

République Algérienne démocratique et populaire
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique
Ecole Nationale Polytechnique
Département d'Automatique



PROJET DE FIN D'ETUDES
EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGENIEUR D'ETAT
EN AUTOMATIQUE

Thème :

Identification Multimodèle et Commande
par logique floue d'une colonne
d'Absorption de CO₂ Industrielle

Etudié Par :

- Zidane Imed
- Zebiri Hosni

Dirigé Par :

Dr. Illoul Rachid
Mr. Houar Adda

2009/2010
Ecole Nationale Polytechnique
10, Avenue Hassen Badi, BP. 182, 16200 El Harrach, Alger, Algérie

Dédicaces

A celui qui m'a indiqué la bonne voie en me rappelant que la volonté fait toujours les grands hommes À mon cher père.

A celle qui a attendu avec impatience les fruits de sa bonne éducation, À ma chère mère.

Je remercie mes parents pour leur soutien, leur aide et leurs conseils, sans qui je ne serais pas où j'en suis aujourd'hui.

A tous mes frères et sœurs

A toute la famille ZIDANE et MATMATE.

A mon ami et mon binôme Hosni, et à tous mes amis qui m'ont aidé de près ou de loin.

IMED

Dédicaces

Je dédie ce travail :

À Celle à qui mon cœur depuis sa naissance n'a pas pu éprouver qu'amour et reconnaissance, à celle qui a donné un sens à mon existence en m'offrant une éducation digne de confiance

À ma chère Mère.

À mon père, pour son amour et son soutien moral depuis mon enfance.

Père merci.

À mon frère RIDHA, à mes sœurs SELMA & HOUDA.

À ma grande mère

À mes tantes et mes oncles.

Et sans oublier mon ami IMED ZIZOU

Et BOÛBakeur

Et tous les ZEBIRI

HOSNY

Remerciements

Nous remercions Allah, Le tout puissant, pour nous avoir donné, le courage, la patience, la volonté et la force nécessaires, pour affronter toutes les difficultés et les obstacles, qui se sont hissés au travers de notre chemin, durant toutes nos années d'études.

Nous exprimons nos remerciements à notre promoteur monsieur Rachid ILLOUL pour l'assistance qu'il nous a témoignée, pour sa disponibilité, pour sa gentillesse, pour ses conseils et orientations sans lesquels ce travail ne verra jamais le jour, qu'il trouve ici l'expression de notre gratitude.

Nous adressons nos vifs remerciements notre co-encadreur Adda HOUAR l'ingénieur DCS à ISG pour son encadrement, ces conseils, et sa confiance au sein de l'entreprise.

Nous remercions aussi les membres du jury, qui nous ont fait l'honneur de participer à l'évaluation de ce travail.

Nos sincères remerciements aux ingénieurs et responsables de ISG qui nous ont conseillé et éclairé sur notre travail tout le long de notre projet.

Nos remerciements les plus sincères sont adressés à nos enseignants, qui ont contribué durant nos études à l'école nationale polytechnique et spécialement les enseignants du département d'Automatique.

Sans oublier, tous ceux qui nous ont aidés de près ou de loin.

TABLE DES MATIERES

INTRODUCTION GENERALE.....	1
----------------------------	---

CHAPITRE I

Description du Projet

I.1	Introduction	4
I.2	Présentation de l'entreprise	4
I.3	Installations et production	5
I.4	Le CPF de Krechba	6
I.5	Processus du traitement de gaz	7
I.6	Conclusion.....	10

CHAPITRE II

Modélisation et Simulation de la colonne d'absorption

II.1	Introduction	11
II.2	Description du procédé d'absorption/désorption de CO ₂	11
II.3	Les colonnes d'absorptions	12
II.3.1	Classification des principaux types de colonnes d'absorption	12
II.3.2	les colonnes d'absorption a garnissage	14
II.3.3	les caractéristiques de la colonne étudiée	15
II.4	Modélisation de la colonne d'absorption en régime dynamique.....	16
II.4.1	Transfert de la matière avec réaction chimique	16
II.4.2	Bilan de matière dans le sens longitudinal.....	18
II.4.3	Bilan énergétique	22
II.5	Simulation en boucle ouverte de la colonne.....	24
II.5.1	Equations aux dérivées partielles.....	24
II.5.2	L'outils MATLAB « <i>pdepe</i> »	25
II.5.3	Simulations en boucle ouverte.....	26
II.5.4	Interprétation des résultats	28
II.6	Conclusion.....	29

CHAPITRE III

Identification de la colonne par l'approche Multimodèles Linéaires Floues (MMLF)

III.1	Introduction	30
III.2	Présentation de l'approche multimodèle	30
III.3	Identification structurelle d'un multimodèle	34
III.3.1	Choix des modèles locaux	34
III.3.2	Partitionnement de l'espace de fonctionnement	37
III.4	Estimation paramétrique d'un multimodèle	38
III.4.1	Algorithme d'identification paramétrique	41
III.5	Application de l'identification multimodèle sur la colonne	42
III.5.1	Acquisition des données	42
III.5.2	Structure du modèle	42
III.5.3	l'algorithme d'apprentissage	43
III.5.4	Critères de qualité	44
III.5.6	Résultats de la simulation	44
III.5.7	Identification de la colonne d'absorption industrielle	50
III.6	Conclusion.....	51

CHAPITRE IV

Commandes Classiques de la colonne

IV.1	Introduction	52
IV.2	le contrôle PI	52
IV.3	Le contrôle PID	56
VI.4	Comparaison PI-PID	59
IV.5	Amélioration de la commande par action Feedforward	59
IV.5.1	Introduction.....	59
IV.5.2	la commande feedforward	60
IV.5.3	la combinaison PID-Feedforward	61
IV.5.4	Simulations du régulateur amélioré	62
IV.6	Interprétation des résultats	63
IV.7	Conclusion.....	64

CHAPITRE V

Commande par Logique Floue de la colonne

V.1	Présentation et motivation de la commande par logique floue	65
V.2.	Historique et applications de la commande par logique floue	66
V.3	Commande par logique floue	66
V.3.1	Procédé général lors de la conception d'une commande par logique floue.....	67
V.3.2	Structure d'un système flou	68
V.3.3	Synthèse d'un FLC.....	70
V.4	Synthèse de la commande floue	71
V.4.1	Fonctions d'appartenances	71
V.4.2	Table des Règles	73
V.4.3	Algorithme de commande.....	73
V.5	Résultats de la simulation.....	74
V.5.1	Simulation du régulateur flou triangulaire	74
V.5.2	Simulation du régulateur flou gaussien.....	76
V.5.3	Comparaison des régulateurs flou.....	77
V.5.4	Comparaison du réglage flou et PID.....	78
V.6	Amélioration par l'action feedforward.....	78
V.7	Interprétation des résultats	80
V.8	Conclusion.....	80

CHAPITRE VI

Implémentation Pratique

VI.1	Introduction	81
VI.2	Les organes de la boucle de régulation	81
VI.2.1	L'analyseur de CO ₂ J028AT102.....	81
VI.2.2	La vanne de circulation d'amine J028FV101	84
VI.2.3	Le DCS de YOKOGAWA CS 3000.....	87
VI.3	Implémentation des algorithmes	88
VI.3.1	Le « Control Drawing Builder ».....	90
VI.3.2	le contrôleur PID J028AIC101	91
VI.3.3	Le contrôleur flou-Feedforward J028AIC102	92

VI.3.4 L'estimateur de concentration J028EAI102	94
VI.4 L'interface graphique	95
VI.5 Conclusion.....	97
Conclusion Générale.....	98
Bibliographie.....	100

Nomenclature

A	CO_2
B	$MDEA$
R_1, R_2	CH_2CH_2OH
a	Aire interfaciale (m^2 / m^3)
C_{Ag}	Concentration du CO_2 dans la phase gazeuse (mol / m^3)
C_{AL}	Concentration du composé A dans la phase liquide (mol / m^3)
C_{ALi}	Concentration du composé A à l'interface coté liquide (mol / m^3)
C_{Agi}	Concentration du composé A à l'interface coté gaz (mol / m^3)
C_{BL}	Concentration du composé B dans la phase liquide (mol / m^3)
C_i^l	La concentration de l'espece i en phase liquide (mol / m^3)
C_i^g	La concentration de l'espece i en phase gazeuse (mol / m^3)
cp_i^l	La chaleur spécifique de l'espece i dans la phase liquide ($J / mol.K$)
cp_i^g	La chaleur spécifique de l'espece i dans la phase gazeuse ($J / mol.K$)
G	Débit volumique du gaz (m^3 / s)
$h_{g/l}$	Coefficient de transfert de chaleur (convection) ($J / m^2.K.s$)
ΔH_r	L'enthalpie de la réaction II.1 (J / mol)
K_{AL}	Coefficient de transfert de matière du composé A sans réaction chimique dans la phase liquide (m / s)
K_{Ag}	Coefficient de transfert de matière du composé A dans la phase gazeuse (m / s)
L	Débit volumique du Liquide (m^3 / s)
m	Pente d'équilibre de la droite entre les phases
N_A	Flux spécifique du composé A, dans le cas du transfert de la matière avec réaction chimique ($mol.m^{-2}.s^{-1}$)
r_A	Vitesse de la réaction ($mol / m^3.s$)
S	Section de la colonne d'absorption (m^2)
T	Température (K)
T_g	Temperature du gaz (K)
T_l	Temperature du liquide (K)
U_g	La vitesse moyenne d'écoulement du gaz (m / s)
U_L	La vitesse moyenne d'écoulement du liquide (m / s)
φ	Flux volumique d'absorption du composé A ($mol.m^{-3}.s^{-1}$)

Introduction générale

Le processus de traitement du Gaz naturel comporte plusieurs stages. Parmi les phases les plus importantes on trouve le processus d'absorption/désorption du CO₂. En effet, le gaz brut reçoit ce traitement qui consiste à réduire le taux de CO₂ suite à des recommandations économiques et écologiques.

Notre projet consiste à commander une colonne d'absorption de CO₂ industrielle afin de maintenir la concentration de ce dernier à sa sortie à un niveau recommandé. En effet, la qualité du Gaz produit est déterminée à partir de son pouvoir calorifique qui dépendra de sa teneur en CO₂, les normes et spécifications que l'entreprise (ISG) travaille avec limitent cette teneur à 0.3 mol%. Elle adapte la technologie de la Réinjection du CO₂ pour des raisons environnementales. L'opération de Réinjection consomme environ 80% (10 MW) de l'énergie utilisée dans l'installation. Pour cela un compromis entre la qualité du Gaz produit et l'énergie qui lui faut fournir nous a amené à fixer une consigne de 0.25 mol%. Le processus de décarbonation fonctionne actuellement en mode manuel, en effet, l'opérateur agit directement sur la vanne de circulation du liquide de lavage (MDEA¹) pour amener le gaz aux spécifications requises. A partir de cette situation l'idée d'un contrôle automatique du process avec une technique moderne a été lancée. Ce travail présente plusieurs intérêts pour l'entreprise :

- Fixer le taux du CO₂ dans le gaz d'export a une valeur bien définie selon les besoins et les recommandations.
- Empêcher le gaz d'aller en « off spec² » (au delà de 0.3 mol%).
- Utiliser une quantité d'amine adéquate qui peut assurer la qualité du gaz tout en soulageant le processus de régénération, cela va réduire la puissance de chauffe utilisée.
- Travailler à 0.25 mol% va réduire la quantité du gaz réinjecté et donc la puissance utilisée par les compresseurs CO₂.
- Pour l'opérateur, ce contrôle va l'aider en automatisant la tâche de contrôle ce qui réduit les erreurs humains dans ce processus sensible.

Pour nous, implémenter une loi de commande moderne sur un processus industrielle va nous servir appliquer les connaissances théoriques requises durant notre cursus d'ingénieur automaticien dans le domaine pratique et banaliser l'application de ces techniques dans l'industrie.

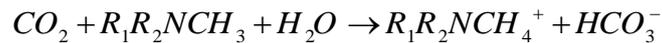
Le processus d'Absorption du CO₂

Le principe de l'absorption est de faire circuler dans une colonne du gaz chargé en CO₂ du bas vers le haut (sens ascendant). Une solution aqueuse de liquide de lavage (ici la MDEA) est introduite en haut de la colonne et circule par gravité sur le garnissage utilisé pour améliorer la surface de contact entre phases. Lors du contact entre phase liquide et gazeuse, le CO₂ passe de la phase gazeuse vers la phase liquide, cette diffusion est accélérée par la réaction chimique du CO₂ avec le liquide de lavage qui se déroule dans la phase liquide, le liquide se chargera ainsi en gaz carbonique et nous obtenons en tête de colonne du gaz épuré. Le liquide sortant de la colonne ainsi

¹ MDEA : MethylDiethanolamine

² Off spec : hors specification

chargé en CO₂ sera alors chauffé vers 100-120°C et la réaction d'absorption qui avait lieu à basse température [9] :



sera inversée ; le CO₂ pur se dégageant de la solution sera facilement récupéré et le solvant régénéré sera réinjecté dans la colonne pour continuer le cycle. Le débit de la MDEA et la concentration du CO₂ dans le mélange gazeux en sortie de colonne seront respectivement sélectionnés dans notre étude comme variables de commande et de contrôle.

Les principaux solvants utilisés sont le *di-2-propanolamine* (DIPA), le *methyldiéthanolamine* (MDEA), la *diéthanolamine* (DEA) et finalement le *monoéthanolamine* (MEA). A noter que les amines primaires et secondaires comme le MEA et le DEA sont très réactives et se distinguent par leur taux d'absorption de CO₂ très élevé. Cependant, dans le domaine de l'industrie du gaz on trouve que la MDEA est la plus utilisée. L'intérêt d'utiliser cette solution est : [9]

- l'importante réduction d'énergie lors de la régénération du solvant ;
- la MDEA est une amine moins corrosive que la MEA ou la DEA.

Modélisation et identification des colonnes d'Absorption

La modélisation des colonnes d'absorption n'est pas un sujet nouveau. Les modèles de ce type de réacteur sont bien connus et repose principalement sur les équations du bilan de matière et bilan énergétique ; on arrive ainsi à un système d'équations aux dérivées partielles non linéaires. Ce type de modèle faisant intervenir des dérivées partielles est appelé système aux paramètres répartis car les variables dépendent du temps et de l'espace. Leur utilisation à des fins de commande est peu fréquente car ce modèle est difficile à manipuler étant équivalent à un modèle d'état d'ordre infini.

Dans le domaine de la modélisation et de la simulation des colonnes d'absorption différentes études ont été menées. Bradley et André (1972) ont présenté une analyse dynamique de la colonne d'absorption en utilisant la MEA. Suenson et al. (1985) puis Marini et al. (1985) améliorèrent les performances de la modélisation dynamique et statique de la colonne d'absorption utilisant comme absorbant une solution chaude de DEA et de carbonate de potassium. [14]

Récemment d'autres publications sur le ce thème ont été menées en se basant sur les deux bilans matière et énergétique, pour avoir des modèles qui reflètent bien les dynamiques du système. Faisal M. Khan et Tariq Mahmud [18] ont développé un modèle statique. Ahmed Aboudheir et al. Développent un modèle dynamique de simulation en utilisant une solution de *diaminodimethylpropanol* (AMP). Almat Bedelbayev et al. [4] ont utilisé la MEA comme solvant pour développer un modèle dynamique à des fins de commande. Finalement, H.M. Kvamsdal et al. [19] ont utilisé le modèle développé pour simuler les régimes d'absorption de CO₂ dans une centrale électrique.

Dans le cadre des projets de recherche de l'école plusieurs travaux ont été effectués, en commençant par des modèles simples à une dimension passant par des modèles plus complexe à paramètres répartis basés sur le bilan de matière. Dans ce travail un modèle plus amélioré en tenant en compte le bilan énergétique a été développé.

L'identification de la colonne d'Absorption nécessite des techniques non linéaires vu les fortes non linéarités qui régissent le système. L'une des techniques les plus utilisées sont les réseaux de neurones [25] grâce à la faculté d'apprentissage de ces réseaux. Dans notre étude on a utilisé une technique basée sur l'approche multimodèle floue qui peut approximer le comportement du système dans ses différentes zones de fonctionnement.

Commande des colonnes d'Absorption

Des études ont été également menées sur la commande des colonnes d'absorptions. Crosby (1976) a étudié la performance d'un contrôleur d'état sur une colonne à garnissage. Roffel (1976) a développé un contrôleur de sortie sous-optimal avec contrainte inégalité sur l'état. Darwish et Fantin (1980) ont utilisé une commande décentralisée avec placement de pôles. Petrovsky (1980) a développé un régulateur multivariable PI. Najim (1991) a développé un régulateur auto-ajustable. Il a ultérieurement repris le problème avec une commande prédictive (1995). [14][25]

Illoul, Selatnia et Boulerouah [15] appliquent une commande prédictive généralisée linéaire ainsi qu'une commande neuro-floue [16] à un premier modèle de colonne d'absorption. Haddouche a appliqué une commande par équivalence certaine neuronale [13] basée sur les réseaux de neurones à la colonne d'absorption pilote. Bezzaoucha [5] a appliqué une commande basée sur la logique Floue. Illoul a repris le problème en appliquant une commande type LESDF (*Linéarisation entrée-sortie Discrète Floue*) [14]. Finalement Selatenia [25] a synthétisé plusieurs techniques de commandes basées sur les réseaux de neurones, la commande prédictive neuronale (Nnpc) et la commande NARMA (*Non linéaire Autoregressive Moving Average*). Dans notre étude on a synthétisé une commande par logique floue avec action Feedforward sur une colonne d'absorption industrielle.

Organisation de la thèse

La thèse est organisée en six chapitres. Le premier est consacré à la présentation du projet afin de donner une idée globale sur l'environnement de travail ainsi que la chronologie de son déroulement. Le deuxième chapitre traite la modélisation du comportement dynamique de notre système à partir des principes fondamentaux concernant le transfert de matière et de chaleur. Nous présenterons également les résultats de simulation en boucle ouverte. Nous abordons dans le troisième chapitre l'identification par l'approche multimodèle qui constitue une étape importante dans un problème de commande. Le quatrième chapitre présente la commande classique du système, qui consiste à un réglage PID avec ses différentes variétés (PI, PID, PID-Feedforward). Cela afin de comparer ces techniques avec des techniques modernes comme la commande par logique floue, qui sera le sujet du cinquième chapitre. Le dernier chapitre est consacré à la description de l'implémentation pratique des différents algorithmes synthétisés. On finira par une conclusion générale et des perspectives qui peuvent donner un point de départ pour d'autres travaux sur le même sujet.

CHAPITRE I :

Description du Projet

Chapitre I : Description du Projet

I.1 Introduction

Notre projet consiste à commander une colonne d'absorption de CO₂ industrielle afin de maintenir la concentration de ce dernier à sa sortie à un niveau recommandé. En effet, la qualité du Gaz produit est déterminée à partir de son pouvoir calorifique qui dépend de sa teneur en CO₂, les normes que l'entreprise travaille avec limitent cette teneur à 0.3 mol%.

L'entreprise dans laquelle on a effectué le stage (ISG) adopte la technologie de la Réinjection du CO₂ pour des raisons environnementales. L'opération de Réinjection consomme environ 80% (10 MW) de l'énergie utilisée dans l'installation. Pour cela un compromis entre la qualité du Gaz produit et l'énergie qui lui faut fournir nous a amené à fixer une consigne de 0.25 mol%.

Le travail a été partagé en 4 périodes ayant chacune un objectif bien défini :

- *1ere Période (du 15 au 29 Mars 2010)* : effectuée dans l'entreprise, cette période avait pour objectif l'analyse du système (dynamique, instrumentation,...) ainsi que la détermination de ses différents paramètres et le développement d'un modèle de simulation sous MATLAB qui sera utilisé par la suite dans la synthèse de la commande.
- *2ieme Période (Mois d'Avril)* : les objectifs de cette période effectuée à l'école étaient de trouver des solutions aux problèmes rencontrés lors du premier stage, le choix et la synthèse d'une technique de commande pouvant assurer les performances voulues.
- *3ieme Période (Mois de Mai)* : un retour à l'entreprise ayant pour objectif l'implémentation de la commande synthétisée, l'analyse des résultats obtenus sur le système réel et la préparation d'une étude qui montre l'importance et l'apport de la commande implémentée.
- *4ieme Période (Mois de Juin)* : cette dernière période a été consacrée à la clôture du travail et le rapport des différents résultats obtenus.

I.2 Présentation de l'entreprise

L'Entreprise Nationale **Sonatrach** (35%) et la Société **BP Exploration** (33%), et dernièrement **StatoilHydro** (32%) ont établi un Contrat d'Association (JV)¹ nommé « **In Salah Gas** » (ISG) pour développer et commercialiser le gaz provenant de la région 3D² située dans le Sahara Algérien. Le projet est basé sur le développement de sept champs de gaz principaux dont le champ le plus au nord (Krechba) est situé à approximativement 450 km au sud de Hassi R'Mel (*Figure I.1*).

¹ JV : Joint Venture (association)

² 3D : District 3

Cette phase de développement comprend trois champs au nord, soit Krechba (où on a effectué le stage), Teguentour (Teg) et Reg pour le gaz initial. Une extension de la station de compression à Hassi R'Mel permettra d'augmenter la pression du gazoduc pour alimenter le collecteur de distribution principal situé également dans le complexe de Hassi R'Mel.

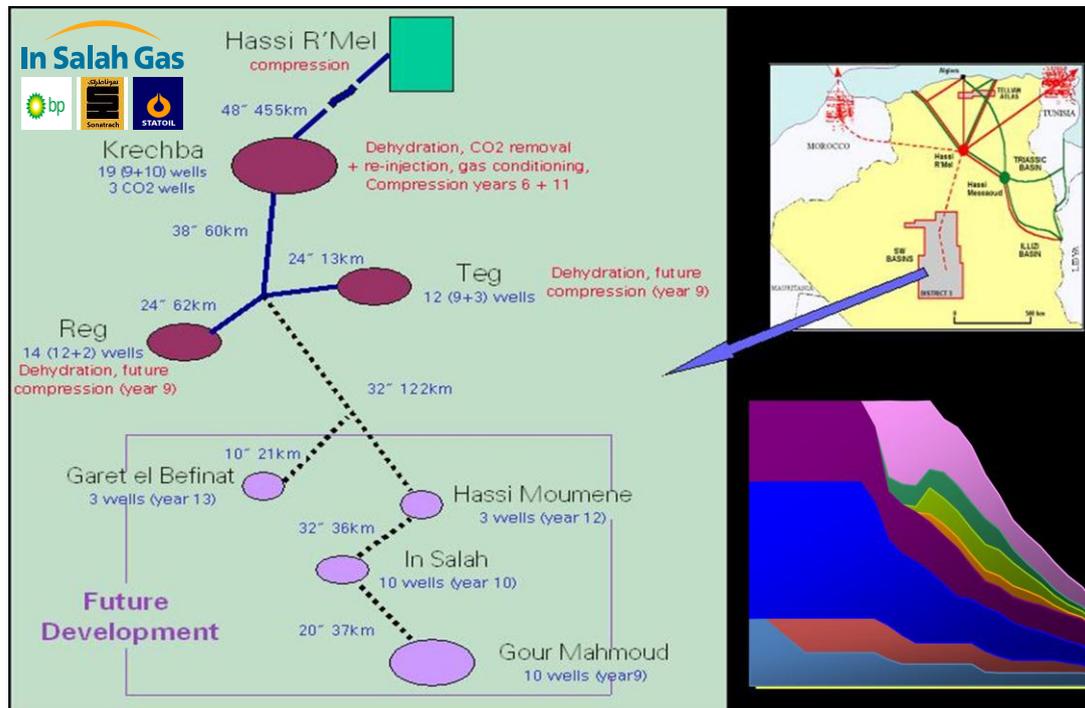


Figure I.1 : localisation géographique

I.3 Installations et production [28]

La totalité de la production de gaz du District 3 est expédiée au moyen d'un gazoduc de 455 km, d'un diamètre de 48 pouces (122 cm) vers une station de surpression de gazoduc et une installation de comptage fiscal située à Hassi R'Mel à côté des stations de compression GR1 et GR2 existantes. De là, le gaz est transporté 5 km plus loin par gazoduc de 48 pouces vers un point de raccordement au Centre National de Distribution du Gaz (CNDG).

Les données compositionnelles de réservoir pour les deux champs (Teg et Reg) et le réservoir Krechba Dévonien (Krechba D) indiquent que le gaz ne contient pas d'hydrocarbures lourds libres. Alors que le réservoir Krechba Carbonifère (Krechba C) contient des quantités limitées de condensats légers (Figure I.2).

Tous les réservoirs contiennent du CO₂ en quantités variables, allant de 1.37 mol% pour Krechba C à 9.3 mol% pour Krechba D. Peu de données compositionnelles existent sur les quatre champs du sud, par conséquent « In Salah Gas » a supposé que les données compositionnelles de ces champs sont les mêmes que celles de Reg. Les installations d'ISG produisent:

- du gaz destiné à l'exportation
- condensats stabilisés

- dioxyde de carbone pour Réinjection
- eau de rejet.

ISG a aussi une organisation des personnels qui lui a permis d'avoir une très bonne qualité de travail et une efficacité dans la complétion des tâches.

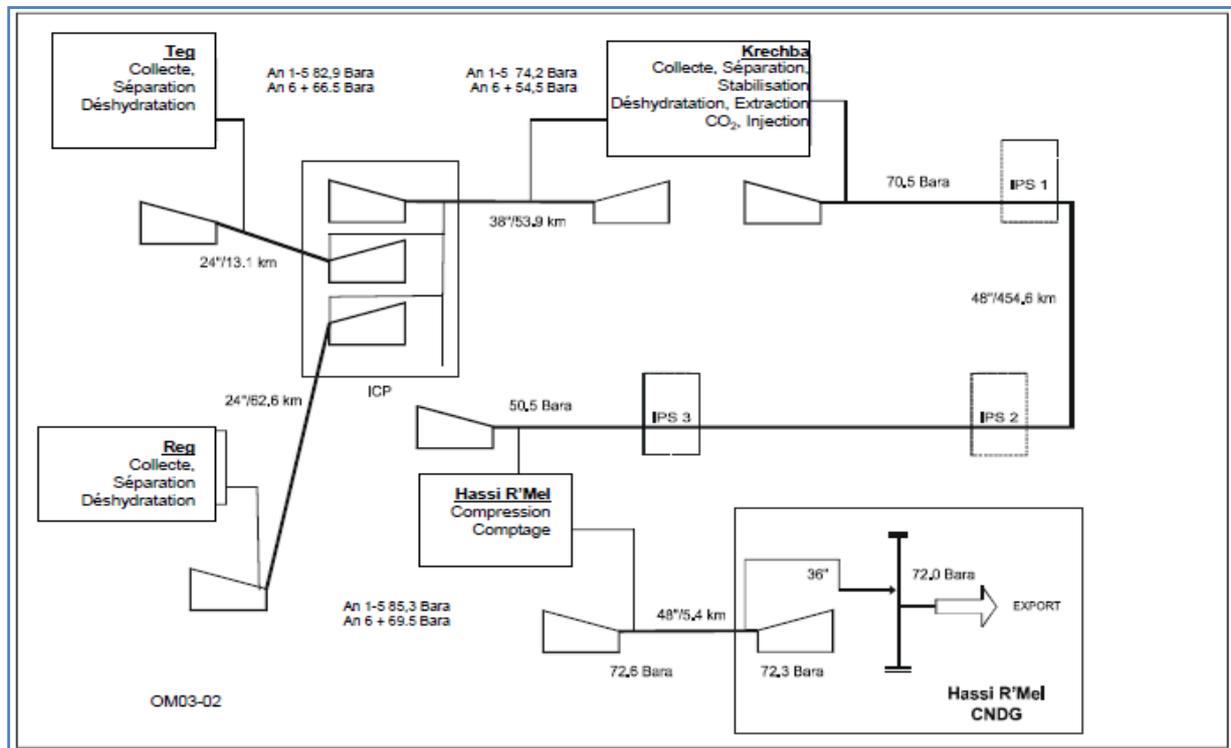


Figure I.2 : vue d'ensemble des installations

L'organisation du travail et les installations réalisées ont apporté plusieurs succès au projet :

- Culture forte en HSE;
- Efficacité Élevée dans les Opérations ;
- 10% de production algérienne totale en gaz ;
- Leader global dans la séquestration de CO₂ ;
- Certificat ISO 14001 (Environnemental Standards) depuis 2001 (validée chaque année) ;
- Premier projet de Réinjection de CO₂ en Algérie.

I.4 Le CPF de Krechba

Le CPF (*Center of Production Facilities*) de Krechba présente l'installation principale du projet ISG du fait que le gaz des deux autres sites (Teg et Reg) passe par Krechba d'une part, et d'autre part parce que le CPF de Krechba effectue en plus de l'opération de *déshydratation* les opérations de *décarbonatation et Réinjection du CO₂*.

