

Etude et mise au point d'une boucle de régulation en cascade 'Cascade control'

Application à la régulation en cascade de niveau d'eau dans une cuve parfaitement agitée

**Etudiants : AMINE DAKOUNE
OUSSAMA CHOUKAI**

Encadrant : Mohammed Rabi

Docteur d'état en sciences appliquées (lauréat EMI). Ingénieur en génie des procédés (lauréat EMI).

Dédicace



Nous dédions ce modeste travail

A nos chers parents

Pour leur soutien, leur patience, leur sacrifice

et leur amour, vous méritez tout éloge,

vous qui avez fait de nous ce que nous sommes maintenant.

Nous espérons être l'image que vous êtes fait de

nous, que dieu vous garde et vous bénisse.

Nous dédions aussi ce travail à nos chers frères et sœurs,

pour leur affection et leur encouragement qui ont toujours

été pour nous des plus précieux.

Que ce travail soit pour vous le gage de notre profond amour

A tout nos amis

A tous ceux qui nous ont aidés.

A tous ceux que nous aimons, nous dédions ce travail ...



Remerciement

Nous tenons à exprimer notre gratitude et nos remerciements au membre de jury. Veuillez accepter dans ce travail notre sincère respect et notre profonde reconnaissance.

Nous tenons également à remercier infiniment M. RABI MOHAMMED pour nous avoir offert les conditions nécessaires et nous avoir guidés dans l'élaboration de ce travail et contribuer largement à sa réalisation avec la patience et le dynamisme qui le caractérise et aussi son soutien tout au long de notre projet

Nous profitons aussi de ce mémoire pour exprimer nos plus vifs remerciements envers tous les professeurs qui nous ont apportés du soutien durant nos études et envers tous nos amis qui ont été toujours près de nous avec leurs encouragements, critiques et conseils.

Que le corps professoral et administratif et surtout le directeur général de l'École Supérieure de Technologie de FES, trouvent ici nos vifs remerciements, pour tout le travail effectué durant notre formation à l'école.

Merci a tous



Sommaire

Dédicace.....	2
Remerciements	3
Liste des Figures et Tableaux.....	6
Notations et symboles	9
Introduction.....	10

Partie I : Etude théorique

1.....	L
l'objectif de la régulation	13
2.....	D
définition de la régulation / asservissement	13
2.1. L'asservissement	13
2.2. La régulation.....	13
3.....	L
les qualités attendues d'une régulation.....	14
3.1. La stabilité.....	14
3.2. La précision.....	15
3.2.1/ Précision statique.....	15
3.2.2/ Précision dynamique	16
3.3. La rapidité	17
4.....	R
régulation en boucle ouverte/ en boucle fermée.....	18
5.....	S
schéma fonctionnel d'une boucle de régulation	18
6.....	R
régulation PID	20
7.....	R
réglage de régulateur.....	22
7.1. Le régulateur industriel	22
7.2. Méthodes de réglage expérimentales	22
7.2.1. Méthodes en boucle ouverte de Ziegler-Nichols	22
.....7.2.2. Méthodes en boucle fermée de Ziegler-Nichols	24

7.3. Méthodes de réglage fréquentielles.....	25
8.....	R
régulation cascade	29
8.1. Rôle de la régulation cascade	29
8.2. Définition de la régulation cascade	29
8.2.1. Cascade sur grandeur réglante.....	30
8.2.2. Cascade sur la grandeur intermédiaire	31
8.3. Exemple d'une régulation en cascade	32

Partie II : Etude et mise au point d'une boucle de régulation en cascade de niveau

1.....	P
présentation du procédé et du sujet.....	34
1.1. Schéma du procédé.....	34
1.2. Présentation du sujet.....	37
2.....	I
identification des fonctions de transferts réglantes-réglages	41
2.1 Caractéristiques de l'actionneur et du capteur.....	41
2.1.1 L'actionneur : Pompe hydraulique P2.....	41
2.1.2 Le capteur de niveau	43
2.2 Fonction de transfert réglante de la boucle esclave (régulation de débit)-réglage	45
➤	E
xpérimentation- Identification	45
➤	R
églage	46
➤	E
tude en simulation (asservissement)	50
➤	E
tude expérimentale (Régulation et asservissement)	51
➤	C
onclusion	53
2.3 Fonction de transfert réglante simple de niveau (sans cascade) – réglage	54
➤	E
xpérimentation- Identification	54
➤	R
églage	57
2.4 Fonction de transfert réglante de la boucle maitresse (régulation en BF du débit) – réglage	57

➤	E
xpérimentation- Identification	57
➤	R
églage	60
2.5. Etude de la régulation en cascade de niveau	60
2.5.1 Comparaison par simulation des deux régulations de niveau en cascade et sans cascade.	60
2.5.2 Mise au point et étude expérimentale de la régulation en cascade de niveau.	62
2.5.3 Conclusion	66
Conclusion générale	67
Référence	69

LISTE DES FIGURES :

Partie 1

Figure 1.1 : Evolution de deux systèmes régulés instables : inacceptable.	14
Figure 1.2: systèmes régulés stables avec amortissement acceptable.	15
Figure 1.3: Précision statique.	16
Figure 1.4: Précision dynamique.	17
Figure 1.5: Evaluation de la rapidité par mesure du temps de réponse à 5 %.	17
Figure 1.6: Schéma bloc ou fonctionnel d'un système en boucle fermée.	18
Figure 1.7: Schéma bloc ou fonctionnel d'un système en boucle fermée simplifié.	19
Figure 1.8: l'effet de chaque action du correcteur PID pour un même procédé.	20
Figure 1.9: Les trois types de régulateur PID.	21
Figure 1.10 : Schéma fonctionnel d'un régulateur.	22
Figure 1.11: Réponse en boucle ouverte du procédé à un échelon de commande Δu	23
Figure 1.12: Réponse en boucle ouverte du procédé à un échelon de commande Δu	24
Figure 1.13: Procédés en oscillations entretenues en boucle fermée.	24
Figure 1.14: Schéma fonctionnel d'une boucle de régulation en cascade.....	29
Figure 1.15 : cascade sur grandeur réglante.	30
Figure 1.16 : cascade sur grandeur intermédiaire	31

Figure 1.17 : Régulation en cascade du débit de l'eau chaude	32
--	----

Partie 2 :

Figure 2.1 : Vue d'ensemble du banc de régulation de niveau (débit, pression et température)	34
--	----

Figure 2.2 : Module de contrôle.....	35
--------------------------------------	----

Figure 2.3 : Circuit fluide procédé	35
---	----

Figure 2.4 : Schéma simplifié du circuit du fluide procédé.....	36
---	----

Figure 2.5: Régulation en cascade de niveau	38
---	----

Figure 2.6 : Schéma bloc de la régulation en cascade de niveau.....	38
---	----

Figure 2.7 : Schéma fonctionnel de la boucle simple de la régulation en cascade de niveau	39
---	----

Figure 2.8 : Schéma fonctionnel de la boucle en cascade.....	39
--	----

Figure 2.9 : Schéma fonctionnel équivalent.....	40
---	----

Figure 2.10: Schéma de tuyauterie nécessaire à l'étude des caractéristiques de la pompe hydraulique P2.....	41
---	----

Figure 2.11: Câblage, sur le module de contrôle, nécessaires à l'étude de la caractéristique de l'actionneur : La pompe hydraulique P2	42
--	----

Figure 2.12 : Copie d'écran du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'étude de la caractéristique de l'actionneur : La pompe hydraulique P2.....	42
---	----

Figure 2.13: Caractéristique de l'actionneur : Pompe hydraulique P2.....	43
--	----

Figure 2.14: Schéma de tuyauterie de l'étude de la caractéristique du capteur de niveau.....	44
--	----

Figure 2.15: Caractéristique du capteur de niveau.....	45
--	----

Figure 2.16 : Identification de la fonction de transfert réglante de la boucle esclave : régulation de débit fluide procédé.	46
---	----

Figure 2.17 : Schéma fonctionnel de la régulation de débit	46
--	----

Figure 2.18 : Copie d'écran du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'étude par simulation de l'asservissement du débit fluide procédé ou débit asservi.....	50
---	----

Figure 2.19 : Réponse en BF et BO du débit fluide procédé : boucle esclave	50
--	----

Figure 2.20 : Copie d'écran du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'étude de la régulation de débit par action sur la vitesse de la pompe.	51
--	----

Figure 2.21 : Etude Expérimentale de l'asservissement du débit fluide procédé boucle esclave.	52
--	----

Figure 2.22 : Etude Expérimentale de l'asservissement du débit fluide procédé ou débit asservi : Mesure de la constante du temps.....	52
---	----

Figure 2.23 : Etude expérimentale de la régulation du débit fluide procédé boucle esclave.	53
Figure 2.24 : Câblage, sur le module de contrôle, nécessaires pour étudier la boucle de régulation du niveau sans cascade.	54
Figure 2.25: Copie d'écran du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'étude de la régulation de niveau par action sur la vitesse de la pompe.	55
Figure 2.26 : Identification en BO de le FT réglante simple de niveau (sans cascade), mesure de la constante de temps.....	55
Figure 2.27: Identification en BO de le FT réglante simple de niveau (sans cascade), mesure du retard $\tau \approx (53.22-13,75) = 39,47$ s	56
Figure 2.28 : Copie d'écran du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'identification de la fonction de transfert réglante de la boucle maitresse.	58
Figure 2.29 : Identification en BO de la FT réglante de la boucle maitresse (le débit fluide procédé est en BF), mesure de la constante de temps	58
Figure 2.30 : Identification en BO de la FT réglante de la boucle maitresse (le débit fluide procédé est en BF). Mesure du retard $\tau \approx (27.24-9.2) \approx 18$ s.....	59
Figure 2.31 : Fichier de circuit, du logiciel CE2000, nécessaire à la simulation de l'asservissement avec et sans cascade de niveau	61
Figure 2.32 : Réponse simulée avec et sans cascade de niveau.	61
Figure 2.33 : Fichier de circuit, du logiciel CE2000, nécessaire à la réalisation en temps réel de l'asservissement et la régulation en cascade de niveau.....	62
Figure 2.34 : Etude expérimentale de l'asservissement en cascade de niveau	63
Figure 2.35 : Asservissement en cascade de niveau, mesure de la constante de temps	63
Figure 2.36 : Asservissement simple de niveau (sans cascade), mesure de la constante de temps	64
Figure 2.37: Etude expérimentale la régulation en cascade.....	64
Figure 2.38 : Influence du gain du régulateur esclave sur la régulation de niveau, mesure de la constante de temps.....	65

LISTE DES TABLEAUX :

Tableau 1.1:Tableau pour le calcul des paramètres PID.Réglage Ziegler-Nichols en boucle ouverte ...	23
Tableau 1.2:Tableau pour le calcul des paramètres PID. Réglage Ziegler-Nichols en boucle fermée ...	25
Tableau 1.3: Tableau pour le calcul des paramètres PID. Réglage fréquentielle. Procédé stable.	28
Tableau 1.4: Tableau pour le calcul des paramètres PID. Réglage fréquentielle. Procédé instable.	28

NOTATIONS ET SYMBOLES

Symbole	Unité	Description
K_P, K_R		Gain proportionnel du régulateur
T_i	seconde	Action intégrale
T_d	seconde	Action dérivé
D	%	Dépassement
y_c	% ou mA ou V	Consigne
Y et $Y(t)$	% ou mA ou V	Grandeur réglée et sa variation
Y_{c0}, y_0	% ou mA ou V	Consigne et grandeur réglée en régime nominale
$L(s)$	% ou mA ou V	Fonction de transfert perturbatrice
$\varepsilon(t), E(s)$	% ou mA ou V	Ecart ($y_c - y$)
$p(t), P(t)$	% ou mA ou V	Perturbation et sa variation
$u(t), U(t)$	% ou mA ou V	Commande et sa variation
u_0	% ou mA ou V	Valeur centrale de la commande
ξ	sans	Coefficient d'amortissement
$H_R(s), H(s)$		Fonction de transfert du régulateur et Fonction de transfert réglante
ω_π, ω_1	rd/s	Pulsation du signal à laquelle la phase de la FTBO (j_ω) est π , et pulsation à laquelle le module de la FTBO (j_ω) est 1
$t_r, t_{5\%}$	seconde	Temps de réponse, Temps de réponse à 5%
FTBO		Fonction de transfert en boucle ouverte
FTBF		Fonction de transfert en boucle fermée
τ, T	seconde	Temps mort et constante du temps du procédé
K	Sans	Gain statique du procédé
K_{RC}		Gain statique sa valeur critique
T_{osc}	seconde	la période des oscillations
k	s^{-1}	coefficient d'intégration du procédé
n	mètre	Niveau de l'eau
t	seconde	Temps
dB		Unité décibel
ε_p		Erreurs de position
$M\phi$	°	Marges de phase
Mg	dB	Gain de phase
q_e	L/min ou V	Débit du fluide procédé
Δy_c	% ou mA ou V	changement de consigne
P, I, D		Action proportionnel, Action intégrale, Action dérivé
Δu	% ou mA ou V	un échelon

INTRODUCTION

Actuellement, il est impossible de rencontrer un procédé industriel n'utilisant pas de régulation. Cela veut dire que la régulation industrielle est plus qu'indispensable pour le bon fonctionnement et donc pour la compétitivité de tout procédé industriel. Le contrôle en boucle fermée, régulation ou asservissement, est le plus populaire chez la majorité des industriels car il possède les avantages suivants [2,3]:

- Il compense toute sorte de perturbation.
- Il nécessite un minimum de connaissance sur la dynamique du procédé en particulier le modèle dynamique du procédé n'est pas nécessaire pour réguler le procédé mais il peut être très utile pour la conception d'un système performant de commande et régulation.
- Il est à la fois polyvalent et robuste pour certains procédés et s'adapte facilement au changement du point de fonctionnement du procédé.

Ces principaux inconvénients sont :

- Il ne compense la perturbation qu'après qu'elle a agit sur le procédé ce qui entraîne une déviation ou un écartement de la grandeur réglée par rapport à la consigne.
- Il ne permet pas un contrôle ou régulation prédictive face aux perturbations connues ou mesurables.
- Il n'est pas efficace pour le contrôle commande des procédés à grande inertie (temps mort) ou grande constante de temps (lents). Pour ces procédés, si des perturbations larges ou fréquentes se produisent, ils opéreront en continue en régime dynamique ou transitoire et donc ils n'arriveront jamais à atteindre leurs régimes nominaux.
- Dans certains cas la grandeur réglée n'est pas mesurable en ligne et dans ce cas il serait impossible d'appliquer le contrôle en boucle fermée.

En cas de limitation du contrôle en boucle fermée, on peut lui ajouter :

- Le contrôle par anticipation ou 'Feedforward' control
- Le contrôle en cascade ou 'Cascad control'.
- Le contrôle numérique ou 'Digital control'.

Donc le travail de fin d'étude qui nous a été proposé est la mise au point d'une boucle de régulation-asservissement en cascade de niveau dans une cuve parfaitement agitée. Ce type de contrôle s'impose généralement pour les procédés à dynamique très inerte où la boucle simple ou le PID classique a atteint sa limite. Ce contrôle utilise deux régulateurs : régulateur maître et régulateur esclave. On distingue deux types de contrôle en cascade : cascade sur grandeur intermédiaire et cascade sur grandeur réglante.

La mise au point de la commande en cascade de niveau a été effectuée en commençant d'abord par la mise au point de la boucle esclave : identification réglage et passage en automatique du point de fonctionnement choisi. Ensuite, c'est la boucle maîtresse qui a été mise au point : identification de la fonction de transfert réglante de niveau avec asservissement en boucle fermée de la grandeur réglante.

Une fois la mise au point de la commande en cascade de niveau a été réalisée, nous avons effectué, par simulation et expérimentalement, des études en asservissement et en régulation de niveau. Les résultats obtenus ont permis, par comparaison avec ceux obtenus par le contrôle en boucle fermé simple, de dégager nettement les avantages de cette technique de régulation.

Première partie:

Etude théorique de la régulation

1. L'OBJECTIF DE LA RÉGULATION

L'objectif d'une régulation ou d'un asservissement est d'assurer le fonctionnement d'un procédé selon les critères prédéfinis par un cahier de charges. Les aspects de sécurité du personnel et des installations sont à prendre en compte comme ceux concernant l'énergie et le respect de l'environnement. Le cahier des charges définit des critères qualitatifs à imposer qui sont traduits le plus souvent par des critères qualitatifs, comme par exemple, de stabilité, de précision, de rapidité ou de lois d'évolution. Voici quelques exemples d'objectifs qualitatifs :

- Obtenir une combustion air-gaz correcte dans un brûleur.
- Maintenir une qualité constante d'un mélange de produits.
- Obtenir un débit de fluide constant dans une conduite en fonction des besoins.
- Faire évoluer une température d'un four selon un profil déterminé.

2. DÉFINITION DE LA RÉGULATION/ASSERVISSEMENT

Lorsqu'il y a un retour d'information de la grandeur observée sur le régulateur, on parle d'un asservissement du système ou d'une régulation du système.

2.1. L'asservissement

La consigne, traduisant l'objectif désiré du procédé, n'est pas constante et les grandeurs perturbatrices n'existent pas ou sont très peu influentes sur la grandeur à maîtriser.

➤ Exemples :

- Asservissement de température : obtention d'un profil de température en fonction du temps dans un four de traitement thermique.
- Asservissement d'un débit d'air par rapport à un débit de gaz afin d'obtenir une combustion idéale.

2.2. La régulation

La consigne, traduisant l'objectif désiré du procédé, est constante et les grandeurs perturbatrices influencent fortement la grandeur à maîtriser.

➤ Exemples :

- Régulation de température dans un local subissant les variations climatiques.
- Régulation de niveau dans un réservoir dépendant de plusieurs débits d'alimentation et de soutirage.
- Régulation de pH de rejets d'eau destinés à être déversés dans une rivière.

3. LES QUALITÉS ATTENDUES D'UNE RÉGULATION :

Les qualités exigées les plus rencontrées industriellement sont la stabilité, la précision et la rapidité d'une grandeur à réguler.

3.1. La stabilité

La qualité essentielle pour un système régulé, et donc exigée à tout prix, est la stabilité. En effet un système instable se caractérise soit par des oscillations d'amplitude de plus en plus grande de la grandeur observée (courbe 1- figure 1.1), soit par une croissance irréversible négative ou positive de la grandeur observée (courbe 2- figure 1.2). Dans les deux cas, l'objectif de la régulation n'est bien entendu pas atteint, mais surtout il y'a risque de détérioration physique du procédé et donc d'insécurité.

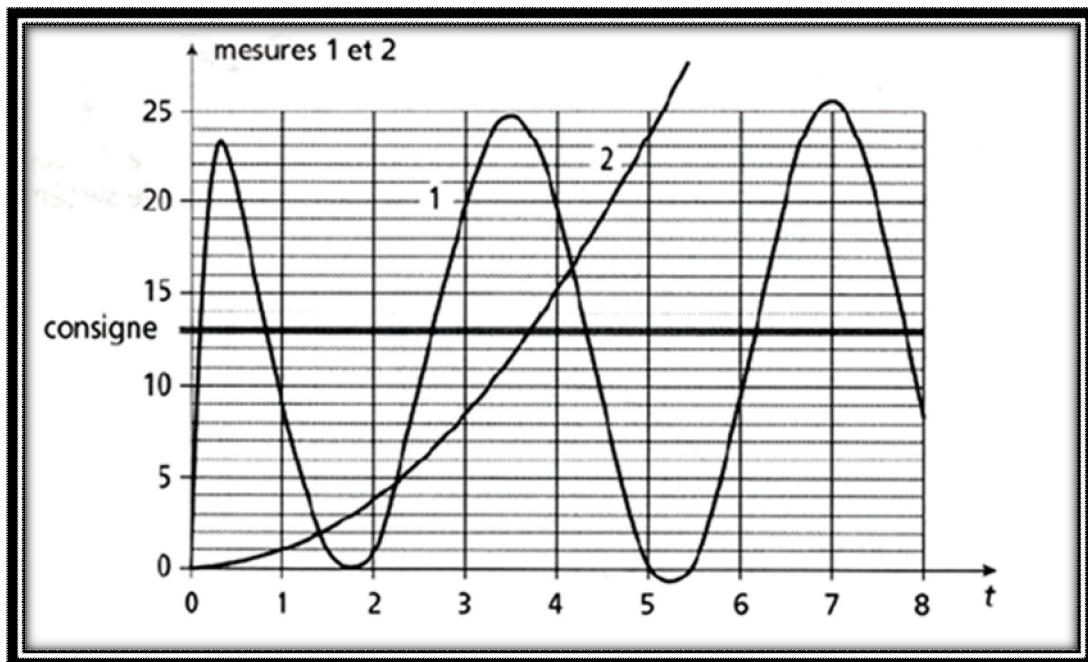


Figure 8.1 : Evolution de deux systèmes régulés instables : inacceptable.

Dans une approche simplifiée, un système est considéré comme stable si, pour une grandeur à maîtriser se stabilise à une valeur finie. Plus le régime transitoire d'un système soumis à une telle variation est amorti plus il est stable. Le degré de stabilité est alors caractérisé par l'amortissement de ce régime transitoire.

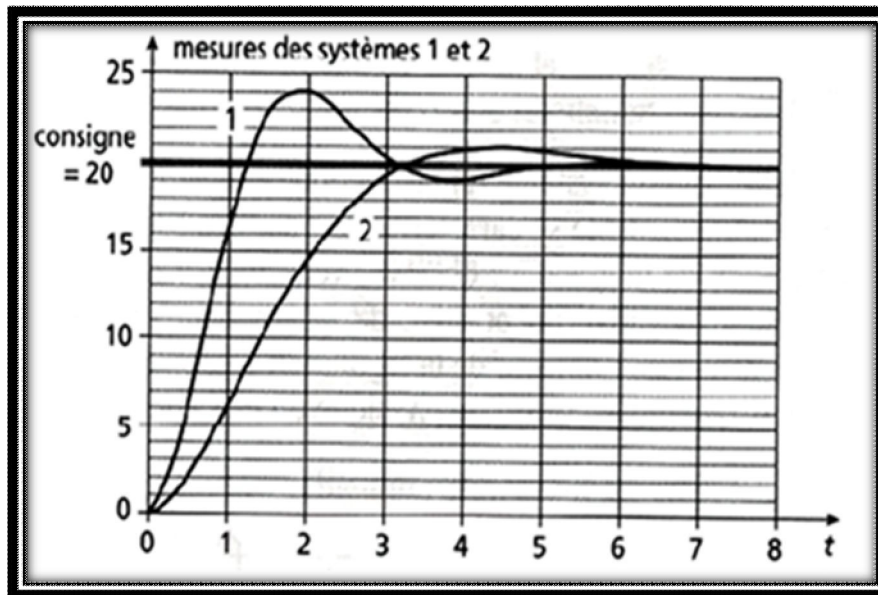


Figure 1.9: systèmes régulés stables avec amortissement acceptable. La courbe 2 est plus amortie que la courbe 1 : le système 2 est plus stable que le système 1.

3.2. La précision

3.2.1. Précision statique :

Il est naturel d'évaluer la précision d'un système régulé en comparant l'objectif atteint par rapport à celui exigé. La précision d'un système régulé se mesure donc à l'écart entre la consigne demandée et la mesure en régime permanent ; on parle alors de précision statique. Plus l'écart statique est petit, plus le système est précis. L'évaluation de la précision statique s'effectue en réalisant une variation rapide de consigne en amplitude et en mesurant la variation d'amplitude finalement obtenue de la mesure.

• **Exemple :** Observons les mesures obtenues suite à un changement de consigne de 10 unités pour un même procédé mais régulé avec deux réglages différents de régulateurs (figure 1.3).

La mesure de la courbe 1 se stabilise à 9 unités. L'écart absolu constaté est donc de 1 unité. L'écart relatif, qui est l'écart absolu divisé par la valeur de la consigne demandée, est alors de 10 %.

La mesure de la courbe 2 se stabilise à 7 unités. L'écart absolu constaté est donc de 3 unités. L'écart relatif est alors de 30 %.

Le réglage du régulateur menant à la courbe 1 est donc plus précis que celui menant à la courbe 2.

