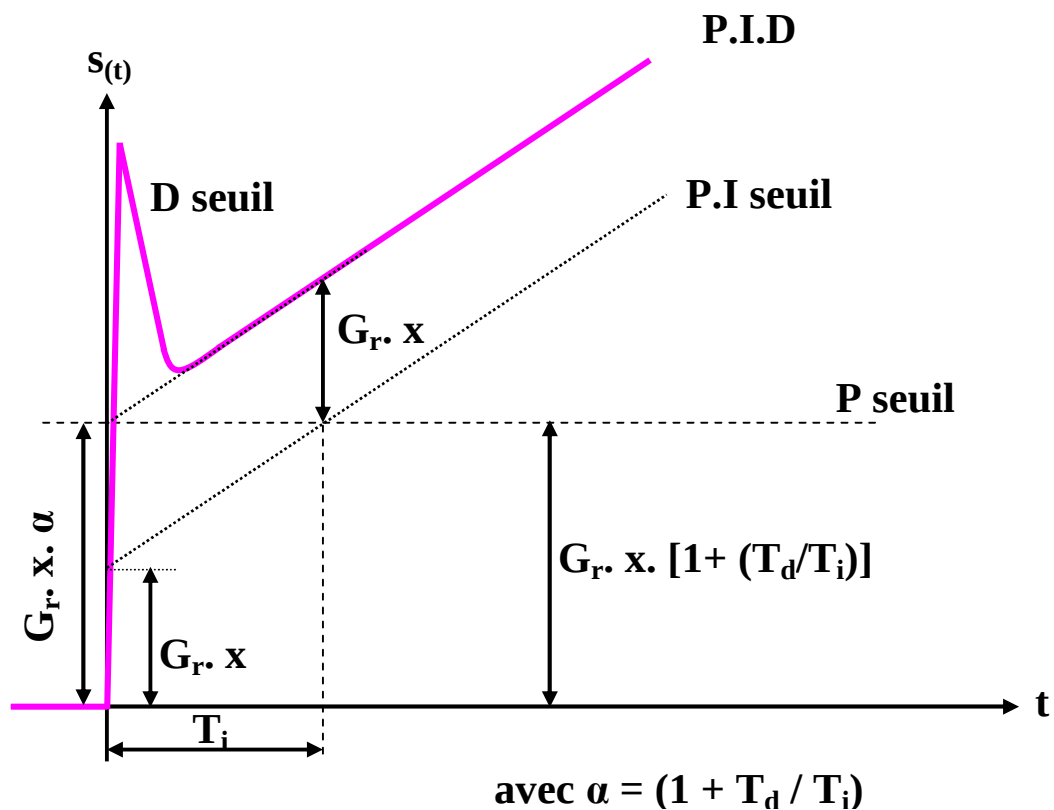
S c h é m a f o n c t i o n n e l



F o n c t i o n d e t r a n s f e r t

$$R_{(p)} = G_r \left(1 + \frac{1}{T_i \cdot p} \right) (1 + T_d \cdot p)$$

R é p o n s e à u n é c h e l o n



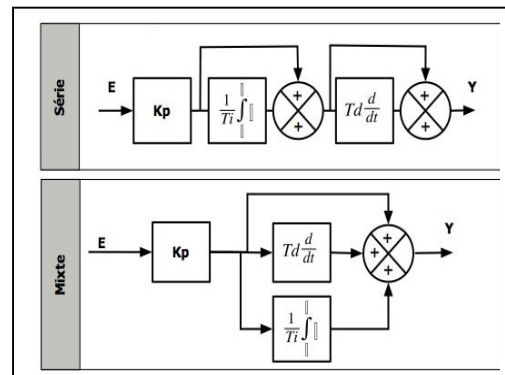
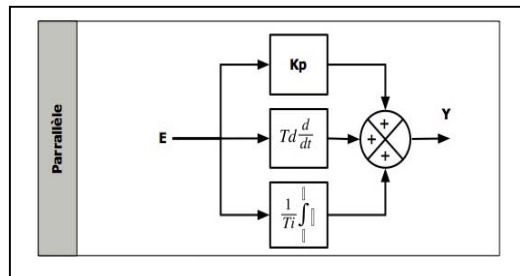
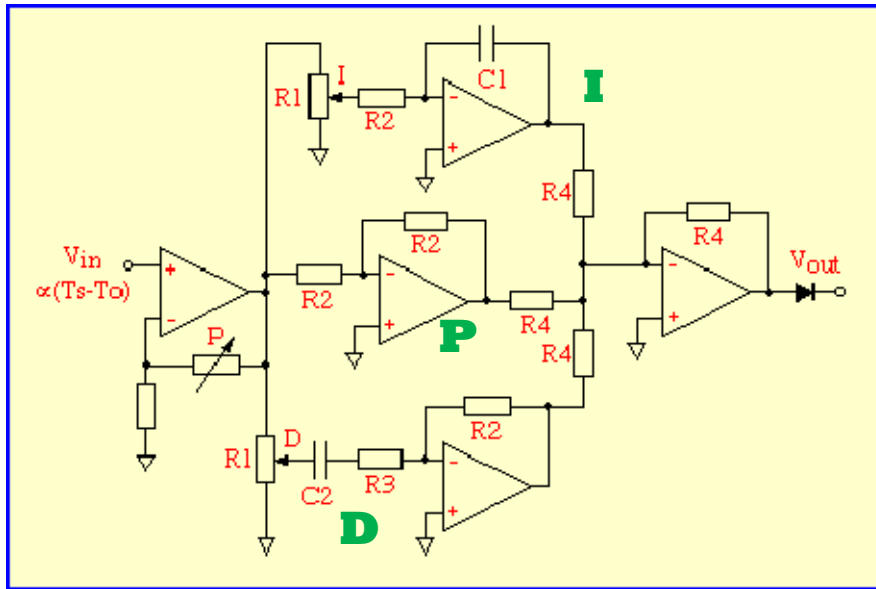
➤ Les équations temporelles

N°	ACTIONS	EQUATIONS TEMPORELLES
1	P	$s(t) = s_0 \pm G_r .x(t)$
2	I	$s(t) = s_0 \pm 1/T_i \int x(t) dt \quad (*)$
3	D	$s(t) = s_0 \pm T_d dx(t) / dt$
4	P.I	$s(t) = s_0 \pm G_r .x(t) \pm G_r/T_i \int x(t) dt$
5	P+I	$s(t) = s_0 \pm G_r .x(t) \pm 1/T_i \int x(t) dt$
6	P.D	$s(t) = s_0 \pm G_r .x(t) \pm G_r. T_d dx(t) / dt$
7	P+D	$s(t) = s_0 \pm G_r .x(t) \pm T_d dx(t) / dt$
8	P.I.D	$s(t) = s_0 \pm \alpha. G_r .x(t) \pm G_r/T_i \int x(t) dt \pm G_r. T_d dx(t) / dt$
9	P+I+D	$s(t) = s_0 \pm G_r .x(t) \pm 1/T_i \int x(t) dt \pm T_d dx(t) / dt$
10	P+(I.D)	$s(t) = s_0 \pm G_r .x(t) \pm G_r/T_i \int x(t) dt \pm T_d dx(t) / dt$
11	(P.I)+D	$s(t) = s_0 \pm G_r .x(t) \pm G_r/T_i \int x(t) dt \pm G_r. T_d dx(t) / dt$

Le **(P.I) +D** est l'architecture la plus répandue dans la régulation perfectionnée

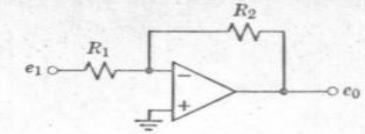
(*) L'intégrale $\int$ est toujours calculée entre 0 et t

➤ PID Analogique par AMPLIOP :



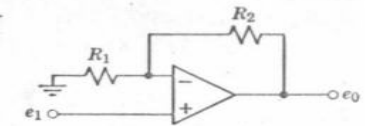
(a) Inverting Amplifier

$$e_0 = -e_1 \left(\frac{R_2}{R_1} \right)$$



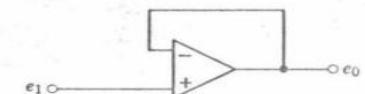
(b) Non-Inverting Amplifier

$$e_0 = e_1 \left(\frac{R_2 + R_1}{R_1} \right)$$



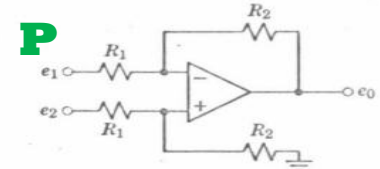
(c) Voltage Follower

$$e_0 = e_1$$



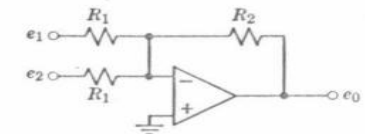
(d) Differential Amplifier (Subtractor)

$$e_0 = (e_2 - e_1) \frac{R_2}{R_1}$$



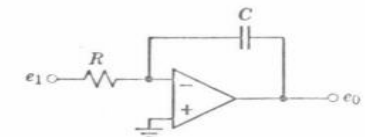
(e) Adder

$$e_0 = -(e_1 + e_2) \frac{R_2}{R_1}$$



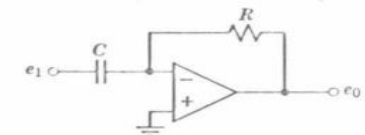
(f) Integrator

$$e_0 = -\frac{1}{RC} \int e_1 dt$$



(g) Differentiator

$$e_0 = -RC \frac{de_1}{dt}$$



IDENTIFICATION DES PROCÉDES INDUSTRIELS

INTRODUCTION

La fonction de transfert exacte et proche de la réalité d'un procédé industriel est pratiquement impossible à déterminer.

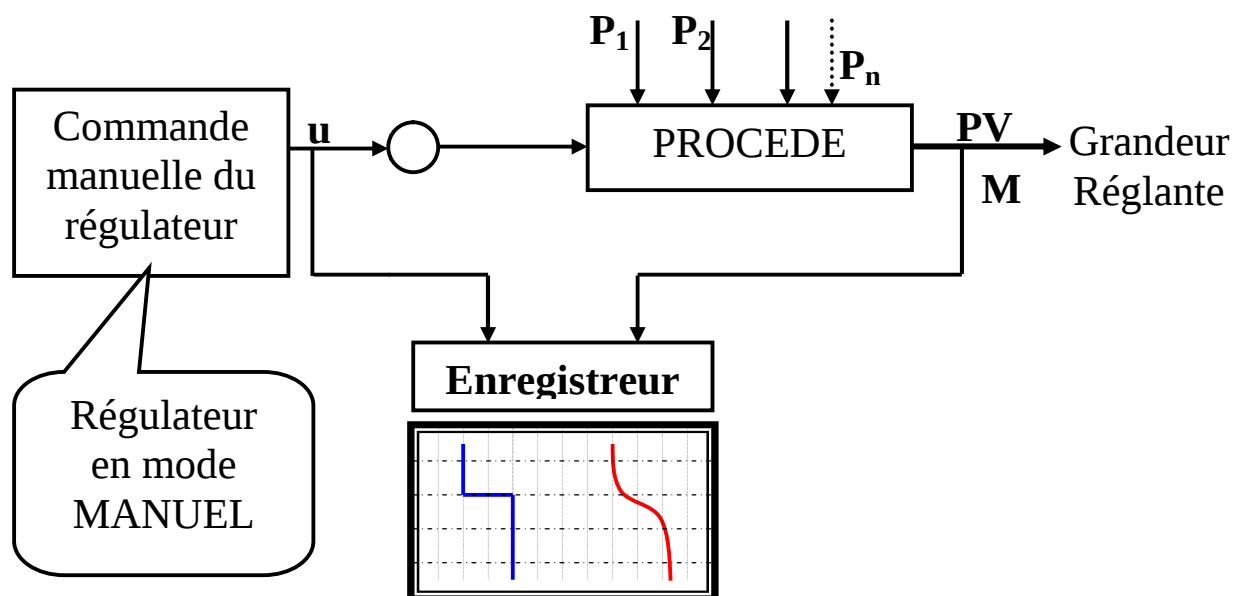
On utilise des méthodes d'identification qui permettent de trouver un modèle de comportement traduisant le plus fidèlement possible le procédé autour d'un point de fonctionnement.

