

Mémoire de projet de fin d'étude

Préparé par :

**EL GHALI Hamza & IBNOULAFKIH Abdelghani**

Pour l'obtention de diplôme

*Master Science et Technique*

*Electronique, signaux et systèmes Automatisés*

*(E.S.S.A)*

*Intitulé*

**Optimisation de la régulation du  
niveau d'un ballon chaudière par la  
commande avancée**

*Encadré par :*

Pr. : EL MOUSSAOUI Hassan : FST Fès

Mme : SADIR Sara : PAKMAROC

Soutenu le **14 JUIN 2017**, devant le jury composé de :

Mr. EL MOUSSAOUI Hassan

Encadrant

Mme. SADIR Sara

Encadrant

Pr. EL ABDI Farid

Examineur

Pr. ER-RAHIMI Fatima

Examineur

# Remerciements

*« Plus ,ça rate, plus on a de chances que ,ça marche »· Cette devise s'applique parfaitement à ce travail, à la rigueur qu'il faut pour pouvoir apporter sa contribution à l'extérieur· C'est grâce à cette qualité qu'il a été possible de rédiger ce projet de fin d'étude·*

*Ce travail ne serait pas celui présenté dans ce projet de fin d'étude sans la contribution de nombreuses personnes que Nous tenons à remercier·*

*Nous tenons à remercier tout d'abord la direction des ressources humaines de nous avoir accueillis au sein de l'OCP pour effectuer notre stage de fin d'étude·*

*Nous tenons à exprimer toute notre reconnaissance à **Mr· BENMAHMOUD** et **Mr· BENQADOUR** pour avoir dirigé notre travail et nous encadrer durant toute la période du stage malgré leurs empêchements· Deux encadrants rigoureux, attentifs· Nous les remercierons pour leur présence, leur soutien et leur disponibilité·*

*Notre gratitude va aussi à **Mme· SADIR Sara**, chef de service, pour nous avoir confié ce projet· Nous tenons à lui exprimer notre profonde reconnaissance pour ses conseils, son aide précieuse, sa qualité d'encadrement et l'intérêt qui a apporté au projet·*

*Nous remercierons également **Mr· BENJAOUAD** qui a contribué de façon varié ce travail· Nous le remercierons pour sa disponibilité, sa présence, son aide et ses explications pertinentes durant tout notre séjour à l'OCP·*

*Nous remercierons notre professeur **Mr· EL MOUSSAOUI** qui a été indispensable à l'élaboration de ce projet· Nous le remercierons pour son soutien et son aide·*

## Liste des tableaux et figures :

Tableau I.1 Généralités sur le groupe OCP .....	3
Figure I-1.1 Organigramme de PMP .....	6
Figure I-1.2 Production de l'acide sulfurique .....	7
Figure I-1.3 Schéma de l'unité de broyage .....	8
Figure I-1.4 Schéma de la cuve d'attaque et du filtre .....	9
Figure I-1.5 Schéma d'un échelon de concentration .....	9
Figure I-1.6 Architecture générale du réseau électrique du PMP .....	11
Figure I-1.7 Principe de la production de l'énergie électrique par le turbo-alternateur .....	11
Figure I-1.8 Diagramme-bloc de production .....	12
Figure I-2.1 Schéma principale de fonctionnement .....	14
Figure I-2.2 Ballon chaudière de récupération .....	15
Figure I-2.3 Ballon de chaudière .....	17
Figure I-2.4 Architecture du système DCS .....	20
Figure I-2.5 Module d'alimentation PS 407 10A .....	25
Figure I-2.6 Deux CPU redondantes du S7 400H .....	26
Figure I-2.7 Station de périphérie décentralisée ET200M .....	27
Figure I-2.8 Module d'E/S .....	27
Figure I-2.9 Réseau de communication DCS .....	29
Tableau I.2 Différences entre l'automate programmable et le système numérique de contrôle commande .....	31
Figure II-1.1 Schéma combustion du soufre .....	35
Figure II-1.2 Schéma bloc de la boucle de régulation .....	36
Figure II-1.3 Chaîne de régulation en cascade .....	37
Figure II-2.1 Insertion de l'automate .....	40
Figure II-2.2 Insertion d'un nouveau diagramme CFC .....	43
Figure II-2.3 Diagramme capteur de niveau .....	44
Figure II-2.4 Diagramme régulateur du niveau .....	44
Figure II-2.5 Diagramme bloc de calcul .....	45

Figure II-2.6 Diagramme regulateur de debit.....	45
Figure II-2.7 Diagramme commande de la vanne .....	46
Figure II-2.8 Méthode d'insertion d'un poste de supervision.....	47
Figure II-2.9 Configuration matérielle du poste de supervision.....	48
Figure II-2.10 Méthode de l'insertion d'une liaison entre l'automate et le poste de supervision .....	48
Figure II-2.11 Vue du ballon .....	49
Figure III - 2. 1 Aperçu de l'historique des E/S du Ballon chaudière .....	56
.....	57
Figure III - 2.2 Aperçu de la variation du débit en T/h et du niveau de sortie en %.....	57
Figure III - 2. 3 Aperçu du System Identification toolbox .....	58
Figure III - 2. 4 Importation des données .....	59
Figure III - 2. 5 Choix de la structure du modèle .....	59
Figure III - 2. 6 Choix de l'ordre optimal .....	60
Figure III - 2. 7 Comparaison de la réponse du modèle obtenu et la réponse réelle.....	60
.....	61
Figure III - 2.8 Aperçu de la variation du débit en T/h et du niveau de sortie en %.....	61
Figure III - 2. 9 Comparaison de la réponse du modèle obtenu et la réponse réelle.....	62
Figure III - 2. 10 Comparaison de la réponse du nouveau modèle obtenu et la réponse réelle.....	62
Figure IV - 1. 1 Schéma de commande en boucle fermée.....	66
Figure IV - 1. 2 Schéma bloc d'un estimateur.....	68
Figure IV – 1. 3 Schéma de commande LQG .....	71
Figure IV - 1. 4 Schéma de commande par retour d'état .....	74
Figure IV – 1. 5 Le niveau de sortie après application du retour d'état.....	74
Figure IV – 1.6 Aperçu de la variation de la commande d'eau alimentaire .....	75
Figure IV - 1. 7 Schéma de commande par de KALMAN .....	76
Figure IV – 1.8 Aperçu de la variation de la commande d'eau alimentaire .....	77
Figure IV – 1.9. Le niveau de sortie en % par application d'un retour d'état avec estimateur.....	77
Figure III-2.1 Ensemble en logique classique et logique floue .....	80
Figure III-2.2 Structure classique du régulateur flou.....	81
Figure III-2.3 Ensembles flous.....	81
Figure III-2.4 Différentes fonctions appartenance possibles .....	82
Figure III-2.5 Raisonnement flou .....	84
Figure III-2.6 Modus généralisé .....	85
Figure III-2.7 Déffuzzification.....	89

Figure III-2.8 Toolbox fuzzy logic de Matlab.....	93
Figure III-2.9 Schéma du système en boucle ouverte .....	94
Figure III-2.10 Simulation de la boucle ouverte .....	95
Figure III-2.11 Schéma avec PID .....	96
Figure III-2.12 Simulation du schéma avec PID .....	97
Figure III-2.13. Éditeur de FIS .....	99
Figure III-2.13 Fonction d'appartenance d'entrée .....	100
Figure III-2.14 Fonction d'appartenance de sortie.....	101
Figure III-2.15 Editeur des règles.....	102
Figure III-2.16 Schéma de la boucle fermée avec contrôleur flou .....	102
Figure III-2.17 Simulation schéma de la boucle fermée avec contrôleur flou .....	103
Figure III-2.18 Schéma de comparaison .....	104

## Table des matières :

Introduction.....	1
PARTIE I :.....	2
CHAPITRE 1 : Organisme d'accueil .....	3
I.    Aperçu sur le groupe OCP .....	3
1.    Introduction.....	3
2.    Généralités .....	3
3.    Les activités du groupe OCP .....	4
4.    Filiales et partenariats .....	4
II.   Présentation de PMP.....	6
1.    Introduction.....	6
2.    Organigramme de PMP .....	6
3.    Description des procédés de fabrication.....	7
CHAPITRE 2 : DESCRIPTION DU PROCEDE ET DU SYSTEME.....	13
I.    Présentation détaillé du système chaudière – ballon à vapeur .....	13
1.    But : .....	13
2.    Fonction :.....	13
3.    Description : .....	13
4.    Operations :.....	15
II.   Description du système de contrôle distribué DCS.....	18
1.    Etude des Système de contrôle distribué (DCS).....	19
2.    Système de contrôle distribué de l'atelier SAP : .....	24
Chapitre 3 : Cahier de charge du projet de fin d'étude.....	32
I.    Cahier de charge.....	32
II.   Performances souhaités au niveau de la régulation .....	33
III.  Les critères d'optimisation .....	33
PARTIE II.....	34
Chapitre 1 : Etude de la régulation de base .....	35

I.	Interprétation :	35
II.	Objectif :	35
III.	Chaîne de régulation :	37
Chapitre 2 :	la mise en œuvre de la solution technique	39
I.	Étapes de création et de configuration du projet	39
1.	Création du projet :	39
2.	Choix de l'automate :	40
3.	Configuration matériel :	41
II.	Programmation de boucle de régulation	43
1.	Le diagramme du capteur de niveau :	44
2.	Le diagramme du régulateur de niveau LIC205 :	44
3.	Le bloc de calcul :	45
4.	Régulateur de débit :	45
5.	Le diagramme de la commande de la vanne :	46
III.	Supervision du système ballon de chaudière :	46
1.	WinCC	47
2.	Configuration du poste ingénieur	47
PARTIE III		50
Chapitre 1 :	méthode d'identification	51
I.	Introduction	51
II.	Méthode des sous espaces	52
1.	Problème de départ	52
2.	Identification déterministe par la méthode des sous espaces :	53
III.	Choix des entrées d'excitation	55
Chapitre 2 :	Etablissement d'un modèle E/S du système	56
PARTIE IV		64
CHAPITRE I :	Commande Optimale	65
I.	La théorie de commande optimale	65
1.	Principes de la commande optimale :	66
2.	Choix des pondérations :	67
3.	Théorie de l'estimation d'état	67
4.	Synthèse d'un estimateur d'état	68
5.	Commande Linéaire Quadratique Gaussienne (LQG)	70
II.	Synthèse du régulateur	72

1. Présentation du système à réguler : .....	72
2. Commande par retour d'état .....	73
3. Commande par retour d'état avec estimateur : .....	75
Chapitre 2 : Optimisation et commande avancée par la logique floue.....	78
I. DEFINITION DE LA LOGIQUE FLOUE .....	78
1. Introduction : .....	78
2. Historique : .....	78
II. REGULATUER FLOU.....	80
III. LOGIQUE FLOUE sur Matlab .....	93



# Introduction

Pour faire face à la concurrence internationale, les industries doivent exploiter tous les potentiels d'optimisation sur le cycle de vie complet d'une machine ou d'une installation.

En effet, la maîtrise des systèmes de contrôle commande permet aux entreprises d'améliorer la qualité des produits et d'augmenter la productivité. Ainsi, l'ouverture sur les nouvelles technologies en matière de supervision et contrôle commande s'avère le critère de réussite décisif pour l'industrie.

C'est dans ce cadre l'unité Pakistan Maroc Phosphore met en œuvre au sein de ses ateliers des technologies de supervision et de commande, et notamment pour les systèmes critiques qui nécessite un expertise et une vérification permanente.

Parmi les systèmes confus, on trouve la chaudière génératrice vapeur, en conséquence, notre projet ne traitera pas seulement la configuration de la régulation du niveau d'eau d'alimentation de cet organe mais également l'optimisation de l'énergie et de consommation.

Dans le présent rapport, nous définirons d'abord le contexte général du projet. Nous expliciterons ensuite le procédé étudié et son emplacement au sein de l'unité Pakistan Maroc phosphore. Nous enchaînerons par l'étude de la régulation de base en définissant la boucle qui assure la régulation du niveau par des contrôleurs PID.

Dans le souci de diminuer la consommation d'énergie, nous établirons une étude d'optimisation du contrôle du niveau du ballon chaudière qui reposera essentiellement sur l'application de deux techniques de la commande avancée. L'approche suivie consiste à commencer par une identification expérimentale du système ballon chaudière. Cependant, pour des raisons de sécurité et à cause de l'impact que peut avoir cette manipulation sur la qualité des produits, nous ne pouvons pas accéder au système. Nous n'allons donc utiliser que l'historique des entrées-sorties du système.

Enfin, nous exposerons les deux commandes utilisées. Nous commencerons par l'application de la commande optimale pour ensuite envisager l'utilisation d'une commande par la logique floue.

# PARTIE I :

## *Cadrage du sujet de fin d'étude*

*Dans cette partie préliminaire, nous allons présenter une description générale du contexte du sujet de fin d'études.*

*Nous commencerons par la présentation de l'organisme d'accueil du groupe OCP et la société Pakistan Maroc Phosphore pour décrire ensuite le projet et l'unité concernée à savoir l'unité de production d'acide sulfurique et ses différentes sections. Le procédé sera exposé à travers une étude succincte du ballon chaudière génératrice du vapeur.*

*Après nous allons introduire le système de contrôle distribué DCS sur lequel se base la régulation étudié.*

*Vers la fin du chapitre on va détailler notre travail demandé avec une description du cahier de charge.*

# CHAPITRE 1 : Organisme d'accueil

---

## I. Aperçu sur le groupe OCP

### 1. Introduction

L'exploitation des phosphates marocains est confiée, dans le cadre d'un monopole d'État, dès 1920 à l'Office Chérifien des Phosphates, devenu Groupe OCP en 1975 et Société Anonyme le 22 janvier 2008. L'activité d'extraction et de traitement a démarré à BOUJNIBA, dans la région de Khouribga le 1er mars 1921. En 1965, avec la mise en service de Maroc Chimie à Safi, le Groupe devient également exportateur de produits dérivés. En 1998, il franchit une nouvelle étape en lançant la fabrication et l'exportation d'acide phosphorique purifié.

### 2. Généralités

Voilà le tableau suivant décrit la généralité d'OCP :

Dénomination sociale	Groupe Office Chérifien des phosphates
Siège sociale	Angle route d'El Jadida, Boulevard de la grande Ceinture Casablanca
Forme juridique	Société anonyme
Date de création	7 août 1920
Directeur général	M. Mustafa TERRAB
Effectif du personnel	23.000
Chiffre d'affaire	48,9 milliards de dirhams (2014)
Bénéfice net	7,7 milliards de dirhams (2014)
Activité du groupe	Extraction, traitement, transformation, Commercialisations du phosphate et ses dérivés.
Statut juridique	Organisation d'état relevant du droit.
Contrôle	Exercé par le conseil d'administration présidé par le 1er Ministre.
Centres d'extractions	Quatre centres miniers à Khouribga, Ben Guérir, Youssoufia et Boucrâa-Laayoune.
Centres de transformation	Deux centres à Jorf Lasfar et à Safi.

Tableau I.1 Généralités sur le groupe OCP

### 3. Les activités du groupe OCP

D'une façon globale les tâches remplies par l'OCP se situent comme suit :

- **Extraction** : C'est une opération qui se fait en souterrain. Elle consiste à enlever le phosphate à la profondeur de la terre et s'exécute en quatre phases : forage, sautage, décapage, ainsi que le défruite.
- **Traitement** : C'est une opération qui se fait après l'extraction et qui consiste à enrichir le phosphate en améliorant sa teneur.
- **Transport** : Une fois le phosphate extrait traité il est transporté vers les ports de Casablanca, Safi, EL JADIDA destination des différents pays (clients).
- **Vente** : Le phosphate est vendu soit brut soit après transformation aux industries chimiques (engrais, acide phosphorique).

### 4. Filiales et partenariats

Le groupe a su se doter d'une démarche de gestion décentralisée, caractérisée par la répartition des différentes tâches entre les filiales et les directions compétentes.

Il détient à son actif un portefeuille regroupant plusieurs sociétés dont les activités s'attachent directement à l'exploitation du phosphate et à l'industrie. Ces sociétés sont les suivantes :

- **MAROC PHOSPHORE** : Créée en 1974, cette société constitue le pôle de l'industrie chimie du groupe O.C.P. Elle est chargée de la production de l'acide phosphorique. Sa gestion est attribuée à la direction de l'industrie chimique.
- **CERPHOS** : C'est le centre d'études et de recherches des phosphates minéraux. Il s'intéresse aux domaines des études, de recherches analytiques et d'analyses des produits dérivés (acide phosphorique, engrais). La participation du groupe OCP dans cette société est de 100%.
- **STAR** : Société de Transport et d'Affrètement Réunie a été acquise par le groupe en 1961 pour compléter son organisation commerciale par service maritime. Elle est spécialisée dans le domaine de l'affrètement des navires. La participation du groupe est de 100 %.

- **IPSE** : C'est l'institut de promotion socio-éducative. Il s'occupe des enfants du personnel du groupe.
- **MARPHOCEAN** : C'est une société de transport maritime des produits chimiques. Elle a été créée pour répondre aux besoins de transport maritime de l'acide phosphorique provenant des usines du groupe et de développement de la participation de l'armement dans le commerce extérieur. La participation du groupe est de 100 %.
- **PHOSBOUCRAA** : créée en 1962 entre le groupe OCP et le groupe espagnol TENO, cette société est chargée de l'exploitation des gisements phosphatiques de BOUCRAA situés dans les provinces sahariennes du Maroc. Le groupe OCP participe dans cette société de 65 %.
- **EMAPHOS (Euro Maroc Phosphore)** :(33, 33%).
- **IMACID (Indo Maroc Phosphore)**:(33, 33%).
- **FESA -Espagne** : avec une participation de 11.4%.
- **PMP (Pakistan Maroc Phosphore)**:50%.
- **BMP (Bungee Maroc Phosphore)**:50%.
- **COMANAV** : le groupe OCP participe de 14.99 % dans la compagnie marocaine de transport et de navigation.

Sous l'impulsion de la multiplicité des centres d'exploitation et des sites de production du territoire marocain, le groupe OCP est censé se plier devant l'exigence de se doter d'un système de gestion décentralisé, caractérisé par la division du travail entre les directions. Ainsi l'autorité et la responsabilité sont déléguées au niveau le plus proche de l'action. Les différentes directions sont gérées par une direction générale.

Le groupe OCP pourrait être ainsi, le premier exportateur des phosphates sur le marché international (30%), il est le premier en ce qui concerne les phosphates avec 33% du marché et le deuxième pour les engrais phosphatés avec 14% du marché.

## II. Présentation de PMP

### 1. Introduction

Le groupe OCP a constitué en 2004, en partenariat avec le groupe pakistanais FAUJI, la société PMP S.A de droit marocain, complexe moderne d'acide phosphorique pour diversifier ses alliances stratégiques et en vue le jour de sécuriser ses exportations. C'est ainsi qu'un nouveau complexe industriel a vu le jour à Jorf Lasfar avec un investissement de plus de 2 milliards de DH.

Ce complexe moderne, utilisant les meilleures technologies disponibles actuellement, a permis au groupe OCP d'accroître sa capacité de production d'acide phosphorique de 20% sur le site de Jorf Lasfar.

La production à PMP a démarré en avril 2008, son potentiel de production est de 375 000 de tonnes de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> par an.

### 2. Organigramme de PMP

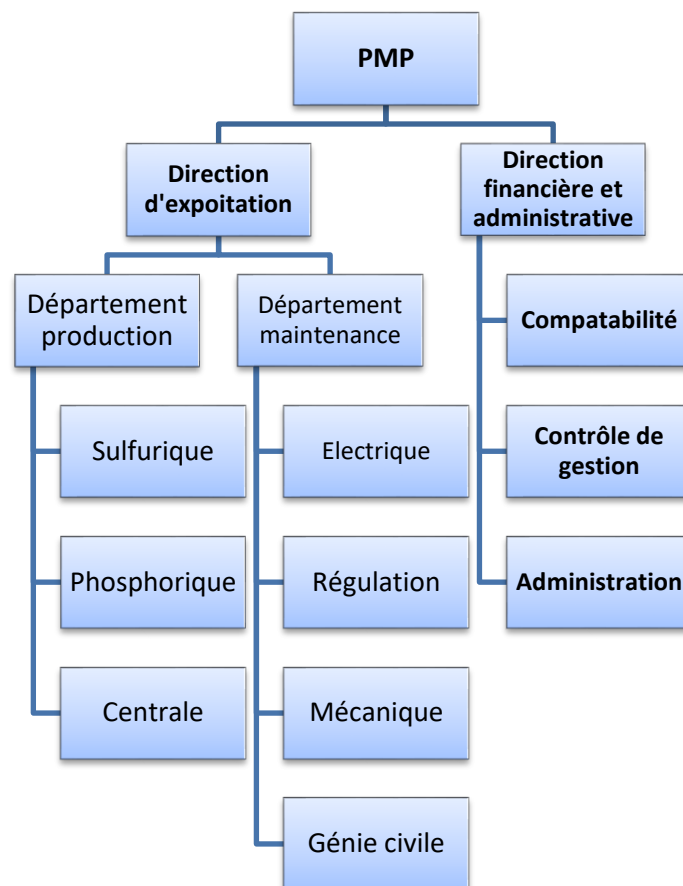


Figure I-1.1 Organigramme de PMP

### 3. Description des procédés de fabrication

PMP dispose de 3 principaux ateliers de production conduits par des SNCC :

- **Atelier sulfurique :**

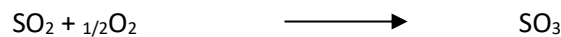
Une unité de production d'acide sulfurique de capacité 3410 TMH /J utilisant le procédé à double absorption, MONSANTO (USA).

L'acide sulfurique se fabrique en trois étapes :

- La combustion qui consiste à brûler du soufre dans un four pour former de l'anhydride Sulfureux (SO<sub>2</sub>).

$$S + O_2 \longrightarrow SO_2$$

- La conversion qui consiste à combiner l'anhydride sulfureux avec de l'oxygène dans un convertisseur pour produire de l'anhydride sulfurique (SO<sub>3</sub>).



- L'absorption consiste à combiner l'anhydride sulfurique à l'eau dans des tours d'absorption pour former une solution contenant 98 à 99 % d'acide sulfurique (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>).



Voilà les étapes qui suivent le soufre dans la figure suivante :

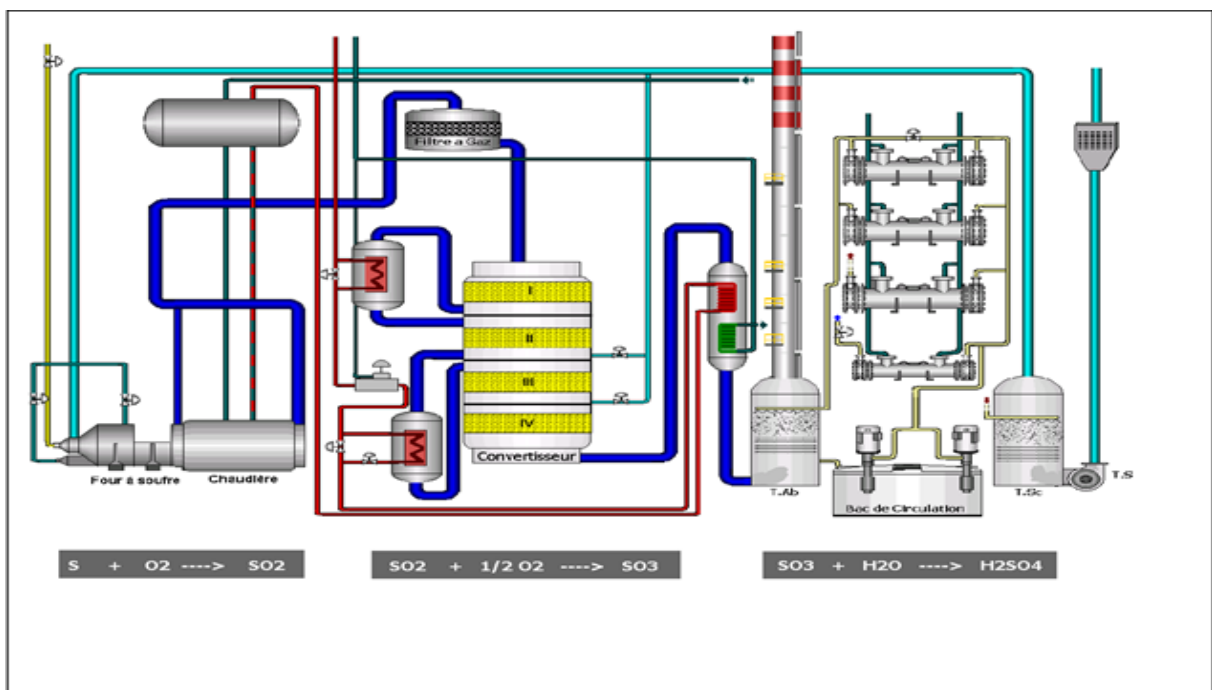


Figure I-1.2 Production de l'acide sulfurique

▪ **Atelier phosphorique :**

Une unité de production d'acide phosphorique de capacité 1135 T P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> d'acide phosphorique par jour. Le procédé utilisé est JACOBS.

L'atelier phosphorique destiné à la production de l'acide concentré à 54% en P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> comprend cinq sections principales :

- section de manutention et broyage du phosphate :

Le broyage du phosphate fait comme il est montré dans la figure suivante :

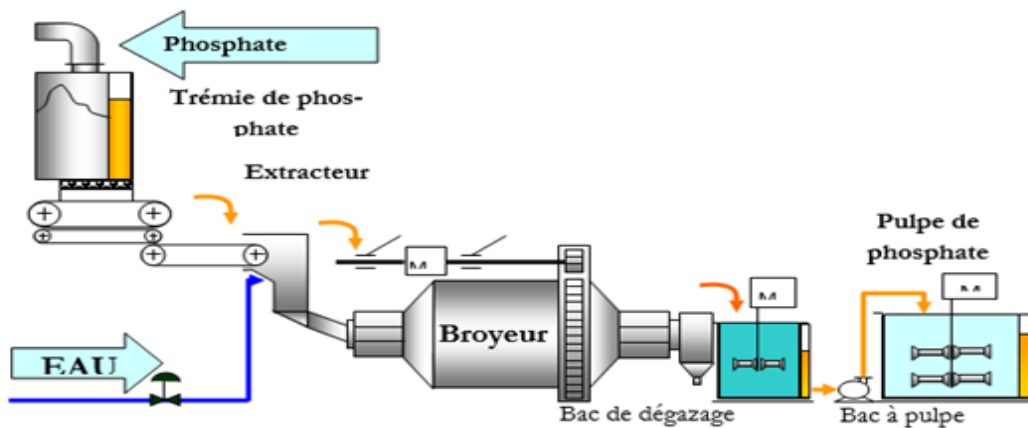


Figure I-1.3 Schéma de l'unité de broyage

Avant d'être broyés, les minerais du phosphate subissent un tamisage pour la séparation des particules de fines et grosses tailles. Le broyage sert à diminuer la taille des grains du phosphate pour favoriser la réaction d'attaque par l'acide sulfurique. L'alimentation en phosphate est faite par trois silos à l'aide des convoyeurs à bandes, tandis que le phosphate tamisé est stocké dans des silos tampons.

Dans le récent temps, la pulpe du phosphate est acheminée à l'atelier phosphorique via des tubes, et l'unité de broyage est utilisé dans les cas où il y a des problèmes dans le circuit de la pulpe.

- section d'attaque et filtration :

L'opération d'attaque du phosphate se déroule dans une cuve agitée en ajoutant de l'acide sulfurique H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> et l'acide phosphorique (moyen) recyclé. La cuve d'attaque est équipée par deux disperseurs refroidisseurs de la bouillie et d'un ventilateur d'assainissement pour l'aspiration des gaz résultants.

L'opération de filtration consiste à séparer l'acide phosphorique du gypse dans un filtre



Sous vide.

Au cours de cette filtration, il y a formation de trois qualités d'acide :

- ✓ Acide fort : destiné au stockage (28%) ou à la concentration (54%).
- ✓ Acide moyen : envoyé vers la cuve d'attaque.
- ✓ Acide faible : servant au lavage du gâteau.

À la fin le gypse est lavé par l'eau filtrée chaude à 60°C, ensuite il est évacué vers la mer et le filtre est relavé pour reprendre un nouveau cycle. La figure suivante décrit l'attaque :

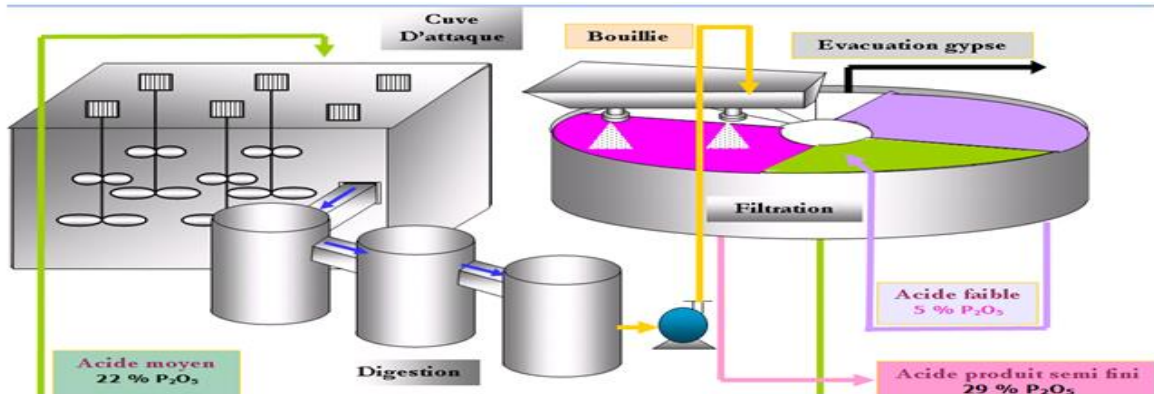


Figure I-1.4 Schéma de la cuve d'attaque et du filtre

La production de l'acide phosphorique 28% en  $P_2O_5$  dans l'unité d'attaque filtration n'est pas parfaitement liquide, il contient un peu de solide 1% et la température de l'acide produit est de 76°C, donc le but de cette unité est de refroidir, diminuer le taux de solide et stocker l'acide produit.

L'acide est obtenu par attaque directe du phosphate minérale par l'acide sulfurique.

- section concentration : la concentration se fait comme suite dans la figure :

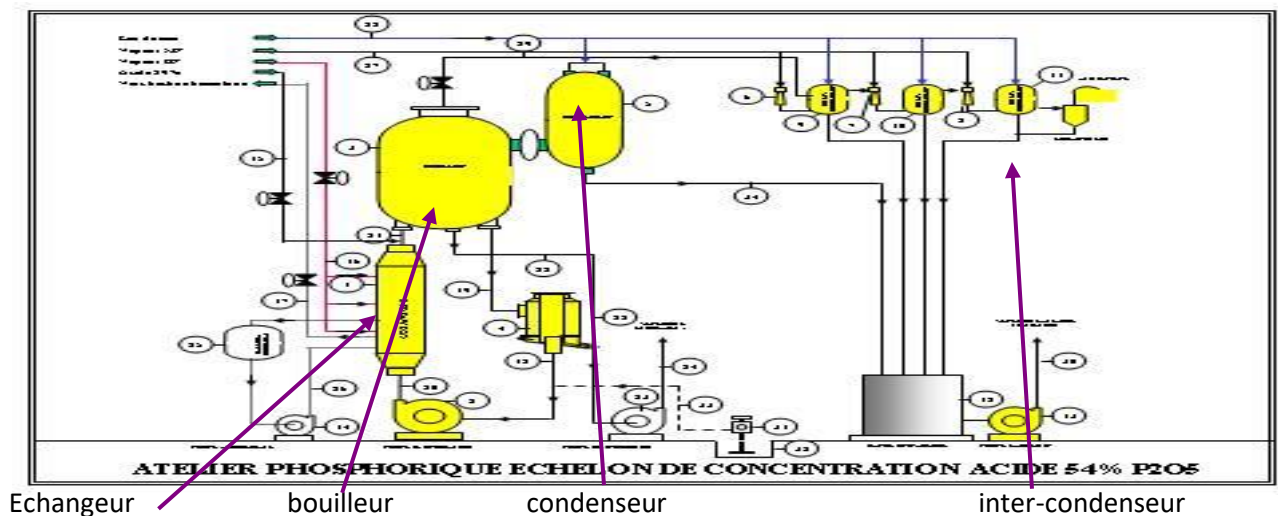


Figure I-1.5 Schéma d'un échelon de concentration

Ce procédé consiste à concentrer sous vide l'acide phosphorique de 28% en P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> à environ 54% en P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>. Cette opération s'effectue dans une boucle de circulation comprenant :

- ✓ Un filtre qui retient les débris que peut contenir l'acide phosphorique 28% P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>.
- ✓ Un échangeur utilisant la vapeur à 145°C et 3.5 bars pour vaporiser l'eau contenue dans l'acide.
- ✓ Un bouilleur sous vide pour séparer les gaz dégagés de l'acide concentré.
- ✓ Un condenseur où la vapeur d'eau est condensée.
- ✓ Une pompe de circulation.

- Atelier des utilités :

- Une centrale thermoélectrique (CTE) avec un groupe turbo-alternateur de 32 MW, permettant la production de l'énergie électrique moyennant la transformation de l'énergie thermique récupérée au niveau de l'atelier de production d'acide sulfurique. L'énergie électrique produite répond à tous les besoins en énergie de tous les consommateurs de PMP, avec un excédent envoyé vers le réseau ONE.

- Un réseau de conditionnement et de distribution de vapeur moyenne pression, basse pression, eau noria de refroidissement et condensats nécessaires pour le fonctionnement des ateliers de production.

Le réseau électrique du PMP assure la distribution de l'énergie électrique sur l'ensemble des unités de production constituant l'usine. Il comporte plusieurs sources d'alimentation permettant ainsi de garder l'état de la continuité de service au maximum :

- Une source principale en fonctionnement normale : le GTA.
- Une source principale en cas d'arrêt du GTA : le transformateur HT/MT de l'ONE.
- Une source de secours : Arrivée du Maroc Phosphore 3 et 4.
- Une source de secours pour le tableau 223EM15 : Groupe électrogène.

Il comporte aussi plusieurs et différents postes de transformation permettant de garantir une alimentation en toutes gammes de tension demandée par toutes sortes de récepteurs (force motrice, éclairage, prise de courants, appareils de protection et de mesure, accessoires...) :

La figure I-1.6 décrit l'architecture du réseaux :

- Poste HT/MT : - 01 poste 60KV/10KV.
- Poste MT/BT : - 11 postes 10KV/660V
- 04 postes 10KV/380V.

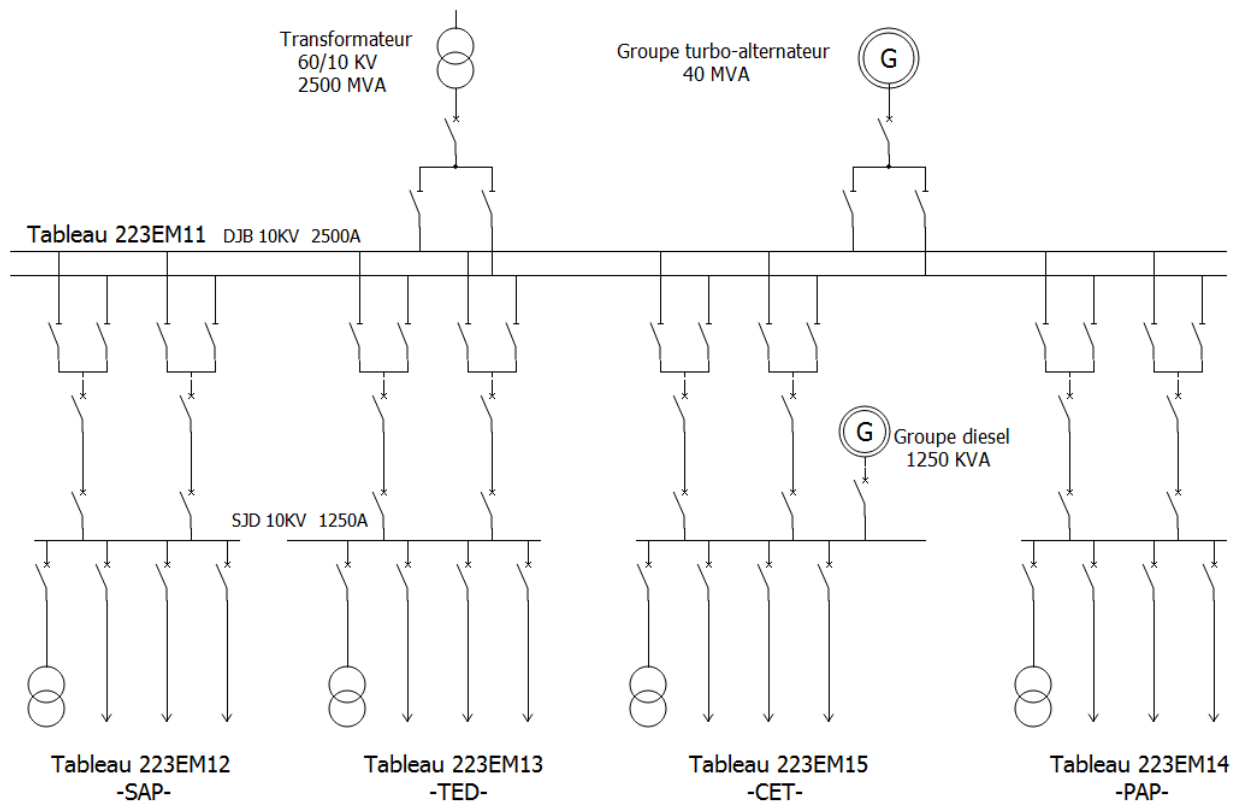


Figure I-1.6 Architecture générale du réseau électrique du PMP

#### ▪ Groupe turbo-alternateur

L'alimentation des différents ateliers de production en énergie électrique, est assurée par un groupe turbo-alternateur de 32MVA. La production de l'énergie électrique se fait selon le schéma suivant :

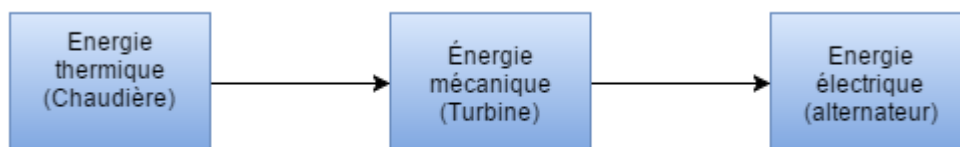


Figure I-1.7 Principe de la production de l'énergie électrique par le turbo-alternateur

L'énergie thermique est obtenue à l'aide des chaudières de récupération des unités de l'acide sulfurique. Au niveau de la Chaudière, l'énergie chimique contenu dans le combustible se transforme en énergie calorifique, la chaleur formée est cédée à l'eau par différents processus d'échange thermique (rayonnement, convection et conduction) au niveau de la turbine l'énergie calorifique est transformée en énergie mécanique qui provoque la rotation de l'alternateur pour produire de l'énergie électrique.

**Remarque :** L'énergie nécessaire à l'usine est 12MW, l'excédent de 20MW est envoyé au réseau national (ONE).

#### ▪ Liaison avec réseau public ONE

La liaison se fait à travers un transformateur 60/10KV, l'enroulement MT du transformateur alimente le tableau double jeu de barre 223EM11.

#### ▪ Groupe électrogène

Le groupe électrogène est constitué d'un moteur thermique, d'un alternateur, d'une armoire ou coffret de commande et d'accessoires. En tournant, le moteur entraîne avec lui l'alternateur permettant à celui-ci de débiter de l'énergie électrique. Le groupe électrogène est destiné à maintenir les équipements névralgiques du complexe en marche normal en cas de déclenchement complet des sources d'alimentations normales. Le groupe est à fonctionnement autonome, mis à part ses auxiliaires non indispensables au démarrage qui est alimentés depuis le tableau 380V.

Le groupe électrogène a comme puissance nominale 1075 KW et délivre une tension de 10KV qui alimente à travers un disjoncteur MT le tableau MT de l'atelier centrale (223EM 15).

- Un atelier de traitement des eaux (TED) composé de :

- Deux chaînes de traitement d'eau permettant la production de différentes qualités d'eau : eau filtrée, eau décillée et eau potable.
- Une station de compression d'air permettant le conditionnement d'air pour les besoins d'instrumentation et de service.
- Un bassin de reprise d'eau permettant l'alimentation des ateliers de production en eau mer pour les besoins de procès : refroidissement et dépulpage du phosphogypse.