Le CPF contient plusieurs zones dont les principales sont (Figure I.3):

- *Le champ de Krechba* : qui contient les opérations de séparation, déshydratation et conditionnement du gaz ;

- *Le Train 1* : où s'effectuent les opérations de décarbonatation, régénération d'amine et réinjection du CO₂.
- *Le Train 2* : assure les mêmes fonctionnalités que le Train 1.
- *La zone des Utilités* : elle contient les utilités nécessaires au bon fonctionnement du CPF comme la génération d'électricité, les chaudières, la production de l'eau, la production d'air instrument et les différents bacs de stockage.

Les zones précédentes sont classées selon les normes ATEX³ comme des zones 0 ou 1. En dehors des zones dangereuses on trouve :

- Le bâtiment de control
- L'administration
- Le magasin de logistique
- Les ateliers de maintenance (workshops)

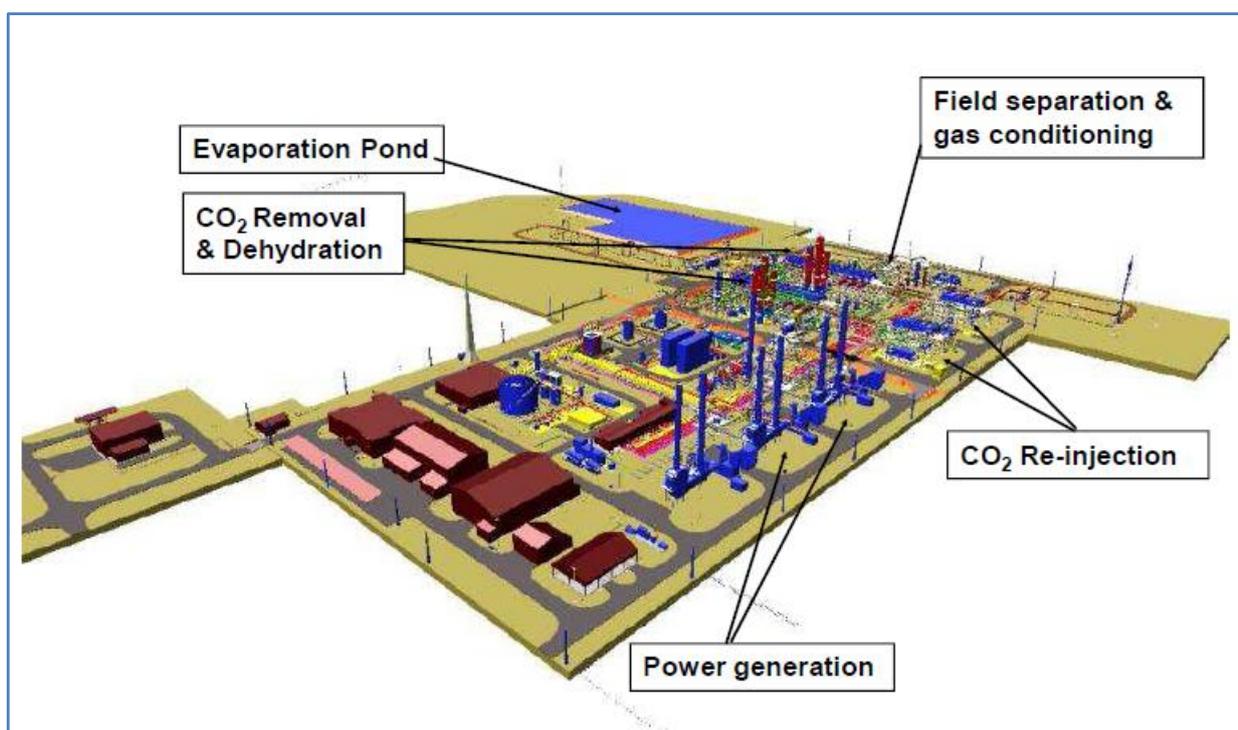


Figure I.3 : le CPF de Krechba

I.5 Processus du traitement de gaz [20]

Toutes les phases du processus du traitement de gaz au CPF ont pour buts :

- La déshydratation du gaz
- La décarbonatation
- La réinjection du CO₂
- L'exportation du gaz sec vers Hassi R'Mel

Ainsi le processus simplifié du traitement du gaz est le suivant :

³ ATEX : ensemble des normes qui concernent les atmosphères explosibles

a) Têtes de Puits et Collecteurs de Gaz :

Le Gaz en provenance des puits producteurs des réservoirs de Krechba Carbonifère (Krechba C) et Krechba Dévonien (Krechba D) sont collectés dans le collecteur de gaz de Krechba et acheminés vers le séparateur d'entrée « *Krechba Inlet Separator* ».

b) Séparateur d'Entrée et Refroidissement de la Production :

Le séparateur d'entrée est un ballon de séparation triphasique. A l'aide d'un contrôle de niveau, les hydrocarbures liquides sont passés à la colonne d'alimentation du stabilisateur des condensats, alors que l'eau produite est passée au ballon de dégazage d'eau. Le gaz sortant du séparateur d'entrée est acheminé vers les Aéro-réfrigérants, qui sont des batteries de quatre Aéros chacune ayant un ventilateur à moteur électrique.

c) Stabilisation des Condensats :

La stabilisation des condensats est une opération qui consiste à séparer les condensats des autres constituants (l'eau) pour les stocker par la suite afin d'une éventuelle utilisation. Les principales lignes connectées de ce processus sont :

- condensats du séparateur d'entrée de Krechba (*Krechba Inlet Separator*) ;
- condensats de l'installation de séchage de Krechba ;
- installation de conditionnement de gaz ;
- générateurs à Turbine à Gaz (GTG).

d) Séchage (déshydratation) du Gaz :

Le gaz refroidi provenant du séparateur d'entrée est acheminé au Contacteur Glycol « *Glycol Contactor* » pour séchage. L'eau est absorbée par le glycol régénéré. Le glycol se rassemble dans la partie basse du contacteur est appelé *glycol riche* en eau. Ce glycol passe de la partie basse du « *Glycol Contactor* » sous contrôle de niveau au « *Rich Glycol Header* » où il est acheminé au Groupe de Régénération de Glycol avant la recirculation. Le flux de gaz sec quitte le sommet du « *Glycol Contactor* » pour être refroidi contre le gaz froid du « *Gas/Gas Exchanger* ».

e) Conditionnement du Gaz :

Le gaz sec refroidit du « *Gas/Gas Exchanger* » passe au « *Expander Inlet Scrubber* » pour la dissociation liquide/gaz. Tout liquide collecté dans la base du « *Expander Inlet Scrubber* » est débarrassés vers la stabilisation des condensats. Le gaz passant en tête du « *Expander Inlet Scrubber* » est acheminé vers l'entrée du « *Turbo-Expander* » où il est refroidi en dégageant son énergie calorifique sous forme d'énergie mécanique pour faire fonctionner le « *Recompressor* ».

Il y a possibilité d'éviter le « *Turbo-Expander Compressor* » pour le démarrage, ou dans le cas d'un déclenchement du « *Turbo-Expander* » en utilisant une « *valve Joule- Thompson* ».

Après être réchauffé avec un échangeur Gaz/Gaz, le gaz réchauffé passe ensuite à l'aspiration du « *Recompressor* » où sa pression est accrue avant qu'il passe au collecteur d'aspiration pour les trains d'extraction de CO₂. Le gaz des Installations Centrales de Traitement de Krechba rejoint aux collecteurs d'aspiration des trains d'extraction de CO₂ le gaz des installations de traitement de Teg et Reg.

Après ces phases le gaz rentre dans les trains 1 et 2 où il va subir exactement le même traitement. Pour cela on va se contenter de décrire le chemin du gaz dans le train 1.

f) Extraction de CO₂ et Régénération d'Amine :

Le CO₂ est extrait du flux de gaz d'entrée par un processus d'absorption qui utilise l'amine comme liquide d'absorption. Un « *Feed Gas Preheater* » est installé pour augmenter la température du gaz par échange de chaleur avec la solution d'amine régénérée avant l'entrée du gaz d'alimentation au CO₂ Absorber.

La solution d'amine régénérée absorbe le CO₂ et le H₂S, ce qui satisfait les spécifications requises (*taux molaire du CO₂ < 0.3 mol%*). Le gaz traité quitte le sommet de l'absorbeur et passe aux installations de séchage de gaz d'expédition.

La solution d'amine riche en CO₂ provenant de la partie basse du « *CO₂ Absorber* » est neutralisée en CO₂ en passant par différentes capacités (voir **Annexe A**, §A.2) :

- le « *HP Flash Drum* »
- le « *LP Flash Drum* »
- le « *Reflux Drum* »
- le « *stripper* ».

L'amine régénérée est recirculée à travers la pompe de circulation d'amine. Le flux du gaz acide (CO₂) passe vers les installations de compression de CO₂ pour réinjection. Si le système de réinjection n'est pas disponible, il existe un système de torchage du gaz acide.

g) Compression et Réinjection du CO₂ :

En exploitation normale, le CO₂ extrait du courant de gaz d'expédition est comprimé et réinjecté dans le réservoir. Deux trains de compression de CO₂ en service à 50% accomplissent cette mission. Durant les arrêts des installations de compression de CO₂ le gaz acide sera éventé dans l'atmosphère par la torche du gaz acide.

Les deux trains de compression de CO₂ consistent chacun en un compresseur centrifuge à quatre étages, augmentent la pression de 1.4 bars à entre 145 et 203 bars, pour permettre la réinjection dans le réservoir.

Le schéma suivant peut expliquer les phases décrites précédemment :

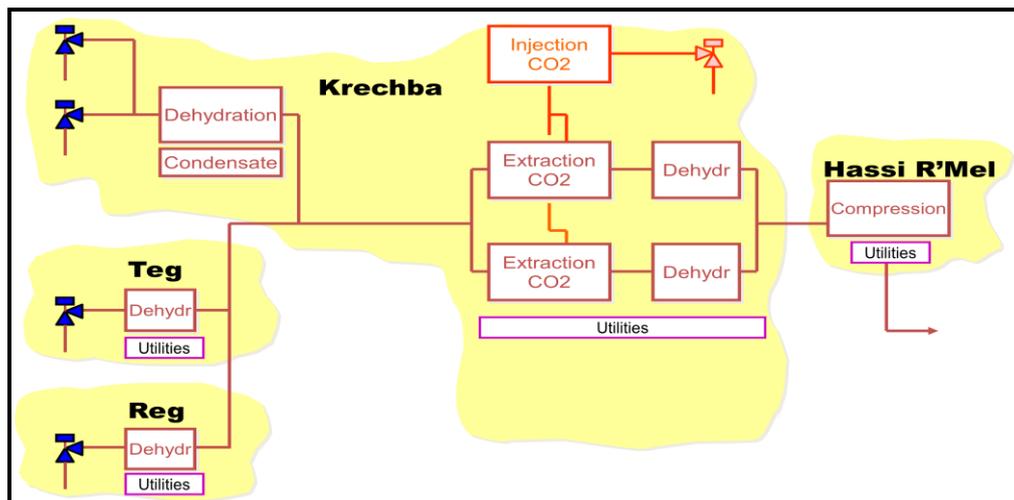


Figure I.4 : Processus de traitement de Gaz

I.6 Conclusion

Dans ce chapitre on a présenté la problématique de notre projet, l'entreprise où on effectué notre stage (statut, location, etc). Le processus du traitement de gaz a été présenté ensuite. Dans la suite de notre travail, on va se concentrer sur le processus de décarbonation en vue de sa modélisation, identification et commande.

Chapitre II :

Modélisation et Simulation
de la colonne d'absorption

Chapitre II : Modélisation et simulation de la colonne d'absorption

II.1 Introduction

Différentes théories ont été développées pour représenter les phénomènes de transfert de matière en présence de réactions chimiques. Elles ont été utilisées pour modéliser les phénomènes de transfert dans les différents organes. Cependant, le passage des unités pilotes aux unités industrielles a amené les auteurs à établir les relations entre les flux de matière locaux et la composition de la phase liquide. Le développement des outils informatiques a permis d'obtenir des représentations de plus en plus rigoureuses, évitant ainsi l'utilisation d'approximations physiques destinées à faciliter la résolution des systèmes d'équations obtenus [9]. Nous allons ici présenter les principales théories de transfert de matière et de chaleur rencontrées dans la littérature, ainsi que les méthodes mises en œuvre pour résoudre les systèmes d'équations différentielles de transfert résultant de l'utilisation de ces différentes théories, afin d'établir un modèle de simulation.

II.2 Description du procédé d'absorption/désorption de CO₂

Le Processus d'absorption du CO₂ est toujours accompagné d'un processus de désorption destiné à la régénération du liquide d'absorption.

La figure ci-dessous (*Figure II.1*) représente un schéma simplifié d'un procédé d'absorption/désorption destiné au traitement du gaz en utilisant une solution aqueuse d'alcanolamine [9].

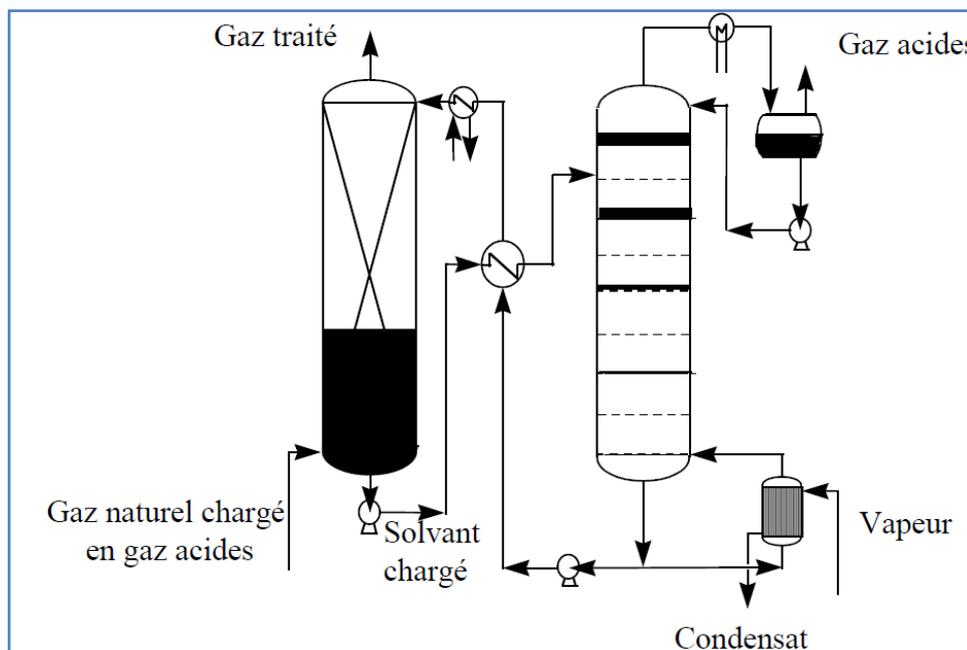


Figure II.1 : procédé d'absorption/désorption

Un courant chargé en dioxyde de carbone et sulfure d'hydrogène est introduit au pied de l'absorbeur (colonne d'absorption) dans lequel il rencontre à contre-courant une solution aqueuse d'alcanolamine introduite en tête de l'absorbeur à une température d'environ 323 K. La pression de la colonne d'absorption dépend essentiellement du courant gazeux à traiter. La solution d'amine absorbe de façon sélective les composés acides du courant gazeux introduit dans la colonne. La solution d'alcanolamine riche en gaz acides récupérée au pied de l'absorbeur est préchauffée puis introduite en tête d'un *stripper* dans lequel elle est mise en contact à contre-courant avec de la vapeur à haute température, environ 393 K et à une pression réduite. La vapeur produite dans le *bouilleur*, fournit l'énergie nécessaire pour inverser les réactions entre les gaz acides et les amines. La solution d'alcanolamine épurée est refroidie et réintroduite en tête de l'absorbeur.

II.3 Les colonnes d'absorptions

Une colonne d'absorption est une unité de séparation physico-chimique utilisée en chimie et en biologie. Il s'agit en général d'un tube dans lequel passe un ou plusieurs mélanges et qui permet de séparer un ou plusieurs composés du mélange principal. Le principe de séparation est variable et utilise différents moyens. On désigne ces unités en fonction de leur principe de séparation, exemple : colonne d'absorption, colonne à distillation. Les modes de fonctionnement des colonnes peuvent être continu ou discontinu (batch).

Au niveau de la colonne d'absorption la réaction se fait en 4 étapes :

- Diffusion du gaz acide de la zone de mélange gazeux vers l'interface gaz-liquide suivie de l'absorption (dissolution) dans le liquide. On suppose généralement l'équilibre physique à l'interface gaz-liquide pour les espèces moléculaires.
- Diffusion des réactifs de l'interface gaz-liquide vers la zone de mélange liquide.
- En même temps que le transfert de masse, réaction entre le gaz dissout et les réactifs liquides.
- Diffusion des produits de la réaction dans la zone de mélange liquide en raison des gradients de concentration créés par les réactions chimiques.

II.3.1 Classification des principaux types de colonnes d'absorption

La *Figure .II.2* réunit les différents types d'absorbeurs gaz-liquide utilisés dans l'industrie et leurs caractéristiques principales, c'est-à-dire les fractions de phase dispersée, les aires interfaciales, les coefficients de transfert de matière du côté gaz et du côté liquide. Ces différents absorbeurs sont classés, en fonction de la **rétenion en liquide** ε_L (volume de liquide par unité de volume de réacteur) [23] :

- *forte rétenion* : colonne à bulles, cuve agitée, jet immergé
- *rétenion moyenne* : colonnes à plateau et à garnissage
- *faible rétenion* : colonnes à film et à pulvérisation, venturi, éjecteur.

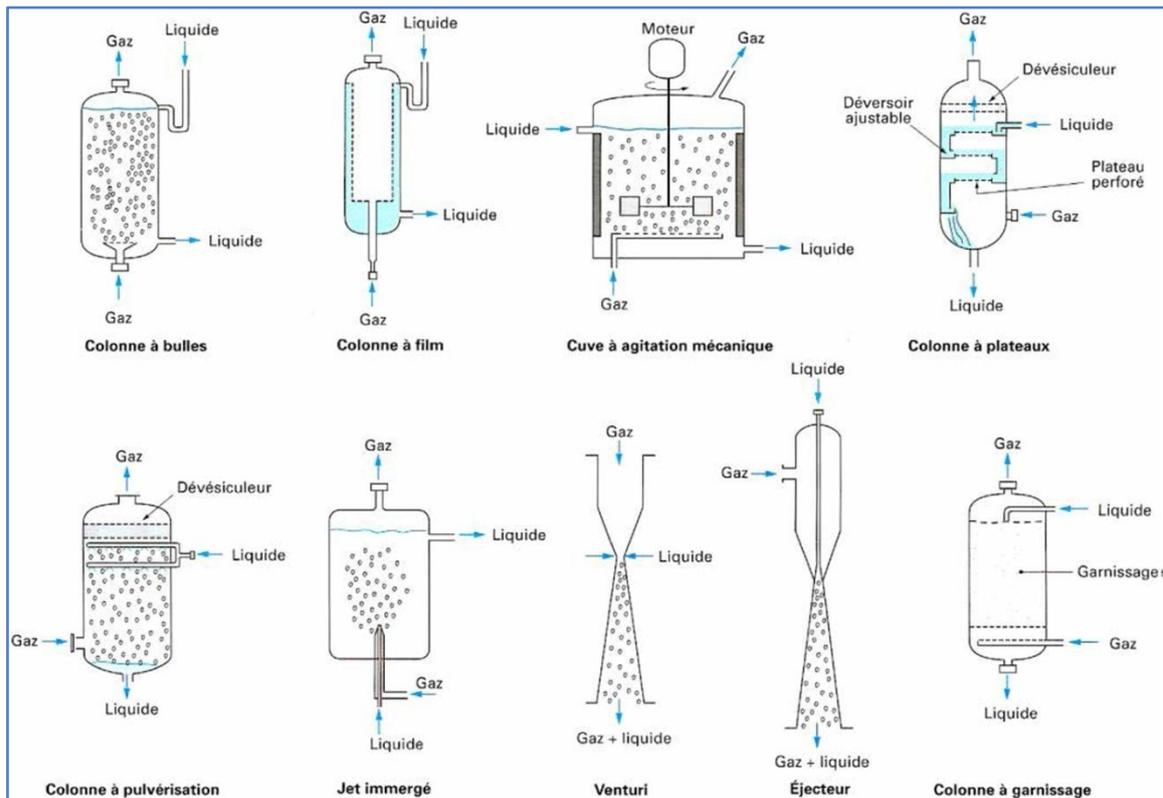


Figure II.2 : différents types d'absorbeurs Gaz/liquide

Les performances globales de l'absorbeur, rendements et sélectivité, dépendent des phénomènes mis en jeu :

- équilibres thermodynamiques à l'interface (*solubilités*) ;
- lois de transport dans les phases (*diffusivités*) ;
- lois de transfert au voisinage des interfaces (*coefficients de transfert, aires interfaciales*) ;
- cinétiques des réactions chimiques (*schémas réactionnels, constantes cinétiques, ordres des réactions*).

Selon le système considéré, notamment en fonction des temps caractéristiques de transfert, de transport ou de réaction, l'absorbeur devra être choisi soit en fonction de ses performances du point de vue transfert de matière, soit en fonction du volume de liquide mis en jeu. En conséquence, les absorbeurs utilisés dans l'industrie ont des formes très diverses :

- réacteurs tubulaires à bulles, à gouttes, à film tombant, à garnissage, à plateaux ;
- réacteurs à cuve agitée mécaniquement ;
- réacteurs de type jets ou venturis.

II.3.2 les colonnes d'absorption a garnissage

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. Ce sont ces éléments qui constituent le garnissage. La colonne contient également :

- dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage + injecteur de gaz ;
- dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide.

En considérant la façon d'alimenter la colonne en gaz et en liquide, on peut distinguer deux types de colonnes :

- à *co-courant* ;
- à *flux croisé (contre courant)*.

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles. La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage (*zone de mouillage*). Le garnissage qui crée une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz au sein de la colonne permet :

- d'augmenter la surface de contact entre les deux phases
- d'augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne
- de créer un régime turbulent de la phase gaz.

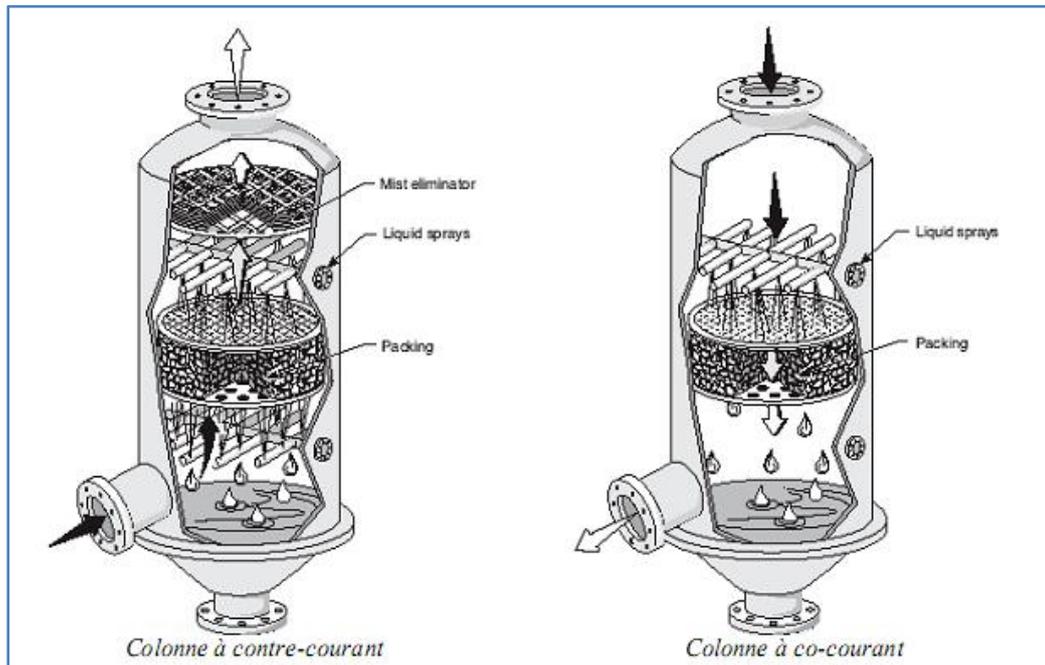


Fig. II.3 Différentes distribution des phases dans les colonnes à garnissage

II.3.3 les caractéristiques de la colonne étudiée

La colonne d'absorption étudiée est une colonne industrielle à garnissage, elle a comme dimensions [Annexe A]:

Hauteur	18.3 m
Diamètre	4 m



Figure II.4 : la colonne d'absorption d'ISG / Garnissage

Dans le régime nominal de fonctionnement de la colonne on trouve les paramètres dits de **design** suivants :

paramètre	valeur
Température	55 °C
Pression	71.5 barg
Débit MDEA	961290 kg/h
Débit gaz	509986 kg/h
Type du garnissage	Anneaux Pall
Hauteur du garnissage	8 m

L'Annexe A, tiré du datasheet de la colonne illustre en détails les dimensions ainsi que les différents paramètres de la colonne.

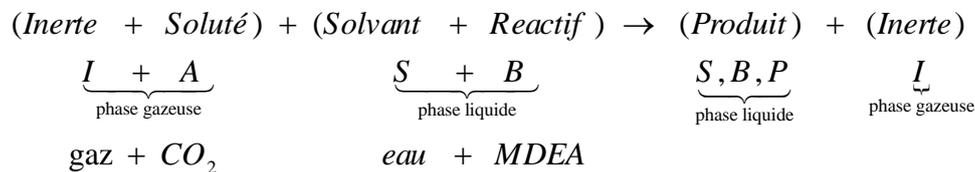
II.4 Modélisation de la colonne d'absorption en régime dynamique

Le modèle de la colonne qu'on va élaborer utilise le MDEA comme liquide d'absorption. Pour le développement de ce modèle on va se baser sur les lois de transfert de la matière. Ainsi, l'élaboration de ce modèle passe par trois étapes :

- Transfert de la matière avec réaction chimique ;
- Le bilan de matière dans le sens longitudinal ;
- Le bilan énergétique.

II.4.1 Transfert de la matière avec réaction chimique

L'absorption d'un gaz accompagnée d'une réaction chimique dans la phase liquide permet d'améliorer l'efficacité de séparation (par exemple l'absorption du CO_2 dans une solution aqueuse de soude) et la sélectivité de séparation comme l'absorption du CO_2 et de l'hydrogène sulfuré H_2S dans des solutions de diéthanolamine [24]. Une absorption avec réaction chimique va également accélérer le transfert du soluté de la phase gazeuse vers la phase liquide. La réaction est la suivante :



Au cours de laquelle le soluté A , dans notre cas le CO_2 réagit avec le réactif B , ici la MDEA , en solution pour donner le produit P suivant la réaction :



Avec:



Cette réaction a un double effet :

- L'augmentation de la capacité d'absorption du liquide puisque le réactif fait disparaître le soluté absorbé ce qui accroît la force motrice du transfert;
- L'accroissement de la vitesse avec laquelle le soluté franchit l'interface pour passer dans le liquide, ainsi le coefficient de transfert de matière augmente.

Ce dernier effet est pris en compte dans les expressions du flux spécifique d'absorption en multipliant le coefficient de transfert de matière en phase liquide sans réaction chimique par un facteur appelé facteur d'accélération, noté E . Le flux spécifique d'absorption avec réaction chimique s'écrira :

$$\varphi = a.N_A = a.E.K_{AL}(C_{ALi} - C_{AL}) \quad (\text{II.2})$$

Avec :

φ : Flux volumique d'absorption du composé A ($\text{mol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}$)

N_A : Flux surfacique du composé A, dans le cas du transfert de la matière avec réaction chimique ($\text{mol.m}^{-2}.\text{s}^{-1}$)

a : Aire interfaciale (m^2 / m^3)

C_{ALi} : Concentration du composé A à l'interface coté liquide (mol/m^3)

C_{AL} : Concentration du composé A dans la phase liquide (mol/m^3)

K_{AL} : Coefficient de transfert de matière du composé A sans réaction chimique dans la phase liquide (m/s)

La procédure de calcul du facteur d'accélération E est détaillée dans l'**Annexe B**. Comme toute opération de transfert de matière, l'absorption avec réaction chimique peut être décomposée en plusieurs étapes [24]:

- Transfert de A de la phase gazeuse vers l'interface gaz/liquide ;
- Transfert de A de l'interface vers la phase liquide ;
- Transfert du réactif dans la phase liquide vers le site réactionnel ;
- Réaction entre A et B.