Les paramètres du modèle servent :

- ✗ Au réglage des actions P.I.D dans une boucle de régulation.
- ✗ Au choix des modes de régulation
- ✗ A la régulation par correcteur à modèle interne

MÉTHODES D'IDENTIFICATION EN BOUCLE OUVERTE

➤ Mode opératoire



■ On doit stabiliser la mesure au point de fonctionnement choisi ou aux conditions moyennes. Le système pouvant présenter des non linéarités, il est important d'analyser au point de fonctionnement futur.

■ Mettre le régulateur en manuel ç à d en boucle ouverte.

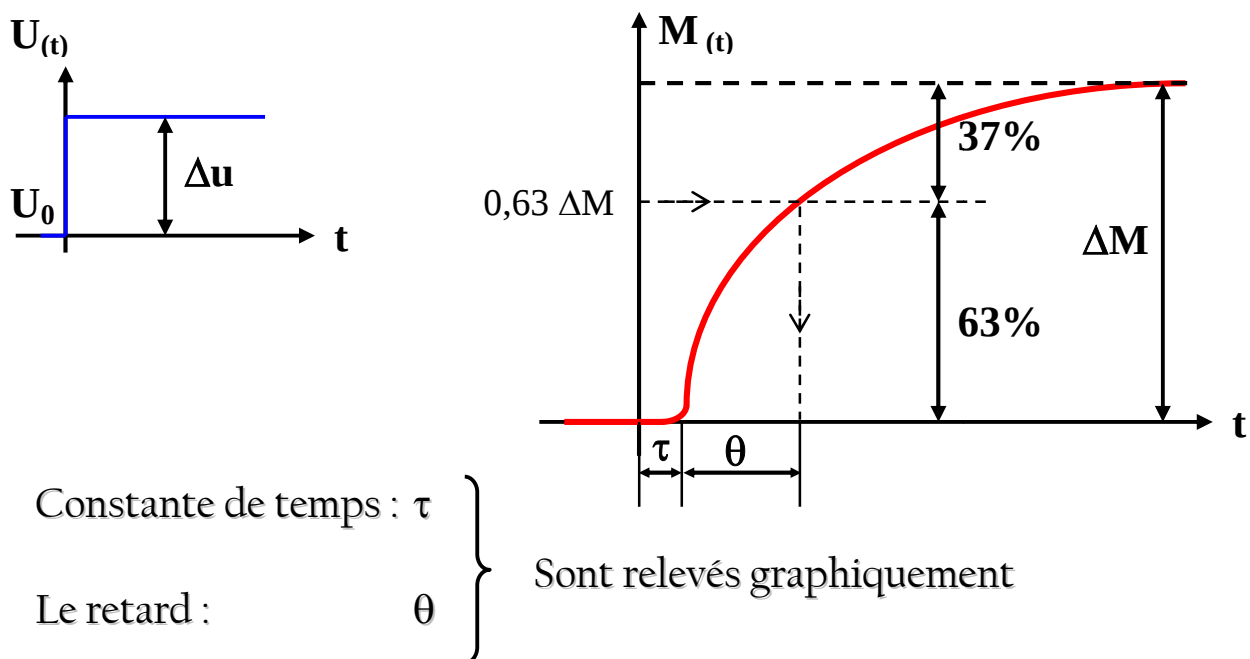
■ Faire un échelon Δu de commande sur le signal de l'actionneur. Cet échelon doit être suffisamment grand afin d'obtenir une réponse exploitable sur l'enregistreur et suffisamment faible afin de ne pas dépasser les limites de linéarité du procédé.

■ Exploitation graphique de l'enregistrement du signal de mesure $M(t)$.

➤ Procédé naturellement stable

Procédé à dominante du premier ordre avec retard :

Les procédés qui ont une seule grandeur perturbatrice dominante, comme pour la majorité des systèmes de chauffe.



La fonction de transfert
est de la forme :

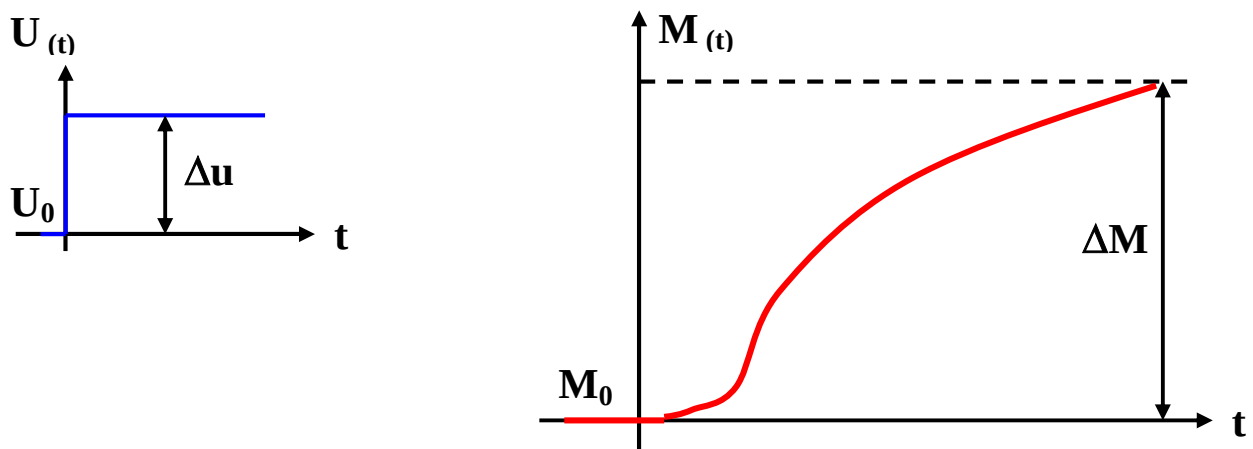
$$HR(p) = \frac{ke^{-\tau p}}{p}$$

Avec le gain statique G_s est calculé ainsi :

$$G_s = \frac{\Delta M \%}{\Delta u \%}$$

Procédé du nième ordre avec retard :

Tous les procédés naturellement stables ou stabilisés artificiellement peuvent avoir ce type de réponse comme le niveau et la pression.



On obtient des courbes en forme de S et la fonction de transfert peut s'écrire sous la forme :

$$F_t(p) = \frac{G_s \cdot e^{-\tau_r p}}{(1 + \theta_1 \cdot p)(1 + \theta_2 \cdot p) \dots (1 + \theta_n \cdot p)}$$

τ_r : Temps mort réel

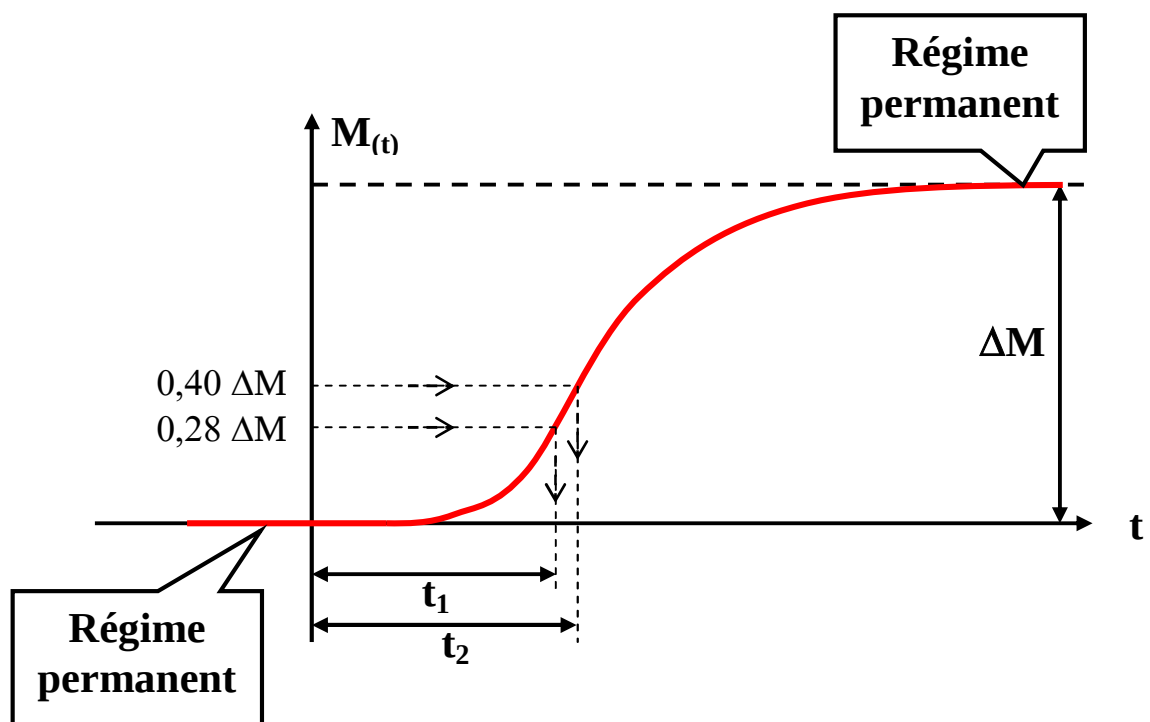
Pour la détermination des caractéristiques du procédé τ et θ on utilise la

Méthode de BROÏDA

Alors on peut écrire :

$$HR_{(p)} = \underbrace{\frac{Gs \cdot e^{-\tau \cdot p}}{(1 + \theta_1 \cdot p)(1 + \theta_2 \cdot p) \dots (1 + \theta_n \cdot p)}}_{\text{Procédé}} \# \underbrace{\frac{Gs \cdot e^{-\tau \cdot p}}{1 + \theta \cdot p}}_{\text{Modèle}}$$

Pour la recherche des paramètres du modèle, on observe l'allure du signal de mesure et en fixant les échelles de temps et de la mesure :



Et les paramètres du modèle on peut les calculés ainsi :

Constante de temps :

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

Temps mort :

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

(Il faut que $\tau > 0$ si no refaire l'essai pratique d'identification)