Le diagramme bloc ci-dessous représente la production globale de l'acide phosphorique et l'interaction avec les éléments qui entrent en jeu dans cette production.

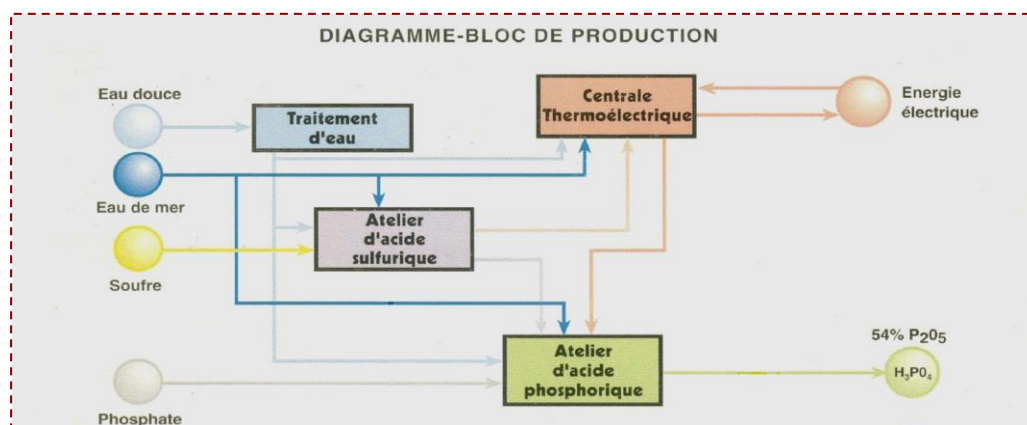


Figure I-1.8 Diagramme-bloc de production

# CHAPITRE 2 : DESCRIPTION DU PROCÉDE ET DU SYSTEME

---

## I. Présentation détaillé du système chaudière – ballon à vapeur

### 1. But :

Une chaudière ou générateur de vapeur est un appareil destiné à transformer l'eau en vapeur à une température et pression bien déterminées en fonction des besoins.

L'apport calorifique vient de la combustion d'un fluide en circulation qui cède l'énergie thermique à l'eau et la vapeur.

### 2. Fonction :

La fonction du système de vapeur est de produire de la vapeur à une pression de 60 bar gauge et à 500° C en chauffant l'eau avec les gazes chauds de procédé, cette vapeur est dirigée vers la turbine d'un compresseur principal, à d'autres plus petits utilisateurs de l'usine d'acide, et à la Centrale en dehors les limites de batteries de l'usine d'acide.

### 3. Description :

Le système de vapeur se compose des économiseurs, des surchauffeurs, d'une paire de chaudières parallèles de chaleur perdue et d'un ballon commun de vapeur. La chaleur de processus est récupérée dans l'eau d'alimentation de chaudière et la vapeur à haute pression. Les conditions nominales de la vapeur au collecteur d'exploitation sont 62 barg et 500° C.

La figure suivante donne le fonctionnement principal :

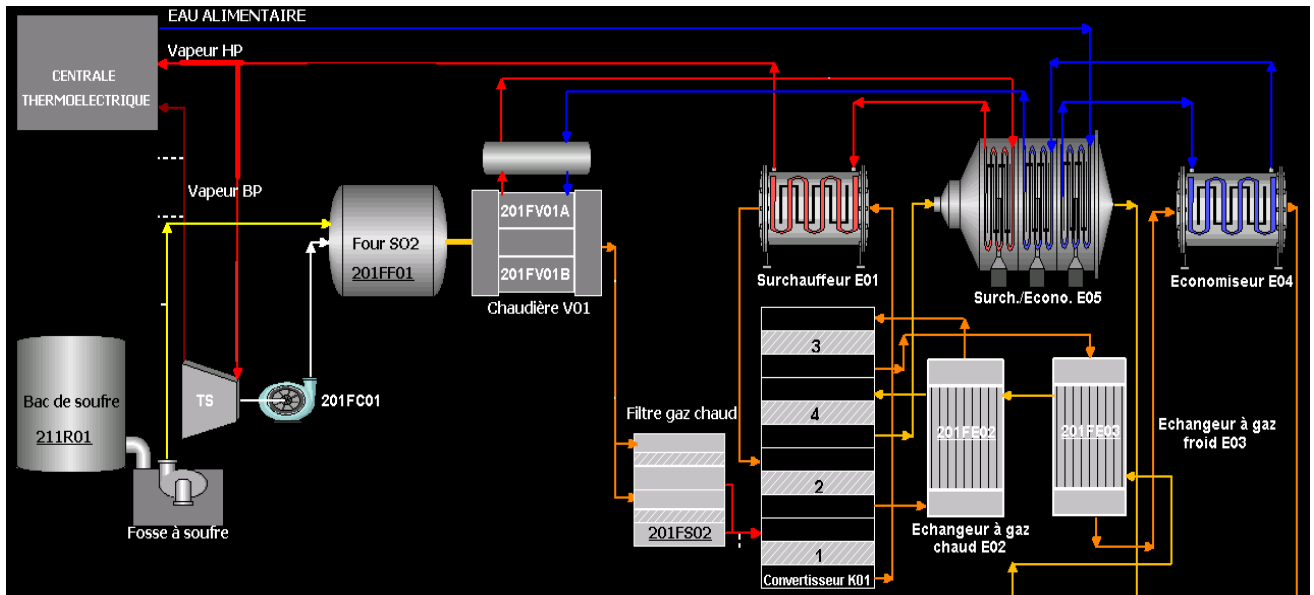


Figure I-2.1 Schéma principale de fonctionnement

La température du gaz SO<sub>2</sub> du four à soufre est plus haute ou optimum qu'est exigé pour l'admission au système de conversion. Le gaz est refroidi dans les chaudières parallèles de chaleur perdue qui récupèrent la chaleur en surplus comme vapeur saturée à haute pression (HP). Deux chaudières sont exigées due aux limitations de fabrication de calendre pour la pression de fonctionnement de vapeur. La température de gaz hors des chaudières est contrôlée par déviation commune de côté gaz. La température de vapeur de chaudière est une fonction de la pression de la vapeur de chaudière.

Dans le convertisseur, la réaction de conversion produit la chaleur, et la température du gaz s'élève à travers le lit de catalyseur. Les gaz doivent être refroidis pour améliorer le rendement de l'oxydation d'anhydride sulfureux dans la prochaine couche de catalyseur. Les gaz sortant de la première couche du convertisseur coulent à travers Surchauffeur 1B où ils sont refroidis en chauffant la vapeur d'exportation de HP. La température de gaz d'entrée à la couche 2 est contrôlée dans l'intervalle approprié en déviant une partie de l'écoulement de vapeur autour de la surchauffeur.

Des gaz chauds partant de la troisième couche du convertisseur sont refroidis en envoyant par l'échangeur de la chaleur intermédiaire froid et l'économiseur 3B. La température de gaz de l'économiseur est contrôlée pour empêcher la formation d'acide d'égouttement normalement liée au contenu variable d'hydrocarbure dans le soufre.

Le jet de gaz partant de la quatrième couche du convertisseur entre dans la surchauffeur 4A où il est refroidit en surchauffant la vapeur de HP de la chaudière de chaleur perdue. Le gaz coule alors dans l'économiseur 4A où il est refroidi par l'eau alimentaire de chaudière de HP.

Le gaz laissant l'économiseur 4A entre dans la tour d'absorption finale.

Les économiseurs 4A, 3B et 4C fonctionnent en série et l'eau d'alimentation de chaudière chaude est conduite au ballon de vapeur.

Les surchauffeurs (4A et 1B) fonctionnent en série et la vapeur HP à 500°C est exportée vers la centrale avec une portion qui est employée pour fournir la Turbine du compresseur principal.

En raison de la métallurgie des pales de la turbine du compresseur principal, la vapeur HP est réglée à 482°C par l'addition d'un peu de vapeur saturée. La température de la vapeur de turbine est automatiquement contrôlée.

La convention de "numéro/lettre" pour appeler l'équipement chaud est que le numéro indique l'étage du convertisseur du gaz chaud et la lettre indique l'ordre de la série d'économiseurs ou des surchauffeurs.

#### 4. Operations :

Le contrôle du système de vapeur est pour contrôler l'eau, la vapeur, et les températures du gaz autour de chaque pièce d'équipement, pour contrôler les pressions et les températures dans le collecteur de vapeur, pour maintenir le niveau dans le ballon de vapeur de chaudière, et contrôler la qualité de vapeur par la purge.

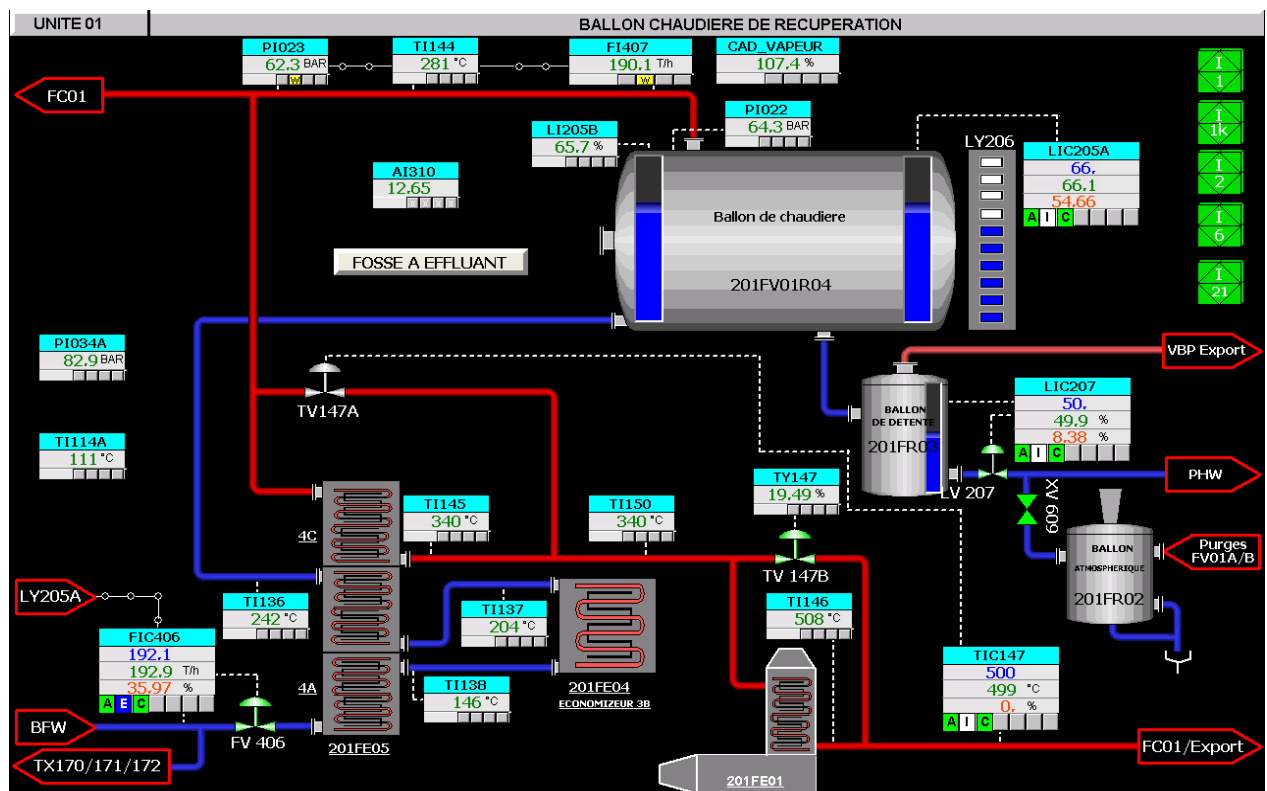


Figure I-2.2 Ballon chaudière de récupération

### Contrôle de la température

Pour contrôler la température de sortie du gaz de procédé, on utilise les économiseurs 4A qui devrait être environ 136°C, et l'économiseur 3B qui devrait être environ 166°C ; ainsi le by-pass du surchauffeur 1B est utilisé pour contrôler la température du gaz de procédé à l'entrée de la deuxième couche du convertisseur, cependant quand le by-pass du surchauffeur 4A devient entièrement ouvert, le contrôle du by-pass de vapeur d'exportation pour empêcher la vapeur de devenir trop chaud.

Pour maintenir la température de la vapeur quittant le surchauffeur 1B des 500°C, il faut :

- Réduire la température d'entrée de la couche 1.
- Augmenter la température d'entrée de la couche 2.
- Augmenter la force du gaz si en deçà de 11,5%.
- Abaisser la température de sortie de gaz de l'économie.

### Contrôle de la pression

La pression de fonctionnement normale dans la chaudière de chaleur perdue est 64 barg, donc le contrôle de pression est assurée par les équipements de contrôle, par exemple si le collecteur et la turbine du compresseur principal ne peuvent pas accepter toute la vapeur produite, alors PIC050A prend le contrôle et réduit la pression de l'excès de vapeur à haute pression jusqu'à 5,0 barg. Dans ce cas-ci, si la pression dans le collecteur da 60 barg augmente, la vanne de réduction de pression PV050A s'ouvrira, vidant la vapeur dans le collecteur de 5,0 barg et vers la centrale. La ligne de vapeur est équipée d'une soupape de sureté.

### Contrôle du Niveau d'eau de la chaudière

Le niveau de la chaudière est automatique contrôlée (LIC-205A) par le contrôle de cascade du débit d'eau d'alimentation de chaudière à travers la vanne FV-406. Le régulateur de niveau est équipé avec des alarmes de niveau très haut, haut, bas, et très bas. Si le niveau d'eau descend trop bas, les tubes de chaudière pourraient ne plus être recouverts d'eau et être sévèrement endommagés. Au niveau très bas, les pompes d'alimentation du four à soufre se déclencheront et l'usine sera arrêtée alors qu'il reste assez d'eau dans le ballon de vapeur pour maintenir les tubes submergé pendant que l'usine se refroidit.

Un indicateur de niveau de colonne d'électrode est également fourni sur la chaudière (LI-206), avec des alarmes de niveau redondante haut, bas, et très bas. La colonne d'électrode a les mêmes verrouillages que le régulateur » de niveau. Un commutateur pour by-passer le verrouillage (LHS-206) est fourni au chantier pour vider la colonne.

Si l'entraînement de l'eau dans les conduites de vapeur doit être complètement évité, il est important que le niveau d'eau dans le ballon de vapeur soit maintenu à un point proche de la ligne centrale du tube indicateur de niveau. Le fabricant de la chaudière fournira le niveau de fonctionnement recommandé.





Figure I-2.3 Ballon de chaudière

### Analyse de l'eau de chaudière

La composition de l'eau d'alimentation et l'eau de la chaudière doit constamment être maintenue selon les spécifications du consultant en traitement d'eau alimentaire et à l'intérieur des limites recommandées par le fabricant de la chaudière.

Une fois que la méthode de traitement et la procédure de contrôle sont établies, la simple routine d'analyses pour être effectué par les opérateurs au lieu du laboratoire analytique. Le nombre et la nature des analyses dépendent entièrement des conditions locales.

### Pureté de la vapeur

La vapeur produit dans cette usine est utilisée dans les turbines. Le fabricant de la turbine exige que la vapeur ne contienne pas plus de 0,05 ppm de solides dissous totaux. La pureté de la vapeur devrait être analysée sur une base hebdomadaire ou mensuelle.

Un système est installé à la sortie de vapeur de la chaudière de récupération pour en déterminer la pureté. La façon d'utiliser le refroidisseur d'échantillon de vapeur est essentiellement la même que celle du refroidisseur d'échantillon d'eau.

### Purge manuelle

La chaudière doit être vidangée manuellement au moins une fois par jour à des heures spécifiées par le superviseur. La colonne d'eau et son tube de niveau doivent être vidangés chaque jour. Ils ne doivent pas subir une vidange forte. La colonne d'eau doit être vidangée pour éviter le gravage du verre.

### Purge continue

La vanne de vidange continue doit être réglée de façon à retenir la totalité des solides dans l'eau de chaudière dans les limites spécifiées.

L'eau de la purge continue est dirigée vers le ballon de détente sous pression dans lequel une partie de l'eau seulement se vaporise. Le reste de l'eau de purge du ballon de détente et la purge manuelle sont mélangées avec l'eau déminéralisé pour être utilisée comme de l'eau de dilution à l'usine d'acide ou s'écoule vers le ballon de détente atmosphérique.

### Soupapes de sureté

Des soupapes de sureté sont installées sur la chaudière et sur la conduite principale de vapeur HP afin de les protéger contre les surpressions.

## **II. Description du système de contrôle distribué DCS**

### **Introduction :**

Sur le marché du contrôle automatisé de procédés industriels, les motivations économiques se traduisent par une recherche de solutions plus intégrées mais apportant plus d'ouverture et plus de modularité. La réduction des coûts concerne le cycle de vie des machines et/ou des installations simples ou très complexes : depuis l'achat, l'installation, le câblage, la mise en œuvre, l'exploitation et jusqu'à la maintenance des équipements.

Les récentes évolutions technologiques en matières de microprocesseurs, de systèmes d'exploitation multitâches, d'entrées/sorties industrielles distribuées sur les bus de terrain, ont conduit à l'apparition de systèmes numériques de contrôle commande dits DCS dans les applications de contrôle-commande des industries à processus continus.

Les constructeurs déterminent leurs architectures de base en fonction de leur clientèle cible, à processus continu ou manufacturier, Le DCS ayant vocation à une haute fiabilité, assure de ce fait la supervision, l'acquisition et le traitement des variables TOR et analogiques, la régulation et les transmissions.

Dans le présent chapitre nous présenterons une description générale sur le système DCS, puis nous exposerons rôle et le l'architecture du DCS pilotant les différents processus industriels de l'atelier sulfurique de Pakistan Maroc Phosphore [1].

## 1. Etude des Système de contrôle distribué (DCS)

### a) Définition des DCS :

Un Système de contrôle distribué c'est un système permettant le contrôle d'un procédé industriel, il est doté d'une interface homme machine pour la supervision, ainsi que d'un réseau de communication.

Il existe différents types de DCS à savoir :

- Siemens
- Yokogawa
- Honeywell
- Mitsubishi
- Delta V
- Rockwell
- Etc....

Le DCS opté dans notre cas est siemens, l'architecture matérielle et l'architecture logicielle seront abordées en détail par la suite dans le même chapitre.

### b) Structure des DCS

L'évolution de la nouvelle technologie a des effets remarquables sur toutes les échelles et dans tous les domaines. La micro-technologie est l'une des domaines qui suit cette évolution d'une manière permanente et progressive.

Contenu dans le monde micro-informatique et micro-technologique, les DCS ne cesse d'évoluer au niveau de sa structure fonctionnelle, afin de réaliser les différentes fonctions demandées par les clients.

Les principaux éléments d'un DCS restent donc :

- le contrôleur de processus ;
- l'interface de communication homme-machine ;
- le réseau de communication numérique ;
- l'outil de configuration du système.

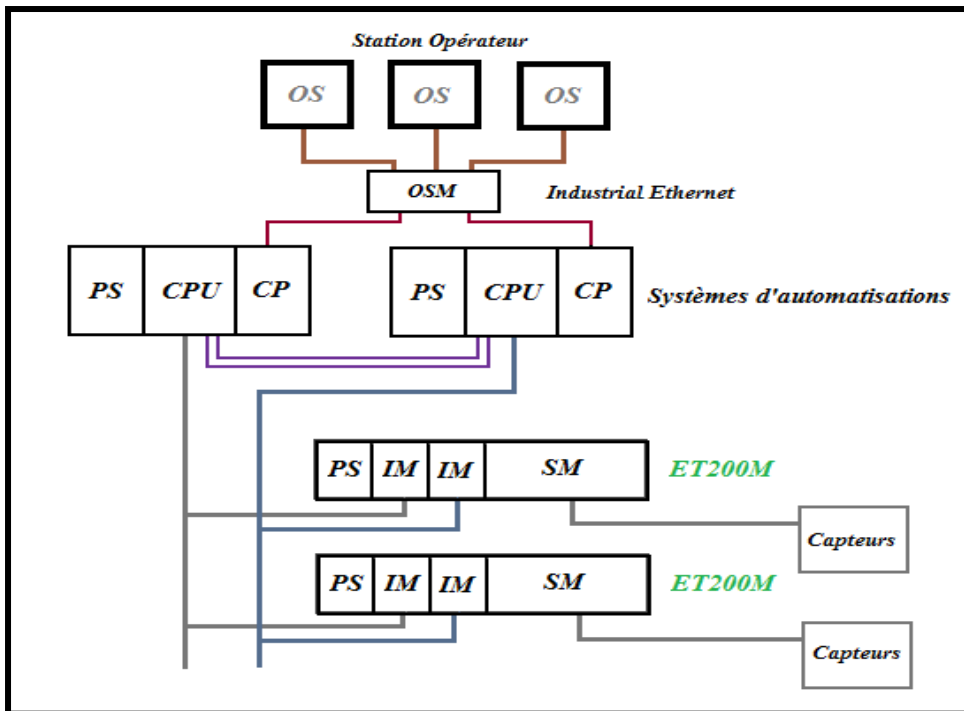


Figure I-2.4 Architecture du système DCS

PS : carte d'alimentation	CP : carte de communication
CPU : unité centrale	IM : module d'interface
SM : modules Entrée/ Sortie	ET200M : coupleur
OSM: Optical Switch Modules	OS: operator station

### 1. Contrôleur du processus

Les principales fonctionnalités confiées au contrôleur du DCS résident dans l'acquisition des données du chantier, le traitement analogique, logique ou séquentiel de ces données et l'élaboration des signaux de commande à émettre vers les sorties.

La structure des contrôleurs peut être subdivisée en trois parties, à savoir la structure fonctionnelle, la structure matérielle et structure logicielle.

#### ➤ Structure fonctionnelle

La structure fonctionnelle reste encore en majorité traditionnelle :

- Acquisition et conditionnement des signaux d'entrée.
- Traitement des signaux.
- Conditionnement et émission des signaux de commande.

Cependant, l'apparition de réseaux de terrain (pour l'instant très « propriétaires », en l'absence de standard international) a tendance à entraîner le transfert des fonctions d'acquisition de conditionnement et de commande vers des capteurs et actionneurs.

### ➤ Structure matérielle

Le contrôleur de processus comporte les modules de base suivant :

Module d'alimentation, modules d'entrées analogiques, modules d'entrée tout ou rien (TOR), module unité centrale, modules de sorties analogiques, modules de sorties TOR, et module de communication numérique.

La plupart des DCS proposent une version de contrôleur de processus à unité centrale redondante. La redondance est généralement de type normal/secours. Les E/S et les données internes de l'unité centrale de secours sont maintenues à jour à l'aide de mécanismes de communication inter-unité centrale. Le basculement sur l'unité centrale de secours est décidé grâce aux autotests effectués sur chaque unité centrale.

### ➤ Structure logicielle

Les différentes missions confiées au contrôleur de processus (traitement analogique, traitement logique et séquentiel, calculs divers, communication numérique) l'ont entraîné vers une structure logicielle très proche de celle des mini-calculateurs industriels :

- Nécessité, au niveau de l'unité centrale, d'utiliser un système d'exploitation temps réel multitâche pour réaliser différents traitements périodiques et asynchrones entre eux et répondre aux interruptions nécessaires pour gérer les modules d'entrée/sortie et de communication.

De plus, pour décharger l'unité centrale d'un certain nombre de traitements répétitifs et rapides, les modules d'E/S et de communication peuvent être équipés de leur propre microprocesseur, le contrôleur de processus devient alors un système multiprocesseur temps réel.

## 2. L'interface de communication homme-machine

Pour chaque processus, l'interface de communication homme-machine est primordiale pour assurer une surveillance de l'état en temps réel.

L'interface de communication homme-machine contient des éléments de base pour simplifier cette communication tel que l'interface graphique, les couleurs, un clavier, des boutons, des afficheurs numériques...

Pour comprendre la structure de l'interface de communication homme-machine, sa structure est divisée en trois parties :

### ➤ Structure fonctionnelle

On entend par structure fonctionnelle, la fonctionnalité et l'utilité de l'interface de communication homme-machine. Cette interface comporte généralement trois fonctions principales :

- Surveillance et conduite du processus.
- Archivage de données.
- Gestion de données.

### ➤ Structure matérielle

Pour tirer profit de l'amélioration des coûts et des performances dues au développement de la nouvelle technologie et la concurrence dans le marché mondiale, les constructeurs du DCS tend vers l'utilisation des standards dans le développement des interfaces de communication homme-machine au lieu de les développer localement.

La base matérielle utilisée est généralement du type station de travail sous UNIX, utilisant des logiciels standards (MOTIF, TPC/IP, X WINDOWS...), avec accès aux services associés, architecture client/serveur, SGDB distribué ; cependant l'amélioration permanente des performances des PC (Pentium) et l'évolution de leurs systèmes d'exploitation (WINDOWS NT) vers le temps réel leur permet maintenant d'accéder aux fonctions d'interface homme-machine à des prix très compétitifs.

Un DCS peut être monoposte ou multiposte, chaque poste peut être mono-écran ou multi-écrans.

### ➤ Structure logicielle

Les différents modules qui constituent une interface de communication homme-machine sont généralement classiques, on peut citer :

#### • Base de données temps réel :

En général, une base de données contient tous les variables du procédé. Ces variables seront nécessaires pour l'alimentation des différentes tâches confiées à l'interface de communication homme-machine.

Ce module contient des données provenant des contrôleurs de processus et également des données internes à la station, créées et utilisées par les différentes tâches.

#### • Serveur de communication :

Le serveur de communication gère les échanges de données entre la station d'interface homme-machine et les contrôleurs de processus.

#### • Tâche graphique :

Cette tâche assure l'affichage des vues sur l'écran et la gestion des outils de saisie (clavier, boule, souris...).

Cette tâche caractérisée par une possibilité d'animation et d'affichage des dessins. Grâce à cette fonctionnalité, les utilisateurs jugent la fiabilité et l'efficacité de l'interface opérateur.

#### • Tâche alarme

L'affichage des vues des alarmes est très important pour alerter les utilisateurs. Cette tâche prépare les données qui permettront à la tâche graphique d'afficher les différentes vues d'alarmes, et à la tâche historique d'archiver les alarmes.

#### • Tâche historique

Cette tâche est chargée d'archiver, sur événements, les alarmes, changements d'état et commandes opérateur, et, à des périodes configurables, les mesures analogiques.

- Tâche journaux/bilan

Cette tâche a pour mission d'éditer, sur demande ou à des dates configurables, des journaux de bord et bilans d'exploitation. L'édition peut être imprimée ou peut s'afficher sur écran.

- Tâche calcul

Cette tâche permet, à l'aide d'un langage d'accès facile (en général voisin du langage BASIC), d'effectuer des traitements mathématiques et logiques sur les variables de la base données temps réel.

- Tâche SPC/SQC (Statistical Process Control/Statistical Quality Control)

À partir de calculs statistiques sur des variables du procédé (moyenne, écart-type...) cette tâche élabore des indicateurs de rendement et de qualité qui pourront être exploités pour l'optimisation du procédé.

- Tâche utilisateur

Dans l'interface de communication homme-machine, l'utilisateur peut ajouter des fonctions supplémentaires (exemple : contrôle avancé, optimisation, système expert. Ces fonctions sont généralement programmées en langage C.

- Base de données de configuration et d'archives

Cette base de données contient toutes les informations qui personnalisent la station d'interface homme-machine à un procédé particulier :

- Configuration du réseau de communication ;
- Contenu de la base de données temps réel ;
- Liste et contenu des vues synoptiques, tendances ;
- Liste et attributs des variables surveillées par la tâche alarme ;
- Liste et attributs des variables à archiver ;
- Contenu et format des journaux et bilans ;
- Configuration de la tâche calcul ;
- Configuration de la tâche SPC/SQC.

### 3. Le réseau de communication numérique

Afin d'assurer la communication entre le contrôleur, les modules d'entrées/sorties, le poste ingénieur, et les poste opérateurs, ou autrement dit la communication entre le niveau de supervision, et le niveau de contrôle commande d'un DCS, plusieurs réseaux de communication sont instaurés, et ces réseaux diffèrent d'un DCS à un autre.

### 4. L'outil de configuration du DCS



Cet outil a pour but de traduire la description fonctionnelle du processus et la description topologique du DCS sous la forme de :

- La configuration matérielle et logicielle des contrôleurs de processus.
- La configuration matérielle et logicielle des stations d'interface homme-machine.

Il est généralement installé sur une des stations d'interface homme-machine qui porte alors le nom de « poste ingénieur ».

Ce poste ingénieur stocke l'ensemble de la configuration du DCS et assure la cohérence de la base de données de configuration. Il permet le téléchargement des contrôleurs de processus et des stations d'interface homme-machine, il génère la documentation de l'application.

## **2. Système de contrôle distribué de l'atelier SAP :**

### **a) Généralités**

Le Système de contrôle distribué de l'atelier (SAP) est le SIMATIC PCS7 qui est un système de contrôle de procédés homogène et cohérent, faisant partie de la Totally Integrated Automation (TIA), caractérisé par une architecture évolutive unique et des propriétés exceptionnelles.

Il représente la base idéale pour la réalisation à coûts modérés et l'exploitation économique d'installations de contrôle-commande.

Les avantages de la Totally Integrated Automation, en particulier la cohérence de la gestion des données, la communication et la configuration.

Une gestion des données cohérente implique l'accès à une base de données commune par tous les constituants logiciels. Il suffit ainsi d'effectuer les saisies et les modifications à un seul endroit. Ceci permet de diminuer le travail nécessaire et l'apparition éventuelle d'erreur. Les désignations symboliques une fois introduites sont interprétées par chaque constituant de logiciel. De même, cela permet de garantir l'intégrité des données lorsque plusieurs personnes travaillent sur un même projet. Les paramètres définis dans le système d'ingénierie sont transmis aux capteurs, actionneurs ou entraîneurs au-delà des limites du réseau jusqu'au niveau de terrain.

La communication transversale depuis le niveau de la conduite de l'entreprise jusqu'au niveau de terrain se base sur des standards internationaux reconnus tels que l'Ethernet industriel ou PROFIBUS, et supporte les flux d'informations mondiaux via Internet. Comme les constituants logiciels et matériels sont pleinement compatibles avec ces mécanismes de communication, on peut facilement concevoir des connexions même entre plusieurs systèmes ou entre différents réseaux.

L'utilisation du système d'ingénierie réduit la configuration grâce à sa palette d'outils adaptés entre eux. Un gestionnaire de projet central (Simatic Manager) rend possible l'accès aux outils d'ingénierie disponibles pour le logiciel d'application, les constituants matériels et la



communication. Celui-ci est à la fois l'application de base pour la création, la gestion, l'archivage et la documentation d'un projet.

## b) L'architecture matérielle

L'architecture matérielle est caractérisée par un contrôleur de processus 417-4H. Il se compose essentiellement des modules suivants :

- Deux CPU redondantes.
- Les stations de périphéries décentralisées.
- Un nombre de modules d'E/S TOR et analogiques.
- Module de communication pour le bus Ethernet industriel et périphérie décentralisé sur PROFIBUS-DP.

### 1. Les CPU 417-4H

On dispose de deux CPU redondantes, la station redondante possède déjà un niveau de disponibilité élevé. Elle fonctionne selon le principe 1 de 2, auquel cas le sous-système actif commute sur le système de réserve en cas de défaut. Elles se composent des éléments suivants :

- Châssis UR2-H : Les deux sous-systèmes redondants à séparation galvanique des stations redondantes peuvent être montés sur un châssis porte-modules compact avec bus fond de panier divisé ou sur deux châssis distincts. Le montage sur deux châssis permet une séparation physique des deux sous-systèmes redondants sur une distance allant jusqu'à 10 km, qui sont par ex. isolés par une paroi coupe-feu. Grâce à la séparation galvanique, le système reste insensible aux perturbations CEM.
- Modules d'alimentation PS 407 10A : Les modules d'alimentation PS 407 10A (standard) sont conçus pour un réseau alternatif ou continu et fournissent côté secondaire de la tension 5 V cc/10 A et 24 V cc/1 A.



Figure I-2.5 Module d'alimentation PS 407 10A

- Une interface intégrée pour PROFIBUS-DP et MPI : L'interface PROFIBUS DP est conçue pour de hautes vitesses de transmission des données (jusqu'à 12 Mbit/s) et des temps de réaction ultrarapides (jusqu'à 1 ms), fait office à la fois de support de communication pour la transmission de données entre les automates (contrôleurs) et les stations de périphérie décentralisée de la famille

ET 200 (E/S déportées) et avec les appareils de terrain/processus, les CPU/CP, les postes de conduite, etc. qui disposent d'une interface PROFIBUS DP.

- Un module de communication pour le bus Ethernet industriel : Il permet une Communication rapide et sûre pour le réseau procédé et le réseau des terminaux. Un réseau performant de cellules et d'atelier, développé pour le domaine industriel conformément à la norme internationale IEEE 802.3 (Ethernet).

Dans les différents sous-systèmes de SIMATIC PCS 7 (ES, OS, AS, etc.), les interfaces de communication mises en œuvre sont soit des coupleurs intégrés, soit de simples cartes réseau ou encore des processeurs de communication spéciaux (CP 1613 A2/CP 1623)



Figure I-2.6 Deux CPU redondantes du S7 400H.

## 2. Les stations de périphéries décentralisées

Pour le système de contrôle de procédés SIMATIC PCS 7, les périphéries de processus standard suivantes sont recommandées pour l'automatisation du niveau de terrain :

- Système de périphérie décentralisée ET 200M
- Système de périphérie décentralisée ET 200iSP
- Système de périphérie décentralisée ET 200S
- Système de périphérie décentralisée ET 200pro

Les stations d'E/S sorties déportées ET 200 avec une vaste gamme de modules économiques d'entrées/sorties et de fonctions, raccordées à l'automate (AS) via PROFIBUS DP sont les stations utilisées dans le cas du DCS de l'atelier sulfurique, elles ont les caractéristiques suivantes :

- Jusqu'à 8 modules par station.
- Jusqu'à 61 valeurs analogiques par station.
- Nombreuses voies et fonctionnalités.
- Embrochage et débrochage des modules à chaud (hot swapping).
- Degré de protection IP 20.



Figure I-2.7 Station de périphérie décentralisée ET200M

### 3. Les modules d'E/S TOR et analogiques

SIMATIC PCS 7 offre de nombreuses possibilités pour la connexion de stations périphériques ainsi que pour l'acquisition et la sortie de signaux de processus au moyen de capteurs et d'actionneurs :

- Modules d'entrées TOR SM 321 DI 16 x DC 24V :
  - Nombre d'entrées : 16 DI, avec séparation galvanique par groupes de 16.
  - Tension d'entrée : 24Vcc.
  - Convient pour : interrupteur, contact de détecteur de proximité.
- Modules de sorties TOR SM 322 DO 16 x DC 24V :
  - Nombre de sorties : 16 DO, avec séparation galvanique par groupes de 8.
  - Courant de sortie : 0.5A.
  - Tension nominal de charge : 24V.
- Modules d'entrées analogiques SM 331, AI 8 x TC :
  - Séparation galvanique par rapport à la CPU et à la tension de charge.
- Modules d'entrées analogiques SM 331, AI 8 x RTD :



Figure I-2.8 Module d'E/S

#### 4. L'interface de communication homme-machine

Le système IHM de l'atelier sulfurique se compose de quatre postes de supervision dont on distingue trois postes opérateur (OS) assurant la surveillance et la conduite de processus ainsi que l'archivage et la gestion de données, et un poste ingénieur (ES) qui se charge de l'étude, la conception et la configuration du système, la saisie de données ainsi que les tests et simulations.

Il est conçu pour permettre aux conducteurs de l'installation de visualiser le processus et le commander depuis la station opérateur. Elle affiche à cet effet des vues appelées vues de processus.

L'AS commande le processus et le régule, l'OS lit les valeurs de processus dans l'AS et les représente de manière compréhensible dans les vues de processus. Ces dernières affichent en outre des avertissements et des alarmes dès que les valeurs de processus atteignent certaines limites fixées ou les dépassent. De cette manière, l'opérateur sait toujours avec exactitude à quel endroit de son installation une erreur s'est produite. Le système IHM se charge des tâches suivantes :

- Représentation du processus : Le processus est représenté sur le pupitre opérateur. Lorsqu'un état du processus évolue p. ex., l'affichage du pupitre opérateur est mis à jour.
- Commande du processus : L'opérateur peut commander le processus via l'interface utilisateur graphique. Il peut p. ex. définir une valeur de consigne pour un automate ou démarrer un moteur.
- Vue des alarmes : Lorsqu'il survient des états critiques dans le processus, une alarme est immédiatement déclenchée, p. ex. lorsqu'une valeur limite est franchie.
- Archivage de valeurs processus et d'alarmes : Les alarmes et valeurs processus peuvent être archivées par le système IHM. On peut ainsi documenter la marche du processus et accéder ultérieurement aux données de la production écoulée.
- Documentation de valeurs processus et d'alarmes : Les alarmes et valeurs processus peuvent être éditées par le système IHM sous forme de journal. On peut ainsi consulter les données de production à la fin d'une équipe p. ex.
- Gestion des paramètres de processus et de machine : Les paramètres du processus et des machines peuvent être enregistrés au sein du système IHM dans des recettes.
- Ces paramètres sont alors transférables en une seule opération sur l'automate pour démarrer la production d'une variante du produit p. ex.

#### 5. Le réseau de communication

Les différents types de bus de communication utilisés par le DCS de la station de traitement des eaux douces sont les suivants :

- **MPI** (uniquement pour tests ou configurations de laboratoire) communication pour petites installation, interface de programmation intégrée au contrôleur.

- **Profibus-DP** (uniquement pour extension de petites installations) Bus de terrain rapide normalisé (EN 50171), Bus système haute performance pour grandes installations.
- **IndustrialEthernet** (standard) Bus système haute performance pour grandes installations, communication avec le système de gestion de l'entreprise (TCP/IP).

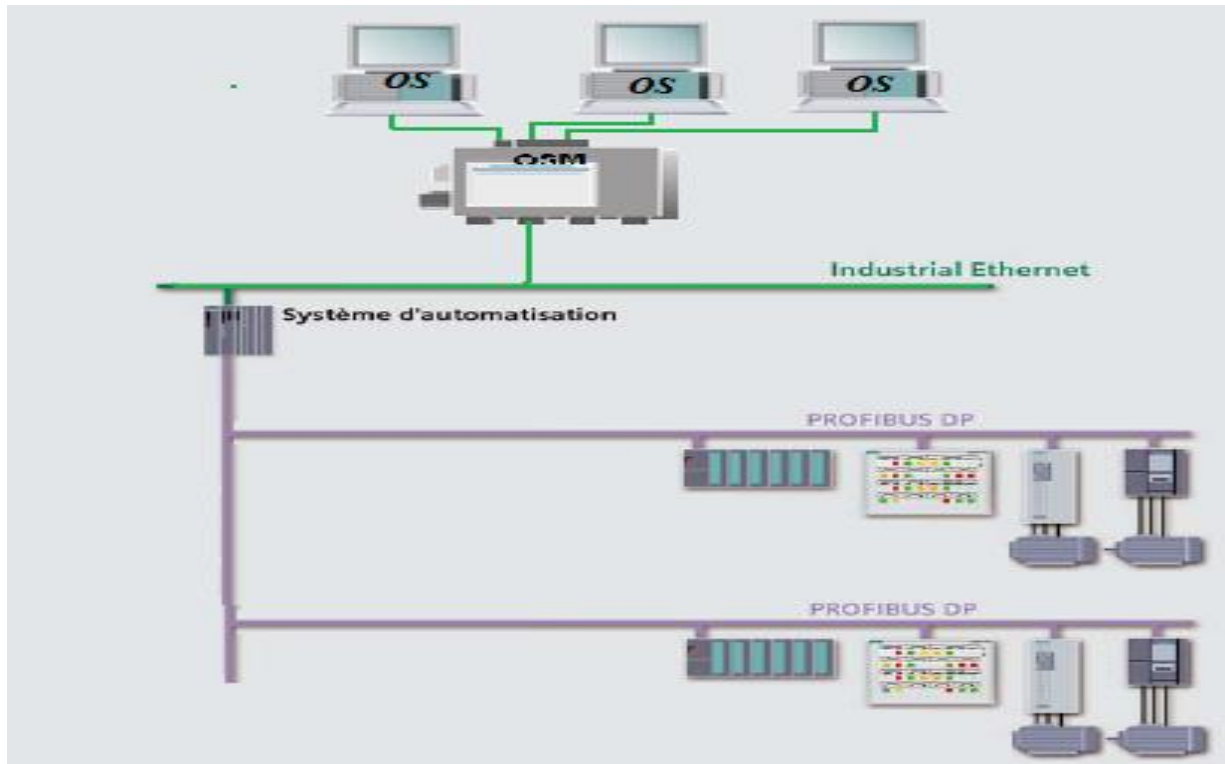


Figure I-2.9 Réseau de communication DCS

### c) Architecture logicielle

L'architecture logiciel du PCS7 se compose de trois plateformes essentielles, le SIMATIC MANAGER homme machine (supervision) et enfin le logiciel de configuration du réseau de communication.