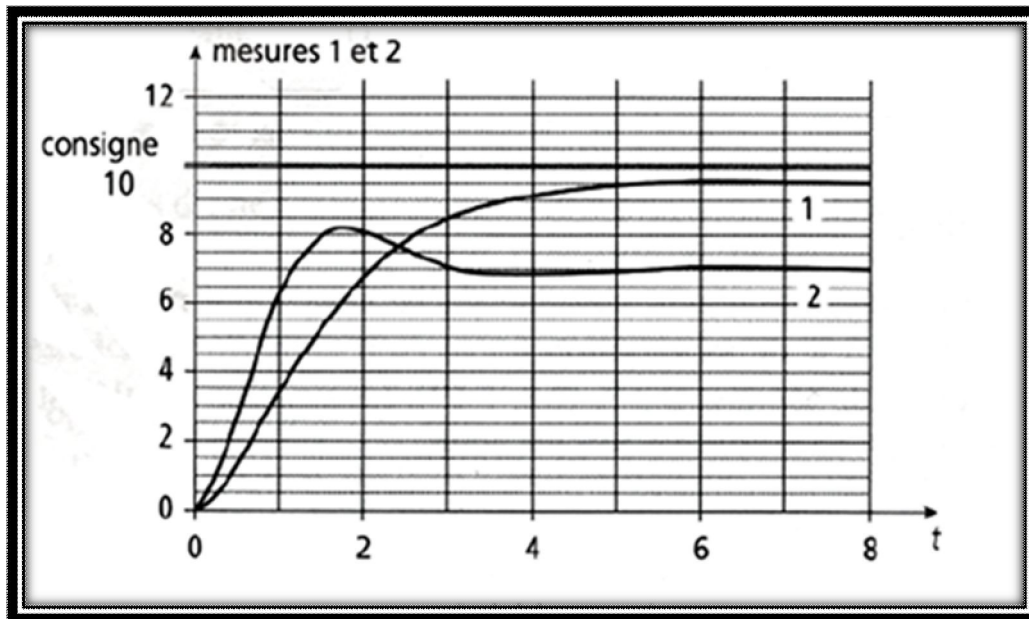


Figure 1.10: Précision statique

3.2.2. Précision dynamique :

La précision dynamique est donc à prendre en compte lors des réglages des régulateurs. Elle s'évaluera généralement par le dépassement maximal D_1 que peut prendre la mesure par rapport à la consigne.

• **Exemple :** Observons les mesures obtenues suite à un changement de consigne de 10 unités pour un même procédé mais régulé avec deux réglages différents de régulateurs (figure 1.4).

La mesure de la courbe 1 se stabilise à 10 unités. L'écart relatif est de 0% la précision statique est parfaite. Il n'y a eu aucun dépassement de la consigne demandée, mais le système régulé est assez lent.

La mesure de la courbe 2 conduit également à une précision statique parfaite mais la mesure est montée à un maximum de 13,5 unités pendant un court instant. Le dépassement D_1 absolu est de 3,5 unités ce qui entraîne un dépassement relatif de 35%.

Le réglage n°2 du régulateur montre une précision dynamique moins bonne que le réglage n°1, par contre la mesure (courbe 2) se rapproche plus rapidement de la consigne.

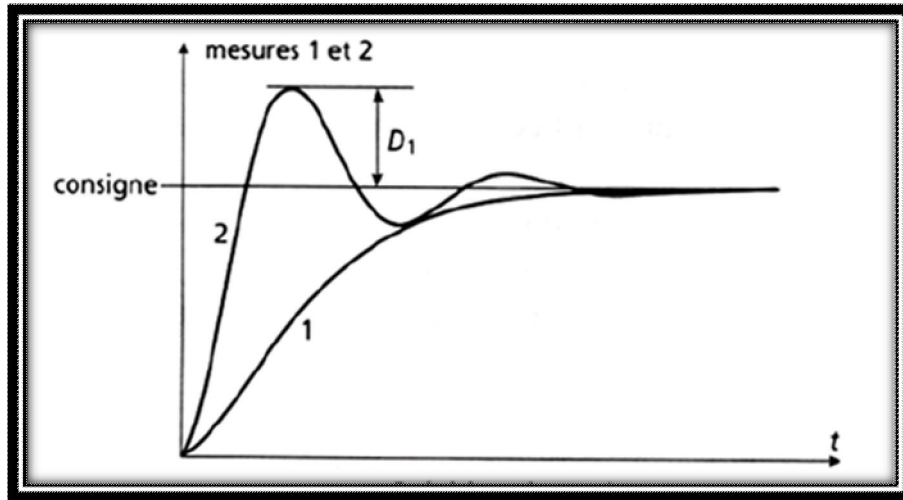


Figure 1.11: Précision dynamique.

3.3. La rapidité

La rapidité d'un système régulé s'évalue par le temps nécessaire à la mesure pour entrer dans une zone $\pm 5\%$ de sa valeur finale (soit entre 95% et 105%). Le système régulé est d'autant plus rapide que le temps de réponse à 5% est court.

• **Exemple :** observons les mesures obtenues suite à un changement de consigne de 10 unités pour un même procédé mais régulé avec deux réglages différents de régulateur (fig.5). La mesure du réglage n°1 met 4 unités de temps pour arriver à 9,5 unités soit à -5% de sa valeur finale : $t_{r1}=4$ unités de temps. La mesure du réglage n°2 met 6,5 unités de temps pour arriver à 10,5 soit à $+5\%$ de sa valeur finale : $t_{r2}=6,5$ unités de temps. Le procédé doté du réglage n°1 est considéré comme le plus rapide.

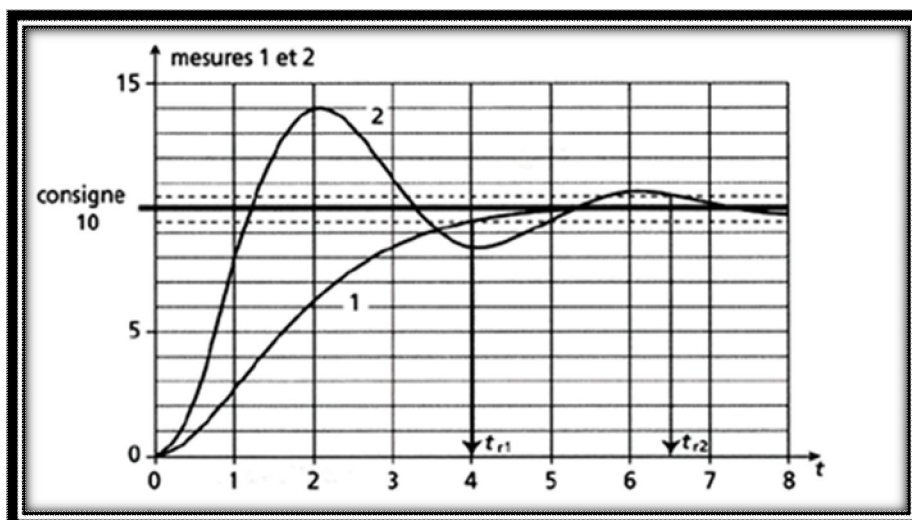


Figure 1.12: Evaluation de la rapidité par mesure du temps de réponse à 5%.

4. RÉGULATION EN BOUCLE OUVERTE/ EN BOUCLE FERMÉE

✓ En boucle ouverte

Pour une variation manuelle d'amplitude finie de la commande u , on a une variation de la grandeur à maîtriser ou à réguler.

La régulation en boucle ouverte ne peut être mise en œuvre que si l'on connaît la loi régissant le fonctionnement du processus (autrement dit, il faut connaître la corrélation entre la valeur mesurée et la grandeur réglante).

✓ En boucle fermée

La grandeur réglante exerce une influence sur la grandeur réglée, pour la maintenir dans des limites définies malgré les perturbations.

5. SCHÉMA FONCTIONNEL D'UNE BOUCLE DE RÉGULATION

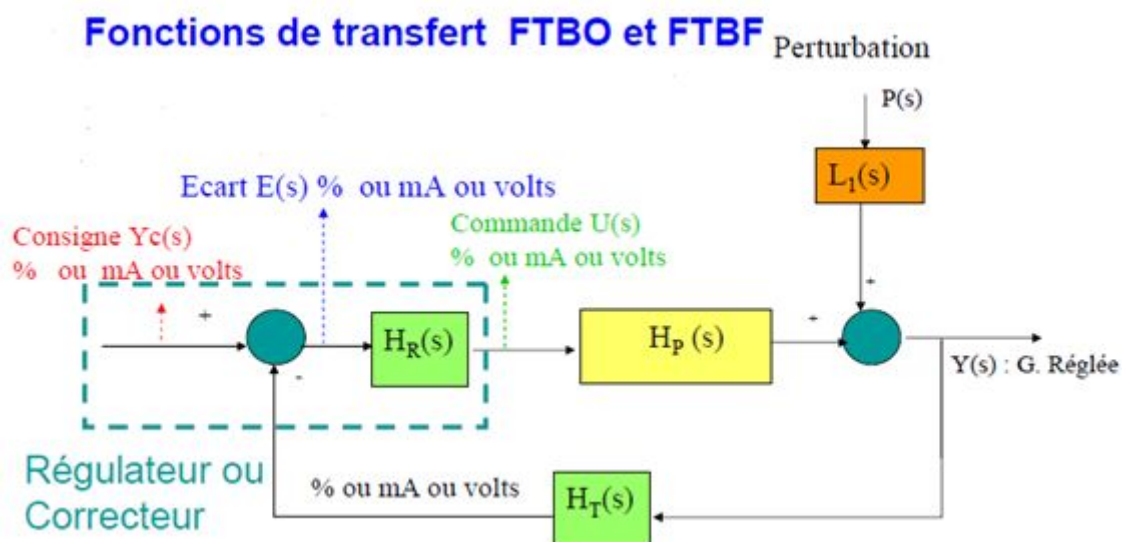


Figure 1.13: Schéma bloc ou fonctionnel d'un système en boucle fermée.

- $L_1(s)$. F.T perturbatrice . (Perturbation (P) \longrightarrow Grandeur réglée G.R)
- $H_p(s)$. F.T procédé . (commande \longrightarrow Grandeur réglé)
- $H_T(s)$. F.T du capteur-transmetteur (mA/(unité G.R))
- $H_R(s)$. FT du régulateur ou correcteur

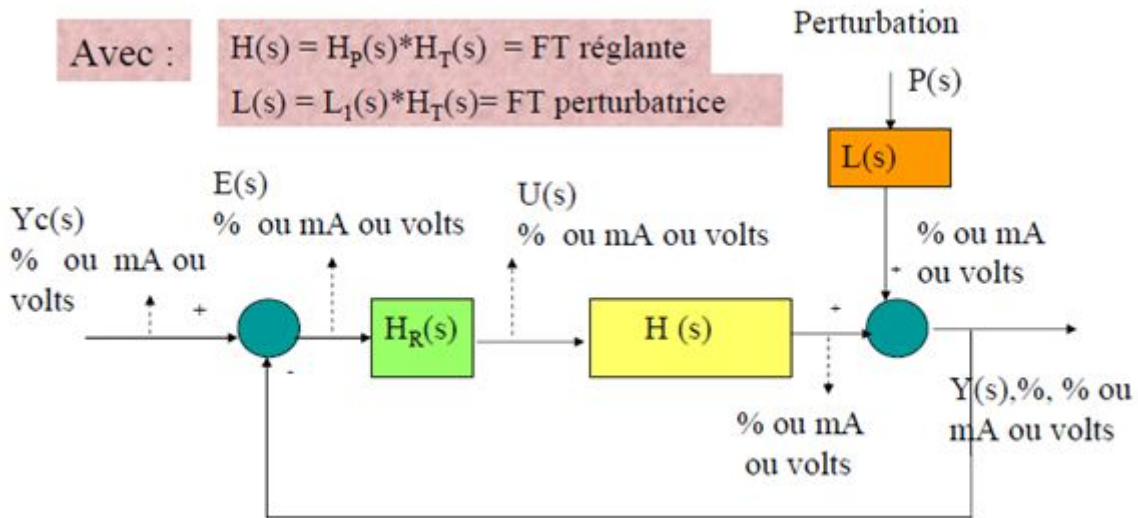


Figure 1.14: Schéma bloc ou fonctionnel d'un système en boucle fermée simplifié.

On pose $\text{FTBO}(s) = H_R(s) \cdot H(s)$

On montre alors directement d'après les règles algébriques sur les schémas fonctionnels vues précédemment que :

$$Y(s) = \frac{\text{FTBO}(s)}{1 + \text{FTBO}(s)} Y_c(s) + \frac{L(s)}{1 + \text{FTBO}(s)} P(s)$$

Ou encore :

$$Y(s) = \text{FTBF}(s) \cdot Y_c(s) + \frac{L(s)}{1 + \text{FTBO}(s)} P(s)$$

Avec :

$$\text{FTBF}(s) = \frac{\text{FTBO}(s)}{1 + \text{FTBO}(s)}$$

6. RÉGULATION PID

En pratique, à une catégorie donnée de systèmes à asservir correspond un type de correcteur adopté. Pour effectuer un choix judicieux, il faut connaître les effets des différentes actions de régulateur PID : proportionnelle, intégrale et dérivée. Présenté sur le schéma (Figure 1.8).

Action Proportionnelle, intégrale, dérivée (PID)

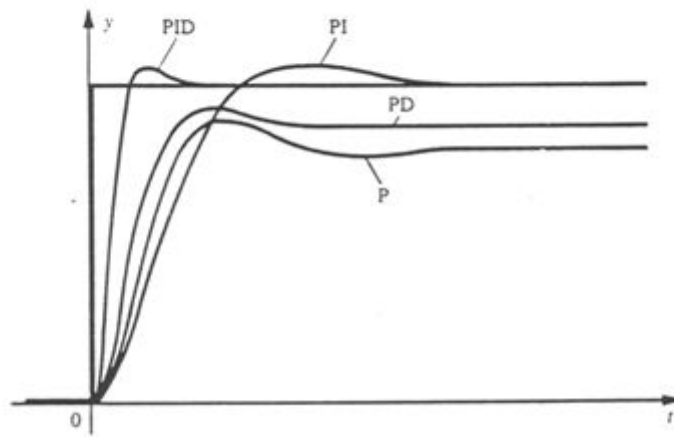


Figure 1.8: l'effet de chaque action du correcteur PID pour un même procédé.

Un régulateur PID est obtenu par l'association de ces trois actions et il remplit essentiellement les trois fonctions suivantes :

- 1-Il fournit un signal de commande en tenant compte de l'évolution du signal de sortie par rapport à la consigne
- 2- Il élimine l'erreur statique grâce au terme intégrateur
- 3-Il anticipe les variations de la sortie grâce au terme dérivateur.

La commande $u(t)$ donnée par le régulateur PID, dans sa forme Classique est décrite par :

$$u(t) = K_p \left[\varepsilon(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon(\tau) d\tau + T_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \right]$$

Elle est la somme de trois termes :

- Le terme proportionnel :

$$P = K_p \varepsilon(t)$$

- Le terme intégral :

$$I = K_p \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon(\tau) d\tau$$

- Le terme dérivatif :

$$D = K_p T_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt}$$

Les paramètres du régulateur PID sont le gain proportionnel K_p , le temps intégral T_i et le temps dérivatif T_d , les temps étant exprimés en secondes. Un régulateur PID possède différentes structures (Figure.1.9).

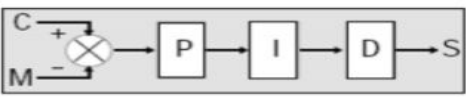
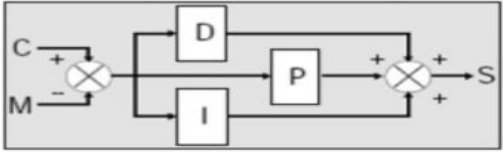
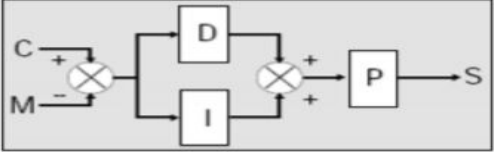
Structure du régulateur PID	Schéma et fonction de transfert
Série	 $K_p \left(\frac{T_i + T_d}{T_i} + \frac{1}{pT_i} + pT_d \right)$
Parallèle	 $K_p + \frac{1}{pT_i} + pT_d$
Mixte	 $K_p \left(1 + \frac{1}{pT_i} + pT_d \right)$

Figure 1.9: Les trois types de régulateur PID.

7. RÉGLAGE DE RÉGULATEUR

Le réglage d'une boucle de régulation (choix de structure et calcul des paramètres du régulateur) doit permettre de répondre au plus grand nombre de contraintes exigées par le cahier des charges du procédé à réguler. De nombreuses méthodes de réglage d'une boucle sont possibles selon les besoins en régulation ou en asservissement. Les exigences du cahier des charges sont décrites soit dans le domaine temporel, soit dans le domaine fréquentiel. Le critère de réglage est alors fixé à partir soit de la forme de la réponse temporelle souhaitée pour un type d'entrée (par exemple un échelon), soit à partir des marges de stabilité (marge de gain et de phase, facteur de résonance).

Le critère de précision est, bien entendu, intrinsèquement lié à celui du réglage. Le bon réglage est celui qui répondra au meilleur compromis global du cahier des charges.

7.1. Le régulateur industriel

Le régulateur industriel est un appareil qui a pour rôle essentiel de contrôler le procédé, c'est-à-dire de garantir les comportements dynamique et statique du procédé conformes au cahier des charges défini. Ceci est réalisé par réglage et adaptation des paramètres de sa fonction de transfert au procédé à contrôler.

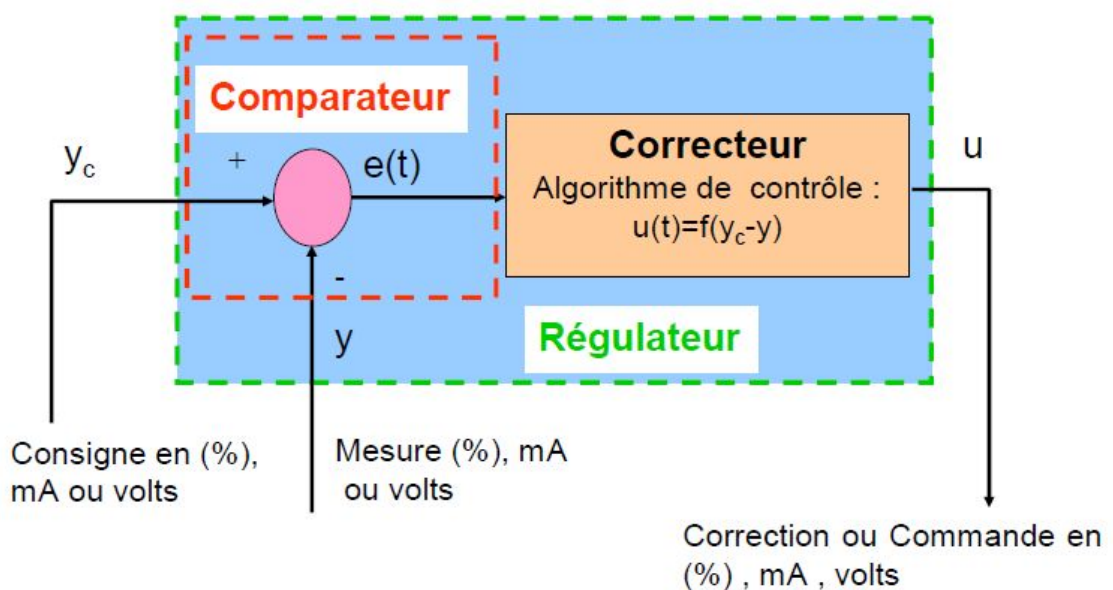


Figure 1.10 : Schéma fonctionnel d'un régulateur.

7.2/ Méthodes de réglage expérimentales [1]

7.2.1. Méthodes en boucle ouverte de Ziegler-Nichols

On dispose de la réponse $Y(t)$ (variation de la sortie) suite à un échelon d'entrée $U(t) = \Delta u$. Avec point d'inflexion (Figure 1.11).

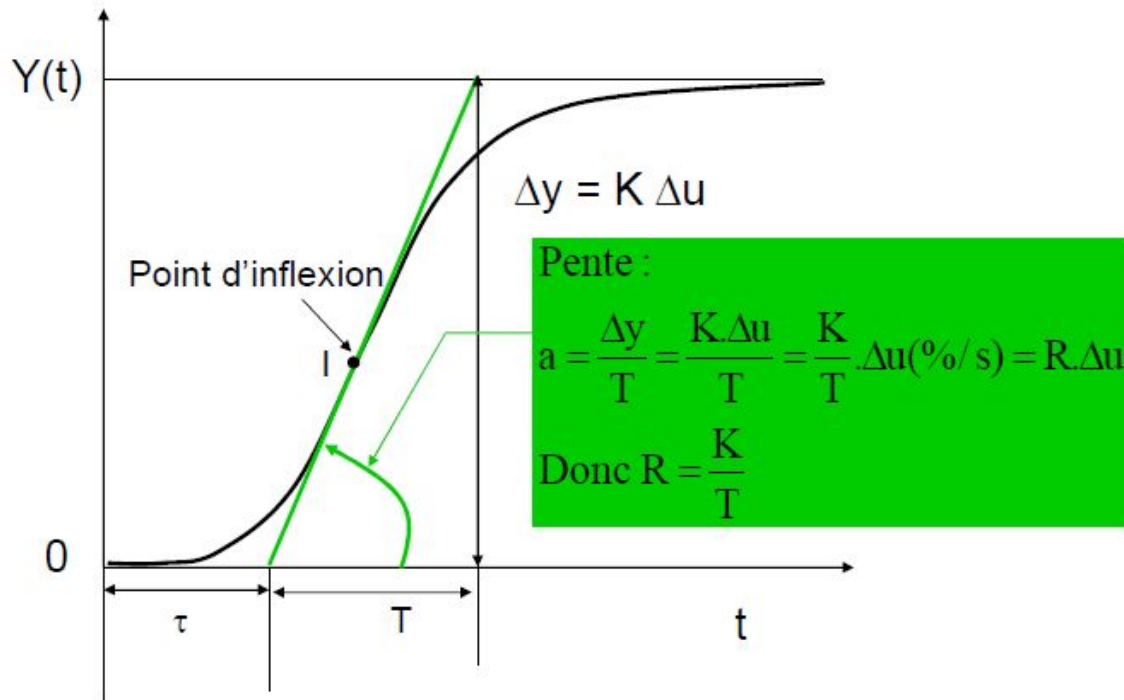


Figure 1.11: Réponse en boucle ouverte du procédé à un échelon de commande Δu .

Les valeurs des paramètres sont données sur le tableau ci-dessous (Tableau 1.1). Le PID proposé est un PID mixte.

Ce réglage permet d'obtenir une réponse en boucle fermée satisfaisante caractérisé par un rapport entre deux dépassements (positifs) et successives de 0.25.

Type de régulateur	Gain K_R	T_i	T_d
Proportionnel P	$\frac{1}{R \cdot \tau}$		
PI	$\frac{0.9}{R \cdot \tau}$	3.3τ	
PID	$\frac{1.27}{R \cdot \tau}$	$2 \cdot \tau$	0.5τ

Tableau 1.5:Tableau pour le calcul des paramètres PID. Réglage Ziegler-Nichols en boucle ouverte.

Cette approche est aussi valable pour un processus intégrateur. Le modèle recherché est de la forme :

$$H(s) = \frac{R e^{-\tau s}}{s}$$

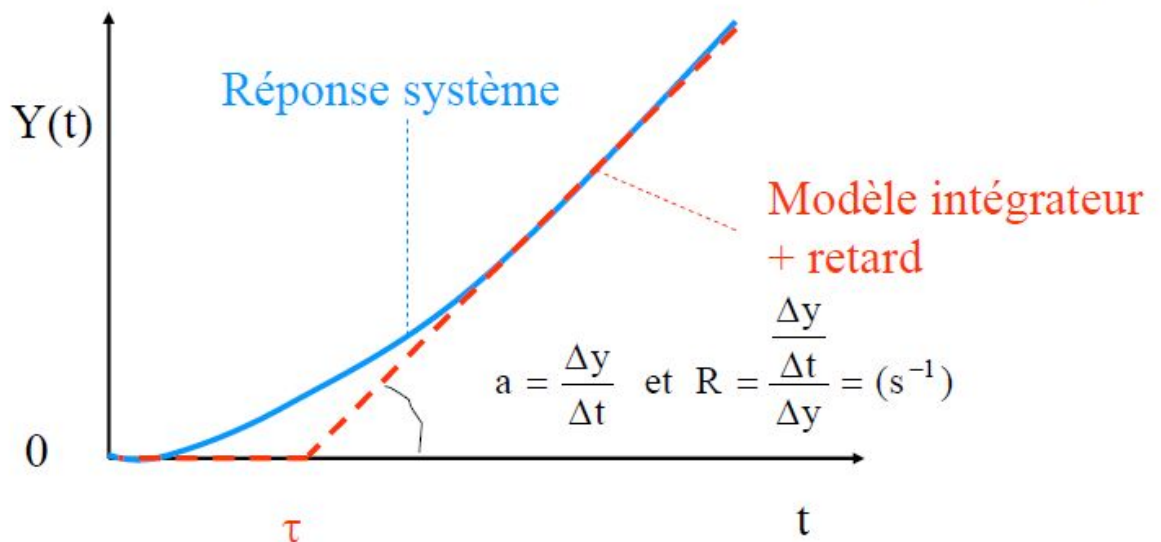


Figure 1.12:Réponse en boucle ouverte du procédé à un échelon de commande Δu .