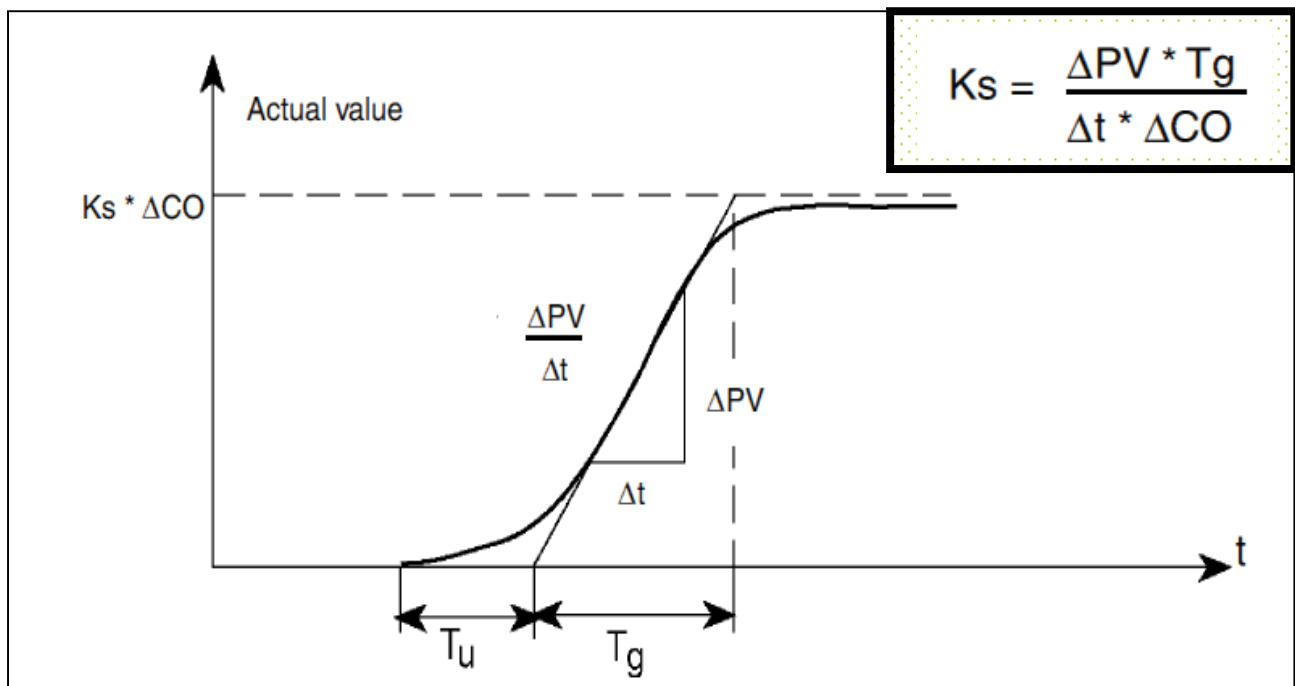
Gain statique :

$$G_s = \Delta M / \Delta u$$

Pour déterminer τ et θ on peut utiliser aussi la :

Méthode de CHIEN & HORNESS & RESHWICK

On trace minutieusement la tangente au point d'inflexion de la réponse en B.O suite à un échelon de commande ΔCO de 5 à 10 % de l'étendu de commande :

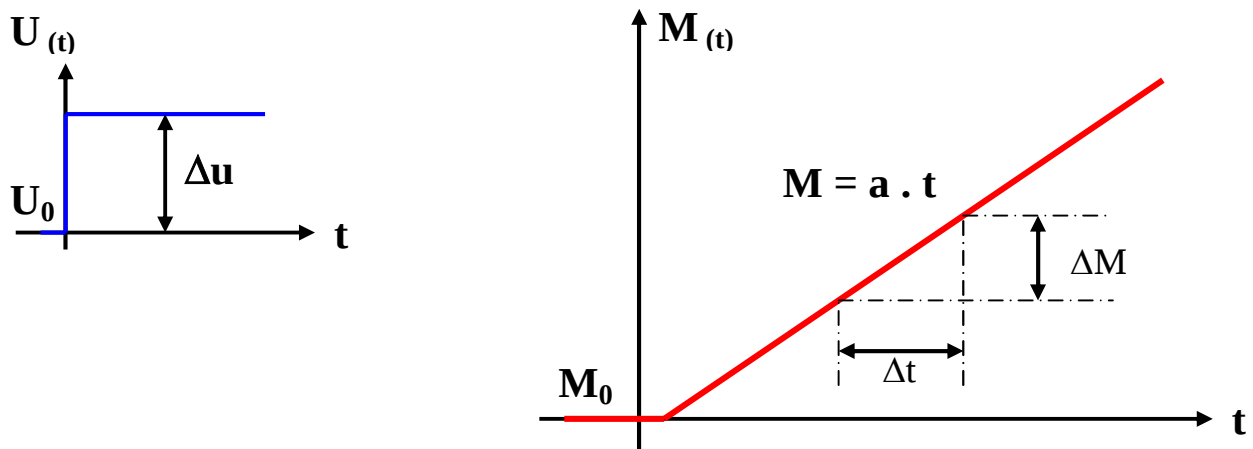


Avec $G_s = K_s$; $T_u = \tau$; $\theta = T_g$; $\Delta PV\% = \Delta M\%$ et $\Delta CO\% = \Delta u\%$

➤ Procédé naturellement instable

La méthode d'identification en boucle ouverte doit être utilisée avec précaution, compte tenu du caractère instable du procédé, pour re-stabiliser le procédé, passer le régulateur en automatique et en proportionnelle seule, avec un gain assurant la stabilité.

Procédé intégrateur pur :



On a :

$$M = a \cdot t \quad \text{mais} \quad a = k \cdot \Delta u \quad \text{d'où} \quad k = a / \Delta u$$

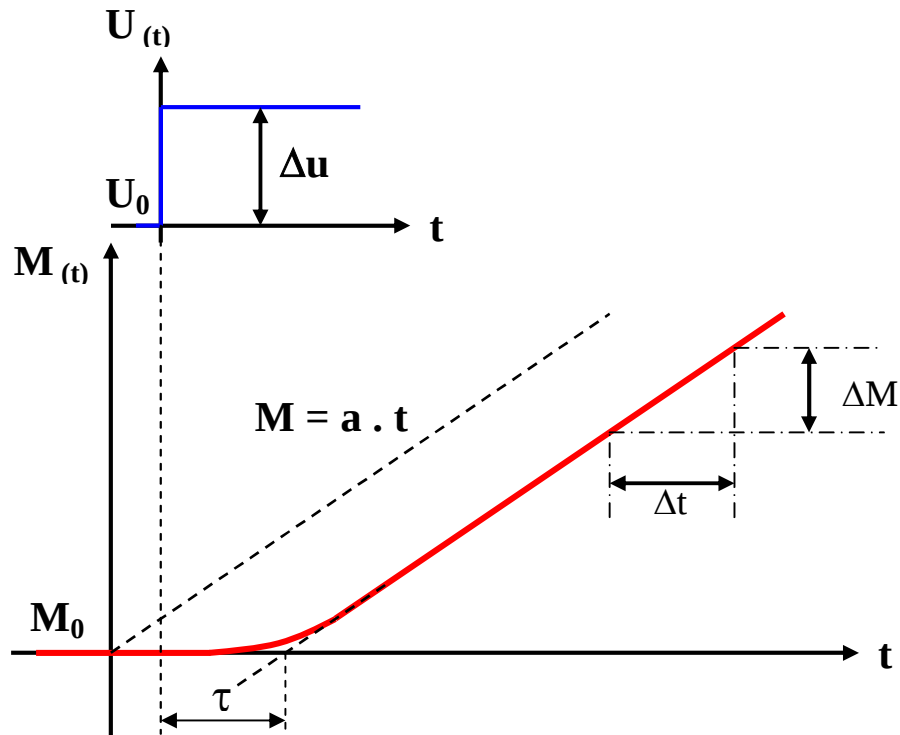
Coefficient d'intégration du procédé

$$k = \frac{\Delta M \%}{\Delta u \% \cdot \Delta t}$$

La fonction de transfert est de la forme

$$HR_{(p)} = \frac{k}{p}$$

Procédé intégrateur du nième ordre avec retard :



Le temps mort τ du modèle est déterminé graphiquement.

Le coefficient d'intégration du procédé est :

$$k = \frac{\Delta M \%}{\Delta u \% \cdot \Delta t}$$

On peut approximer la fonction de transfert :

$$HR_{(p)} = \frac{k \cdot e^{-\tau p}}{\underbrace{p (1 + \theta_1 \cdot 1 \cdot p) \dots (1 + \theta_n \cdot n \cdot p)}_{\text{Procédé}}}$$

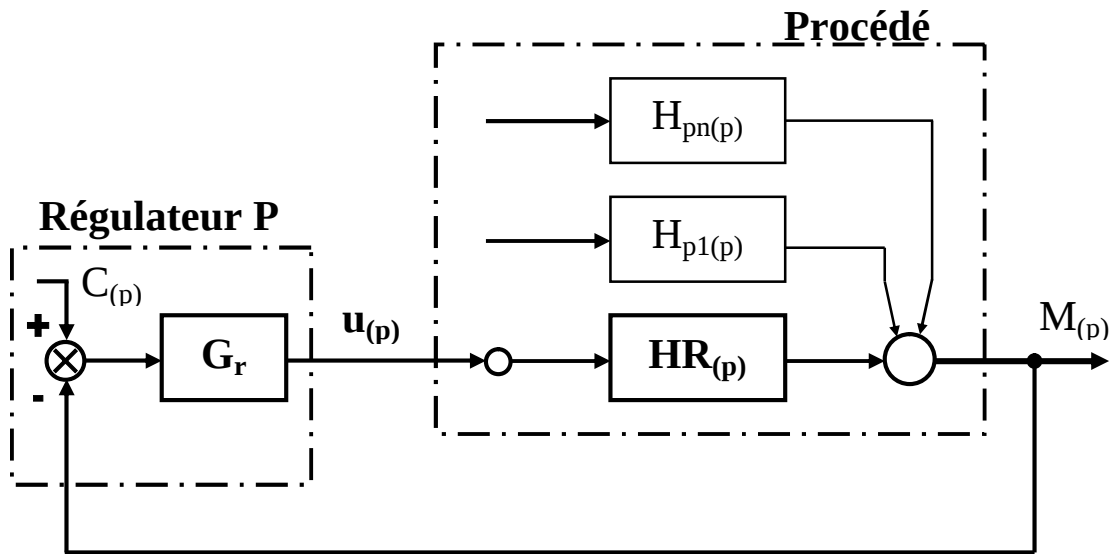
$$\# \underbrace{\frac{k \cdot e^{-\tau p}}{p}}_{\text{Modèle}}$$

$$HR(p) = \frac{k e^{-\tau p}}{p}$$

➤ Procédés naturellement stables

On met le régulateur en mode automatique et on injecte une action

PROPORTIONNELLE seulement :



Le modèle recherché :

On approximera le procédé à une fonction de transfert du premier ordre avec retard. C'est une identification paramétrique car on choisit à priori un modèle et on cherche par cette méthode, les paramètres de la fonction de transfert du modèle.

$$HR_{(p)} = \underbrace{\frac{Gs \cdot e^{-\tau \cdot p}}{(1 + \theta_1 \cdot p)(1 + \theta_2 \cdot p) \dots (1 + \theta_n \cdot p)}}_{\text{Procédé}} \# \underbrace{\frac{Gs \cdot e^{-\tau \cdot p}}{1 + \theta \cdot p}}_{\text{Modèle}}$$

La méthode d'identification en boucle fermée est plus précise que l'identification en boucle ouverte nécessite deux essais distincts :