Les composants logiciels de base intégrés dans PCS7 sont :

Pour la configuration des contrôleurs de processus, WINCC pour la configuration de l'interface

- [Le logiciel SIMATIC Manager :](#)

SIMATIC Manager se voit comme le "cœur" de PCS 7 car à partir de là, on ouvre toutes les applications nécessaires pour les paramétrages des projets PCS 7.

En effet, SIMATIC Manager et toutes les autres applications sont liés entre eux.

- [Le logiciel de supervision : WinCC](#)

WinCC est un système de contrôle processus échelonné en performances avec des fonctions puissantes pour la surveillance de processus automatisés. Il offre une fonctionnalité SCADA complète sous Windows.

WinCC se caractérise par son ouverture absolue. Il est facile d'allier sa performance à des programmes standards et à des programmes utilisateurs pour donner naissance à des solutions C++ qui répondent exactement aux exigences pratiques.

PCS7 offre la possibilité de programmer avec plusieurs langages, les plus utilisés sont :

- [Les diagrammes CFC](#)

CFC (Continuous Function Chart) est un éditeur graphique basé sur le progiciel STEP 7. Il permet d'élaborer une architecture logicielle globale pour une CPU à partir de blocs préprogrammés. De nombreuses fonctions standard sont accessibles dans des bibliothèques sous forme de blocs standards (par exemple pour des fonctions logiques, arithmétiques, ou encore des fonctions de régulation ou de gestion de données). Les blocs sont insérés dans des diagrammes fonctionnels interconnectés.

Les propriétés d'exécution des blocs sont prédéfinies, mais la modification individuelle pour chaque bloc est possible. Les opérations de copie ou de déplacement de blocs individuels ou de groupes entiers de blocs entre différents diagrammes simplifient considérablement le travail. Les connexions entre les blocs sont conservées dans ces opérations.

- [Le langage de programmation S7 SCL](#)

S7-SCL (Structured Control Language) est un langage de programmation évolué proche du Pascal, utilisé pour programmer des automates programmables avec SIMATIC S7. Il est optimisé pour la programmation d'automates programmables et contient, outre des éléments du langage de programmation PASCAL, également des éléments d'automatisation typiques, tels que des entrées/sorties, des temporisations et des compteurs.

**Conclusion :**

Un DCS est alors un outil puissant pour toute grande installation commerciale. L'ingénieur ou l'opérateur peut immédiatement utiliser un tel système pour :

- Accéder à une grande quantité d'informations à jour
- Voir les tendances des conditions de processus passées en revenant aux archives de stockage de données.
- Facilement installer de nouvelles mesures en ligne avec des ordinateurs locaux pour l'acquisition de données, puis utiliser les nouvelles données immédiatement pour contrôler toutes les boucles du processus.
- Alterner rapidement parmi les stratégies de contrôle standard et réajuster les paramètres du régulateur dans le logiciel.

- L'ingénieur peut utiliser la souplesse du cadre pour mettre en œuvre ses dernières idées de conception du contrôleur sur l'ordinateur hôte ou sur l'ordinateur de commande principal.

Le tableau ci-dessous résume quelques différences entre l'automate programmable et le système numérique de contrôle commande [2] :

<b>Caractéristiques</b>	<b>API</b>	<b>DCS</b>
Architecture	Générale	Spécifique
Type de processus	Discret	Continu
Types d'information traitée	Logique, séquentielle	Analogique, régulation
Exemple d'application	Automobile, emballage	Pétrochimie
Tache ingénieur	Programmation	configuration
Programmation	List, Cont, Ladder, Grafcet...	Blocs préprogrammés
Interface opérateur	Bibliothèque simples	Graphiques prédéfinies

Tableau I.2 Différences entre l'automate programmable et le système numérique de contrôle commande

# Chapitre 3 : Cahier de charge du projet de fin d'étude

---

## I. Cahier de charge

Le rôle primordiale de l'atelier sulfurique est la production de l'acide sulfurique, qui entre en réaction chimique avec le phosphate afin d'obtenir l'acide phosphorique.

La combustion du soufre dans un four libère une énergie thermique importante, et pour exploiter cette énergie, l'atelier sulfurique met en place une chaudière génératrice de vapeur, qui transforme l'énergie thermique de la combustion en une énergie exploitable sous forme d'une vapeur à haute pression (65 bars).

Cette vapeur HP fait tourner la turbine du groupe turbo alternateur afin de produire de l'électricité (32MW), ainsi elle est exploitée dans le sur-chauffage et le refroidissement des éléments de la production de l'acide.

La chaudière génératrice de vapeur est considérée comme le cœur de l'atelier sulfurique, et le contrôle des paramètres du ballon de cette chaudière demeure parmi les priorités chez les responsables de régulation.

Le niveau d'eau dans le ballon de la chaudière est le paramètre le plus critique ; c'est pourquoi il est assuré par deux régulateurs PID ; Cependant que les performances des régulations sont en amélioration continue, et pour certains systèmes non classiques, la régulation par des régulateur PID devient très compliquée ; donc il faut aspirer à des solutions plus adéquates pour ce genre des systèmes.

Dans notre présent sujet, nous traiterons les points suivants :

- Une étude du mode de régulation du système ballon chaudière
- La modélisation et l'application de la commande avancée sur notre système
- Une comparaison des résultats
- Et enfin une application de la logique floue sur le système et proposition de mise en œuvre de cette solution.



## **II. Performances souhaités au niveau de la régulation**

La démarche que nous avons suivie pour la réalisation de ce projet consiste à débiter par une régulation classique à base de PID pour ensuite étudier l'apport de la commande avancée en termes d'optimisation.

Les besoins en régulation sont exprimés comme suit :

- Le niveau du ballon chaudière doit se stabiliser autour d'une valeur de 69 %.
- Le dépassement autorisé est de 5%.
- temps de réponse environ 3 minutes.

## **III. Les critères d'optimisation**

Après avoir répondu aux exigences de la régulation, il a fallu étudier l'apport d'une nouvelle commande en vue de réaliser les objectifs suivants :

- Minimiser la quantité de l'eau alimentaire du ballon chaudière.
- Réduire la variation du niveau du ballon pour garantir le niveau optimale, il s'agit d'améliorer le niveau de sécurité de l'atelier sulfurique.

# PARTIE II

## *Etude de la régulation*

*Cette partie sera consacrée à l'étude de la régulation de base.*

*Tout d'abord, nous détaillerons la régulation de notre procédé par une analyse de la boucle de la régulation du niveau du système ballon-chaudière*

*Nous nous intéresserons postérieurement à l'étude matérielle pour ensuite aborder l'étude logicielle qui comporte une étape très importante qui est la configuration du schéma de régulation prédéfini.*

# Chapitre 1 : Etude de la régulation de base

## I. Interprétation :

Le schéma ci-dessous représente la combustion du soufre suivant la réaction chimique du soufre et l'air de combustion, cette réaction est exothermique et libère une énergie de 297KJ/mol.

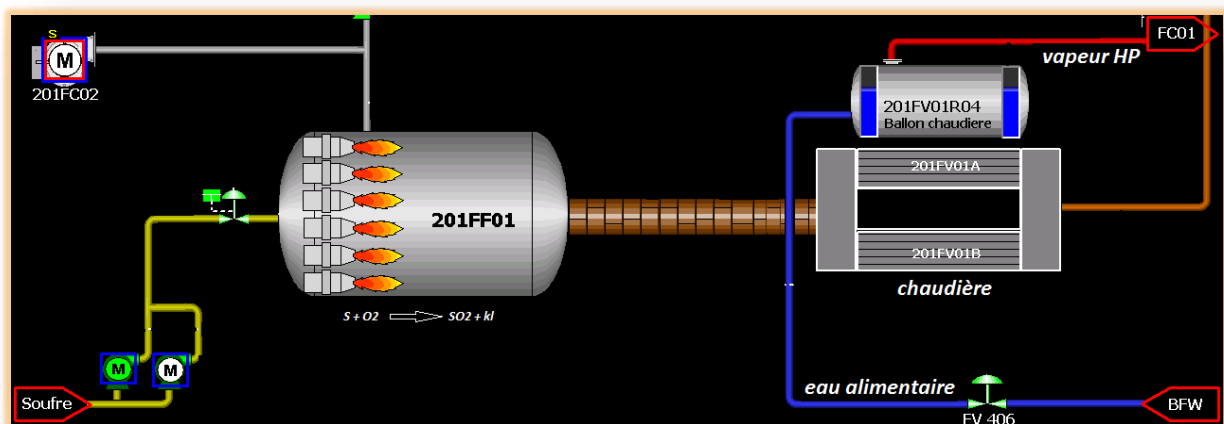


Figure II-1.1 Schéma combustion du soufre

Ce qui nous intéresse c'est d'économiser cette énergie afin de réchauffer l'eau d'alimentation qui a acheminé dans les conduites vers le ballon chaudière sans contact avec les gazes.

A la sortie de la chaîne on va pouvoir produire de la vapeur HP grâce à la réaction exothermique plus les gazes passant par la chaudière.

## II. Objectif :

Le maintien d'un niveau normal en chaudière doit être la préoccupation principale de l'opérateur.

Le dépassement des niveaux limites de l'eau dans une chaudière, peut avoir de très graves conséquences, surtout lorsque ce dépassement concerne la limite inférieure de niveau, le niveau doit se maintenir dans les limites de niveau haut et bas.

En général, il est maintenu légèrement au-dessus du plan diamétral ; du ballon pour les chaudières à ballon.

Donc pour assurer le bon fonctionnement de niveau du ballon chaudière et pour avoir une production satisfaisante de la vapeur, plusieurs mesures de réglage doivent être effectuées avec très grande précision et rapidité.

A cet effet la chaîne à trois éléments consiste à accomplir ces tâches fastidieuses, pour cela l'atelier sulfurique est doté de chaînes de régulation à trois éléments à savoir :

- Au niveau de ballon chaudière :

Transmetteur de niveau **LT205A**

- Au débit de l'eau d'alimentation :

Transmetteur de débit de l'eau alimentaire **FT406**

- Au débit de la vapeur du ballon chaudière :

Transmetteur de débit de vapeur HP sortie **FT407**

- Cette chaîne qui agit par anticipation fait appel à deux régulateurs en cascade pour assurer une régulation correcte du niveau ballon en agissant sur la vanne d'eau alimentaire.

- La régulation de débit d'eau alimentaire a deux consignes :

- Une consigne interne donnée par l'opérateur ou l'utilisateur.
- Une deuxième externe délivrée par le bloc de **LY205** (niveau ballon et débit vapeur)

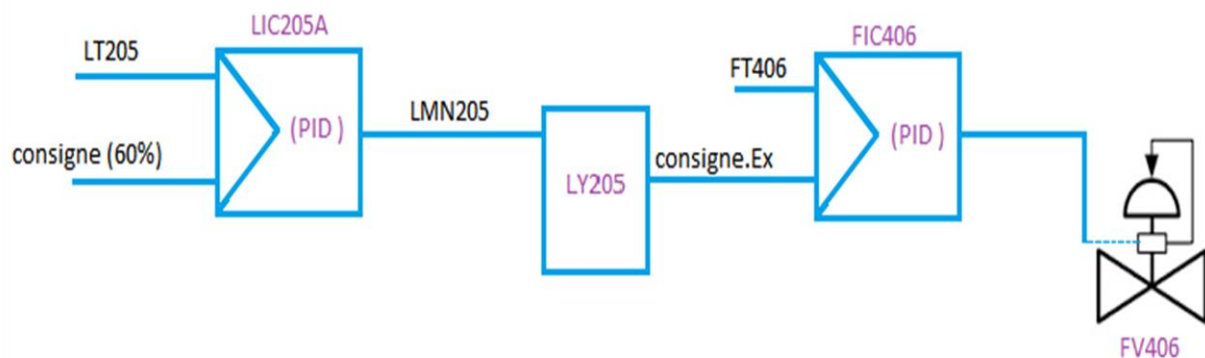


Figure II-1.2 Schéma bloc de la boucle de régulation

Code	signification
LT205	Transmetteur du niveau du ballon
LIC205A	Correcteur PID du niveau du ballon
LMN205	Valeur de niveau corrigé
LY205	Bloc de calcul
FT406	Transmetteur du débit de l'eau d'alimentation
FIC406	Correcteur PID du débit de l'eau d'alimentation
FV406	Vanne régulatrice du débit de l'eau d'alimentation
FT407	Transmetteur du débit du vapeur

Tableau : les codes des éléments de la régulation

### III. Chaîne de régulation :

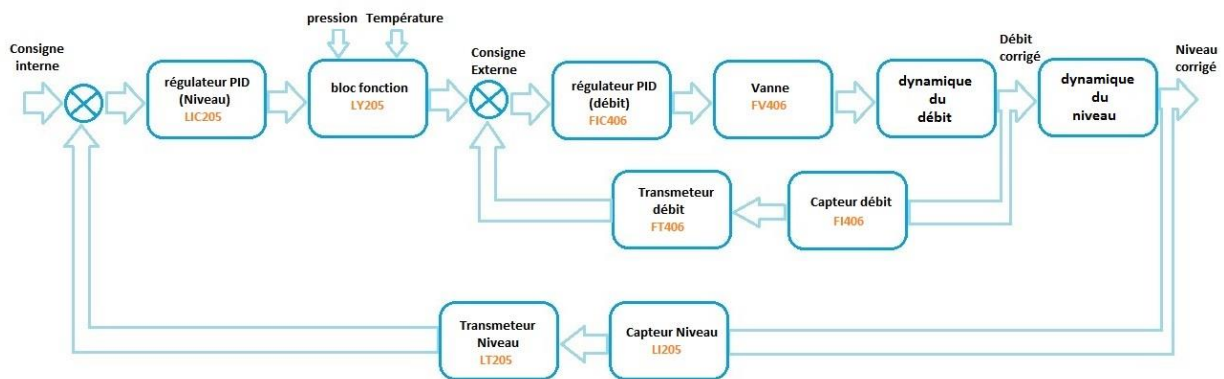


Figure II-1.3 Chaîne de régulation en cascade

Cette chaîne en cascade permet la comparaison instantanée de tous les paramètres qui entrent en jeu : **débit eau** entrée, **débit vapeur HP** venant du transmetteur **FT407**, et **niveau ballon**, ainsi que autre paramètres doivent être prisent en considération tel que la température et la pression.

Ces paramètres sont introduisent dans bloc **LY205** qui génère la consigne externe (débit de l'eau alimentaire calculé) à partir de la sortie du régulateur PID **LIC205A** selon la formule suivante :

$$LY205 = \left( \frac{(LMN205 - 50)}{100} \times 210 \times 0,2 \right) + FY407$$

**LY205** : Consigne externe

**LMN205** : sortie du régulateur du niveau LIC205

**50** : La charge minimale

**100** : Obtention valeur en pourcentage

**210** : volume de débit d'entrée nominale

**0,2** : coefficient de correction

**FY407** : Valeur de la quantité du vapeur HP de sortie

- A la suite de cette comparaison, le régulateur agit sur la vanne pour répondre à la consigne : corriger le niveau et égaliser le débit vapeur en masse par unité de temps.

***Conclusion sur le fonctionnement :***

Les variations du niveau ballon sont à la suite de la comparaison entre débit eau et débit vapeur. Dans ce cas deux grandeurs se présentent sous formes de perturbations au niveau du ballon, cependant, cette confirmation n'est efficace que dans les cas suivants :

- A la suite de l'augmentation brusque du débit vapeur, il y a création des bulles en émulsion avec l'eau ballon (à cause de la brusque baisse de pression), ceci implique une augmentation de niveau en premier lieu, puis une diminution surajoutée en second à cause du dégagement des bulles d'air. Et vu la capacité du ballon, dans ce cas la grande charge peut être néfaste, et le ballon se comportera comme conduite.
- A la suite d'une diminution de la température d'eau alimentaire puisque la vapeur en émulsion à l'intérieur du ballon se refroidit et le niveau subit un tassement, si par coïncidence, le débit chute, ce tassement pourra également être néfaste et causer dans le plus favorable des cas un déclenchement de l'usine à cause des asservissements.

# Chapitre 2 : la mise en œuvre de la solution technique

---

## Introduction :

Dans cette partie, nous allons faire une étude sur l'excitant, nous essayerons de détailler le programme utilisé pour l'automatisation et la supervision du système, l'automate utilisé est doté d'un logiciel de programmation qui est Step 7 ; ce logiciel offre un langage de programmation appelé CFC qui se base sur des blocs, ainsi il est caractérisé par le fait qu'il est facile dans son utilisation.

- Simplicité de programmation par CFC

CFC offre un environnement graphique : on peut sélectionner des blocs préprogrammés dans la réserve de blocs disponibles et les placer dans le diagramme par glisser-déposer. Le diagramme correspond à une "feuille de dessin".

Juste on connecte les entrées et sorties des blocs entre-elles par simple clic de la souris. Donc pas de soucis de détails tels que les algorithmes ou la répartition des ressources machine, qui offre une pleine concentration sur les aspects technologiques de la conception.

Les propriétés d'exécution des blocs sont prédéfinies, mais ils sont adaptés individuellement pour chaque bloc. Les opérations de copie ou de déplacement de blocs individuels ou de groupes entiers de blocs entre différents diagrammes simplifient considérablement le travail.

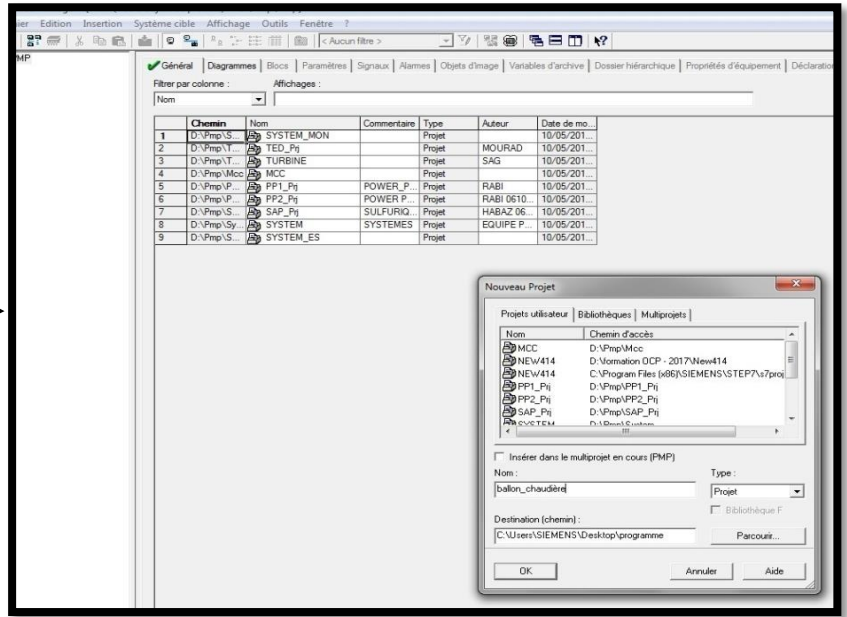
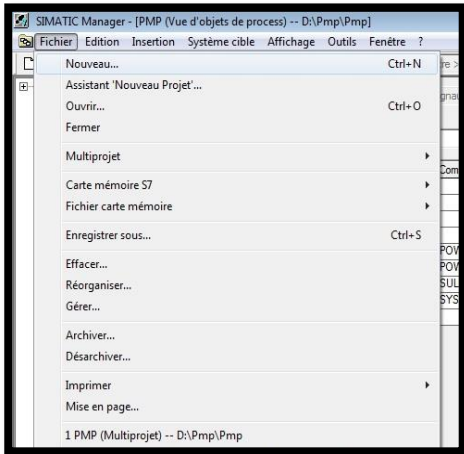
Les interconnexions entre les blocs sont conservées dans ces opérations. Après avoir créé toutes les fonctions, on génère le code machine exécutable par clic de la souris, et le charge dans le système cible et teste à l'aide des fonctions de test CFC prévues à cet effet.

Enfin, nous allons configurer le synoptique de supervision de ce système.

## I. Etapes de création et de configuration du projet

### 1. Création du projet :

Après le lancement du logiciel SIMATIC Manager. On crée un nouveau Projet pour commencer la configuration matérielle et la programmation. Alors la vue suivante s'affiche :



## 2. Choix de l'automate :

On insère dans notre projet, une station d'automate SIMATIC 400 :

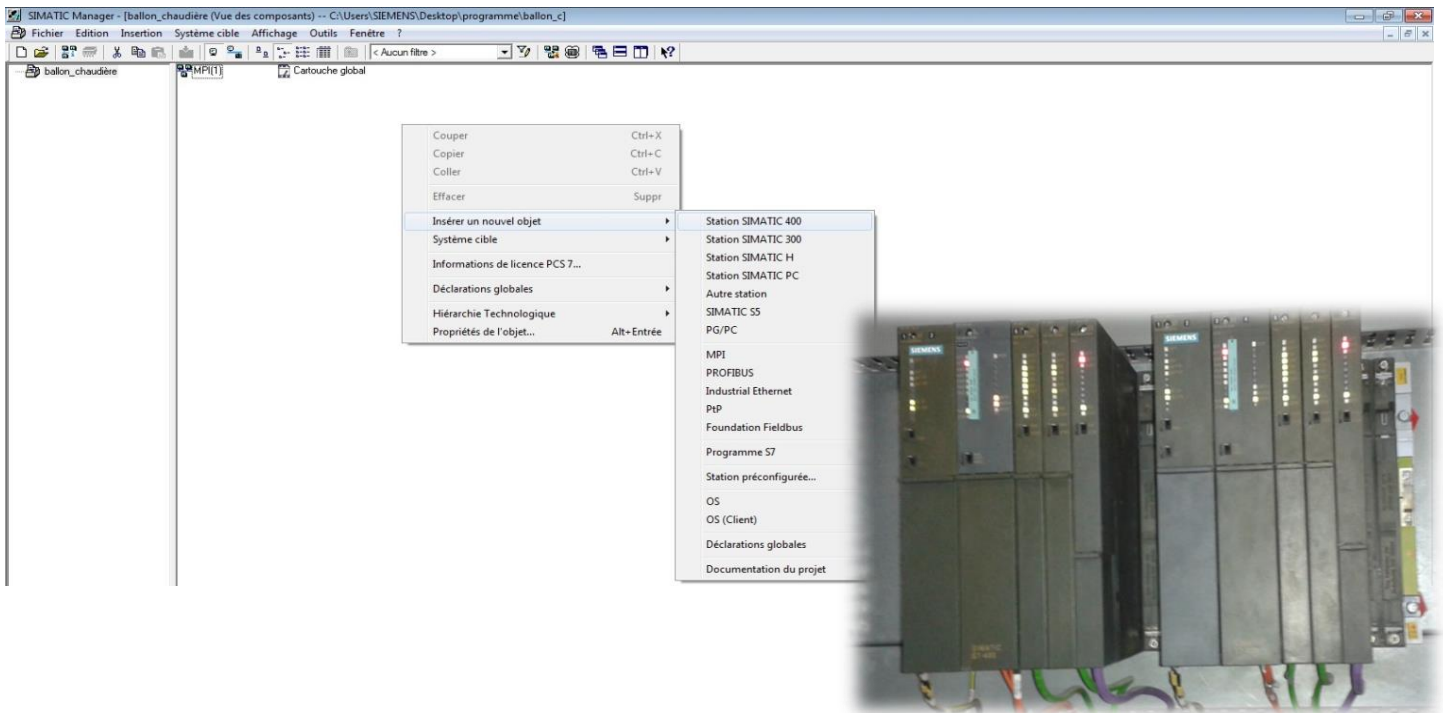


Figure II-2.1 Insertion de l'automate



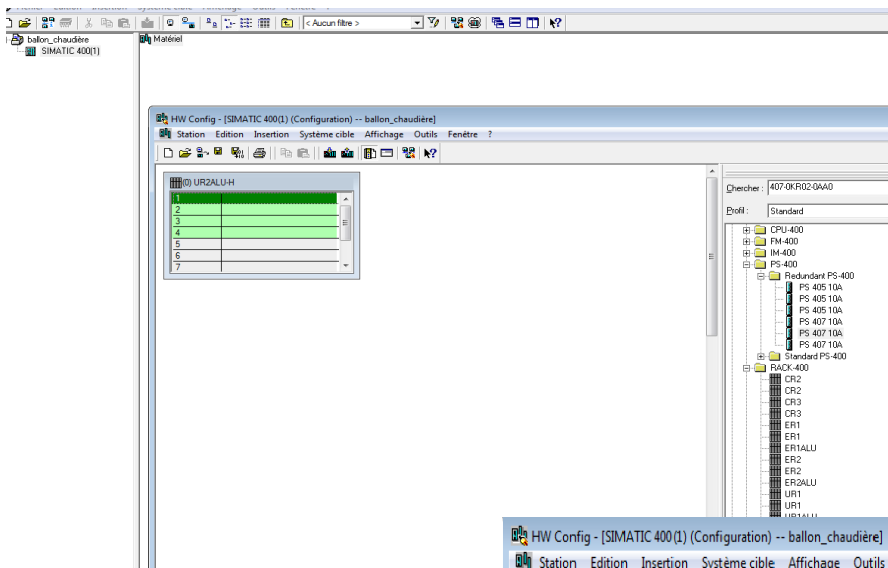
### 3. Configuration matériel :

La configuration matérielle optée dans cette application est donnée dans un chapitre précédent. Au niveau du logiciel, la démarche suivie pour faire une configuration matérielle consiste à ajouter un automate, et en entrant dans les propriétés de cet automate on trouve « matériel », dans cet onglet on fait la configuration matérielle qui représente une étape nécessaire pour automatiser un système.

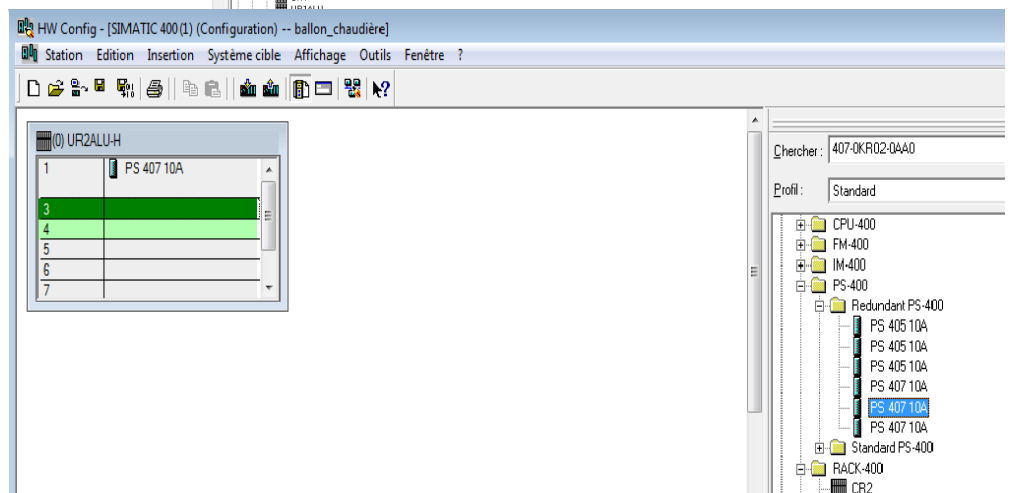
Dans un châssis qui va représenter notre automate virtuelle, on ajoute les éléments nécessaires pour l'application. On ajoute d'abord une carte d'alimentation (PS), puis celle de la CPU, dans cette carte un réseau Profibus-DP est y intégré, pour être utilisé comme étant un bus de terrain et de communication entre automate. Et en dernier, on ajoute une carte Ethernet qui va être doté d'un câble Ethernet et qui sera utilisé pour diffuser les données à toutes les machines.

Ensuite on ajoute des châssis déportés ou des périphériques décentralisés pour insérer des cartes d'E/S. ces châssis déportés communiquent avec le châssis principal en utilisant un câble Profibus.

La vue suivante résume cette configuration :



Choisissons  
premièrement un  
châssis UR2-H  
porte-modules de la  
bibliothèque  
RACK-400 :

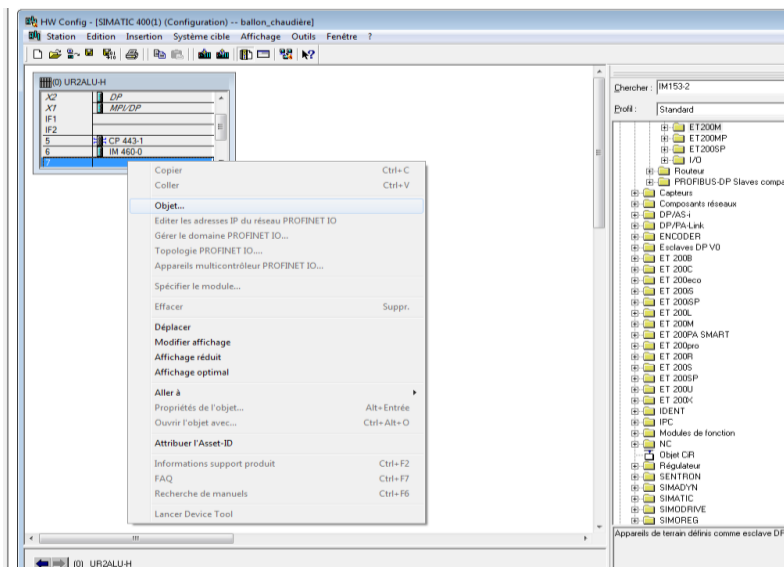
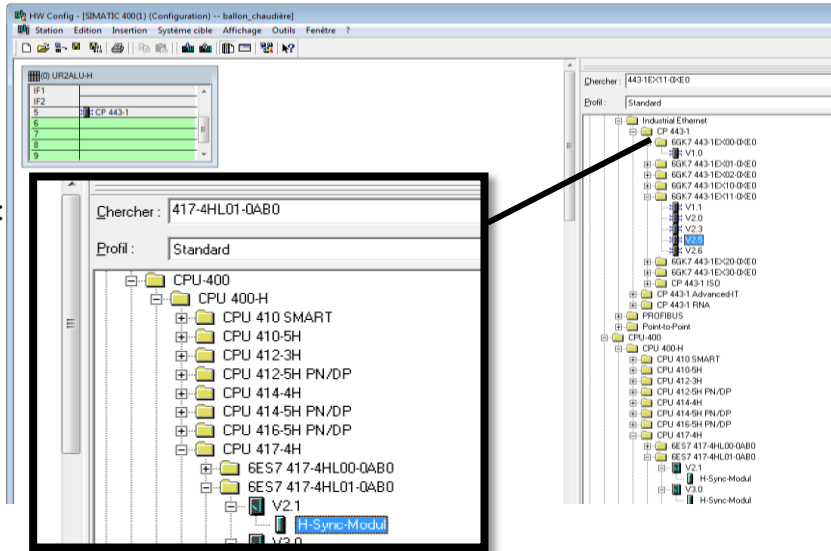


Après, on ajoute une carte  
D'alimentation PS 407 :

Puis on choisit, les deux CPU redondants :

La série utilisée dans notre projet est :

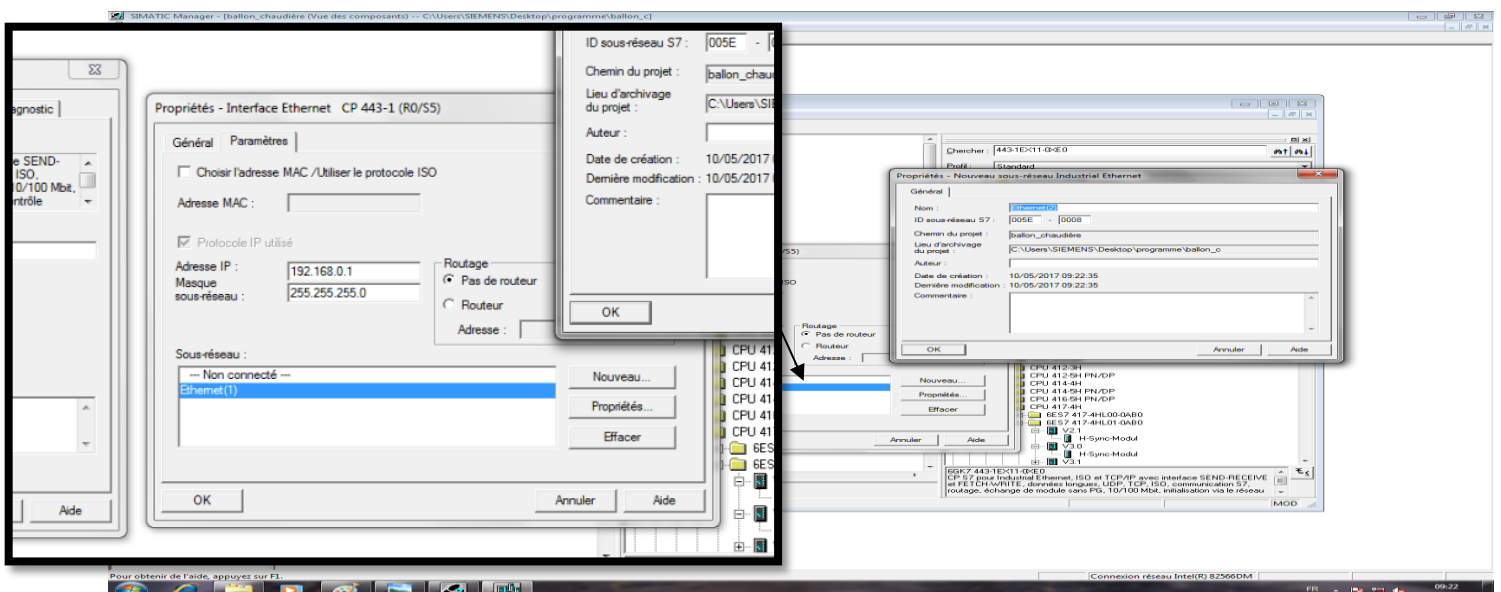
417-4HL01-0AB0 → H-Sync-Modul



Pour les modules E/S, nous choisissons 4 entrées et une sortie :

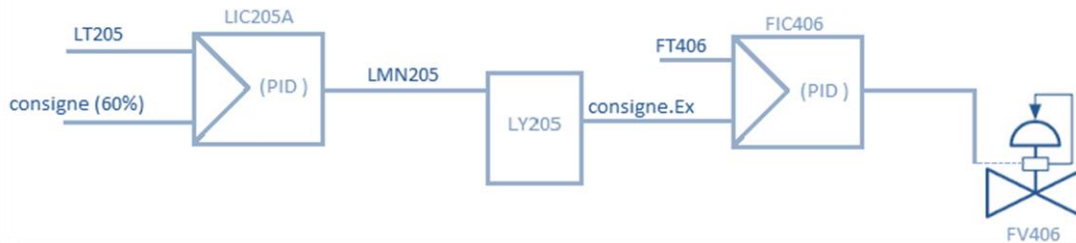
- Les entrées :
  - Capteur du niveau LT205
  - Capteur du débit de l'eau d'alimentation FT406
  - Capteur du débit de la vapeur FT407
  - L'entrée de la consigne interne (opérateur)
- La sortie :
  - La commande de la vanne régulatrice du débit de l'eau alimentaire

- On établit la configuration de la connexion entre les éléments de contrôle et les stations de supervision via un câble Ethernet :



## II. Programmation de boucle de régulation

Après le choix de l'automate et ces accessoires et la configuration matériel, on commence la programmation, notre objectif est de créer un programme selon le schéma de régulation suivante :



Au départ, nous commençons l'ouverture du CFC par la manière suivante :

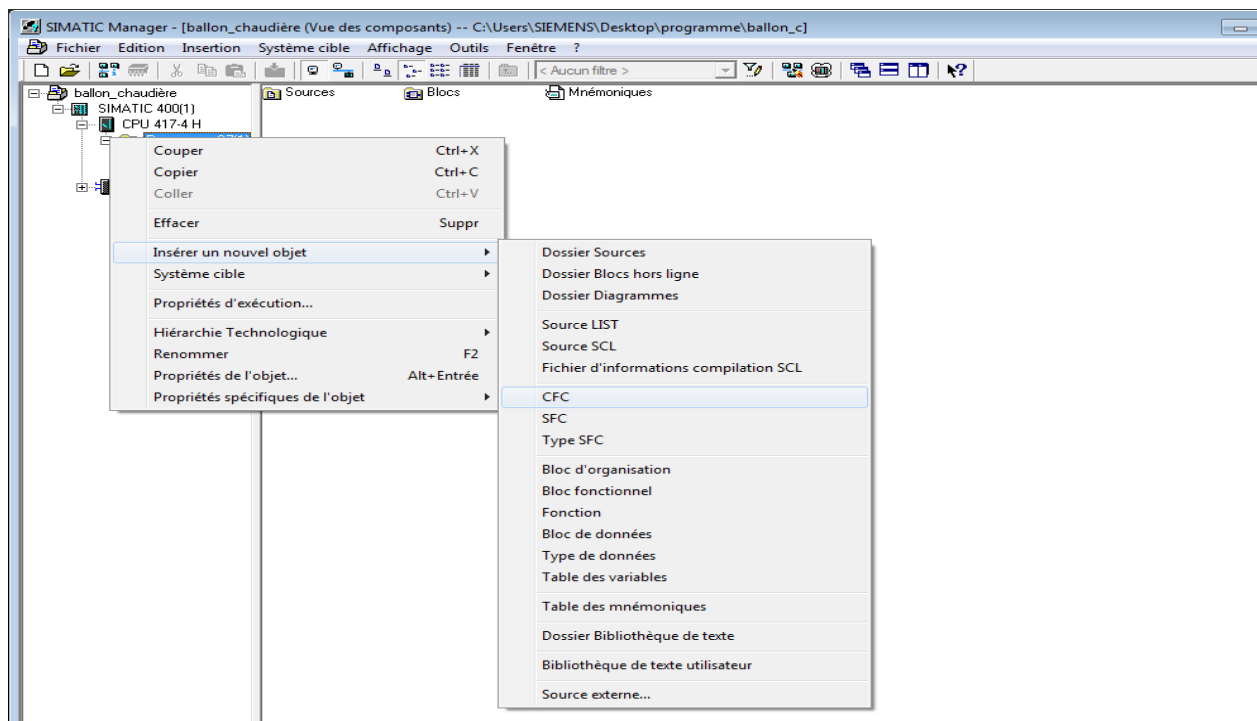


Figure II-2.2 Insertion d'un nouveau diagramme CFC

Les blocs de programmation sont préprogrammés, Pour ce faire, les blocs sont insérés dans des diagrammes fonctionnels et interconnectés.

Connecter signifie transmettre des valeurs d'une sortie de bloc vers une ou plusieurs entrées de bloc, par exemple pour permettre la communication entre ces blocs.

## 1. Le diagramme du capteur de niveau :

Pour ce diagramme, la valeur mesurée par le capteur de niveau du ballon chaudière (LT205) est comparée avec la consigne interne souhaitée par les superviseurs, à l'aide d'un bloc d'un comparateur analogique.