Pour ce faire on a recours à choisir un modèle pour cette réaction, le modèle le plus simple est le *modèle du double film de Whitman*. Suivant ce modèle, on imagine que, dans le cas d'un écoulement, toute la résistance au transfert de matière est localisée dans un film mince stagnant adjacent à l'interface gaz-liquide. On considère, dans ce modèle, que le transfert de matière du côté liquide a lieu uniquement par diffusion moléculaire à travers un film d'épaisseur δ_L ;

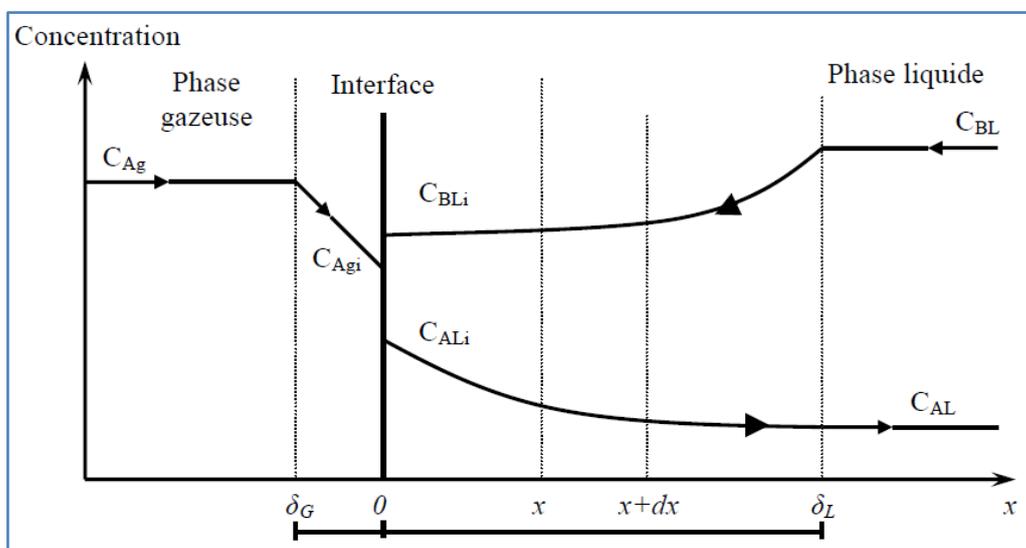


Fig. II.5 : Profils des concentrations dans le sens transversal pour le transfert de matière gaz-liquide

Les ordres de grandeur de δ obtenus à partir des valeurs moyennes du coefficient de transfert sont de 10 à 100 μm du côté liquide et de 100 à 1000 μm du côté gaz. [23]

Les prédictions auxquelles ce modèle conduit, notamment en présence de réactions chimiques, sont souvent voisines de celles obtenues à partir de modèles plus sophistiqués comme les modèles à *renouvellement de surface*, pour lesquels on suppose que des éléments de liquide situés à l'interface sont remplacés périodiquement par des éléments venus de l'intérieur du liquide. Tant que l'élément est à l'interface, il absorbe du gaz comme une couche de liquide stagnant d'épaisseur infinie. Le transfert de matière est alors caractérisé :

- soit par un temps de contact : modèle de *Higbie* ;
- soit par une vitesse de renouvellement des éléments de liquide à l'interface : modèle de *Danckaerts*. [23]

Dans ce qui suit, nous utiliserons le modèle du film de *Whitman*.

II.4.2 Bilan de matière dans le sens longitudinal

Dans le but d'alléger le modèle et de simplifier le traitement numérique, nous faisons les hypothèses suivantes [14]:

- Il n'y a pas de résistance en phase gazeuse ;
- La réaction entre le CO_2 et le MDEA est rapide ($\text{Ha} > 5$) ;
- La dispersion axiale est négligeable dans la phase gazeuse et dans la phase liquide ;
- La MDEA ne passe pas en phase gazeuse (pas d'évaporation).

Dans ces conditions, les équations du modèle se réduisent à l'écriture des bilans de matière partiels dans chaque phase et du bilan énergétique, auxquelles s'ajoutent les relations traduisant les conditions aux limites et d'équilibre. Nous effectuerons le bilan de matière sur un élément dz pour le CO_2 dans la phase gazeuse et dans la phase liquide et pour la *MDEA* uniquement en phase liquide car il ne peut pas passer dans la phase gazeuse (*Figure II.6*).

Le bilan de matière pour le CO_2 dans la phase gazeuse pour une tranche élémentaire de hauteur dz et de largeur $(z+dz)$ s'écrit [25] :

$$\begin{array}{|c|} \hline \text{Quantité} \\ \text{de soluté a} \\ \text{l'entrée z} \\ \hline \end{array} = \begin{array}{|c|} \hline \text{Quantité de} \\ \text{soluté a la} \\ \text{sortie z+dz} \\ \hline \end{array} + \begin{array}{|c|} \hline \text{Quantité de soluté transféré} \\ \text{de la phase gazeuse vers la} \\ \text{phase liquide} \\ \hline \end{array} + \begin{array}{|c|} \hline \text{Accumulation} \\ \text{dans l'élément} \\ \text{dz} \\ \hline \end{array}$$

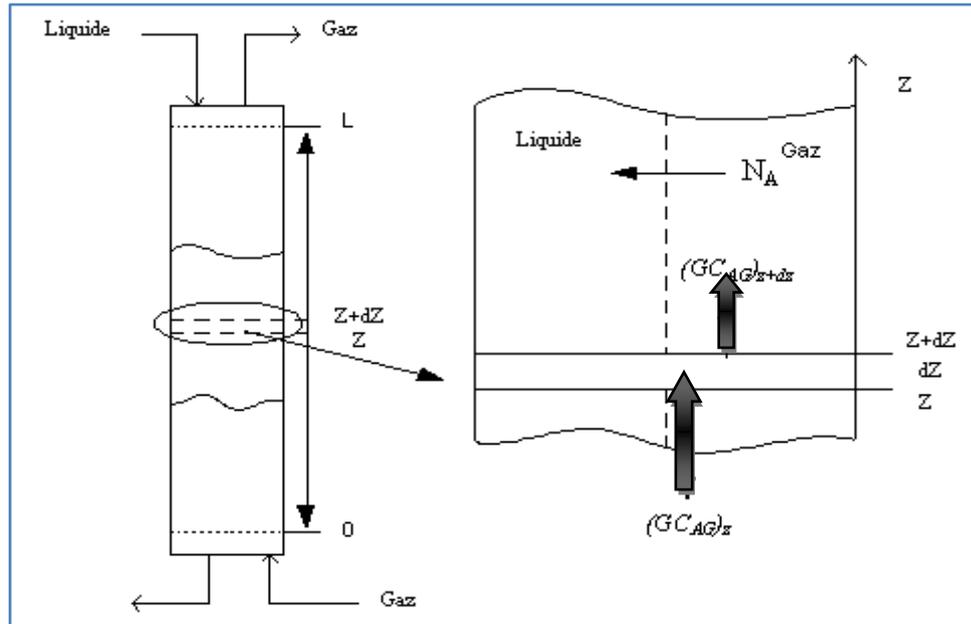


Figure II.5 : Bilan de matière sur une tranche élémentaire (dz) dans le sens longitudinal

Ce qui donne :

$$(GC_{Ag})_z = (GC_{Ag})_{z+dZ} + \varphi S dz + S \frac{dC_{Ag}}{dt} dz \quad (\text{II.3})$$

Avec :

G : Débit volumique du gaz (m^3/s)

C_{Ag} : Concentration du CO_2 dans la phase gazeuse (mol/m^3)

S : Section de la colonne d'absorption (m^2)

En notant $U_g = G / S$ (m/s) la vitesse moyenne d'écoulement du gaz on obtient :

$$U_g \frac{dC_{Ag}}{dz} + \varphi = - \frac{dC_{Ag}}{dt} \quad (\text{II.4})$$

Dans la phase liquide, le CO_2 réagit avec la mono diéthanolamine (MDEA) suivant la formule (II.1), la vitesse r_A de cette réaction du deuxième ordre est donnée par :

$$r_A = k C_{AL} C_{BL} \quad (\text{II.5})$$

Avec :

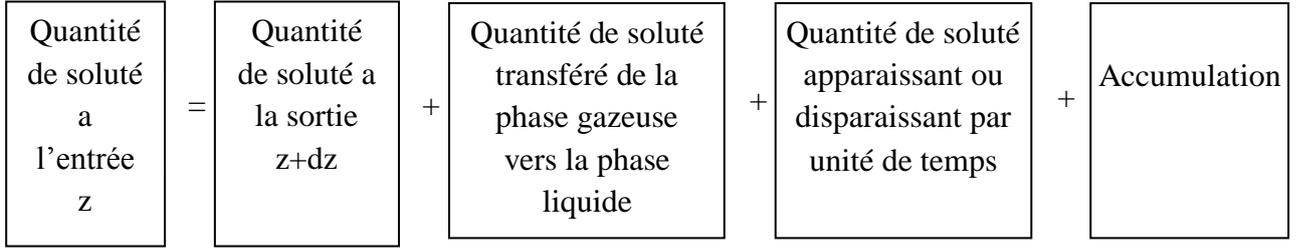
C_{BL} : Concentration du composé B dans la phase liquide (mol/m^3)

k : Constante de la vitesse de la réaction ($\text{m}^3/\text{mol.s}$) donné par : [9]

$$k = 2,96 \cdot 10^5 \exp\left(-\frac{5332,8}{T}\right) \quad (\text{II.6})$$

T : température (K)

En tenant compte de l'expression de r_A (vitesse de la réaction), le bilan de matière pour le CO_2 dans la phase liquide donne :



$$(LC_{AL})_z = (LC_{AL})_{z+dz} + \varphi S dz - [kC_{AL}C_{BL}]S dz + S \frac{dC_{AL}}{dt} dz \quad (\text{II.7})$$

Avec :

L : Débit volumique du Liquide (m^3/s)

C_{AL} : Concentration du CO_2 dans la phase Liquide (mol/m^3)

Ce qui donne :

$$d(LC_{AL})_z + \varphi S dz - [kC_{AL}C_{BL}]S dz + S \frac{dC_{AL}}{dt} dz = 0 \quad (\text{II.8})$$

En notant $U_L = L/S$ (m/s) la vitesse moyenne d'écoulement du liquide on obtient :

$$U_L \frac{dC_{AL}}{dz} + \varphi - [kC_{AL}C_{BL}] + \frac{dC_{AL}}{dt} = 0 \quad (\text{II.9})$$

D'une manière générale, la réaction entre le CO_2 et la MDEA est considérée comme une réaction rapide (nombre de Hatta > 5) [24], la quantité de CO_2 présente dans le liquide est ainsi négligeable, ce qui implique qu'il n'y a pas d'accumulation du CO_2 dans la phase liquide et donc pas de variation de la concentration en fonction de la hauteur, on peut donc écrire :

$$\begin{cases} \frac{dC_{AL}}{dt} = 0 \\ \frac{dC_{AL}}{dz} = 0 \end{cases} \Rightarrow \varphi = [kC_{AL}C_{BL}] \quad (\text{II.10})$$

Ce qui signifie que le CO_2 transférée dans la phase liquide réagit totalement et instantanément avec la MDEA. Le bilan de matière sur la MDEA dans la phase liquide, en tenant compte du coefficient stœchiométrique de la réaction (II.1) et du fait que la MDEA ne peut pas passer dans la phase gazeuse, donne :

$$(LC_{BL})_z = (LC_{BL})_{z+dz} - [kC_{AL}C_{BL}]Sdz - S \frac{dC_{BL}}{dt} dz \quad (\text{II.11})$$

$$\Rightarrow U_L \frac{dC_{BL}}{dz} - [kC_{AL}C_{BL}] - \frac{dC_{BL}}{dt} = 0 \quad (\text{II.12})$$

D'après (II.10), on obtient :

$$U_L \frac{dC_{BL}}{dz} - \varphi = \frac{dC_{BL}}{dt} \quad (\text{II.13})$$

Le flux volumique φ est donné par (II.2) avec :

$$[N_A] = E \cdot [N'_A] = E \cdot K_{AL} (C_{ALi} - C_{AL}) \quad \text{avec } C_{AL} \approx 0 \text{ (reaction rapide)} \quad (\text{II.14})$$

L'expression du flux volumique φ est donc :

$$\varphi = a \cdot E \cdot K_{AL} C_{ALi} \quad (\text{II.15})$$

En admettant que l'équilibre est établi à l'interface gaz – liquide et pour des faibles concentrations du CO₂ nous pouvons écrire :

$$C_{Agi} = m C_{ALi} \quad (\text{II.16})$$

$$[N_A] = K_{Ag} (C_{Ag} - m C_{ALi}) = E \cdot K_{AL} C_{ALi} \quad (\text{II.17})$$

D'où :

$$C_{ALi} = \frac{K_{Ag} C_{Ag}}{EK_{AL} + mK_{Ag}} \quad (\text{II.18})$$

Avec :

C_{Agi} : Concentration du composé A à l'interface coté gaz (mol/m³)

K_{Ag} : Coefficient de transfert de matière du composé A dans la phase gazeuse (m/s)

m : Pente de la droite d'équilibre entre les phases

Il faut finalement tenir compte des conditions aux limites qui sont pour le gaz la concentration du CO₂ en bas de la colonne ou concentration d'entrée C_{Age} et pour le liquide la concentration de la MDEA en haut de la colonne ou concentration d'entrée C_{BLE} . Notre colonne d'absorption est finalement décrite par le système d'équations aux dérivées partielles suivantes:

$$\begin{cases} U_g \frac{dC_{Ag}}{dz} + \varphi = -\frac{dC_{Ag}}{dt} \\ U_L \frac{dC_{BL}}{dz} - \varphi = \frac{dC_{BL}}{dt} \end{cases} \quad (\text{II.19.a})$$

Avec les conditions aux limites suivantes:

$$\begin{cases} C_{Ag}|_{z=0} = C_{Age}, \frac{\partial C_{BL}}{\partial z}|_{z=0} = 0 \\ C_{BL}|_{z=h} = C_{BLE}, \frac{\partial C_{Ag}}{\partial z}|_{z=h} = 0 \end{cases} \quad (\text{II.19.b})$$

II.4.3 Bilan énergétique

La réaction au sein d'une colonne d'absorption industrielle présente une variation de température tout eu long de la colonne (une variation d'environ 5°C entre l'entrée et la sortie de la colonne), ce qui nous mène à établir un bilan énergétique permettant de décrire l'évolution de la température et son effet sur les différentes concentrations le long de la colonne. Le sens de transfert de chaleur est mentionné sur la *Figure II.6*.

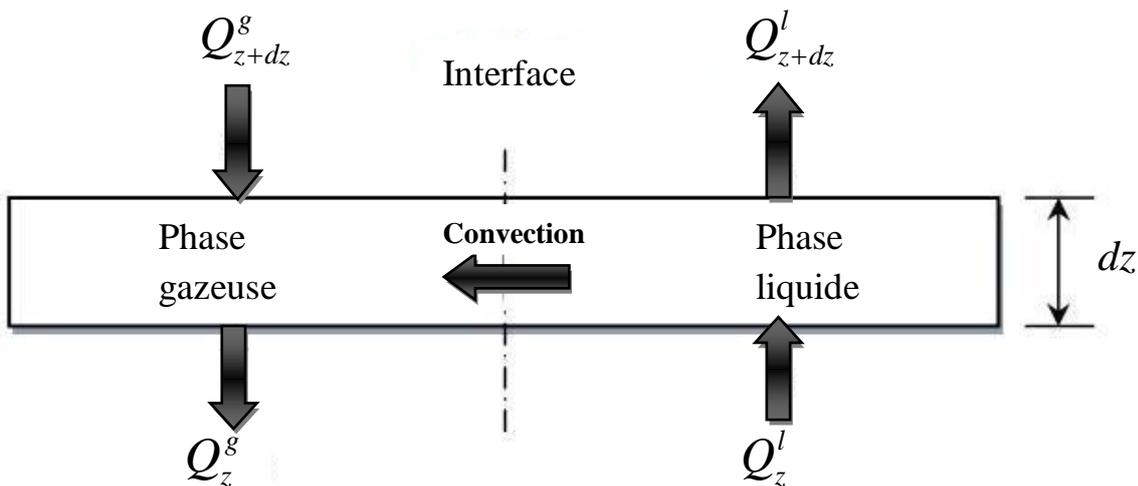


Figure II.6 : Bilan d'énergie sur une tranche élémentaire (dz)

➤ Phase gazeuse :

Le bilan énergétique pour le CO₂ dans la phase gazeuse pour une tranche élémentaire de hauteur dz s'écrit :

Quantité d'énergie a l'entrée z+dz	+	Transfert liquide → gaz (Convection)	=	Quantité d'énergie a la sortie z	+	Accumulation
------------------------------------	---	--------------------------------------	---	----------------------------------	---	--------------

Ainsi les équations s'écrivent comme suit :

$$G \left[\sum_i cp_i^g C_i^g \right] T_g \Big|_{z+dz} + a.h_{g/l} (T_l - T_g) S dz = G \left[\sum_i cp_i^g C_i^g \right] T_g \Big|_z + \left[\sum_i cp_i^g C_i^g \right] \frac{\partial T_g}{\partial t} S dz \quad (\text{II.20})$$

En divisant par dz et en faisant sortir $\frac{\partial T_g}{\partial z}$, on aura :

$$G \left[\sum_i cp_i^g C_i^g \right] \frac{\partial T_g}{\partial z} + a.h_{g/l} (T_l - T_g) S = \left[\sum_i cp_i^g C_i^g \right] \frac{\partial T_g}{\partial t} S \quad (\text{II.21})$$

Finalement, on aura :

$$U_g \frac{\partial T_g}{\partial z} + \frac{a.h_{g/l} (T_l - T_g)}{\left[\sum_i cp_i^g C_i^g \right]} = \frac{\partial T_g}{\partial t} \quad (\text{II.22})$$

Avec :

G : Débit volumique du gaz (m^3/s)

U_g : La vitesse moyenne d'écoulement du gaz (m/s)

C_i^g : La concentration de l'espece i en phase gazeuse (mol/m^3)

cp_i^g : La chaleur spécifique de l'espece i dans la phase gazeuse ($\text{J}/\text{mol.K}$)

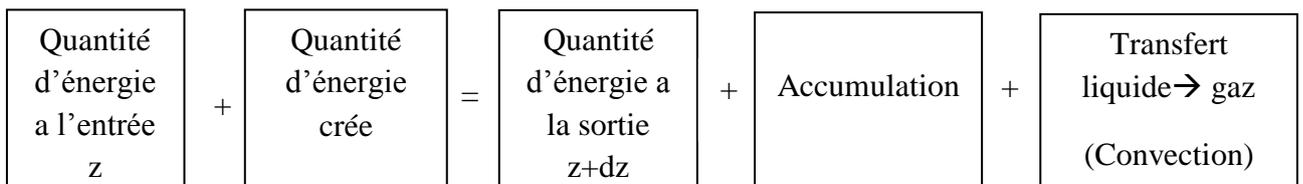
$h_{g/l}$: Coefficient de transfert de chaleur (convection) ($\text{J}/\text{m}^2 .\text{K.s}$)

T_l : Temperature du liquide (K)

T_g : Temperature du gaz (K)

➤ *Phase liquide :*

En tenant compte du sens de transfert de chaleur du liquide le bilan énergétique de la *MDEA* pour la même tranche dz s'écrit :



Et cela donne l'équation suivante :

$$L \left[\sum_i cp_i^l C_i^l \right] T_l \Big|_z + \Delta H_r r_A S dz = L \left[\sum_i cp_i^l C_i^l \right] T_l \Big|_{z+dz} + \left[\sum_i cp_i^l C_i^l \right] \frac{\partial T_l}{\partial t} S dz + a.h_{g/l} (T_l - T_g) S dz \quad (\text{II.24})$$

En divisant par dz et en faisant sortir $\frac{\partial T_l}{\partial z}$, cela donne :

$$-L \left[\sum_i cp_i^l C_i^l \right] \frac{\partial T_l}{\partial z} + \Delta H_r r_A S - a.h_{g/l} (T_l - T_g) S = \left[\sum_i cp_i^l C_i^l \right] \frac{\partial T_l}{\partial t} S \quad (\text{II.25})$$

En divisant par S , on aura :

$$-U_l \frac{\partial T_l}{\partial z} + \frac{1}{\sum_i cp_i^l C_i^l} \left[\Delta H_r r_A - a.h_{g/l} (T_l - T_g) \right] = \frac{\partial T_l}{\partial t} \quad (\text{II.26})$$

Avec :

L : Débit volumique du Liquide (m^3/s)

U_L : La vitesse moyenne d'écoulement du liquide (m/s)

ΔH_r : L'enthalpie de la réaction (J/mol)

cp_i^l : La chaleur spécifique de l'espece i dans la phase liquide (J/mol.K)

C_i^l : La concentration de l'espece i en phase liquide (mol/m^3)

r_A : Vitesse de la réaction ($\text{mol/m}^3.\text{s}$)

Finalement le bilan énergétique s'écrit [4] :

$$\left\{ \begin{array}{l} U_g \frac{\partial T_g}{\partial z} + \frac{a.h_{g/l} (T_l - T_g)}{\left[\sum_i cp_i^g C_i^g \right]} = \frac{\partial T_g}{\partial t} \\ -U_l \frac{\partial T_l}{\partial z} + \frac{1}{\sum_i cp_i^l C_i^l} \left[\Delta H_r r_A - a.h_{g/l} (T_l - T_g) \right] = \frac{\partial T_l}{\partial t} \end{array} \right. \quad (\text{II.27.a})$$

$$\left\{ \begin{array}{l} T_g \Big|_{z=0} = T_{ge}, \frac{\partial T_l}{\partial z} \Big|_{z=0} = 0 \\ T_l \Big|_{z=h} = T_{le}, \frac{\partial T_g}{\partial z} \Big|_{z=h} = 0 \end{array} \right. \quad (\text{II.27.b})$$

II.5 Simulation en boucle ouverte de la colonne

II.5.1 Equations aux dérivées partielles

Nous avons vu dans la section précédente que notre système est décrit par des *équations aux dérivées partielles (EDP)*. Ce type d'équations apparaît dans de nombreux modèles où il y a propagation de grandeurs physiques comme le transfert de chaleur, la dynamique des fluides, la propagation des ondes. La propagation concerne ici la circulation à contre courant du gaz et du liquide. Ce type de modèle mathématique faisant intervenir des dérivées partielles est appelé système à paramètres répartis car contrairement aux systèmes à paramètres localisés où les variables dépendent uniquement du temps, les variables dépendent ici du temps et de l'espace, i.e., le profil de concentration varie le long de la colonne ainsi que le profil de température. Si les équations ne comportent pas de dérivée partielle du deuxième ordre, le système est dit hyperbolique, ce qui est le cas ici.

Le domaine de définition i.e. la région géométrique dans laquelle l'EDP est définie, est dans la plupart des cas une région fermée dans l'espace. Les conditions aux limites dans un problème d'EDP spécifient le comportement du modèle aux limites du domaine.

Parmi les méthodes les plus répandues pour la simulation des PDE on trouve, la méthode des *différences finies*, la méthode des *éléments ou des volumes finis*. L'établissement d'un algorithme de simulation passe par plusieurs phases dont le choix des pas de discrétisation spatiale et temporelle et l'établissement d'un schéma numérique stable.

MATLAB propose une « *subroutine* » de calcul nommée *pdepe* qui résout les EDPs dynamiques de type elliptique et parabolique dans un espace unidimensionnel, la variable dépendante pouvant être aussi bien scalaire que vectorielle. La méthode de résolution repose sur un travail d'analyse numérique développé par « Skeel » [14] qui est du type 'éléments finis' car on ramène le système d'EDPs à un système d'équations différentielles ordinaires (ODEs). On définit d'abord un maillage d'espace sur un intervalle $[a, b]$ par un vecteur *xmesh* ; on définit de même un maillage temporel par un vecteur *tspan*. La condition initiale est à donner sous la forme d'une fonction définie par l'utilisateur nommée *icfun*, les conditions aux limites sont définies de même par une fonction nommée *bcfun*.

II.5.2 L'outil MATLAB « *pdepe* »

La fonction *pdepe* est conçue pour la résolution des équations aux dérivées partielles paraboliques et elliptiques unidimensionnelles. La forme générale de l'équation est la suivante

$$c\left(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}\right) \frac{\partial u}{\partial x} = x^{-m} \frac{\partial}{\partial x} \left(x^m f\left(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}\right) \right) + s\left(x, t, u, \frac{\partial u}{\partial x}\right)$$

syntaxe :

sol = *pdepe*(*m*, *pdefun*, *icfun*, *bcfun*, *xmesh*, *tspan*)

Ou :

- m : Correspond aux coordonnées cartésiennes ($m=0$), cylindriques ($m=1$) ou sphériques ($m=2$) ;
- $xmesh$: Définit le maillage dans l'espace ;
- $tspan$: Définit le maillage dans le temps ;
- $pdefun$: l'équation aux dérivées partielles en elle même est définie par les trois fonctions c, f, s de la formule générale : $[c, f, s] = pdefun(x, t, u, dudx)$;
- $icfun$: la fonction définissant les conditions initiales ;
- $bcfun$: la fonction définissant les conditions aux limites.

II.5.3 Simulations en boucle ouverte

En utilisant les paramètres de simulation mentionnés dans le texte précédant, nous procédons à des simulations en boucle ouverte de la colonne d'absorption, et ce pour le point de fonctionnement motionné ci-dessous.

- *Débit liquide* : 990 ton/h
- *Débit Gaz* : 430 ton/h
- *Concentration du CO₂ en entrée* : 6.3 mol%
- *Concentration du CO₂ en sortie* : 0.25 mol%
- *Concentration du liquide* : 40%

Nous envisageons d'abord des perturbations de

- ✓ +/-10% sur le débit de gaz en entrée et le débit de liquide,
- ✓ +/-5% sur la concentration du CO₂ en entrée, ce qui nous paraît une hypothèse raisonnable vu l'influence de ces grandeurs sur la régulation.

Une variation de +/-10% sur le débit du liquide va être aussi simulée.