7.2.2. Méthodes en boucle fermée de Ziegler-Nichols

On réalise un essai de pompage. Pour cela, on fait $T_i = \infty$; $T_d = 0$ et on augmente K_R jusqu'à sa valeur critique K_{RC} , qui a amené le système en limite de stabilité (figure 1.13). On mesure la période des oscillations T_{osc} .

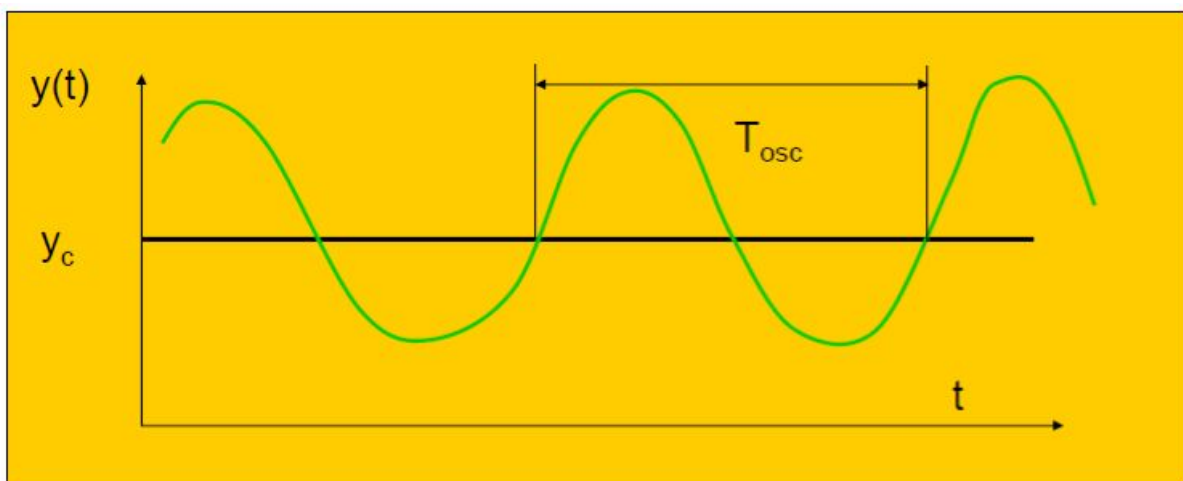


Figure 1.13:Procédés en oscillations entretenues en boucle fermée.

Ziegler et Nichols proposent alors les valeurs de réglage du tableau suivant (Tableau 1.2) :

	P	PI	PI parallèle	PID série	PID parallèle	PID mixte
K_{RC}	$\frac{K_{RC}}{2}$	$\frac{K_{RC}}{2.2}$	$\frac{K_{RC}}{2.2}$	$\frac{K_{RC}}{3.3}$	$\frac{K_{RC}}{1.7}$	$\frac{K_{RC}}{1.7}$
T_i	T_i maxi ou annulée	$\frac{T_{osc}}{1.2}$	$\frac{2 \cdot T_{osc}}{K_{RC}}$	$\frac{T_{osc}}{4}$	$\frac{0.85 T_{osc}}{K_{RC}}$	$\frac{T_{osc}}{2}$
T_d	0	0	0	$\frac{T_{osc}}{4}$	$\frac{K_{RC} T_{osc}}{13.3}$	$\frac{T_{osc}}{8}$

Tableau 1.2:Tableau pour le calcul des paramètres PID. Réglage Ziegler-Nichols en boucle fermée.

7.3. Méthodes de réglage fréquentielles

L'idée de base est de régler les paramètres du régulateur qui vont assurer une stabilité suffisante au système asservi ou régulé. En imposant, dans le domaine fréquentiel, une marge de gain ou une marge de phase du système asservi, l'allure de la réponse temporelle se trouve également définie.

Pour cela il faut disposer de la FT réglante $H(s)$ puis fixer l'expression de celle du correcteur ou régulateur $H_R(s)$. Donc dispose en fin de la $FTBO(s)=H_R(s).H(s)$. Le calcul des paramètres du régulateur (de $H_R(s)$) peut alors se faire soit par calcul soit graphiquement.

On définit une marge de gain ou une marge de phase, et par conséquent un coefficient d'amortissement ξ pour la chaîne fermée si on l'assimile à celle d'un second ordre (Pôles dominants). Si on fixe une marge de gain Mg , on écrit deux équations :

$$|FTBO(j\omega_\pi)|_{dB} = -Mg \text{ ou } |FTBO(j\omega_\pi)| = 10^{(-Mg/20)}$$

$$\text{et } \text{Arg}(FTBO(j\omega_\pi)) = -180^\circ$$

Si on fixe une marge de phase $M\phi$, on écrit deux équations :

$$|FTBO(j\omega_1)|_{dB} = 0 \text{ ou } |FTBO(j\omega_1)| = 1$$

$$\text{et } \text{Arg}(FTBO(j\omega_1)) = M\phi - 180^\circ.$$

Exemple :

Le critère fixe une marge de gain $Mg = 6\text{dB}$ soit $|FTBO(j\omega_\pi)| = 10^{(-6/20)} = 0.5$. Le régulateur employé est de structure série :

$$H_R(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_R \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right) (1 + T_d s)$$

Supposons par exemple que $T_d = 0$ donc le régulateur devient PI de fonction de transfert :

$$H_R(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_R \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right)$$

La FT réglante est :

$$H(s) = K \frac{e^{-\tau s}}{1 + T s}$$

D'où :

$$FTBO(s) = K \frac{e^{-\tau s}}{1 + T s} K_R \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right)$$

Soit :

$$FTBO(s) = K K_R \frac{(1 + T_i s)}{T_i s} \frac{e^{-\tau s}}{1 + T s}$$

Et donc :

$$|FTBO(j\omega = \omega_\pi)| = K K_R \frac{\sqrt{(1 + T_i^2 \omega_\pi^2)}}{T_i \omega_\pi} \frac{1}{\sqrt{(1 + T^2 \omega_\pi^2)}} = 0.5$$
$$\text{Arg}(FTBO(j\omega = \omega_\pi)) = -\frac{\pi}{2} + \arctan(T_i \omega_\pi) - \arctan(T \omega_\pi) - \tau \omega_\pi = -\pi$$

Comme il y'a trois inconnues K_R , T_i et ω_π pour deux équations, on choisit de régler $T_i=T$ afin de compenser le pôle de la fonction de transfert réglante et bien sûr de supprimer une inconnue. Les équations deviennent :

$$|\text{FTBO}(j\omega = \omega_\pi)| = \frac{KK_R}{T\omega_\pi} = 0.5$$

$$\text{Arg}(\text{FTBO}(j\omega = \omega_\pi)) = -\frac{\pi}{2} - \tau\omega_\pi = -\pi$$

On obtient :

$$K_R = \frac{\pi}{4} \frac{1}{K} \frac{T}{\tau}$$

$$\omega_\pi = \frac{\pi}{2\tau}$$

Le réglage PI de Broïda est donc :

$$K_R = \frac{0.78}{K} \frac{T}{\tau}$$

$$T_i = T$$

Pour le réglage du PID série, mixte ou parallèle, la méthode choisit de régler $T_i=T$ afin de compenser le pôle de la fonction de transfert réglante puis elle préconise que l'action dérivée entraîne une avance de phase de $\pi/4$ pour la pulsation ω_π , soit $\text{Arctan}(T_d \omega_\pi) = \pi/4 \rightarrow T_d \omega_\pi = 1$. Selon que la fonction de transfert réglante est de type :

Procédé stable :

$$H_1(s) = K \frac{e^{-\tau s}}{1 + Ts}$$

Procédé instable :

$$H_2(s) = \frac{k e^{-\tau s}}{s}$$

On aboutit aux réglages suivants (Tableaux : 1.3 et 1.4).

	P	PI		PID		
	Série Mixte Paral.	Série Mixte	Paral.	Série	Paral.	Mixte
K_R	$\frac{0.78.T}{K.\tau}$	$\frac{0.78.T}{K.\tau}$	$\frac{0.78.T}{K.\tau}$	$\frac{0.83.T}{K.\tau}$	$\frac{0.4 + \frac{T}{\tau}}{1.2.K}$	$\frac{0.4 + \frac{T}{\tau}}{1.2.K}$
T_i		T	$\frac{K.\tau}{0.78}$	T	$\frac{K.\tau}{0.75}$	$T+0,4\tau$
T_d				0,4.τ	$\frac{0,35T}{K}$	$\frac{T.\tau}{2,5T+\tau}$

Tableau 1.3: Tableau pour le calcul des paramètres PID. Réglage fréquentielle. Procédé stable.

	P	PI		PID		
	Série Mixte Paral.	Série Mixte	Paral.	Série	Paral.	Mixte
K_R	$\frac{0,8}{k.\tau}$	$\frac{0,8}{k.\tau}$	$\frac{0,8}{k.\tau}$	$\frac{0,85}{k.\tau}$	$\frac{0,9}{k.\tau}$	$\frac{0,9}{k.\tau}$
T_i		5.τ	$\frac{k.\tau^2}{0,15}$	4,8.τ	$\frac{k.\tau^2}{0,15}$	5,2.τ
T_d				0,4.τ	$\frac{0,35}{k}$	0,4.τ

Tableau 1.4: Tableau pour le calcul des paramètres PID. Réglage fréquentielle. Procédé instable.

8. RÉGULATION CASCADE [2 ,3]

8.1. Rôle de la régulation cascade :

Lorsqu'on a une zone où la dynamique du procédé est très inerte. La boucle fermée seule, n'arrivera pas à obtenir une régulation performante, dans ce cas on dit qu'elle a atteint sa limite :

Pour cela on utilise des correcteurs numérique ou des boucles multiples ; parmi les quelles on accorde souvent au procédé une régulation en cascade.

L'objectif d'une régulation en cascade est de minimiser les effets d'une ou de plusieurs grandeurs perturbatrices qui agissent soit sur la variable réglante, soit sur une grandeur intermédiaire se trouvant en amont de la variable à régler. Ce type de régulation est intéressant lorsque l'on a affaire à des procédés à grande constante de temps. En effet, quand une perturbation se manifeste, il est nécessaire d'attendre que son influence se ressente au niveau de l'organe de mesure placé en sortie de chaîne de la régulation. Si le temps de réponse est long, la correction n'intervient donc très tardivement, par rapport à la cause qui l'a produite ce retard d'action entraîne un déphasage entre la grandeur réglée et la grandeur réglante, comme s'il s'agit de l'inversion de sens d'action de la régulation. Ce qui conduira à des oscillations entretenues et donc une instabilité de procédé.

Bien évidemment, comme inconvénients, la régulation en cascade n'apporte aucune amélioration si la grandeur perturbatrice se produit en aval de la mesure intermédiaire. Pour que la cascade soit justifiée, il faut que la boucle interne soit beaucoup plus rapide que la boucle externe.

8.2. Définition de la régulation cascade :

Une régulation cascade est composée de deux boucles imbriquées. Le système peut être décomposé en deux sous systèmes liés par une grandeur intermédiaire mesurable. Une première boucle, la boucle esclave, a pour grandeur réglée ; cette grandeur est intermédiaire. La deuxième boucle, la boucle maîtresse, a pour grandeur réglée. La grandeur réglée de la régulation cascade commande la consigne de la régulation esclave.

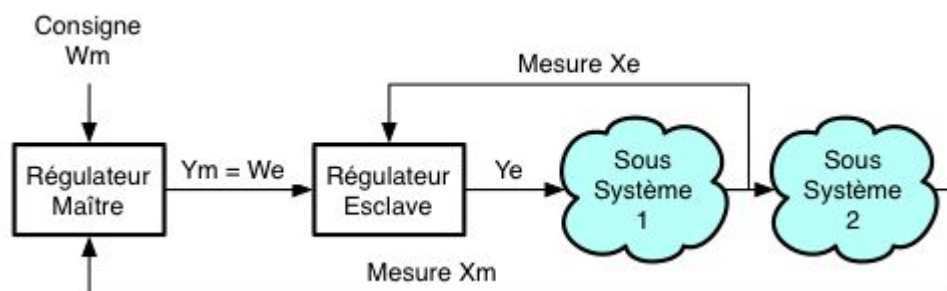


Figure 1.14: Schéma fonctionnel d'une boucle de régulation en cascade

On distingue deux types de la régulation en cascade : cascade sur grandeur réglante et cascade sur grandeur intermédiaire (figure 1.15 et figure 1.16).

8.2.1/ Cascade sur grandeur réglante :

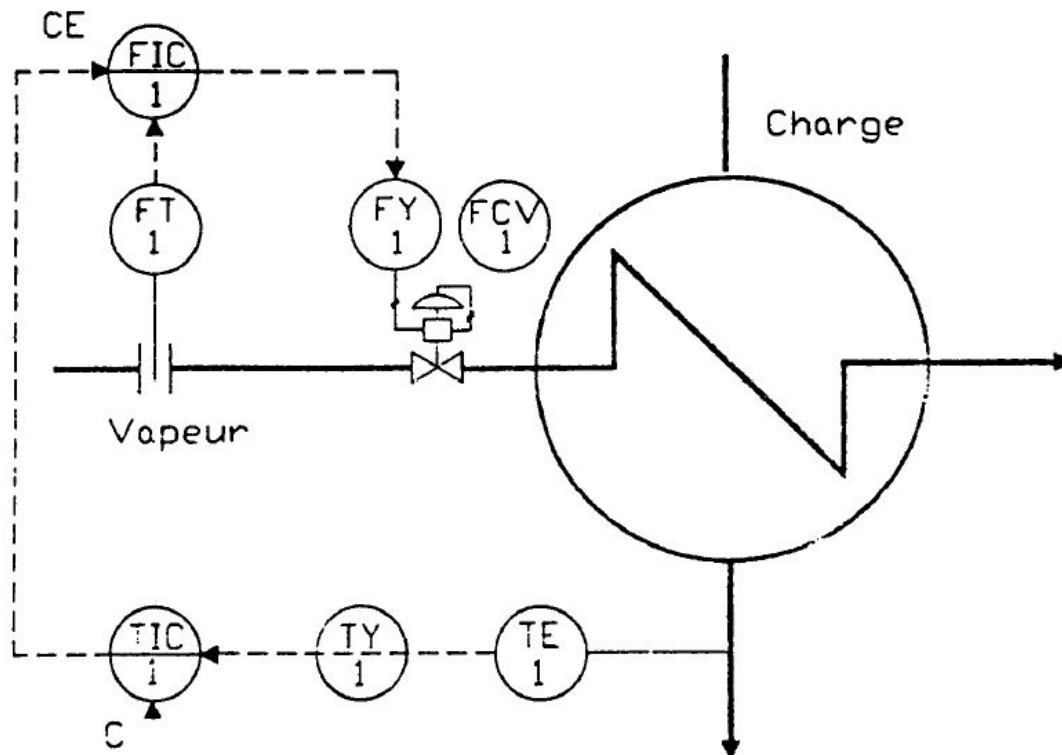


Figure 1.15 : cascade sur grandeur réglante

Le régulateur pilote TIC1 reçoit la mesure de la grandeur réglée T_s et sa sortie commande la consigne externe CE du régulateur asservi FIC1. Le régulateur pilote a deux modes de fonctionnement :

- Manuel.
- Automatique avec consigne interne.

Le régulateur asservi FIC1 reçoit la mesure de la grandeur réglante Q_c , sa sortie commande la vanne FCV1. 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.

8.2.2/ Cascade sur la grandeur intermédiaire :

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

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

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

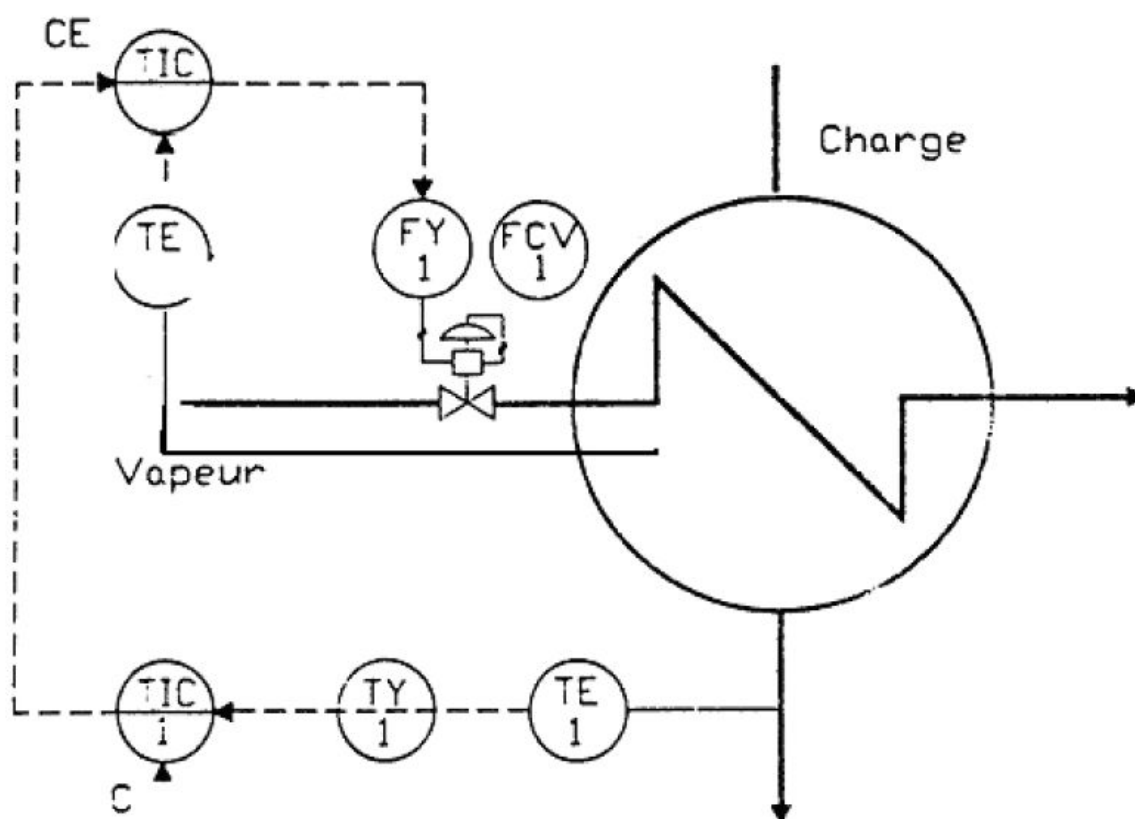


Figure 1.16 : cascade sur grandeur intermédiaire

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

8.3. Exemple d'une régulation en cascade :

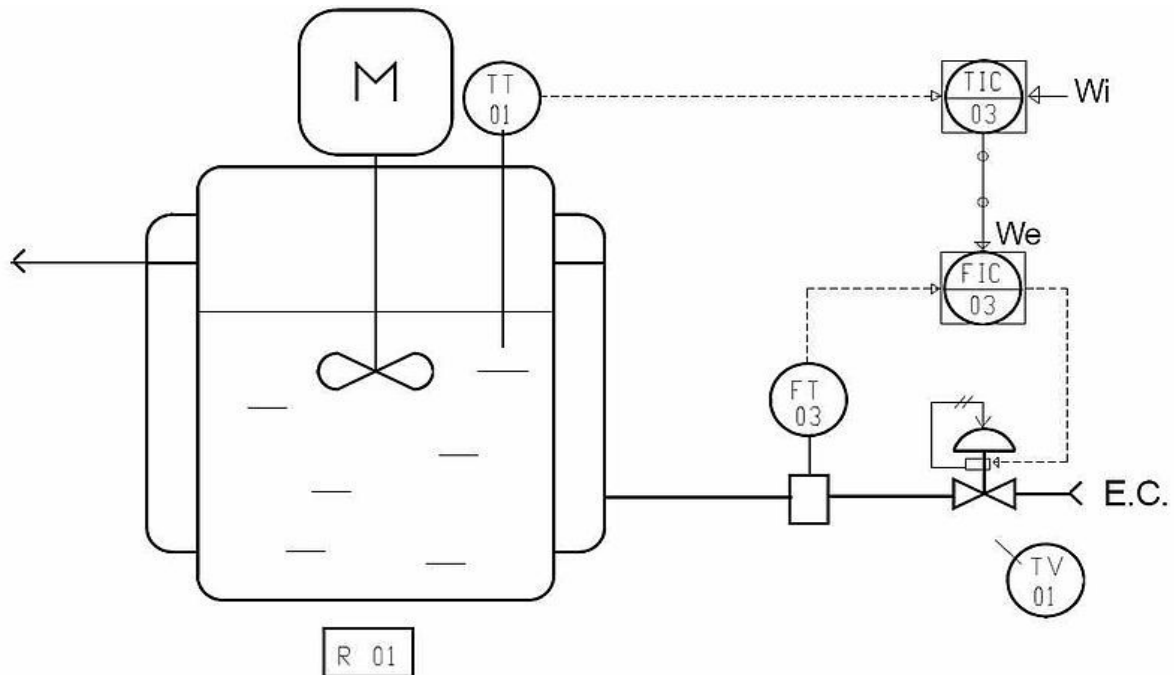


Figure 1.17 : Régulation en cascade du débit de l'eau chaude

La régulation cascade se base sur l'utilisation de deux régulateurs. Elle est mise en place principalement pour réduire les effets des perturbations sur la grandeur réglée. Dans l'exemple (Figure 1.21), nous supposons que la pression d'alimentation de l'eau chaude (En amont de la vanne de régulation TV01) peut varier assez brutalement (ouverture d'un autre circuit sur le procédé).

Quand la stratégie de régulation se complexifie, on fait souvent appel à un SNCC (système numérique de contrôle-commande) qui réalise tous les calculs nécessaires à la réalisation des fonctions de régulation. Cela englobe ici par exemple TIC03 et FIC03.

La grandeur qui est fixée par le cahier des charges du procédé est la grandeur réglée maître; ici, c'est la consigne interne du régulateur de température repéré TIC03 associée au capteur transmetteur TT01. La sortie de ce premier régulateur ne commande pas l'organe de réglage TV01 mais pilote la consigne externe du second régulateur.

Le second régulateur (FIC03) maîtrise le débit de l'eau chaude injecté par la vanne TV01 dans la double enveloppe du réacteur et compense quasi instantanément à la source l'effet sur le débit des variations de pression en amont de la vanne TV01, la température T1 n'en sera donc pas affectée.

On est en présence de deux boucles de régulation imbriquées: Le régulateur maître fonctionne à consigne fixe (mode dit "de régulation") déterminée à partir des impératifs de production. Le régulateur esclave fonctionne à consigne variable (mode dit "d'asservissement") Pour que le fonctionnement soit assuré, il faut que la vitesse de réponse de la boucle esclave soit plus grande que celle de la boucle maîtresse.

Deuxième partie:

Etude et mise au point d'une
boucle de régulation en
cascade de niveau

1. PRÉSENTATION DU PROCÉDÉ ET DU SUJET

1.1/ Schéma du procédé

Le banc de régulation de la figure 2.1 présente le procédé didacticiel à étudier. Le procédé se compose de trois parties: une cuve parfaitement agitée, un circuit de fluide procédé et un circuit de fluide chaud. Les accès aux actionneurs et capteurs-transmetteurs du procédé se font moyennant le module de contrôle.