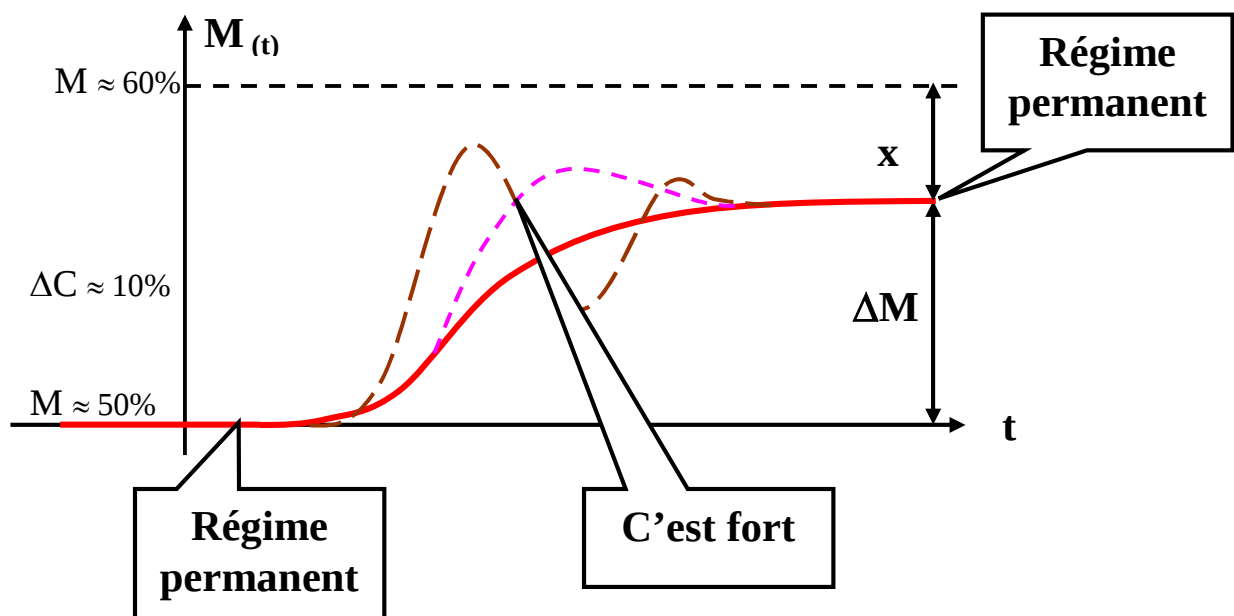
- ✓ 1^{er} essai : Recherche du gain statique G_s
- ✓ 2^{ème} essai : Recherche des paramètres dynamiques τ et θ .

Premier essai : Recherche du gain statique G_s :

- Se placer au point de fonctionnement et stabiliser la mesure
- Egaler la consigne à la mesure ($C=M$ le plus possible)
- Mettre le régulateur en Proportionnel seul ($T_i = \text{maxi}$ et $T_d = 0$)
- Passer en mode automatique et faire un échelon de $\Delta C \approx 10\%$
- Relever la variation de mesure ΔM et l'écart $x = C - M$
- Calculer le gain statique **G_s** comme suit :

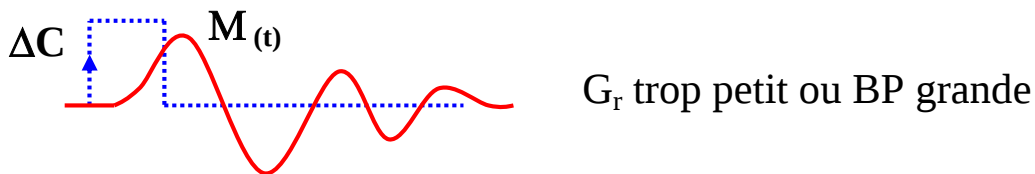
$$G_s = \frac{\Delta M}{x \cdot G_r}$$

Avec G_r est celui de l'essai, on le choisi entre 0,5 et 1 sans osciller le système.

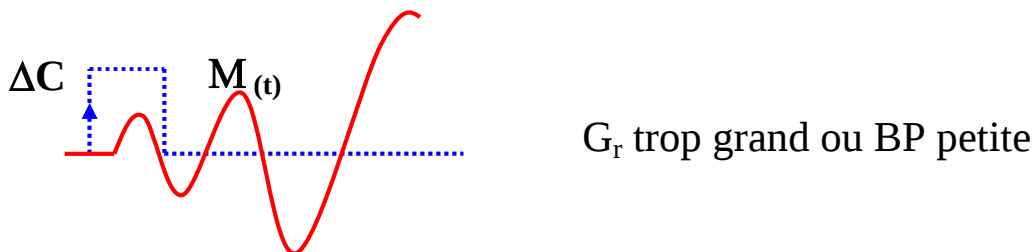


Deuxième essai : Recherche des paramètres τ et θ :

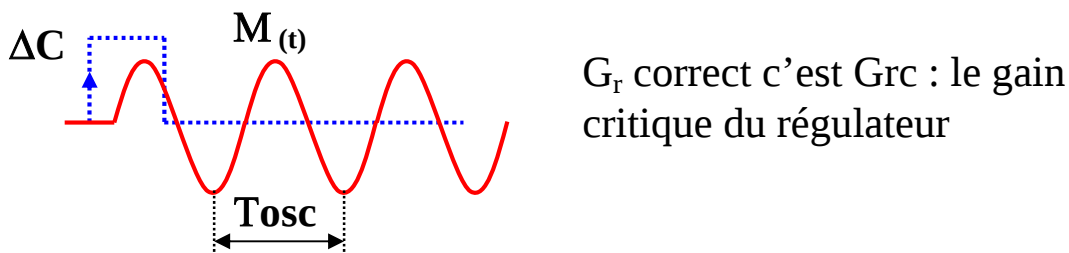
- Se placer au point de fonctionnement et stabiliser la mesure
- Egaler la consigne à la mesure ($C=M$ le plus possible)
- Mettre le régulateur en Proportionnel seul ($T_i = \text{maxi}$ et $T_d = 0$)
- Augmenter progressivement le gain du régulateur G_r en faisant de petits échelons sur la consigne jusqu'à l'obtention du POMPAGE régulier de la mesure, soit ainsi :



La mesure est d'une allure instable CONVERGENTE

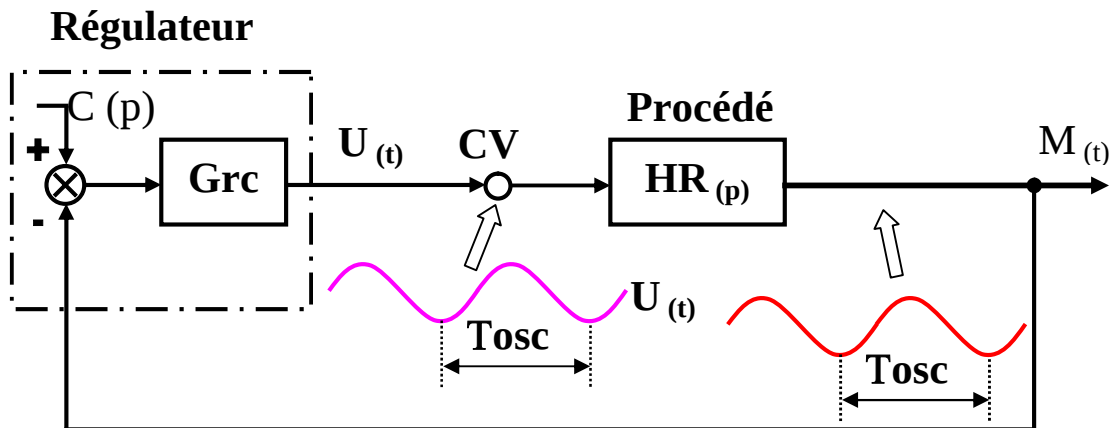


La mesure est d'une allure instable DIVERGENTE



La mesure est d'une allure stable EN POMPAGE REGULIER

- Relever la valeur du gain critique du régulateur **G_{rc}** qui occasionne le pompage et la période des oscillations **T_{osc}** de la mesure [ou du signal de commande de la vanne U (t)]



- Calculer les paramètres dynamiques (θ ; τ) selon la méthode de :

Méthode de ZIEGLER & NICHOLS

- Gain de boucle critique **G_{Bc}**

$$G_{Bc} = G_{rc} \cdot G_s$$

G_s : Gain statique déterminé lors du premier essai

G_{rc} : Gain critique du régulateur qui occasionne le pompage

- Constante de temps du modèle **θ**

$$\theta = \frac{T_{osc}}{2 \pi} (G_{Bc}^2 - 1)^{1/2}$$

□ **Temps mort ou retard du modèle τ**

$$\tau = \frac{T_{osc}}{2} \left[1 - \frac{\text{Arctg} (G_{Bc}^2 - 1)^{1/2}}{\pi} \right]$$

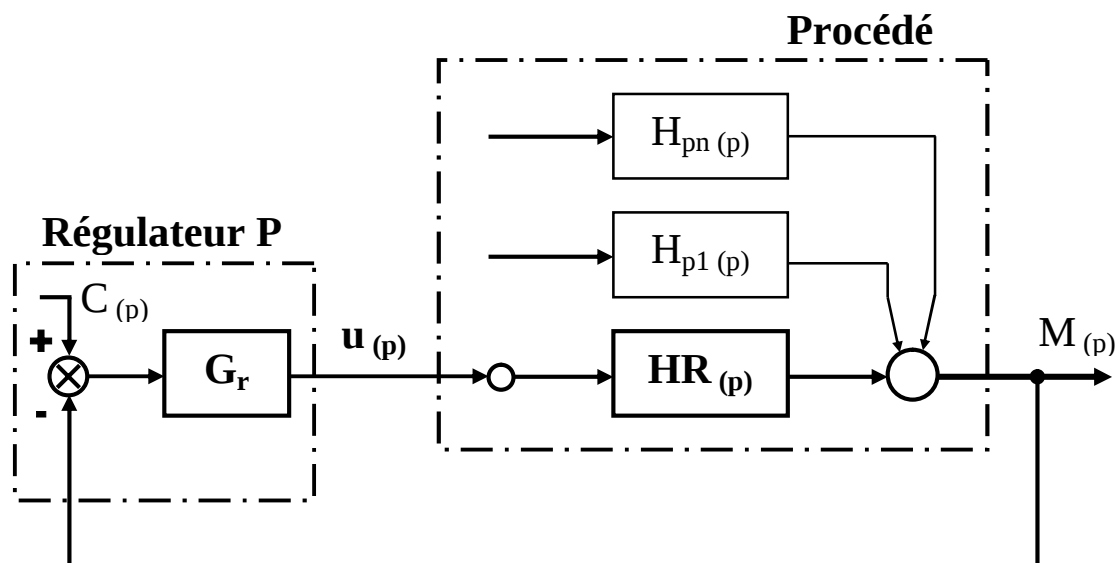
Si Arctg est exprimé en degrés (selon la calculatrice) alors

$$\tau = \frac{T_{osc}}{2} \left[1 - \frac{\text{Arctg} (G_{Bc}^2 - 1)^{1/2}}{180^\circ} \right]$$

➤ **Procédés naturellement instables**

La manipulation des procédés naturellement instables est souvent dangereuse et on recommande lors de l'identification de ne pas s'éloigner beaucoup du point de fonctionnement.