Les résultats en régime dynamique sont présentés dans les figures suivantes :

- Perturbation sur le débit du gaz en entrée :

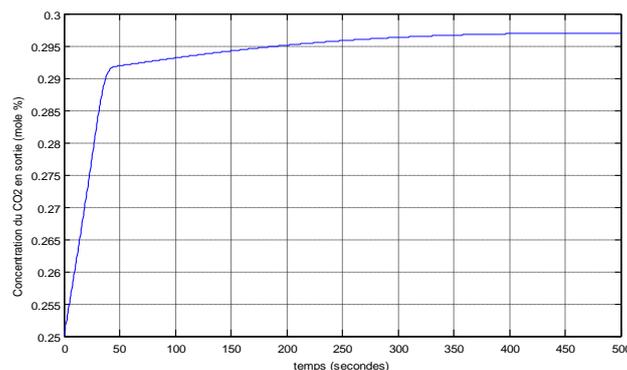


Figure II.7 : Concentration du CO₂ a la sortie pour un échelon de +10% sur le débit du gaz

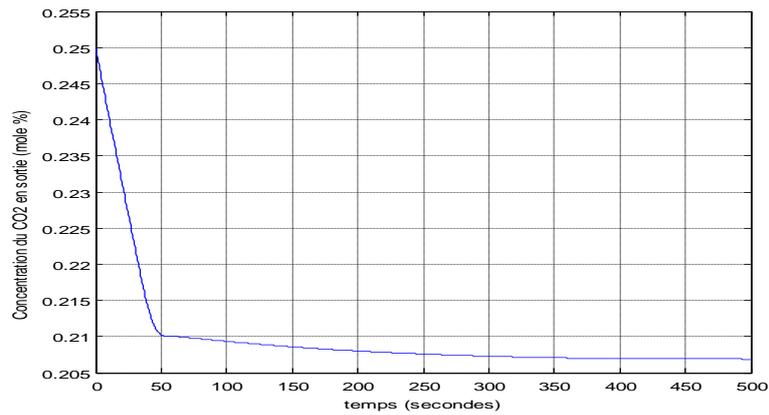


Figure II.8 : Concentration du CO₂ en sortie pour un échelon de -10% sur le débit du gaz

- Perturbation sur la concentration du CO₂ en entrée :

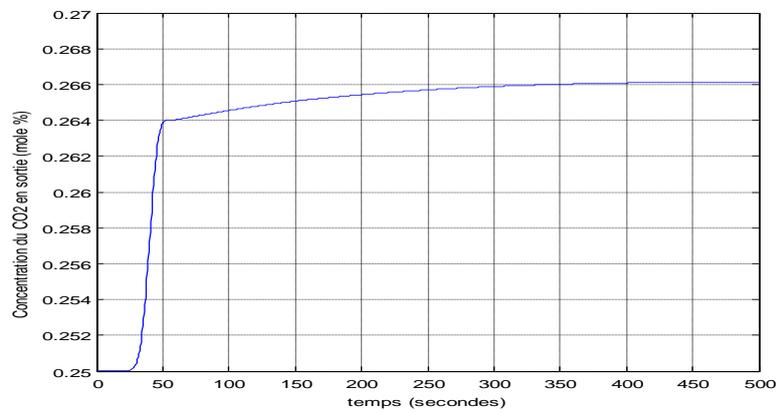


Figure II.9 : Concentration du CO₂ en sortie pour un échelon de +5% sur la concentration du CO₂ en entrée

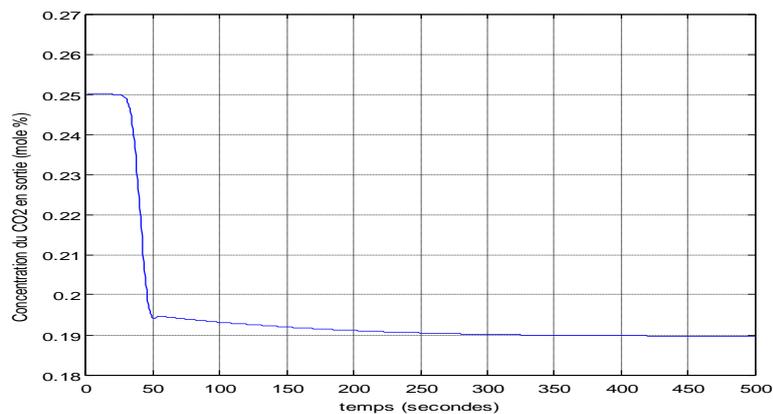


Figure II.10 : Concentration du CO₂ en sortie pour un échelon de -5% sur la concentration du CO₂ en entrée

- Echelon sur le débit d'amine :

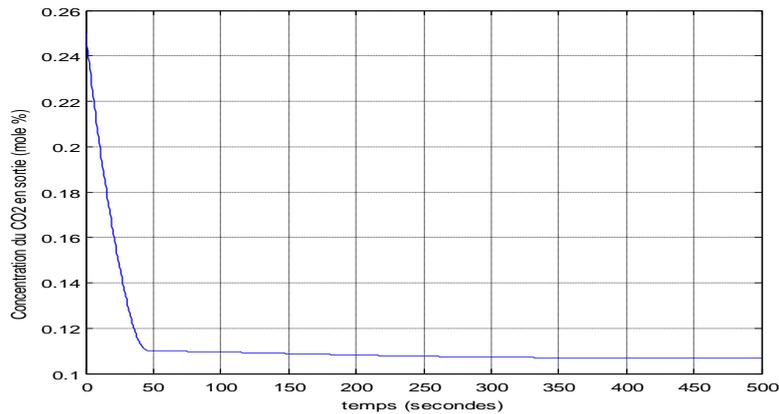


Figure II.11 : Concentration du CO₂ en sortie pour un échelon de +10% sur le débit d'amine

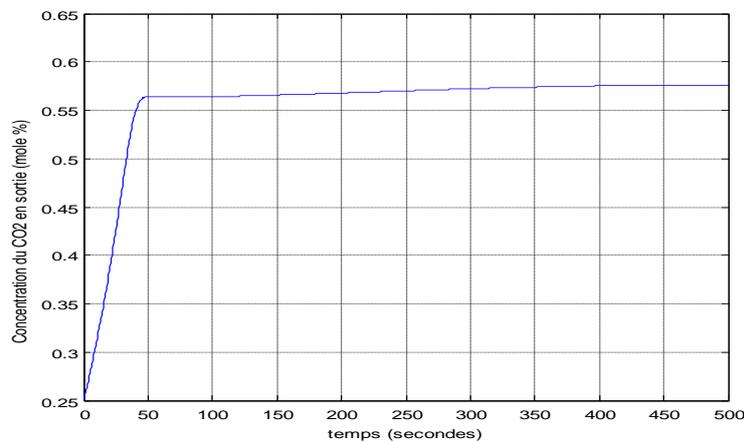


Figure II.12 : Concentration du CO₂ en sortie pour un échelon de -10% sur le débit d'amine

II.5.4 Interprétation des résultats

On constate que le système est stable en boucle ouverte et sa réponse est non oscillatoire. Chose qui est naturelle, car le réacteur en question (la colonne) étant *ouvert*, donc il y aura pas d'accumulation de la matière à l'intérieur. On peut dire que la stabilité de la colonne est du type *BIBO*.

L'application d'un échelon de perturbation positif/négatif sur le débit du gaz en entrée va augmenter/diminuer instantanément la concentration du CO₂ (Figures II.7 et II.8).

Les perturbations sur la concentration du CO₂ en entrée induisent aussi des changements dans le même sens sur la concentration du CO₂ en sortie mais on observe un temps de retard dans la réponse dû à la propagation du gaz le long de la colonne (Figures II.9 et II.10).

On note aussi qu'une variation sur le débit d'amine (*grandeur de commande*) induit une variation sur la concentration du CO_2 dans le sens inverse (*Figures II.11 et II.12*).

On constate aussi que le système est affecté par les variations sur les débits beaucoup plus que la concentration du CO_2 en entrée. Ce qui est normal vu que les niveaux de variations de ces grandeurs en pratique ne sont pas les mêmes.

A travers ces simulations on remarque que le système présente une *dissymétrie* pour les perturbations négatives par rapport aux perturbations positives.

Les perturbations sur la concentration du liquide ne sont pas prises en compte dans ces simulations parce qu'il est déjà démontré [14] qu'ils influencent peu le système.

II.6 Conclusion

Au cours de ce chapitre, nous avons développé en premier lieu un modèle mathématique dynamique décrivant le processus d'absorption de CO_2 à partir des principes fondamentaux concernant le transfert de matière et des équations de bilan de matière et d'énergie. La colonne étudiée est une colonne à garnissage opérant à contre courant. Le modèle obtenu est non linéaire et régi par des équations aux dérivées partielles.

Les simulations de la réponse en boucle ouverte à des échelons de perturbation sur les concentrations et sur les débits en entrée ont montré que le système est stable en boucle ouverte, on constate aussi une dissymétrie de comportement entre les échelons positifs et négatifs. Le système présente un temps mort sur les perturbations en concentration dû à la perturbation du gaz le long de la colonne d'absorption.

L'étape suivante consiste à identifier le système par l'une des techniques d'identification des systèmes non linéaires. L'approche qu'on a choisi s'appelle l'approche *Multimodèle*. Le chapitre suivant va se traiter de ce sujet.

CHAPITRE III :

Identification de la colonne par
l'approche Multimodèles
Linéaires Floues (MMLF)

Chapitre III : Identification de la colonne par l'approche Multimodèles Linéaires Floues (MMLF)

III.1 Introduction

L'approche multimodèle est une technique relativement récente utilisée pour la modélisation de systèmes dynamiques non linéaires. Elle connaît un regain d'intérêt ces dernières années, notamment dans des applications telles que la prédiction de séries temporelles, la commande ou la simulation. La formalisation mathématique des représentations multimodèles date des travaux de *Johansen et Foss* en 1992, qui réunissaient en un seul concept plusieurs techniques de modélisation connues sous différentes appellations, telles que le modèle de Takagi-Sugeno (TS) ou les systèmes multi-experts. [27]

Le multimodèle a sa popularité à la simplicité de représentation des systèmes non linéaires obtenue par décomposition de l'espace de fonctionnement en plusieurs sous-espaces permettant de décrire un système par plusieurs modèles locaux (ou sous modèles) de structure simple. La sortie du modèle est alors obtenue par combinaison des sorties des modèles locaux. L'approche permet d'appréhender le comportement local du système dans chaque zone de fonctionnement et évite la mise en place d'un modèle unique qui peut s'avérer très complexe. Dans la plupart des travaux, des modèles locaux de structure affine sont utilisés en raison de leur simplicité. Cependant, si le système comporte de fortes non linéarités, le nombre de modèles locaux peut être très important, ce qui augmente la complexité du modèle. Une solution proposée consiste en l'implantation de modèles locaux de structure polynomiale (ou autre) qui permettent de mieux appréhender le comportement local du système dans chaque zone de fonctionnement.

Nous proposons dans ce chapitre l'utilisation de cette approche pour l'identification de notre colonne d'absorption en l'adaptant avec les concepts de la logique floue. En va commencer par la présentation de l'approche à travers un exemple en illustrant ses avantages. Puis, on passe à l'identification structurelle d'un multimodèle, l'estimation paramétrique d'un multimodèle, et on finira par l'application de l'approche sur la colonne en présentant les algorithmes et les différents résultats.

III.2 Présentation de l'approche multimodèle

Un multimodèle est une représentation d'un système, composée d'un ensemble de modèles locaux à validité limitée dans une zone bien définie de l'espace de fonctionnement. La validité locale d'un modèle pour une observation donnée est spécifiée par un degré d'activation du modèle qui indique en même temps le degré d'appartenance de l'observation (ou de la variable d'indexation correspondante) à la zone de validité du modèle.

Les zones de validité sont des sous-espaces obtenus par subdivision de l'espace de fonctionnement global du système suivant des variables appelées *variables d'indexation*. Le degré d'activation d'un modèle local prend une valeur suffisamment importante (proche de 1) si la variable d'indexation

correspondante à l'observation est proche du « centre » de la zone de validité du modèle, et tend progressivement vers zéro au fur et à mesure que la variable d'indexation s'en éloigne.

La *Figure III.1* schématise un exemple d'architecture multimodèle (cette représentation correspond à celle d'un modèle NFIR (*Nonlinear Finite Impulse Response*, « voir **Annexe D**, §D.2.1 »).

Avec une représentation multimodèle, le modèle général d'un système dynamique non linéaire peut se mettre sous la forme : [27]

$$\hat{y}(t+1) = \sum_{i=1}^M \omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) f_i(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta}_i) \tag{III.1}$$

Où :

M : est le nombre de modèles locaux ;

$\omega_i(\cdot)$: est le degré d'activation du modèle local $f_i(\cdot)$, avec les conditions :

$$\omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) \in [0,1], \quad \sum_{i=1}^M \omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) = 1 \quad \forall t$$

$\underline{\xi}(t)$: est un vecteur contenant les variables d'indexation qui déterminent l'appartenance de l'observation $\underline{\varphi}(t)$ à une zone de fonctionnement. Les variables d'indexation peuvent être les entrées du système, les entrées et la sortie du système, ou les composantes du vecteur de régression ;

$\underline{\beta}_i$: est un vecteur de paramètres caractérisant la zone de validité du modèle local $f_i(\cdot)$;

$\underline{\theta}_i$: est un vecteur de paramètres caractérisant le modèle local $f_i(\cdot)$;

$f_i(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta}_i) = \hat{y}_i(t+1)$: est la sortie prédite par le modèle local i .

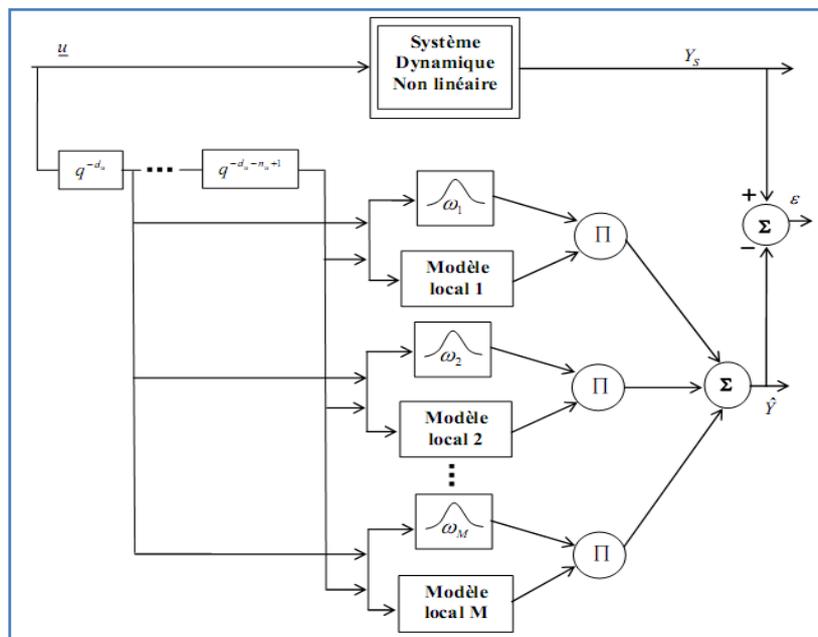


Figure III.1 : Architecture d'un multimodèle (NFIR). Un ensemble d'opérateurs de décalage temporel est utilisé pour la construction du vecteur de régression.

La détermination des paramètres des modèles locaux se fait par minimisation d'un critère de performance. Les degrés d'activation des modèles locaux peuvent être déterminés de différentes façons selon la méthode utilisée pour la décomposition de l'espace de fonctionnement. Il existe des méthodes de décomposition *déterministes* pour lesquelles les frontières entre les zones de validité des modèles locaux sont nettes (*modèles linéaires par morceaux* [2]), et des méthodes de décomposition *floues* pour lesquelles ces frontières ne sont pas définies. Dans tous les cas, les degrés d'activation des modèles locaux peuvent permettre un recouvrement entre les zones, une observation pouvant appartenir à plusieurs zones, à des degrés différents. Dans le cas des méthodes de décomposition floues, le degré d'activation d'un modèle local $f_i(.)$ est calculé par :

$$\omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) = \frac{\rho_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i)}{\sum_{k=1}^M \rho_k(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i)} \quad (\text{III.2})$$

$\rho_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i)$: est une fonction d'appartenance spécifiant l'appartenance de $\underline{\xi}(t)$ à la zone du modèle local $f_i(.)$ caractérisée par le vecteur $\underline{\beta}_i$.

Il existe différents types de fonctions d'appartenance : fonctions d'allure *gaussienne*, fonctions *sigmoïdes*, fonctions *trapézoïdales*, etc. Dans ce travail, nous nous sommes focalisés sur des fonctions d'appartenance d'allure gaussienne. Une telle architecture constitue une généralisation de l'architecture *RBF* (*Radius Basis Functions*) présentée dans l'**Annexe D** (§D.1.5). En effet, un réseau *RBF* est un multimodèle où les modèles locaux sont des constantes et les fonctions d'appartenance des gaussiennes correspondent aux degrés d'activation non normalisés des modèles locaux.

Les principaux intérêts de l'approche multimodèle sont les suivants [21] :

- ils constituent des approximateurs universels, n'importe quel système non linéaire pouvant être approximé avec une précision imposée en augmentant le nombre de modèles locaux. En pratique cependant, un nombre relativement réduit de modèles locaux suffit à l'obtention d'une approximation satisfaisante ;
- les outils d'analyse des systèmes linéaires (identification, synthèse des régulateurs, etc.) peuvent être utilisés, au moins partiellement, sur les multimodèles si les modèles locaux sont de type linéaire ;
- il est possible de relier le multimodèle à la physique du système non linéaire afin de donner un sens au multimodèle et plus précisément d'associer à un modèle local un comportement particulier du système non linéaire.

En résumé l'approche multimodèle réunit le pouvoir d'apprentissage des réseaux neuronaux, la transparence des systèmes flous et les outils d'analyse et synthèse des systèmes linéaires. Pour décrire les aspects de l'approche multimodèle on va procéder par un exemple :

Exemple

Considérons le problème d'approximation de la fonction non linéaire statique définie par :

$$y = 1 + \exp(-t^2) \sin(\pi t) \quad \text{ou } t \in [-2, 2].$$

Dans cet exemple, $\varphi(t) = \underline{\xi}(t) = t$

En décomposant arbitrairement l'intervalle de variation de t en 3 partitions :

$$P1 = [-2, -0.4], \quad P2 = [-0.4, 0.4], \quad P3 = [0.4, 2]$$

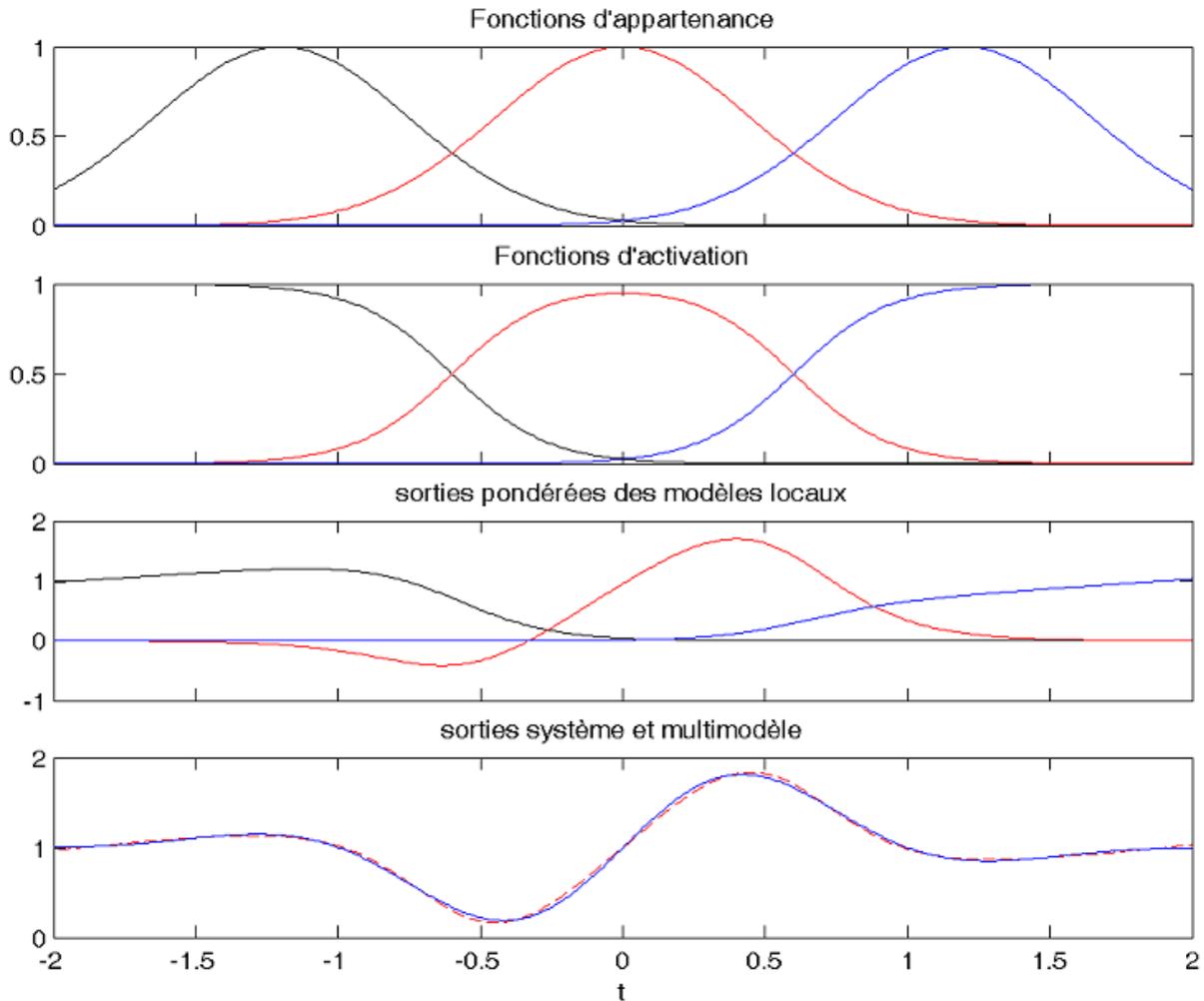


Figure III.2 : Principe de la modélisation par multimodèle. La sortie du multimodèle (trait discontinu) est obtenu par la somme pondérée des sorties de 3 modèles locaux.

Et en utilisant les modèles locaux et les fonctions d'appartenances suivantes :

$$\begin{cases} y_1 = 0.32t + 1.61 & \rho_1 = \exp\left(-\frac{(t + 1.2)^2}{2 \times 0.447^2}\right) \\ y_2 = 3.03t + 1 & \rho_2 = \exp\left(-\frac{t^2}{2 \times 0.447^2}\right) \\ y_3 = 0.32t + 0.39 & \rho_3 = \exp\left(-\frac{(t - 1.2)^2}{2 \times 0.447^2}\right) \end{cases}$$

La sortie \hat{y} peut être estimée à partir de la relation suivante :

$$\hat{y} = \sum_{i=1}^3 \omega_i y_i \quad \text{où: } \omega_i = \frac{\rho_i}{\sum_{k=1}^3 \rho_k}$$

Cet exemple académique simple permet de voir les différents problèmes que pose la modélisation par approche multimodèle :

Quel est le nombre de modèles locaux permettant de représenter le système ? Quelle doit être la structure des modèles locaux ? Comment définir les zones de validité des différents modèles locaux ? Comment déterminer les paramètres des modèles locaux et de leurs zones de validité ?

Dans ce qui suit on va essayer de répondre à ces questions.

III.3 Identification structurelle d'un multimodèle

L'identification structurelle d'un multimodèle consiste en la détermination de la structure des modèles locaux et la définition des zones de fonctionnement (ou zones de validité) de chaque modèle local.

Les modèles locaux peuvent être de différentes structures. On utilise en général des modèles locaux de structure simple, comme par exemple des modèles linéaires. Il est aussi possible d'utiliser des modèles locaux non linéaires ce qui permet de mieux appréhender les non linéarités locales du système et de réduire le nombre de modèles locaux. La spécification des zones de fonctionnement consiste à définir les sous espaces d'activation de chaque modèle local. Une observation peut appartenir à plusieurs zones de fonctionnement mais à des degrés divers. Le degré d'activation d'un modèle local pour une observation donnée dépend du degré d'appartenance de l'observation au sous-espace où est défini le modèle local.

III.3.1 Choix des modèles locaux

La spécification de la structure de chaque modèle local consiste à déterminer la relation qui explique le modèle dans son domaine de validité. En général tous les modèles locaux ont la même structure, mais il est tout à fait possible d'utiliser une structure hétérogène de modèles locaux.

Nous présentons dans cette section les modèles locaux de type entrées-sortie avec une structure polynomiale ou neuronale. Les raisons de ce choix sont diverses. L'intérêt d'utiliser des modèles locaux de structure polynomiale est que ces modèles sont linéaires par rapport aux paramètres. Cette structure permet également d'introduire des non linéarités dans les modèles locaux lorsque le degré du polynôme est supérieur à 1, ce qui permet de réduire leur nombre. Quant à la structure neuronale, elle se justifie par la propriété d'approximation du *MLP* (voir *Annexe D*, §D.1.5) à une couche cachée.

- **Modèles locaux affines (linéaires)**

Chaque modèle local peut être défini comme les p premiers termes du développement en série de Taylor du vrai modèle (inconnu) autour d'un point de la zone de validité du modèle local. Les modèles locaux affines ($p = 1$) sont les plus utilisés grâce à leur facilité d'implantation. L'expression générale des modèles affines est de la forme :

$$f_i(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta}_i) = [\underline{\varphi}(t)^T \quad 1] \underline{\theta}_i \quad (\text{III.3})$$

En tenant compte de l'équation (III.1) :

$$\hat{y}(t+1) = \sum_{i=1}^M \underline{\Phi}_i(t)^T \underline{\theta}_i = \underline{\Phi}(t)^T \underline{\theta} \quad (\text{III.4})$$

Où :

$$\underline{\Phi}_i(t) = \omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) \underline{\Phi}_e(t);$$

$$\underline{\Phi}_e(t) = [\underline{\varphi}(t)^T \quad 1]^T \text{ est le vecteur de régression augmenté;}$$

$$\underline{\theta}_i = [\theta_{i_0}^T \quad \theta_{i_1}^T \quad \dots \quad \theta_{i_{n_\varphi}}^T]^T \text{ est le vecteur des du modèle local } i, n_\varphi = \dim(\underline{\varphi})$$

Ce qui donne :

$$\underline{\Phi}(t) = [\omega_1(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_1) \underline{\Phi}_e(t)^T \quad \dots \quad \omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) \underline{\Phi}_e(t)^T \quad \dots \quad \omega_M(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_M) \underline{\Phi}_e(t)^T]^T \quad (\text{III.4a})$$

$$\underline{\theta} = [\underline{\theta}_1^T \quad \underline{\theta}_2^T \quad \dots \quad \underline{\theta}_M^T]^T \text{ représente la concaténation des vecteurs de paramètres des modèles locaux.}$$

L'inconvénient avec cette structure est que le nombre de modèles locaux peut être très élevé si le système à modéliser est complexe. Par ailleurs, une telle structure ne convient pas à l'utilisation de certaines méthodes de décomposition de l'espace de fonctionnement des systèmes. [28]

- **Modèles locaux polynomiaux**

Pour parer à l'inconvénient que présentent les modèles locaux affines, une structure polynomiale est proposée. Elle consiste à effectuer un développement en série de Taylor du vrai modèle à un ordre p supérieur à 1. Les modèles locaux sont obtenus en effectuant la transformation non linéaire suivante :

$$\underline{\varphi}_p(t) = g_p(\underline{\varphi}(t)) \quad (\text{III.5})$$

g_p : est la transformation non linéaire du vecteur $\underline{\varphi}(t)$ en un vecteur $\underline{\varphi}_p(t)$ composé de l'ensemble des combinaisons possibles des produits (p produits au maximum) des éléments de $\underline{\varphi}(t)$ (distincts ou non).

Par exemple si $\underline{\varphi} = [\varphi_1 \quad \varphi_2 \quad \varphi_3]^T$ et $p = 2$, on obtient :

$$\underline{\varphi}_2(t) = [\varphi_1 \quad \varphi_2 \quad \varphi_3 \quad \varphi_1^2 \quad \varphi_1\varphi_2 \quad \varphi_1\varphi_3 \quad \varphi_2^2 \quad \varphi_2\varphi_3 \quad \varphi_3^2]^T$$

On s'aperçoit cependant que le nombre de paramètres de $\underline{\varphi}_p(t)$ peut être très important si le vecteur de régression $\underline{\varphi}(t)$ comporte plusieurs variables ou si l'ordre p est élevé.

Ainsi, la formule de régression linéaire des modèles locaux polynomiaux peut se mettre sous la forme :

$$\hat{y}(t+1) = \sum_{i=1}^M \underline{\Phi}_i(t)^T \underline{\theta}_i = \underline{\Phi}(t)^T \underline{\theta} \quad (\text{III.6})$$

Où :

$$\underline{\Phi}_i(t) = \omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) \underline{\Phi}_{pe}(t);$$

$$\underline{\Phi}_{pe}(t) = \left[\underline{\varphi}_p(t)^T \quad 1 \right]^T \text{ est le vecteur de régression augmenté;}$$

$$\underline{\theta}_i = \left[\theta_{i_0}^T \quad \theta_{i_1}^T \quad \dots \quad \theta_{i_{n_{\varphi_p}}}^T \right]^T \text{ est le vecteur des du modèle local } i, n_{\varphi_p} = \dim(\underline{\varphi}_p)$$

Donc :

$$\underline{\Phi}(t) = \left[\omega_1(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_1) \underline{\Phi}_{pe}(t)^T \quad \dots \quad \omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) \underline{\Phi}_{pe}(t)^T \quad \dots \quad \omega_M(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_M) \underline{\Phi}_{pe}(t)^T \right]^T \quad (\text{III.6.a})$$

$$\underline{\theta} = \left[\underline{\theta}_1^T \quad \underline{\theta}_2^T \quad \dots \quad \underline{\theta}_M^T \right]^T \text{ représente la concaténation des vecteurs de paramètres des modèles locaux.}$$

Remarque :

Si $p = 1$, on se retrouve avec l'expression (III.4) des sous modèles affines (linéaires).

- **Modèles locaux neuronaux de type MLP**

Les MLP (*Multi Layer Perceptron*, « voir **Annexe D**, §D.1.5 ») à une couche cachée ont la propriété d'approximateurs universels parcimonieux. Dans des applications où l'aspect représentation locale d'un système dans une zone de fonctionnement spécifique est primordial par rapport à la représentation globale dans tout l'espace de fonctionnement, des modèles locaux neuronaux paraissent les plus convenables du fait de leur propriété d'approximation. Une telle architecture correspond aux systèmes multi-experts, où chaque expert est un réseau de neurones spécialisé dans une tâche.

III.3.2 Partitionnement de l'espace de fonctionnement

Il existe principalement trois techniques de partitionnement :

- *partitionnement en grille* ;
- *partitionnement basé sur un arbre de décision* (partitionnement hiérarchique orthogonal aux axes et partitionnement hiérarchique oblique par rapport aux axes) ;
- *partitionnement par classification floue*.