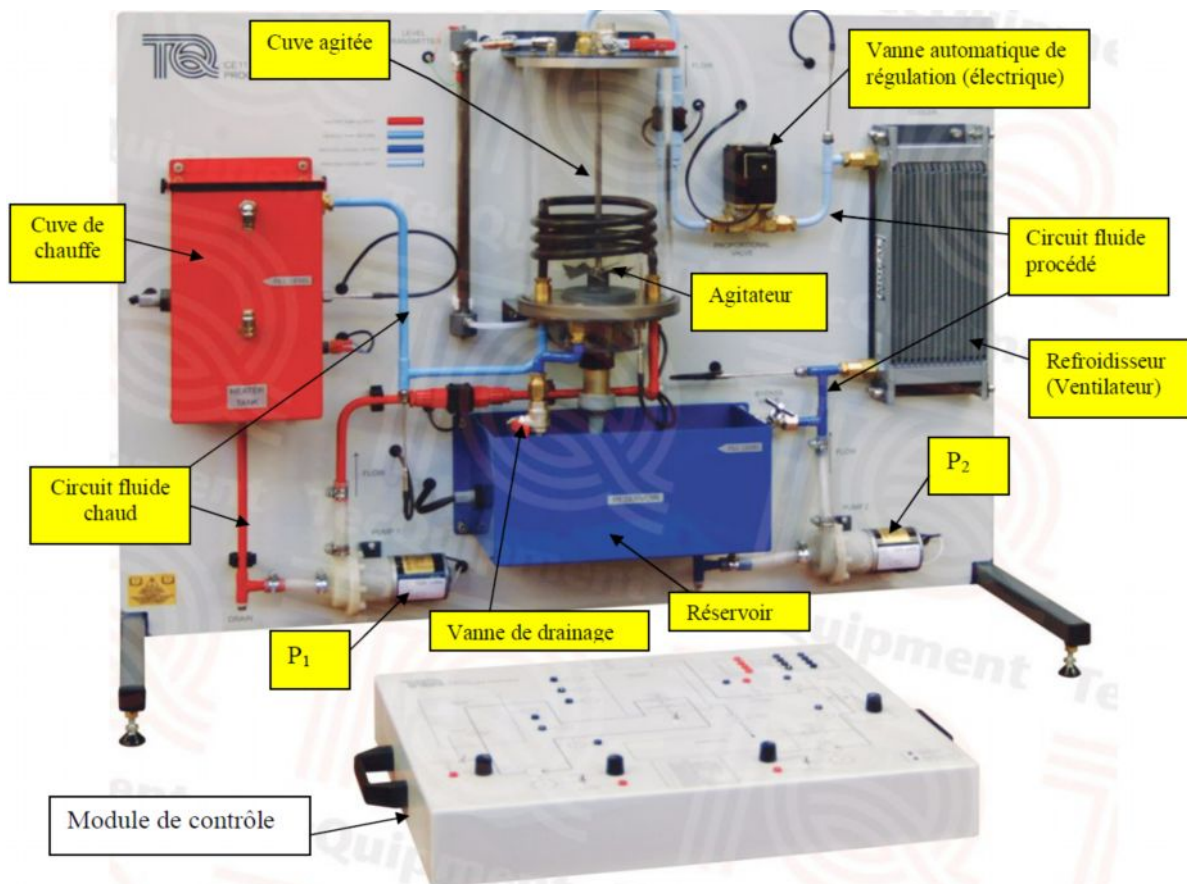


Figure 2.1 : Vue d'ensemble du banc de régulation de niveau, de débit, de pression et de température.

Le module de contrôle regroupe l'ensemble des circuits de câblage des actionneurs et des capteurs-transmetteurs ainsi que l'interface avec le procédé (Figure 2.2). Sur le front de ce module on trouve un schéma ou flowsheet du procédé à étudier ainsi que les connexions des différents capteurs-transmetteurs et actionneurs avec l'interface ADA du logiciel CE2000. Ce dernier est installé sur un PC dont la liaison avec le module de contrôle est assurée moyennant une liaison série. L'interface ADA comporte 4 sorties (conversion numérique analogique ou DA à appliquer aux actionneurs) et 8 entrées (conversion analogique numérique ou AD en provenances des capteurs-transmetteurs).

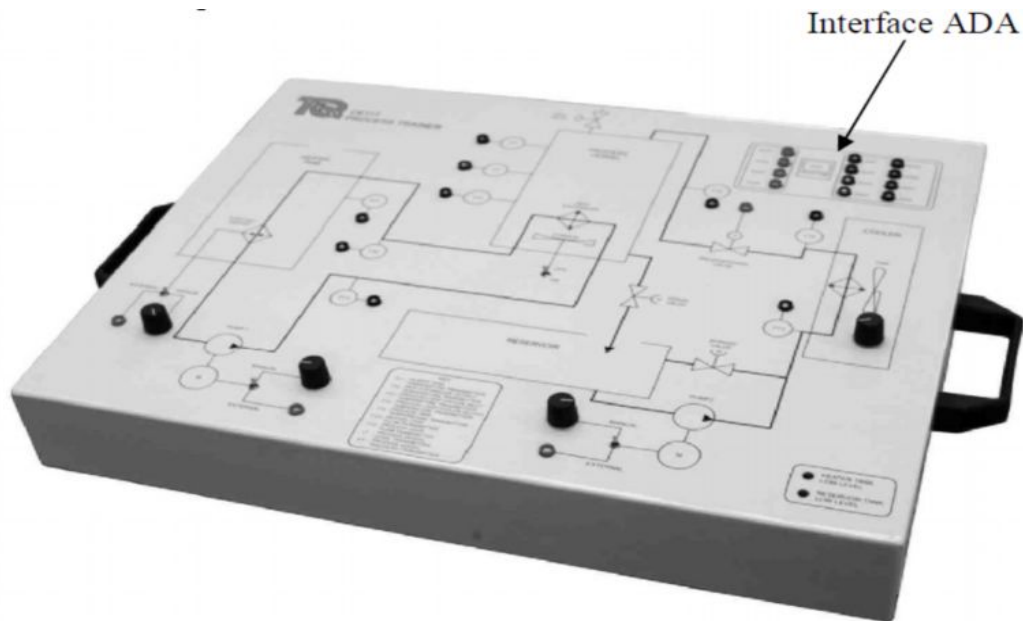


Figure 2.2 : Module de contrôle

De coté droit (Figure 2.3 et 2.4), le fluide procédé ou l'eau est pompé (Pompe P₂) du réservoir vers la cuve agitée via le refroidisseur et la vanne automatique de régulation puis il retourne au réservoir par gravité (vanne de drainage ouverte). La vanne by-pass permet de recycler une partie du fluide au réservoir et constitue donc un moyen de créer une perturbation sur cette grandeur. Sur ce circuit sont installés trois capteurs-transmetteurs (deux capteurs de température pour mesure la température du fluide avant et après le refroidisseur et un capteur-transmetteur de débit).

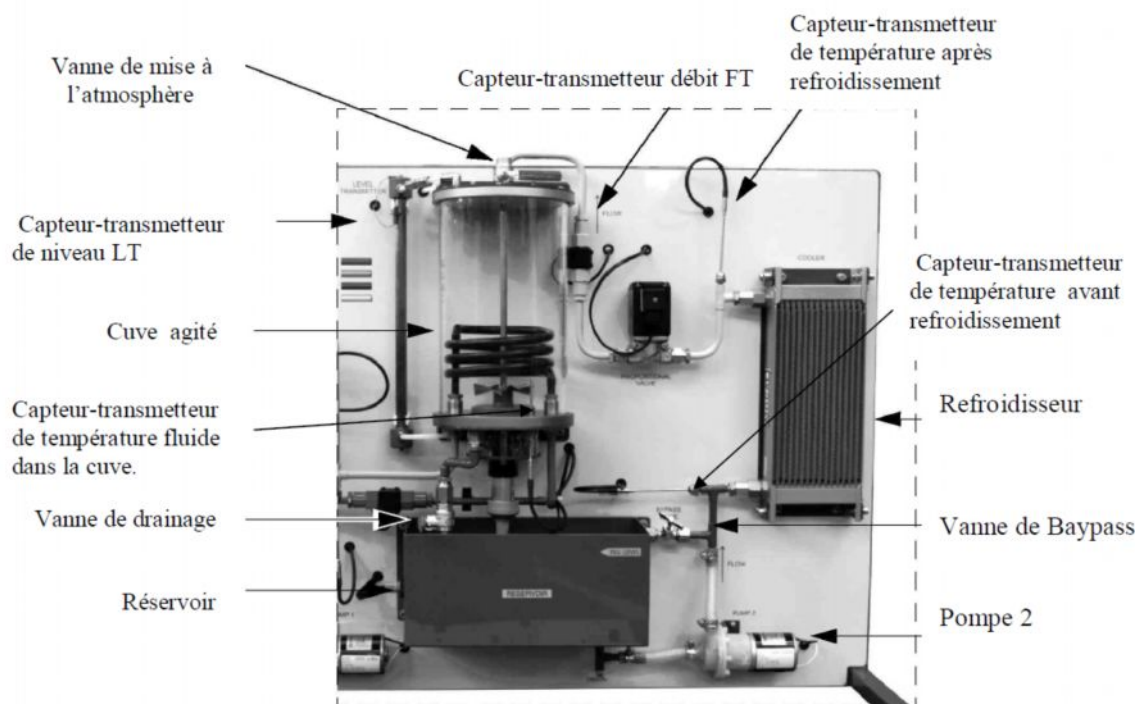


Figure 2.3 : Circuit fluide procédé

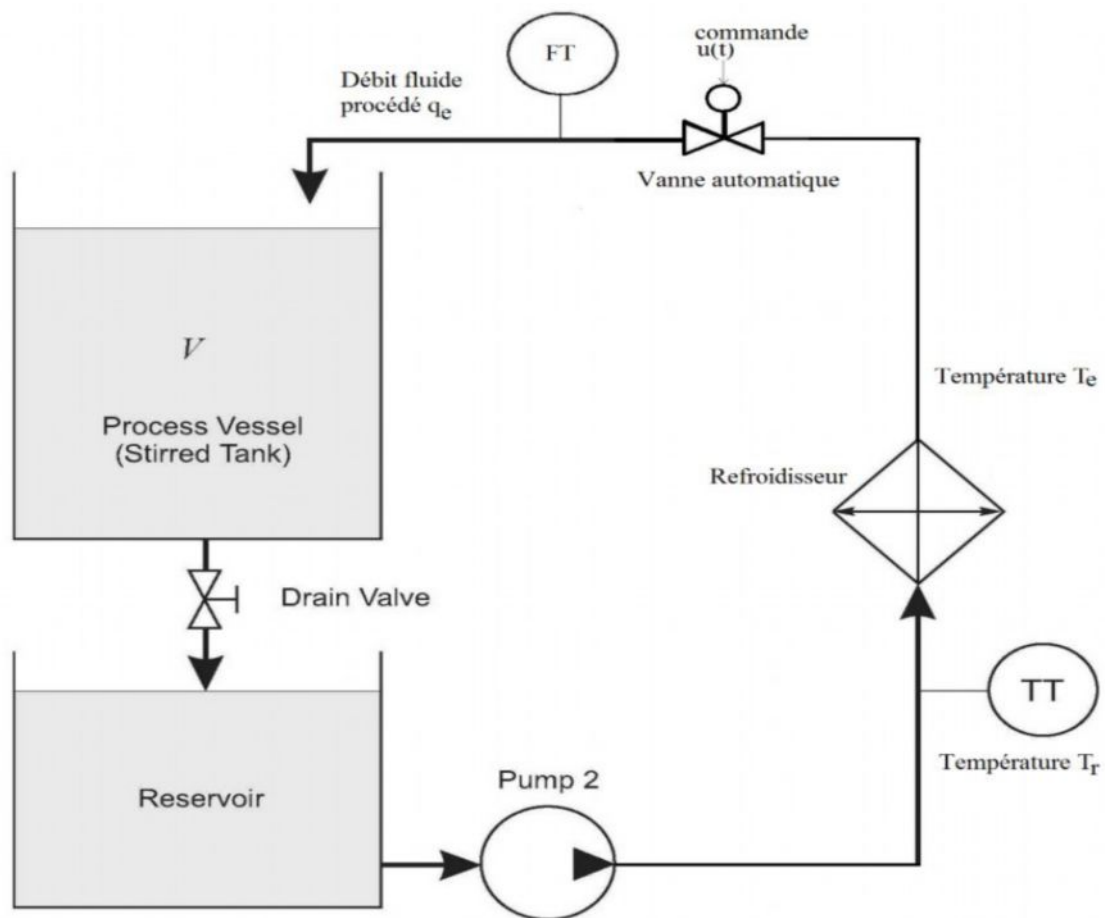


Figure 2.4 : Schéma simplifié du circuit du fluide procédé

L'ensemble des capteurs-transmetteurs et actionneurs permet d'étudier les régulations automatiques suivant :

- Le niveau
- Le débit

1.2/ Présentation du sujet

Le contrôle par anticipation améliore significativement la commande des procédés à grande inertie ou de grande constante de temps. Toute fois ce contrôle exige la mesure des perturbations et la disponibilité d'un modèle mathématique pour calculer la commande. Une approche alternative, qui peut améliorer considérablement la dynamique des procédés faces aux perturbations, utilise un second point de mesure (grandeur intermédiaire ou réglante) et un contrôleur ou régulateur secondaire (esclave). Le second point de mesure est situé sur le procédé de telle sorte qu'il reconnaît la perturbation avant la variable réglée et permet donc une compensation rapide de cette perturbation. Ce qui permet d'améliorer la rapidité de la grandeur réglée. Ce type de contrôle ou régulation s'appelle la régulation en cascade ou 'cascade control', il est largement utilisé en génie des procédés. On distingue deux types de régulation en cascade : cascade sur grandeur intermédiaire ou cascade sur grandeur réglante, utile lorsque la grandeur réglante subit elle-même des perturbations.

La figure 2.5 montre une régulation en cascade de niveau d'eau dans la cuve agitée. C'est une régulation en cascade sur grandeur réglante (le débit du fluide procédé) car celle-ci subit des fluctuations. La boucle esclave mesure le débit fluide procédé, le régule par action sur la vitesse de la pompe. La boucle maîtresse mesure le niveau d'eau dans la cuve agitée et détermine la consigne du régulateur esclave. Ainsi toute perturbation sur le débit du fluide procédé sera détectée et atténuée en boucle fermée avant qu'elle agisse sur le niveau.

❖ Schéma de tuyauterie

Le schéma de tuyauterie nécessaire à l'étude de la boucle de régulation de la cascade des débits fluide froid et du niveau ainsi le schéma bloc et les schémas fonctionnels correspondant sont présentés sur les figures 2.5, 2.6, 2.7, 2.8 et 2.9.

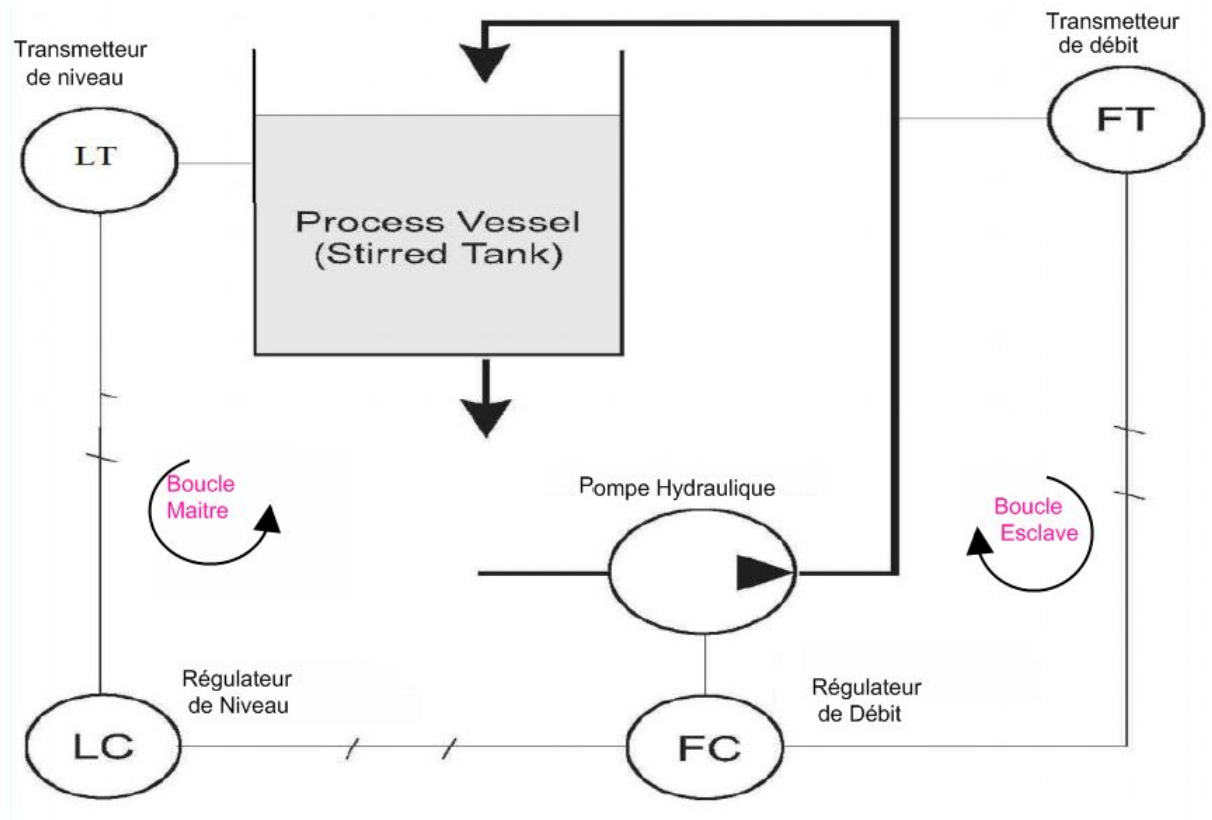


Figure2.5: Régulation en cascade de niveau

❖ Schéma bloc

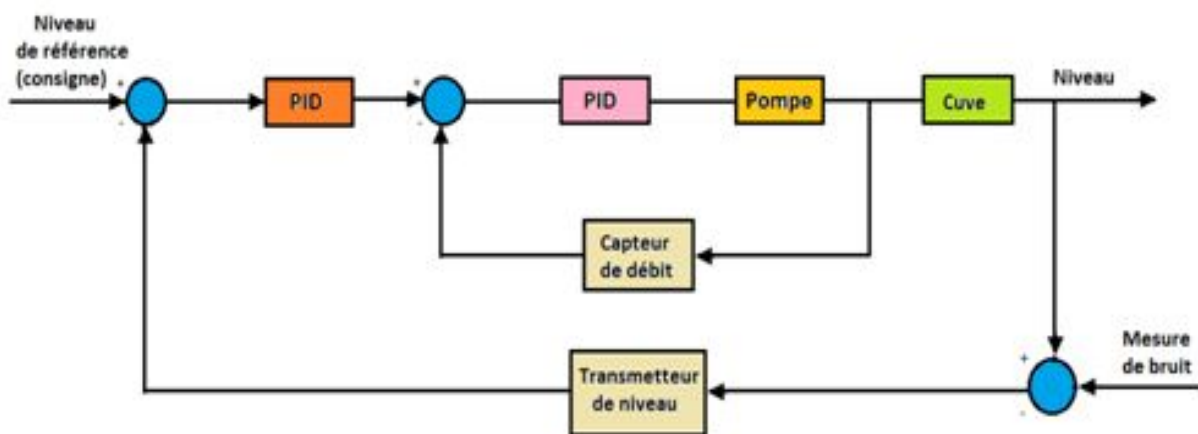


Figure 2.6 : Schéma bloc de la régulation en cascade de niveau

❖ Schémas fonctionnels

➤ Schéma fonctionnel de la boucle simple

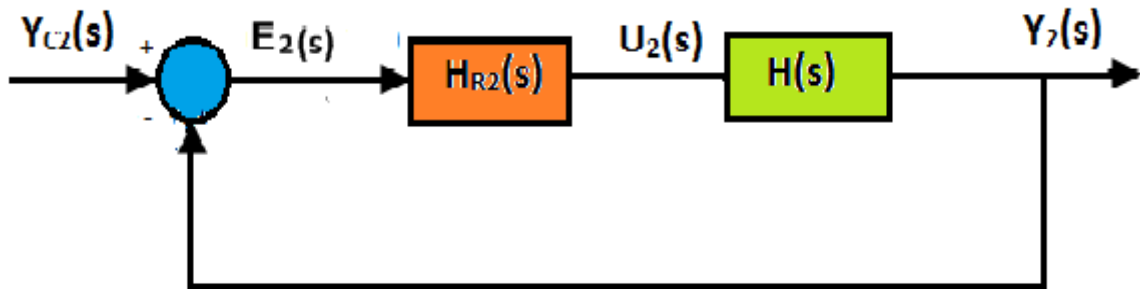


Figure 2.7 : Schéma fonctionnel de la boucle simple de la régulation en cascade de niveau

➤ Schéma fonctionnel de la boucle en cascade

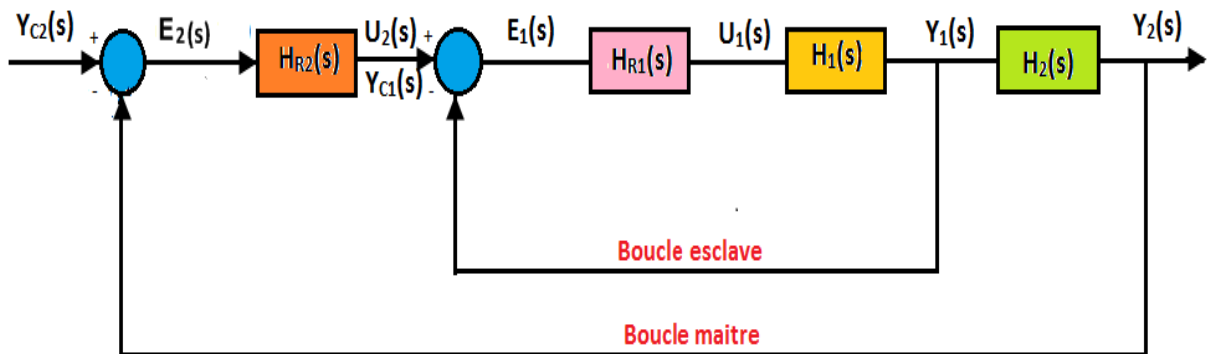


Figure 2.8 : Schéma fonctionnel de la boucle en cascade

Avec

$H_{R1}(s)$: Fonction de Transfert du régulateur esclave.

$H_{R2}(s)$: Fonction de Transfert du régulateur maitre.

$H_1(s)$: Fonction de Transfert de débit du fluide procédé.

$H_2(s)$: Fonction de Transfert liant le débit du fluide procédé et le niveau dans la cuve.

$U_1(s)$: commande de régulateur esclave.

- $U_2(s)$: commande de régulateur maitre.
- $Y_1(s)$: grandeur réglée de la boucle esclave : le débit.
- $Y_2(s)$: grandeur réglée de la boucle maitresse : le niveau.
- $Y_{C1}(s)$: consigne débit.
- $Y_{C2}(s)$: consigne niveau.

$$E_1(s) = Y_{C1}(s) - Y_1(s)$$

$$E_2(s) = Y_{C2}(s) - Y_2(s)$$

➤ Schéma fonctionnel équivalent

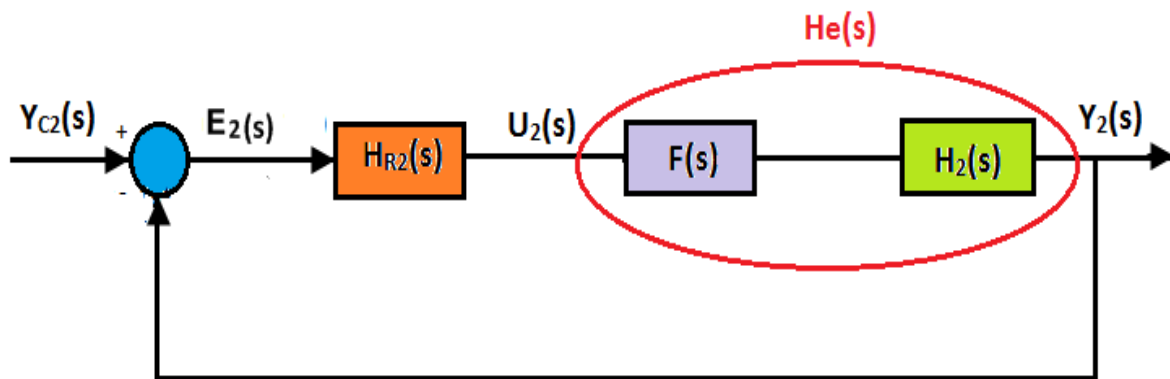


Figure 2.9 : Schéma fonctionnel équivalent

Avec

$$F(s) = \frac{H_{R1}(s) \cdot H_1(s)}{1 + H_{R1}(s) \cdot H_1(s)} = \frac{1}{1 + T_d s}$$

En comparant les trois schémas fonctionnels en déduit :

$$H_2(s) = \frac{H_e(s)}{F(s)} = \frac{H(s)}{H_1(s)}$$

2. IDENTIFICATION DES FONCTIONS DE TRANSFERTS RÉGLANTES-RÉGLAGES

2.1/ Caractéristiques de l'actionneur et du capteur

2.1.1 L'actionneur : Pompe hydraulique P2

On cherche la relation entre le débit du fluide procédé q_e et la commande u issue du régulateur et appliquée à la pompe P2 présenté sur le schéma de tuyauterie (Figure 2.10).