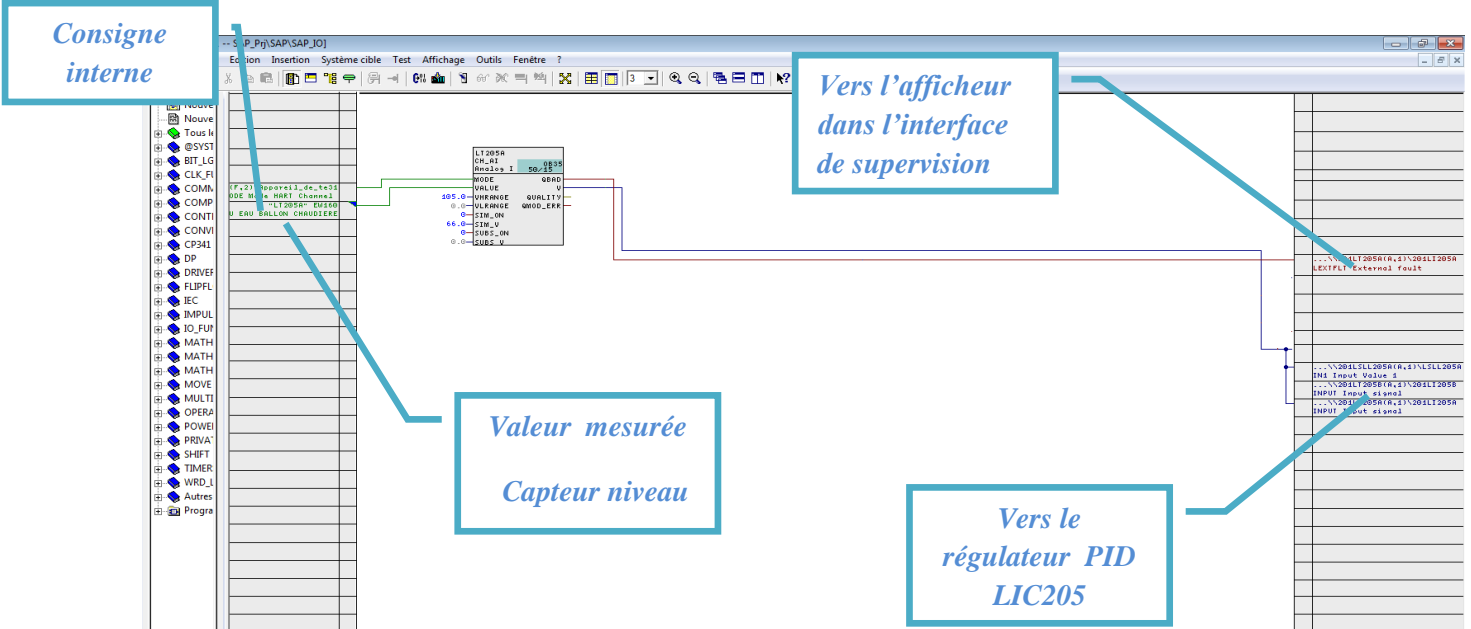


Figure II-2.3 Diagramme capteur de niveau

## 2. Le diagramme du régulateur de niveau LIC205 :

L'erreur entre la consigne interne et la valeur mesurée par le capteur du niveau LT205A est régulé à l'aide du régulateur PID LIC205A du niveau du ballon chaudière, la sortie du régulateur est utilisée dans le bloc de calcul LY205.

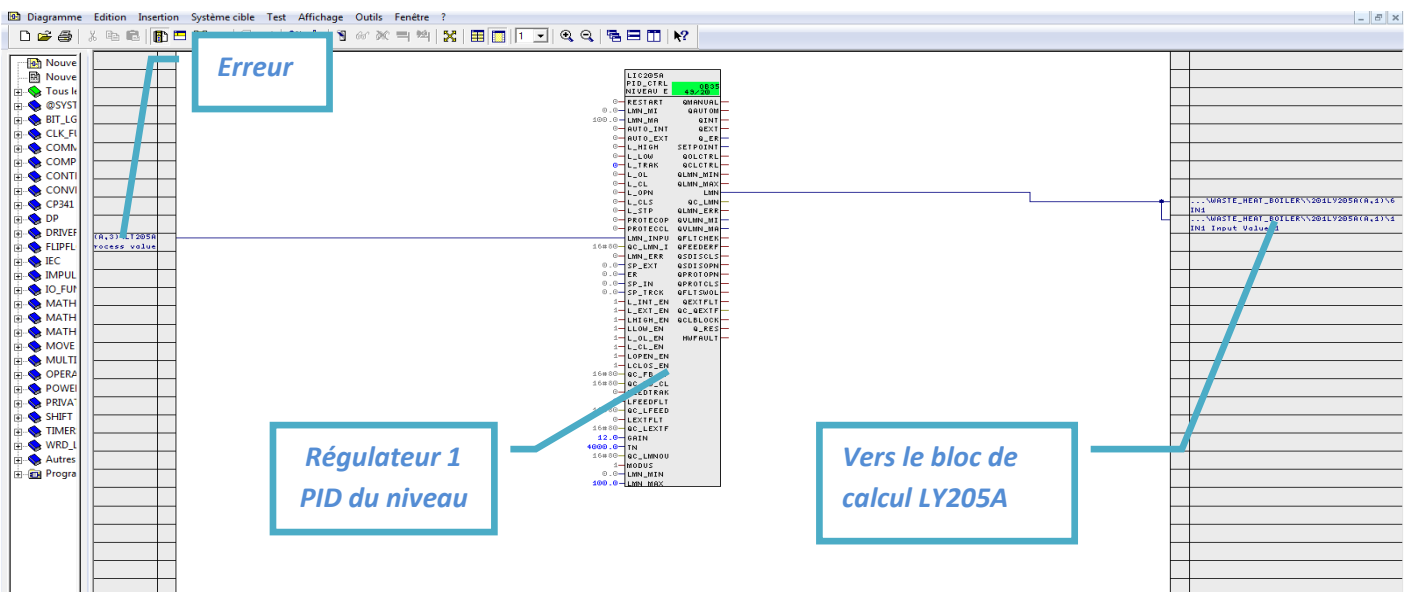


Figure II-2.4 Diagramme régulateur du niveau

### 3. Le bloc de calcul :

Pour ce diagramme, on exploite la valeur du niveau régulé LMN205 avec la valeur mesuré de débit du vapeur, pour établir la consigne externe du débit de l'eau alimentaire selon la formule suivante :

$$LY205 = FY407 + \left( \frac{LMN205 - 50}{100} \right) \times 210 \times 0,2$$

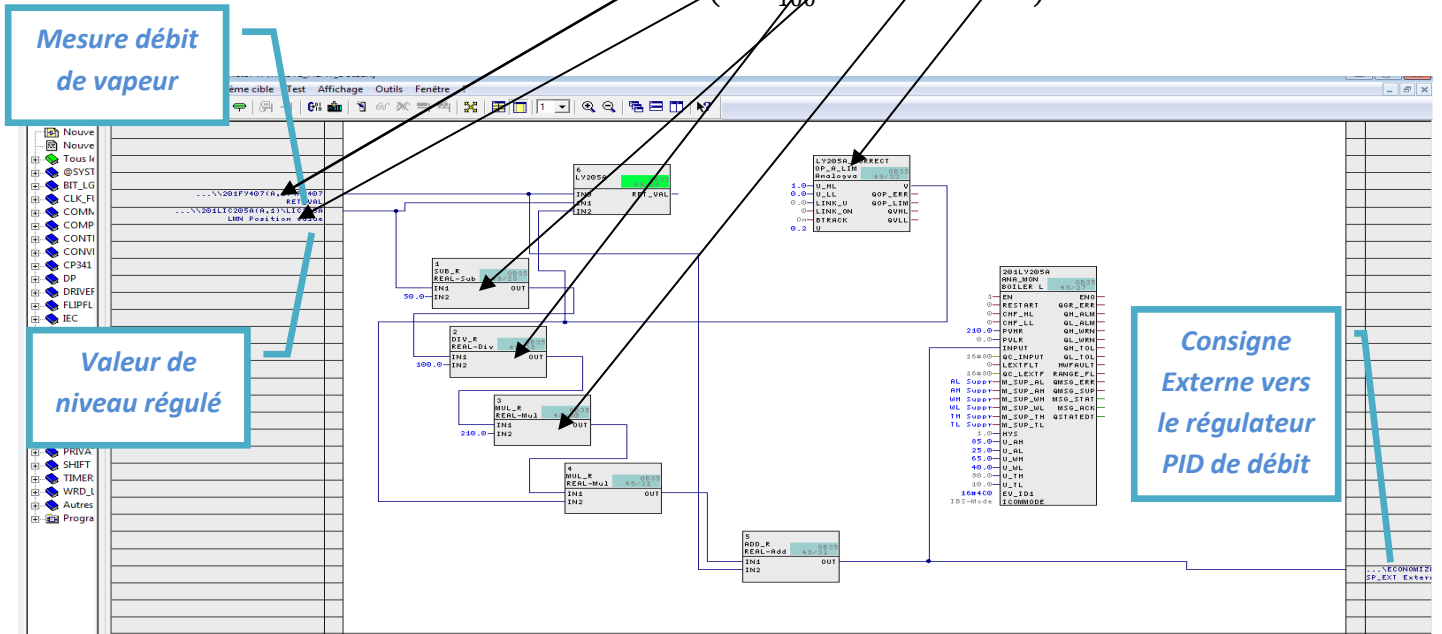


Figure II-5 Diagramme bloc de calcul

### 4. Régulateur de débit :

La valeur calculée par le bloc LY205 entre en jeu sous forme d'une consigne externe de la deuxième régulateur PID (FIC406), la sortie de ce dernier est acheminé vers l'entrée de la commande de la vanne régulatrice qui agit sur le débit l'eau d'alimentation de la chaudière.

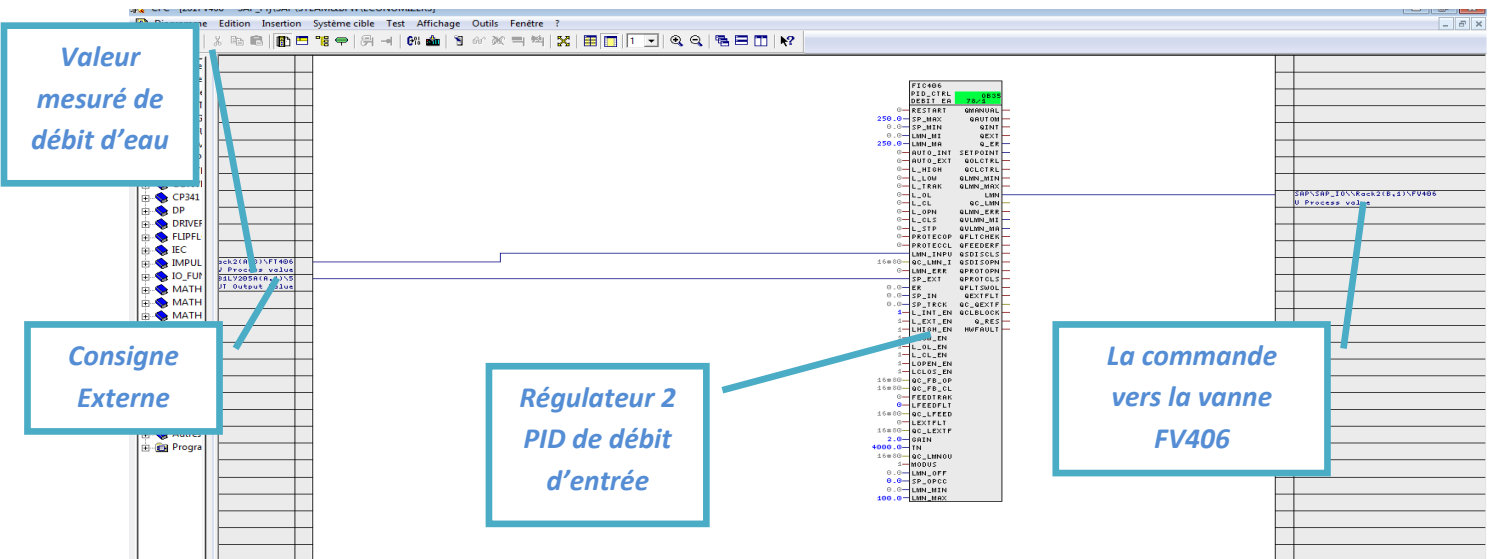


Figure II-6 Diagramme regulateur de debit



## 1. WinCC

WinCC est un système de supervision doté de puissantes fonctions pour la surveillance de processus automatisés.

WinCC est le système utilisé par Siemens, il offre une fonctionnalité SCADA complète.

## 2. Configuration du poste ingénieur

### 2.1) Configuration matérielle :

Dans le projet SAP on insère une station de supervision nommé SIMATIC PC. En insérant la station, un onglet nommé configuration apparaît dans lequel on fait la configuration matérielle.

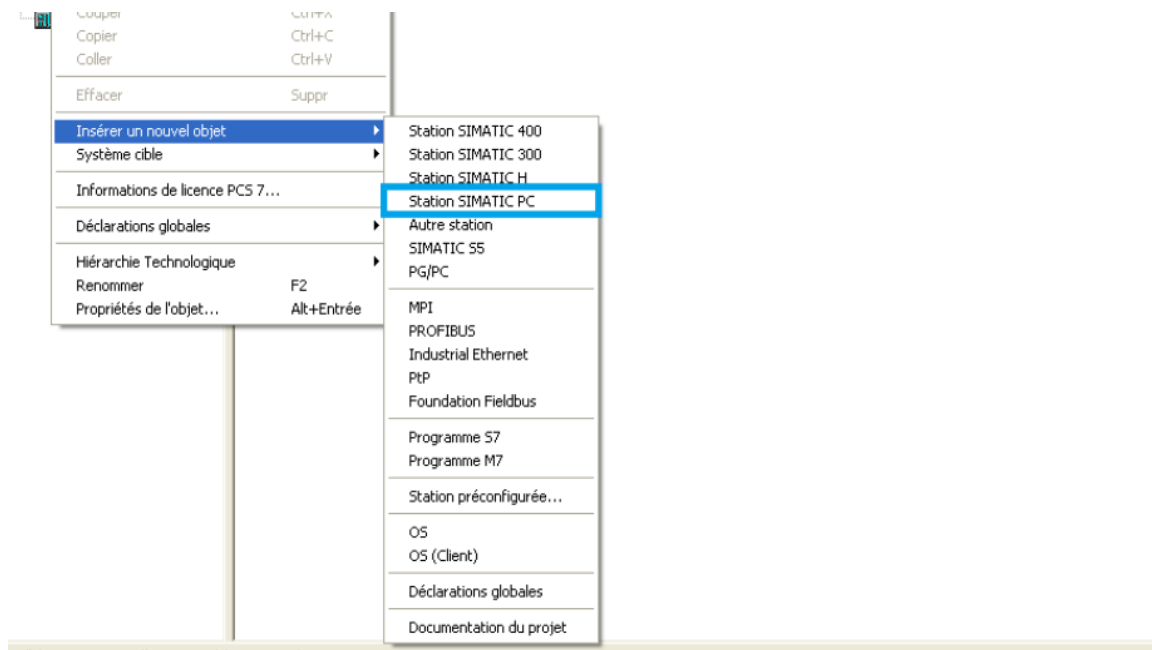


Figure II-2.8 Méthode d'insertion d'un poste de supervision

Lorsqu'on rentre dans configuration, on trouve un châssis dans lequel on insère des modules indispensables à la communication entre l'automate et l'interface homme machine. Les modules qui sont insérés sont les suivants :

- WinCC Appl
- IE Général

La figure suivante représente la configuration matérielle du poste ingénieur :

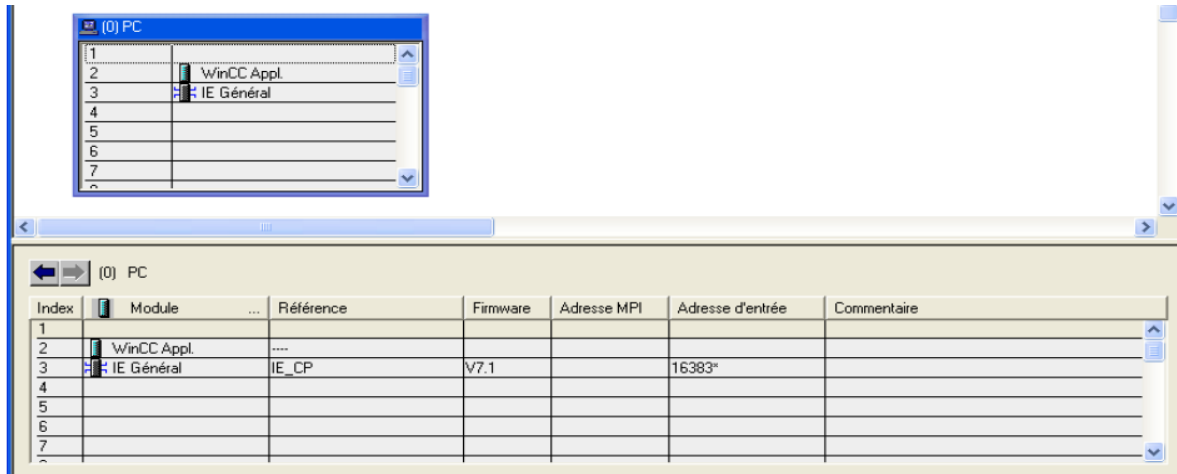


Figure II-2.9 Configuration matérielle du poste de supervision

## 2.2) Liaison entre automate et interface homme machine :

La communication entre l'automate et l'interface homme machine sera assurée par le réseau Ethernet.

Par l'insertion d'une carte Ethernet dans la configuration matérielle de l'automate et l'insertion de WinCC Appl dans la configuration du poste ingénieur, on dit que les deux machines connaissent le même réseau Ethernet mais pour qu'elles communiquent Cette liaison doit être ajoutée dans le NetPro comme suit :

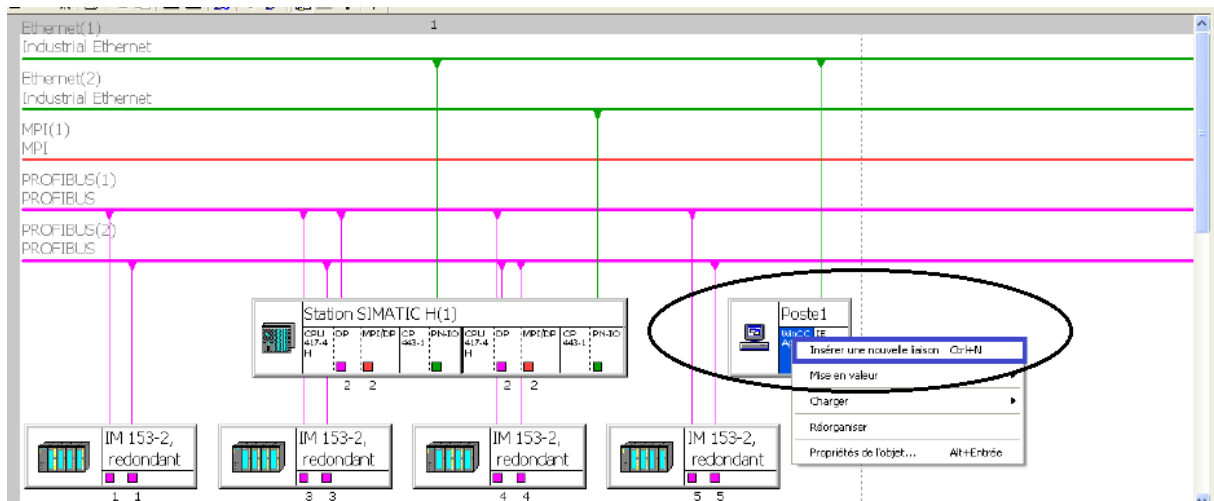


Figure II-2.10 Méthode de l'insertion d'une liaison entre l'automate et le poste de supervision

Choix de type de liaison entre l'automate et le poste de supervision : liaison S7 de haute disponibilité.



### 2.3) Création des vues graphiques

Pour que chaque utilisateur puisse voir les activités de l'installation, l'utilisation des vues graphiques s'avère obligatoire.

Le PCS7 offre le logiciel de supervision WinCC qui permet de créer ces vues graphiques et qui seront un intermédiaire entre l'utilisateur et l'installation.

Pour la création de ces vues graphiques on utilise Graphics Designer du logiciel WinCC.

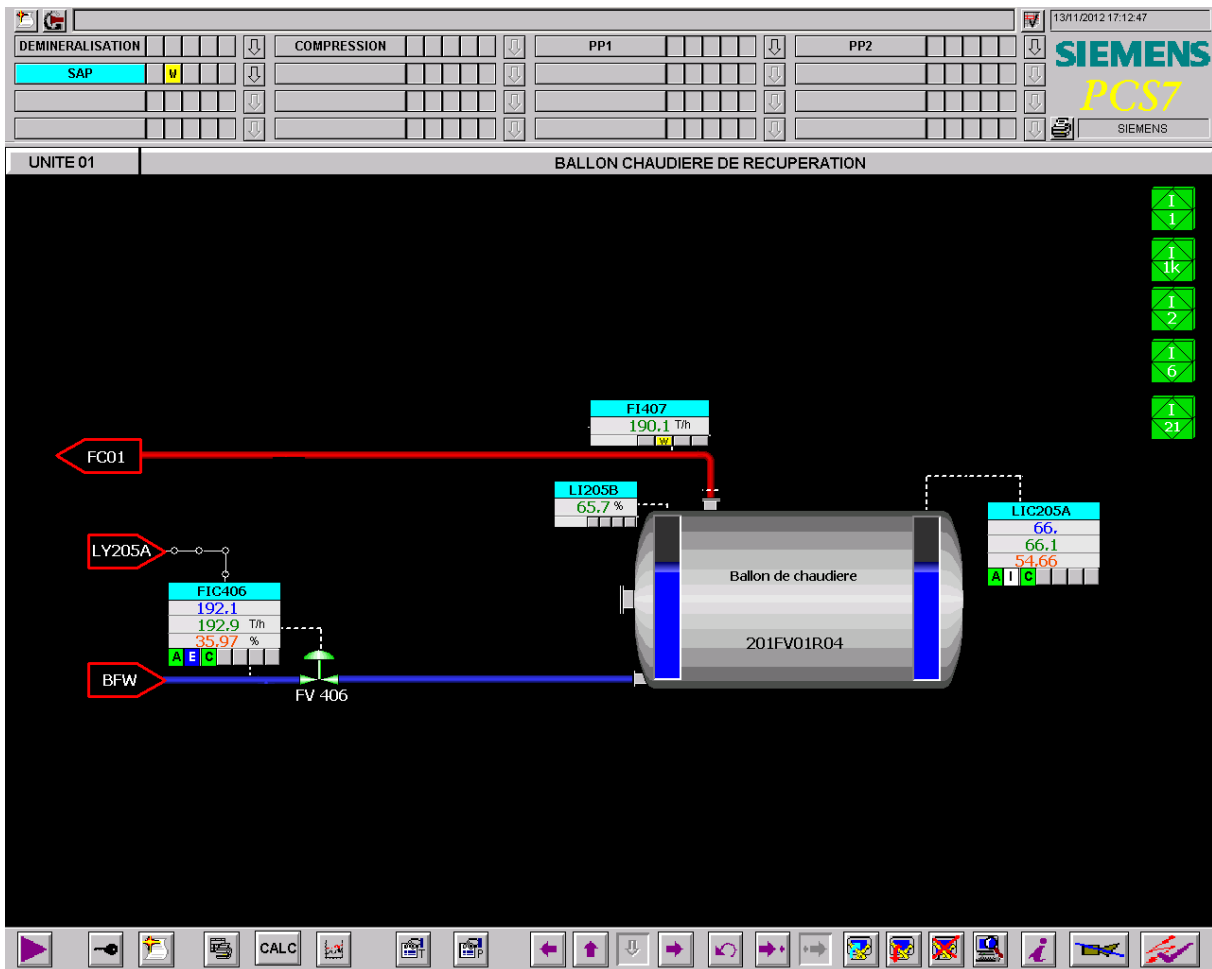


Figure II-2.11 Vue du ballon

#### Conclusion :

Les DCS sont des systèmes qui permettent le contrôle et la surveillance des procédés industriels, ils sont caractérisés par une haute fiabilité dans le traitement des données. Ils se composent d'une architecture matérielle, qui représente le côté matériel, et une architecture logicielle, qui représente les logiciels qui sont disponibles pour la programmation et la supervision.

# PARTIE III

## *Identification du système*

*Cette partie est dédiée à l'identification de notre système ballon-chaudière. Le niveau de sécurité dans zones de production étant très élevé, il nous a été impossible de procéder par le protocole d'identification classique. En effet, nous n'avons pas accès au système pour varier ses entrées. La démarche adoptée face à cette contrainte sera détaillée dans cette partie.*

# Chapitre 1 : méthode d'identification

---

## I. Introduction

Lorsque l'on envisage la commande d'un système, la première étape consiste à le modéliser. Cela consiste à, d'une part, élaborer un objet mathématique qui permette de décrire et prédire le comportement dynamique du système lorsque ce dernier est soumis à des influences externes. Ou bien, d'autre part, cela peut consister à l'identifier pour améliorer son comportement dynamique avec des régulateurs adéquats. La modélisation pour l'analyse ou la conception de procédés, demande la construction de modèles précis et souvent complexes appelés modèles de connaissances. Par contre, la modélisation pour la synthèse des régulateurs va demander des modèles exploitables basés sur le comportement externe du système.

- **Modèle de connaissance** : La prise en compte des phénomènes en jeu (physiques, chimiques, biologiques, etc.) permet, à partir des bilans (d'énergie, de population, etc.) d'établir un modèle de connaissance. Cette modélisation donne lieu à des équations dynamiques, souvent non linéaires, aux dérivées ordinaires, voir à des équations aux dérivées partielles dès lors que les évolutions spatio-temporelles pour des variables du procédé sont présent en compte. Cette approche permet d'arriver à une représentation plus proche que la réalité. La complexité de cette méthode réside dans la difficulté de simuler le comportement du procédé et à l'analyser formellement.

- **Modèle « boîte noire »** : L'établissement du modèle se fait à partir d'un ensemble de couples entrées-sorties. Il s'agit de choisir une représentation (fonction de transfert, réseaux de neurones, etc.) de la sortie en fonction de l'entrée et d'effectuer une identification des paramètres du modèle. Toutefois, pour être exploité en commande, il devra être dynamique pour représenter les variations du procédé au cours du temps. Le modèle obtenu est donc purement mathématique et a priori n'a aucune signification physique. Cette approche s'avère plus simple et plus rapide, mais peut être très difficile à la mettre en œuvre dans le cas des systèmes multi variables ou de fortes non-linéarités.

Nous nous trouverons devant un dilemme précision/simplicité :



Pour pallier à cette difficulté, il s'avère très pratique de développer des modèles de représentation qui décrivent le comportement entrée-sortie du processus. On appelle ainsi l'identification de systèmes dynamiques l'étape de modélisation correspondante.

Contrairement à la modélisation mathématique, l'identification des systèmes est une approche expérimentale qui permet de décrire le comportement dynamique du système.

L'identification de systèmes dynamiques a récemment fait l'objet d'un développement remarquable sous l'impulsion des méthodes dites des sous-espaces.

Le principal apport de ces méthodes par rapport aux techniques plus traditionnelles d'erreur de prédiction, est de permettre l'estimation directe de représentations minimales d'état non nécessairement canoniques. Cela a le mérite d'éviter la fastidieuse tâche qu'est la construction de modèle d'état pour des systèmes Multiple Input-Multiple Output (MIMO) à partir de équations entrée sortie. La représentation d'état est souvent préférée au modèle entrée-sortie (E-S) pour la compacité avec laquelle elle encode les paramètres des systèmes multi variables. De plus, elle se prête plus naturellement, compte tenu des méthodes algébriques et analytiques disponibles dans la littérature, à l'analyse en termes d'observabilité et de commande.

Ainsi, nous allons identifier notre système ballon chaudière par un modèle paramétrique, discret, sous forme d'une représentation d'état par une méthode basée sur les mesures d'entrées/sorties.

## II. Méthode des sous espaces

Plus récemment, les méthodes des sous-espaces (Subspace-based State Space System IDentification 4SID) sont apparues comme une nouvelle solution au problème de l'identification directe d'une forme d'état à temps discret. A la différence des méthodes classiques, les méthodes des sous-espaces identifient une réalisation quelconque et non pas une forme canonique qui nécessiterait une paramétrisation au préalable du modèle. Une synthèse regroupant les fondements théoriques de base, communs à toutes ces méthodes, est proposée dans ce paragraphe.

### 1. Problème de départ

En supposant que le système que l'on cherche à identifier appartient à la classe des systèmes linéaires et invariants dans le temps, le problème d'identification directe d'une forme d'état peut se formuler ainsi :

Étant donné  $N$  échantillons des entrées  $\in \mathcal{R}^p$  et des sorties  $y_k \in \mathcal{R}^m$  d'un système dont on cherche à approcher le comportement en sortie par un modèle d'état défini par :

$$x(k+1) = A.x(k) + B.u(k) + K.e(k) \quad (2.1.1)$$

$$y(k) = C.x(k) + D.u(k) + e(k)$$

Où  $x(t) \in \mathfrak{R}^n$  est le vecteur d'état,  $K$  est le gain d'innovation de Kalman et  $e(k)$  est un vecteur de bruits blancs dont la matrice d'auto covariance est donnée par  $E\{e(k_i).e(k_j)\}$ .

On cherche alors à déterminer :

L'ordre  $n$  du modèle ; les matrices du système :

$A \in \mathfrak{R}^{n \times n}$   $B \in \mathfrak{R}^{n \times p}$   $C \in \mathfrak{R}^{m \times n}$   $D \in \mathfrak{R}^{m \times p}$  et  $K \in \mathfrak{R}^{n \times m}$  à une transformation de similarité (T) près.

## 2. Identification déterministe par la méthode des sous espaces :

L'identification par la méthode des sous espaces fournit directement la représentation d'état du modèle identifié à partir des données d'entrées-sorties. Comme cette approche travaille avec la représentation d'état, elle est MIMO, ce qui permet d'avoir un nombre de paramètres de réglage qui est relativement réduit et qui n'augmente pas avec la taille du système identifié et le nombre d'entrées et de sorties. Considérons la représentation d'état d'un système LTI

$$x(k+1) = A.x(k) + B.u(k) \quad (2.1.2)$$

$$y(k) = C.x(k) + D.u(k)$$

Où  $y(t) \in \mathfrak{R}^p$ ,  $X(t) \in \mathfrak{R}^n$  et  $u(k) \in \mathfrak{R}^m$ . Pour appliquer les sous espaces il est nécessaire de construire les matrices de Hankel d'entrées-sorties du système. On les construit de la façon suivante :

$$U_i = \begin{pmatrix} u(0) & u(1) & \dots & u(j-1) \\ u(1) & u(2) & \dots & u(j) \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ u(i-1) & u(i) & & u(i+j-2) \\ u(i) & u(i+1) & & u(i+j-1) \\ u(i+1) & u(i+2) & \dots & u(i+j) \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ u(2i-1) & u(2i) & & u(2i+j-1) \end{pmatrix} \quad (2.1.3)$$

$$Y_i = \begin{pmatrix} y(0) & y(1) & \dots & y(j-1) \\ y(1) & y(2) & \dots & y(j) \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ y(i-1) & y(i) & & y(i+j-2) \\ y(i) & y(i+1) & & y(i+j-1) \\ y(i+1) & y(i+2) & \dots & y(i+j) \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ y(2i-1) & y(2i) & & y(2i+j-1) \end{pmatrix}$$

L'index  $i$  est un paramètre de réglage pour l'identification par les sous espaces. Il doit être suffisamment grand, i.e. au pire aussi grand que l'ordre maximum estimé du modèle que l'on cherche à identifier. L'index  $j$  correspond au nombre d'échantillons temporels utilisés pour l'identification du modèle, typiquement la taille d'un signal d'excitation persistante comme une SBPA qui excitera le système.

Dans ces matrices de Hankel on a fait apparaître les données passées et futures :

$$U_i = \frac{U_p}{U_f} \quad Y_i = \frac{Y_p}{Y_f} \quad (2.1.4)$$

Où  $U_p$  et  $Y_p$  représentent les données d'entrées-sorties passées et  $U_f$  et  $Y_f$  les données d'entrées-sorties futures. On peut montrer par une relation de récurrence à partir des équations de la représentation d'état, et des matrices de Hankel d'entrées-sorties, les relations suivantes qui sont à la base de la méthode des sous espaces :

### III.Choix des entrées d'excitation

Afin d'aboutir à un modèle qui reflète le plus fidèlement possible le comportement du système à identifier, le choix de l'entrée d'excitation est une étape primordiale. En effet, certaines entrées sont meilleures que d'autres. D'autre part, une méthode qui exige une entrée bien particulière est plus restrictive qu'une méthode qui ne pose pas de conditions sur l'entrée.

Et surtout dans le cas d'une unité industrielle, il faut choisir cette entrée de manière à ne pas éloigner le système de son point de fonctionnement normal. Ainsi l'entrée doit être autant que possible à valeur moyenne nulle. En outre on a intérêt à exciter le système le plus longtemps possible si on veut en tirer beaucoup d'informations, en particulier l'exciter dans toute la bande de fréquence intéressante. Ainsi l'entrée idéale sur le plan fréquentiel est un bruit blanc, ou puisque le bruit blanc est un être mathématique physiquement non réalisable (énergie infini) un bruit dont le spectre est constant en basse fréquences et limitée du cote des hautes fréquences. Mais fabriquer un tel bruit est n'est pas toujours facile d'un point de vue pratique.

Les principales propriétés d'une entrée d'identification se résument comme suit : centrée, perturbant peu la sortie mais de spectre très riche, déterministe si c'est possible. Un tel signal existe c'est ce qu'on appelle séquence binaire pseudo aléatoire (SBPA).

Cependant, dans le milieu industriel et particulièrement les raffineries, il n'est pas toujours possible d'exciter le système avec un tel signal. Le service production ne tolère aucune variation de la température de la sortie pour ne pas affecter la qualité du produit. Les responsables sécurité sont également très susceptibles quand il s'agit d'une manipulation pareille.

Le seul moyen qui nous a été livré pour décrire le comportement du ballon chaudière était l'historique des entrées/sorties du système. Néanmoins, la variation des entrées du système en boucle fermée n'était pas significative et ne servait pas à l'identification.

La solution la plus adaptée était de recueillir les données relatives au démarrage du ballon chaudière. Cela nous a permis d'avoir une variation assez importante de l'entrée et un modèle résultant remarquablement plus favorable. Cependant, un système est généralement instable lors du démarrage. En conséquence, il a fallu choisir un intervalle bien déterminé pour effectuer l'identification : les parois du four étant en ciment, le démarrage s'effectue lentement et par plages, cela nous a permis d'avoir des temps de stabilisation intermédiaires. C'est autour d'un point de fonctionnement appartenant à ces intervalles que nous allons effectuer l'identification.

# Chapitre 2 : Etablissement d'un modèle E/S du système

Après l'analyse du fonctionnement du procédé et des conditions de travail, il s'est avéré que l'application du protocole classique d'identification est irréalisable. En effet, les conditions exigées sur les entrées de tests lors d'une identification ne sont pas accessibles. On ne peut pas générer un signal d'entrée riche en fréquence (séquences binaires pseudo-aléatoires) ni appliquer une série d'échelons montants et descendants à chacune des entrées du système et observer l'impact de chaque entrée sur la sortie.

Devant cette contrainte, le recours à l'historique des entrées/sortie semble un bon alternatif pour la description du comportement du système ballon chaudière. Toutefois les résultats, comme nous allons l'apercevoir, ne sont pas satisfaisants.

Une autre approche conseillé pour procéder à l'identification, il s'agit d'une petite variation de tolérance sur la consigne pour obtenir le maximum de variation sur l'entrée.

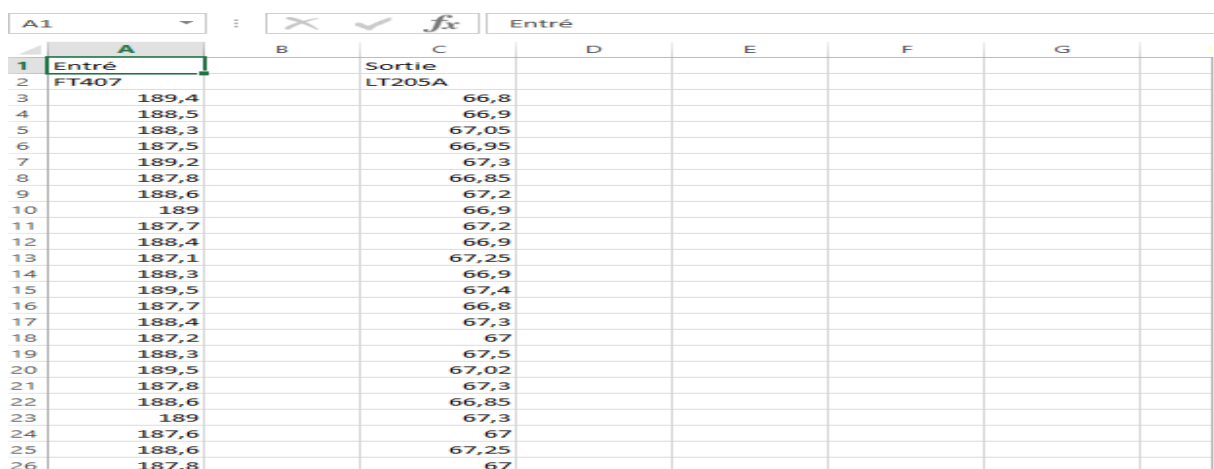
## I. Identification par l'historique des données E/S

### 1. Traitement des données

Après avoir récupéré les données, nous avons procédé à l'identification du modèle à l'aide de l'outil Toolbox Identification de MATLAB selon les étapes suivantes :

- Collecte et organisation des données :

Nous avons commencé par extraire les données relatives au système ballon chaudière de l'ensemble des données archivées dans la mémoire du système DCS. Il fallait ensuite organiser les données et choisir une plage de variation qui ne contient pas d'anomalie (ex : un débit négatif dû à une vanne en arrêt...)



	Entré	Sortie
1	FT407	LT205A
2	189,4	66,8
3	188,5	66,9
4	188,3	67,05
5	187,5	66,95
6	189,2	67,3
7	187,8	66,85
8	188,6	67,2
9	189	66,9
10	187,7	67,2
11	188,4	66,9
12	187,1	67,25
13	188,3	66,9
14	189,5	67,4
15	187,7	66,8
16	188,4	67,3
17	187,2	67
18	188,3	67,5
19	189,5	67,02
20	187,8	67,3
21	188,6	66,85
22	189	67,3
23	187,6	67
24	188,6	67,25
25	187,8	67
26		

Figure III - 2. 1 Aperçu de l'historique des E/S du Ballon chaudière



- Chargement des données vers Matlab :

L'organisation du fichier Excel est une étape très importante pour le chargement des données vers Matlab. Une mauvaise mise en forme peut entraîner une erreur dans le modèle obtenu.

Le chargement vers Matlab se fait par des instructions simples, si on respecte l'emplacement de notre fichier Excel. Il faut permettre à Matlab d'accéder au fichier des données.

Nous allons ensuite tracer l'entrée en fonction du niveau de sortie.

Cette étape nous permettra d'analyser la variation de commande et de mesurer l'impact d'entrée sur le niveau.