Dans cette section on va présenter le partitionnement en grille, du fait que c'est le plus utilisé à cause de sa simplicité et c'est ce partitionnement qu'on a utilisé dans notre application. Les autres techniques de partitionnements peuvent être consultés dans [27].

III.3.2.1 Partitionnement en grille

Ce mode de partitionnement consiste à faire un maillage de l'espace de fonctionnement du système en subdivisant l'intervalle de variation de chaque variable ξ_j du vecteur d'indexation $\underline{\xi}(t)$ en p_j partitions (p_j intervalles) P_{kj} , $k = 1, \dots, p_j$, $j = 1, \dots, n_\xi$, n_ξ étant la dimension du vecteur d'indexation $\underline{\xi}(t)$:

$$\underline{\xi}(t) = [\xi_1, \dots, \xi_j, \dots, \xi_{n_\xi}]$$

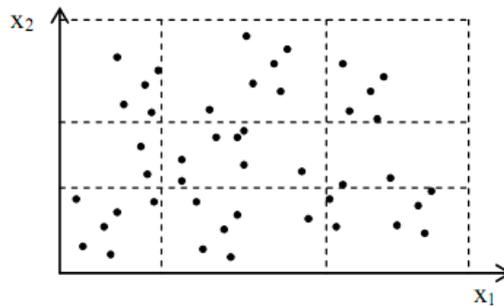


Figure III.3 : Partitionnement en grille d'un espace bidimensionnel.

Le degré d'appartenance μ_{kj} d'une variable ξ_j à une partition P_{kj} est spécifié par une fonction d'appartenance $\mu(\cdot)$ appelée également fonction de validité individuelle. Cette fonction peut être choisie comme étant une gaussienne :

$$\mu_{kj} = \mu(\xi_j, P_{kj}) = \exp\left(-\frac{(\xi_j - c_{kj})^2}{2\sigma_j^2}\right) \quad (\text{III.7})$$

c_{kj} : est le centre de la partition P_{kj} et σ_j la dispersion.

La dispersion σ_j doit être commune à toutes les partitions d'une variable ξ_j afin d'éviter le phénomène de réactivation de modèles locaux [26]. Pour chaque modèle local i ($i = 1, \dots, M$), la zone de validité Z_i comporte une partition $P_{k_i j}$ de chaque variable ξ_j . Un vecteur de paramètres $\underline{\beta}_i$ dépendant de la structure des fonctions de validité individuelle est associé à la zone Z_i . Par exemple

pour des fonctions de validité d'allure gaussienne, $\underline{\beta}_i$ contient les centres et les dispersions pour chacune des partitions formant la zone Z_i . La fonction de validité $\rho_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i)$ d'un modèle local dans la zone de validité Z_i est obtenue par le produit des n_ξ fonctions de validité individuelles correspondantes à chaque partition $P_{k,j}$:

$$\rho_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) = \prod_{j=1}^{n_\xi} \mu_{k,j} \quad (\text{III.8})$$

Les degrés d'activation des modèles locaux $\omega_i(\underline{\xi}(k), \underline{\beta}_i)$ sont obtenus de la normalisation des fonctions de validité ρ_i :

$$\omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) = \frac{\rho_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i)}{\sum_{k=1}^M \rho_k(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i)}$$

La principale difficulté avec le mode de partitionnement en grille est la détermination du nombre de partition pour chaque variable ainsi que les points de découpage des partitions. On doit en plus s'assurer de disposer de suffisamment de données dans chaque zone obtenue afin que l'estimation des paramètres du modèle local soit possible. Un autre inconvénient du mode de partitionnement en grille est le nombre élevé de modèles locaux qu'il engendre et qui correspond à :

$$M = \prod_{j=1}^{n_\xi} p_j$$

Ce nombre augmente très rapidement avec le nombre de variables et avec le nombre de partitions par variable. Le mode de partitionnement en grille n'est donc approprié que pour les systèmes de faible dimension et est souvent combiné avec une procédure de fusion de modèles locaux [11]. La *Figure III.3* montre un exemple de partitionnement en grille d'un espace de fonctionnement bidimensionnel avec comme variable d'entrées x_1 et x_2 .

III.4 Estimation paramétrique d'un multimodèle

Nous avons vu que l'identification structurelle d'un multimodèle permet de spécifier la structure des modèles locaux et des zones de fonctionnement. Cette étape conduit à l'établissement d'une famille de fonctions de la forme (III.1). Cette famille de fonctions est paramétrée par le vecteur de paramètres $\underline{\theta}_i$, définissant la structure du modèle local i , et le vecteur de paramètres $\underline{\beta}_i$ caractérisant la zone de validité de ce même modèle local.

L'estimation paramétrique consiste à déterminer pour chaque modèle local i le vecteur de paramètres :

$$\underline{\Theta}_i = \left[\underline{\theta}_i^T \quad \underline{\beta}_i^T \right]^T$$

Dans le cas où on utilise des fonctions d'activation du type gaussien, le vecteur $\underline{\beta}_i$ peut se mettre sous la forme :

$$\underline{\beta}_i = [c_i \quad \sigma_i]^T$$

Où :

c_i : est le centre de la zone i ;

σ_i : est l'écart type de la zone i .

Donc on peut définir un vecteur qui s'écrit sous la forme :

$$\underline{\beta} = [\underline{\beta}_1^T \quad \underline{\beta}_2^T \quad \dots \quad \underline{\beta}_M^T]^T$$

Cependant, dans le cas du partitionnement par classification floue ou comme notre cas, les paramètres $\underline{\beta}_i$ sont déterminés pendant la décomposition. Le multimodèle est donc entièrement défini par le vecteur de paramètres :

$$\underline{\theta} = [\underline{\theta}_1^T \quad \underline{\theta}_2^T \quad \dots \quad \underline{\theta}_M^T]^T$$

L'estimation paramétrique (appelée aussi *apprentissage*) se fait sur la base de l'optimisation (minimisation) d'une fonctionnelle liant les entrées et sorties du système à l'ensemble des paramètres qui caractérisent le modèle. L'estimation des paramètres d'un multimodèle peut se faire suivant deux types de critères d'apprentissage :

- *un critère d'apprentissage local* (J_L) visant à minimiser l'écart entre la sortie du système et celle de chaque modèle local. Ainsi, l'espace de fonctionnement du système étant décomposé en plusieurs zones, chaque modèle local représente le système dans sa zone de validité. Le critère local associé au modèle local i est :

$$J_i = \frac{1}{2} \sum_{t=1}^N \omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) [y_s(t) - f_i(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta}_i)]^2 \quad (\text{III.9})$$

Où N est le nombre d'échantillons.

Pour le multimodèle, le critère d'apprentissage local est :

$$J_L = \sum_{i=1}^M J_i = \frac{1}{2} \sum_{i=1}^M \sum_{t=1}^N \omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) [y_s(t) - f_i(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta}_i)]^2 \quad (\text{III.10})$$

Ce critère favorise une bonne adéquation entre le comportement local des modèles locaux et le comportement local du système non linéaire à condition toutefois que les μ_i soient bien séparées. Il est très bien adapté à l'obtention d'un multimodèle *phénoménologique et/ou explicatif*. Il est possible en effet de donner une interprétation des modèles locaux obtenus, par exemple, comme étant des linéarités tangentes au système non linéaire. Cependant, par rapport au critère global, un nombre de modèles locaux supérieur est en général nécessaire à l'obtention d'une bonne caractérisation du comportement global du système. [21]

- *un critère d'apprentissage global* (J_G) visant à minimiser l'écart entre la sortie du système et celle du multimodèle :

$$J_G = \frac{1}{2} \sum_{k=1}^N (y_s(t) - \hat{y}(t))^2 = \frac{1}{2} \sum_{k=1}^N \left[y_s(t) - \sum_{i=1}^M \omega_i(\underline{\xi}(t), \underline{\beta}_i) f_i(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta}_i) \right]^2 \quad (\text{III.11})$$

Ce critère favorise une bonne caractérisation du comportement global du système non linéaire par le multimodèle. L'adéquation entre le comportement local des différents modèles locaux et le comportement local du système non linéaire n'est pas prise en considération. Il est intéressant, par exemple, dans un contexte d'identification type *boîte noire* où l'on souhaite avoir une très bonne adéquation entre les données d'entrée/sortie du système sans chercher une interprétation quelconque du modèle obtenu. On obtient un multimodèle *comportemental ou/et de prédiction*. La forme (III.11) peut être assortie de pondérations afin de privilégier éventuellement le poids de certaines données. [21]

- Il existe aussi un autre critère appelé *critère mixte* qui consiste à la combinaison des deux critères :

$$J_C = \alpha J_G + (1-\alpha)J_L \quad \text{avec } 0 \leq \alpha \leq 1.$$

Nous avons vu qu'avec une structure polynomiale, les modèles locaux peuvent se mettre sous une forme de régression linéaire :

$$f_i(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta}_i) = \underline{\varphi}_{p_i}(t)^T \underline{\theta}_i \quad (\text{III.12})$$

Où :

p_i : est le degré du polynôme du système local i (si $p_i = 1$, le système est linéaire).

Les critères J_L , J_G et J_C sont donc *quadratiques* par rapport aux paramètres des modèles locaux, mais ne le sont pas par rapport aux paramètres des degrés d'activation (paramètres des zones de validité des modèles locaux $\underline{\beta}_i$). L'optimisation se fera selon que les paramètres des degrés d'activation sont fixés ou pas. En profitant de cette faculté les outils d'optimisation utilisés pour les systèmes linéaires peuvent être exploités ici. On distingue deux catégories : [6]

- *les méthodes non récursives ou « Batch »* (exemple : moindres carrés non récursifs) ;
- *les méthodes récursives* (exemple : les moindres carrés récursifs).

Pour éviter les problèmes de manipulation des matrices de dimensions relativement grandes, ainsi les problèmes de conditionnement et résolution numérique (inversion matricielle), l'utilisation des méthodes récursives semble être la plus adéquate. [22]

L'amélioration des paramètres des degrés d'activation (paramètres de forme) peut être effectuée à base des algorithmes d'optimisation non linéaire comme : [3]

- *la retropropagation de l'erreur (premier ordre) ;*
- *l'algorithme de levenberg Marquardt (deuxième ordre) ;*
- *Les algorithmes génétiques et autres.*

Les algorithmes d'estimation paramétrique linéaires et non linéaire son détaillés dans l'**Annexe D**

III.4.1 Algorithme d'identification paramétrique

Dans cette partie On va représenter la structure générale de l'algorithme des moindres carrés récursifs, utilisé pour estimer les paramètres du système : $\underline{\theta} = [\underline{\theta}_1^T \quad \underline{\theta}_2^T \quad \dots \quad \underline{\theta}_M^T]^T$.

Dans le cas où on utilise des fonctions d'activation du type gaussien, les paramètres non linéaires des systèmes seront :

$$\underline{\beta} = \left[\underline{\beta}_1^T \quad \underline{\beta}_2^T \quad \dots \quad \underline{\beta}_M^T \right]^T$$

Algorithme III.1: Algorithme d'apprentissage

%Initialisation%

Posant des valeurs initiales :

$\underline{\theta}(0)$: paramètres des sous-modèles

$\underline{\beta}(0)$: paramètres de forme des fonctions d'activation

$A(0) = \alpha I$: Matrice du gain d'adaptation ($\alpha = 1000$)

%Traitement%

Pour k = 0 jusqu'à N-1, faire :

*Acquisition du vecteur de mesures $\underline{\varphi}(k)$

*Calcul des degrés d'activation (fuzzification) $\omega_i(\underline{\xi}(k), \underline{\beta}_i)$

(Expression III.2)

*Formation du vecteur de régression augmenté :

$$\underline{\Phi}_e(k) = \left[\underline{\varphi}(k)^T \quad 1 \right]^T$$

* Formation du vecteur de mesures pondérées $\underline{\Phi}(k)$

(Expression III.4.a)

*Calcul de l'erreur de prédiction à priori :

$$\varepsilon(k+1) = y_s(k+1) - \underline{\Phi}(k)^T \underline{\theta}(k);$$

* Actualisation de la matrice d'adaptation A :

$$A(k+1) = A(k) - \frac{A(k)\Phi(k)\Phi(k)^T A(k)}{1 + \Phi(k)^T A(k)\Phi(k)};$$

*Actualisation du vecteur des paramètres $\underline{\theta}$:

$$\underline{\theta}(k+1) = \underline{\theta}(k) + A(k+1)\Phi(k)\varepsilon(k+1)$$

*Actualisation du vecteur des paramètres de forme $\underline{\beta}$:

$$\underline{\beta}(k+1) = \underline{\beta}(k) - \mu_k \underline{d}_k$$

Où :

μ_k est le pas de recherche ;

\underline{d}_k est la direction de recherche dans l'espace des paramètres.

(voir Annexe D, §D.3)

Fin.

III.5 Application de l'identification multimodèle sur la colonne

III.5.1 Acquisition des données

L'acquisition des données a été faite avec une période d'échantillonnage de *10 secondes* (vue que la plus petite constante de temps du système est de l'ordre de *50 secondes*). Les signaux d'excitation (*débit MDEA, débit gaz, concentration du gaz en entrée*) sont choisis de telle sorte à couvrir tous le spectre de fréquences du système, afin d'exciter toutes les dynamiques du système. La dynamique du système étant lourde, donc le choix d'un signal du type RAS (*Random Amplitude Signal*) sera suffisant. [21]

L'identification (l'apprentissage) a été faite avec le modèle de simulation pour pouvoir utiliser les signaux d'excitation désirés. Une validation sur des données réelles de la colonne industrielle est faite pour vérifier l'efficacité de la méthode utilisée. L'acquisition des données du système réel a été faite par un outil d'archivage installé dans le système appelé « *Exaquantum* ». Avec cette astuce (décalage des mesures sur la concentration) on a pu remédier au problème du retard de l'analyseur CO₂ (voir *Chapitre Implémentation Pratique*).

III.5.2 Structure du modèle

III.5.2.1 Structure des sous modèles

Afin de simplifié le modèle on a choisi des sous modèles linéaires du type ARX (*Auto régressif avec entrée exogène*) ayant 3 entrées (système MISO) :

- Débit du liquide U_l [ton/h]
- Débit du Gaz U_g [ton/h]
- Concentration du CO₂ en entrée C_{ge} [mol%]

Les modèles locaux sont d'ordre 2, ils s'écrivent sous la forme suivante :

$$C_{gsi}(t+1) = A_{i1}C_{gs}(t) + A_{i2}C_{gs}(t-1) + B_i U_l(t) + C_i U_g(t) + D_i C_{ge}(t) + P_i + e_i(t+1) \quad (\text{III.13})$$

Avec :

$i = 1, \dots, M$: l'indice du modèle local

$C_{gsi}(t+1)$: la sortie (concentration du CO₂) du modèle local i

$e_i(t+1)$: bruit blanc gaussien

$A_{i1}, A_{i2}, B_i, C_i, D_i, P_i$: les paramètres du modèle local i

III.5.2.1 Les fonctions d'activation

Comme c'est déjà mentionné on a choisi des fonctions d'activations gaussiennes avec comme variable d'indexation $\xi(t) = C_{gs}(t)$ la sortie du système à l'instant t .

Les fonctions d'activation auront comme expression :

$$\omega_i(C_{gs}(t), [c_i, \sigma]) = \frac{\exp\left(-\frac{(C_{gs}(t) - c_i)^2}{2\sigma^2}\right)}{\sum_{i=1}^M \exp\left(-\frac{(C_{gs}(t) - c_i)^2}{2\sigma^2}\right)} \quad (\text{III.14})$$

c_i : est le centre de la fonction d'activation;

σ : est l'ecart type.

Le schéma global de l'identification (l'apprentissage) sera :

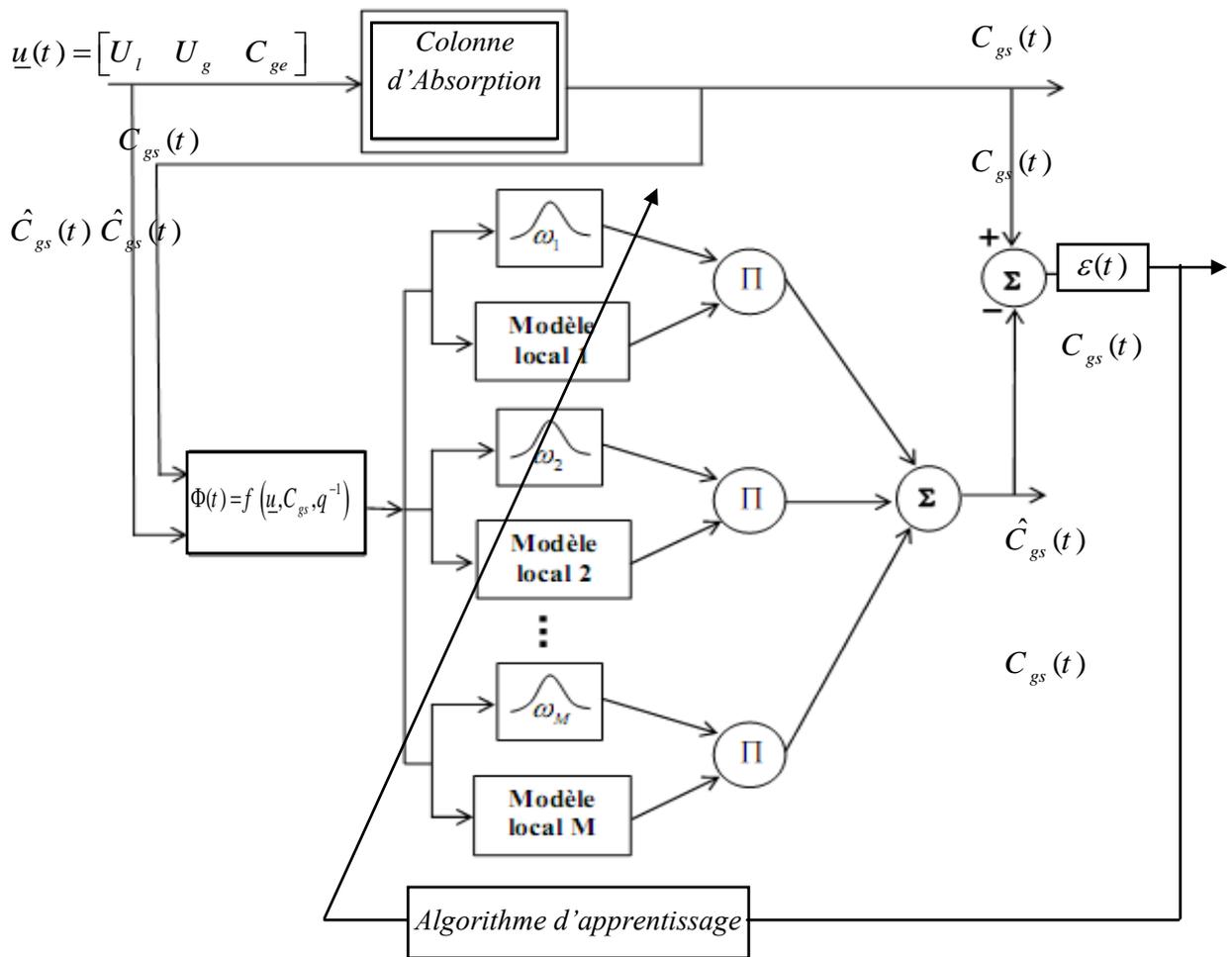


Figure III.4 : structure de l'identification multimodèle

III.5.3 l'algorithme d'apprentissage

L'algorithme d'apprentissage est celui de la section précédente (Algorithme III.1) avec les considérations suivantes :

- Le critère utilisé est J_G ;
- Enlever l'estimation des paramètres des fonctions d'activation $\underline{\beta}$ parce qu'ils sont supposés fixes ;
- Utilisé $C_{gs}(t)$ comme variable d'indexation ;
- Répéter l'algorithme III.1 un nombre N_{RLS}^1 ($N_{RLS}=10$) de fois pour améliorer les résultats de l'identification. [22]

III.5.4 Critères de qualité

Deux critères sont utilisés pour évaluer les performances de l'identification :

- l'erreur quadratique moyenne (*Root Mean Square Error - RMSE*) :

$$RMSE = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{t=1}^N (y_s(t) - \hat{y}(t))^2}$$

- l'erreur moyenne (Mean Error- ME) : pour vérifier que l'identification n'est pas biaisée

$$ME = \frac{1}{N} \sum_{t=1}^N (y_s(t) - \hat{y}(t))$$

III.5.6 Résultats de la simulation

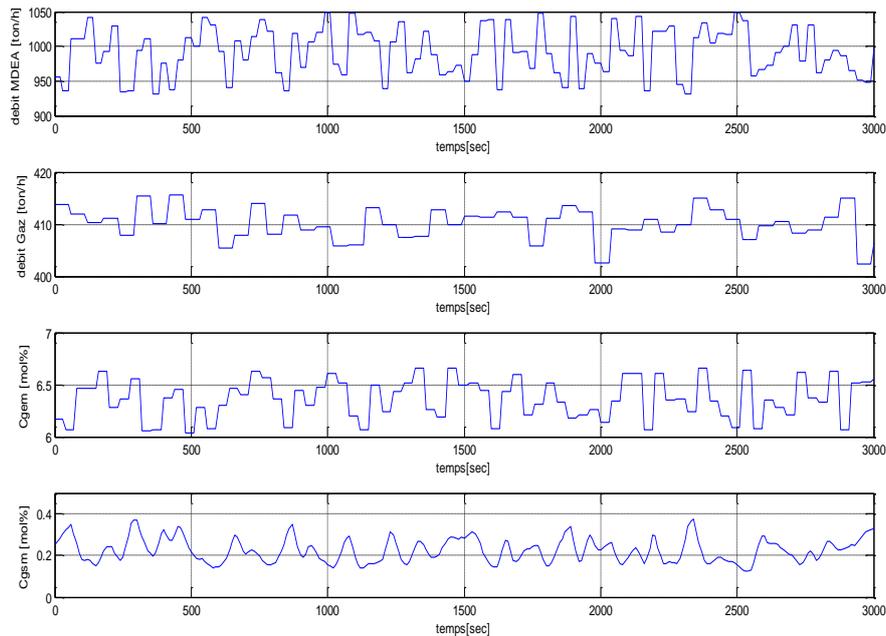


Figure III.5 : signaux d'entrée et de sortie pour l'Identification (apprentissage)