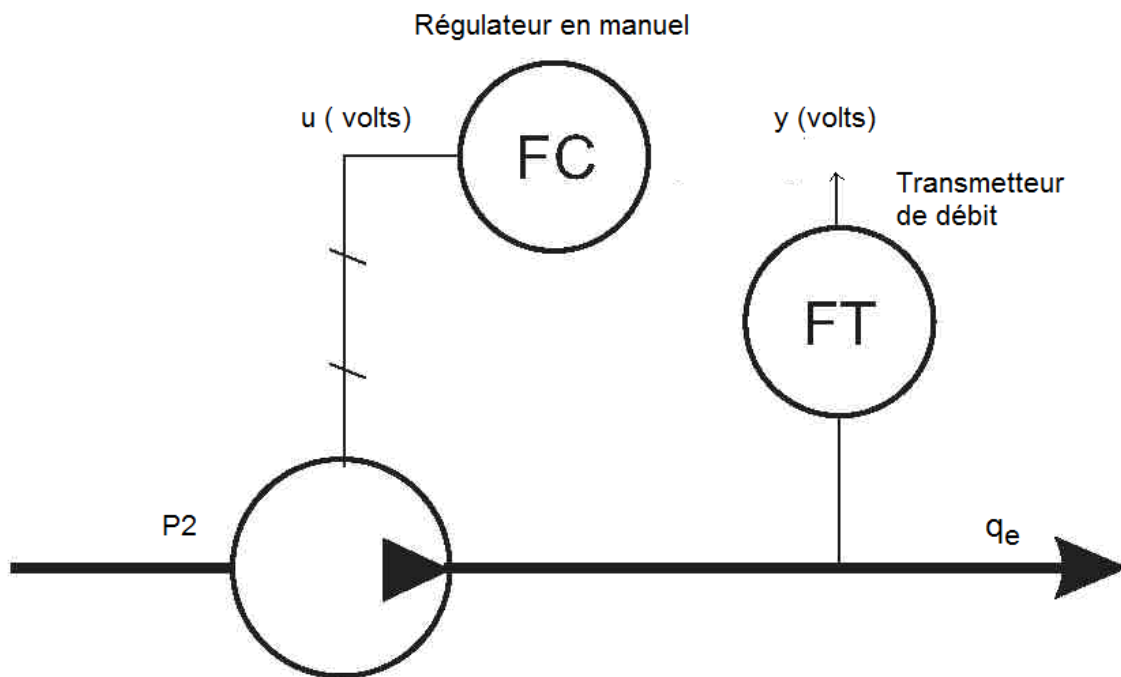


Figure 2.10: Schéma de tuyauterie nécessaire à l'étude des caractéristiques de la pompe hydraulique P2

On réalise les câblages nécessaires sur le module de contrôle (Figure 2.11).

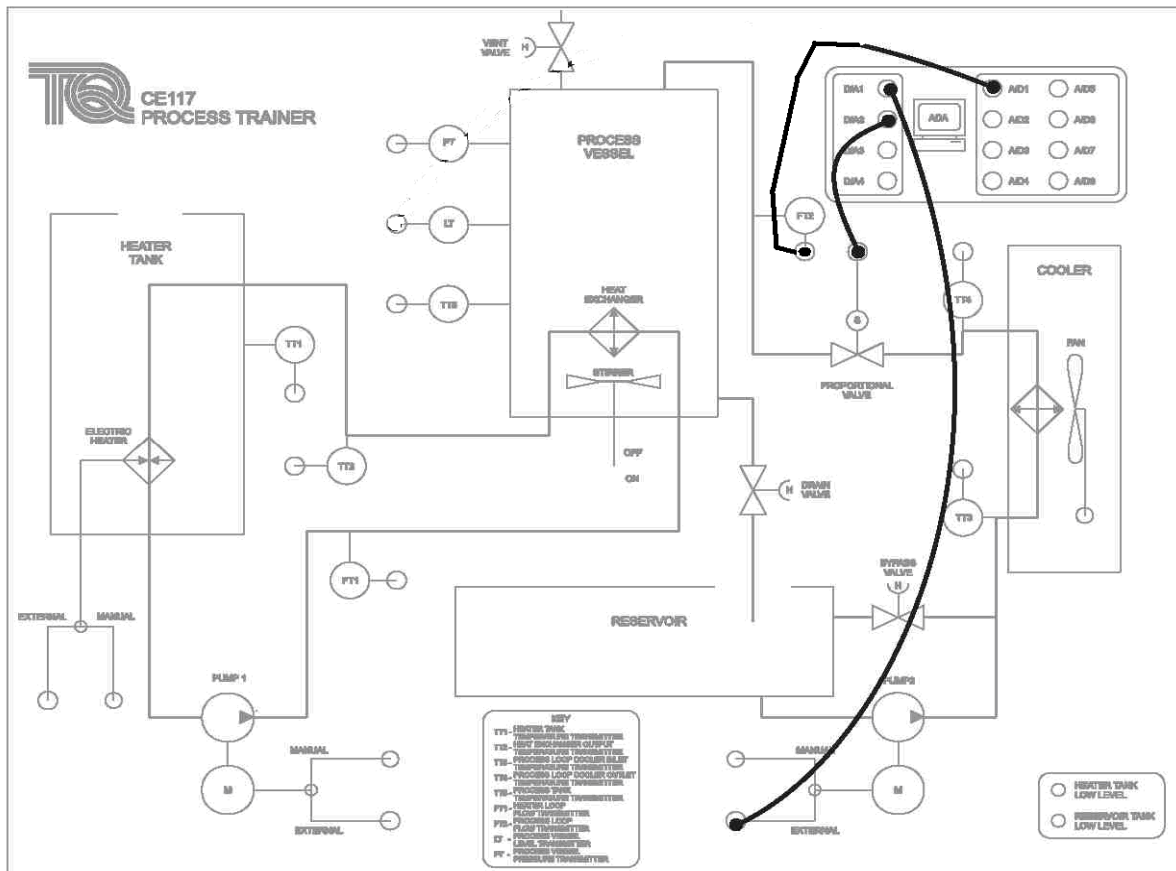


Figure 2.11: Câblage, sur le module de contrôle, nécessaires à l'étude de la caractéristique de l'actionneur : La pompe hydraulique P2

On démarre le logiciel CE2000. Le module 'process' représente l'interface ADA entrées-sorties avec le procédé à étudier.

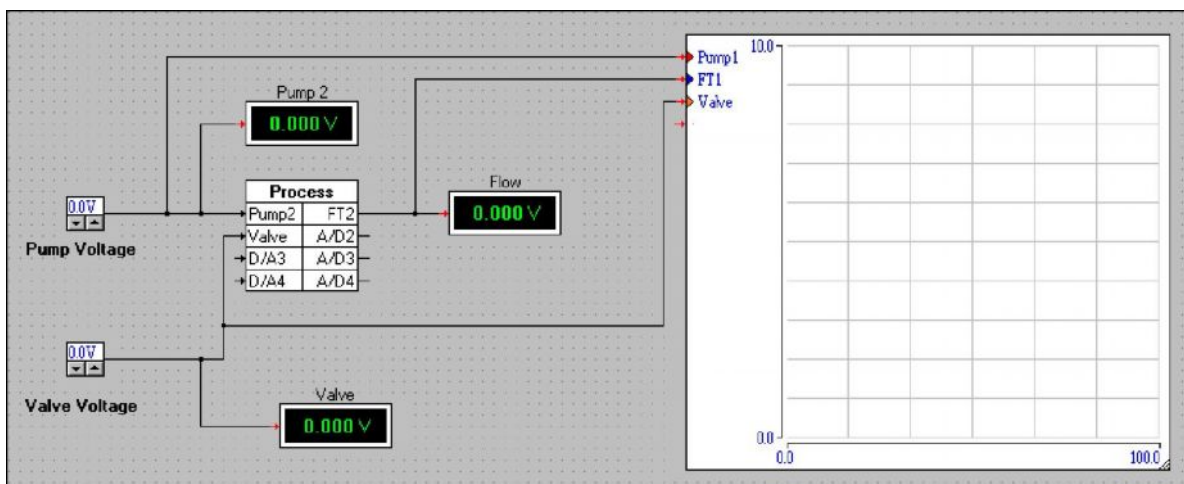


Figure 2.12 : Copie d'écran du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'étude de la caractéristique de l'actionneur : La pompe hydraulique P2

On ferme la vanne by-pass et on ouvre totalement les vannes de drainage et de mise à l'atmosphère ,puis on fixe la commande manuelle de la pompe a 0 volts et celle de la vanne automatique à 10 volts (vanne totalement ouverte).

On exécute le logiciel CE2000 et on fait varier la commande de la pompe P2 par pas de 1 volts et on note a chaque fois le débit en volts .

On obtient la courbe suivante (Figure2.13) : Débit (V)=f(commande V).

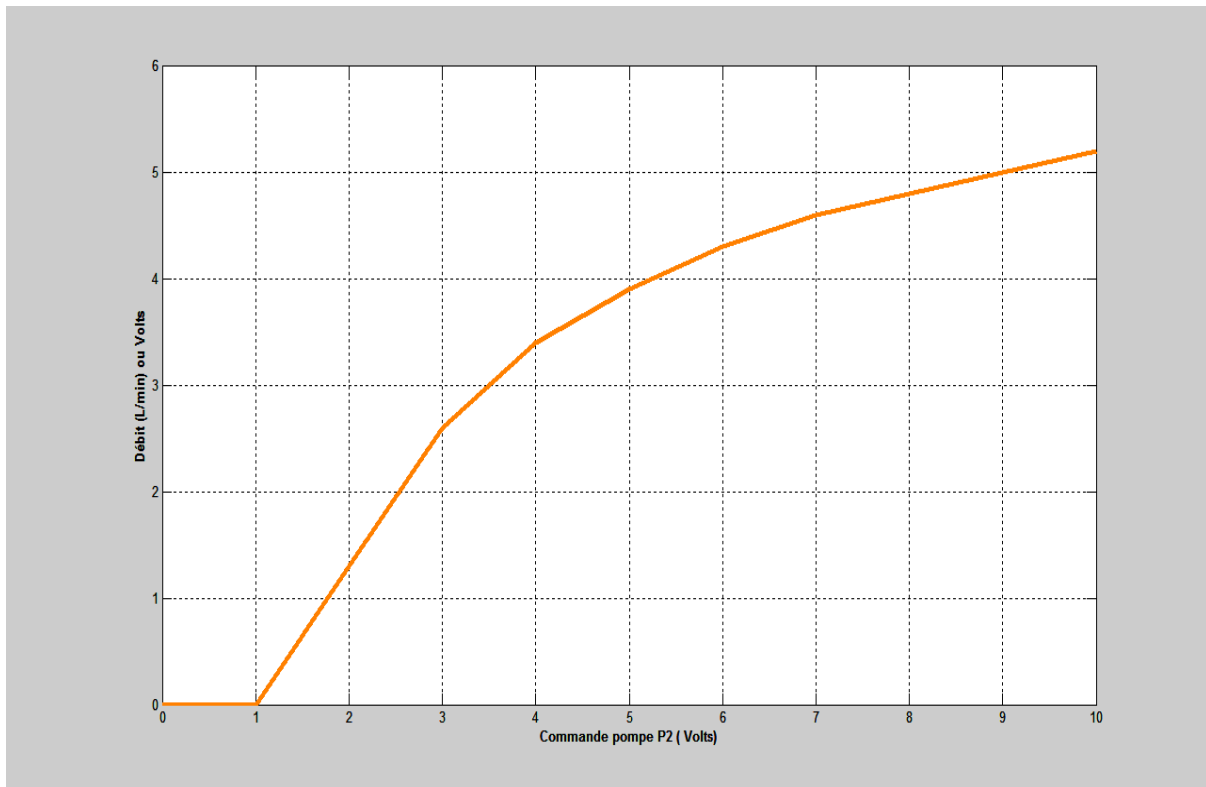


Figure 2.13: Caractéristique de l'actionneur : Pompe hydraulique P2

On constate que la pompe P2 ne commence à donner un débit raisonnable qu'à partir de 2 Volts. Aussi on constate que la caractéristique de la pompe P2 n'est pas linéaire.

2.1.2 Le capteur de niveau

Le capteur utilisé est un capteur capacitif qui permet de détecter des objets métalliques ou isolants. Lorsqu'un objet entre dans le champ de détection des électrodes sensibles du capteur, il provoque des oscillations en modifiant la capacité de couplage du condensateur.

On cherche la relation entre le signal de mesure (V) et le niveau d'eau (mm) issue du régulateur et appliquée au capteur présenté sur le schéma de tuyauterie (Figure 2.14).

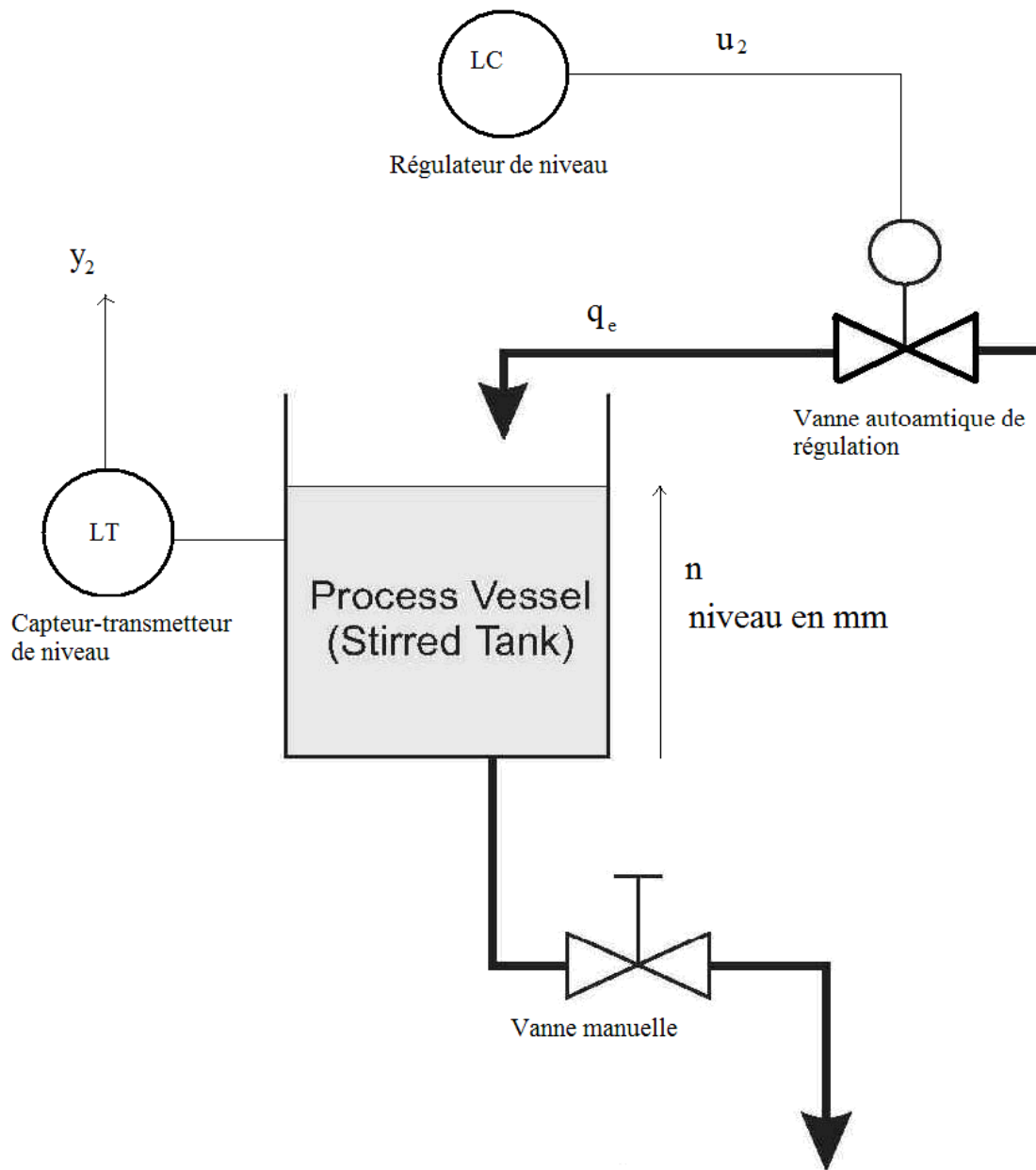


Figure 2.14: Schéma de tuyauterie de l'étude de la caractéristique du capteur de niveau

On exécute le logiciel CE2000 et on réalise les connexions comme indiquées sur la figure 2.11 et 2.12. On fait varier le niveau d'eau par pas de 20 mm et on note à chaque fois le signal en volts.

On obtient la courbe suivante (Figure 2.15) : $\text{signal (V)} = f(\text{niveau d'eau mm})$.

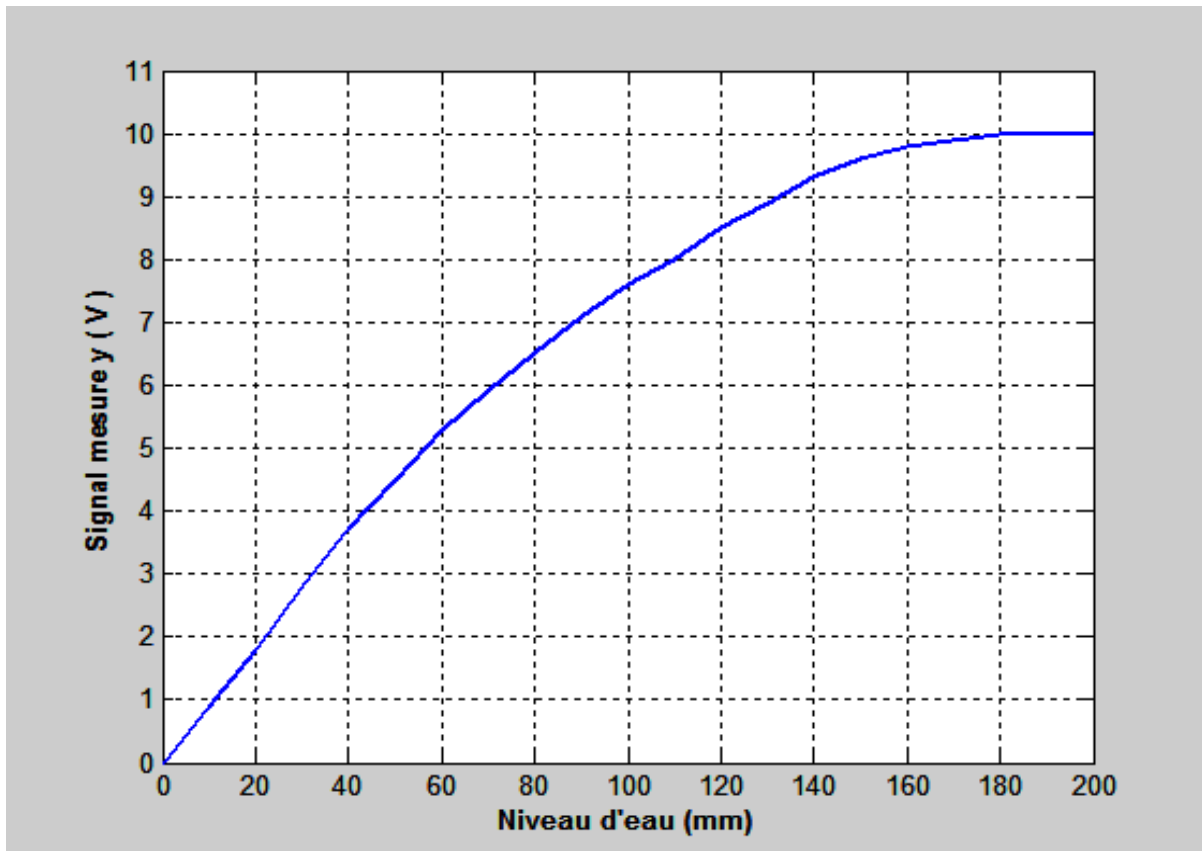


Figure 2.15: Caractéristique du capteur de niveau

On constate que la caractéristique du capteur de niveau est non linéaire car c'est un capteur capacitif. C'est-à-dire, on se base sur la mesure de la variation d'une capacité électrique due à une variation de niveau d'un liquide. Pour un tel capteur, on obtient une caractéristique typique de la figure ci-dessus.

2.2/ Fonction de transfert réglante de la boucle esclave (régulation de débit)-réglage

➤ Expérimentation- Identification

Le débit du fluide procédé (grandeur réglée) peut être régulé à une valeur désirée (consigne) par action sur une grandeur réglante comme la vitesse de la pompe P2.

Pour identifier la fonction de transfert réglante (boucle esclave), on réalise les câblages des deux figures 2.10 et 2.11.

Le régulateur FC est en manuel (Figure 2.10) $u_1 = u_{10} = 2.54 \text{ V}$ et $y_1 = y_{10} = 2.00 \text{ V}$ donc le débit est $q_e = q_{e0} = 2 \text{ L / min}$.

On crée un échelon de $\Delta u = 1 \text{ V}$ et on obtient la réponse du débit q_e (Figure 2.16).

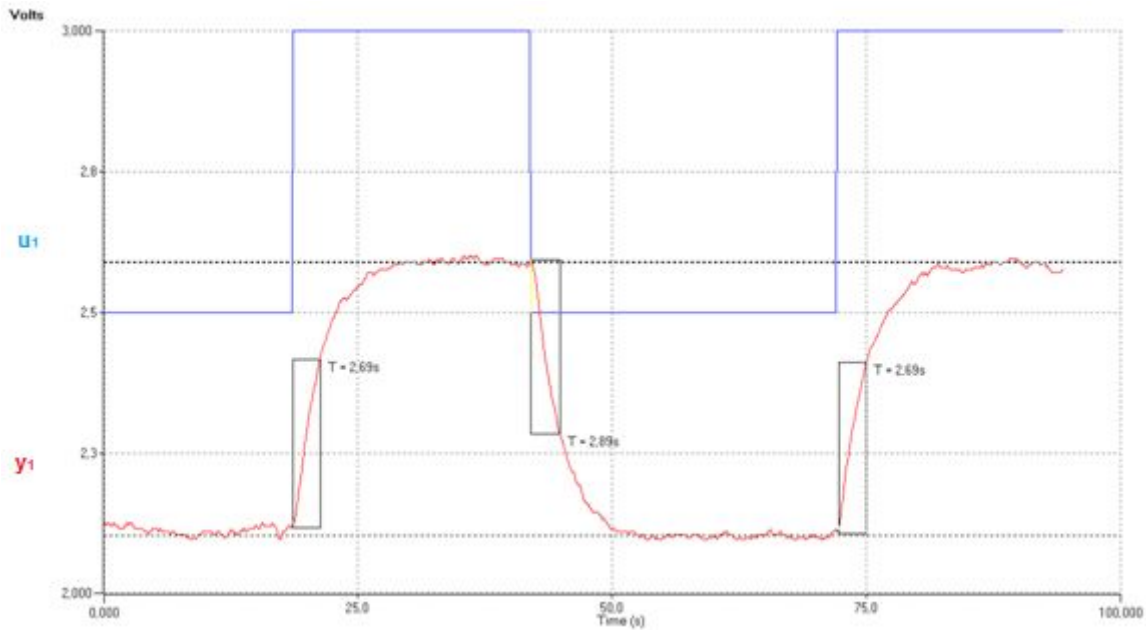


Figure 2.16 : Identification de la fonction de transfert réglante de la boucle esclave : régulation du débit fluide procédé.