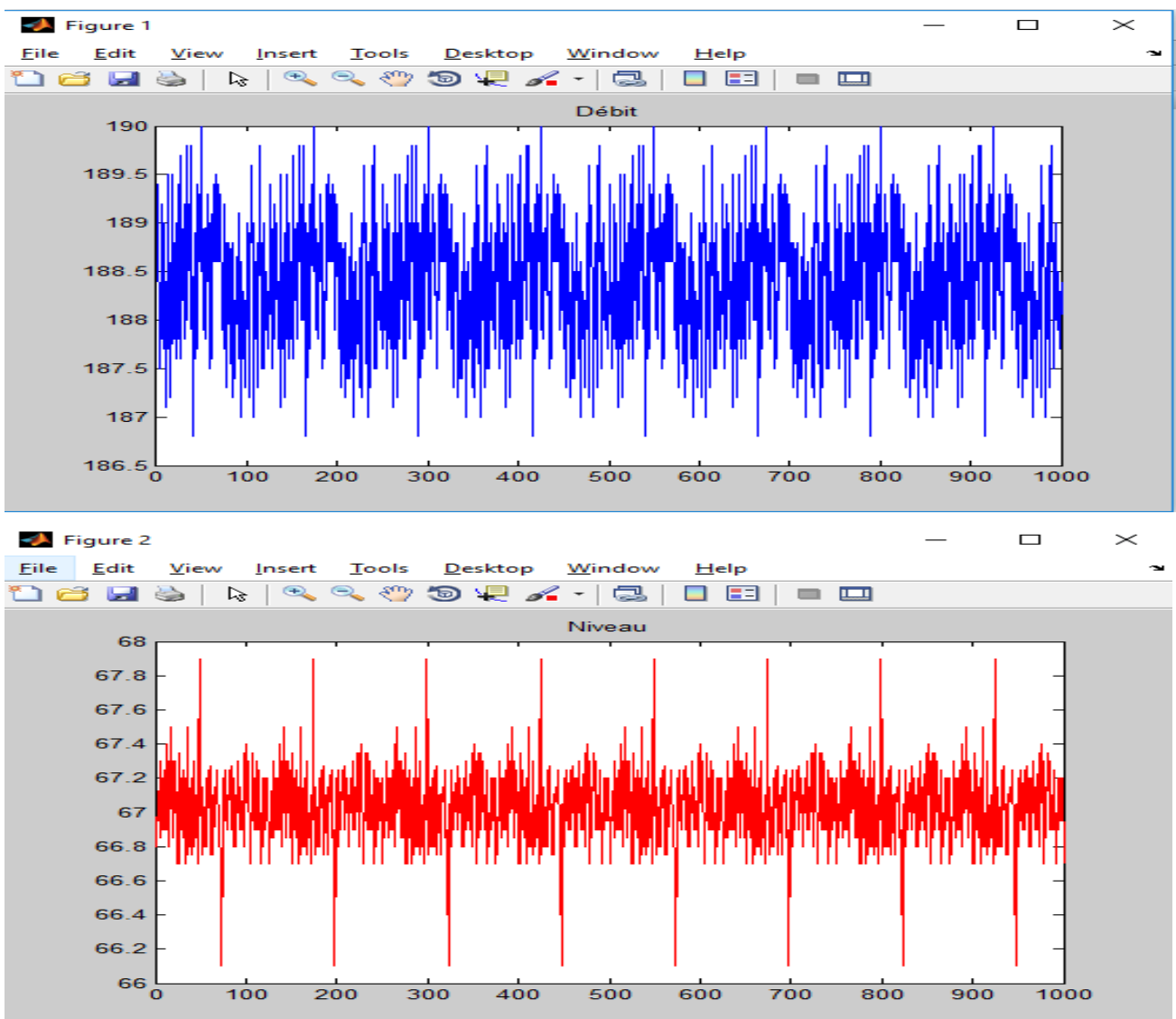


Figure III - 2.2 Aperçu de la variation du débit en T/h et du niveau de sortie en %

Ensuite, il fallait créer un objet iddata contenant les données entrées/sorties. L'exécution de ce fichier donne le résultat suivant :

Sortie : Niveau

Entrées : Débit d'eau

- Toolbox System Identification :

Les données du ballon chaudière étant regroupées dans un objet iddata, on peut commencer l'identification du système à l'aide de la boîte à outils Toolbox System Identification[3].

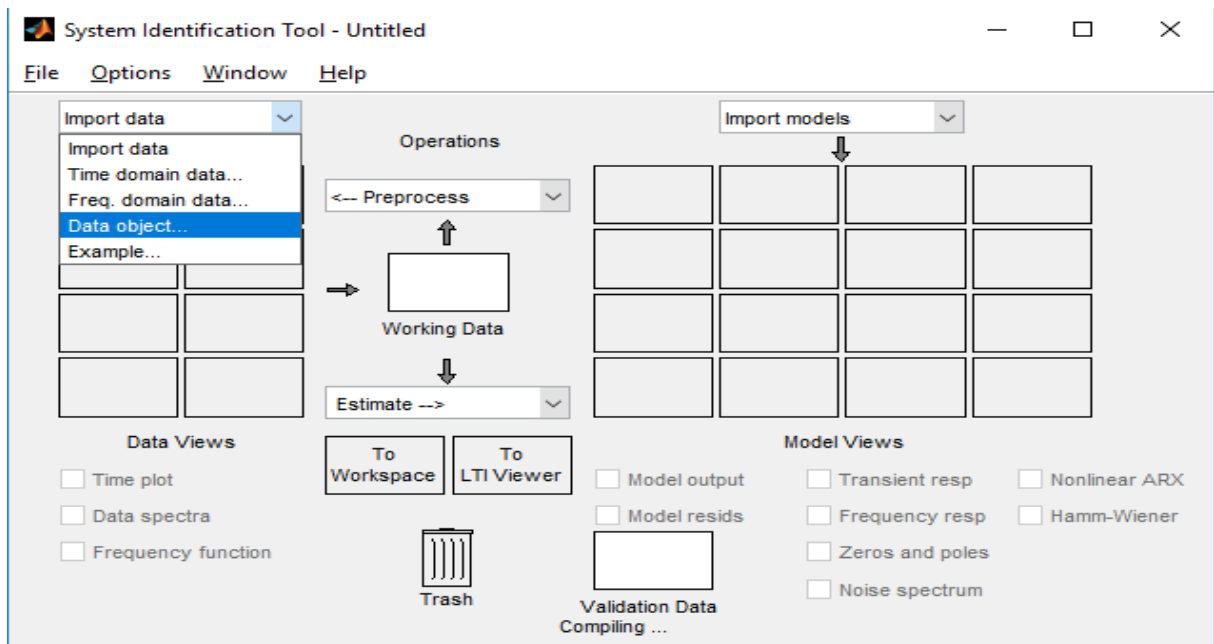


Figure III - 2. 3 Aperçu du System Identification toolbox

Le transfert des données à la boîte à outils est assuré par la spécification du nom de l'objet iddata dans la rubrique "Object" :

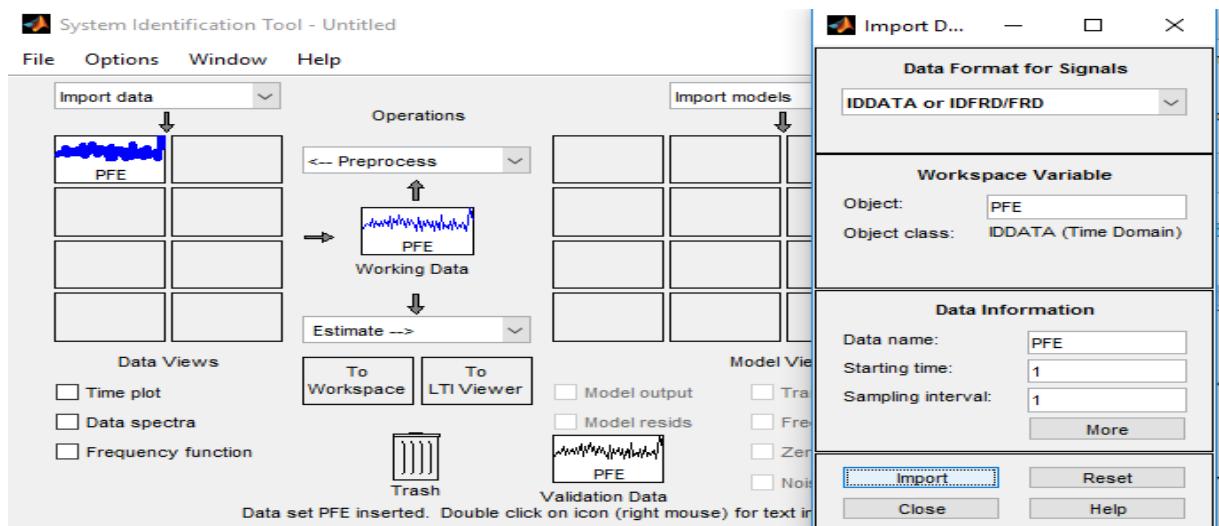


Figure III - 2. 4 Importation des données

**Remarque :**

L'objet iddata ne doit pas contenir des valeurs nulles, l'usage de la fonction "misdata" estime ces valeurs et fournit un objet iddata exploitable par la boîte à outils.

**1. Recherche du modèle :**

Nous avons choisi "State space model" comme structure du modèle souhaité pour représenter notre système sous forme d'une représentation d'état.

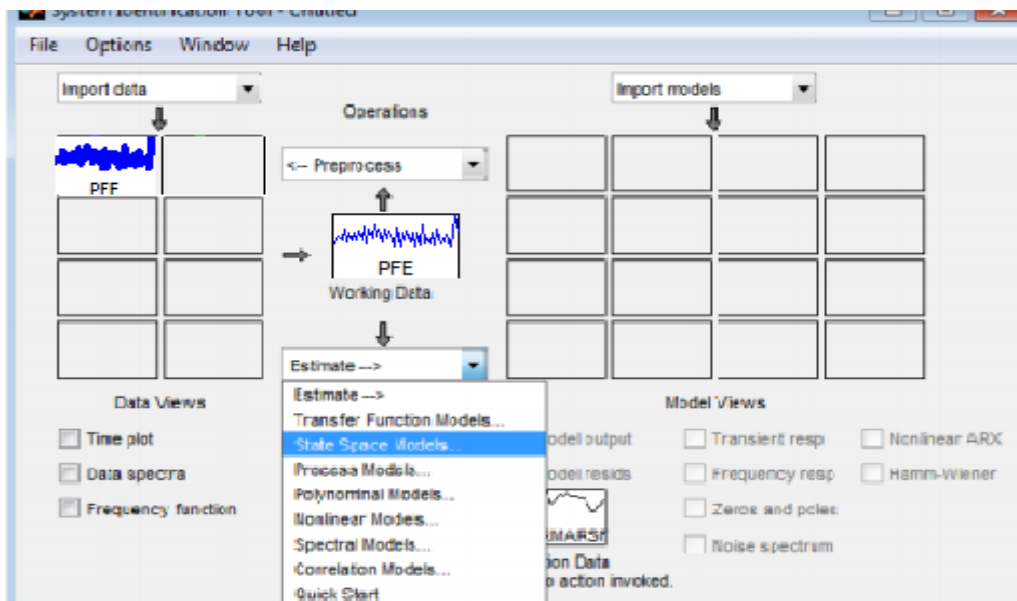


Figure III - 2. 5 Choix de la structure du modèle

**Remarque :**

L'ordre du modèle peut être suggéré par le Toolbox. En cliquant sur le bouton 'Order selection', on peut spécifier une fourchette d'ordre dans laquelle la recherche du meilleur ordre s'effectuera. Après, on clique sur le bouton 'Estimate' pour obtenir une fenêtre similaire à celle obtenue dans notre cas, où l'ordre trouvé est en rouge.

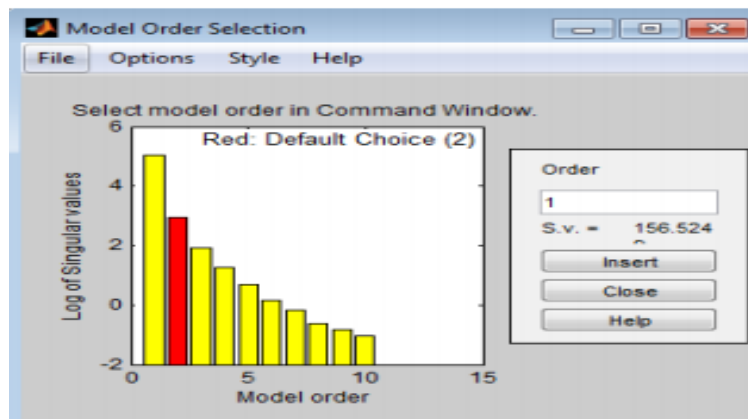


Figure III - 2. 6 Choix de l'ordre optimal

La stratégie de recherche d'un modèle sous forme de représentation d'état avec le Toolbox identification, consiste à trouver un bon modèle à l'aide de l'algorithme N4SID en variant l'ordre  $n$  du modèle. Ensuite, après avoir trouvé un modèle adéquat, nous fixons son ordre et on estime ses paramètres à l'aide de l'algorithme PEM. Ce dernier se base lui-même sur N4SID mais avec des itérations à l'issue desquelles nous aboutissons à des paramètres optimaux. Nous avons procédé avec des ordres croissants jusqu'à aboutir au meilleur modèle pour le N4SID. Les modèles trouvés sont classés dans l'espace 'Model Views'.

Pour visualiser la réponse du modèle trouvé aux mêmes signaux d'entrée, il suffit de cocher la case 'Model output'. Ainsi nous obtenons dans une fenêtre la réponse du modèle et du système réel avec un critère 'Best Fit' qui peut aussi servir de paramètre de validation puisqu'il reflète l'erreur d'estimation entre modèle et système.

Le modèle obtenu par les données de l'historique est représenté dans la figure III-2.7.

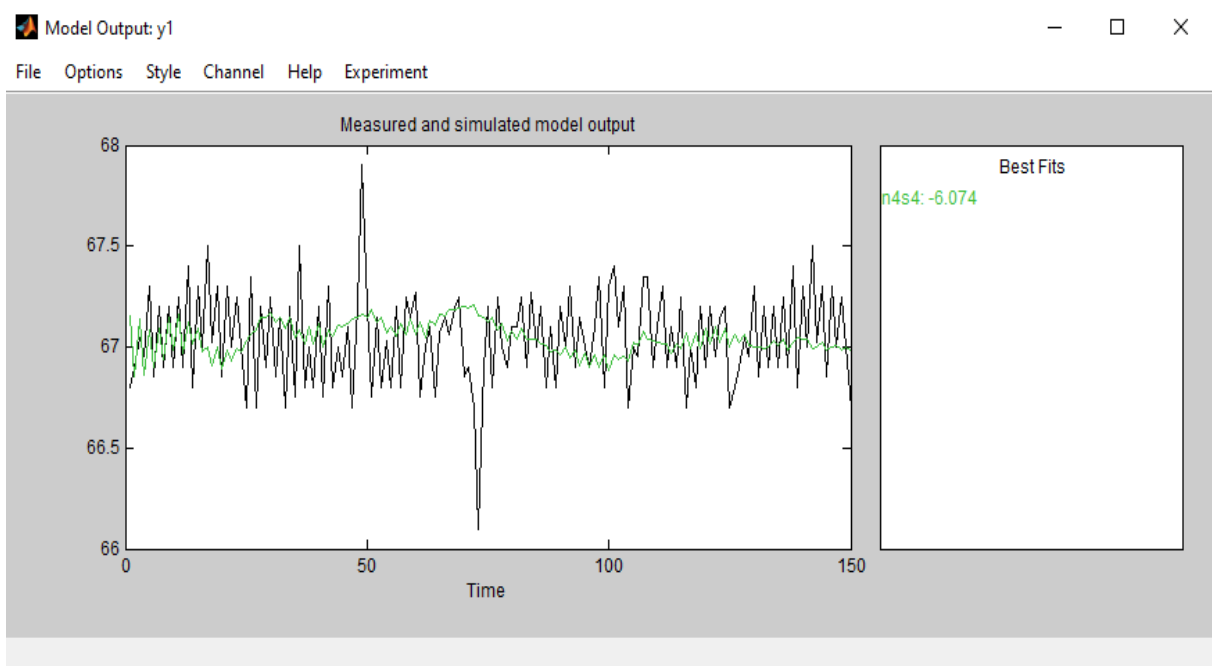


Figure III - 2. 7 Comparaison de la réponse du modèle obtenu et la réponse réelle

**Commentaire :**

Il est clair que ce modèle est loin d'être exploitable. Le critère "fit" est de valeur négative, ce qui prouve que la démarche suivie est erronée et ne nous permet pas d'obtenir un modèle exploitable pour l'élaboration d'une loi de commande.

## II. Identification par les données du démarrage du Ballon chaudière

### 1. Traitement des données :

Les figures ci-dessus d'III-2.8 nous donnent un aperçu sur les variations d'entrées par rapport à la sortie pendant le démarrage du Ballon chaudière.

Un système est généralement caractérisé par son état instable lors du démarrage alors que l'identification doit se faire autour d'un point de fonctionnement prédéfini.

Cependant, le démarrage du Ballon chaudière se fait par plages. Cela nous permet d'avoir des points de fonctionnement intermédiaires.

Ainsi, on aura une variation d'entrée plus riche que celle constatée dans l'historique du fonctionnement normal.

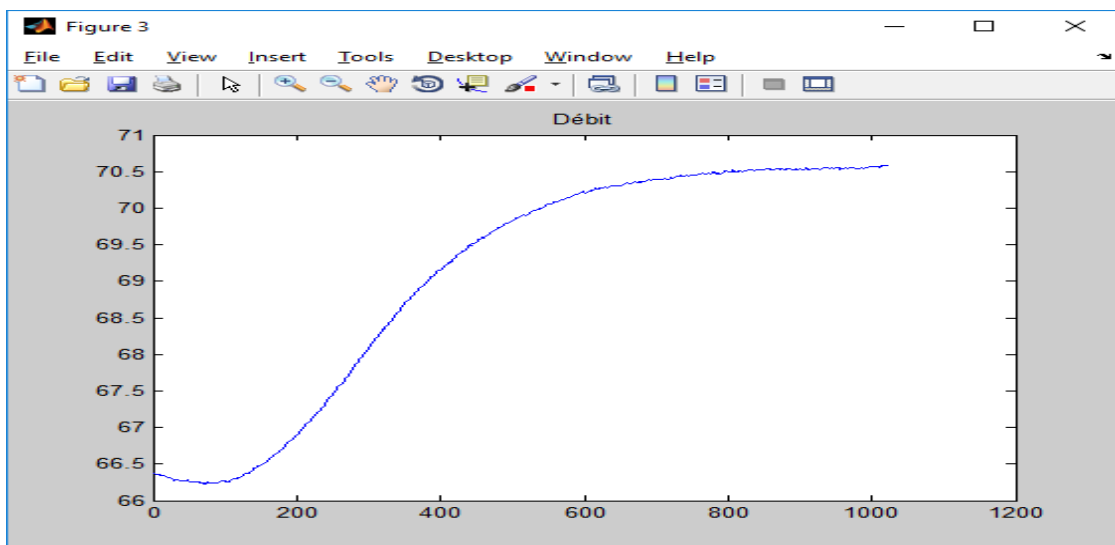
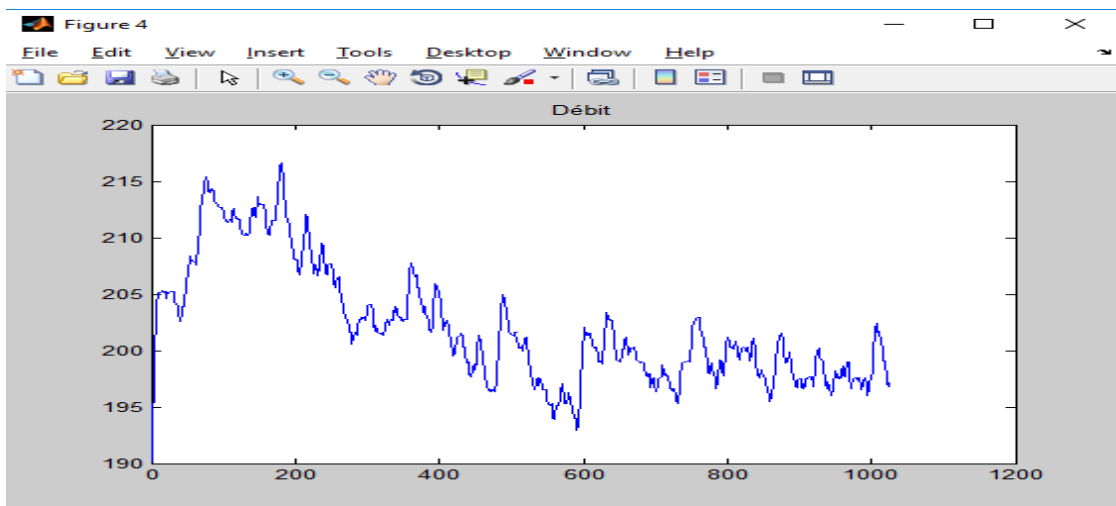


Figure III - 2.8 Aperçu de la variation du débit en T/h et du niveau de sortie en %

## 2. Recherche du modèle

On cherchera le meilleur modèle par la même méthode utilisée précédemment :

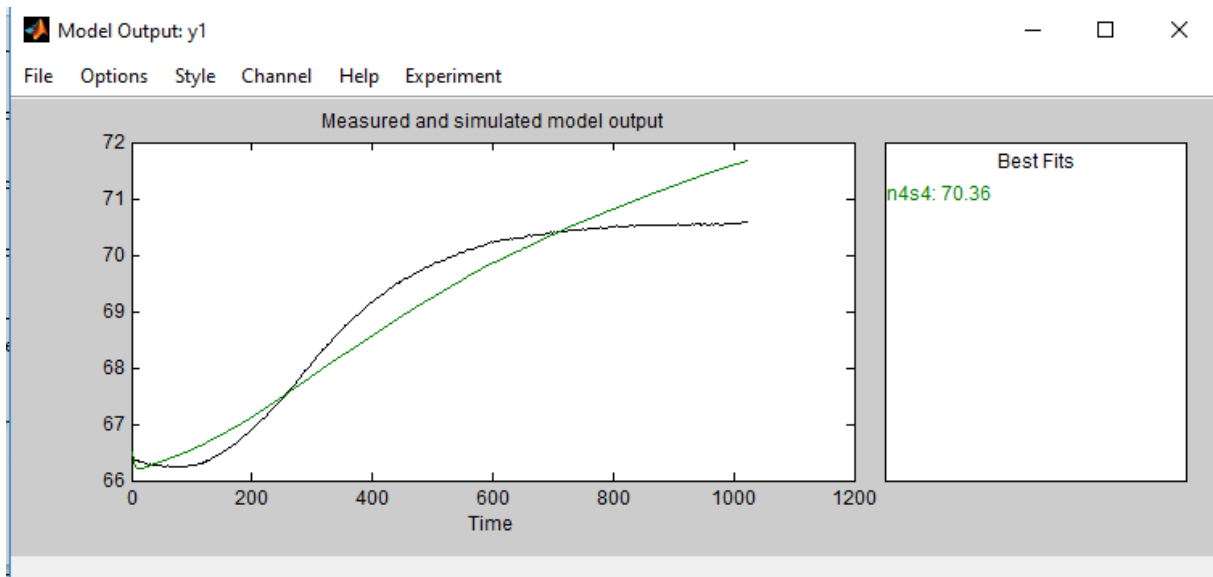


Figure III - 2. 9 Comparaison de la réponse du modèle obtenu et la réponse réelle

Le modèle obtenu avec les données du démarrage est nettement meilleur que celui obtenu par les simples historique des entrées/sorties.

Après avoir vérifié que l'ordre 2 donne le meilleur, nous l'améliorons par l'algorithme PEM

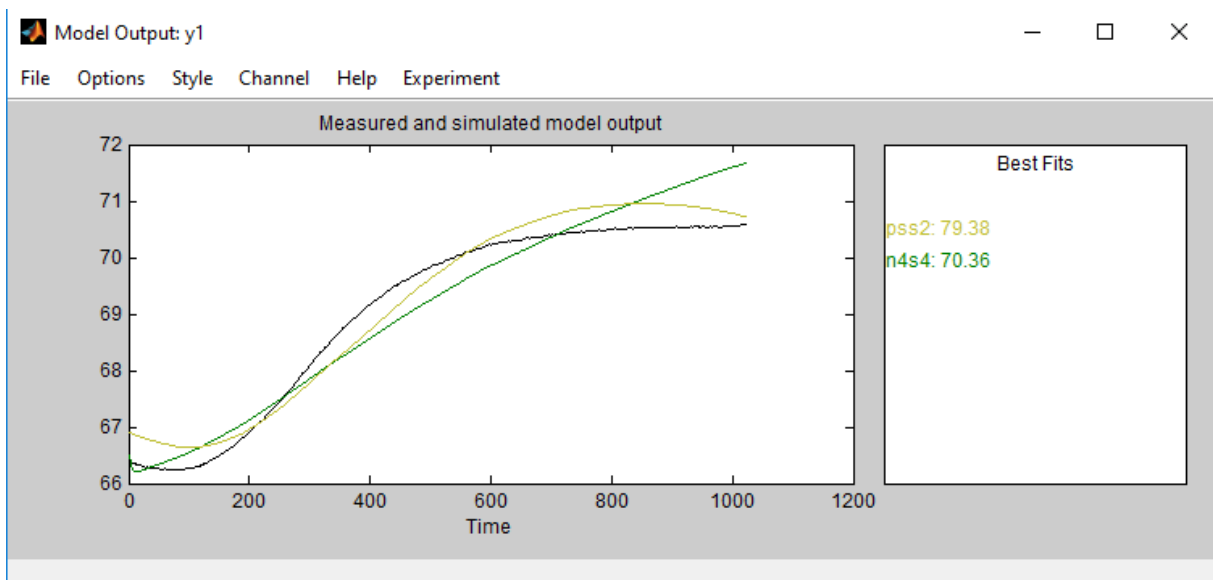


Figure III - 2. 10 Comparaison de la réponse du nouveau modèle obtenu et la réponse réelle

Nous pouvons remarquer l'amélioration du modèle obtenu par PEM par rapport à celui obtenu par N4SID, par l'augmentation du critère 'Best fit'.

Ainsi, le modèle obtenu se présente comme suit :

$$X(k+1) = A x(k) + B u(k) + K e(k)$$

$$Y(k) = C x(k) + D u(k) + e(k)$$

Les valeurs numériques de A, B, C, D et K :

$$A = \begin{pmatrix} 0.5283 & -0.0154 \\ 0.7410 & 0.9915 \end{pmatrix}$$

$$B = \begin{pmatrix} 0.7410 \\ 0.4096 \end{pmatrix}$$

$$C = (0 \quad 0.0068)$$

$$D = (0 \ 0 \ 0 \ 0)$$

$$K = \begin{pmatrix} 0.0003638 \\ 0.006162 \end{pmatrix}$$

### ***Conclusion :***

Devant l'incapacité d'effectuer des tests sur le ballon chaudière en l'excitant par des signaux d'entrée bien précis, nous avons proposé de profiter des données de l'historique pour construire un modèle. Pour ce faire, deux approches ont été désignées.

Les données de l'historique, lors du fonctionnement normal en boucle fermée, ont donné des résultats médiocres. Cependant, les données du démarrage ont généré un modèle relativement acceptable.

Toutefois, un système est généralement instable pendant le démarrage, c'est la raison pour laquelle il fallait utiliser des plages choisies minutieusement. En effet, le remplissage du ballon chaudière fait lentement au d démarrage ce qui nous a permis d'avoir des temps de stabilisation intermédiaires.

Le critère de validation adopté consiste à comparer la réponse du modèle obtenu et celle du système réel à la même entrée. Les erreurs d'estimation du modèle trouvé peuvent être considérées relativement négligeables. Par conséquent nous pouvons confirmer la validité de ce modèle en le comparant avec le modèle obtenu suivant la première approche.

Actuellement, notre modèle est déterminé. La troisième partie du projet portera sur l'élaboration d'une loi de commande optimale.

# PARTIE IV

## Commande avancé

*L'optimisation réfère à une action visant à rendre un système quelconque à son point le plus favorable. Selon l'état des connaissances et l'objectif visé par le processus d'optimisation, la définition du point le plus favorable peut être très variable et même conduire à des actions contradictoires aux résultats escomptés.*

*La traduction des objectifs en une expression mathématique, une fonction objective, permet d'introduire une certaine rigueur à l'opération. Le problème est alors posé comme la recherche de l'optimum de la fonction objectif (également appelée fonction de coût) par rapport aux variables décisionnelles et sous certaines contraintes inhérentes au système considéré. Définie de cette façon, l'optimisation a donné naissance à tout un domaine de recherche trouvant des applications autant en sciences et en ingénierie qu'en gestion et en finance.*

*Plus spécifiquement, pour l'ingénieur en contrôle de procédés, les techniques d'optimisation peuvent être appliquées à différentes fins, que ce soit pour réaliser des asservissements (commande optimale), rendre cohérent un ensemble de données et estimer des états non mesurés (réconciliation des données et observateurs), détecter des régimes de fonctionnement aberrants (détection de pannes), calibrer des modèles de fonctionnement ou déterminer des points d'opération permettant la rencontre des objectifs de production (optimisation hors ligne ou en temps réel dans le but d'atteindre un profit maximal, un coût minimal, etc.).*



# CHAPITRE I : Commande Optimale

---

Ce chapitre sera consacré tout d'abord à un rappel des résultats fondamentaux de la théorie de la commande optimale, ainsi que ceux de la théorie d'estimation d'état, nécessaires à la compréhension de la démarche suivie dans l'élaboration de notre régulateur. Ce régulateur qui sera déterminé dans la deuxième partie de ce chapitre. [10]

## I. La théorie de commande optimale

La minimisation d'un critère quadratique constitue l'un des moyens de parvenir à la détermination d'une structure de commande par retour d'état pour les systèmes linéaires multidimensionnels[4].

Pour de très nombreux systèmes physiques, notamment parmi les procédés industriels, un critère quadratique permet en effet d'exprimer de manière convenable les qualités globales recherchées pour la commande. Celles-ci peuvent en fait se résumer, le plus généralement, par la détermination d'une commande assurant « le meilleur compromis » entre certaines performances, représentées par des termes de pondérations faisant intervenir les sorties ou les variables d'état, et une économie d'énergie, représentée par des termes de pondérations faisant intervenir les grandeurs d'action. Cette recherche d'une économie d'énergie peut, selon les problèmes, être considérée soit dans son sens exact, soit traduire simplement le désir de limiter les amplitudes des actions (ou de leurs variations) par exemple pour des raisons d'ordre technologique, de sécurité, etc...

De plus, un autre avantage non négligeable de la méthode de détermination d'une structure de commande par minimisation d'un critère quadratique est de se prêter à des développements mathématiques nombreux et puissants. Aussi, tout en soulignant comme nous l'avons fait précédemment que la méthode correspond à une réalité physique certaine, est-il souvent très intéressant de ne considérer le critère quadratique à minimiser que comme un simple « outil mathématique », un moyen de calcul élégant pour parvenir à la forme de commande souhaitée. Les divers coefficients de pondération apparaissant dans le critère ne sont alors plus des données physiques liées au procédé considéré, mais peuvent être assimilés à des paramètres d'ajustement permettant de définir les performances de la structure de commande.

La minimisation d'un critère conduit à la détermination d'une commande qui est « optimale » au sens de ce critère. Il ne faut donc jamais oublier que, si le critère est utilisé comme un simple artifice mathématique de calcul, toute discussion sur l'« optimalité » de la commande correspondante est physiquement dénuée de tout intérêt. L'expression « commande optimale » permettra donc alors simplement de désigner sans ambiguïté la structure d'action minimisant le critère choisi.

## 1. Principes de la commande optimale :

Le schéma de régulation en boucle fermée est le suivant [5]:

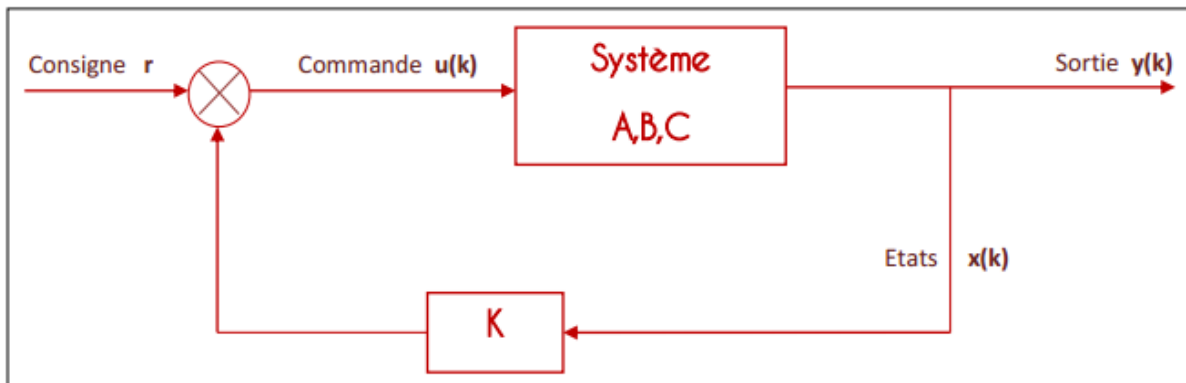


Figure IV - 1. 1 Schéma de commande en boucle fermée

On considère ici que la durée de la commande est infinie ou, de manière plus réaliste, qu'elle est grande devant le temps de réponse du système.

Le critère quadratique à minimiser est le suivant :

$$J = \sum_{k=1}^{+\infty} x(k)^T \cdot Q \cdot x(k) + u^T(k) \cdot R \cdot u(k) \quad (3.1.1)$$

Ce critère est utilisé dans le but :

- Minimiser l'énergie dépensée.
- Minimiser les écarts entre consignes et mesures.

### ***Théorème :***

Dans le cas d'un horizon infini la commande linéaire quadratique minimisant le critère  $J$  sous le système d'équation :

$$x(k+1) = A \cdot x(k) + B \cdot u(k) \quad (3.1.2)$$

$$y(k) = C \cdot x(k) + D \cdot u(k) \quad (3.1.3)$$

Est donné par le feedback :  $u(k) = -K \cdot x(k)$

Avec  $K = R^{-1} \cdot B^T \cdot P$ , où  $P$  est la solution symétrique définie positive de l'équation non linéaire de Riccati :

$$P = Q + A^T \cdot P \cdot A - P \cdot B \cdot (R + B^T \cdot P \cdot B)^{-1} \cdot B^T \cdot P \quad (3.1.4)$$

De plus, le système bouclé est décrit par l'équation :

$$x(k+1) = (A - B \cdot K) \cdot x(k) \quad (3.1.5)$$

Avec A-B.K asymptotiquement stable, c'est-à-dire que la commande linéaire quadratique stabilise asymptotiquement le système.

## 2. Choix des pondérations :

Il est intéressant de remarquer d'abord que la multiplication des pondérations Q et R par un scalaire laisse inchangé le gain K. Sans restriction, les pondérations peuvent être choisies symétriques. Elles sont généralement choisies diagonales. Ainsi, on se ramène au choix de n scalaires pour l'état et de p scalaires pour la commande. Voici une méthode simple de choix et de modification des pondérations en vue d'aboutir à un correcteur satisfaisant.

1. Au départ, on choisit généralement des pondérations égales aux matrices identité.

2. Dans une seconde étape. On accélère ou décélère globalement le système en multipliant la matrice Q par un scalaire  $\lambda$  ( accélération avec  $\lambda > 1$  et décélération avec  $\lambda < 1$ ), jusqu'à obtenir une dynamique moyenne adaptée.

3. Dans le cas où certains états auraient des dynamiques trop lentes par rapport à d'autres, on peut choisir d'augmenter la pondération de Q correspondant aux premiers.

4. Dans le cas où certains actionneurs seraient trop sollicités par rapport à d'autres, on peut choisir d'augmenter la pondération de R leur correspondant.

5. Les étapes 2,3 et 4 peuvent être réitérées dans l'ordre souhaité jusqu'à obtenir un correcteur satisfaisant le cahier des charges.

## 3. Théorie de l'estimation d'état

Il arrive souvent que certaines variables de l'espace d'état ne soient pas mesurables pour différentes raisons (impossibilité pratique, coût des capteurs trop élevé, ...).

Cependant, pour être en mesure d'appliquer un bouclage sur l'état (voir chapitre précédent), il est nécessaire de disposer de la mesure complète de l'état. Ainsi, lorsqu'une partie de l'état n'est pas disponible à la mesure, il devient primordial de pouvoir en donner une estimation. Ceci peut être réalisé par la construction d'un autre système dynamique appelé estimateur dont le rôle est de produire une estimée satisfaisante des variables d'état du système original.

Sous l'hypothèse de linéarité du modèle du processus, la structure de base de l'estimateur (Figure IV - 1. 2) est toujours la même, mais sa réalisation dépendra du contexte choisi : continu ou discret, déterministe ou stochastique.

Dans le cas où ce modèle est un modèle déterministe, le reconstituteur d'état sera appelé estimateur. Dans le cas de systèmes bruités, où interviennent des phénomènes aléatoires, nous parlerons alors de filtre, exemple : filtre de Kalman.

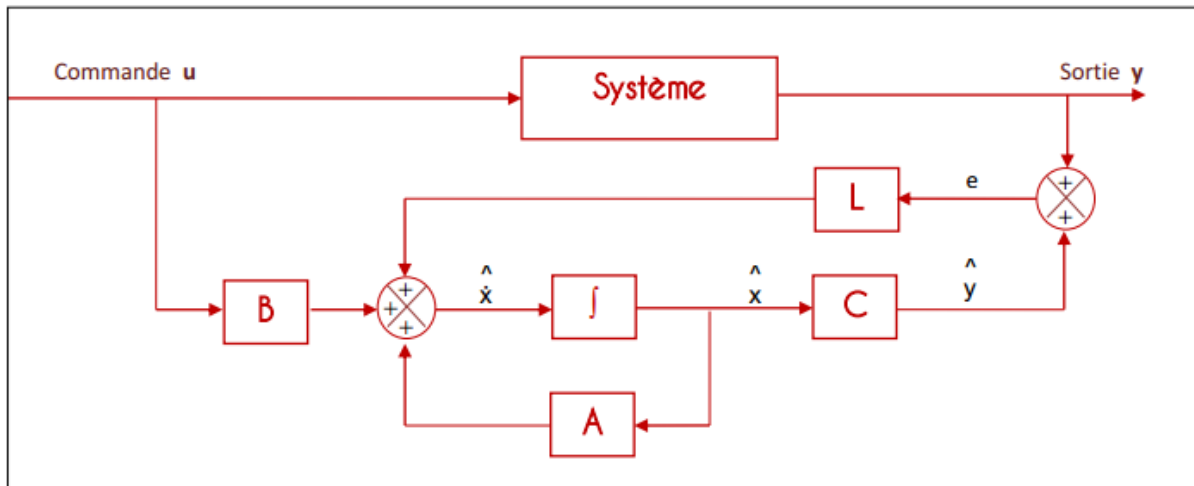


Figure IV - 1. 2 Schéma bloc d'un estimateur

#### 4. Synthèse d'un estimateur d'état

Considérons le système linéaire invariant :

$$x(k+1) = A.x(k) + B.u(k) \quad (3.1.6)$$

$$Y(k) = C. x(k)$$

Avec  $x \in \mathbb{R}^n$ ,  $u \in \mathbb{R}^m$  et  $y \in \mathbb{R}^p$  et l'état initial  $x(0)=x_0$  inconnu. On supposera que seule la sortie  $y(k)$  est disponible pour la mesure.

Dans le cas où le système non commandé  $x(k+1) = A. x(k)$  est stable, c'est-à-dire, toutes les valeurs propres de  $A$  sont intérieures au cercle unité, alors une façon relativement élémentaire pour construire un estimateur consiste à recopier la dynamique (2.1.6) en remplaçant l'état  $x(t)$  par son estimée, c'est-à-dire :

$$\hat{x}(k+1) = A. \hat{x}(k) + Bu(k) \quad (3.1.7)$$

$$\hat{y}(k) = C. \hat{x}(k)$$

$$\text{Avec } \hat{x}(0) = x_0$$

$$\text{Ainsi } (k+1) - \hat{x}(k+1) = A. (x(k) - \hat{x}(k)) \quad (3.1.8)$$

Nous introduisons la quantité dite erreur d'observation ou erreur d'estimation :

$$e(k) = x(k) - \hat{x}(k) \quad (3.1.9)$$

La relation (3.1.8) s'écrit alors :

$$(k+1) = A. e(k) \quad (3.1.10)$$

Il suit de la stabilité de la matrice  $A$  que l'erreur tend exponentiellement vers 0 pour tout état initial  $\hat{x}_0$ .

Autrement dit, l'estimée  $\hat{x}$  tend asymptotiquement vers la vraie valeur de l'état  $x$ .

Dans le cas où la matrice  $A$  n'est pas stable, ou bien si ses valeurs propres ne permettent pas une décroissance suffisamment rapide de l'erreur vers 0, il est nécessaire de proposer un estimateur dont la dynamique peut être fixée de façon arbitraire. Considérons l'estimateur suivant :

$$\begin{aligned} \hat{x}(k+1) &= A \hat{x}(k) + Bu(k) + L \cdot (y(k) - \hat{y}(k)) = A \hat{x}(k) + Bu(k) + L \cdot C \cdot (x(k) - \hat{x}(k)) \\ \hat{y}(k) &= C \cdot \hat{x}(k) \\ \hat{x}(0) &= \hat{x}_0 \end{aligned} \quad (3.1.11)$$

Par rapport à l'estimateur (3.1.10), un terme supplémentaire mesurable  $L \cdot (y - \hat{y})$  vient modifier la dynamique de l'estimateur  $\hat{x}$ . Cette opération qui consiste à injecter le terme  $L$ .

$(y - \hat{y})$  dépendant de la sortie mesurable du système (3.1.6)) dans la dynamique de l'estimateur est habituellement désignée dans la littérature sous le nom d'injection de sortie. De (3.1.6) et (3.1.9), il vient que :

$$e(k+1) = (k+1) - \hat{x}(k+1) = (A - L \cdot C) \cdot e(k) \quad (3.1.12)$$

Le gain  $L$  peut être calculé soit par placement de pôles, ou en utilisant le principe du filtre de Kalman.

- Par placement de pôles

Le gain matriciel  $L$  est choisi de telle sorte que la matrice  $A - L \cdot C$  soit stable, pour que l'erreur d'estimation décroisse asymptotiquement vers 0 pour toute condition initiale  $\hat{x}_0$ .