¹ RLS : recursive least squares

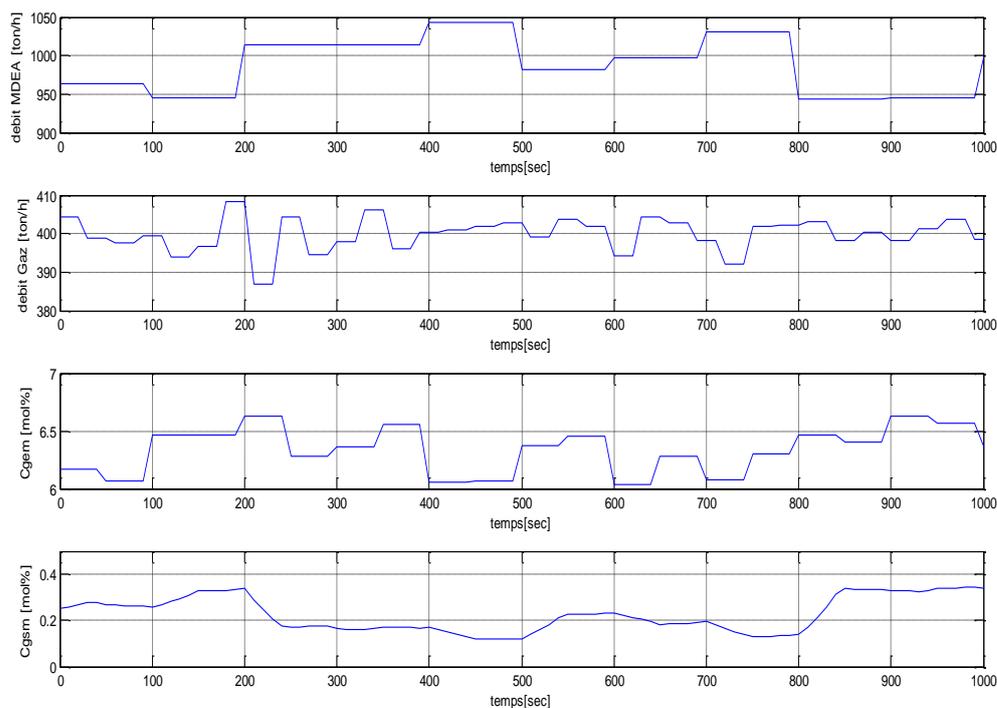


Figure III.6 : signaux d'entrée et de sortie pour la validation

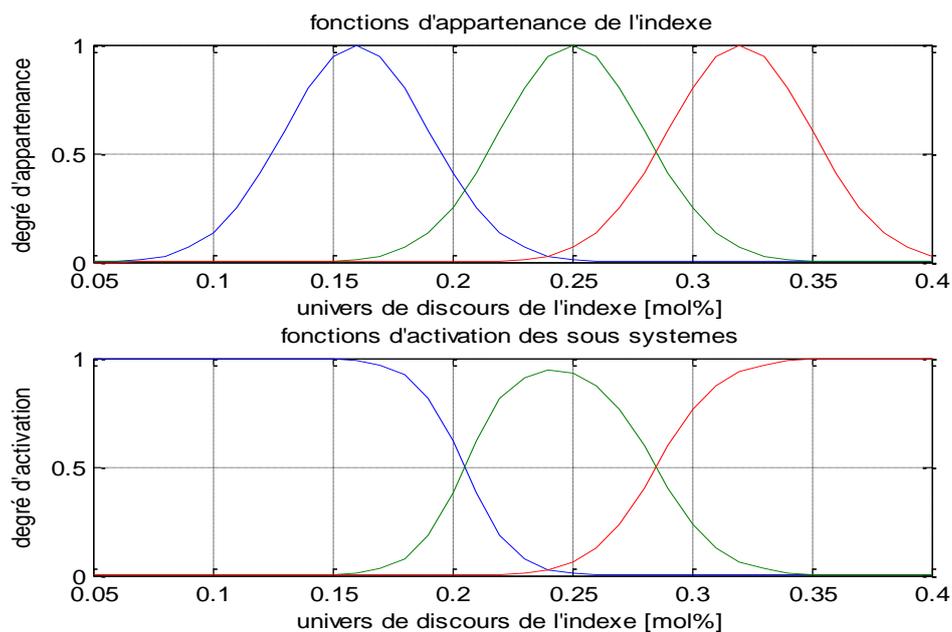


Figure III.7 : fonctions d'activation pour 3 sous modèles

- **Apprentissage**

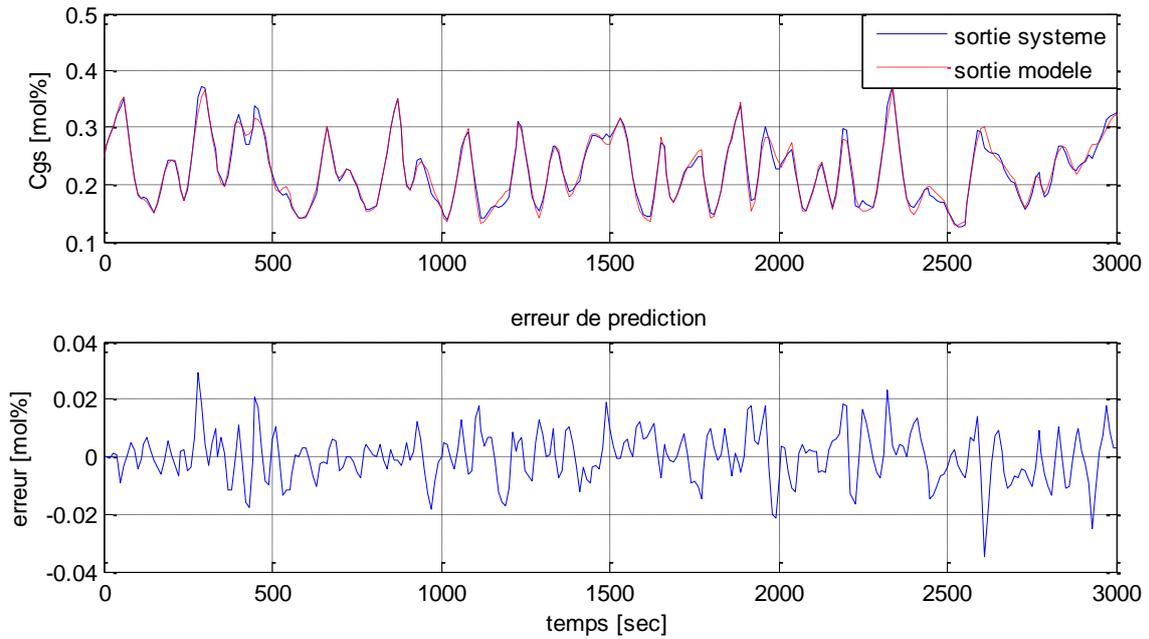


Figure III.8 : Apprentissage pour 3 sous modèles

- **Validation**

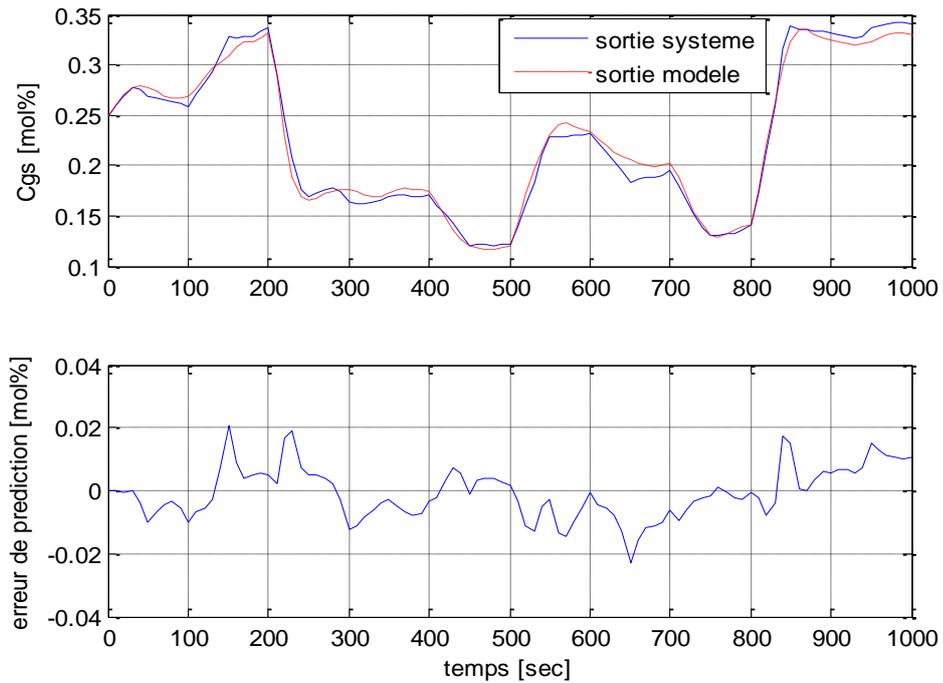


Figure III.8 : Validation pour 3 sous modèles

❖ Effet de l'augmentation du nombre de sous modèles

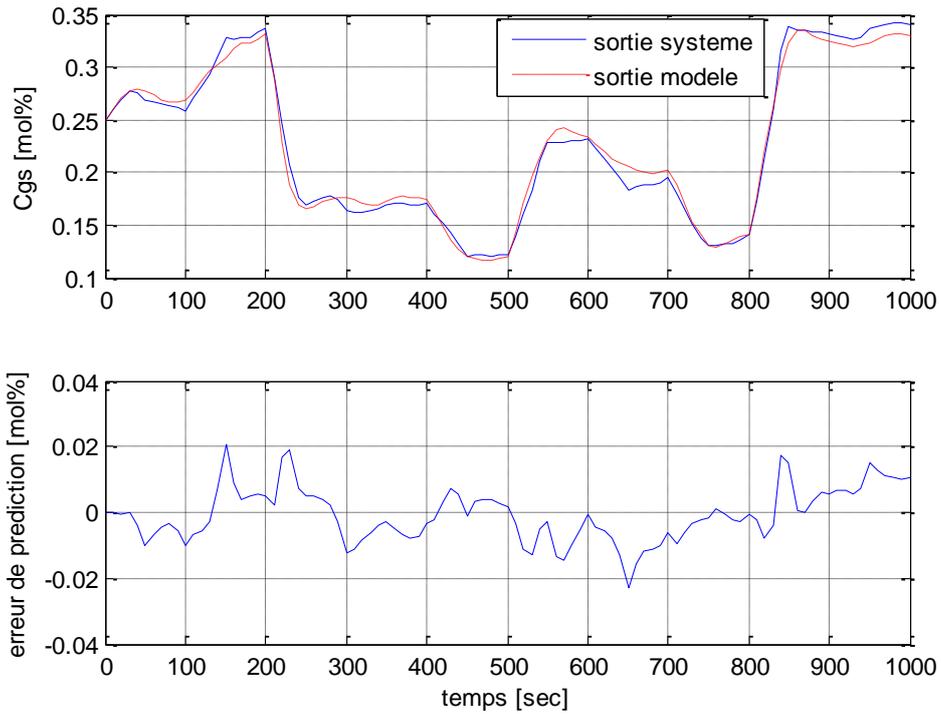


Figure III.8 : Validation pour 3 sous modèles

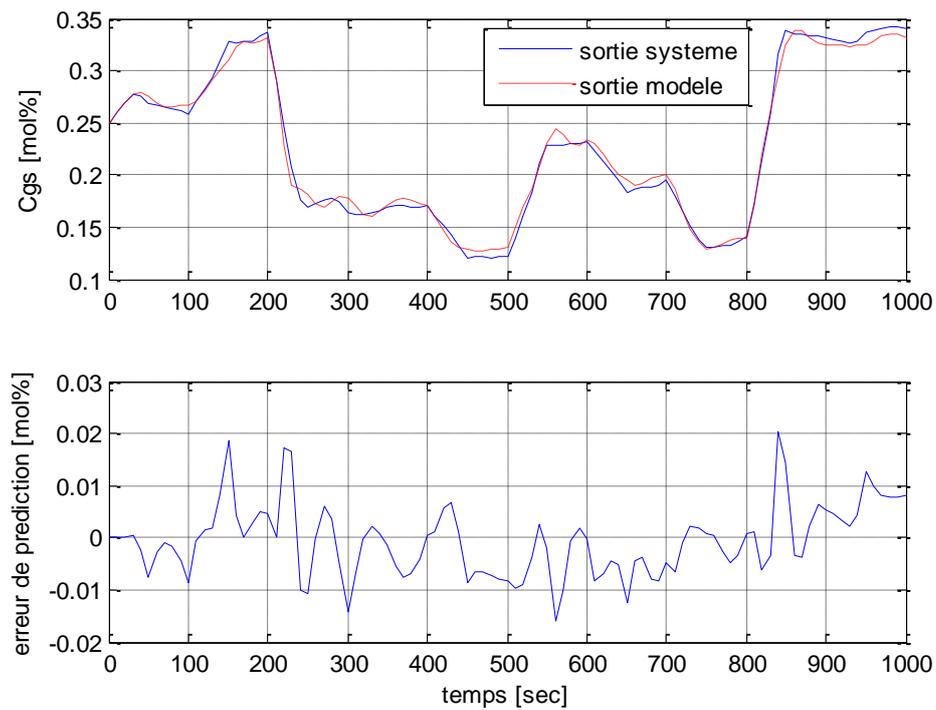


Figure III.8 : Validation pour 4 sous modèles

Multimodèle	RMSE (mol%)	ME (mol%)
3 sous modèles	0.0082	-7.3655e-004
4 sous modèles	0.0070	-6.0825e-004

Tableau III.1 : effet du nombre de sous modèles

❖ Effet de l'utilisation de la structure LOE

Pour voir l'effet de la structure LOE² sur les performances de l'algorithme d'identification on va introduire un bruit de mesure sur la sortie mesurée C_{gs} . Puis, dans l'algorithme d'apprentissage on utilise \hat{C}_{gs} (sortie estimée) dans le vecteur de mesure au lieu de C_{gs} (sortie mesurée). L'équation du prédicateur devient :

$$\hat{C}_{gs}(t+1) = A_{i1}\hat{C}_{gs}(t) + A_{i2}\hat{C}_{gs}(t-1) + B_i U_l(t) + C_i U_g(t) + D_i C_{ge}(t) + P_i \quad (\text{III.15})$$

En utilisant cette structure l'algorithme sera capable de filtrer le bruit de mesure sur la sortie C_{gs} . Ainsi, une amélioration significative sur la qualité de l'identification est observée :

Algorithme	RMSE (mol%)	ME (mol%)
Structure ARX	0.0257	0.0156
Structure LOE	0.0101	0.0015

Tableau III.2 : effet de la structure LOE

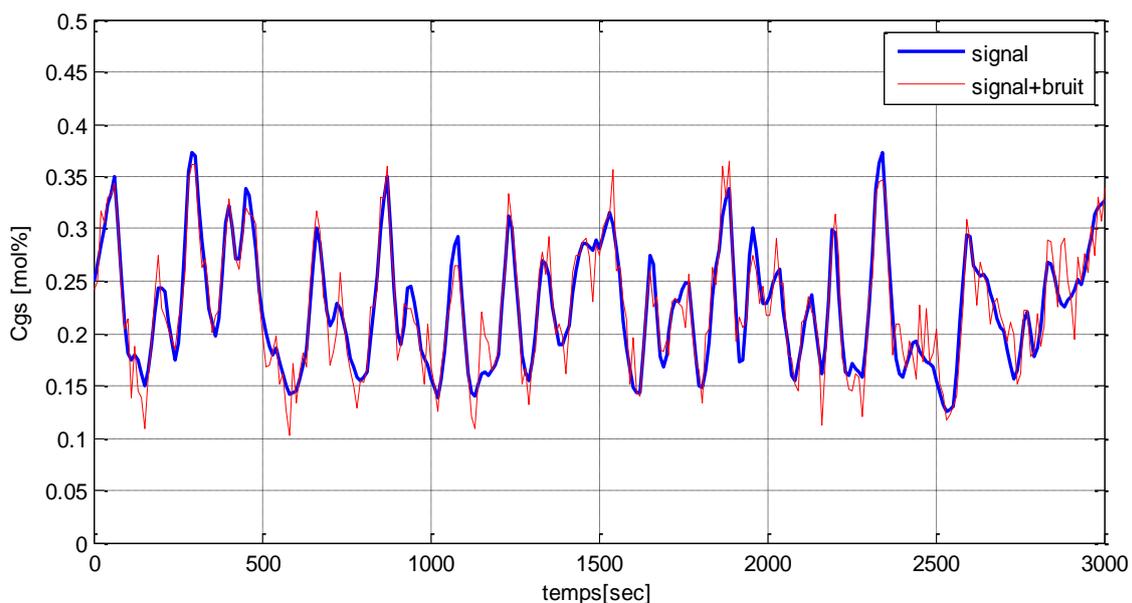


Figure III.9 : sortie + sortie bruitée

² LOE : Linear Output Error (voir Annexe D, §D.2.3)

- Apprentissage

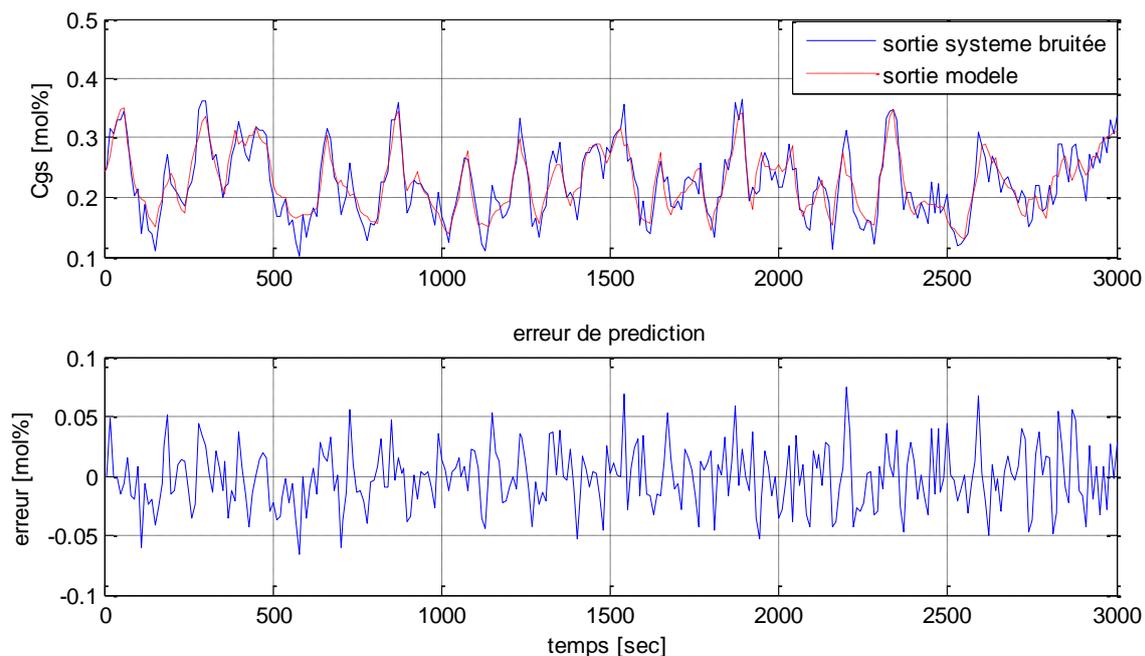


Figure III.10 : Apprentissage avec la structure ARX

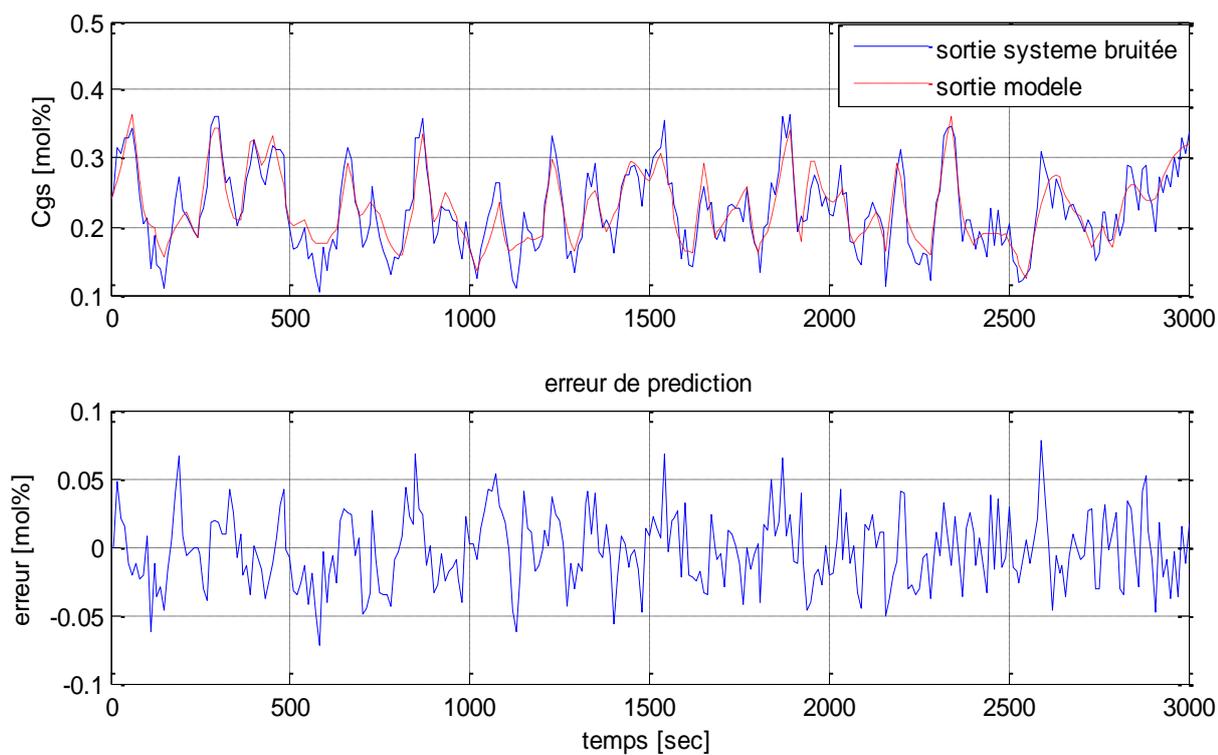


Figure III.11 : Apprentissage avec la structure LOE

- **Validation**

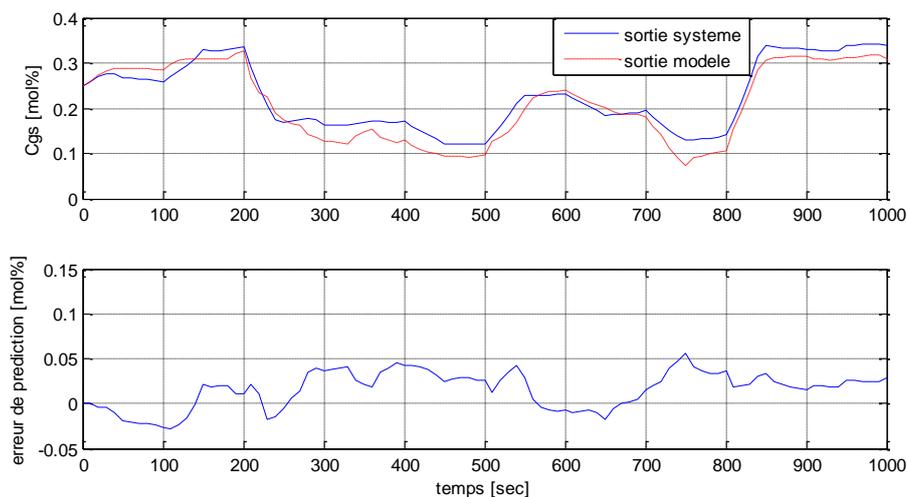


Figure III.12 : validation avec la structure ARX

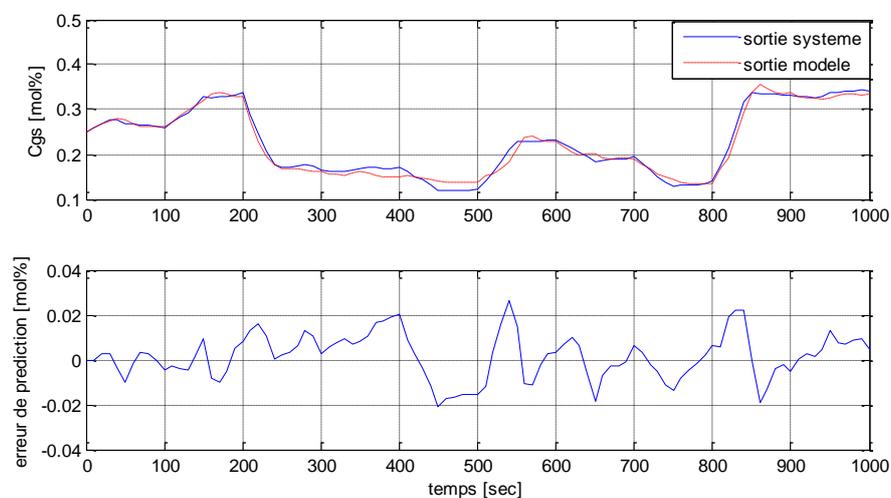


Figure III.13 : validation avec la structure LOE

III.5.7 Identification de la colonne d'Absorption industrielle

Nous avons testé notre algorithme d'identification sur des données réelles du système. Sur une période de 2 heures on a enregistré les données disponibles dans le système via l'outil « *Exaquantum* », ça concerne :

- débit MDEA (ton/h) ;
- Débit Gaz (ton/h) ;
- Concentration du CO_2 en sortie (mol%)

Les données de la concentration de sortie sont décalées afin de vaincre le retard de l'analyseur (voir *chapitre VI, §VI.2.1*). Tandis que les données sur la concentration du gaz en entrée ne sont pas disponibles sur le système. Pour remédier à cela, on a vérifié que la concentration d'entrée ne présente pas de grosses fluctuations lors de l'acquisition (il y a pas ouverture et fermeture des puits).

Les résultats étaient appréciables (*Figure III.14*) : les écarts entre le système et le modèle sont dus principalement aux fluctuations dans la concentration d'entrées non modélisée, et à la structure linéaire des sous modèles. L'utilisation des sous modèles non linéaire du type *polynomial* par exemple va donner des résultats bien meilleurs.

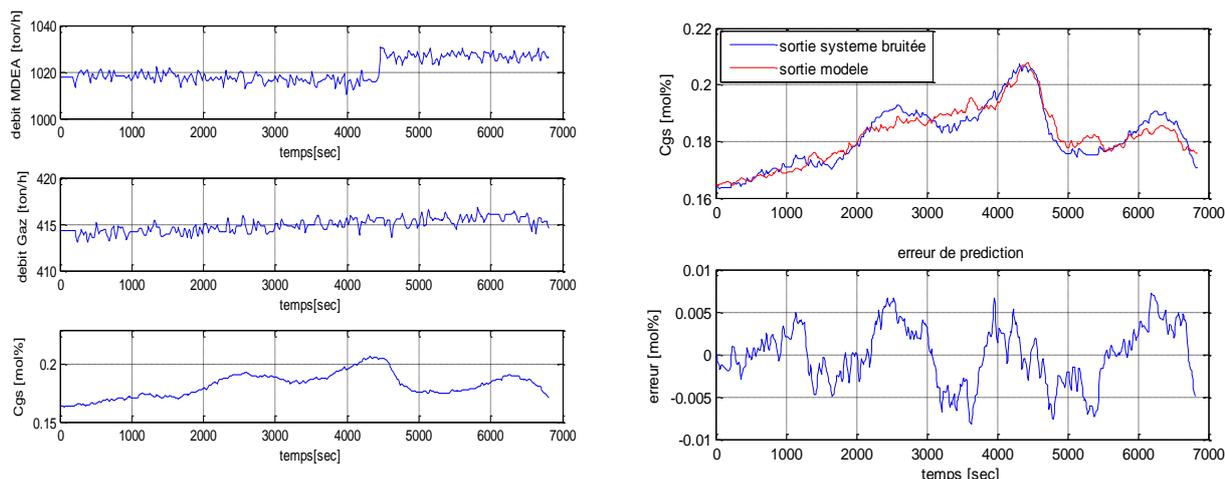


Figure III.14 : résultats de l'identification (avec 5 sous modèles, structure LOE) :

A gauche : les entrée/sorties réels de la colonne industrielle – A droite : la concentration estimée

III.6 Conclusion

La colonne d'absorption est un système fortement non linéaire. L'utilisation de l'approche multimodèle permet de synthétiser un approximateur universel de ses dynamiques. L'hybridation des concepts de la logique floue et les outils d'analyse et synthèse des systèmes linéaires sont à la base de cette méthode d'identification. Les méthodes d'optimisation linéaires comme les moindres carrés sont utilisés pour estimer les paramètres des sous modèles constituant le multimodèle, et les méthodes d'optimisation non linéaire peuvent donner des résultats plus appréciables en estimant les paramètres de formes (centres et écart type) des différents sous modèles. L'augmentation du nombre des sous modèle a donné une meilleur approximation et L'utilisation de la structure LOE dans l'algorithme des moindres carrés a permis le filtrage de bruit de mesure sur la sortie.

L'étape qui suit la modélisation dans un problème de commande est bien évidemment la synthèse d'un contrôleur pouvant assurer la stabilité et les performances du système. Dans les chapitres suivants on va présenter une approche dite classique (PID) et une approche moderne (réglage par logique floue) en apportant des améliorations (action Feedforward).

CHAPITRE IV :

Commandes classiques de la colonne

Chapitre IV: Commandes classiques de la colonne

IV.1 Introduction

Parmi les premiers régulateurs à utilisé dans les problèmes de régulation on trouve le PID. Grace à son efficacité et la simplicité de mise en œuvre, ce régulateur est le plus utilisé en milieu industriel. Le but de cette section est la synthèse d'un régulateur PID avec ses différentes variétés (PI, PID, PID+action Feedforward) et le test des performances de chacune d'elles ainsi que la comparaison entre les différentes techniques pour sélectionner la meilleure qui assure l'objectif de commande.

A cause de la structure numérique du modèle développé sous MATLAB (la fonction *pdepe*) et du bloc PID prédéfini dans les automates de l'entreprise, on a utilisé un PID numérique pour la simulation. En tenant en compte la dynamique du système, une période d'échantillonnage de *10 secondes* a été choisie [7]. Le point de fonctionnement choisi est le suivant :

- *Débit liquide* : 990 ton/h
- *Débit Gaz* : 430 ton/h
- *Concentration du CO₂ en entrée* : 6.3 mol%
- *Concentration du CO₂ en sortie* : 0.25 mol%
- *Concentration du liquide* : 40%

Différentes perturbation ont été testées sur le système, à savoir :

- Un Echelon de perturbation sur le débit du Gaz (+/- 10%)
- Un Echelon de perturbation sur la concentration du Gaz en entrée (+/- 5%)
- Un changement de consigne (+/- 10%) est présenté, bien que ce n'est pas le but de la commande

Le choix des échelons de perturbation revient à des considérations pratiques. Les perturbations qui ne sont pas considérés présentent peu d'influences sur le système.