➤ Réglage

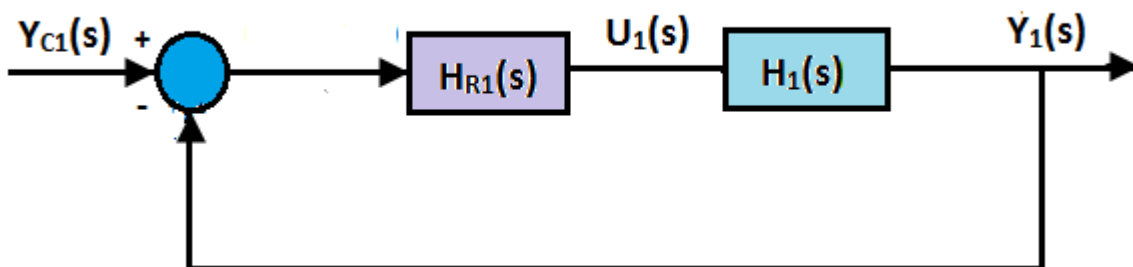


Figure 2.17 : Schéma fonctionnel de la régulation de débit

$$\text{Procédé stable} \Rightarrow H_1(s) = \frac{K_1 e^{-\tau_1 s}}{1 + T_1 s}$$

D'après les données on a :

$$\begin{cases} \Delta y = 0.79V \\ \Delta u = 1V \end{cases} \Rightarrow K_1 = \frac{\Delta y}{\Delta u} = 0.79$$

Alors on trouve comme valeurs :

$$\tau_1 = 0 ; K_1 = 0.79 ; T_1 = 2.76 \text{ s}$$

La fonction de transfert réglante est :

$$H_1(s) = \frac{0.79}{1 + 2.76s}$$

Détermination de la $H_{R1}(s)$

$$FTBF(s) = \frac{FTBO}{1 + FTBO} = \frac{H_{R1}(s) \cdot H_1(s)}{1 + H_{R1}(s) \cdot H_1(s)} = \frac{Y_1(s)}{Y_{C1}(s)} = F(s)$$

On va imposer $F(s) = \frac{1}{1 + T_d s}$ un système du premier ordre car c'est la

réponse idéale d'un système ou procédé en boucle fermé.

$$\text{Par égalité on obtient : } \frac{H_{R1}(s) \cdot H_1(s)}{1 + H_{R1}(s) \cdot H_1(s)} = \frac{1}{1 + T_d s}$$

$$\Rightarrow H_{R1}(s) = \frac{1}{H_1(s) \cdot T_d s}$$

On a
$$\mathbf{H}_1(s) = \frac{\mathbf{K}_1}{1 + \mathbf{T}_1 s}$$

$$\Rightarrow \mathbf{H}_{R1}(s) = \frac{1 + \mathbf{T}_1 s}{\mathbf{T}_d \cdot s} \frac{1}{\mathbf{K}_1} = \frac{1 + \mathbf{T}_1 s}{\mathbf{T}_1 s} \frac{\mathbf{T}_1}{\mathbf{T}_d \cdot \mathbf{K}_1}$$

Soit
$$\mathbf{H}_{R1}(s) = \left(\frac{\mathbf{T}_1}{\mathbf{T}_d \cdot \mathbf{K}_1} \right) + \left(\frac{1}{\mathbf{K}_1 \cdot \mathbf{T}_d} \right) \frac{1}{s}$$

$$\mathbf{H}_{R1}(s) = \mathbf{P} + \frac{\mathbf{I}}{s} \quad \Rightarrow \quad \mathbf{H}_{R1}(s) \text{ est un PI}$$

Avec
$$\Rightarrow \begin{cases} \mathbf{P} = \frac{\mathbf{T}_1}{\mathbf{T}_d \cdot \mathbf{K}_1} \\ \mathbf{I} = \frac{1}{\mathbf{K}_1 \cdot \mathbf{T}_d} \end{cases}$$

$$\Rightarrow u_1(t) = u_{10} + \mathbf{P} e(t) + \mathbf{I} \int e(t) dV$$

Estimation de la constante du temps \mathbf{T}_d

Pour un changement de consigne Δy_{cl} , on désire que la variation du signal commande du régulateur ne dépasse pas Δu_1 (problème de saturation). Le régulateur FC est muni d'un circuit d'anti saturation de l'action intégrale, c'est-à-dire que l'action intégrale n'intervient

que lorsque l'écart consigne mesure ($y_{c1} - y_1$) est inférieur à une valeur prédéterminée (par exemple 5 %).

On détermine alors la valeur maximale du gain du régulateur FC que l'on peut régler raisonnablement.

$$u_1(t) = u_{10} + P e(t) + I \int e(t) dt$$

À $t = 0$ on crée $\Delta y_{c1} = e(t)$ \Rightarrow l'action intégral intervient pas et donc :

$$u_1(t=0) = u_{10} + P_{\max} e(t=0) = u_{10} + P_{\max} \Delta y_{c1}$$

$$\Rightarrow P_{\max} = \frac{U_{1\max} - U_{10}}{\Delta y_{c1}} = \frac{T_1}{T_d K_1} \Rightarrow T_d = \frac{T_1}{K_1} \times \frac{1}{P_{\max}}$$

Application numérique:

$$\begin{cases} T_1 = 2,76s \\ K_1 = 0,79 \\ \Delta y_{c1} = 10\% (1V) \\ \Delta u_1 \leq 50\% (5V) \end{cases} \Rightarrow T_d \geq \frac{2,76}{0,79} \times \frac{1}{5} = 0,6987s$$

Exemple:

On prend $T_d = 1s$ d'où $F(s) = \frac{1}{1+s}$ et $H_R(s) = P + \frac{I}{s}$

Avec

$$\begin{cases} P = \frac{T_1}{T_d \times K_1} = \frac{2,76}{1 \times 0,79} = 3,494 \\ I = \frac{1}{T_d \times K_1} = \frac{1}{1 \times 0,79} = 1,27S^{-1} \end{cases}$$

➤ **Etude en simulation (asservissement)**

Afin d'étudier en simulation l'asservissement du débit fluide procédé réalisée par la boucle esclave, on réalise le circuit de la figure 2.18 grâce au logiciel CE2000. Le réglage ou les paramètres PID du régulateur sont ceux calculés précédemment c'est-à-dire $K_R=3.5$, et $I=1.3$. Les résultats de cette simulation sont présentés sur la figure 2.19.

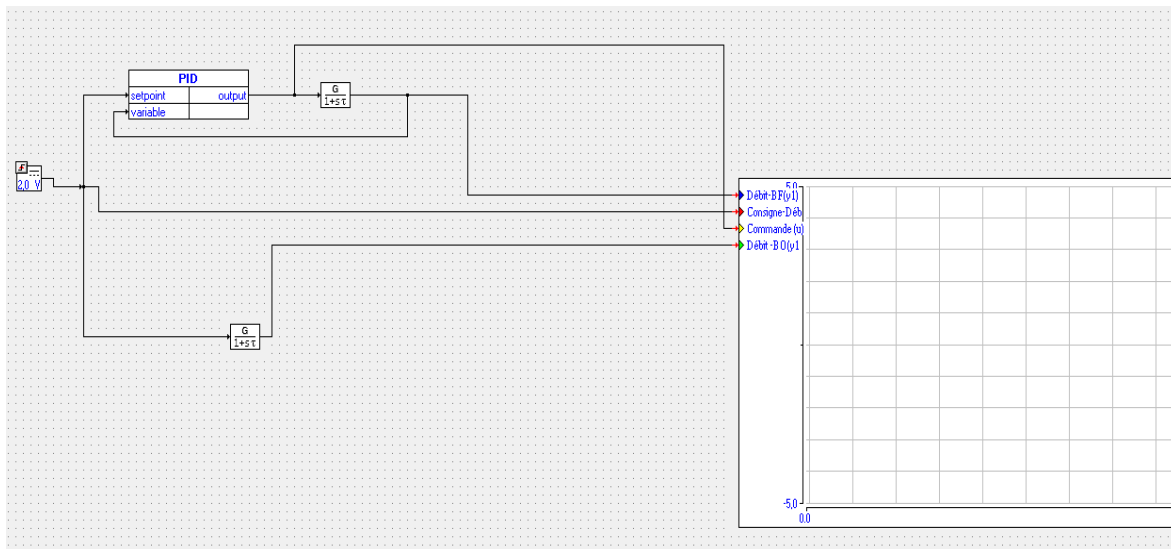


Figure 2.18 : Fichier circuit du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'étude par simulation de l'asservissement du débit fluide procédé ou débit asservi

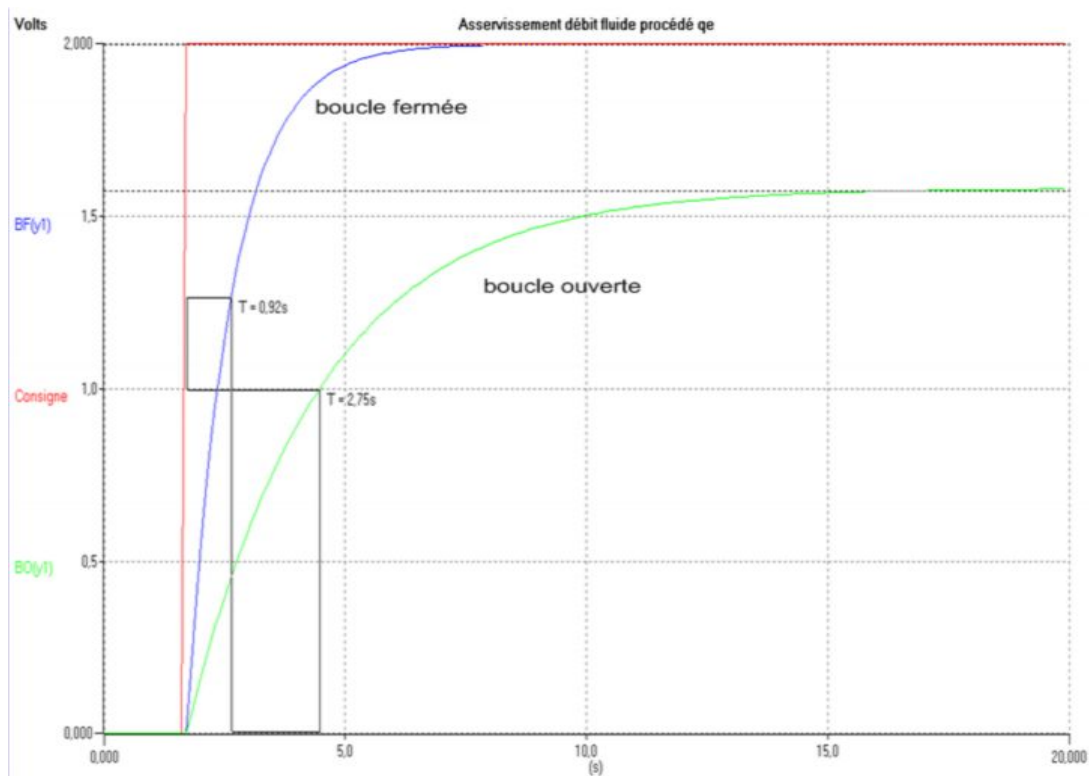


Figure 2.19 : Réponse en BF et BO du débit fluide procédé : boucle esclave

Les résultats de simulation confirment bien le grand avantage de la boucle fermée par rapport à la boucle ouverte. En effet, l'objectif de la boucle fermée est de rendre le procédé plus rapide et plus précis. Ce ci est bien illustré sur la figure 2.19. En effet, suite à un échelon de consigne de 2 V, on constate que la réponse en boucle ouverte du système ou procédé (réponse débit procédé) est moins rapide et moins précise que celle de la boucle fermée.

➤ Étude expérimentale (régulation et asservissement)

Pour effectuer une étude expérimentale de la régulation/asservissement du débit du fluide procédé, on réalise le câblage est la figure 2.11 et le régulateur est le même que celui utilisé en simulation. Le circuit fichier crée par le logiciel CE2000 et nécessaire à cette étude est celui de la figure 2.20.

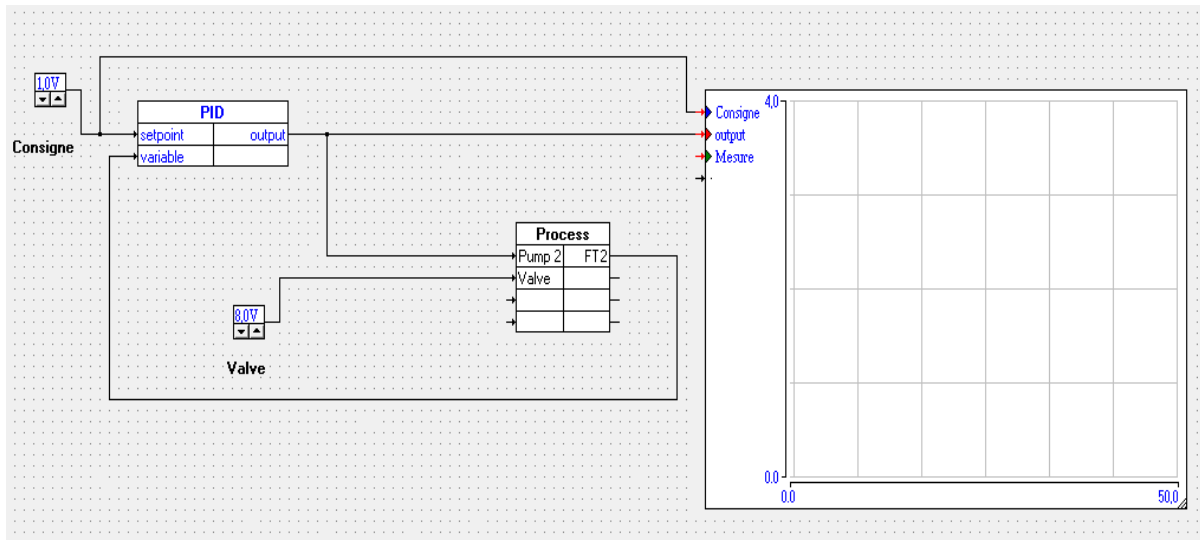


Figure 2.20 : Copie d'écran du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'étude de la régulation de débit par action sur la vitesse de la pompe.

Dans cette étude, on parte du point de fonctionnement nominal de 2L/min. Pour l'étude en simulation de l'asservissement, et on crée des changements progressifs de consigne +0.5, +1, +0.5 (V ou L/min) soit au total un changement de consigne de +2 (V ou L/min). Puis de -0.5,-0.5, -0.5 et -0.5 V pour retourner au point de fonctionnement nominal c'est-à-dire 2L/min. Les résultats sont reportés sur la figure 2.21 et la constante de temps mesurée est de l'ordre de 0.78 s (Figure 2.22). Donc on conclut que les résultats obtenus sont tout à fait conformes aux résultats de simulation, c'est-à-dire que le réglage PID que nous avons calculé pour obtenir les performances idéales d'un système du premier ordre est validé.

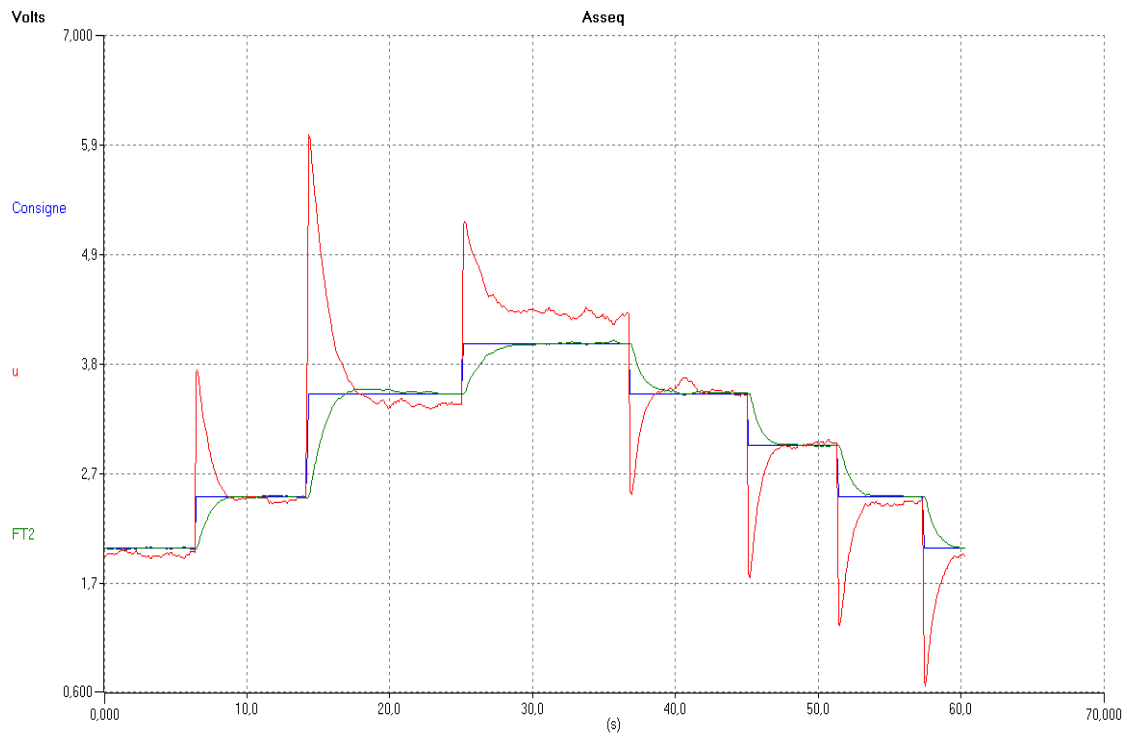


Figure 2.21 : Etude expérimentale de l'asservissement du débit fluide procédé boucle esclave.

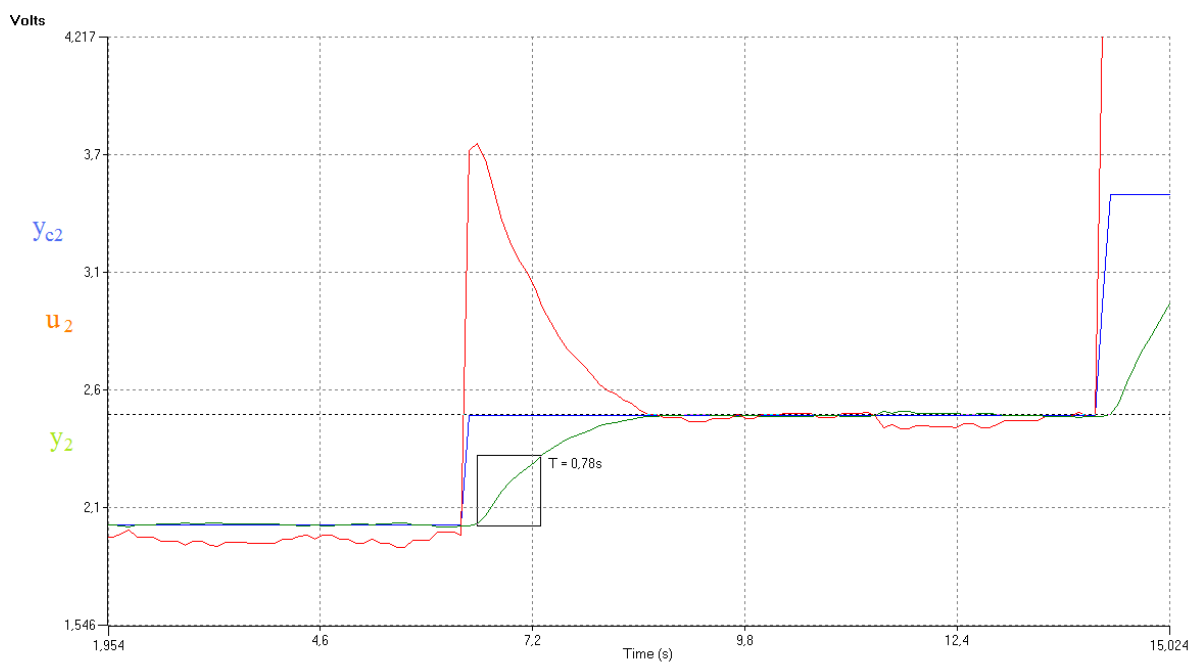


Figure 2.22 : Etude expérimentale de l'asservissement du débit fluide procédé ou débit asservi : mesure de la constante du temps

L'étude expérimentale en régulation de la même grandeur (débit fluide procédé) à été effectuée autour du point nominale de 2L/min. Les perturbations qui ont survenues sont l'ouverture et la fermeture de la vanne by-pass, puis la fermeture et l'ouverture manuellement de +2% de la vanne automatique (ce n'est pas l'actionneur de la boucle fermée mais c'est plutôt la pompe P2).

Les résultats de cette étude (Figure 2.23) montrent que la boucle réalisée compense de manière performante les deux types de perturbations : on obtient de bonnes qualités sur la stabilité, la précision et la rapidité.

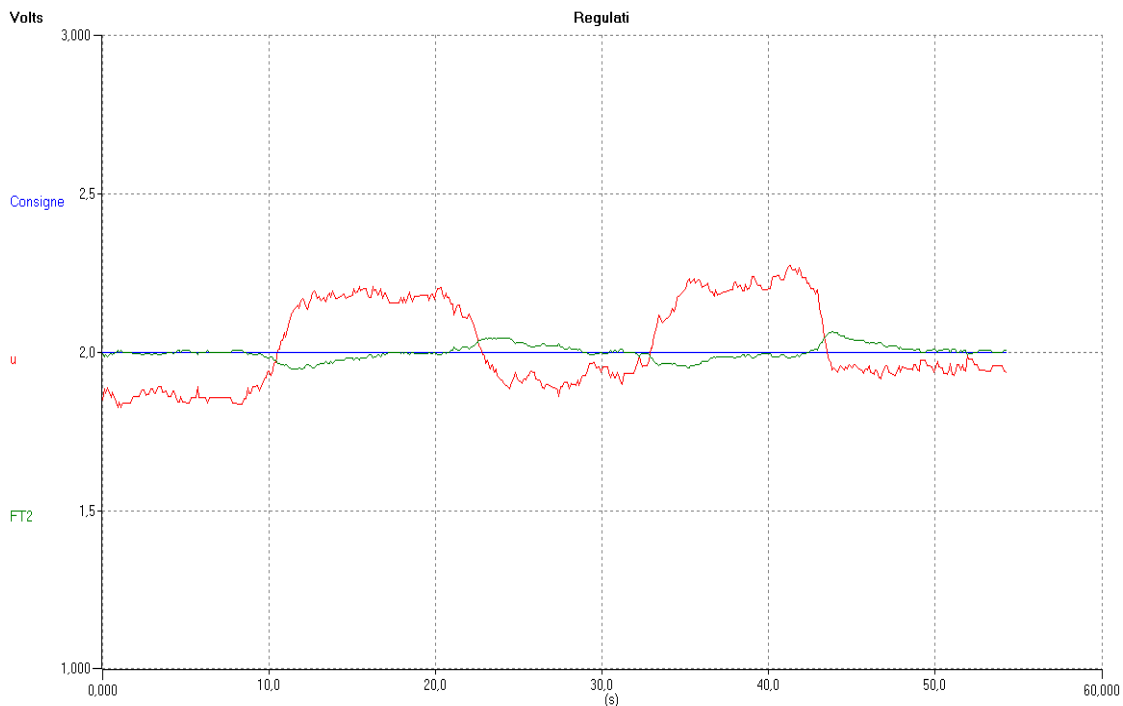


Figure 2.23 : Etude expérimentale de la régulation du débit fluide procédé boucle esclave.

➤ Conclusion

L'étude de la boucle de régulation du débit fluide procédé nous a permis de conclure que :

- La fonction de transfert réglante correspondante est stable et rapide d'une constante de temps $T \approx 2.76$ s.
- Le réglage PID réalisé a permis d'obtenir une fonction de transfert réglante en BF du premier ordre plus rapide soit avec une nouvelle constante de temps de $T \approx 0,78$ s.
- Le même réglage a été validé expérimentalement.

2.3/ Fonction de transfert réglante simple de niveau (sans cascade) –réglage

➤ Expérimentation- Identification

On réalise les câblages nécessaires sur le module de contrôle pour réaliser l'identification de la boucle de régulation de niveau (Figure2.24).