Comme pour les procédés stables on doit mettre le régulateur en mode automatique et on injecte une action PROPORTIONNELLE seulement :



Le modèle recherché :

On approximera le procédé à une fonction de transfert intégrateur pur avec un retard :

$$\text{HR}_{(p)} = \frac{k \cdot e^{-\tau \cdot p}}{\underbrace{p \cdot (1 + \theta_1 \cdot p) (1 + \theta_2 \cdot p) \dots (1 + \theta_n \cdot p)}_{\text{Procédé}}}$$
$$\# \frac{k \cdot e^{-\tau \cdot p}}{\underbrace{p}_{\text{Modèle}}}$$

Mode opératoire :

- Se placer au point de fonctionnement et stabiliser la mesure
- Le régulateur en automatique et en action proportionnelle seule
- Augmenter progressivement Gr en faisant de petits échelons sur la consigne jusqu'à l'obtention du POMPAGE régulier de la mesure
- Relever la valeur du gain critique du régulateur **Grc** qui occasionne le pompage et la période des oscillations **Tosc** de la mesure [ou du signal de commande de la vanne U (t)], cette mesure peut être prise sur le tracé de l'enregistreur ou plus simplement par un chronomètre, c'est pourquoi il est plus facile de mesurer la grandeur Réglante.
- Calculer les paramètres dynamiques k et τ

□ **Coefficient d'intégration k**

$$k = \frac{2 \pi}{T_{osc} G_{rc}}$$

□ **Temps mort ou retard du modèle τ**

$$\tau = \frac{T_{osc}}{4}$$

➤ **Remarques**

Les caractéristiques dynamiques : k, τ , θ , T_{osc} et G_{rc} pour les procédés stables ou instables en boucle ouverte ou en boucle fermée vont servir pour la détermination:

- Du mode de régulation
- Des paramètres G_r , T_i et T_d .

Parfois on note respectivement τ et θ par **Tu** et **Tg** et cette notation se trouve dans les tableaux empiriques pour la détermination des paramètres de régulation dresser par ZIEGLER NICHOLS ou encore CHIEN HORNES.

Le choix du mode de régulation se repose sur la qualité des systèmes, donc de l'ensemble physique qui le constitue.

METHODES DE REGLAGE ET D'ENTRETIEN

LIMITES ET CHOIX D'UNE RÉGULATION

➤ Limites d'une régulation

✚ Les qualités exigées pour une boucle de régulation sont précision et la stabilité.

✚ Dans la régulation boucle simple du type P.I.D, le signal de commande dépend que des signaux de mesure et de consigne.

✚ Entre l'apparition d'une perturbation et sa détection sur le signal de mesure, il peut s'écouler un temps tel que la régulation ne puisse empêcher la mesure de s'écarter fortement de sa valeur normale de fonctionnement. La dégradation de la stabilité globale sera d'autant plus importante que le retard sera important.

✚ La régulation P.I.D n'est pas sensible aux perturbations mais à leurs effets sur la mesure. Les performances d'une régulation dépendent du rapport θ/τ pour les procédés stable et du rapport $1/(k.\tau)$ pour les procédés instables.

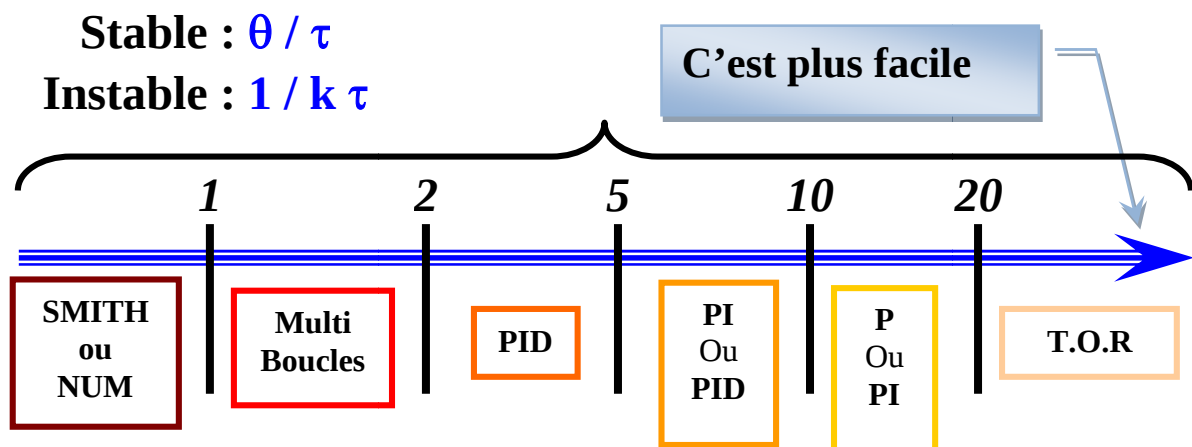
✚ Pour améliorer la régulation P.I.D plusieurs solutions peuvent être envisagées. La plus simple consiste (si possible) à réaliser des régulations multi boucles, cascades, mixte...

✚ Pour améliorer la régulation, utiliser des algorithmes numériques tels que correcteur de SMITH ou régulation à modèle interne de référence.

➤ Choix du mode de régulation

Le choix des modes de régulation d'un procédé dépend du rapport θ/τ pour les systèmes stables et du rapport $1/(k\cdot\tau)$ pour les systèmes instables.

Les limites entre les différents modes sur des procédés ont été déterminées expérimentalement par des essais réalisés sur des procédés et de sont pas forcément applicables dans tous les domaines. En effet, d'autres facteurs d'appréciation peuvent conduire à choisir un mode de régulation plus adapté au procédé à piloter.



On rappelle que la structure // est plus faible en dosage que la structure série si et seulement si $Gr > 1$, alors proche de 5 on adopte P+I+D et proche de 2 on prend PID Mixte 1 ou 2.

MÉTHODES EMPIRIQUES

➤ Méthode de ZIEGLER NICHOLS

On utilise cette méthode pour les systèmes stables ou instables :

C'est une méthode expérimentale qui permet de régler les actions d'un régulateur à partir de la mise en POMPAGE REGULIER de la mesure :

- Se placer au point de fonctionnement
- Mettre le régulateur en action P seule ($T_i = \text{maxi}$ 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
- Relever la période des oscillations **Tosc** sur la mesure ou l'organe de réglage et le gain critique du régulateur **Grc**.
- Calculer les actions du régulateur à l'aide du tableau suivant :

REGUL. — ACTIONS	P	P.I Série	P.I Parallèle	P.I.D Série	P.I.D Parallèle	P.I.D Mixte 1	P.I.D Mixte 2
Gr	$\frac{Grc}{2}$	$\frac{Grc}{2,2}$	$\frac{Grc}{2,2}$	$\frac{Grc}{3,3}$	$\frac{Grc}{1,7}$	$\frac{Grc}{1,7}$	$\frac{Grc}{1,7}$
Ti	Maxi	$\frac{T}{1,2}$	$\frac{2.T}{Grc}$	$\frac{T}{4}$	$\frac{0.85.T}{Grc}$	$\frac{T}{2}$	$\frac{T}{2}$
Td	0	0	0	$\frac{T}{4}$	$\frac{Grc.T}{13,3}$	$\frac{T}{8}$	$\frac{Grc.T}{13,3}$

T : Période d'oscillation en secondes ou en minutes selon l'unité voulue pour Ti ou pour Td

Grc : C'est le gain critique du régulateur qui occasionne le pompage régulier de la réponse du système.

Les résultats sont corrects tant que le $G_{rc} < 8$ si non on passe à la méthode d'approches successives par exemple ou autre.

➤ **Méthode de BROÏDA**

On utilise cette méthode pour les systèmes stables ou instables :

On intervient sur le procédé en boucle ouverte φ à d le régulateur en mode manuel et on peut intervenir directement sur l'organe de réglage (vanne), il faut se méfier des systèmes instables en boucle ouverte, et ainsi la procédure :

- Se placer au point de fonctionnement
- Stabiliser la mesure en agissant sur les grandeurs Réglantes (régime permanent), souvent en agissant sur une perturbation contrôlable.
- Appliquer un échelon Γ_u de commande sur le signal de l'actionneur. Cet échelon doit être suffisamment grand afin d'obtenir une réponse exploitable sur l'enregistreur et suffisamment faible afin de ne pas dépasser les limites de linéarité du procédé, il est conseiller de faire un échelon de commande entre 5% et 10% de l'étendu de l'échelle de commande.
- Interpréter le graphique du signal de mesure en extrayant τ et θ , pour les procédés stables, ou k et τ pour les procédés instables. Il faut approcher la forme du signal de mesure :

❶ 1^{er} ordre avec retard : 63% ΔM ...

❷ N^{ième} ordre avec retard : 28% ΔM et 40% ΔM ...

■ Déterminer le gain statique du procédé G_s .

■ Choisir le mode de la régulation correspondante selon les rapports $1/k \cdot \tau$ pour les procédés instables et θ/τ pour les procédés stables.

■ Calculer le dosage PID (G_r , T_i et T_d) selon les tableaux suivants :

PROCEDES STABLES

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

PROCEDES INSTABLES

REGUL. – ACTIONS	P	P.I Série	P.I Parallèle	P.I.D Série	P.I.D Parallèle	P.I.D Mixte 1	P.I.D Mixte 2
G_r	$\frac{0,8}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,8}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,8}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,85}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{k \cdot \tau}$	$\frac{0,9}{k \cdot \tau}$
T_i	Maxi	$5 \cdot \tau$	$\frac{k \cdot \tau^2}{0,15}$	$4,8 \cdot \tau$	$\frac{k \cdot \tau^2}{0,15}$	$5,2 \cdot \tau$	$5,2 \cdot \tau$
T_d	0	0	0	$0,4 \cdot \tau$	$\frac{0,35}{k}$	$0,4 \cdot \tau$	$\frac{0,35}{k}$

➤ Méthode de CHIEN & HORNESS & RESHWICK

La méthodologie est identique à la méthode de BROÏDA en B.O:

Avec $G_s = K_s$; $T_u = \tau$; $\theta = T_g$; $\Delta PV\% = \Delta M\%$ et $\Delta CO\% = \Delta u\%$

Controller type	Parameter settings			
	aperiodic control operation (0 % overshoot)		control operation with 20 % overshoot	
	Command	Disturbance	Command	Disturbance
P controller	$K_p = 0,3 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$	$K_p = 0,3 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$	$K_p = 0,7 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$	$K_p = 0,7 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$
PI controller	$K_p = 0,35 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$ $T_n = 1,2 T_g$	$K_p = 0,6 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$ $T_n = 4 \cdot T_u$	$K_p = 0,6 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$ $T_n = T_g$	$K_p = 0,7 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$ $T_n = 2,3 \cdot T_u$
PID controller	$K_p = 0,6 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$ $T_n = T_g$ $T_v = 0,5 \cdot T_u$	$K_p = 0,95 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$ $T_n = 2,4 \cdot T_u$ $T_v = 0,42 \cdot T_u$	$K_p = 0,95 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$ $T_n = 1,35 \cdot T_g$ $T_v = 0,47 \cdot T_u$	$K_p = 1,2 \frac{T_g}{T_u \cdot K_s}$ $T_n = 2 \cdot T_u$ $T_v = 0,42 \cdot T_u$

Les colonnes **COMMAND** signifie l'asservissement et c'est destiner pour les procédés asservis sans perturbations dominantes (exemple : Régulation de position d'un robot à charge fixe), pour les colonnes **DISTURBANCE** signifie la régulation, c'est pour les procédés à consigne connue (ne change pas souvent) mais influencer fortement par des perturbations (exemple : Régulation de température d'un étage de four).

- 0% OVERSHOOT signifie sans dépassement : c'est pour les procédés naturellement instables
- 20% OVERSHOOT signifie 20% de dépassement (D_1) sur ΔM : c'est pour les procédés naturellement stables ou artificiellement stabilisés.