IV.2 le contrôle PI

Pour commencer on va utiliser un régulateur PI qui est très utilisé par rapport au PID à cause des problèmes des dérivées du bruit que présente ce dernier. En définissant les variables suivantes :

- C_{gs_reelle} : Concentration réelle du CO₂ en sortie (mol %)
- $C_{gs_reference}$: Concentration reference du CO₂ en entrée (mol %)
- U_{lin} : Débit initial du liquide (ton / h)
- U_l : Débit du liquide (MDEA) (ton / h)
- U_g : Débit du gaz en sortie (ton / h)
- C_{ge} : Concentration du CO₂ en entrée (mol %)

On peut le présenter avec le schéma bloc de la *figure III.1* :

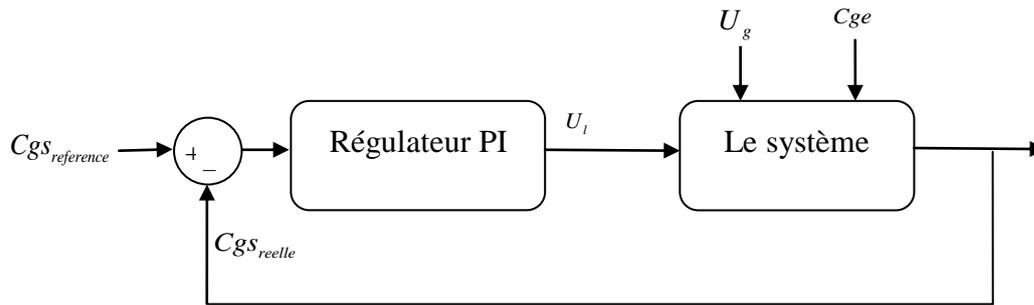


Figure III.1 : schéma bloc système+régulateur PI

L'algorithme des actions Proportionnelle et Intégrale est donné comme suit :

```

/* Calcul de l'erreur */

$$e(n) = Cgs_{reference}(n) - Cgs_{reelle}(n)$$

/* Calcul de l'action proportionnelle P */

$$P(n) = -K_p e(n)$$

/* Calcul de l'action intégrale I */

$$I(n) = I(n-1) - K_I e(n)$$

/* Calcul de l'incrément de la commande ΔU */

$$\Delta U = P(n) + I(n)$$

/* Calcul de la commande */

$$U_l(n) = U_{lin} + \Delta U$$


```

Une synthèse par essai erreur (*trial error*) nous a donné les coefficients suivants :

$$\begin{cases} K_p = 12,56 \cdot 10^{-6} & (m^6 / mol.s) \\ K_I = 15,07 \cdot 10^{-6} & (m^6 / mol.s) \end{cases}$$

Les résultats de la simulation sont présentés comme suit :

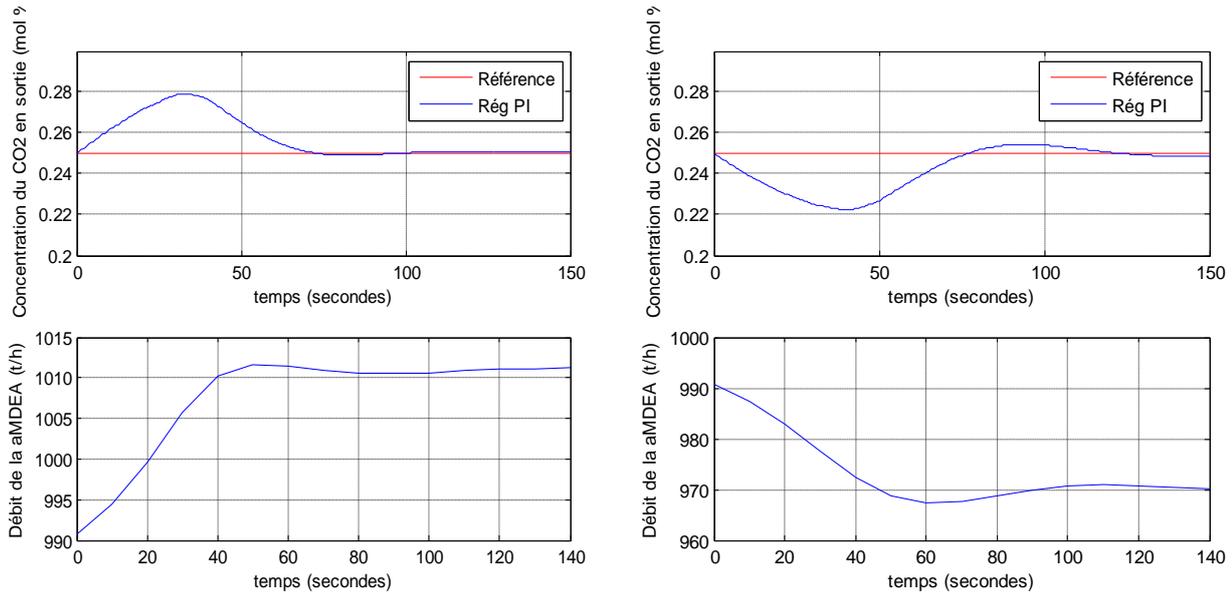


Figure III.2 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-10% sur le débit du Gaz

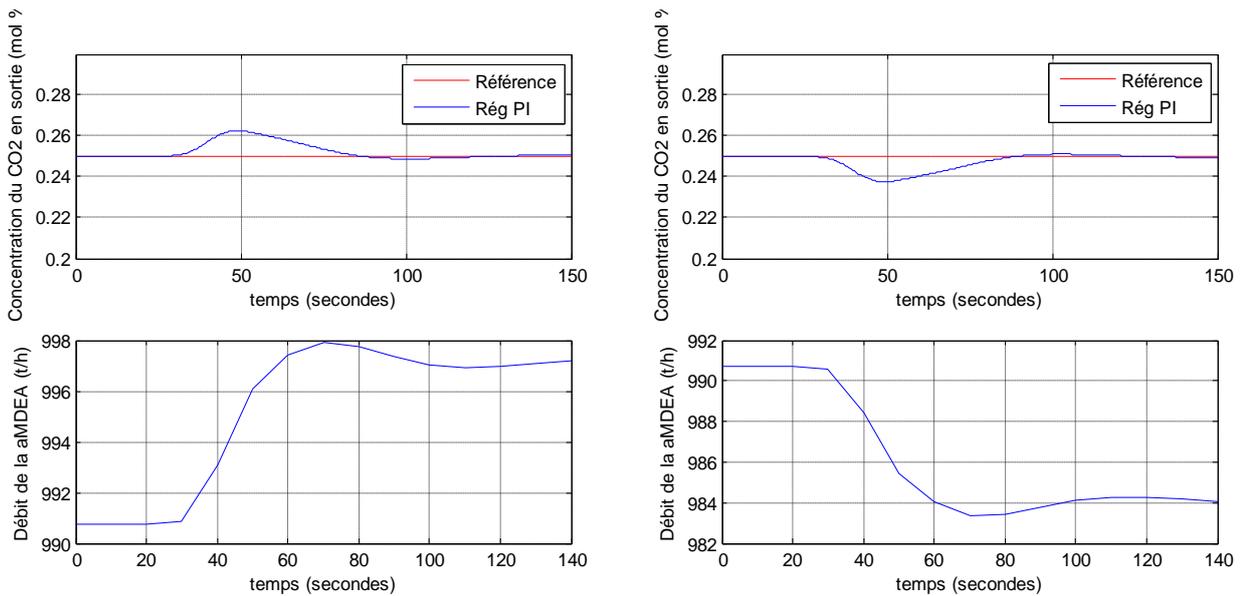


Figure III.3 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-5% sur la concentration du CO₂ en entrée

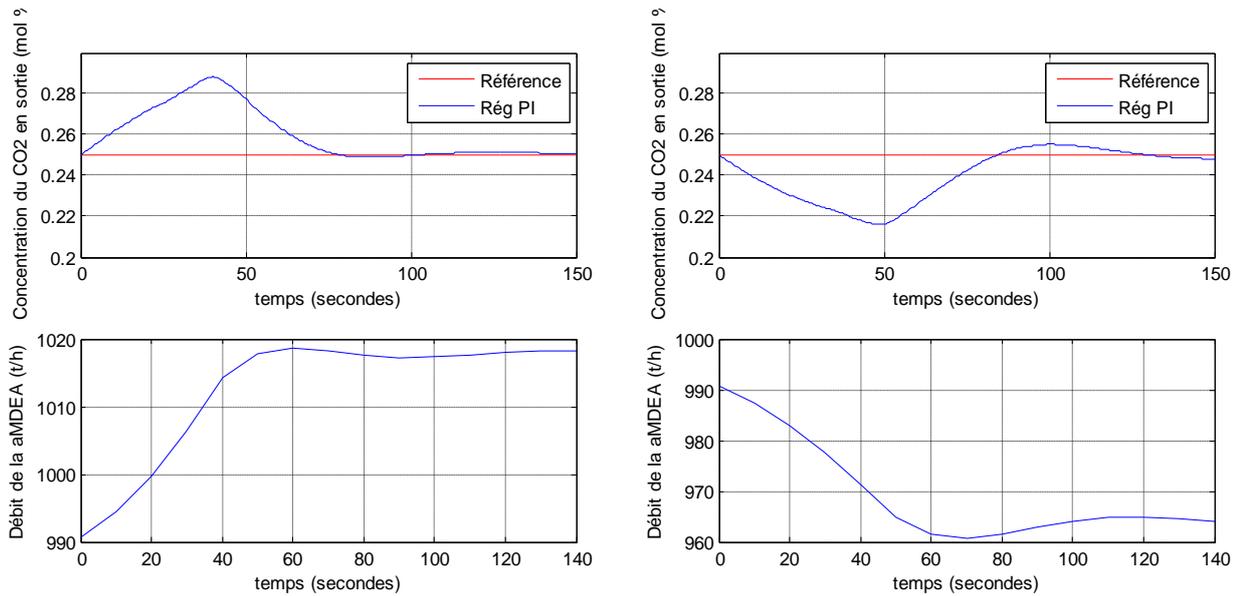


Figure III.4 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-5% sur la concentration du CO₂ en entrée et +/-10% sur le débit du Gaz

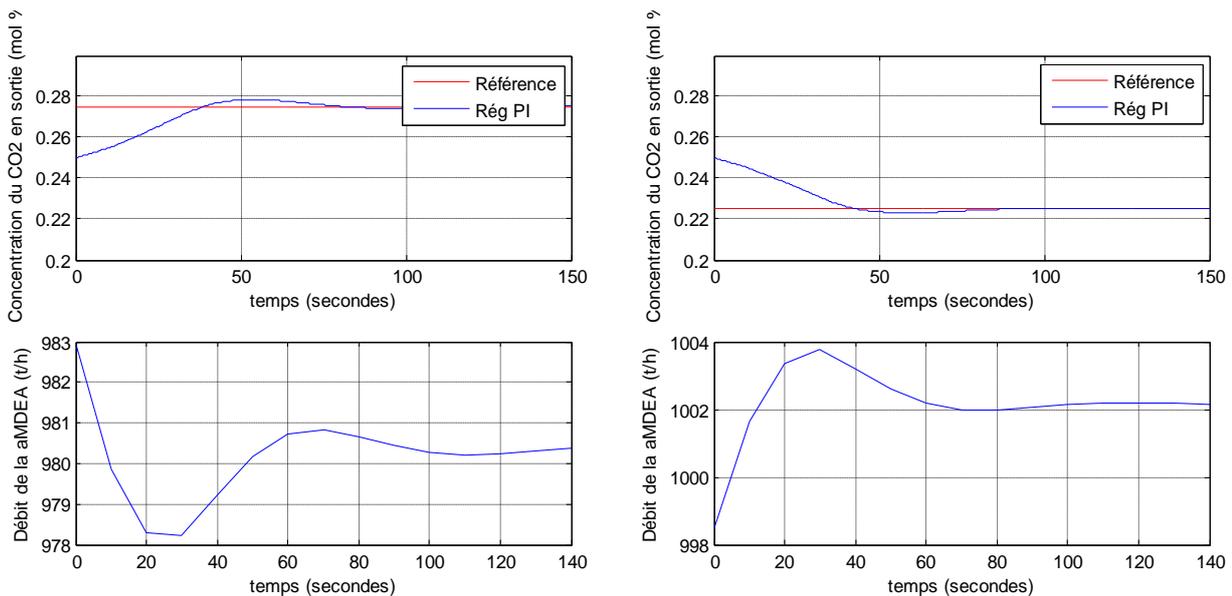


Figure III.5 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour une variation de la consigne de +/-10%

IV.3 Le contrôle PID

Maintenant on va ajouter une action dérivée qui va par définition accélérer la réponse du système :

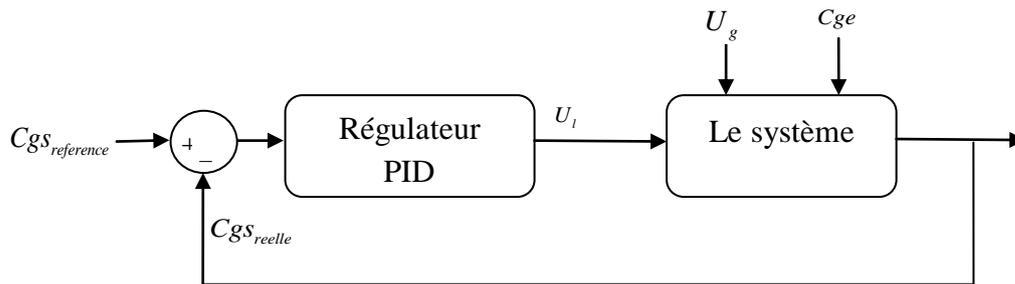


Figure III.6 : schéma bloc système+régulateur PID

L'algorithme est le même que pour le PI tout en ajoutant l'action Dérivée :

```

/* Calcul de l'erreur */

$$e(n) = Cgs_{reference}(n) - Cgs_{reelle}(n)$$

/* Calcul des termes du PI */

$$P(n) = -K_p e(n)$$


$$I(n) = I(n-1) - K_I e(n)$$

/* Calcul de l'action D */

$$D(n) = -K_D (e(n) - e(n-1))$$

/* Calcul de l'incrément de la commande ΔU */

$$\Delta U = P(n) + I(n) + D(n)$$

/* Calcul de la commande */

$$U_i(n) = U_{lin} + \Delta U$$


```

Une synthèse par essai erreur (trial error) nous a donné les coefficients suivants :

$$\begin{cases} K_p = 12,56 \cdot 10^{-6} & (m^6 / mol.s) \\ K_I = 15,07 \cdot 10^{-6} & (m^6 / mol.s) \\ K_D = 6,28 \cdot 10^{-4} & (m^6 / mol.s) \end{cases}$$

Les résultats de la simulation sont présentés comme suit :

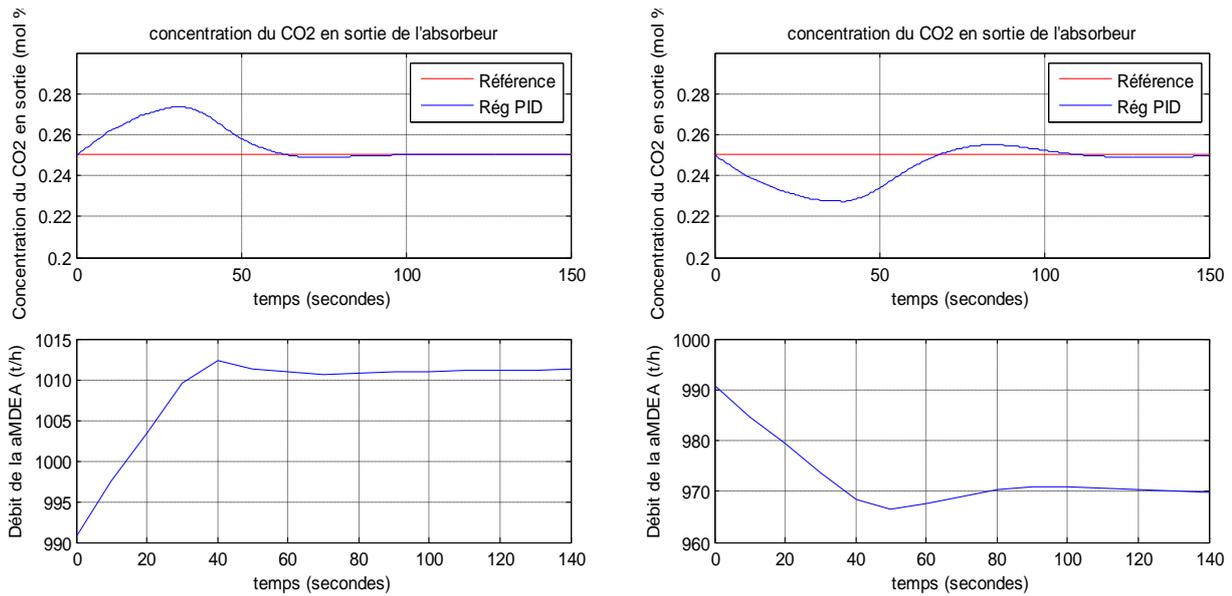


Figure III.7 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-10% sur le débit du Gaz

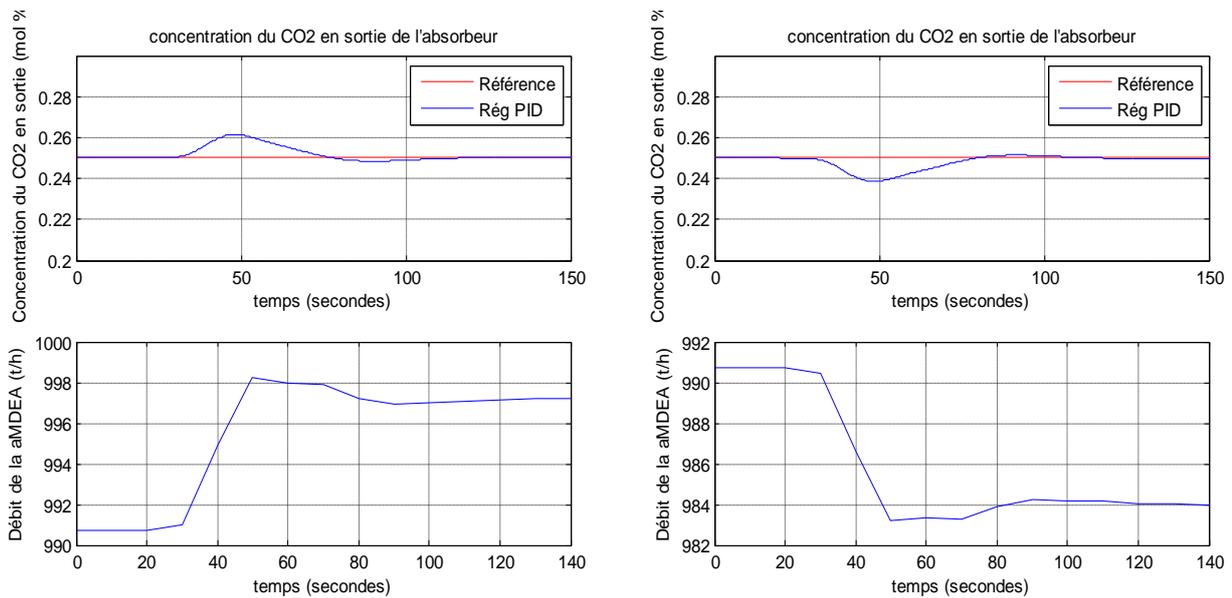


Figure III.8 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-5% sur la concentration du CO₂ en entrée

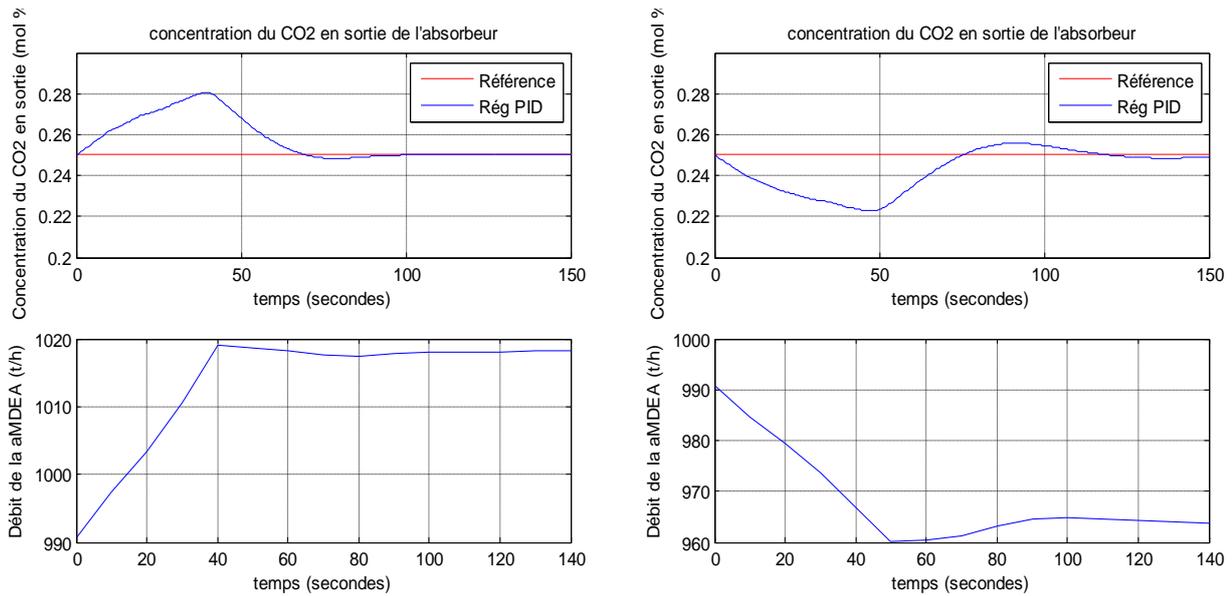


Figure III.9 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +5% sur la concentration du CO₂ en entrée et +10% sur le débit du Gaz

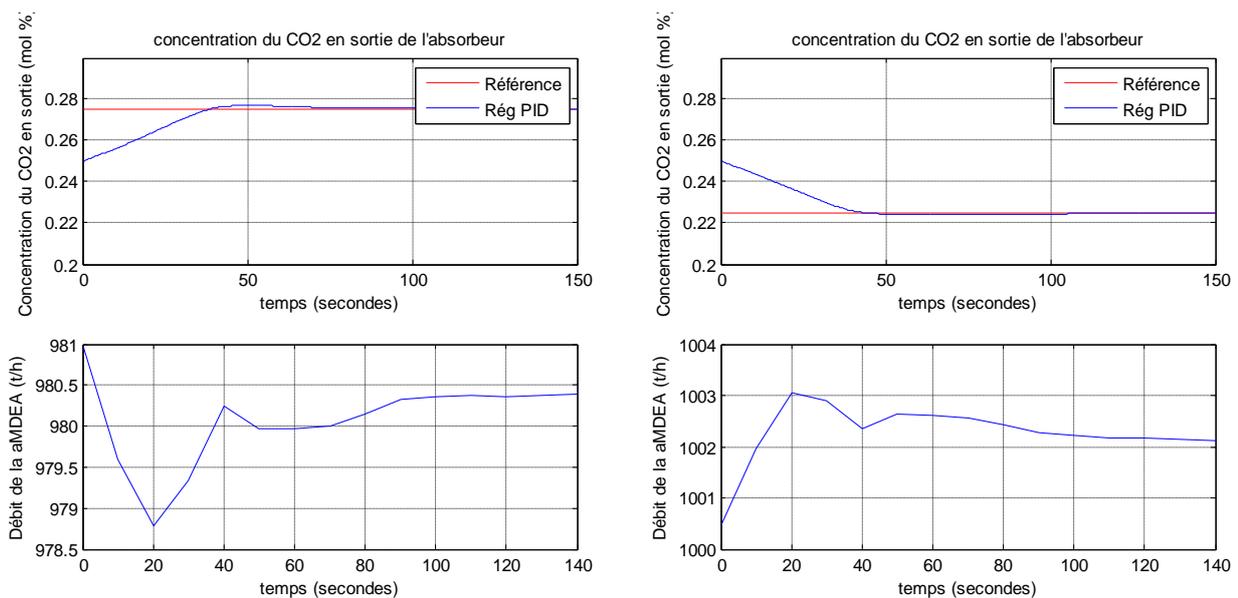


Figure III.10 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour une variation de la consigne de +/-10%

VI.4 Comparaison PI-PID

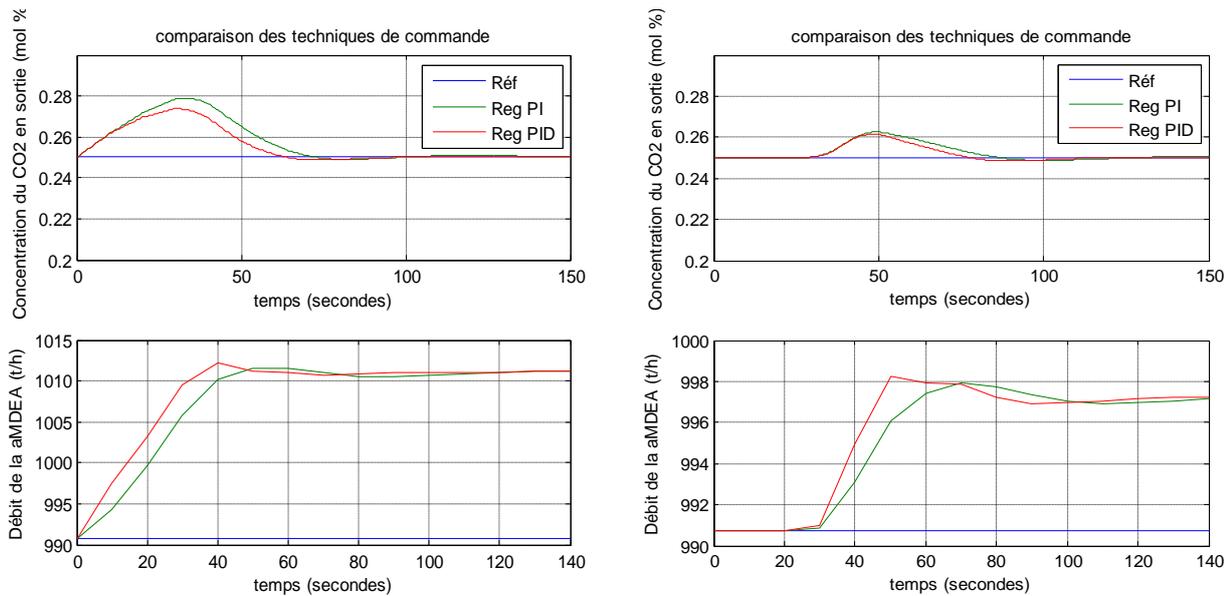


Figure III.11 : comparaison entre le PI et PID pour un échelon de perturbation de :
 A gauche : +10% sur le débit du gaz, A droite : +5% sur la concentration du CO₂ en entrée

IV.5 Amélioration de la commande par action Feedforward

IV.5.1 Introduction

Tous les processus réels sont soumis à des contraintes et des perturbations qui sont souvent mesurées. Concrètement, on souhaite la conception de contrôleurs qui maintiennent les propriétés du système non seulement pour le fonctionnement normal, mais aussi pour toutes sortes d'incertitudes (perturbations, changements paramétriques) caractérisées a priori. Il existe principalement deux manières pour satisfaire ces demandes: d'une part par conception d'une *commande adaptive*, qui consiste en un contrôleur qui a la capacité de modifier les paramètres réglables de la commande et, d'autre part, par conception d'un contrôleur *feedforward* (action anticipatrice) fixe pour lequel ont été considérées à priori les incertitudes du système et qui est donc un contrôleur robuste. Rapidement ces techniques sont devenues populaires en particulier dans les processus industriels chimiques grâce à la simplicité de l'algorithme et son implémentation.

La combinaison « feedforward » plus « feedback » peut de manière significative améliorer le contrôle d'un système en boucle fermée, surtout dans le cas où il y a une *perturbation importante* qui peut être *mesurée* avant qu'elle affecte le rendement de processus. Dans la situation la plus idéale, la commande par action anticipatrice peut entièrement éliminer l'effet de la perturbation mesurée sur le processus. Même lorsque il ya des erreurs de modélisation, elle peut souvent réduire l'effet de la perturbation non mesurée sur le rendement mieux qu'une seule commande de en boucle fermée. [10]

Cependant, la décision sur l'utilisation de cette commande repose sur le degré d'amélioration de la réponse par rapport aux coûts supplémentaires d'exécution de cette action.

IV.5.2 la commande feedforward

La Régulation par anticipation (*Feedforward control*), dite aussi, *de tendance, mixte et à priori* utilise la mesure d'une perturbation pour compenser ses effets sur la grandeur réglée. Le bloc *FF* est très souvent un simple gain, mais peut être aussi un module avance/retard ou un opérateur plus complexe. Une telle boucle est utile lorsque qu'une perturbation a un poids important et que la mesure ne varie pas rapidement suite à cette perturbation. [12]

Selon l'état du process à régler (possibilité de manipuler les données, les organes de commande.....etc.) on distingue deux architectures principales en tenant en compte la disposition du régulateur feedforward par rapport a la boucle de régulation.

- *la première* consiste à ajouter un sommateur dans la boucle directe pour calculer la commande finale a partir du régulateur principale (PID par exemple) et le régulateur feedforward. *la Figure III.12* illustre cette disposition :

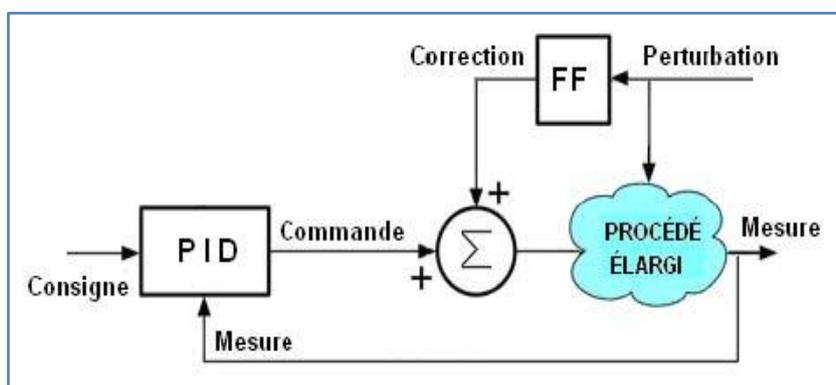


Figure III.12 : Boucle feedforward avec sommateur et régulateur standard(PID)

- Dans *la deuxième* approche on n'utilise qu'un seul correcteur qui prend en considération le signale de perturbation et agit directement sur le process.

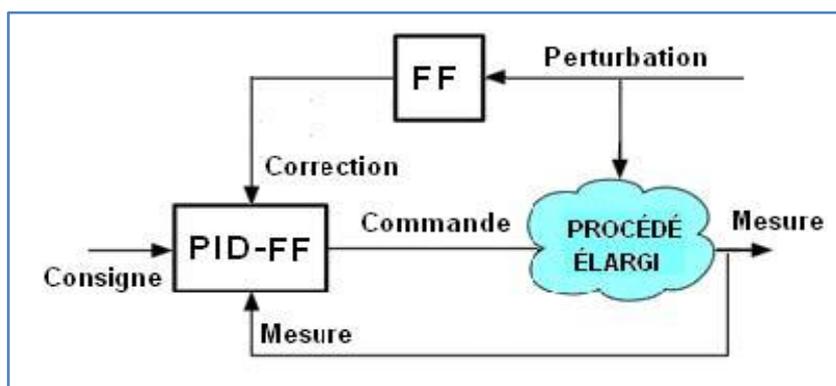


Figure III.13 : Boucle feedforward avec régulateur de type PID-FF

IV.5.3 la combinaison PID-Feedforward

Après avoir synthétisé un contrôleur PID classique pour notre colonne d'absorption, on va maintenant améliorer cette commande en ajoutant une action anticipatrice afin de prédire l'action de la perturbation et agir de façon à l'éliminer quand elle arrive.