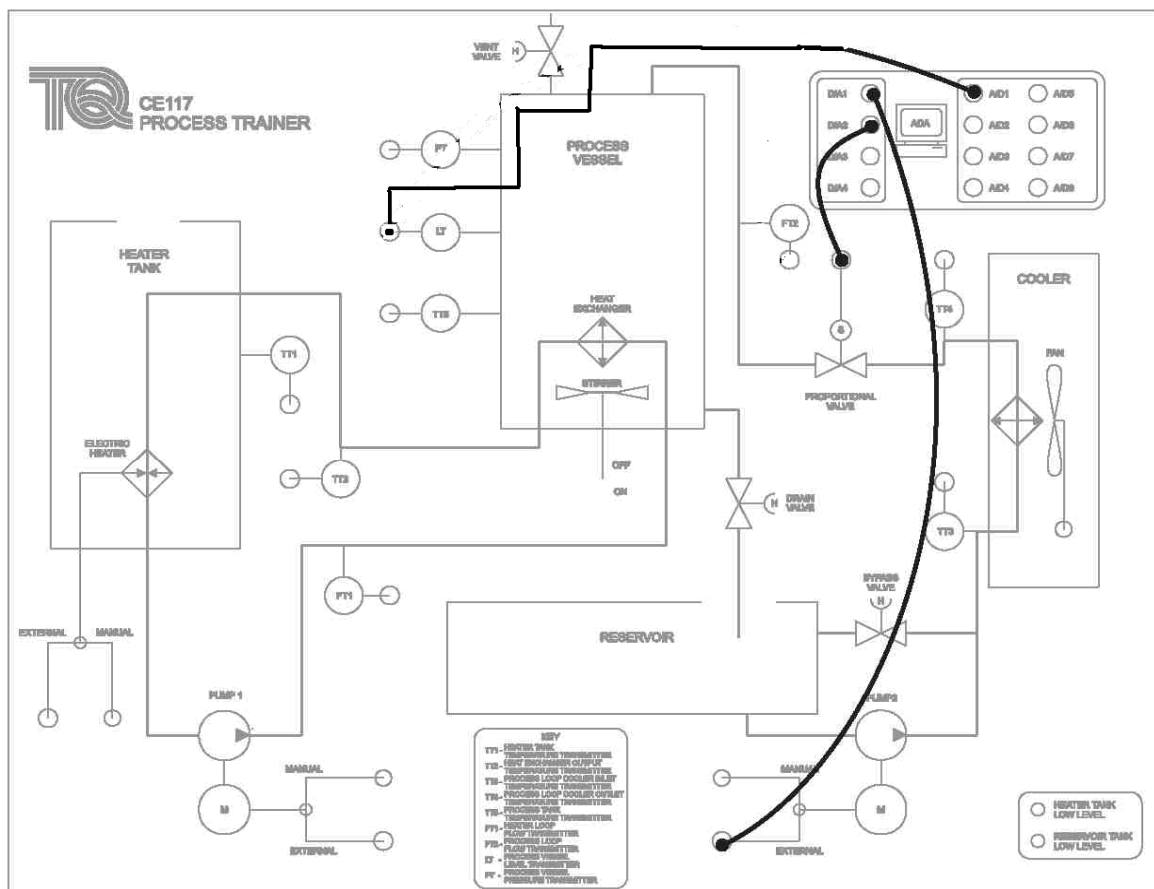


Figure 2.24 : Câblage, sur le module de contrôle, nécessaires pour étudier la boucle de régulation du niveau sans cascade.

On démarre le logiciel CE2000 et on réalise les connexions comme indiquées sur la figure 2.23.

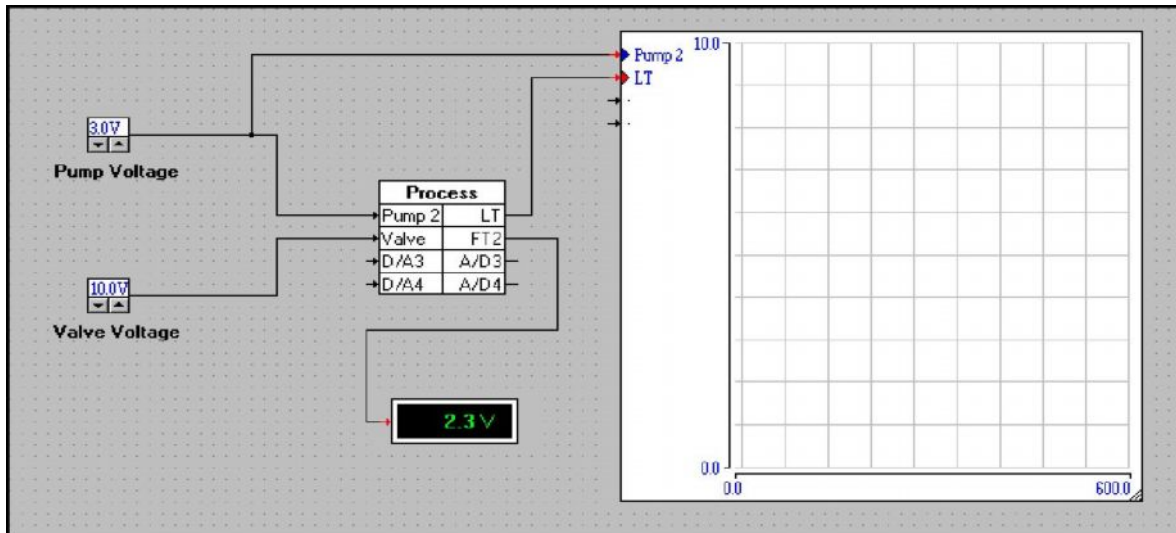


Figure 2.25: Copie d'écran du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'étude de la régulation de niveau par action sur la vitesse de la pompe.

On choisit un niveau en régime nominale de manière à recouvrir complètement le serpentin dans la cuve. On fixe alors $n \approx 108$ mm soit 8V. La commande u de la pompe P2 est alors $u_0 \approx 2,6$ V. On crée un échelon de 0.2 V et on enregistre l'évolution de niveau (Figures 26 et 27).

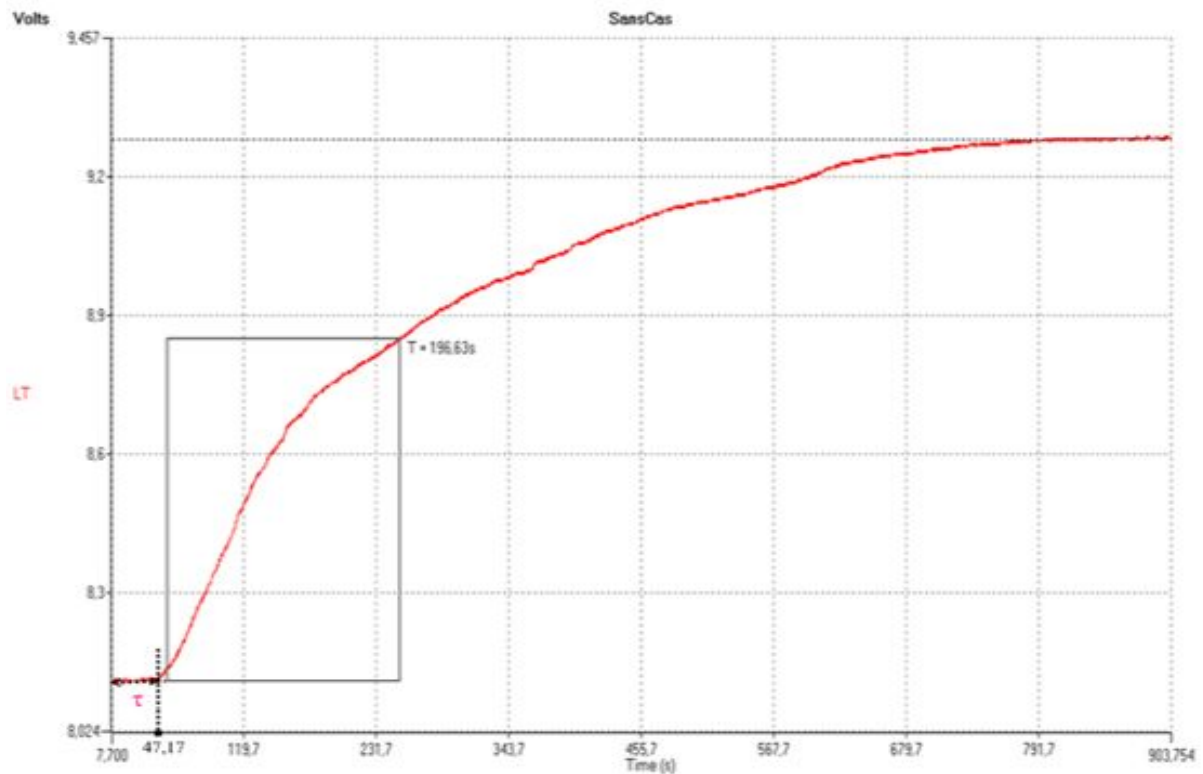


Figure 2.26 : Identification en BO de le FT réglante simple de niveau (sans cascade), mesure de la constante de temps

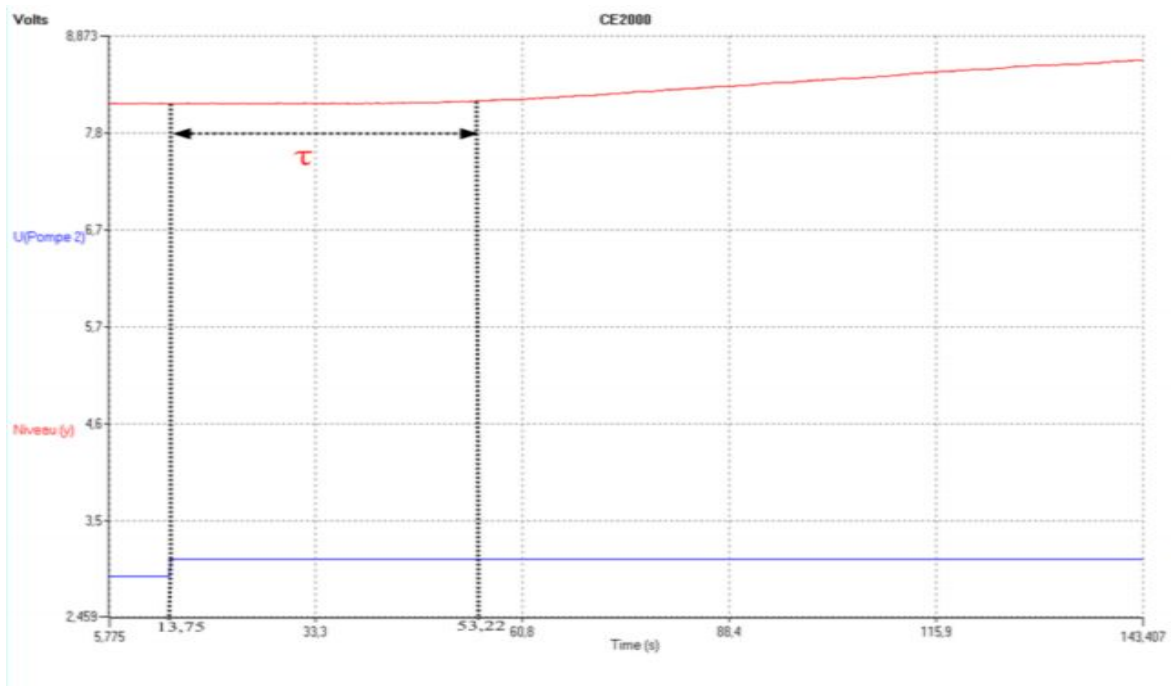


Figure 2.27: Identification en BO de le FT réglante simple de niveau (sans cascade), mesure du retard $\tau \approx (53.22-13,75) = 39,47 \text{ s}$

On obtient alors comme fonction de transfert réglante :

$$\text{Procédé stable} \quad \Rightarrow \quad H(s) = \frac{Ke^{-\tau s}}{1 + Ts}$$

D'après les données lues sur les courbes précédentes, on trouve :

$$\tau = 39,47 \text{ s} ; K = 5,5 ; T = 196,63 \text{ s}$$

La fonction de transfert réglante en boucle ouverte est :

$$H_{\square}(s) = \frac{5.5e^{-39.47 s}}{1 + 196.63 s}$$

➤ Réglage

Pour calculer les paramètres PID du régulateur, on utilise la méthode du réglage dans le domaine fréquentiel voir (partie théorique) :

$$H(s) = \frac{Ke^{-\tau s}}{1+Ts} \quad \text{Avec } \tau = 39,47\text{s} ; K = 5,5 ; T = 196,63 \text{ s}$$

$$\frac{T}{\tau} = 4,982 \Rightarrow PI$$

On prend un PI parallèle

$$\Rightarrow K_R = \frac{0.78.T}{K.\tau} = 0.7110 \quad \text{et} \quad T_i = \frac{K.\tau}{0.78} = 278,314\text{s}$$

$$\text{soit } I = 0,004$$

2.4 Fonction de transfert réglante de la boucle maitresse (régulation en BF du débit) –réglage :

➤ Expérimentation- identification

Les câblages nécessaires à l'identification de la fonction de transfert réglante de la boucle maitresse sont ceux des figures 2.24 et 2.28.

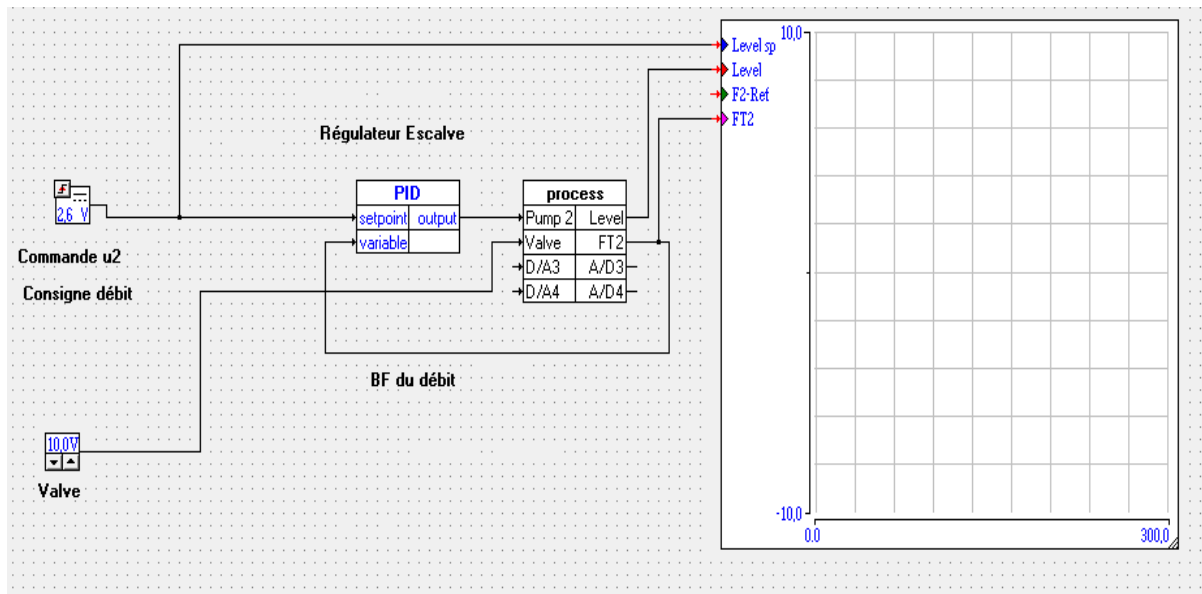


Figure 2.28 : Copie d'écran du logiciel CE2000 montrant les connexions nécessaires à l'identification de la fonction de transfert réglante de la boucle maitresse.

On enregistre la réponse de niveau à un échelon de commande de 0.2V (consigne débit fluide procédé ou boucle esclave), on obtient les figures 2.29 et 2.30.

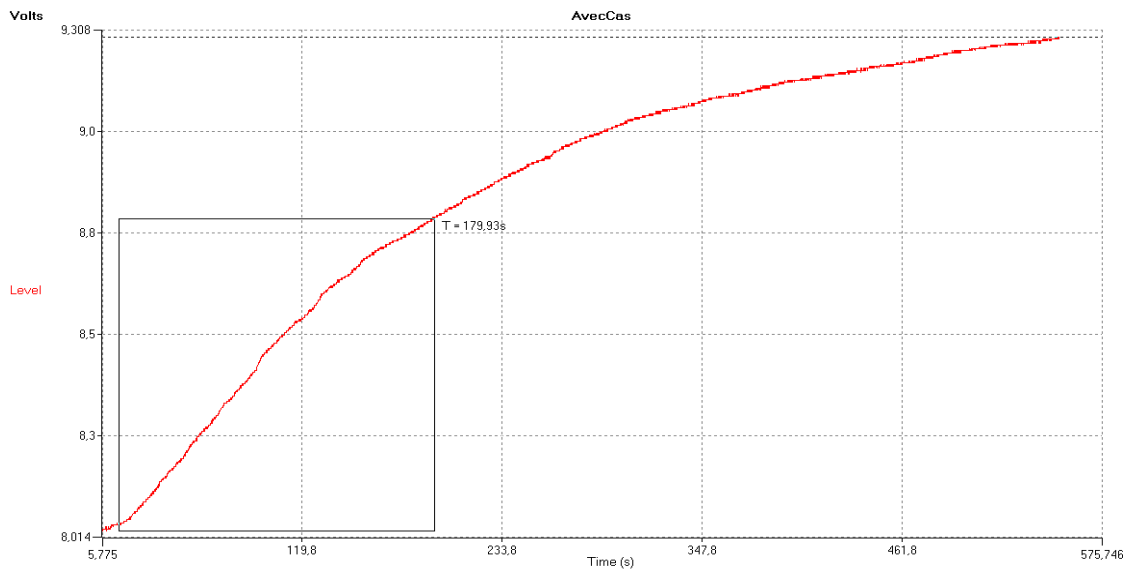


Figure 2.29 : Identification en BO de la FT réglante de la boucle maitresse (le débit fluide procédé est en BF), mesure de la constante de temps

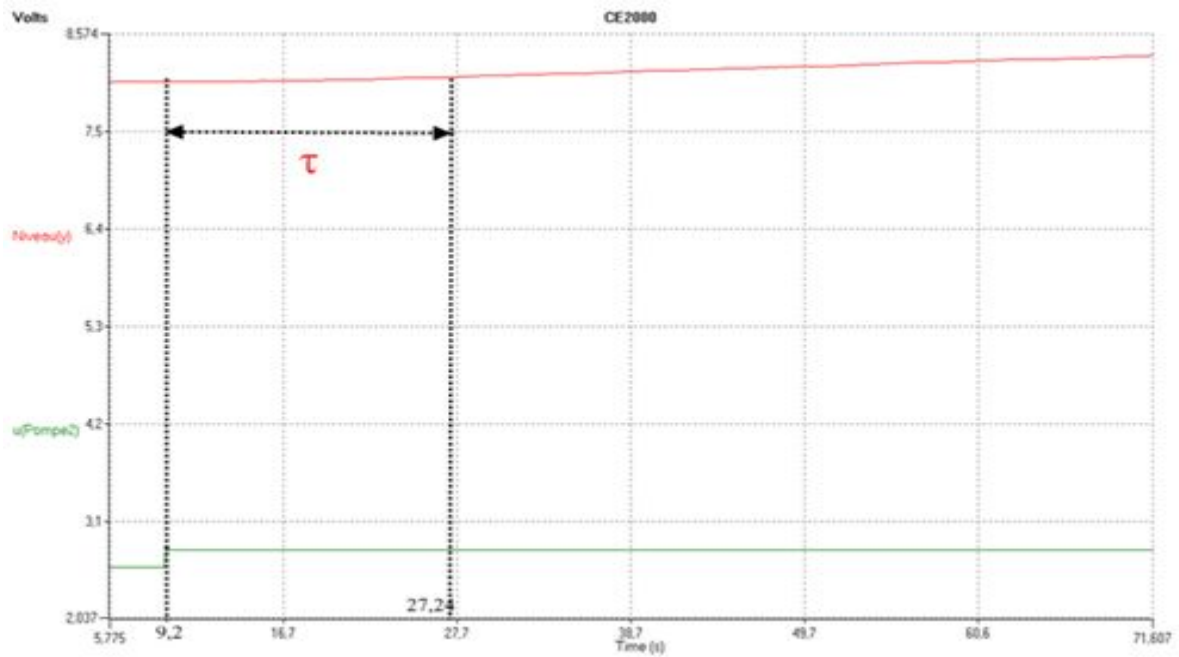


Figure 2.30 : Identification en BO de la FT réglante de la boucle maitresse (le débit fluide procédé est en BF). Mesure du retard $\tau \approx (27.24-9.2) \approx 18$ s

On obtient alors comme fonction de transfert réglante :

$$\text{Procédé stable} \Rightarrow H(s) = \frac{K_e e^{-\tau_e s}}{1 + T_e s}$$

D'après les données on a comme valeurs :

$$\tau_e = 18 \text{ s} ; K_e = 6,25 ; T_e = 179,93 \text{ s}$$

La fonction de transfert est :

$$H_{\square}(s) = \frac{6.25e^{-18s}}{1 + 179.93s}$$

Donc pour la même grandeur réglée (le niveau), on note bien que l'on obtient une fonction de transfert réglante plus performante mais avec asservissement de la grandeur

réglante ou cascade sur la grandeur réglante qui est le débit du fluide procédé. En effet, le retard ou l'inertie passe de 39,47 s à 18s, la constante de temps ou la rapidité passe de 196,63s à 179,93s et le gain donc la précision passe de 5,5 à 6,25.

➤ Réglage

Pour calculer les paramètres PID du régulateur, on utilise la méthode du réglage dans le domaine fréquentiel (voir partie théorique) :

$$H(s) = \frac{K_e e^{-\tau_e s}}{1 + T_e s} \quad \text{avec } \tau_e = 18.s ; K_e = 6,25 ; T_e = 179,93 \text{ s}$$

$$\frac{T}{\tau} = 9,996 \Rightarrow PI$$

On prend un PI parallèle $\Rightarrow K_{R2} = \frac{0.78.T_e}{K_e.\tau_e} = 1,255$
 et $T_{i2} = \frac{K_e.\tau_e}{0.78} = 144,23\text{s}$ ou $I = 0,007$

2.5/ Etude de la régulation en cascade de niveau :

Afin de montrer les avantages de la régulation en cascade par rapport à la régulation simple, on procèdera à une étude comparative en simulation et expérimentale.

2.5.1. Comparaison par simulation des deux régulations de niveau en cascade et sans cascade :

On réalise sous CE2000 le circuit de la figure 2.31 nécessaire à l'étude en simulation de l'asservissement avec et sans cascade de niveau.

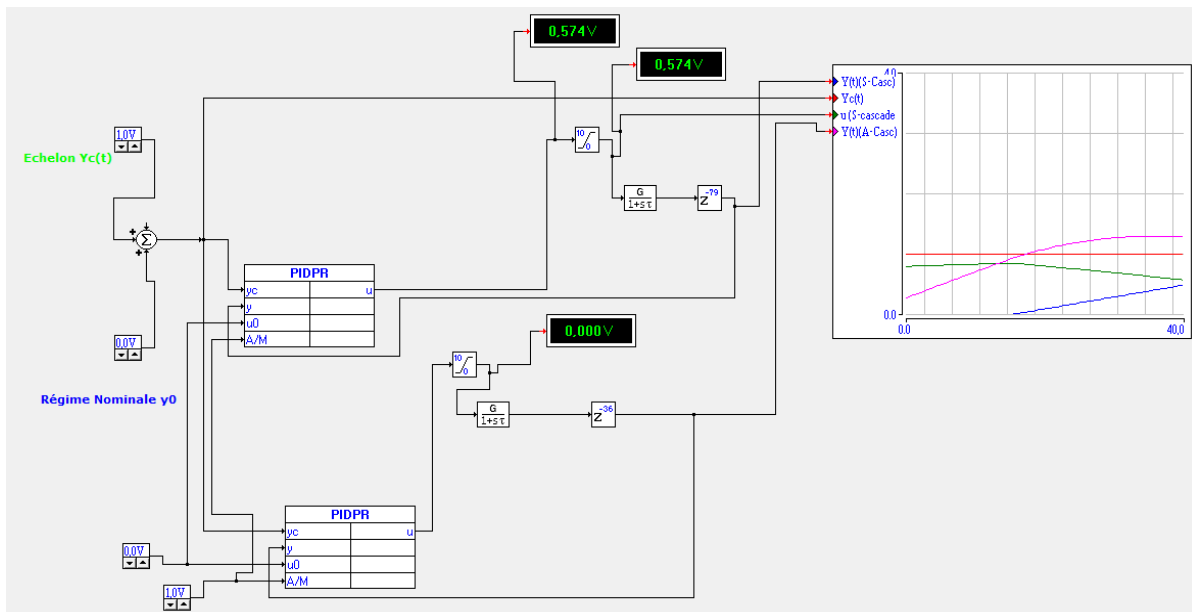


Figure 2.31 : Fichier de circuit, du logiciel CE2000, nécessaire à la simulation de l'asservissement avec et sans cascade de niveau.

On introduit les paramètres des régulateurs précédemment calculés pour les boucles simples, esclave et maitresse. Puis on effectue une simulation de la réponse de niveau suite à un échelon de consigne de 1V (soit à peu près 20 mm). On obtient les résultats de la figure 2.32.