MÉTHODE EXPÉRIMENTALE (INDUSTRIELLE)

➤ Méthode du régleur (Réglage par approches successives)

C'est une méthode qui échappe au cas général. Le réglage du régulateur se fait par petit pas. Le système fonctionnant en boucle fermée, autour du point de consigne :

- ✓ En régulation proportionnelle, on cherche la bande proportionnelle correcte en observant la réponse du système à un ΔC
- ✓ En régulation proportionnelle intégrale dérivée, on cherche le temps intégral correct en observant la réponse du système à un ΔC
- ✓ En régulation proportionnelle intégrale dérivée, on cherche le temps intégral correct en observant la réponse du système à un ΔC

Cette méthode est appliquée à plusieurs systèmes industriels régulés mais si le système présente un **temps d'établissement** relativement long, alors cette méthode devient non applicable.

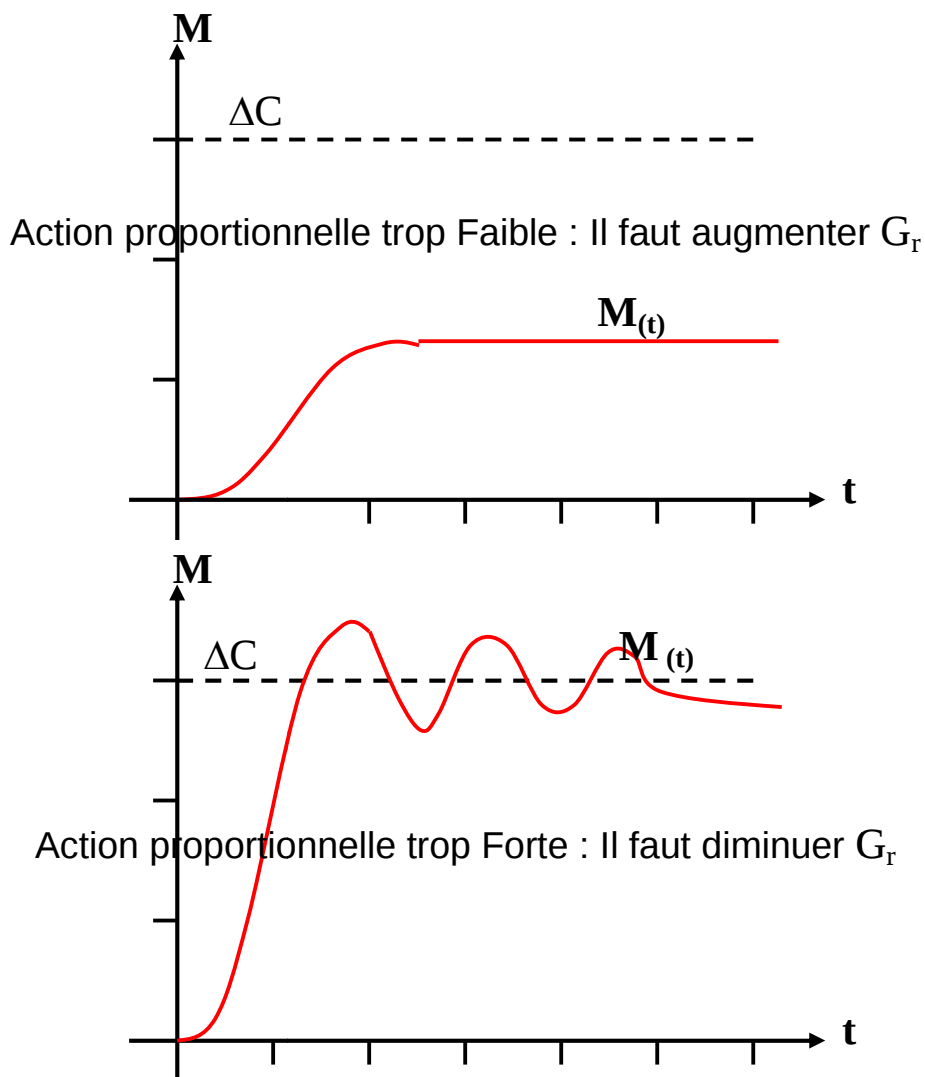
Elle consiste à régler les paramètres du régulateur par approches successives. On règle l'action proportionnelle puis l'action dérivée et l'intégrale. Cette technique présente l'intérêt d'être simple et utilisable sur n'importe quel type de système. Son application devient longue sur des procédés à **grande inertie**.

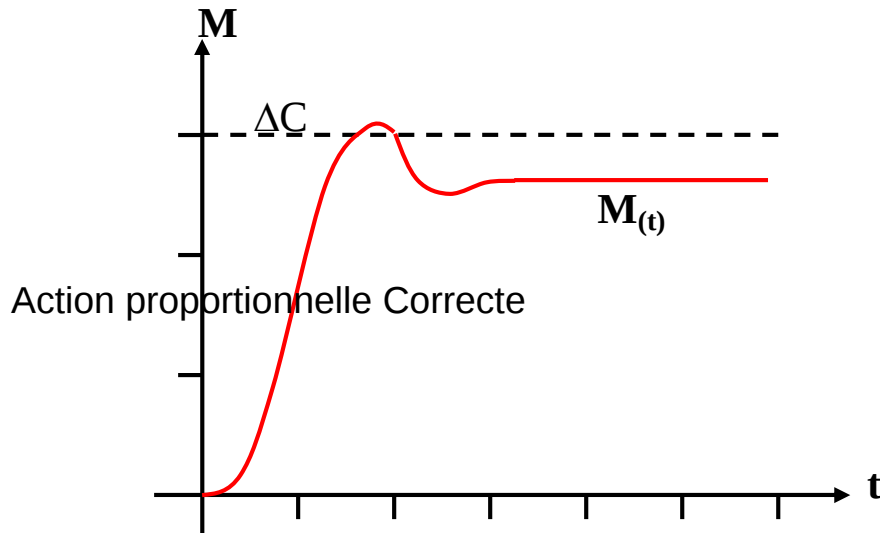
Réglage sur l'action proportionnelle :

Mode opératoire :

- Stabiliser la mesure au point de fonctionnement.
- Mettre le régulateur en P seul ($T_i = \text{Max}$ et $T_d = 0$).
- Afficher un gain G_r faible ($G_r < 1$), on prend 0,8
- Egaler la consigne à la mesure ($C = M$).
- Passer le régulateur en mode automatique.
- Effectuer un échelon de consigne de 5 à 10%.
- Observer l'allure du signal de mesure (PV, M)
- ◆ Si elle est sur amortie (apériodique), augmenter le Gain G_r ou diminuer la bande proportionnelle $BP\%$ ($BP\% = 100/G_r$).
- ◆ Si elle présente plus de deux oscillations, diminuer le Gain G_r ou augmenter la $BP\%$.

La manipulation consiste à rechercher par approches successives la valeur du Gain G_r (ou de la $BP\%$) qui donne la réponse la plus rapide pour un minimum d'amortissement.





Avec une simple action proportionnelle sur un procédé stable :

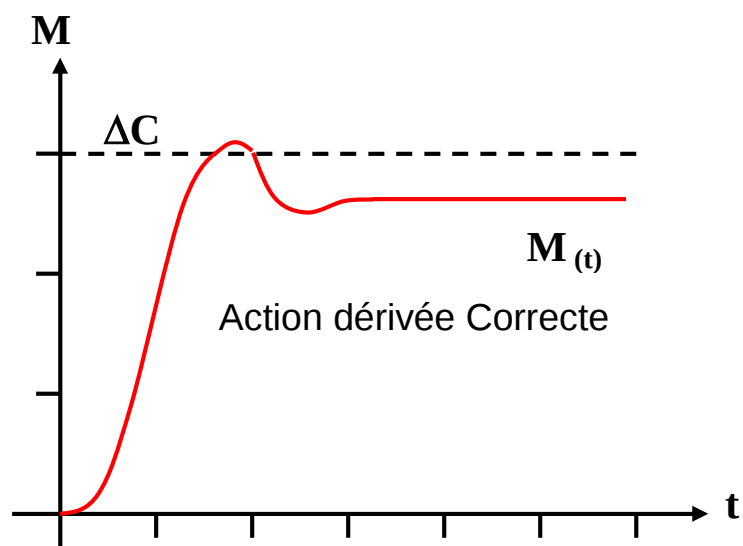
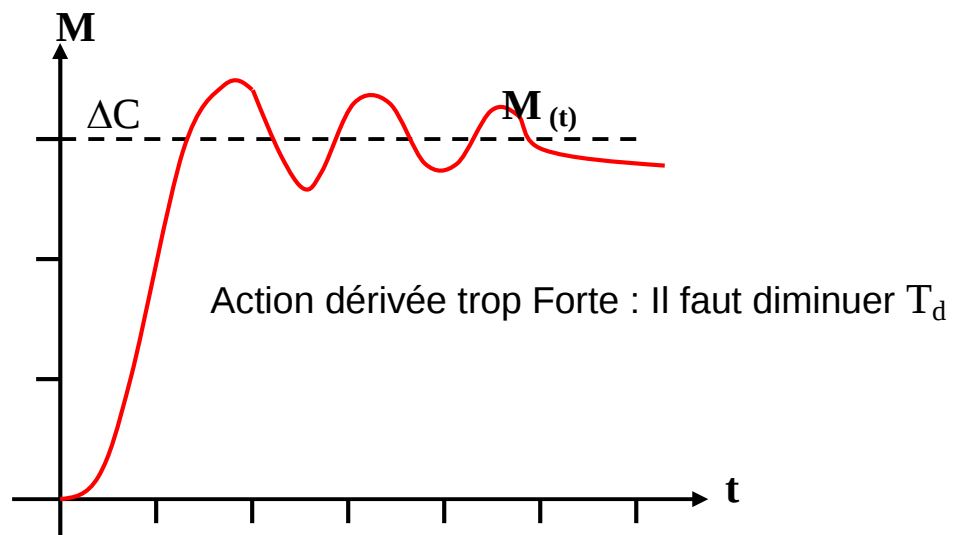
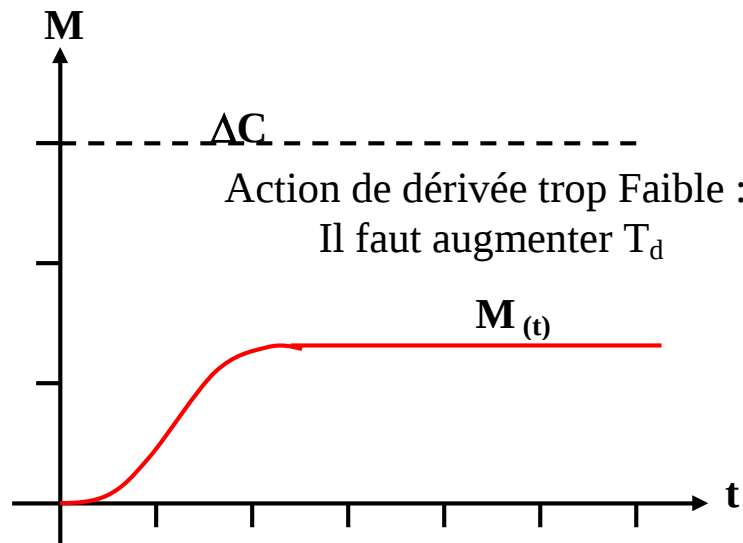
- ✓ La mesure ne rejoint pas la consigne.
- ✓ L'écart x_d diminue avec le Gain (si $Gr \uparrow \Rightarrow e \downarrow$) mais la stabilité se dégrade.
- ✓ La réponse s'accélère en augmentant le gain.
- ✓ Il faut trouver un compromis entre rapidité et stabilité.