Il apparaît clairement d'après l'expression de la dynamique de l'erreur d'observation

(3.1.12) que ceci peut être réalisé si la paire  $(A, C)$  est observable. Plus précisément, en prenant la transposée de la matrice  $A - L \cdot C$ , c'est-à-dire,  $A^T - C^T \cdot L^T$ , nous voyons que si la paire  $(A^T, C^T)$  est commandable, les valeurs propres de la matrice  $A - L \cdot C$  peuvent être placées arbitrairement. Notons que la commandabilité de la paire  $(A^T, C^T)$  est équivalente à l'observabilité de la paire  $(A, C)$ .

**Remarque :**

- Pour le placement de pôles, on a tout intérêt à ce que l'estimateur soit plus rapide que le système dynamique, de façon à ce qu'il puisse poursuivre le système en question. Ainsi il faudra que l'abscisse spectrale de l'estimateur soit plus négative que celle du système commandé dans le cas continu, et plus proche de l'origine dans le cas discret.

- L'abscisse spectrale ne doit pas être trop négative dans le cas continu ou trop proche de l'origine dans le cas discret, pour limiter la sensibilité au bruit de l'estimateur.

- Une commande fondée sur un retour d'état reconstruit n'est pas robuste aux erreurs de modélisation. Ce fait est assez intuitif car on passe par une approche basée modèle pour reconstruire notre état, donc la précision de l'état reconstruit dépend de la pertinence du modèle utilisé.

- Par principe du filtre de Kalman [11]:

$$x(k+1) = A \cdot x(k) + B \cdot u(k) + M \cdot w(k) \quad (3.1.13)$$

$$Y(k) = C \cdot x(k) + v(k)$$

Où  $w(k)$  est le bruit d'état et  $v(k)$  est le bruit de mesure lié aux capteurs.

Nous supposons que :

- La paire  $(A,C)$  est détectable, c'est-à-dire qu'il n'y a pas de mode instable et inobservable dans le système.
- Les signaux  $w(k)$  et  $v(k)$  sont des bruits blancs gaussiens centres.

Nous allons maintenant calculer le gain de Kalman  $L$ , afin de minimiser la variance de l'erreur d'estimation  $e(k) = x(k) - \hat{x}(k)$  de l'état du système en régime permanent (c'est-à-dire lorsque ce signal aléatoire est devenu stationnaire et que l'effet de conditions initiales a disparu).

On pose  $P_f = [(k), (k)^T]$  la matrice  $(n \times n)$  de covariance de l'erreur d'estimation.

Le critère mathématique que l'on cherche à minimiser s'écrit en fait :  $\min K_f J_G$  Avec  $J_G = t(P_f) = E[\varepsilon X^T \cdot \varepsilon X]$  (3.1.14)

En pratique on ne s'intéressera pas au critère  $J_G$  mais à la matrice  $P_f$  et on cherchera, de façon tout à fait analogue au calcul du retour d'état LQ optimal, le gain optimal  $L$  tel que toutes variations  $\Delta_{K_f}$  autour de  $K_f$  entraînent une variation  $\Delta_{P_f}$  de  $P_f$  qui soit positive.

$$\text{Ce qui mène à : } L = P_f \cdot C^T \cdot V^{-1} \quad (3.1.15)$$

Avec  $P_f$  solution de l'équation :

$$P_f \cdot A^T + A \cdot P_f - P_f \cdot C^T \cdot V^{-1} \cdot C \cdot P_f + M \cdot W \cdot M^T = 0 \quad (3.1.16)$$

## 5. Commande Linéaire Quadratique Gaussienne (LQG)

Par rapport à la commande LQ, la commande LQG présente l'intérêt de s'appliquer à des systèmes dont l'état n'est pas mesuré. Développée au début de la seconde moitié du 20<sup>ème</sup> siècle et appliquée lors du programme spatial Apollo pour la stabilisation de lanceurs, elle est apparue comme la première méthode générale pour l'asservissement des systèmes multi variables. De ce fait, elle a connu un grand succès comme en témoigne les nombreuses publications sur le sujet.

## Principe général de la commande LQG

La commande LQG est établit :

- En recherchant l'estimé optimal  $\hat{x}$  (au sens de la variance d'erreur minimale) de l'état  $x$  par la méthode du Filtre de KALMAN, c'est-à-dire on estime l'état  $x$  par l'équation classique du filtre de KALMAN.
- En employant cet estimé comme s'il était la mesure exacte du vecteur d'état, pour résoudre le problème de commande optimale linéaire déterministe (méthode LQ).

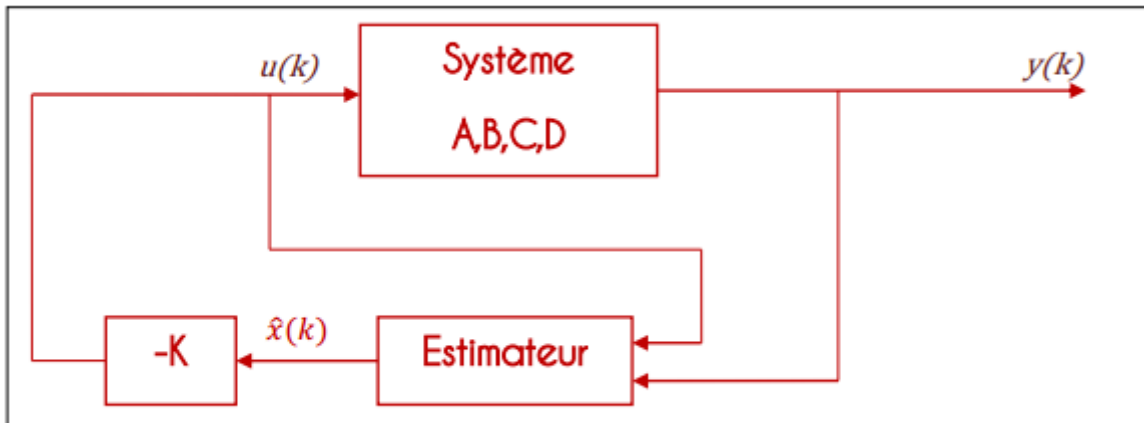


Figure IV – 1. 3 Schéma de commande LQG

Il est important de mettre en évidence, que la structure de la commande LQG préserve les pôles en boucle fermée que nous aurions obtenus si un bouclage sur l'état du système (3.1.3) avait été utilisé. En effet, considérons le bouclage sur l'état du système (3.1.2) de la forme :

$$u(k) = -K \cdot x(k) \quad (3.1.17)$$

Alors le système (3.1.2) en boucle fermée s'écrit :

$$(k+1) = (A - B \cdot K) \cdot x(k) \quad (3.1.18)$$

Les valeurs propres de la matrice  $A - B \cdot K$ , sont alors les pôles en boucle fermée du système bouclé par (3.1.17).

Etant donné que l'état du système (3.1.3) n'est pas mesurable, on remplace dans l'expression du bouclage (3.1.17) l'état  $x(k)$  par son estimé  $\hat{x}(k)$  c'est-à-dire :

$$u(k) = -K \cdot \hat{x}(k) = -K \cdot x(k) - K \cdot e(k) \quad (3.1.19)$$

Il en découle le système (3.1.3) bouclé par (3.1.20) s'écrit :

$$(k+1) = (A - B \cdot K) \cdot x(k) - B \cdot K \cdot e(k) \quad (3.1.20)$$

En réunissant les équations (3.1.18) et (3.1.20), il vient que :

$$\begin{pmatrix} (k+1) \\ (k+1) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} A-B.K & -B.K \\ 0 & A-L.C \end{pmatrix} \cdot \begin{pmatrix} x(t) \\ e(t) \end{pmatrix}$$

Puisque la matrice d'état de ce système est triangulaire supérieure par blocs, ses valeurs propres sont égales aux valeurs propres des matrices A-B.K et A-L.C. Le fait fondamental que la dynamique du système (3.1.3) en boucle fermée et la dynamique de l'estimateur en boucle fermée ne soient pas couplées est connu sous le nom de principe de séparation. Une conséquence de ce principe est qu'il est possible de synthétiser de façon « séparée » un bouclage et un estimateur.

**Conclusion :**

Après ce bref rappel sur la théorie de la commande optimale et l'estimateur d'état nous allons procéder à la synthèse de notre régulateur optimal, pour ensuite présenter les résultats des différentes simulations.

## II. Synthèse du régulateur

Après l'établissement du modèle de représentation du ballon chaudière sous forme de représentation d'état, nous avons élaboré une commande optimale qui vérifie un compromis entre la dynamique du procédé et la minimisation du coût de production. En effet ce dernier peut être optimisé soit par diminution de la consommation d'eau, soit par l'augmentation de la production.

La régulation du ballon chaudière a pour objectif :

- Assurer un niveau de sortie autour de 70% ne dépassant pas les 72%.
- Optimiser la consommation en eau alimentaire.

Ce chapitre présente les différentes structures de commande testées en simulation pour répondre aux objectifs précités.

### 1. Présentation du système à réguler :

Le modèle du ballon chaudière trouvé étant :

$$x(k+1) = A.x(k) + B.u(k) + K.e(k) \quad (3.1.22)$$

$$y(k) = C.x(k) + e(k)$$

Les valeurs numériques de A, B, C, D et K :



$$A = \begin{pmatrix} 0.5283 & -0.0154 \\ 0.7410 & 0.99151 \end{pmatrix}$$

$$B = \begin{pmatrix} 0.7410 \\ 0.4096 \end{pmatrix}$$

$$C = (0 \quad 0.00679)$$

$$D = 0$$

***Remarque :***

Les bruits aléatoires ne seront pas pris en considération dans la mise en œuvre de la commande.

**Stabilité :**

Les valeurs propres de la matrice A sont : [0.6250 0.0208]

Comme toutes ces valeurs propres sont intérieures au cercle unité le système est donc asymptotiquement stable.

**Commandabilité :**

La matrice de commandabilité étant :  $Co = [B, BA]$

A l'aide de MATLAB ( $\text{rank}(\text{ctrb}(A, B))$ ) on vérifie aisément que :

Rang (Co) = 2 = ordre du système. Donc le système est commandable.

**Observabilité :**

La matrice d'observabilité étant :  $Ob = [C, CA]$

A l'aide de MATLAB ( $\text{rank}(\text{obsv}(A, C))$ ) on vérifie aisément que :

Rang (Ob) = 2 = ordre du système. Donc le système est observable.

## **2. Commande par retour d'état**

Dans un premier temps nous allons présenter une commande par retour d'état simple pour réguler le système Cette commande suppose que les états du système sont accessibles et mesurables.

✓ Matrices de pondération :

Les matrices de pondération R et Q sont choisies pour assurer un compromis entre la dynamique du système et l'optimisation de l'énergie. En suivant la démarche décrite dans le deuxième chapitre, les valeurs des matrices choisies sont :

$$Q = \begin{pmatrix} 50 & 0 \\ 0 & 50 \end{pmatrix}$$

$$R=7000$$

- Calcul du gain de retour :

Pour les valeurs des matrices de pondération précédentes, le gain de retour K est calculé par la fonction  $[K, S, E] = dlqr(A, B, Q, R, 0)$  de MATLAB.

Le gain obtenu est tel que :  $K = [-0.0135 \quad -0.0005]$

- Introduction de la consigne :

Le niveau désiré est  $N = 69\%$ .

- Schéma de la commande :

Le schéma de cette commande se présente ainsi :

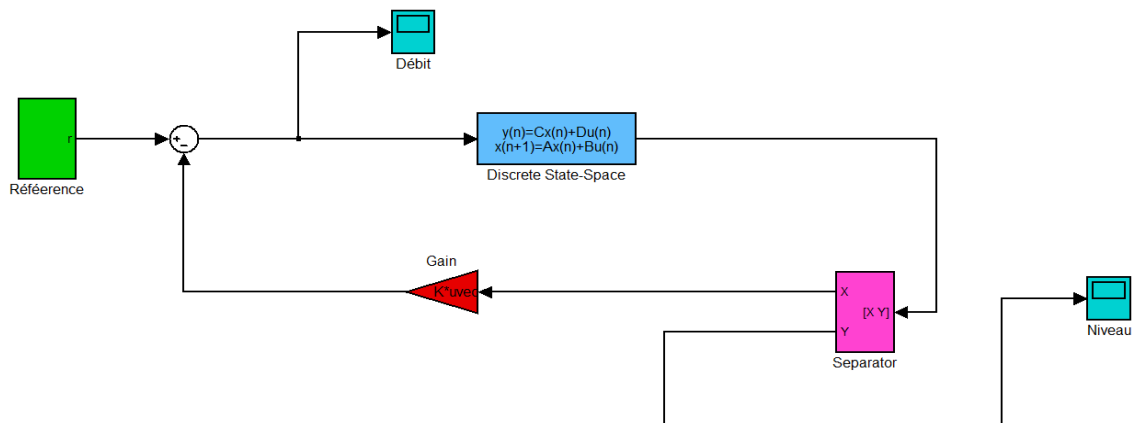


Figure IV - 1. 4 Schéma de commande par retour d'état

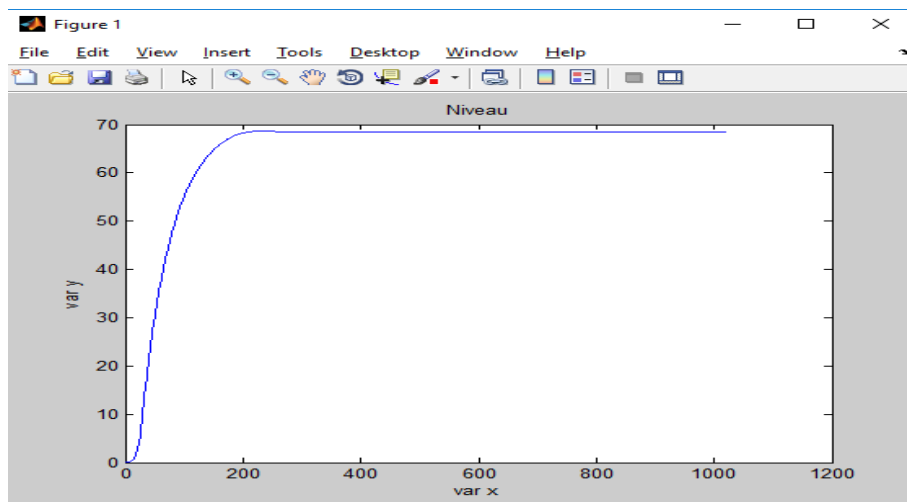


Figure IV – 1. 5 Le niveau de sortie après application du retour d'état

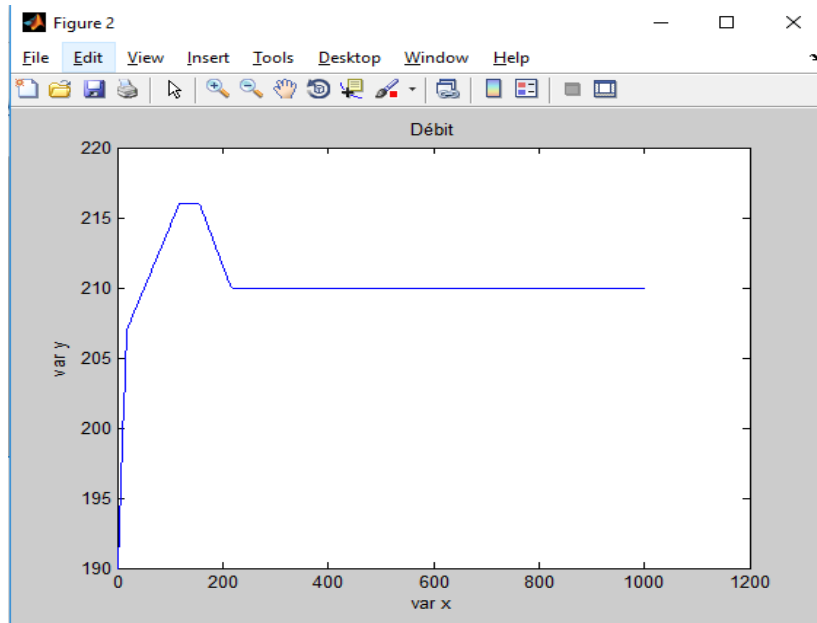


Figure IV – 1.6 Aperçu de la variation de la commande d'eau alimentaire

**Commentaire :**

On constate que la sorties du système converge vers la consigne désirée avec une dynamique satisfaisante. Ceci vérifie la première partie du compromis, la seconde sera visualisée à travers les commandes.

D'après la figure de commande, on constate qu'elle est stable et proche. Il réalise ainsi une certaine minimisation en énergie en évitant les variations brusques et élevées.

Toutefois cette commande n'est pas réalisable physiquement vu l'inaccessibilité de l'état du système. D'où la nécessité du passage par un estimateur d'état.

**3. Commande par retour d'état avec estimateur :**

Vu que les états du système ne sont pas mesurables, nous avons eu recours à un estimateur d'état pour contourner ce problème. Ce dernier estime les états du système à partir des mesures des sorties et des commandes. La seule caractéristique qu'il doit vérifier est d'avoir une dynamique plus rapide par rapport à celle du système réel. Son gain peut être calculé par un simple placement de pôles, ou être optimal en utilisant le filtre de Kalman.

L'estimateur obtenu par placement de pôles ne permet pas d'avoir une commande complètement optimale, vu que son gain est calculé par placement de pole et non par critère quadratique.

Nous allons utiliser donc le filtre de Kalman, qui permet une commande linéaire quadratique gaussienne, et rend ainsi la commande optimale.

- Gain du filtre

Le gain du filtre de Kalman se calcule après vérification des hypothèses concernant la détectabilité du système et la nature des bruits.

A l'aide de MATLAB on calcule ce gain par la commande 'Kalman'. Ensuite nous mettons l'estimateur sous la forme :

$$A = \begin{pmatrix} -0.6250 & -0.0208 \\ 1 & 0 \end{pmatrix}$$

$$L = \begin{pmatrix} 0.0028 \\ -0.0048 \end{pmatrix}$$

Nous avons calculé ce gain L avec la fonction Matlab suivante :

$$[kest, Lest, Pest, Mest, Zest] = \text{Kalman}(\text{PFE}, Q, R)$$

**Remarque :** La référence est identique au cas précédent

- Schéma de la commande :

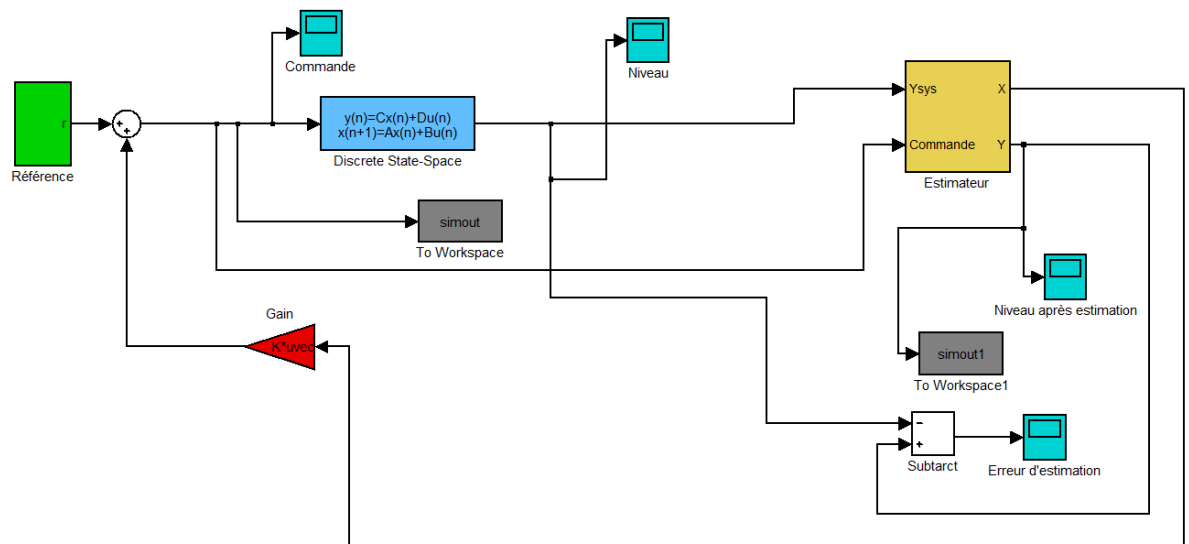


Figure IV - 1. 7 Schéma de commande par de KALMAN

Pour la poursuite de la consigne prédéfinie, la sortie et la commande du système obtenue en simulation sont présentées dans les figures :

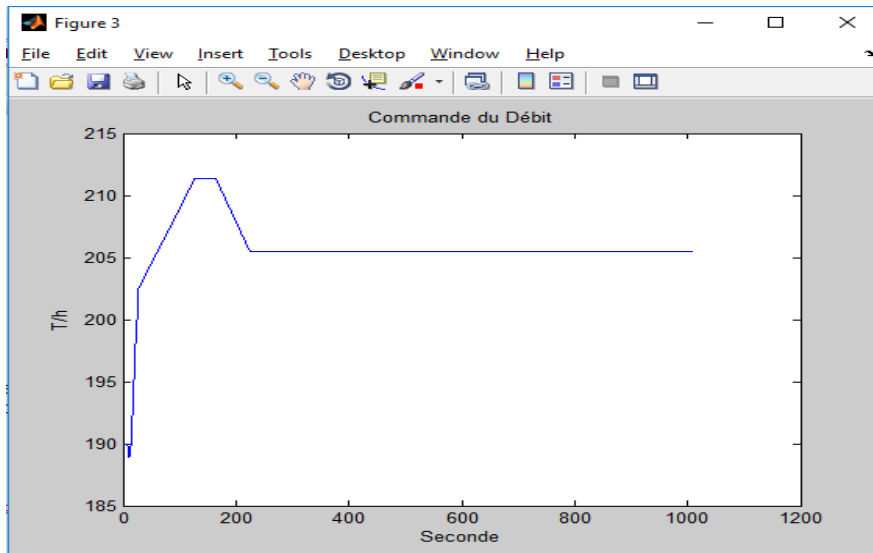


Figure IV – 1.8 Aperçu de la variation de la commande d'eau alimentaire

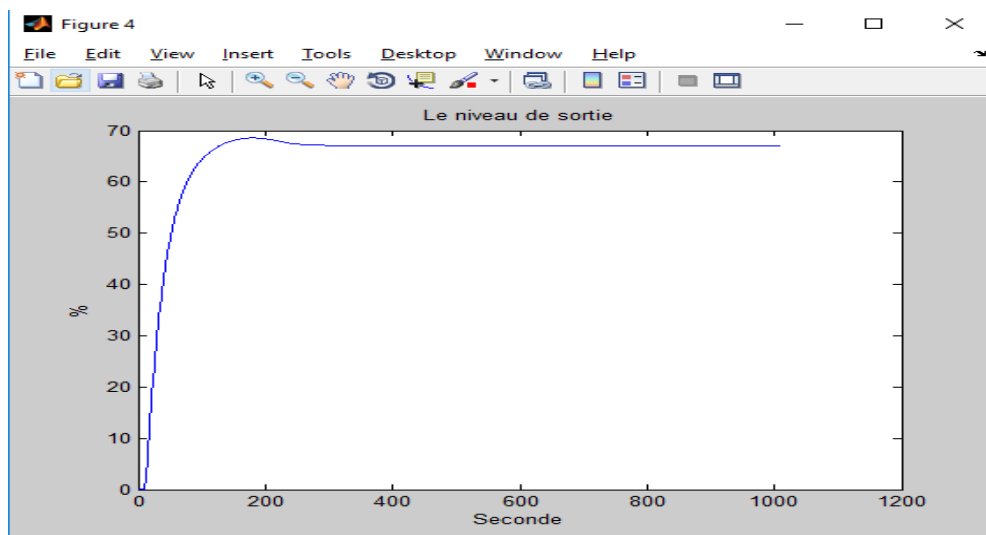


Figure IV – 1.9. Le niveau de sortie en % par application d'un retour d'état avec estimateur

### ***Conclusion***

A partir des schémas de commande on remarque qu'on a diminué le débit de 5T/H.

Les résultats de simulation des différentes commandes présentées dans ce chapitre sont satisfaisants sur le plan théorique. En effet, le recours à l'estimateur d'état a résolu le problème de l'inaccessibilité aux états du système. Toute fois des réglages de perfectionnement sont nécessaires pour l'essai industriel de cette commande.

# Chapitre 2 : Optimisation et commande avancée par la logique floue

---

## I. DEFINITION DE LA LOGIQUE FLOUE

### 1. Introduction :

La logique floue sert à représenter des connaissances incertaines et imprécises. La commande floue sert à prendre une décision même si l'on ne peut pas estimer les entrées/sorties qu'à partir de prédicats vagues ou lorsque ses entrées/sorties sont entachées d'erreurs que l'on peut évaluer que grossièrement.

On conçoit l'intérêt de faire entrer l'approche floue dans la régulation ou l'asservissement des processus industriels, pour lesquels les informations disponibles sont souvent imprécises, incertaines et parfois qualitatives, dans des boucles de régulation parfois incomplètes. Le savoir-faire de l'opérateur, constitué entre autres souvent des règles simples, lui permet de conduire chaque machine plus correctement parfois qu'un algorithme classique [6].

### 2. Historique :

Les prémisses de la logique floue sont apparues avant les années 1940, avec les premières approches, par des chercheurs américains, du concept d'incertitude. Il a fallu attendre 1965, pour que le concept de sous ensemble floue soit proposé par L. A. Zadeh, automaticien de réputation internationale, professeur à l'université de Berkeley en Californie, qui a contribué à la modélisation de phénomène sous forme floue, en vue de pallier les limitations dues aux incertitudes des modèles classiques à équation différentielle. En 1974, M. Mamdani expérimentait la théorie énoncée par Zadeh sur une chaudière à vapeur, matériel dont on connaît la complexité, introduisant ainsi la commande floue dans la régulation d'un processus industriel. Plusieurs applications ont alors vu le jour en Europe, pour des systèmes parfois très complexes, telle la régulation de fours de cimenterie réalisée par la société F. L. Smidt-Fuller.

Grâce au chercheur japonais M. Sugeno, la logique floue était introduite au Japon dès 1985. Les sociétés japonaises comprirent l'avantage à la fois technique et commercial de la logique floue :

- facilité d'implantation ;
- solution de problèmes multi -variables complexes ;
- robustesse vis à vis des incertitudes ;
- possibilité d'intégration du savoir de l'expert.

### 3. Le concept de la logique floue :

Ce rapport permet de considérer des classes d'objets dont les frontières ne sont pas clairement déterminées, par l'introduction d'une fonction caractéristique (fonctions d'appartenance des objets à la classe) prenant des valeurs courantes entre 0 et 1, contrairement aux ensembles « booléens », dont la fonction caractéristique ne prend que deux valeurs possibles 0 et 1. Ces ensembles flous ont le grand avantage de constituer une représentation mathématique de labels linguistiques largement utilisés dans l'expression de connaissances expertes, qualitatives et manipulées dans le raisonnement approché qui sera fait à partir de cette connaissance.

Ils apparaissent donc comme un moyen de réaliser l'interface entre l'information numérique (quantitative) et l'information symbolique (linguistique, qualitative).

### 4. Logique floue vs logique booléenne

En logique booléenne un objet appartient ou pas à un ensemble.

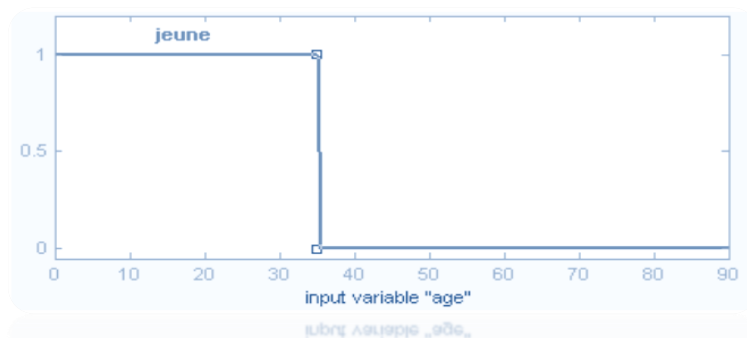
Si l'objet « x » appartient à l'ensemble « A » son appartenance à cet ensemble est de 100 %

$$\mu_A(x)=1$$

Si l'objet « x » n'appartient pas à l'ensemble « A » son appartenance à cet ensemble est 0 %

$$\mu_A(x)=0$$

➤ Il n'y a pas d'autres choix.

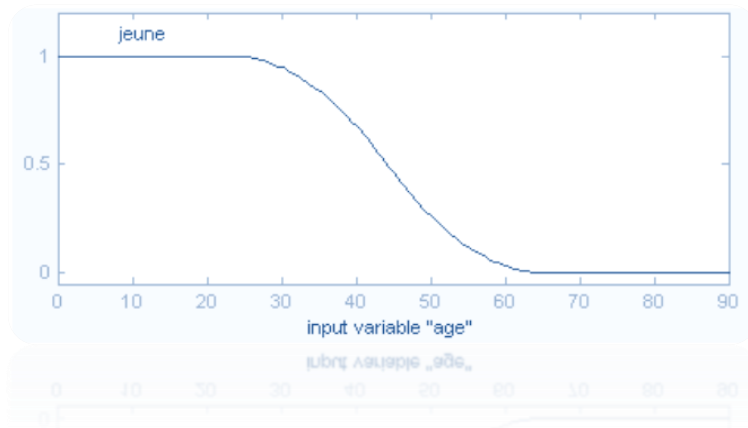


En logique floue un objet appartient à un ensemble (classe) avec un degré d'appartenance entre 0 et 100%.

$$0 \leq \mu_A(x) \leq 1$$

Permet de déterminer une transition douce entre la non appartenance et l'appartenance à un ensemble.

- Évite d'avoir à trouver un seuil à tout prix.



En logique floue, un ensemble flou contient plusieurs valeurs. L'ensemble flou est concerné par un degré d'appartenance (ou degré de véracité).

Chaque élément appartient partiellement ou graduellement aux ensembles flous qui ont été définis. Les contours de chaque ensemble flou ne sont pas « nets », mais « flous » ou « graduels ».



Figure III-2.1 Ensemble en logique classique et logique floue

## II. REGULATUER FLOU

### 1. Introduction

#### *Quand utiliser un régulateur flou ?*

Difficulté (ou incapacité) de modéliser le processus : processus complexes, processus non linéaires.

- Coût de la modélisation en termes de temps, moyens... trop élevé.
- Amélioration des performances de régulateurs «linéaires».

#### *Points forts*

- Structure simple, coût de la synthèse et de l'implémentation «faible».
- Proche du langage courant, facilité de modification.

#### *Idées fausses*



- Permet de réguler un processus sans aucune notion de régulation.

Il faut des bases ...

- Permet de traiter de connaissances imprécises

Régulateur déterministe, exprime une relation déterministe entre ses entrées et ses sorties, fonction non linéaire définie de façon intuitive, intelligible, ayant une signification précise.

## 2. Structure classique d'un régulateur flou :

La figure (Figure III-2.2) représente la structure classique d'un régulateur flou, en détaillant tous les éléments qui le compose :

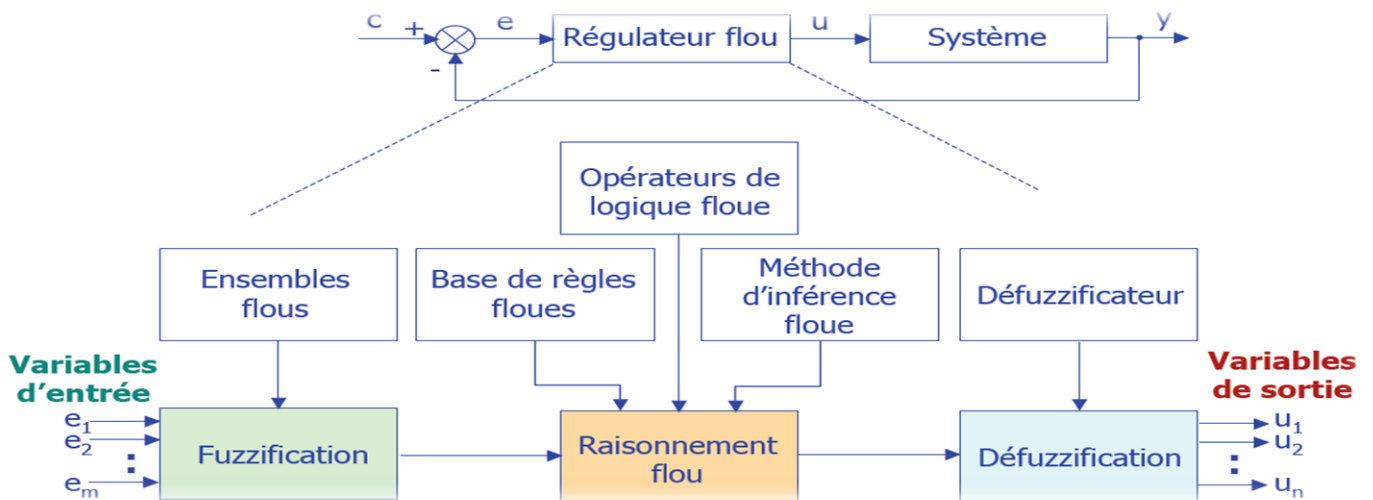


Figure III-2.2 Structure classique du régulateur flou

## 3. Les prédicats flous :

a) Les ensembles flous :

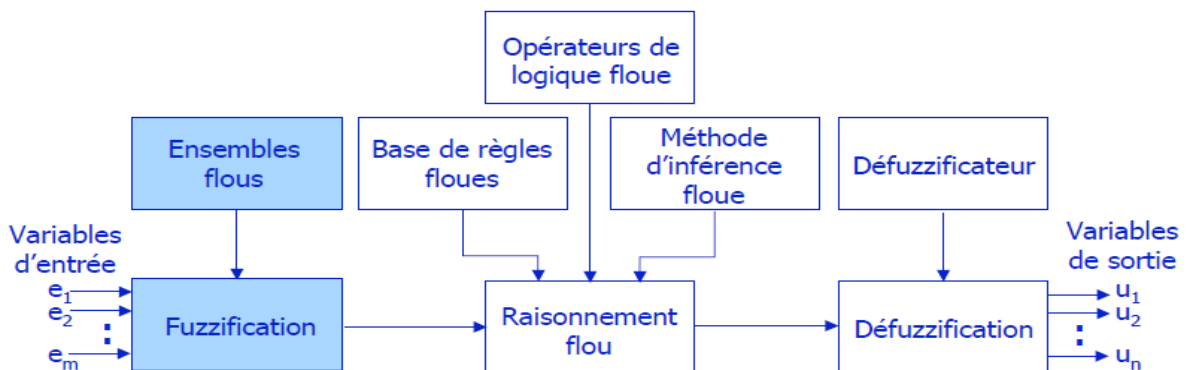


Figure III-2.3 Ensembles flous

### Définitions :

Un ensemble flou A est défini sur un univers de discours U (ensemble d'éléments discrets ou continus) par sa **fonction d'appartenance**  $\mu_A(x)$ .

La grandeur  $\mu_A(x)$  définit le degré d'appartenance de l'élément x à l'ensemble A.