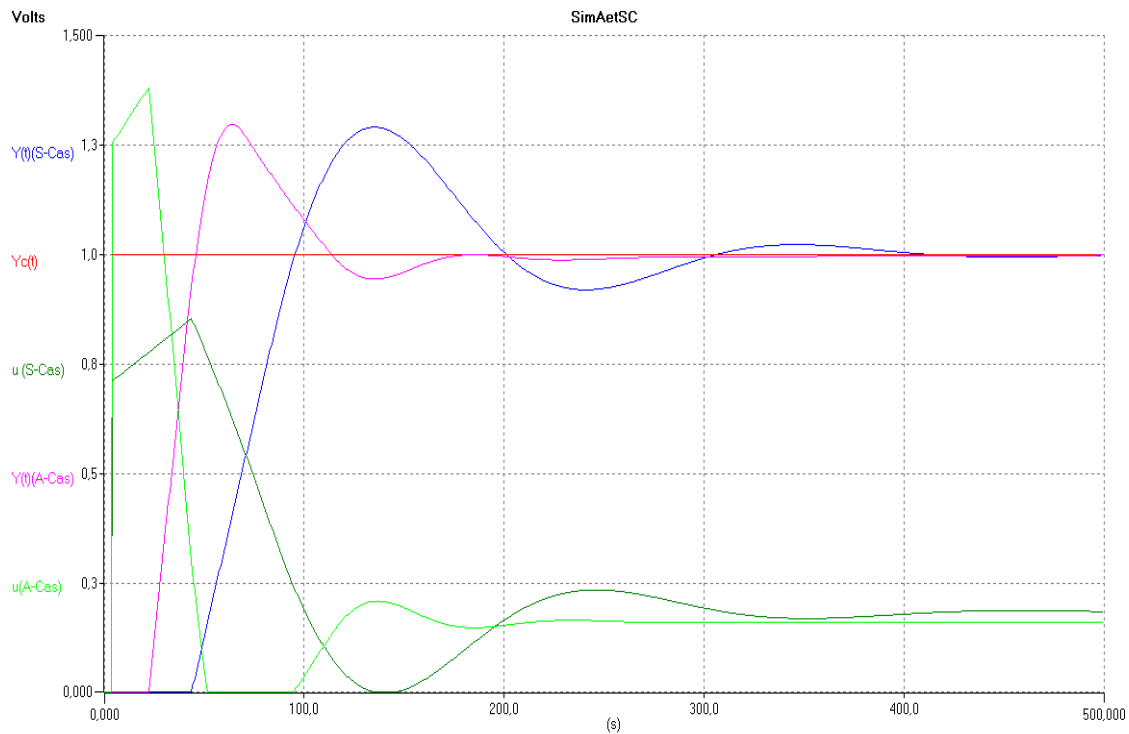


Figure 2.32 : Réponse simulée avec et sans cascade de niveau.

On voit clairement que le temps de réponse ou de stabilité de la boucle sans cascade (400 s) est plus que le double de celui de la cascade (< 200 s). Ce qui montre l'amélioration nette obtenue des performances quand on ajoute ou on réalise une régulation en cascade.

2.5.2. Mise au point et étude expérimentale de la régulation en cascade de niveau :

Les câblages nécessaires à l'étude expérimentale de l'asservissement et la régulation en cascade de niveau sont présentées sur les figures 2.24 et 2.33.

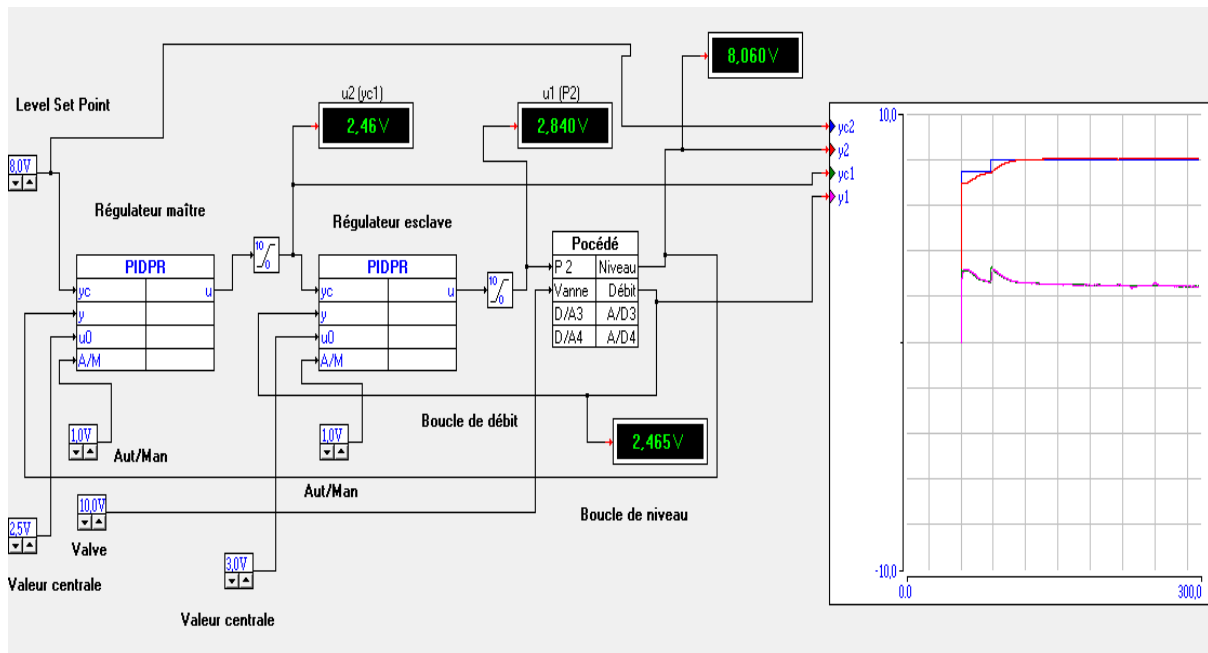


Figure 2.33: Fichier de circuit, du logiciel CE2000, nécessaire à la réalisation en temps réel de l'asservissement et la régulation en cascade de niveau

Avant de commencer l'étude expérimentale, on doit d'abord mettre au point la boucle en cascade. Pour cela on effectue les étapes suivantes :

- On règle manuellement la consigne de la boucle esclave jusqu'à ce qu'on obtient le régime nominale $n \approx 108$ mm ou $y_2 = 8V$.
- On règle alors $y_{c2} = 8V$ ou 108 mm et on lance la deuxième boucle en automatique.
- On notera que le niveau reste bien à la consigne de 8V. La boucle est alors mise au point.

Une fois la boucle en cascade a été mise au point, pour le régime nominal $n \approx 108$ mm soit 8V, on réalise une évolution progressive de la consigne par pas de 0.5v ou 5mm ($y_{c2} = 8V, 8.5V, 8V, 7.5, 7V$). On obtient alors les résultats de la figure 2.32. Sur cette figure, on constate que la boucle esclave répond fiablement et d'une manière très rapide aux ordres de la boucle maîtresse. En effet, la grandeur réglante suit bien la consigne qui lui a été imposée par la boucle esclave.

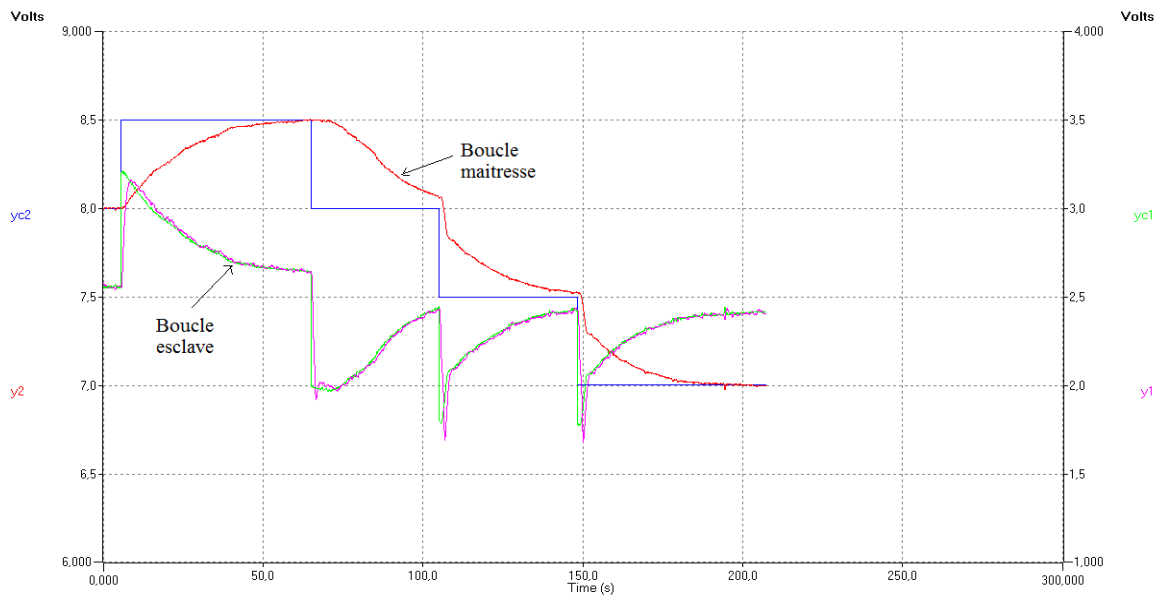


Figure 2.34 : Etude expérimentale de l'asservissement en cascade de niveau

D'autre part et pour un même réglage dans le domaine fréquentiel, on note et d'une manière expérimentale la rapidité de l'asservissement en cascade par rapport à celle sans cascade, en comparant les constantes de temps correspondantes qui sont $T = 18,15 \text{ s}$ et $T = 44,74 \text{ s}$ (Figures 2.35 et 2.36).

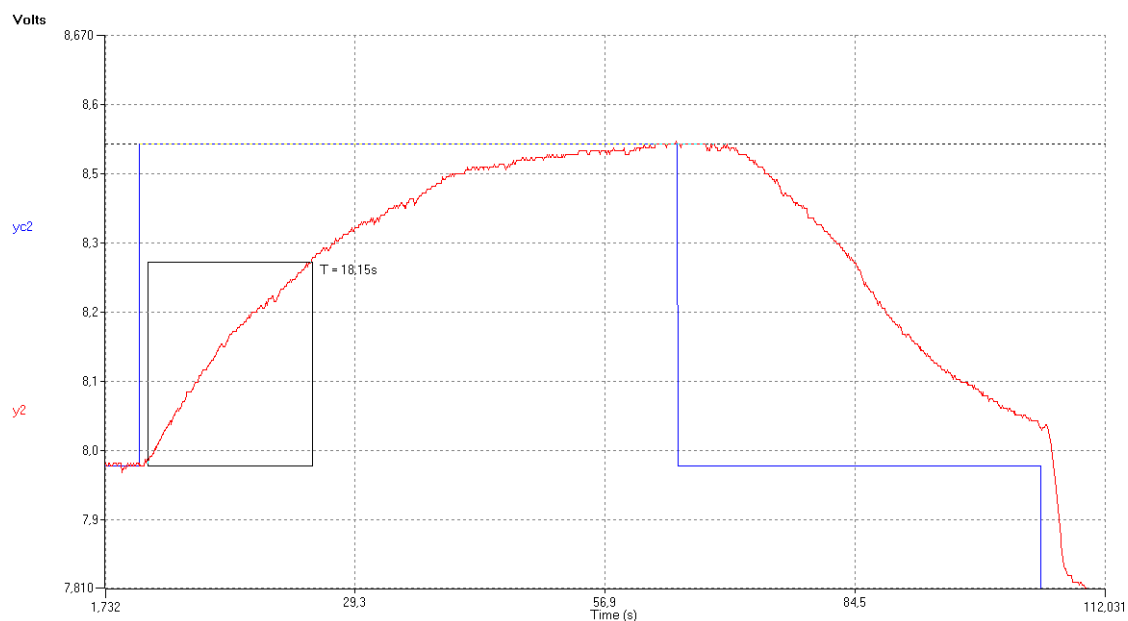


Figure 2.35: Asservissement en cascade de niveau, mesure de la constante de temps.

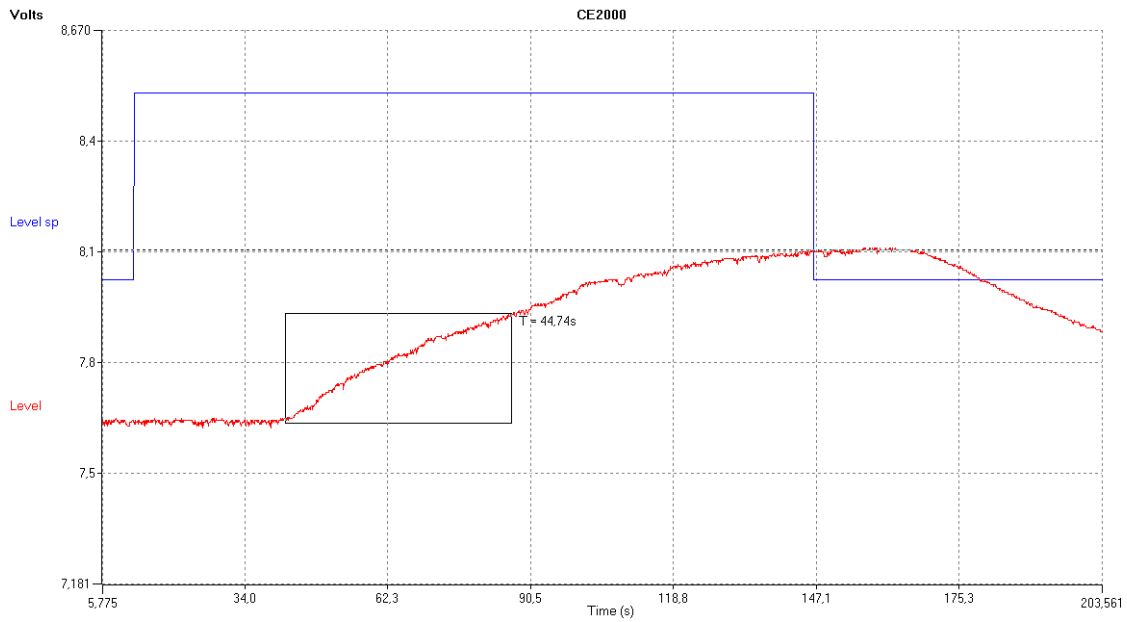


Figure 2.36 : Asservissement simple de niveau (sans cascade), mesure de la constante de temps.

Pour le même point de fonctionnement, on crée deux perturbations : fermeture puis ouverture manuelle de la vanne automatique de 4% et on obtient l'évolution de la figure 2.37.

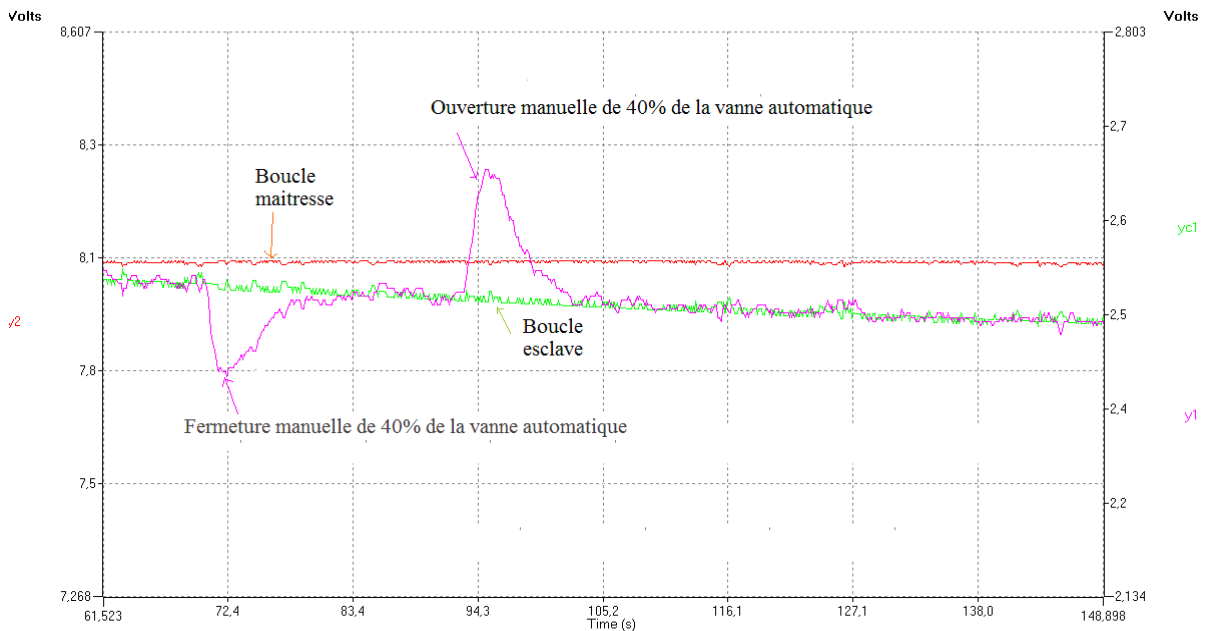


Figure 2.37: Etude expérimentale la régulation en cascade

Comme la perturbation crée touche directement la grandeur réglante et la boucle esclave est très rapide, on voit qu'elle est rapidement atténuée par cette boucle et n'influe presque pas la grandeur réglée ou niveau liquide dans la cuve.

En fin on effectue un asservissement avec un gain du régulateur $K_{R1} = 3,5$ puis un autre avec un gain $K_{R1} = 1$. On obtient alors les évolutions de la figure 2.38.

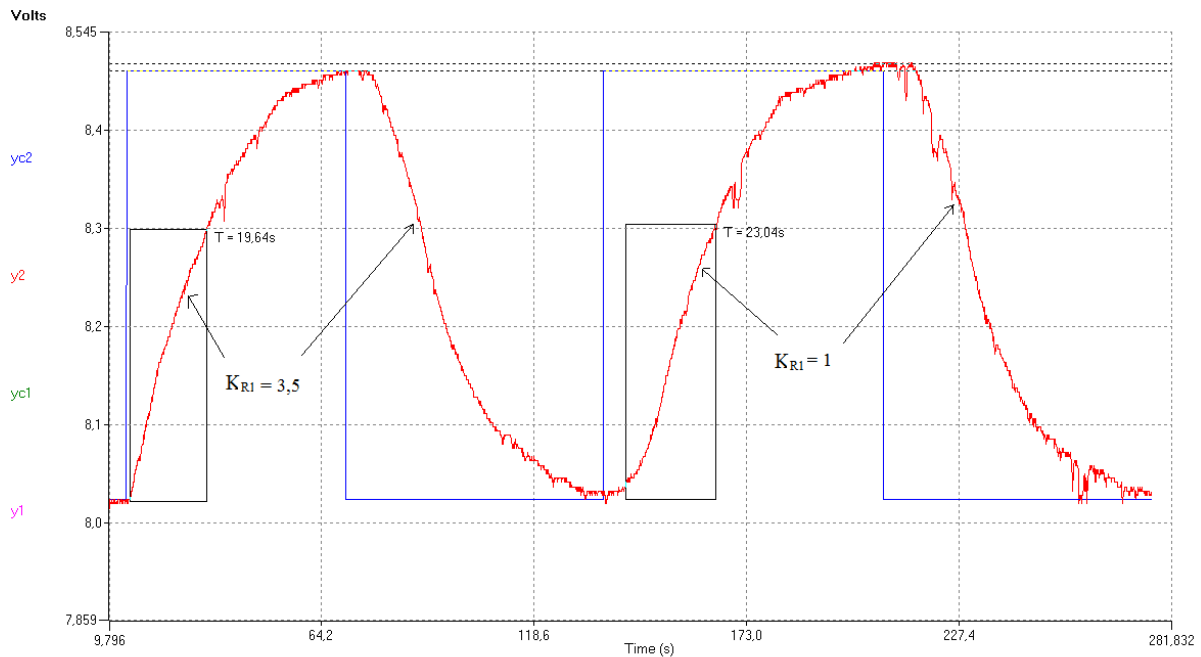


Figure 2.38 : Influence du gain du régulateur esclave sur la régulation de niveau, mesure de la constante de temps

On constate clairement, que si on diminue le gain du régulateur esclave et donc on ralentit ce régulateur, ceci affectera les performances de la régulation en cascade notamment la rapidité (T passe de 19.6 à 23s). D'où l'intérêt d'avoir une boucle esclave la plus rapide possible.

2.5.3. Conclusion

L'étude d'une régulation en cascade du niveau d'eau dans une cuve agitée nous a permis de retenir que l'on obtient une boucle de régulation plus performante que la boucle simple. En effet, elle augmente la rapidité du procédé en réduisant son retard ou inertie ainsi que sa constante de temps et elle augmente sa précision en augmentant le gain de la boucle fermée. Ces résultats ont été prouvés théoriquement et expérimentalement.

Pour atteindre ces performances, la boucle esclave doit être stable et la plus rapide possible. Dans ce cas et comme la cascade est sur la grandeur réglante, nous avons constaté que toute perturbation agissant directement sur la grandeur réglante est fortement atténuée avant qu'elle agisse sur la grandeur réglée.

Par ailleurs on constate clairement, que si on diminue le gain du régulateur esclave et donc on ralentit ce régulateur, ceci affectera les performances de la régulation en cascade notamment la rapidité. D'où l'intérêt d'avoir une boucle esclave la plus rapide possible.

CONCLUSION GÉNÉRALE

Le travail de fin d'étude qui nous a été proposé est la mise au point d'une boucle de régulation-asservissement en cascade de niveau d'eau dans une cuve parfaitement agitée. Ce type de contrôle s'impose généralement pour les procédés à dynamique très inerte où la boucle simple ou le PID classique a atteint sa limite. Ce contrôle utilise deux régulateurs : régulateur maître et régulateur esclave et on distingue deux types de contrôle en cascade : cascade sur grandeur intermédiaire et cascade sur grandeur réglante objet du présent travail.

Dans cette régulation, la grandeur réglée est le niveau et la grandeur réglante est le débit du fluide procédé sur le quel on agit moyennant la vitesse d'une pompe hydraulique.

Au début nous avons déterminé expérimentalement la fonction de transfert réglante de la boucle esclave : boucle de régulation du débit du fluide procédé dont la consigne est la grandeur réglante de la boucle esclave. Ensuite nous avons procédé à un réglage idéal de cette boucle. C'est-à-dire, le régulateur PID a été déterminé de manière à obtenir une réponse en boucle fermée du premier ordre le plus rapidement possible, tout en tenant compte des sollicitations de l'actionneur : non saturation de la commande.

Nous avons ensuite effectué une étude expérimentale en asservissement et en régulation de la boucle en question et des résultats obtenus on retient que :

- La fonction de transfert réglante correspondante est stable et rapide d'une constante de temps $T \approx 2.76$ s.
- Le réglage idéal PID réalisé a permis d'obtenir une fonction de transfert réglante en BF du premier ordre plus rapide soit avec une nouvelle constante de temps de $T \approx 0,78$ s.
- Ce même réglage a été validé expérimentalement.

Après, nous avons procédé à l'identification expérimentale de la fonction de transfert réglante de la boucle maitresse: identification de la fonction de transfert réglante de niveau avec asservissement en boucle fermée de la grandeur réglante ou débit du fluide procédé. On constate que la fonction de transfert réglante de niveau obtenue est plus performante que la fonction de transfert de la même variable mais sans cascade. En effet, la rapidité a été nettement améliorée en réduisant le retard ou inertie et la constante de temps. Aussi le gain de cette fonction de transfert a été augmenté ce qui donnera plus de sensibilité de la grandeur réglée vis-à-vis de la grandeur réglante ce qui apportera sans doute plus de précision à la grandeur réglée qui est le niveau. Résultats que nous avons validés théoriquement et expérimentalement.

Un point délicat dans ce travail que nous avons bien appris et que nous n'oublierons jamais, c'est comment réussir à mettre au point en pratique une boucle de régulation/asservissement en cascade ? En effet pour se faire, on choisit d'abord un point de fonctionnement de la boucle esclave. C'est-à-dire dans notre cas un débit du fluide procédé. Ensuite, nous portons manuellement la grandeur réglée qui est le niveau à un point de fonctionnement nominal désiré par action sur la consigne de la boucle esclave. Une fois ce point est atteint on fait passer la deuxième boucle ou boucle maitresse en automatique.

L'étude expérimentale de la régulation en cascade ,sur grandeur réglante, du niveau nous a permis aussi de retenir que toute perturbation agissant directement sur la grandeur réglante est fortement atténuée avant qu'elle agisse sur la grandeur réglée.

Par ailleurs on constate clairement, que si on diminue le gain du régulateur esclave et donc on ralentit ce régulateur, ceci affectera les performances de la régulation en cascade notamment la rapidité. D'où l'intérêt d'avoir une boucle esclave la plus rapide possible.

Références

[1] : M. RABI ; Cours de la régulation industrielle, 2010-2011,
ESTF. <http://www.est-usmba.ac.ma/Rabi>

[2]: Carlos A.S. and Armando B.C., 1997. Principles and practice of automatic process control. Jhon Wiley & Sons.

[3]: George S., 1984. Chemical process control. Prentice-Hall International Editions.