Réglage sur l'action dérivée :

Mode opératoire :

- L'action dérivée ne se justifie que si la mesure a un certain retard (t_r ou τ).
- Conserver la valeur de l'action proportionnelle déterminée lors de l'essai précédent (Toujours $T_i = \text{maxi}$).
- Afficher une action dérivée faible (T_d égale à quelques secondes, pour un premier essai afficher $T_d = \tau / 3$)
- Egaler la consigne à la mesure ($C = M$).
- Passer le régulateur en mode automatique.
- Effectuer un échelon de consigne de 5 à 10%.
- Observer l'allure du signal de mesure (PV, M)
- ◆ Si elle est sur amortie (apériodique), augmenter T_d
- ◆ Si elle présente plus de deux oscillations, diminuer T_d

Une action dérivée correctement dosée conduit à une stabilisation au bout d'un temps plus court qu'avec l'action proportionnelle seule.



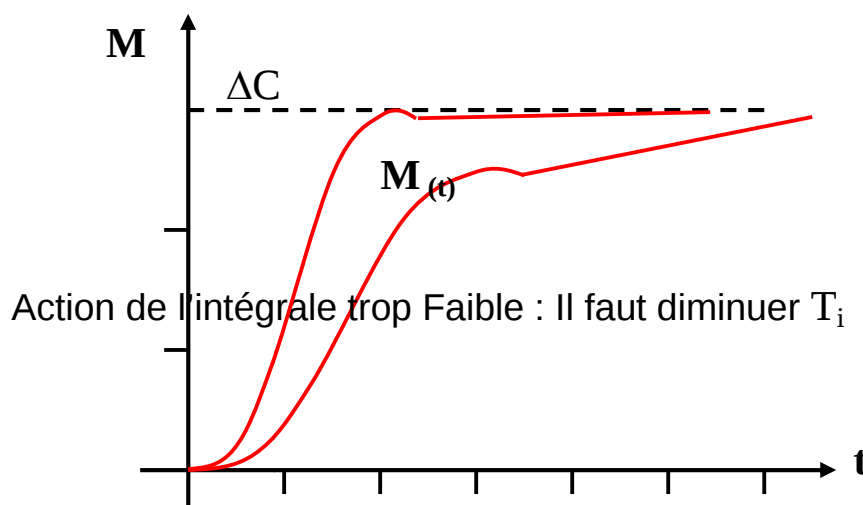
- ✓ L'action dérivée a un effet anticipatif.
- ✓ L'action dérivée stabilise la réponse du procédé.
- ✓ La réponse s'accélère en augmentant l'action dérivée.
- ✓ Il faut trouver un compromis entre rapidité et stabilité.

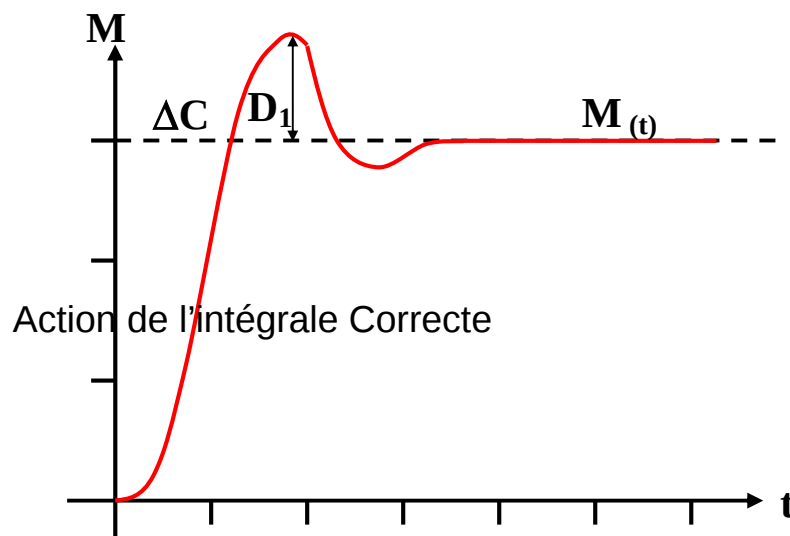
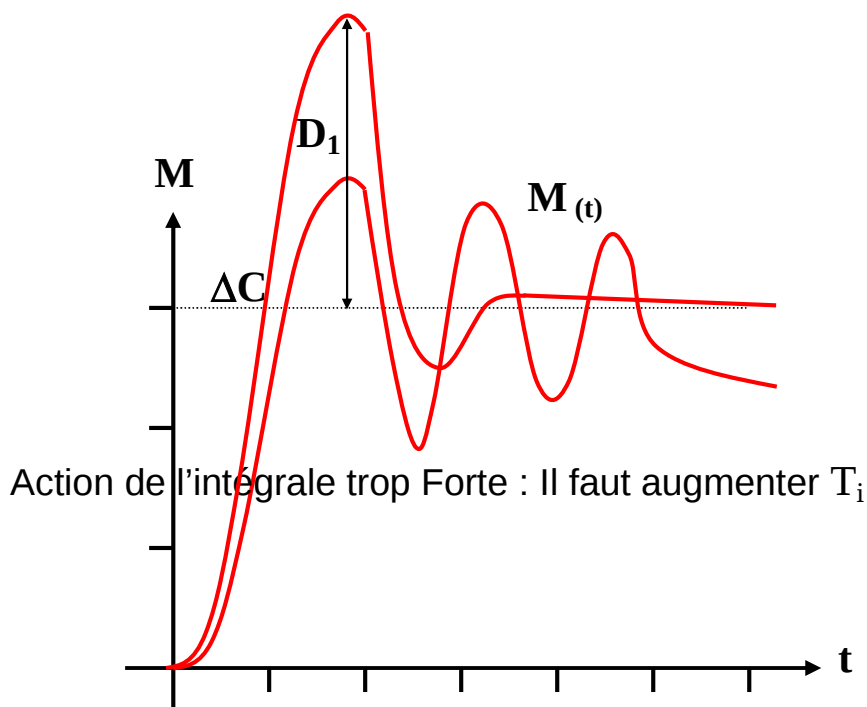
Réglage sur l'action intégrale

Mode opératoire :

- Conserver les valeurs des actions proportionnelle et dérivée déterminées aux essais précédents.
- Afficher une action intégrale faible (T_i est proportionnel au temps de réponse du procédé, pour un premier essai afficher $T_i = 0$).
- Egaler la consigne à la mesure ($C = M$).
- Passer le régulateur en mode automatique.
- Effectuer un échelon de consigne de 5 à 10%.
- Observer l'allure du signal de mesure (PV, M)
 - ◆ Si elle est sur amortie, ou trop lente diminuer T_i (action intégrale trop faible).
 - ◆ Si elle présente un dépassement trop important, augmenter T_i (action intégrale trop forte).

Choisir une valeur de T_i donnant une réponse la plus rapide avec un dépassement D_1 compris entre 10% et 30% du ΔM ou ΔC .

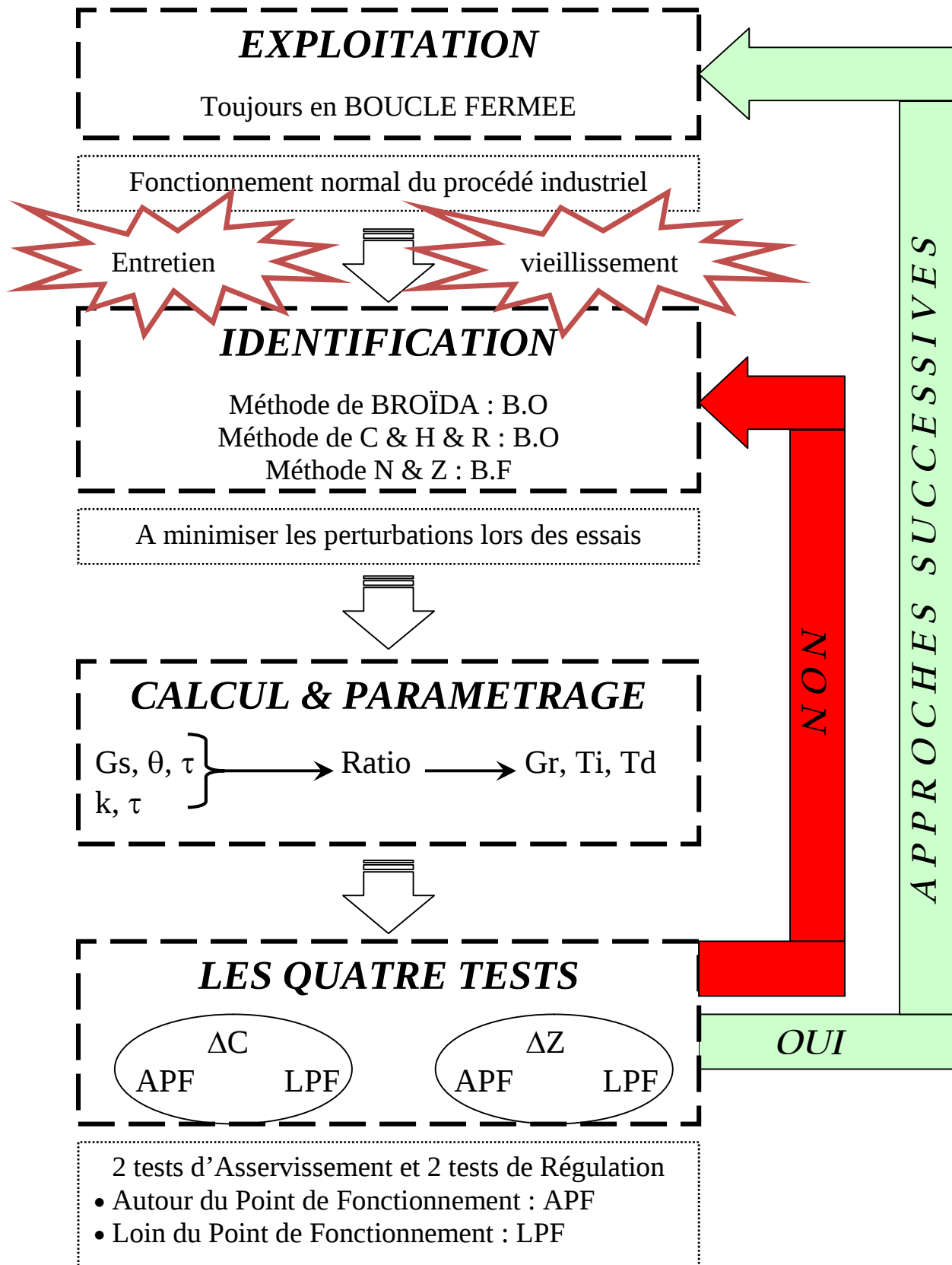




- ✓ L'action intégrale donne la précision statique $C = M$.
- ✓ La mesure rejoint la consigne sur un test en asservissement (ΔC) ou sur un test de régulation (ΔP).
- ✓ La réponse s'accélère en augmentant l'action intégrale (diminuer T_i).
- ✓ Il faut trouver un compromis entre rapidité et stabilité.

RECAPITULATION D'ENTRETIEN DES SYSTEMES REGULES

MÉTHODOLOGIE



CONCLUSION

Suite à chaque intervention de maintenance soit une réparation ou une maintenance périodique le modèle du procédé change sensiblement et sa commande devienne imprécise, d'où l'intérêt d'appliquer une méthode de réglage soit :

- Méthode de BROÏDA
- Méthode de CHIEN & HORNESS & RESHWICK
- Méthode NICHOLS & ZIEGLER

Ou encore, quand le modèle ne bouge pas trop par les effets de vieillissement alors il suffit d'appliquer les APPROCHES SUCCESSIVES selon l'ancienne architecture du régulateur.