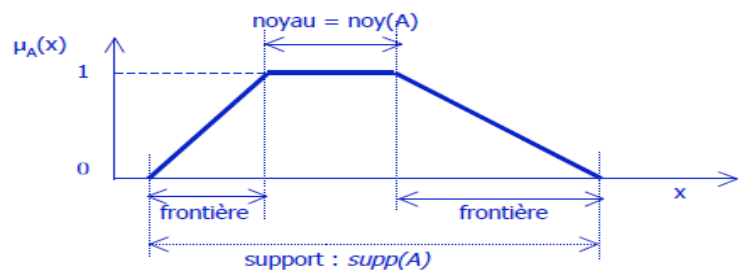
$$\mu_A : U \rightarrow [0, 1]$$

$$x \rightarrow \mu_A(x)$$

$$A = \{ (x, \mu_A(x)) \mid x \in U \}$$

$$\text{supp}(A) = \{ x \in U \mid \mu_A(x) \geq 0 \}$$

$$\text{noy}(A) = \{ x \in U \mid \mu_A(x) = 1 \}$$



- L'ensemble flou vide est noté  $\emptyset$ , il est défini par :  $\mu_{\emptyset}(x) = 0, \forall x \in U$
- Le plus grand ensemble flou sur U est noté  $\mathbf{1}_U$ , il est défini par :  $\mu_{\mathbf{1}_U}(x) = 1, \forall x \in U$

### Les fonctions d'appartenance :

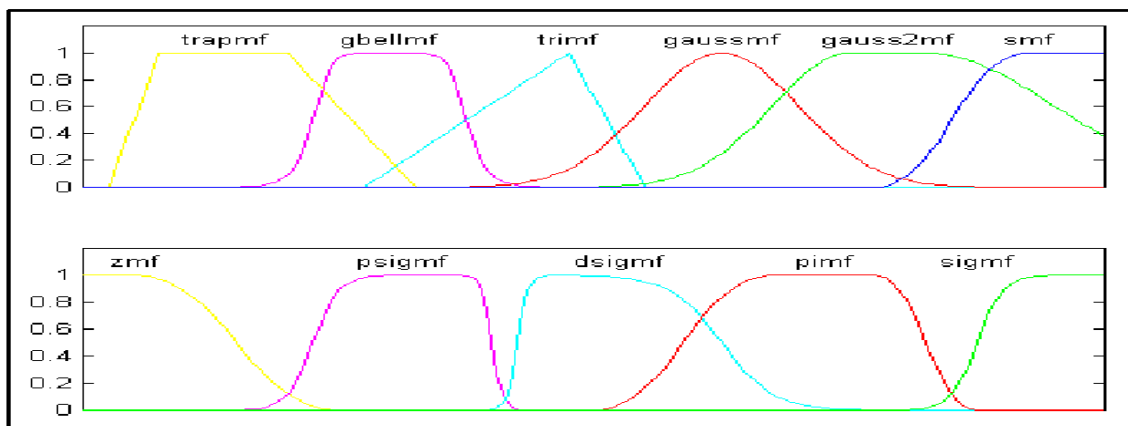
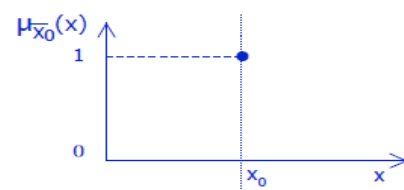


Figure III-2.4 Différentes fonctions appartenance possibles

- Pour une variable  $x_0$  exacte, l'ensemble flou correspondant, noté  $\check{x}_0$ , doit être représenté par un fait précis.
- On utilise un singleton.
- Sa fonction d'appartenance  $\mu_{\check{x}_0}$  est définie par :

$$\mu_{\check{x}_0} : U \rightarrow [0, 1]$$

$$x \rightarrow \mu_{\check{x}_0}(x) = \begin{cases} 1 & \text{si } x = x_0 \\ 0 & \text{si } x \neq x_0 \end{cases}$$

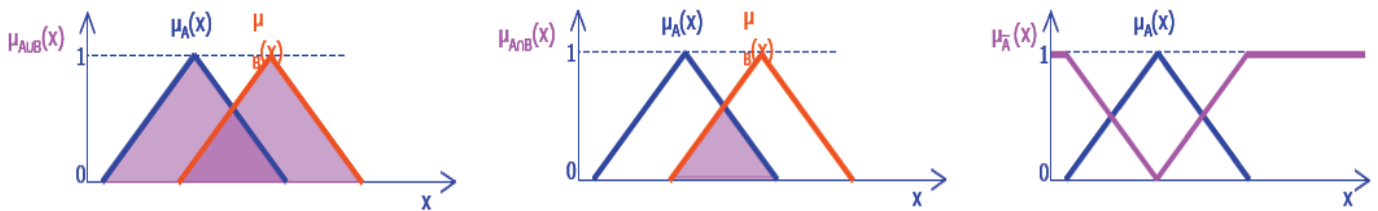


### Opérations sur les ensembles flous :

- Comme dans le cas des ensembles «classiques», les opérations logiques d'**union** (ou), d'**intersection** (et) et de **complémentation** (non) peuvent être appliquées aux ensembles flous.
- Leurs définitions ne sont pas uniques.
- Les définitions les plus souvent rencontrées sont : le **max** et le **min** (Mandani), le produit et la somme moins le produit (Sugeno)

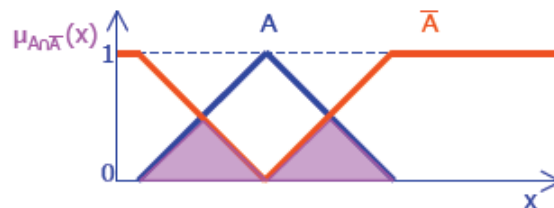
*Mandani :*  $\mu_{A \cup B}(x) = \max(\mu_A(x), \mu_B(x))$  et  $\mu_{A \cap B}(x) = \min(\mu_A(x), \mu_B(x))$   
*Sugeno :*  $\mu_{A \cup B}(x) = \mu_A(x) + \mu_B(x) - \mu_A(x) \cdot \mu_B(x)$  et  $\mu_{A \cap B}(x) = \mu_A(x) \cdot \mu_B(x)$   
*Dans les deux cas :*  $\mu_{\bar{A}}(x) = 1 - \mu_A(x)$   
*pour*  $x \in U$

### Exemple dans le cas Mandani :

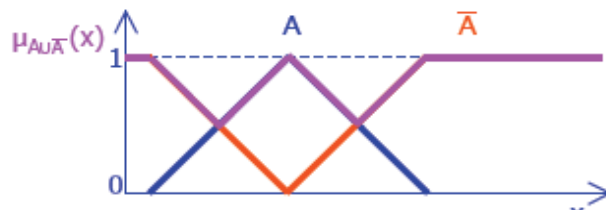


- Les deux propriétés suivantes ne sont pas «classiques» :
- L'intersection d'un ensemble flou et de son complément n'est pas vide :

Loi de contradiction :  $A \cap \bar{A} \neq \emptyset$



Loi du "excluded middle" :  $A \cup \bar{A} \neq 1_U$



#### 4. Comment implanter un raisonnement flou

L'étape qui suit la fuzzification est le raisonnement flou (Figure III-2.5) qui contient la base de règles floues, opérateurs de logique floue, ainsi la méthode d'inférence floue :

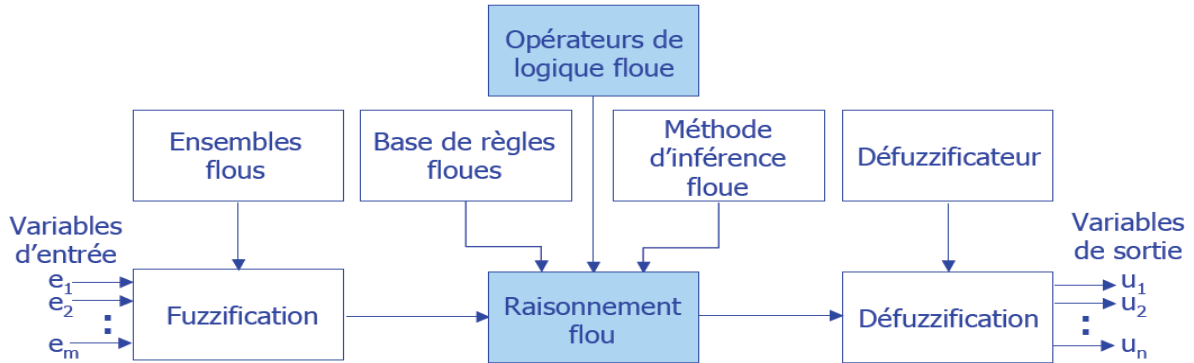


Figure III-2.5 Raisonnement flou

##### a) Relation floue :

- Une relation floue sur deux univers U et V est un ensemble flou :

$$R: U \times V \rightarrow [0,1]$$

$$(u,v) \rightarrow \mu_R(u,v)$$

- On ne parle plus de fonction caractéristique mais de fonction d'appartenance.
- La relation floue est binaire si  $U=V$

##### Exemple :

- Soit l'univers  $U = \{1, 2, 3\}$ , la relation R « est approximativement égal à » peut-être définie par :

$$R: \{1, 2, 3\} \times \{1, 2, 3\} \rightarrow [0, 1]$$

$$(u,v) \rightarrow \mu_R(u,v) = \begin{cases} 1 & \text{si } u = v \\ 0,8 & \text{si } |u - v| = 1 \\ 0,3 & \text{si } |u - v| = 2 \end{cases}$$

- On définit l'union et l'intersection de deux relations floues par :

$$\text{Soient } R: U \times V \rightarrow [0,1] \quad \text{et} \quad S: U \times V \rightarrow [0,1]$$

$$(u,v) \rightarrow \mu_R(u,v) \quad \text{et} \quad (u,v) \rightarrow \mu_S(u,v)$$

Alors au sens Mandani :

$$\mu_{R \cup S}(u,v) = \max(\mu_R(u,v), \mu_S(u,v))$$

$$\text{et } \mu_{R \cap S}(u,v) = \min(\mu_R(u,v), \mu_S(u,v))$$

Alors au sens Sugeno :

$$\mu_{R \cup S}(u,v) = \mu_R(u,v) + \mu_S(u,v) - \mu_R(u,v) \cdot \mu_S(u,v)$$

$$\text{et } \mu_{R \cap S}(u,v) = \mu_R(u,v) \cdot \mu_S(u,v)$$

- Soit une relation floue sur  $U \times V$ , la **projection de R sur U** ( $\Pi_U$ ) et la **projection de R sur V** ( $\Pi_V$ ) sont définies par :

$$\text{Soit } R: U \times V \rightarrow [0, 1]$$

$$(u, v) \rightarrow \mu_R(u, v)$$

$$\text{Alors } \mu_{\Pi_U}(u) = \sup \{ \mu_R(u, v) \mid v \in V \} \quad \text{et} \quad \mu_{\Pi_V}(v) = \sup \{ \mu_R(u, v) \mid u \in U \}$$

- On définit le produit cartésien de deux ensembles flous A et B par (Mandani) :

$$\text{Soient } A: U \rightarrow [0, 1] \quad \text{et} \quad B: V \rightarrow [0, 1]$$

$$u \rightarrow \mu_A(u) \quad \text{et} \quad v \rightarrow \mu_B(v)$$

$$\text{Alors } \mu_{A \times B}(u, v) = \min(\mu_A(u), \mu_B(v))$$

**Remarque :** le produit cartésien de deux ensembles flous est une relation floue.

- La composition de deux relations floues est définie par (Mandani) :

$$\text{Soient } R: U \times V \rightarrow [0, 1] \quad \text{et} \quad S: V \times W \rightarrow [0, 1]$$

$$(u, v) \rightarrow \mu_R(u, v) \quad \text{et} \quad (v, w) \rightarrow \mu_S(v, w)$$

$$\text{Alors } \mu_{R \circ S}(u, w) = \sup_{v \in V} \{ \min(\mu_R(u, v), \mu_S(v, w)) \}$$

**b) Modus Ponens généralisé ou détachement :**

Cette figure (Figure III-2.6) illustre la partie principale du raisonnement flou :

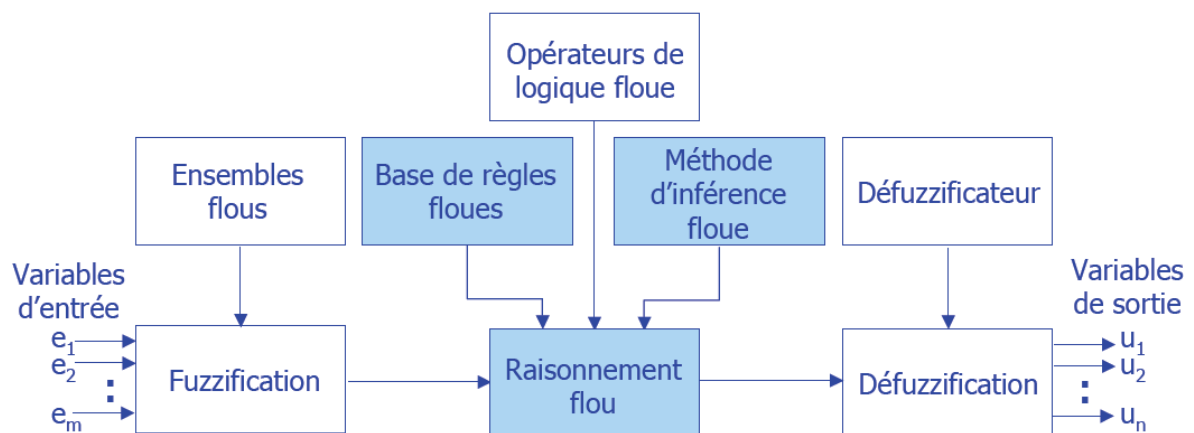


Figure III-2.6 Modus généralisé

## Implication

### Règle floue :

- Si X est A  $\rightarrow u_A$  et Y est B  $\rightarrow u_B$
- Fait observé : X est A'  $\rightarrow u_{A'}$
- alors : Y est B'  $\rightarrow u_{B'}$

Comment calculer  $u_{B'}(y)$  en fonction de  $u_{A'}(x)$  et de  $u_A(x) \rightarrow u(x)$  ?

### Logique classique :

- $P \Rightarrow q$  équivaut à  $\neg p \vee q$  on obtient la table de vérité suivante :

$p$	$q$	$p \Rightarrow q$
1	1	1
1	0	0
0	1	1
0	0	1

### Logique floue :

- Il n'y a pas une définition unique !
- L'extension de la définition précédente est appelée l'implication de Kleene-Dienes :
- $A \Rightarrow B$  équivaut à  $\mu_{A \Rightarrow B}(u, v) = \max(1 - \mu_A(u), \mu_B(v))$
- On utilise couramment l'implication de Mandani :  $\mu_{A \Rightarrow B}(u, v) = \min(\mu_A(u), \mu_B(v))$

### Le raisonnement approximatif :

- Théorie du raisonnement approximatif introduite par Zadeh en 1979.
- Concept de base : La représentation de propositions par des formules affectant des ensembles flous comme valeurs aux variables.
- Soient deux variables  $x \in X$  et  $y \in Y$ , et une relation de cause à effet entre  $x$  et  $y$ , parfaitement connue :  $y = f(x)$ .
- Alors on peut effectuer l'inférence :

**Prémisse :  $y = f(x)$**

**Fait :  $x = x'$**

---

**Conséquence :  $y = f(x')$**

- La plupart du temps, on ne connaît le lien de cause à effet  $f$  entre  $x$  et  $y$  qu'en certaines valeurs  $x$  particulières.

- On a une base de règles :

**R 1 : si  $x = x_1$  alors  $y = y_1$  et**

**R 2 : si  $x = x_2$  alors  $y = y_2$  et**

...

**R n : si  $x = x_n$  alors  $y = y_n$**

Il faut alors, connaissant  $x' \in X$ , trouver  $y' \in Y$  correspondant à  $x'$  conformément à la base de règles.

- Le problème de base du raisonnement approximatif est de trouver la fonction d'appartenance de la conséquence  $C$  d'une base de règles  $\{R_1, \dots, R_n\}$  quand le fait  $x$  est  $A$ .

**R 1 : si  $x$  est  $A_1$  alors  $y$  est  $C_1$**

**R 2 : si  $x$  est  $A_2$  alors  $y$  est  $C_2$**

...

**R n : si  $x$  est  $A_n$  alors  $y$  est  $C_n$**

**Fait :  $x$  est  $A$**

---

**Conséquence :  $y$  est  $C$**

La règle de raisonnement la plus importante est celle du modus podens généralisé :

### ■ Modus podens généralisé

implication : si  $x$  est  $A$  alors  $z$  est  $C$

fait :  $x$  est  $A'$

---

conséquence :  $z$  est  $C'$

où la conséquence  $C'$  est déterminée par la composition du fait et de l'implication :

$$C' = A' \circ (A \Rightarrow C) \text{ soit } \mu_{C'}(z) = \sup_{x \in X} \left\{ \min(\mu_{A'}(x), \mu_{A \Rightarrow C}(x, z)) \right\}, \quad z \in Z$$

Au sens de Mandani, la fonction d'appartenance de la conséquence  $C'$  est définie par :

$$C' = A' \circ (A \Rightarrow C) \text{ et } \mu_{A \Rightarrow C}(x, z) = \min(\mu_A(x), \mu_C(z))$$

$$\text{soit } \mu_{C'}(z) = \sup_{x \in X} \left\{ \min(\mu_{A'}(x), \min(\mu_A(x), \mu_C(z))) \right\}, \quad z \in Z$$

## Application du raisonnement approximatif : l'inférence floue

Règle d'inférence (au sens Mandani) :

**R** 1 : si x est A<sub>1</sub> alors z est C<sub>1</sub>

Fait : x est x<sub>0</sub>

---

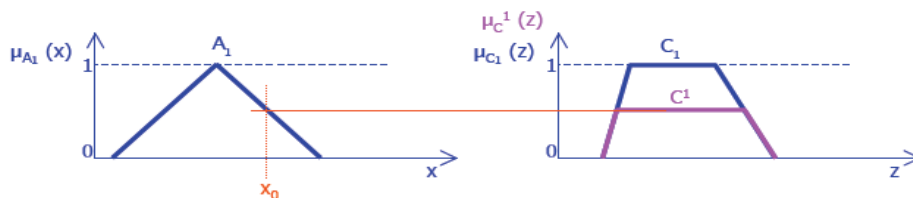
Conséquence : z est C<sup>1</sup>

Où la conséquence C1 est déterminée par :

$$\mu_{C^1}(z) = \sup_{x \in X} \left\{ \min \left( \mu_{x_0}^-(x), \min(\mu_{A_1}(x), \mu_{C_1}(z)) \right) \right\}, \quad z \in Z$$

or  $\mu_{x_0}^-(x) = 0, \forall x \neq x_0$  donc  $\mu_{C^1}(z) = \min(\mu_{x_0}^-(x_0), \min(\mu_{A_1}(x_0), \mu_{C_1}(z)))$ ,  $z \in Z$

soit  $\mu_{C^1}(z) = \min(\mu_{A_1}(x_0), \mu_{C_1}(z))$ ,  $z \in Z$



Agrégation des règles (au sens Mandani) :

**R** 1 : si x est A<sub>1</sub> alors z est C<sub>1</sub>

**R** 2 : si x est A<sub>2</sub> alors z est C<sub>2</sub>

...

**R** n : si x est A<sub>n</sub> alors z est C<sub>n</sub>

Fait : x est x<sub>0</sub>

---

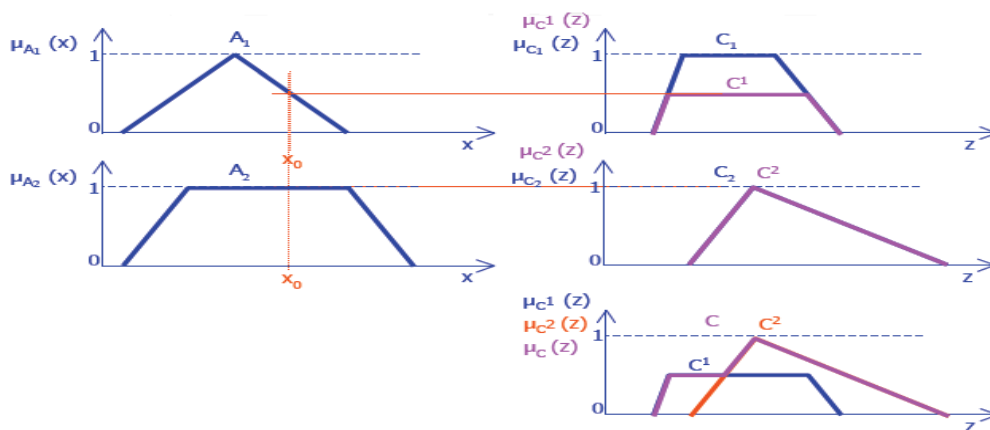
Conséquence : z est C

Où la conséquence C est déterminée par :

$$\mu_C(z) = \max_{i=1,n} (\mu_{C^i}(z)), \quad z \in Z$$

soit  $\mu_C(z) = \max_{i=1,n} (\min(\mu_{A_i}(x_0), \mu_{C_i}(z)))$ ,  $z \in Z$





**c) Defuzzification :**

La dernière partie de la structure est la défuzzification (Figure III-2.7) :

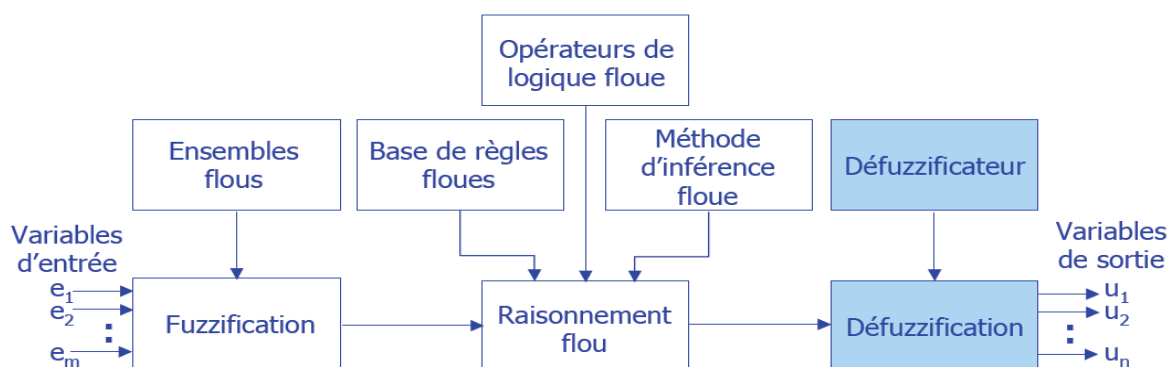


Figure III-2.7 Défuzzification

**Définition :**

L'objectif de la défuzzification est de transformer un ensemble flou en en une valeur de commande. Soit C un ensemble flou, et defuzz l'opérateur de défuzzification :

$$z_u = \text{defuzz}(C), \text{ est une valeur précise.}$$

Les opérateurs de défuzzification sont nombreux, citons par exemple :

✚ Le centre de gravité (très souvent employée) :

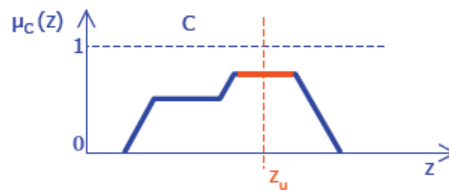
$$z_u = \frac{\int z \cdot \mu_C(z) \cdot dz}{\int \mu_C(z) \cdot dz} \quad \text{ou} \quad z_u = \frac{\sum z_i \cdot \mu_C(z_i)}{\sum \mu_C(z_i)}$$

✚ Le centre des maximums :

$$z_u = \frac{\int_G w \cdot dw}{\int_G dw}, \quad \text{où } G = \left\{ g \in Z \mid \mu_C(g) = \max_{z \in Z} (\mu_C(z)) \right\}$$

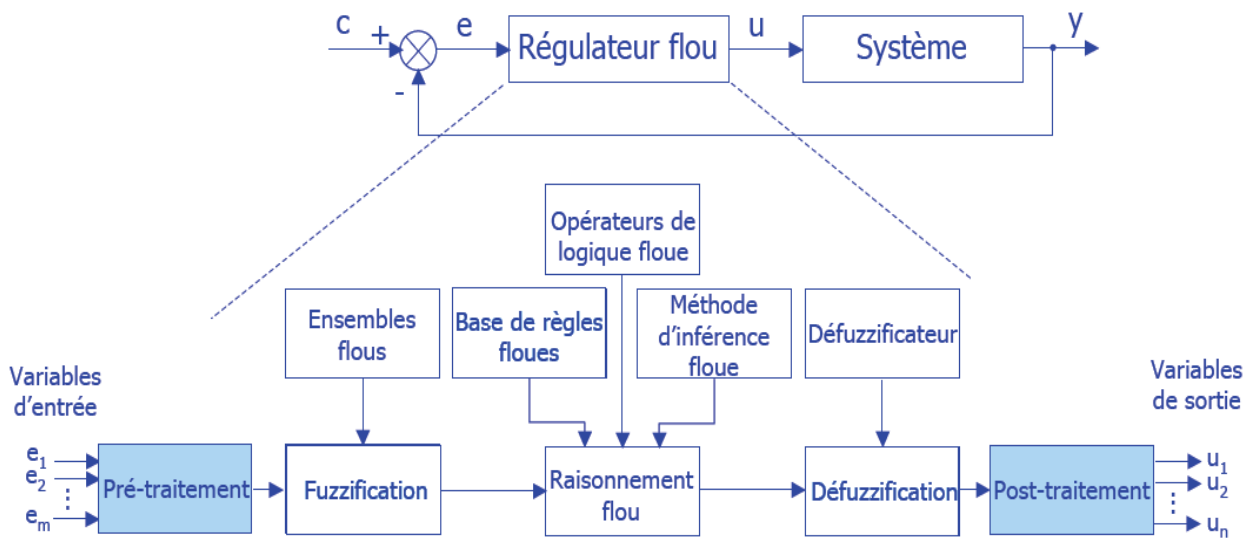
Où

$$z_u = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N z_i, \quad \text{où } z_i \in Z \text{ et } \mu_C(z_i) = \max_{z_j \in Z} (\mu_C(z_j))$$



**Illustration : contrôle flou :**

Rappelons la structure classique d'un régulateur flou :



**1. Pré-traitement :**

Les mesures en entrée doivent être conditionnées :

- Quantification, échantillonnage ... ;
- Normalisation, mise à l'échelle ;
- Filtrage ;
- Moyennage pour obtenir des tendances ;
- combinaison pour obtenir des indicateurs ;
- différentiation, intégration ou leurs équivalents discrets.

Univers du discours :

- Il contient tous les éléments qui seront pris en considération.
- Il est continu ou discret.
- Univers standard : utilisation de la mise à l'échelle, d'une limitation (éventuellement).

## 2. Fuzzification :

- Conversion des données en entrée en degré d'appartenance par l'intermédiaire de fonctions d'appartenance.
- Permet de déterminer le degré de confiance de chacune des conditions des règles pour la valeur de l'entrée (instance).
- Il y a un degré d'appartenance par terme linguistique s'appliquant à l'entrée.

## Fonctions d'appartenance

- Comment doit-on déterminer la forme des ensembles ?
- Combien d'ensembles sont nécessaires et suffisants ?
- Un terme doit être suffisamment «large» pour autoriser du bruit de mesure
- Un certain degré de recouvrement est nécessaire pour éviter des états mal définis conduisant à des sorties mal définies.
- Commencer par des ensembles triangulaires symétriques et trois ensembles pour chaque variable. Plus de sept ensembles n'apporte aucune amélioration.
- Pour les variables d'entrée :
  - Choisir les largeurs de façon à ce que chaque valeur de l'univers appartienne à deux ensembles au moins ; excepté pour les extrémités.
  - S'il y a un « trou » entre deux ensembles, aucune règle ne se trouve activée pour ces valeurs, la fonction de régulation n'est pas définie.
- Pour la variable de sortie :
  - Les «trous» sont souhaitables.
  - Si la fonction est définie sous forme de singletons, alors le calcul est plus simple, on peut utiliser les commandes maximales (obtention d'un phénomène transitoire rapide en cas de grandes variations), l'écriture des règles est plus intuitive.

## 3. Base de règles :

- Les règles peuvent mettre en jeu plusieurs variables dans leurs conditions et leurs conclusions.
- Le contrôleur nécessite, en général, en entrée l'erreur et la dérivée de l'erreur :

		dérivée de l'erreur		
		négative	nulle	positive
erreur	négative	très négative	négative	nulle
	nulle	négative	nulle	positive
	positive	nulle	positive	très positive

### *Connexions :*

Les connexions *et* et *ou* sont en général définies par :

- A et B :  $\min(A, B)$       A ou B :  $\max(A, B)$
- Ou
- A et B :  $A * B$       A ou B :  $A + B - A * B$

### *Inférence :*

- Détermination du degré d'appartenance de chacune des conditions des règles.
- Activation de la règle, détermination de la conséquence (min).
- Agrégation des règles (max).
- La méthode choisie à peu d'influence sur le résultat.

#### *4. Défuzzification*

- Utilisation de différentes méthodes :
  - centre de gravité, centre de gravité pour les singletons,
  - bissectrice
  - moyenne des minimums ...
  - calcul facilité lorsque les fonctions d'appartenance de la variable de sortie sont disjointes.

#### *5. Post-traitement*

- la mise à l'échelle de la sortie doit être effectuée pour que la valeur de sortie définie sur un univers de discours soit transformée en valeur de commande physique.

### III. LOGIQUE FLOUE sur Matlab

#### 1. Présentation du Toolbox fuzzy logic :

La toolbox fuzzy logic de Matlab possède un éditeur qui permet de créer des systèmes d'inférences floues : des FIS (pour fuzzy inference system).

Cette boîte à outils permet de générer des fichiers « .fis », qui correspondent à des systèmes d'inférences floues et dont font partie les RLF.

Cette boîte (Figure III-2.8 ) à outils possède 3 éditeurs (de fis, de règles et de fonctions d'appartenance) qui permettent de saisir l'ensemble des données du FIS ainsi que 2 interfaces graphiques qui permettent de visualiser les inférences directement sur la base de règles, ainsi que des surfaces de contrôle.

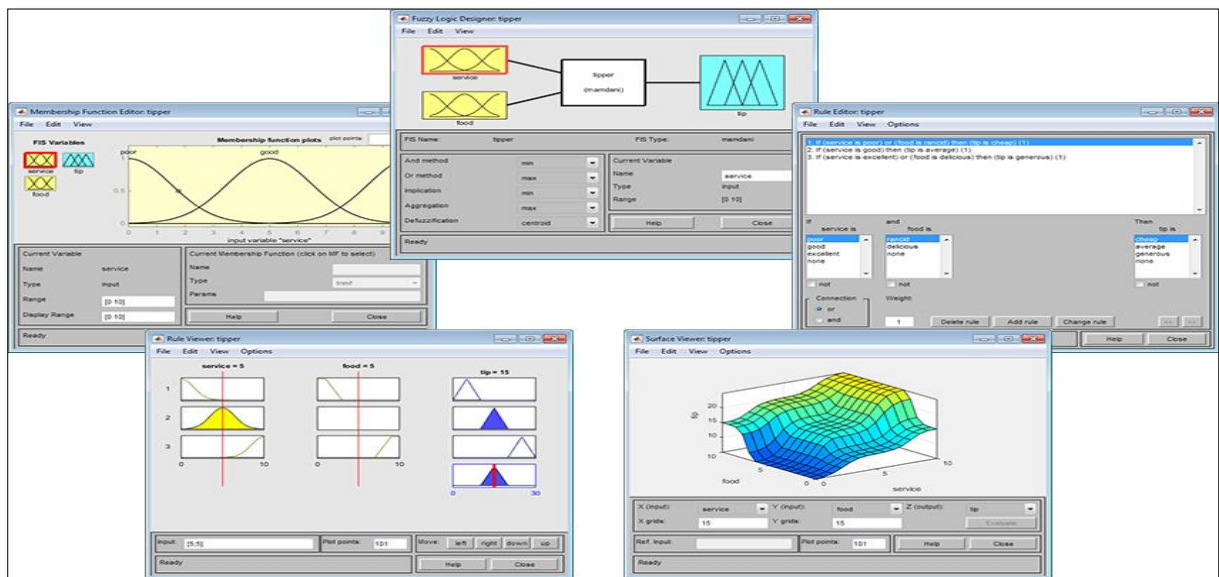


Figure III-2.8 Toolbox fuzzy logic de Matlab

Sous *MATLAB* et son Toolbox Fuzzy Logic, lancer la commande :

On ajoute une entrée, puis on choisit les noms des entrées et sortie. Avec un double clic dans les fenêtres des entrées et sorties, on accède à l'éditeur de fonctions d'appartenance «Membership Function Editor» dans lequel on applique les choix de A. On introduit alors les règles dans le «Rule Editor» selon le choix fait en A.

## 2. Application de la régulation par un contrôleur flou

### Introduction :

Les performances évalué dans la partie de la commande avancé est satisfaisante par rapport au cahier de charge, dans cette partie, nous aspirons aux autres solutions plus modernes et plus adéquats, ainsi d'obtenir des performances de régulation plus appropriés à notre système.

### 2.1) L'équation d'état du système :

Rappelons l'équation d'état discrète de notre système obtenue dans les chapitres précédents :

$$\begin{aligned}x(k+1) &= \mathbf{A} x(k) + \mathbf{B} u(k) \\y(k) &= \mathbf{C} x(k) + \mathbf{D} u(k)\end{aligned}$$

Avec :

$$\mathbf{A} = \begin{pmatrix} 0.5283 & -0.01544 \\ 0.741 & 0.9915 \end{pmatrix}$$

$$\mathbf{B} = \begin{pmatrix} 0.741 \\ 0.4096 \end{pmatrix}$$

$$\mathbf{C} = (0 \ 0.00679)$$

$$\mathbf{D} = 0$$

On va exciter notre entrée par un échelon considéré comme une entrée idéale pour obtenue une sortie souhaité ; sur Simulink, on va établir le schéma de l'équation d'état de notre système :

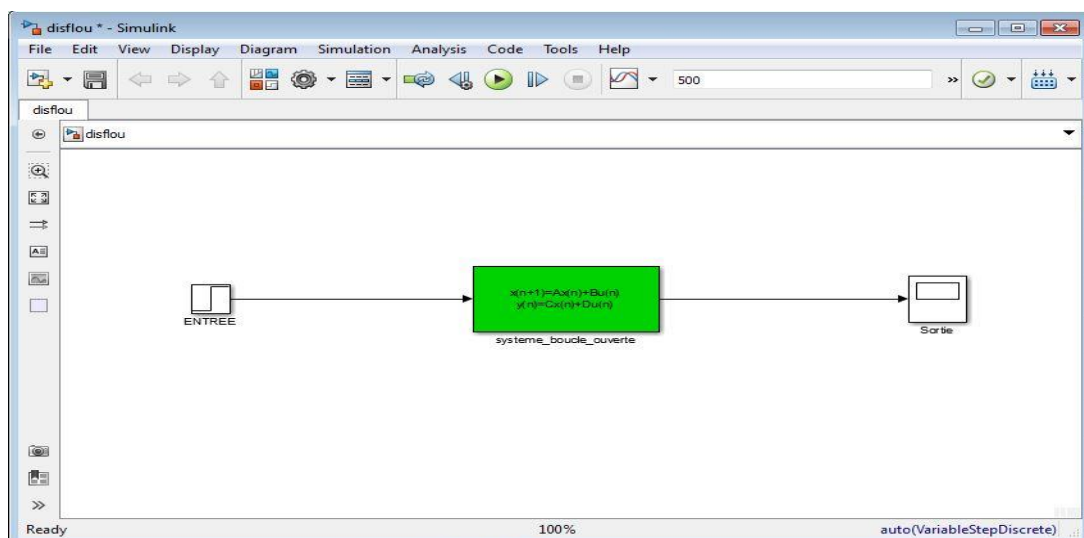


Figure III-2.9 Schéma du système en boucle ouverte

Alors après la simulation, on obtient la courbe suivante (Figure III-2.10) :

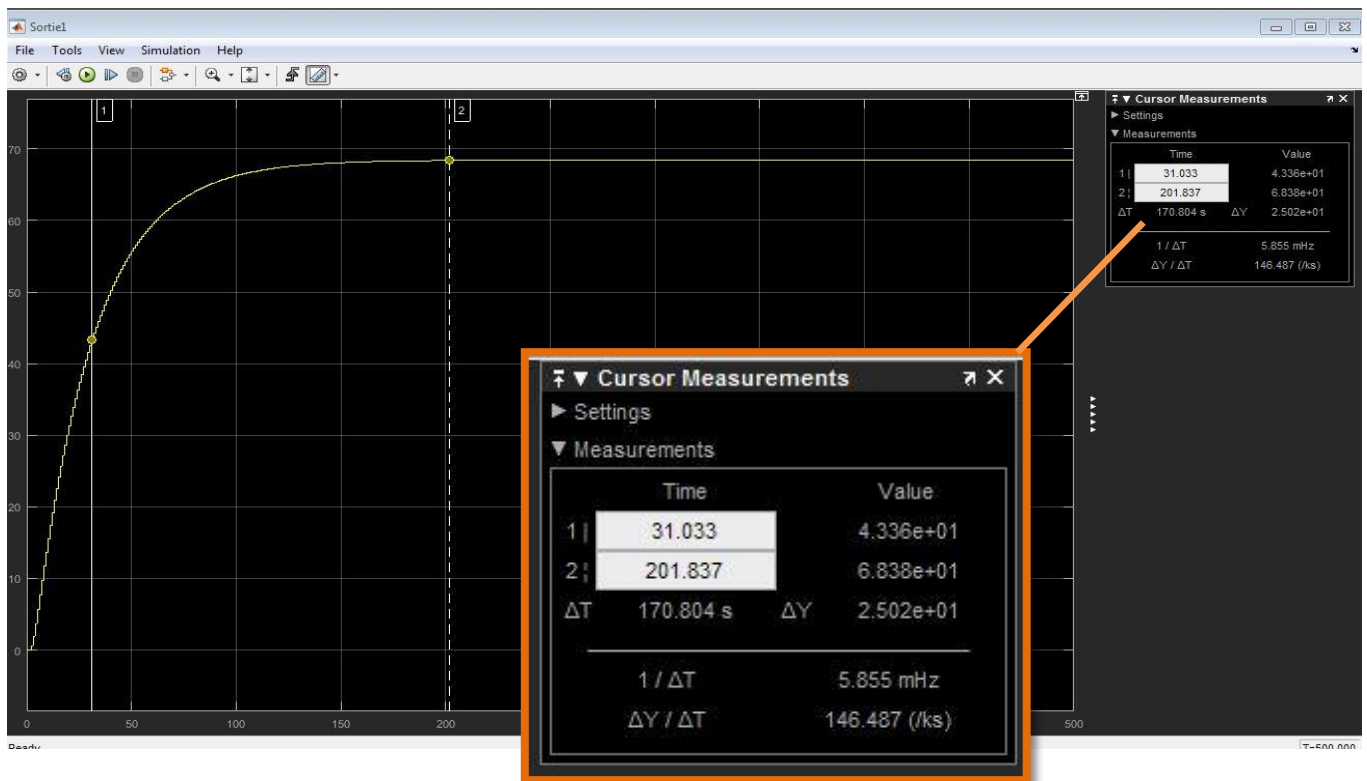


Figure III-2.10 Simulation de la boucle ouverte

Les performances de la réponse de notre système par un échelon sont :

- La constante du temps (63% de la consigne) : 31,033 secondes
- Le temps de montée (10% et 90% de la variation du signal) : 64,132 secondes
- Le temps de réponse (à -5%) : 92,602 secondes
- Le temps de l'établissement du régime stationnaire : 201,837 secondes
- Pour une consigne de 68% le dépassement est nul

On observe que notre système a une réponse lente, même il est stable, on cherche d'améliorer les performances.

## 2.2) Teste par un régulateur PID :

Nous avons ajouté un régulateur PID à notre boucle d'amélioration pour augmenter les performances, ainsi pour avoir un intervalle de comparaison avec la solution de la logique floue.

Pour appliquer cette solution facilement, on a besoin d'un système en boucle fermé, pour cette raison, on va changer notre système en boucle fermé.

A l'aide de la démarche :

- fonction de transfert : num/dén  $\rightarrow$  num/dén - num.
- Transformation de TF à SS sur Matlab.

La nouvelle équation d'état en boucle fermé est la suivante :

$$\begin{aligned} X(k+1) &= \mathbf{A} x(k) + \mathbf{B} u(k) \\ Y(k) &= \mathbf{C} x(k) + \mathbf{D} u(k) \end{aligned}$$

Avec :

$$\mathbf{A} = \begin{pmatrix} 0.5206 & -0.01042 \\ 0.7419 & 0.9942 \end{pmatrix}$$

$$\mathbf{B} = \begin{pmatrix} 0.7419 \\ 0.4098 \end{pmatrix}$$

$$\mathbf{C} = (0 \ 0.00679)$$

$$\mathbf{D} = 0$$

Le schéma Simulink du PID sur (Figure III-2.11) :

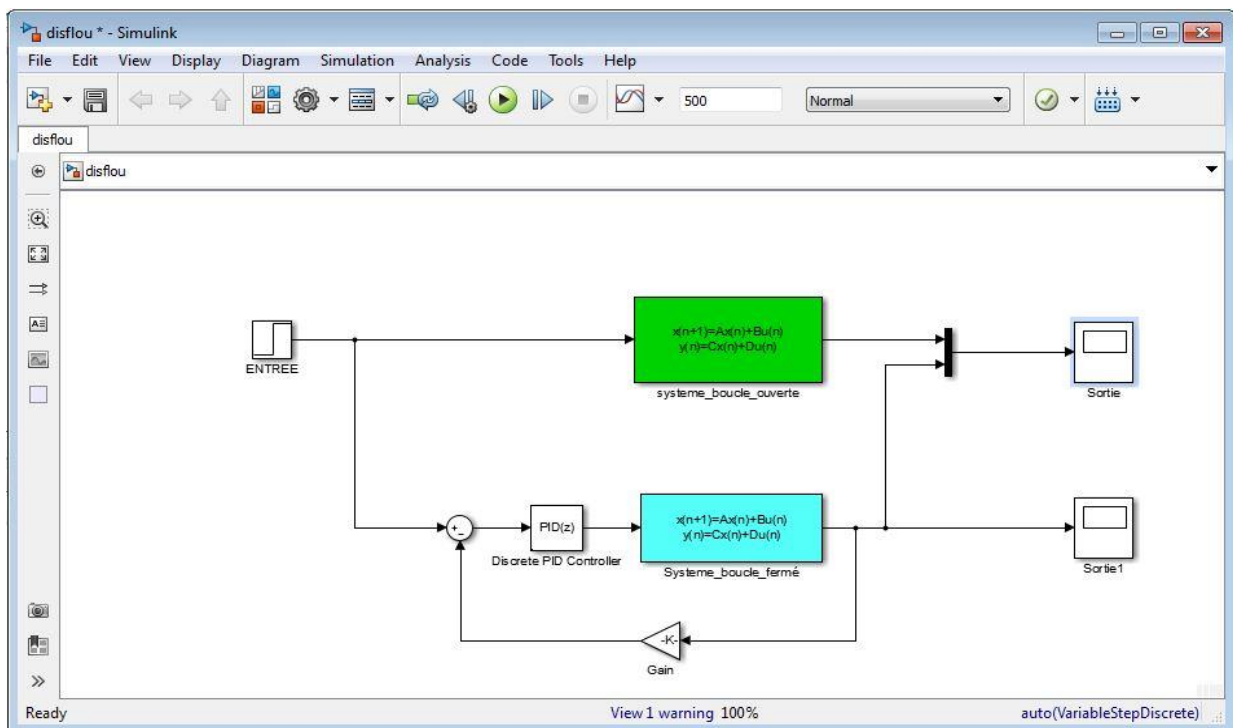


Figure III-2.11 Schéma avec PID



Alors après la simulation, on obtient la courbe suivante (Figure III-2.12) :

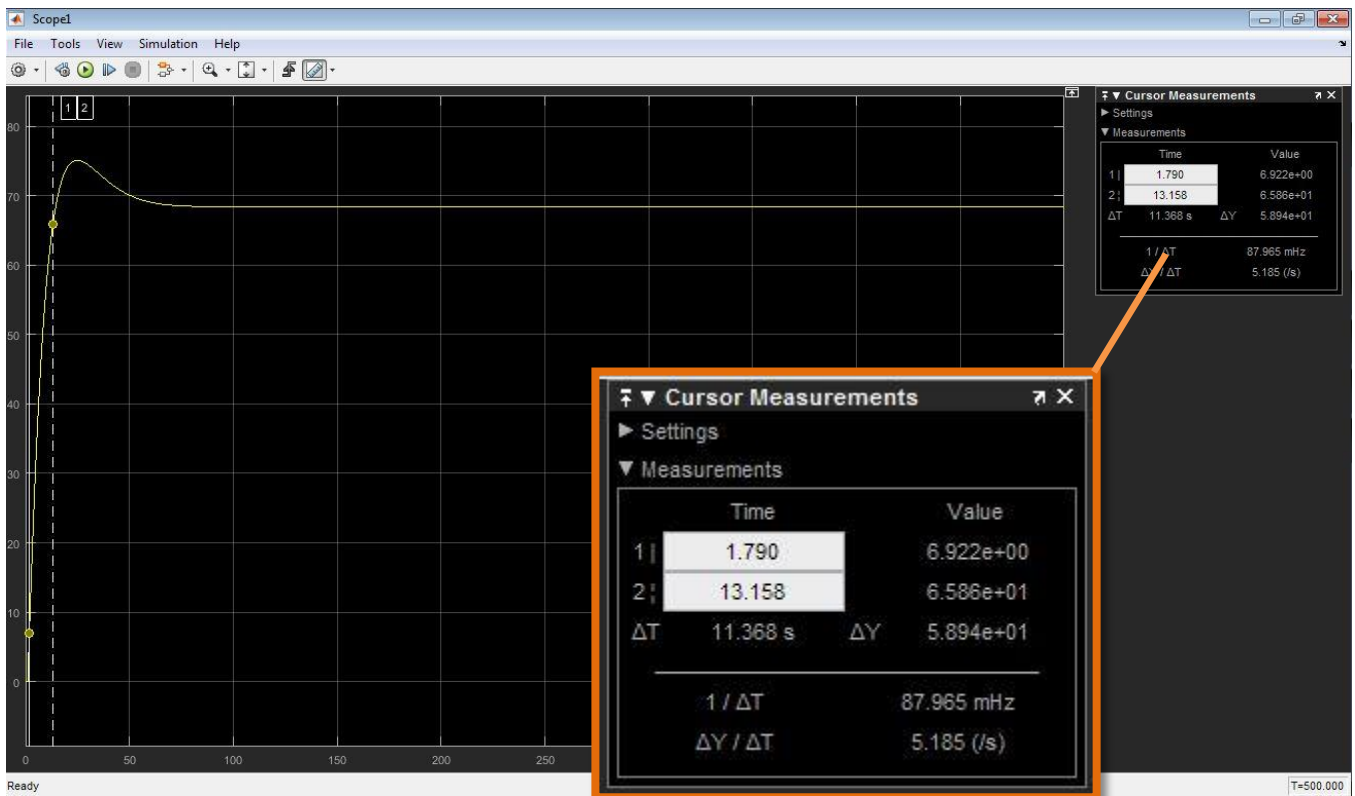


Figure III-2.12 Simulation du schéma avec PID

Les performances de la réponse de notre système avec un régulateur PID par un échelon sont :

- La constante du temps (63% de la consigne) : 7,199 secondes
- Le temps de monté (10% et 90% de la variation du signal) : 11,368 secondes
- Le temps de réponse (à -5%) : 15,145 secondes
- Le temps de l'établissement du régime stationnaire : 93,168 secondes
- Pour une consigne de 68% le dépassement est 10,29 % (7 % du ballon)

On observe que cette solution réduit le temps de réponse parfaitement, mais on le problème de dépassement de 10,29% qui n'est pas tolérer au cahier de charge.