Autour d'un point de fonctionnement, l'asservissement et la régulation d'un système doit être bonne, c'est pourquoi après avoir une méthode empirique de réglage il est recommandé d'appliquer les APPROCHES SUCCESSIVES pour affiner la réponse du système autour du point de fonctionnement.

Quand le rapport θ/τ ou $1/(k\tau)$ sera inférieur à 2 (Hors zone PID) alors calcule le PID le plus fort possible et on affine par les APPROCHES SUCCESSIVES, si ça ne marche pas encore, alors il faut penser à la conception du procédé (Changer la position du capteur, changer la capacité ou la puissance de l'actionneur) ou à rénover les chaînes de régulation pour avoir des multi boucles (mesurer une ou deux grandeurs perturbatrices)

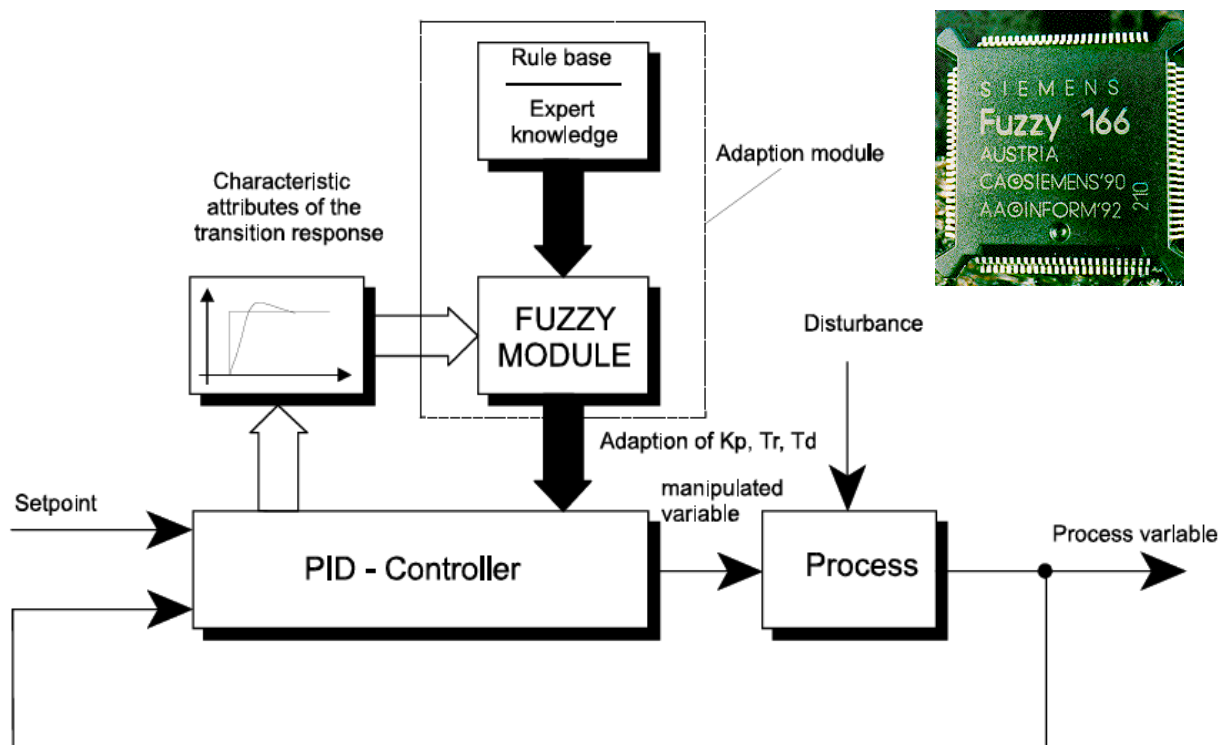
ENTRETIEN AVEC AUTOREGLAGE

Pour l'ergonomie d'utilisation facile des régulateurs industriels les concepteurs ont optés pour des techniques de réglage automatiques tels que : FUZZY PID, AUTO-ADAPTATIF, TUNE et NEURAL ...

INSERTION D'UN MODULE DE LOGIQUE FLOUE

➤ Module à Logique Floue AUTO ADAPTATIF

Le "Fuzzy self-tuning" algorithme de réglage auto-adaptatif de mise au point continu des paramètres PID est extrêmement performant ne perturbe pas le processus. A chaque changement (de contrôle ΔM ou de changement de point de consigne ΔC) les paramètres PID idéaux sont calculés par un algorithme.



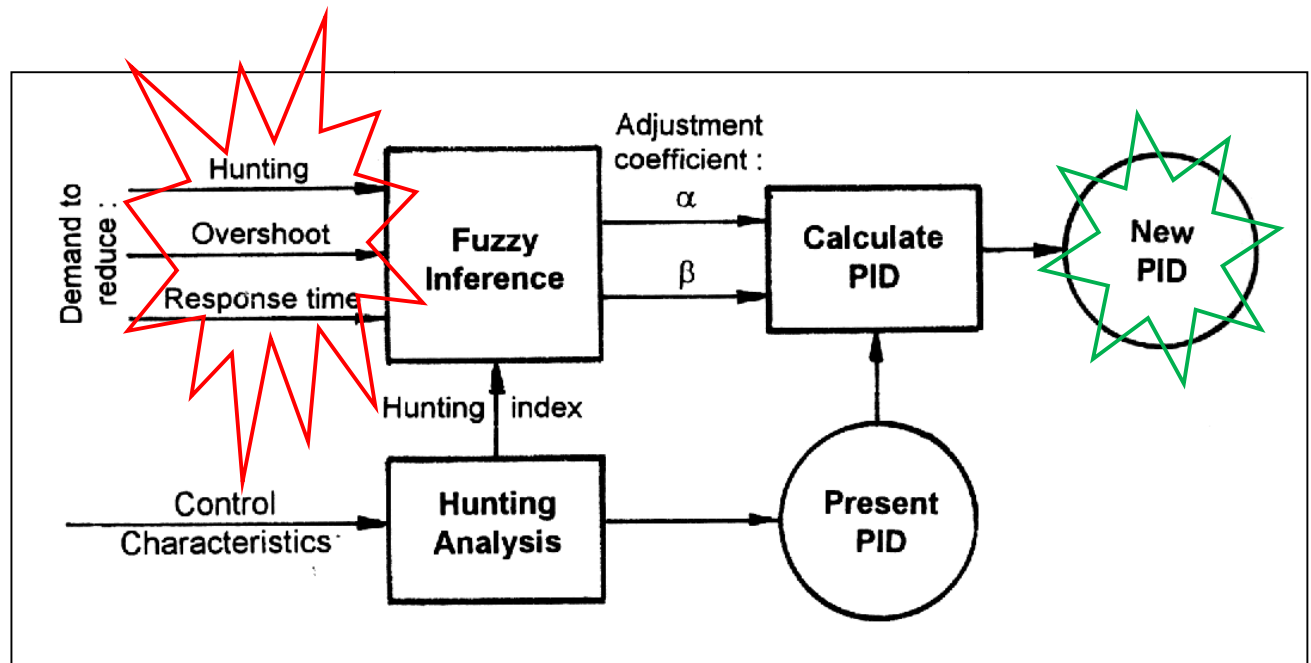
➤ Module à Logique Floue OPTIMIZE

Le module à logique floue suite à des règles de base, va réduire trois critères de commande interdépendants à savoir :

HUNTING: Exactitude : La mesure doit coller à la consigne

OVERSHOOT: Dépassement : Radier les dépassements et les sous-passements

RESPONSE TIME: Rapidité : Accélérer la correction de la déviation

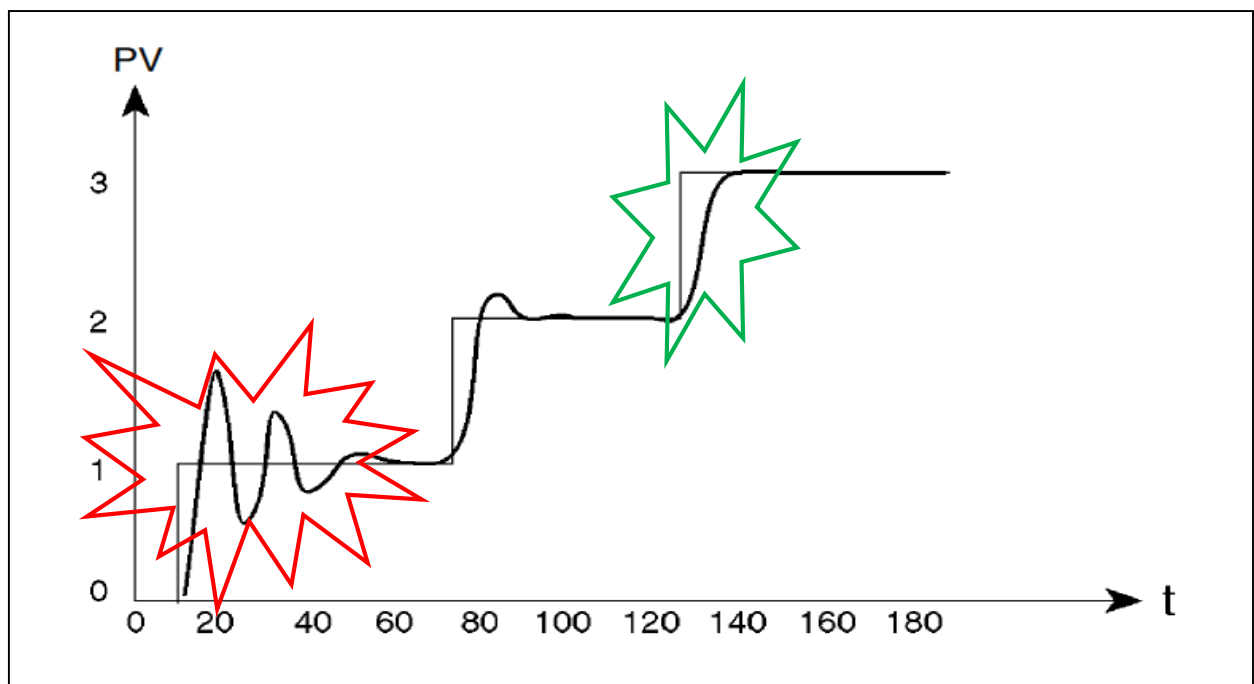


Les modules à logique floue OPTIMIZE et AUTO ADAPTATIF fonctionnent continuellement à chaque échantillon de mesure (100ms) sans intervention ni connaissance de l'utilisateur des techniques sur les règles floues, la fuzzification, l'inférence et la défuzzification.

Bien sûr on peut éliminer les effets de l'autorégulation par logique floue si le système répond convenablement à la régulation PID classique.

INSERTION D'UN MODULE TUNE

Cette solution de mise au point, facile à utiliser pour régler la boucle de régulation PID et à logique floue. Avec des tests procédés automatisés, un algorithme sophistiqué, la procédure **Tune** minimise les temps de stabilisation et de réponse des boucles de régulation.



Le TUNE est un module qui optimise les paramètres PID de la régulation, sur demande et en appuyant sur **AT**, le module reçoit la dernière déviation et son évolution (l'écart et la dérivée de l'écart) à un état proche de la stabilité, et applique une série de test sur le procédé en B.F (comme ZIEGLER & NICHOLS) pour déterminer le nouveau PID après quelque secondes seulement, c'est très pratique et économique.