### 2.3) Logique floue :

La commande floue permet de traiter des commandes de processus uniquement à partir des connaissances de comportement qui sont formulées par des spécialistes du procédé en langage naturel (forme linguistique).

On part d'entre physiques pour les transformer en variables linguistiques (langage naturel).

Cette opération s'appelle la fuzzification.

Finalement la fuzzification est la transformation d'une valeur numérique en degré d'appartenance flou par évaluation d'une fonction d'appartenance (ce n'est pas toujours clair).

Les variables linguistiques sont soumises au moteur d'inférence qui se chargera d'appliquer les règles d'inférences. Ces règles, dictées par les experts, représentent les connaissances que l'on a du système ou du processus.

La dernière étape est la defuzzification qui consiste à transformer les variables linguistiques (flou) produites par les règles d'inférence via le moteur d'inférence en une sortie de commande physique (numérique).

#### **Choix des valeurs linguistiques :**

Notre contrôleur flou aura comme entrées l'erreur entre la consigne et la valeur mesurée de la sortie, et la valeur de la commande du système en sortie [8].

Dépendamment de l'état de ces variables, le contrôleur va effectuer l'une des actions suivantes :

La valeur de sortie supérieure par rapport à la consigne donne une erreur négative, de ce fait le contrôleur flou doit procurer une commande négative pour diminuer la valeur de sortie.

Si la mesure de sortie et la consigne sont égales, l'erreur est nulle, donc le système est en bon fonctionnement, et la commande doit être nulle.

Ainsi, si on a une erreur positive (valeur mesurée inférieure que la consigne), on doit augmenter la valeur de sortie en donnant une commande positive par le contrôleur flou.

Le schéma ci-dessous représente notre contrôleur comme une boîte noire avec entrée-sortie :



## La configuration du contrôleur flou :

Le design du contrôleur flou se fait de la même façon que tous les systèmes flous avec Matlab. On commence en tapant fuzzy à la ligne de commande. On obtient alors le

FIS Editor de Matlab, montré à la figure (Figure III-2.13) suivante :

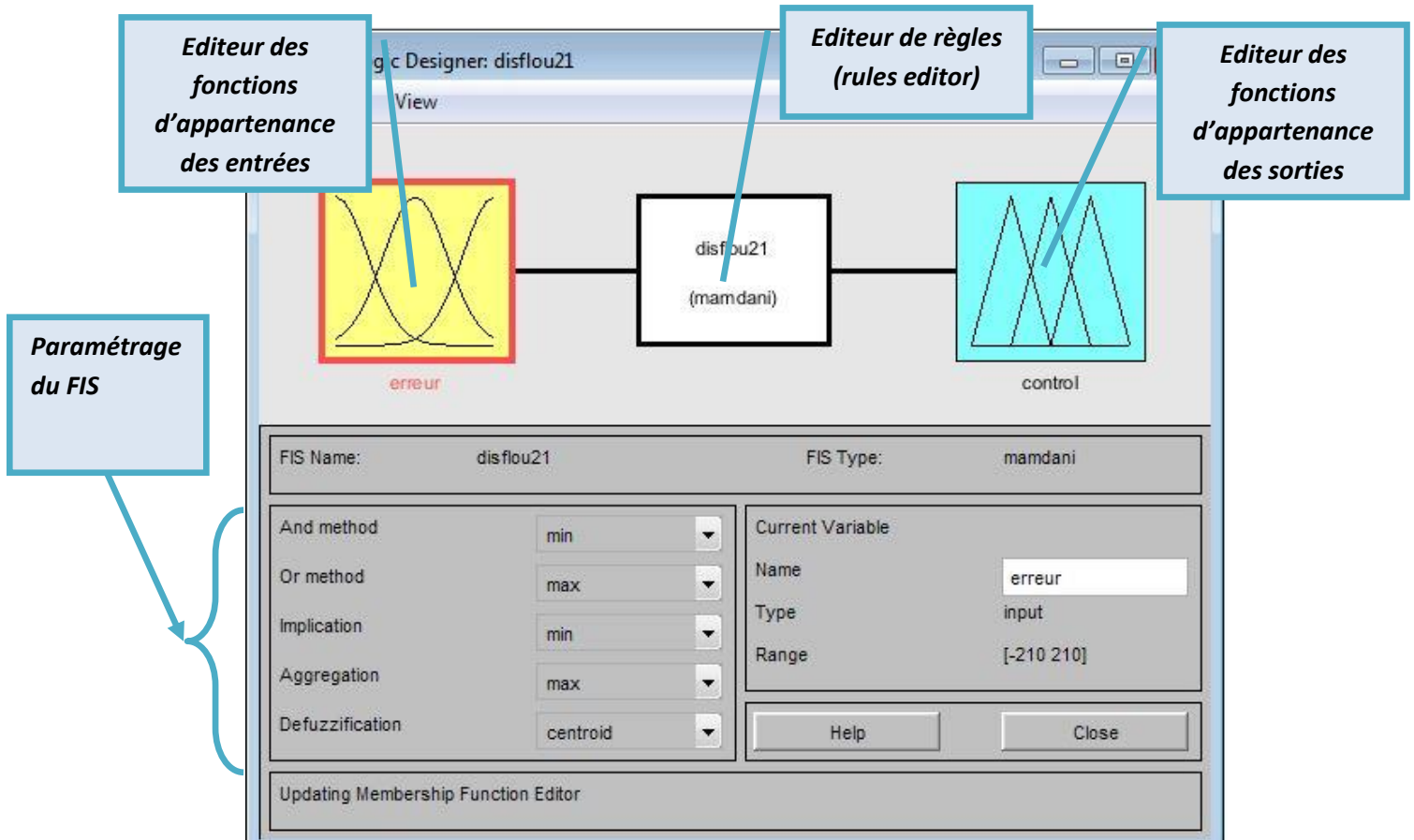


Figure III-2.13. Éditeur de FIS

Pour le système simple sous étude, on n'utilise que l'erreur comme variable de contrôle.

On a donc un système très simple, avec une entrée, une sortie.

Il faut utiliser un peu de jugement dans le design du contrôleur flou. Il ne faut pas simplement créer des fonctions d'appartenance de toute façon. Il faut quand même étudier le système en détail.

Une chose importante à remarquer est la valeur finale du système en boucle ouverte.

Ceci déterminera la sortie du contrôleur quand l'erreur est nulle [9].

A l'aide de Matlab, on transforme notre équation d'état en fonction de transfert.

Donc on obtient la fonction de transfert suivante :

$$H(p) = \frac{0,3259}{48p^2+30p+1}$$

Donc : 
$$y(\infty) = \lim_{p \rightarrow 0} pE(p).H(p) = \lim_{p \rightarrow 0} p \frac{210}{p} \cdot \frac{0,3259}{48p^2+30p+1}$$

Le contrôleur devra donc avoir un gain de 68,43.

C'est-à-dire que le gain du contrôleur flou lorsque l'erreur (l'entrée) est 0 est 68,43.

### Choix des fonctions d'appartenance :

Nous avons programmé les fonctions d'appartenance des variables linguistiques d'entrée et de sortie du contrôleur flou dans le Fuzzy toolbox de Matlab.

Le choix des types de ces fonctions d'appartenances ainsi que les intervalles utilisés ont été choisi par

### Fonction d'appartenance d'entrée :

En cliquant sur sous-ensembles flous de l'entrée (Figure III-2.13), en nommée cette entrée par erreur, L'erreur entre la consigne et la valeur mesurée :

Il faut aussi bien choisir les limites du système (limites de l'entrée).

Dans ce cas-ci, l'entrée utilisée est une entrée échelon unitaire avec un gain de 210 (valeur de l'entrée de l'eau alimentaire). On choisit donc de développer les fonctions d'appartenance du contrôleur flou pour l'entrée entre -210 et +210.

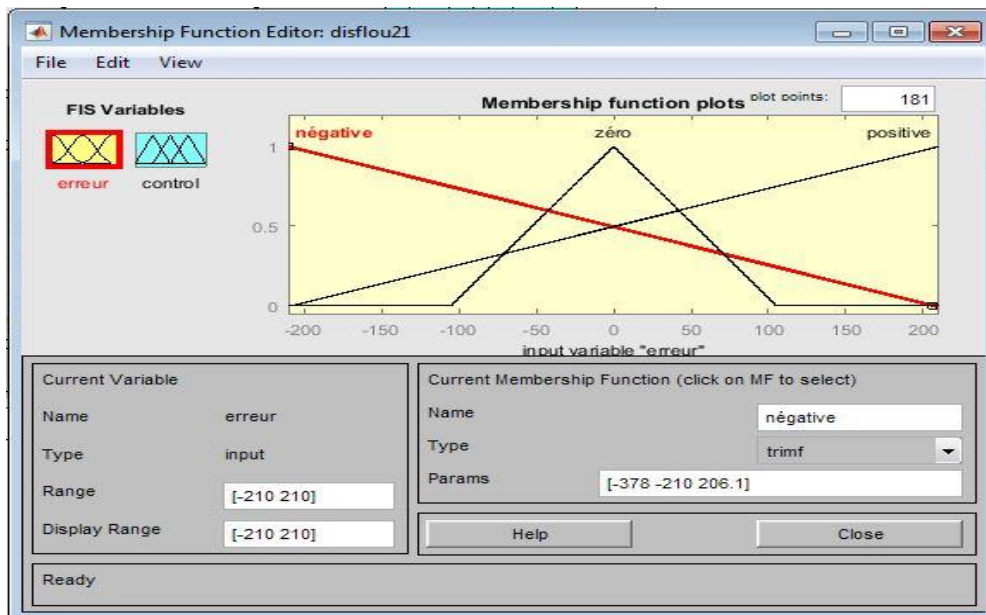


Figure III-2.13 Fonction d'appartenance d'entrée

On a choisi que 3 valeurs linguistiques possibles, soit Négative, Zéro et Positive.

Il est généralement plus facile de commencer avec un nombre restreint de valeurs linguistiques possibles, pour simplifier le design initial. Par après, si la précision demandée est plus grande, on peut ajouter des valeurs linguistiques.

La précision est ajuster selon les essais des performances obtenue en sortie du système.

#### Fonction d'appartenance de sortie :

En cliquant sur sous-ensembles flous de sortie (Figure III-2.14), en nommée cette entrée par control :

Ces paramètres sont établit par les essais :

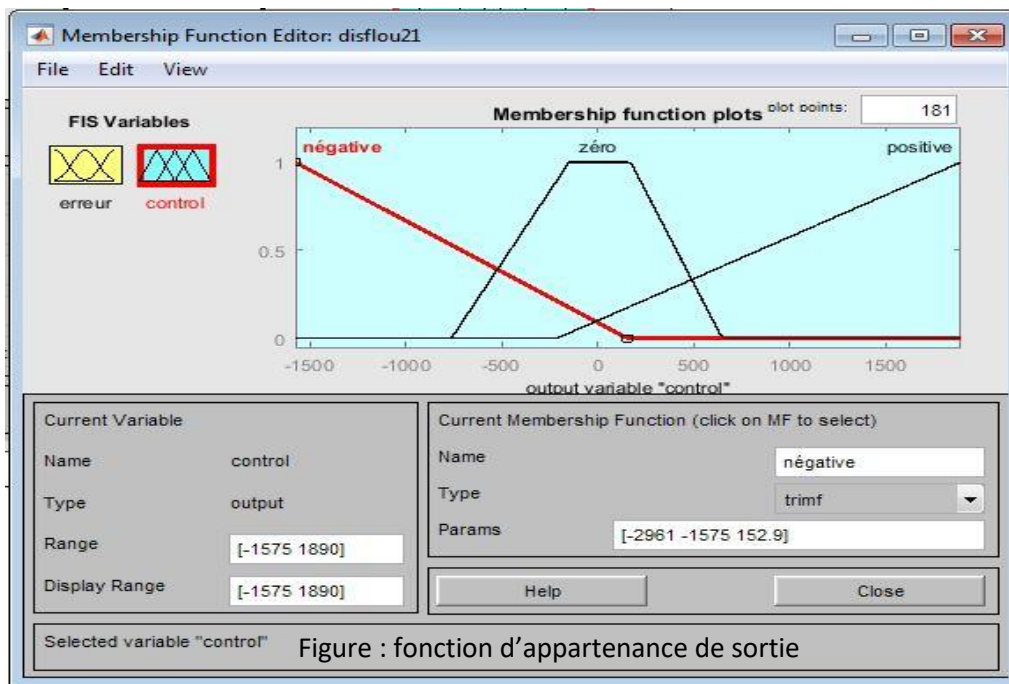


Figure III-2.14 Fonction d'appartenance de sortie

Aussi pour la sortie on a choisi trois variables linguistique :

- « négative »
- « zéro »
- « positive »

Par expérience des essais, on a choisi un intervalle de la sortie de -1575 à 1890. Le signal de sortie peut être bien plus grand que le signal d'entrée afin de rapidement corriger l'erreur. Cependant, si le signal de contrôle est trop élevé, il y aura un plus grand dépassement.

#### Etablissement de la base des règles :

En cliquant sur la case de « éditeur de règles », la fenêtre (Figure III-2.15) apparaît, après on introduit les règles suivantes :

- Si « erreur » est « négative », alors « control » est « négative »
- Si « erreur » est « zéro », alors « control » est « zéro »
- Si « erreur » est « positive », alors « control » est « positive »

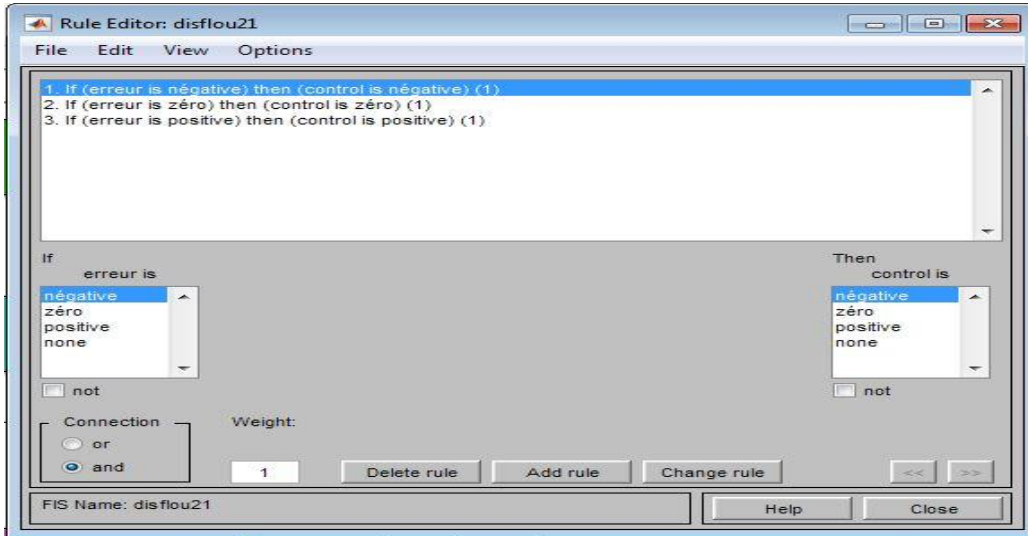


Figure III-2.15 Editeur des règles

### Simulation du contrôleur flou :

#### Schéma de simulation :

On simule la boucle de régulation du niveau du ballon de chaudière avec le contrôleur flou dans l'environnement Matlab Simulink (Figure III-2.16) :

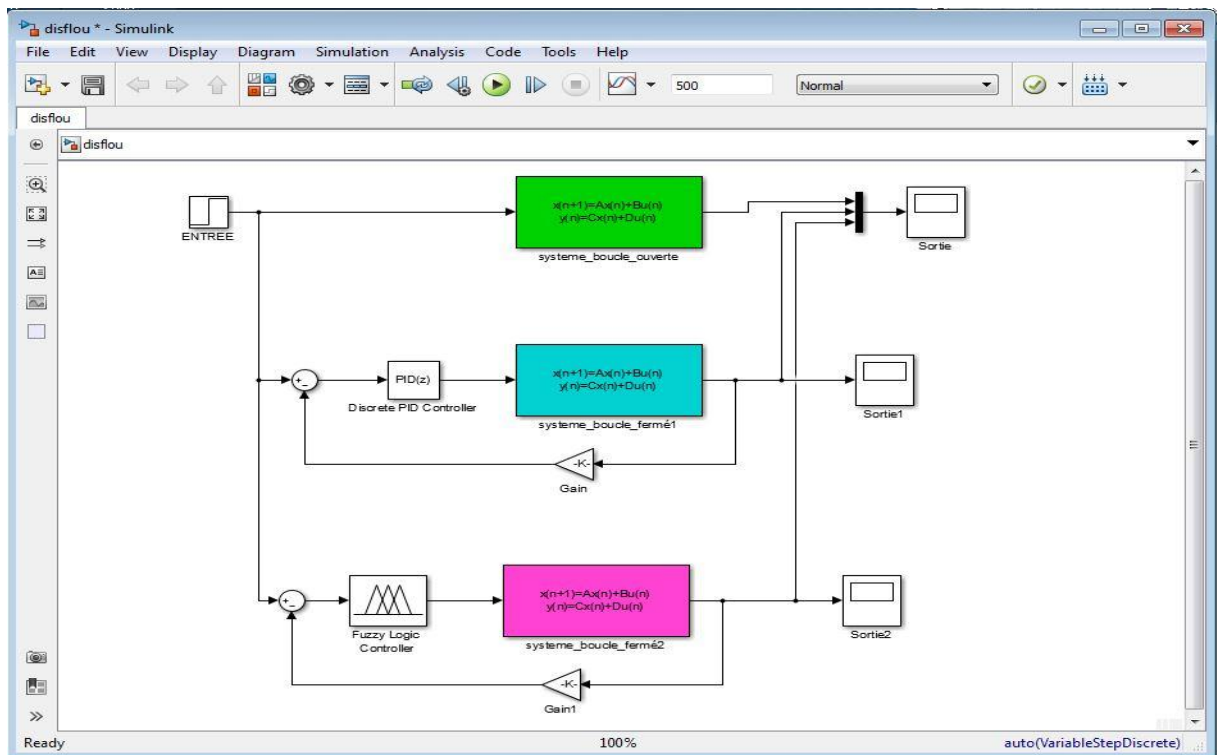


Figure III-2.16 Schéma de la boucle fermée avec contrôleur flou

Ensuite, on lance la simulation, pour obtenir la courbe suivante (Figure III-2.17) :

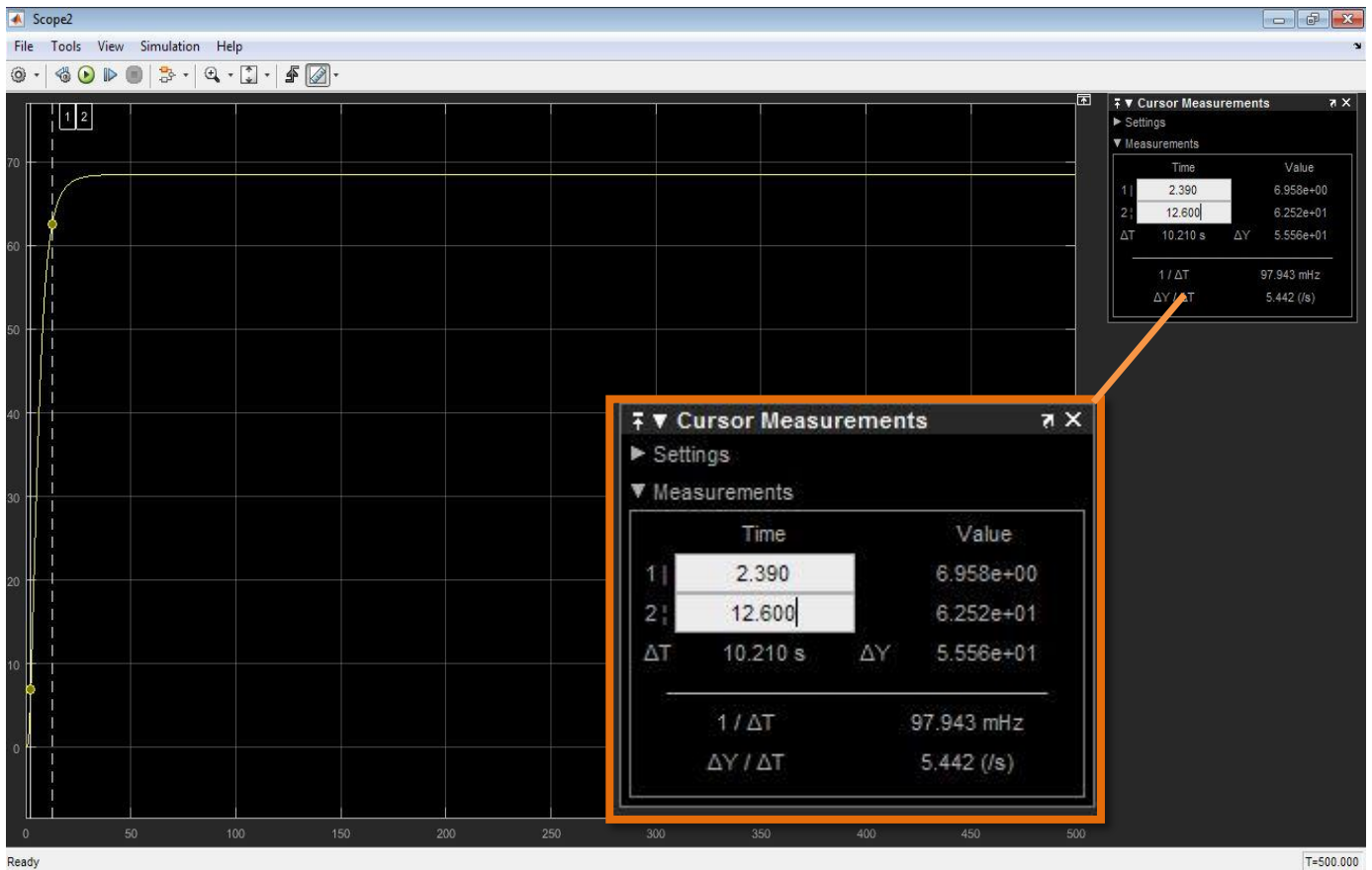


Figure III-2.17 Simulation schéma de la boucle fermée avec contrôleur flou

Alors après la simulation, on obtient la courbe de la réponse de notre système par un échelon :

- La constante du temps (63% de la consigne) : 6,702 secondes
- Le temps de monté (10% et 90% de la variation du signal) : 10,210 secondes
- Le temps de réponse (à -5%) : 16,02 secondes
- Le temps de l'établissement du régime stationnaire : 43,942 secondes
- Pour une consigne de 68% le dépassement est 0.

On observe que cette solution augmente tous les performances de régulation. On pourrait encore modifier les fonctions d'appartenance du contrôleur flou pour obtenir une meilleur performance.

### Comparaison des résultats :

La figure (Figure III-2.18) rassemble les trois courbes des trois modes de régulations :

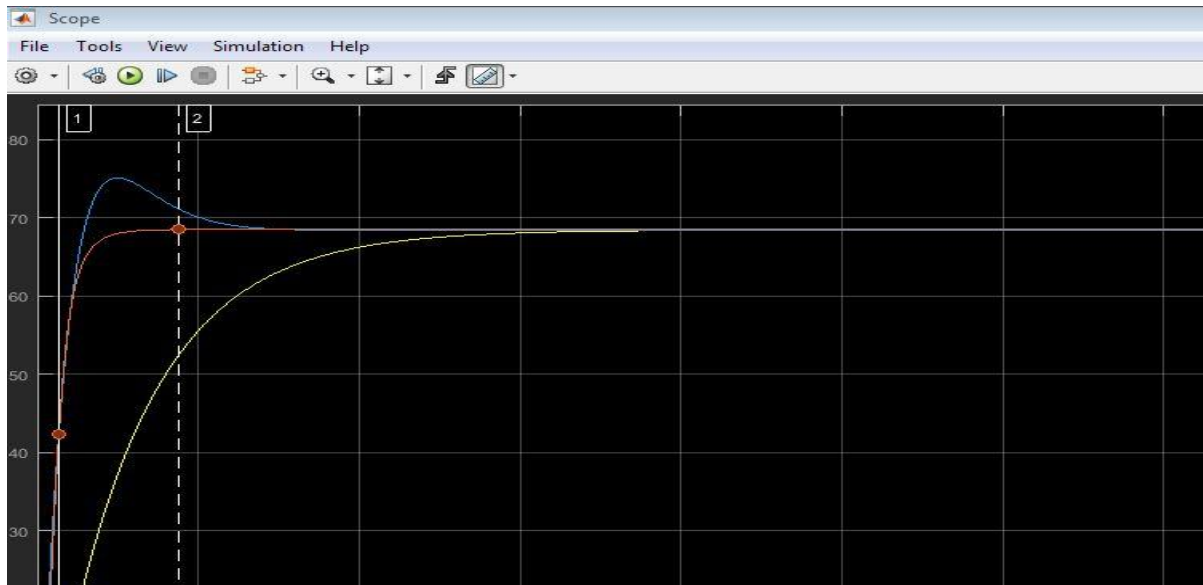


Figure III-2.18 Schéma de comparaison

Comme il est illustré dans le schéma précédent, on remarque bien la différence entre les méthodes utilisées, cependant, on conclut que la régulation à l'aide d'un régulateur flou donne de très bon résultats, ces performances sont parfaitement satisfaisantes aux contraintes de notre cahier de charge.

### *Conclusion :*

Dans ce chapitre, il a été question de choisir la solution convenable vu les différentes contraintes et de l'appliquer à la boucle de régulation du niveau du ballon de chaudière ainsi que de vérifier et d'évaluer son fonctionnement par des simulations dans Matlab Simulink.

Le contrôleur flou ayant prouvé son efficacité et ayant stabilisé la boucle de régulation du niveau du ballon de chaudière, l'affinement de cette boucle demeure cependant nécessaire.

L'approche des problèmes par la logique floue est différente de celle d'une démarche scientifique.

Elle est beaucoup plus pragmatique que déterministe, ainsi ne pas être trop cartésien pour aborder la logique floue.



# Conclusion générale

Le travail réalisé dans le cadre de ce projet de fin d'étude, a couvert plusieurs aspects allant d'une étude générale de la régulation existant via une identification du système, arrivant à une application de la commande avancée sur la régulation.

Nous devrions d'abord étudier la configuration du schéma de régulation prescrit par l'atelier sulfurique de l'unité Pakistan Maroc Phosphore à l'aide du système numérique de contrôle commande de SIEMENS. Pour ce faire, nous avons décomposé et analysé le cahier des charges fourni par le contractant. Ensuite, nous avons établie l'étude matérielle et logique nécessaires à l'implantation du schéma de régulation.

Après avoir correctement établi le système numérique de contrôle commande, la régulation du niveau du ballon de chaudière a répondu aux exigences du cahier des charges en termes de stabilisation, écart et temps de réponse.

Nous avons ensuite recherché un modèle de fonctionnement du ballon de chaudière sous forme d'une représentation d'état à travers l'historique des entrées/sorties du système.

Ce modèle a été élaboré en vue d'appliquer deux techniques de la commande avancée, à savoir, la commande optimale et la commande par la logique floue. La simulation de ces deux techniques appliquées sur le modèle obtenu a permis de comparer les résultats de ces commandes avec la commande classique à base de PID. Cette comparaison a fait preuve de l'apport de la commande avancée par rapport aux régulateurs PID. En effet, cette approche a généré un bénéfice au niveau de la consommation de l'eau alimentaire et a amélioré la satisfaisance de la vapeur HP.

La sécurité de fonctionnement du générateur de vapeur et aussi un gain estimable en fonctionnement automatique.

Toutefois, la démarche suivie a été appliquée à un système très complexe, faisant intervenir des phénomènes physico-chimiques et des bilans de matière et de chaleur, qui mettent en doute l'hypothèse de linéarité.

Au terme de ce travail, nous avons pris conscience des difficultés du monde du travail et de la vie professionnelle. Nous avons aussi approfondi et mis en œuvre nos acquis théoriques.

Nous avons pu, de surcroît, mettre à l'épreuve notre sens du relationnel, interagir avec les gens, nous adapter à de nouvelles règles et développer ainsi notre esprit d'analyse et de synthèse.

# Bibliographie

- [1] Documentation technique sur l'utilisation du PCS7.
- [2] Distributed control systems: Chemical Engineering Department King Saud University, 2002.
- [3] Le guide "System Identification Toolbox. L.Ljung: User's Guide".
- [4] Proposition d'une méthode d'identification du four pour l'implantation d'une commande numérique avancée. Projet de fin d'études : MAKHTOUT – OUSTAD (2007/2008). Ecole Mohammadia d'ingénieurs.
- [5] Régulation et optimisation du contrôle d'un four à l'unité d'hydrocraquage de la raffinerie S.A.M.I.R Projet de fin d'études : SADIR Sara (2012/2013). Ecole Mohammadia d'ingénieurs.
- [6] Foulloy L., Titli A., La commande floue, Logique floue, pp 64-79, Masson, Paris, (1994):
- [7] Bühler H Reglage par logique floue, Presses polytechniques et universitaires romandes, Lausanne. . (1994):
- [8] Fuzzy control programming. Technical report, International Electrotechnical Commission, 1997.
- [9] B. Bouchon-Meunier : « La logique floue ». PUF « Que Sais-Je ? », 2007
- [10] Cours commande avancée, Pr. Khalid BENJELLOUN bkhalid@emi.ac.ma Ecole Mohammadia des Ingénieurs, 2015
- [11] Cours commande optimale filtre de Kalman, pp 230-236, Pr. Khalid BENJELLOUN Ecole Mohammadia des Ingénieurs, 2015

# Annexe A

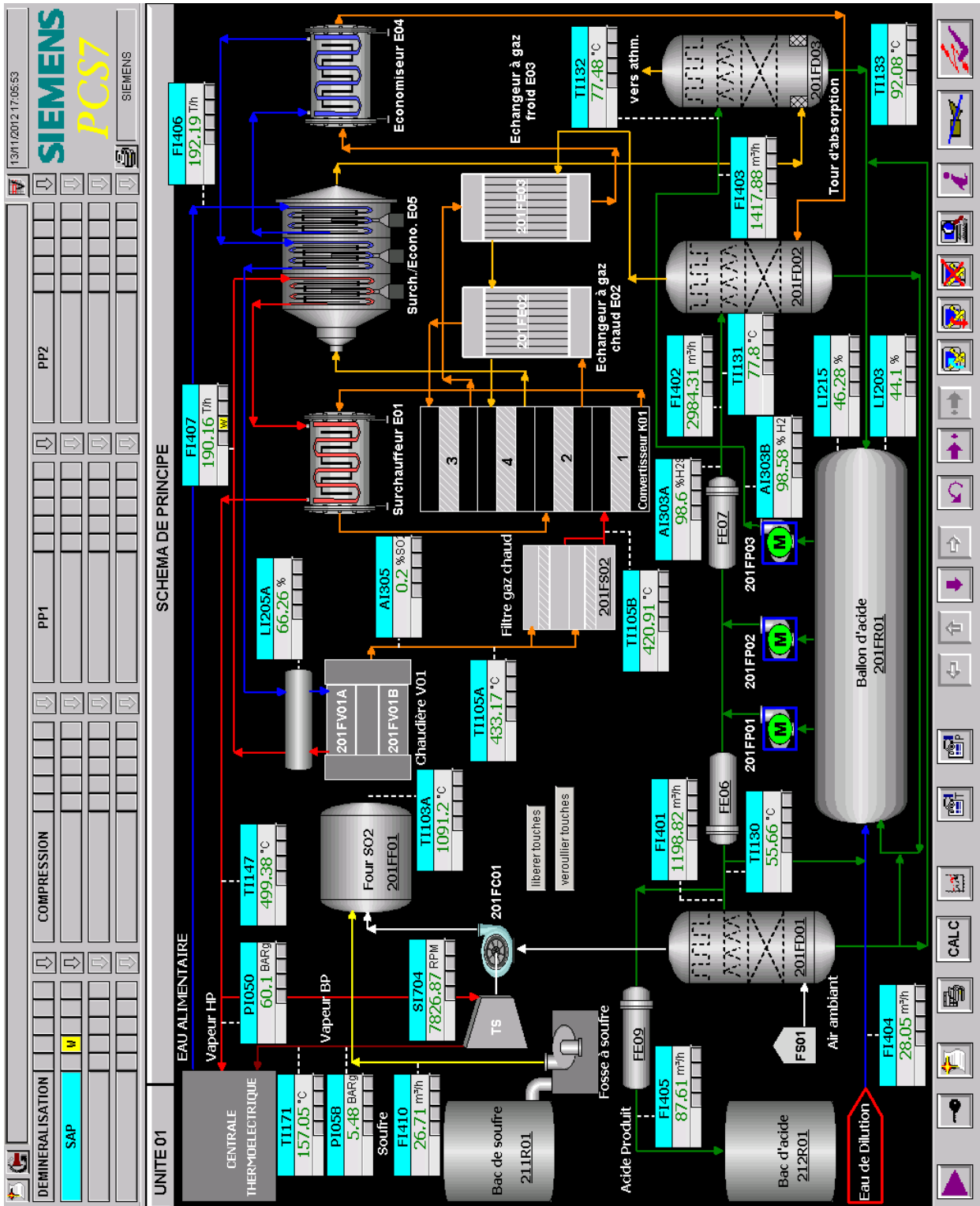
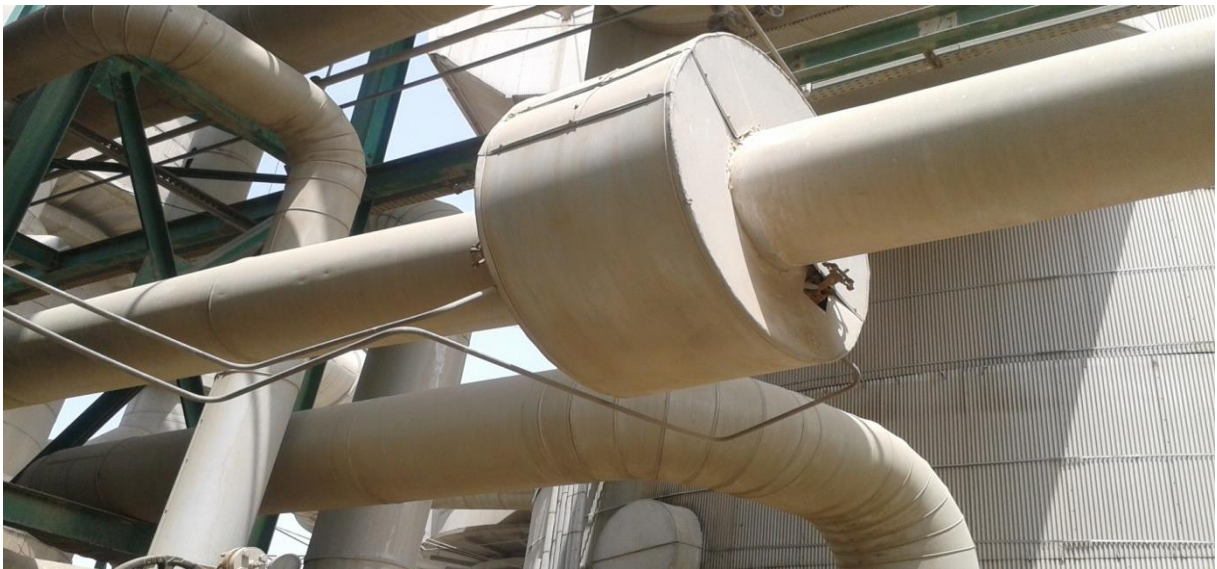


Schéma principale de production de l'acide sulfurique

**Annexe B**

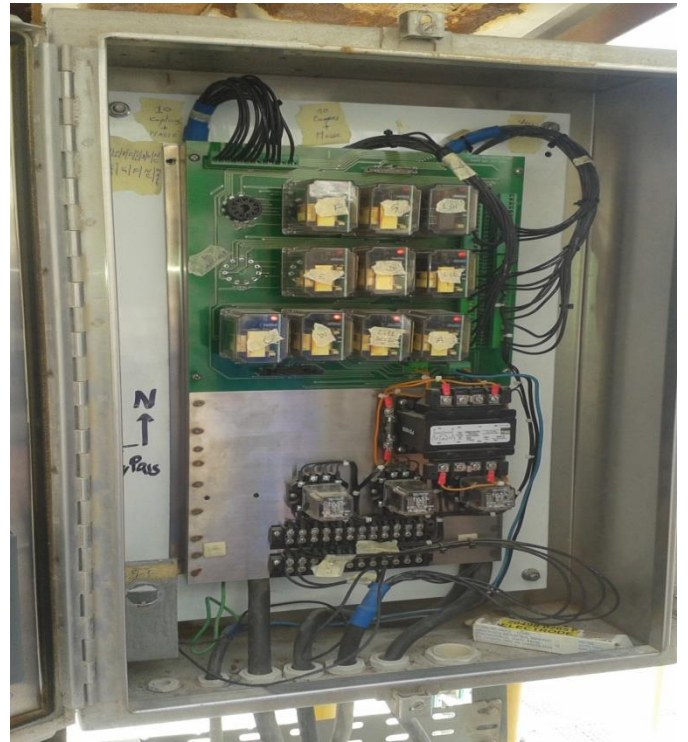


Ballon de la chaudière





Capteur de débit de l'eau d'alimentation de du ballon de la chaudière



Capteur de niveau du ballon chaudière



Vanne régulatrice de débit de l'eau d'alimentation de du ballon de la chaudière

## Annexe C

```
%%                               Traitement des données                               %%  
  
U=data(1:1025,1);  
Y=data(1:1025,3);  
PFE=iddata(Y,U)  
  
%%Calcule du gain K %%  
  
Q=[50 0;0 50];  
R=7000;  
  
[K, S, E] = dlqr (SYS.A, SYS.B, Q, R, 0) ;  
  
%%Calcul de l'estimateur%%  
  
[Kalmf,L,~,M,Z]=kalman(SYS,Q,R)  
  
%%                               Représentation des données                               %%  
  
figure(1)  
plot(Y,'r'),title('Débit') ;  
  
figure(2)  
plot(Y,'r'),title('Niveau') ;  
  
figure(3)  
plot(Y,'b'),title('Débit') ;  
  
figure(4)  
plot(Y,'r'),title('Niveau') ;
```