Vu que la concentration du CO_2 en entrée n'est pas mesurable de plus elle n'influe pas énormément le système, tandis que la mesure sur le débit du gaz est disponible, elle va nous servir comme signal de correction à la sortie du bloc Feedforward. *Figure III.14* présente le schéma bloc de la boucle de régulation :

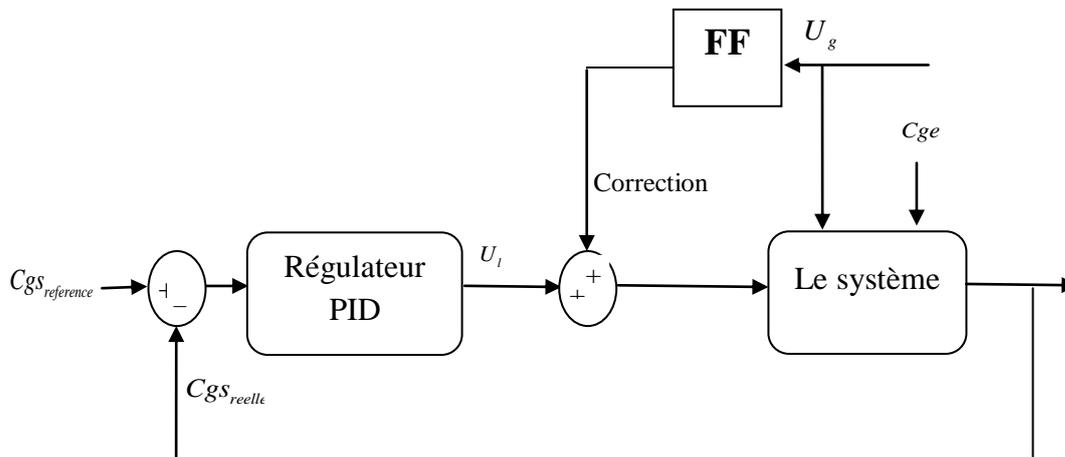


Figure III.14: Schéma bloc PID+FF

L'algorithme de régulation est donné comme suit :

```

/*la variation sur le débit du gaz a l'entrée */

$$\Delta U_g = (U_g - U_{gin}) / U_{gin}$$

/*le débit d'amine correspondant (correction) */

$$\Delta U_l = k \cdot \Delta U_g$$

/* Calcul de l'erreur */

$$e(n) = Cgs_{reference}(n) - Cgs_{reelle}(n)$$

/* Calcul de l'action proportionnelle P */

$$P(n) = -K_p e(n)$$

/* Calcul de l'action proportionnelle I */

$$I(n) = I(n-1) - K_I e(n)$$

/* Calcul de l'action D */

$$D(n) = -K_D (e(n) - e(n-1))$$

/* Calcul de l'incrément de la commande ΔU */

$$\Delta U = P(n) + I(n) + D(n)$$

/*actualisation du débit d'amine */

$$U_l(n) = U_{lin} + \Delta U_l + \Delta U$$


```

Avec:

k : Le gain de l'action feedforward (m^3 / s)

ΔU_g : La variation relative du débit de gaz

ΔU_l : La Correction du débit d'amine (ton / h)

U_{gin} : Le débit initial du gaz (ton / h)

U_{lin} : Le débit initial du liquide (ton / h)

IV.5.4 Simulations du régulateur amélioré

Une synthèse par essai erreur (*trial error*) nous a donné les coefficients suivants :

$$\begin{cases} K_p = 12,56 \cdot 10^{-6} & (m^6 / mol.s) \\ K_I = 15,07 \cdot 10^{-6} & (m^6 / mol.s) \\ K_D = 6,28 \cdot 10^{-4} & (m^6 / mol.s) \end{cases}$$

Pour avoir les meilleurs performances le gain k de l'action anticipatrice est fixé à :

$$k = 0.037 \text{ (} m^3/s \text{)}$$

Ainsi on aura les simulations suivantes :

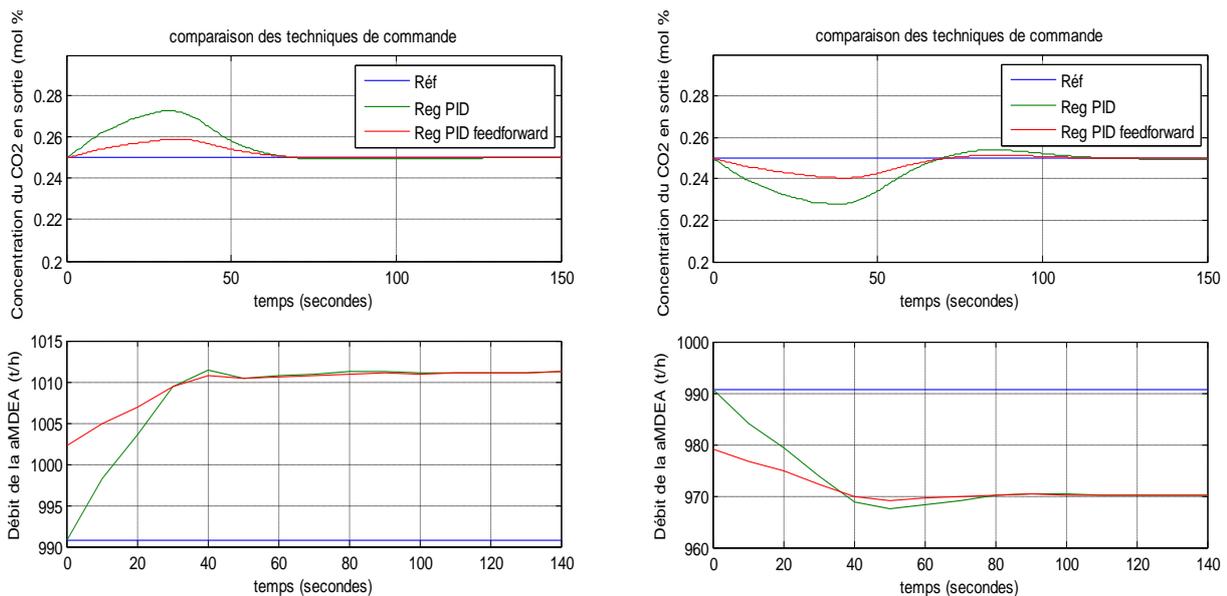


Figure III.15 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-10% sur le débit du Gaz

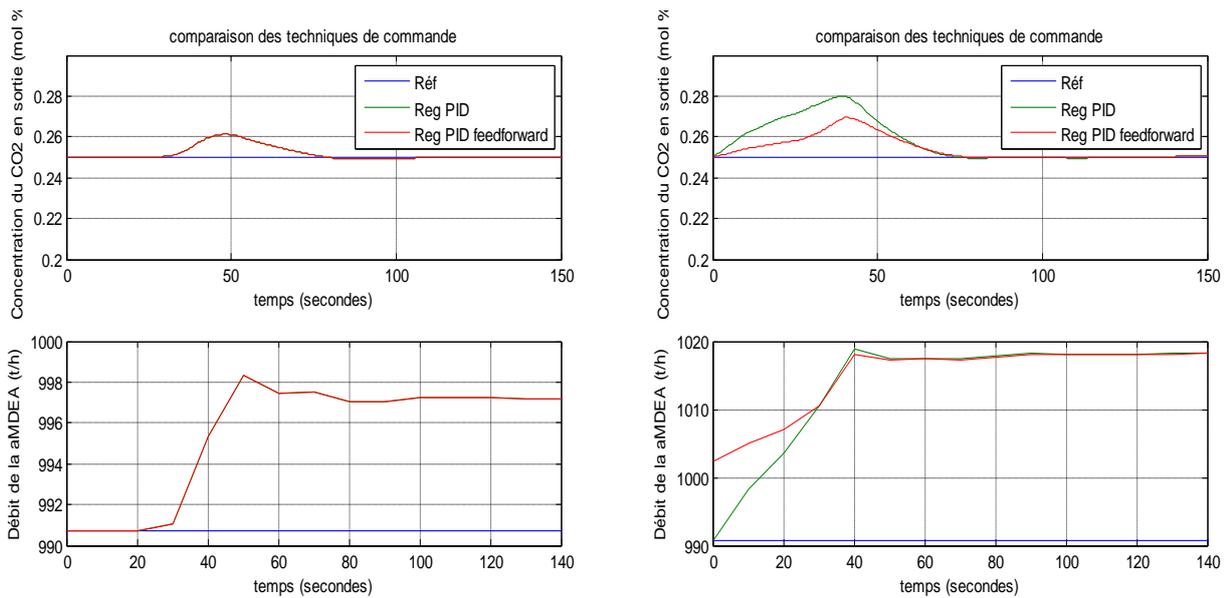


Figure III.16 : comparaison entre le PID et PID-Feedforward pour un échelon de perturbation de :
 A gauche : +5% sur la concentration du CO_2 en entrée, A droite : +5% sur la concentration du CO_2 en entrée et +10% sur le débit du gaz

IV.6 Interprétation des résultats

Régulateur PI

D'après les Figures III.2 et III.3, on remarque que le régulateur PI donne de bons résultats suite aux différentes perturbations sur le débit et la concentration du CO_2 en entrée. La Figure III.4 présente ces performances dans le cas extrême possible de notre colonne industrielle (perturbation sur le débit et la concentration du CO_2 à la fois).

La Figure III.5 montre bien que la variation de la consigne est correctement prise en charge.

Régulateur PID

Pour le régulateur PID les Figures III.7 et III.8 présentent les réponses suite à des perturbations sur le débit et la concentration du CO_2 en entrée, qui sont satisfaisantes. Et qui montrent une nette amélioration par rapport au régulateur PI en accélérant le temps de réponse sans apparition d'oscillations même avec le cas extrême (Figure III.9).

On démontre aussi à travers la Figure III.10 que la variation de la consigne est également correctement prise en charge.

Ces résultats sont présentés clairement dans la Figure III.11 de la comparaison.

PID amélioré par feedforward

La Figure III.15 montre la nette amélioration de la réponse avec la régulation feedforward par rapport au régulateur PID, et cela est interprété par la diminution du dépassement lors d'une

perturbation sur le débit du gaz, en effet les graphes du débit d'amine montre qu'il ya une anticipation sur le débit à l'arrivé de la perturbation. L'amélioration est obtenue pour les perturbations négatives aussi.

La *Figure III.16 (gauche)* montre que les perturbations sur la concentration du CO₂ en entrée ne sont pas prises en charge par l'action Feedforward, en effet les régulateurs PID avec et sans Feedforward réagit de la même manière vis-à-vis ces perturbations. Cette remarque est aussi valable pour *Figure III.16 (droite)*.

A la fin on notera que le système présente une dissymétrie vis-à-vis les perturbations positives par rapport aux perturbations négatives.

IV.7 conclusion

Au cours de ce chapitre on a développé une loi de commande dite classique en se servant des actions proportionnelle, intégrale et dérivée qui sont l'outil basic de la régulation industrielle.

En premier lieu on a commencé par un régulateur PI, en appliquant différents échelons positifs et négatifs sur le débit et la concentration du CO₂ en entrée, on a constaté que les résultats sont satisfaisants même en variant la consigne.

Ensuite on a rajouté une action dérivée au régulateur, cette action a permet de donner des résultats meilleurs que le PI et cela on accélérant la réponse du système, tout en gardant les autres performances.

On note ici que les inconvénients de l'action dérivée connu dans l'industrie n'influent pas le système : le choix du pas d'échantillonnage est fait de telle sorte à filtrer le bruit de mesure. En plus, vu que le système est lent le problème de l'admissibilité de cette action ne se pose pas en régulation de maintien.

Afin d'améliorer les performances du régulateur une action feedforward a été combiner avec le régulateur PID a fin de remédier aux problèmes de perturbations sur le débit du gaz en entrée, en Effet, le nouveau régulateur peut anticiper le débit du gaz à son arrivée, ce qui a donné des résultats meilleurs par rapport au régulateur PID.

On a constaté aussi a travers ces simulations que les régulateurs classiques ne prennent pas en charge la dissymétrie du système.

Après avoir testé le régulateur classique sur le système on va utiliser une technique moderne pour remédier aux insuffisances de la régulation classique. La technique moderne est appelée *commande par logique floue*, elle va être traitée dans le chapitre suivant.

CHAPITRE V :

Commande par logique floue
de la colonne

Chapitre V : Commande par logique floue de la colonne

V.1 Présentation et motivation de la commande par logique floue

La tâche des systèmes de commande en boucle fermée est de garder les variables commandées aussi proches que possible à leurs valeurs de référence, qui définissent les points de fonctionnement du processus à commander. Une approche classique consiste à la sélection d'un algorithme de commande basé sur un modèle linéaire du processus développé autour de son point de fonctionnement, dans les processus industrielle ce contrôleur est généralement du type PID. Cependant, un modèle linéaire du processus est seulement une description approximative de la réalité. D'ailleurs, les contrôleurs conçus devraient être robustes contre les changements possibles des caractéristiques du processus commandé provoqué par des perturbations ou les changements de ses caractéristiques internes. Des méthodes analytiques comme le placement de pôles ou empiriques comme celle de Ziegler-Nichols sont utilisées pour assurer ces objectifs.

Cependant, les processus à commander sont habituellement non linéaires, parfois fortement non linéaire. Si le système s'éloigne de son point de fonctionnement le contrôleur va perdre ses qualités. Une solution intuitive renforcée par le développement technologique pour remédier à ce problème consiste à une commande adaptative directe ou indirecte basée sur un algorithme d'adaptation paramétrique. Mais, cette solution présente le risque de se planter à cause de certaines singularités.

Une autre approche pour la résolution de cette problématique est la synthèse d'un contrôleur carrément non linéaire capable d'assurer les objectifs de commande dans un large intervalle de fonctionnement. Parmi les approches non linéaires les plus récentes on trouve les commandes basées sur le concept de *la logique floue*. La commande par logique floue est une alternative pratique pour une série importante d'applications puisqu'elle fournit une méthode commode pour construire les contrôleurs non linéaires par l'intermédiaire de l'utilisation d'information *heuristique*. Une telle information heuristique peut venir d'un opérateur qui a agi en tant qu'un contrôleur pour un processus. Dans la méthodologie de conception de la commande floue, nous demandons à cet opérateur de noter un ensemble de règles sur la façon dont il a commandé le processus, puis nous chargeons ces derniers à un contrôleur flou qui émule le processus décisionnel de l'humain. Dans d'autres cas, l'information heuristique peut venir d'un automaticien qui a effectué la modélisation, l'analyse, et le développement mathématiques étendus des algorithmes de commande pour un processus particulier. Encore, cette expertise est chargée dans le contrôleur flou pour automatiser les processus de raisonnement et les actions de l'expert. La modélisation du système ne présente pas une étape indispensable pour la synthèse d'un contrôleur flou, en effet, souvent basée sur des modèles du type *boite noire* ou *boite grise* la commande floue donne de très bons résultats.

Indépendamment de d'où la connaissance de commande heuristique vient, la commande floue fournit un formalisme facile à utiliser pour représenter et mettre en application les idées que nous avons au sujet de la réalisation d'une commande de haute performance. [23]

V.2. Historique et applications de la commande par logique floue

En 1965, Zadeh publia le premier article concernant une nouvelle méthode pour décrire les incertitudes non-probabilistiques, c'est ce qu'il appellera les *ensembles flous*. Il a établi dans cette méthode le lien entre les ensembles flous et la modélisation non- probabilistique de l'incertitude grâce à la *théorie des possibilités* dans laquelle les ensembles flous servent à représenter les notions de valeur incomplètement spécifiées ou mal connues. [14]

Les premiers développements en commande floue ont été initialisés par Mamdani en 1974 [1]. L'idée de base consistait à exploiter l'expérience des opérateurs humains pour construire une loi de commande. Un jeu de règles floues traduit alors le comportement des opérateurs en termes de stratégie de commande. Pour des procédés non linéaires difficiles à modéliser, l'économie du modèle peut s'avérer importante tant en temps qu'en coût. Depuis, diverses applications ont été développées avec succès pour des processus industriels dans le domaine de la supervision de procédés, du diagnostique et du calcul de commande telle la régulation des fours de cimenterie réalisée par la société F.L.Smidt-Fuller. [14]

Dans les années 80, on note l'apparition d'un nouveau type de contrôleurs flous: les contrôleurs flous de *Takagi-Sugeno-Kang* (TSK) où les conclusions sont fonctionnelles. De par leur structure, ceux-ci fournissent une expression analytique simple de la sortie générée en fonction des entrées considérées. Cette propriété permet alors d'exploiter des mécanismes d'optimisation numérique pour la synthèse de contrôleurs flous. De par leur très grande capacité d'adaptation et d'intégration avec la majorité des méthodes de l'automatique classique (méthodes des moindres carrés récursifs, filtrage de Kalman, commande adaptative, commande prédictive, etc...), les systèmes flous de Takagi-Sugeno occupent actuellement une place prépondérante dans la synthèse de contrôleurs flous. La commande par logique floue trouve son application dans divers domaines [17]: la recherche opérationnelle, la gestion financière, le contrôle de production, le contrôle des machines, la robotique, la sismologie, la météorologie, la didactique, la sélection du personnel, l'informatique, la médecine, l'intelligence artificielle, la linguistique, le traitement des données, la communication homme-machine, la reconnaissance des formes...etc.

V.3 Commande par logique floue

Bien que la logique floue possède un champ d'application extrêmement vaste, nous nous intéressons ici qu'à son utilisation dans le cadre de la commande. En effet, cette méthode permet d'obtenir une loi de commande souvent très efficace sans devoir faire des études théoriques approfondies. L'algorithme de commande consiste en une collection de règles floues appelées *base des règles*. Dans cette section nous présentons toutes les bases générales du réglage et de la commande par logique floue. Alors que les concepts de base de cette logique sont bien détaillés dans l'**Annexe C**.

Evidemment, le réglage par logique floue réunit un certain nombre d'avantages et d'inconvénients. Les avantages essentiels sont : [2] [1]

- La non nécessité d'une modélisation ;
- la possibilité d'exploiter la tolérance de l'imprécision et de l'inexactitude ;

- La possibilité d'implémenter des connaissances linguistiques de l'opérateur de processus ;
- La maîtrise de systèmes à régler avec un comportement complexe (non linéaire ou difficile à modéliser) ;
- L'obtention fréquente de meilleures performances dynamiques ;
- L'emploi possible aussi pour des processus rapides (grâce à des processeurs dédiés).

Par contre, les inconvénients sont :

- l'impossibilité de la démonstration de la stabilité du circuit de réglage en toute généralité.
- la possibilité d'apparition de cycles limites à cause du fonctionnement non linéaire.

De nos jours la commande floue connaît un tel développement et diversification qu'on ne peut pas énumérer toutes les variantes existantes : génétique-flou, neuro-flou, mode de glissement-flou, ...etc.

V.3.1 Procédé général lors de la conception d'une commande par logique floue

Le procédé à suivre lors de la conception d'une commande par logique floue est assez différent de celui d'une commande conventionnelle. La *Figure V.1* [8], en montre les étapes principales. Généralement, lors de la conception d'un réglage ou d'une commande par logique floue nous commençons par une analyse du système à commander, ici il ne s'agit pas d'une recherche d'un modèle mathématique, mais il s'agit d'une exploration complète du comportement du système vis-à-vis la variation de la commande, cette exploration peut apparaître comme une description du comportement dynamique du système, qui se fait par des variables linguistiques qui peuvent être accompagnées d'une définition par *fonction d'appartenance* (voir **Annexe C**).

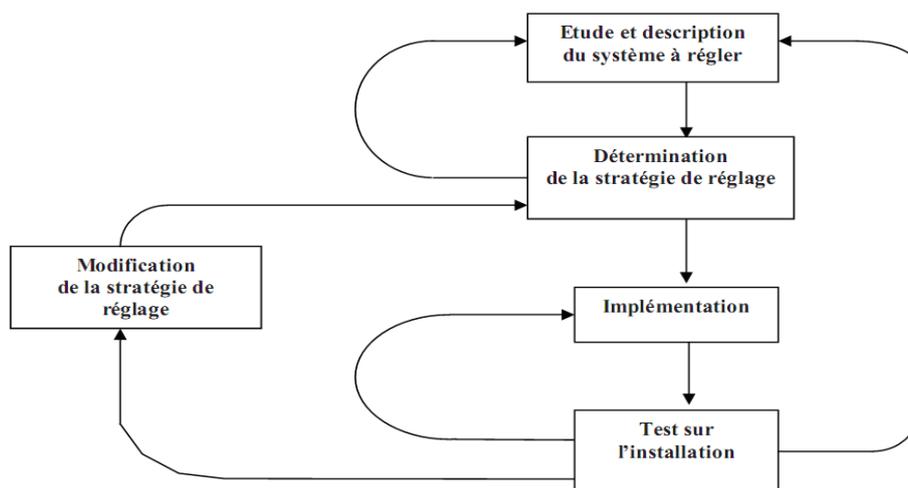


Figure V.1 : Procédé générale lors de la conception d'une commande par logique floue

L'étape suivante consiste à une recherche d'une stratégie de commande, elle comprend la phase de *fuzzification*, les *inférences* et la *défuzzification*. En suite l'implémentation qui se fait généralement sur un PC, elle est suivie par une opération de test sur une installation réelle qui comporte bien sur le système à commander. Finalement afin de trouver un comportement

convenable, le changement de la stratégie de commande en plusieurs passages est très indispensable.

V.3.2 Structure d'un système flou

Un système flou peut être interprété selon deux points de vue : mathématique ou logique [14]. D'un point de vue mathématique, un système flou est une fonction non linéaire reliant un vecteur de données d'entrée à un vecteur de sortie et, de point de vue logique, un système flou est un système de prise de décisions, à base de connaissances particulières composé de quatre modules principaux, à savoir : la base des règles, la fuzzification, le moteur d'inférence et la défuzzification [8]. Le régulateur flou n'est qu'un cas particulier de systèmes flous destiné à calculer la commande.

- **La première étape**, appelée *fuzzification*, consiste à attribuer à la valeur numérique de chaque entrée sa fonction d'appartenance à un sous ensemble flou. Les fonctions d'appartenance sont choisies de manière à couvrir l'univers du discours.
- **Le second module**, *base des règles floues* ou base de connaissance, contient les règles floues décrivant le comportement du système. C'est le cœur du système car grâce à ces règles on peut passer des grandeurs d'entrées aux grandeurs de sortie (les décisions sont chargées).
- **Le troisième module** (*moteur d'inférence*) consiste en l'application de règles de type 'Si-Alors'. Ces règles vont permettre de passer d'un degré d'appartenance d'une grandeur d'entrée ou réglante au degré d'appartenance d'une grandeur de sortie ou commande.
- **Le quatrième module** décrit l'étape de *défuzzification* qui est la transformation inverse de la première. Il permet de passer d'un degré d'appartenance d'une commande à la valeur à donner à cette commande. Si l'on choisit des systèmes de type Sugeno d'ordre zéro, cette étape peut être sautée car les conclusions sont directement numériques. Une agrégation sera également nécessaire pour les règles ayant les mêmes conclusions.

Le schéma de la régulation floue est le suivant [22]:

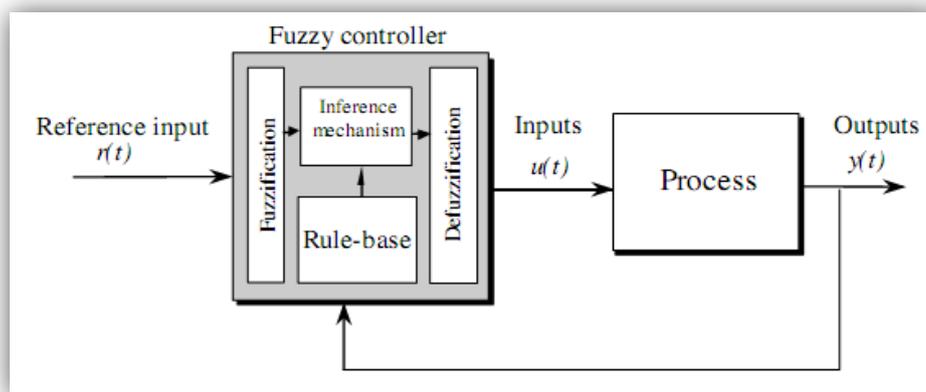


Figure V.2 : structure d'un contrôleur flou

En fonction de l'expression des conclusions des règles, on distingue deux grandes familles de systèmes flous: systèmes flous à *conclusions symboliques* (modèle de Mamdani) et systèmes flous à *conclusions fonctionnelles* (modèle de Takagi-Sugeno-Kang).

Ces deux types de systèmes flous sont basés sur une collection de règles ‘Si - Alors’. Dans les deux cas, les prémisses de règles sont exprimées symboliquement. Mais alors que les systèmes de Mamdani utilisent des conclusions symboliques de même nature que les prémisses, les systèmes de Sugeno en général utilisent des conclusions fonctionnelles. Pour ce qui est de l’agrégation, bon nombre de contrôleurs flous exploités repose sur des bases de règles anti-diagonales, dites bases de *Macvicar-Whelan*. [14]

- **Modèle de Mamdani**

Mamdani fut le premier à utiliser la logique floue pour la synthèse de commande, il utilise le minimum comme opérateur de conjonction et d’implication. Les règles correspondent au type :

Si x_1 est A_{1i} et et x_n est A_{ni} Alors y est B_i

Ou B_i est un sous ensemble flou (SEF)

En général, les B_i forment une partition de l’espace de sortie. L’inférence floue correspond aux étapes suivantes pour un vecteur d’entrée $x = (x_1, \dots, x_n)$:

- 1- Calcul du degré d’appartenance de chaque entrée aux différents SEF :

$$\mu_{A_{ji}}(x_j) \quad j = 1, \dots, n; i = 1, \dots, N$$

n : nombre d’entrées

N : nombre de Règles

- 2- Calcul de la valeur de vérité de chaque règle pour $i=1, \dots, N$:

$$\alpha_i(x) = \min_{j=1, n}(\mu_{A_{ji}}(x_j))$$

- 3- Calcul de la contribution de chaque règle :

$$\mu_i(y) = \min(\alpha_i(x), \mu_{B_i}(y))$$

- 4- Agrégation des règles :

$$\mu(y) = \max_{i=1, N}(\mu_i(y))$$

Le résultat est donc un sous ensemble flou caractérisé par sa fonction d’appartenance (*Figure V.3*). Pour obtenir une conclusion « nette » il faut défuzzifier, la méthode du centre de gravité donne alors :

$$y = \frac{\int u \cdot \mu(u) du}{\int \mu(u) du} \quad \text{ou en échantillonné:} \quad y = \frac{\sum_k u_k \cdot \mu(u_k)}{\sum_k \mu(u_k)}$$

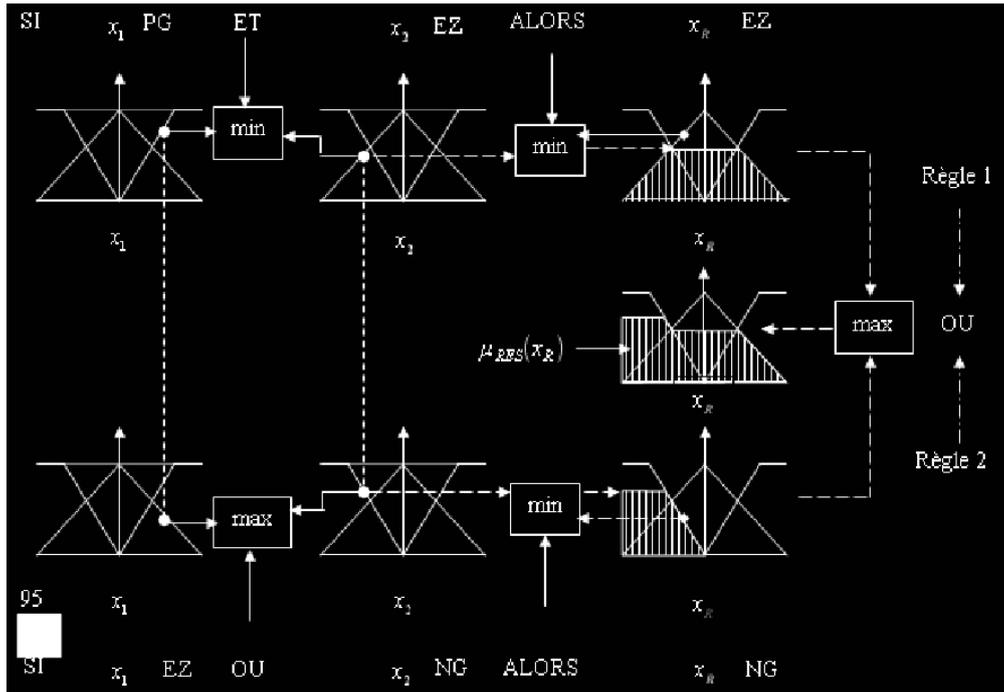


Figure V.3 : Système de Mamdani (min-max)

Cette méthode est parfois appelée « *min-max-barycentre* », il existe plusieurs variantes de la méthode de Mamdani, on trouve par exemple : « *produit-somme-barycentre* », et toutes ces variantes donnent des SEF en sortie, autrement dit la méthode de Mamdani utilise des SEF pour les conclusions, d’où la nécessité de l’étape de défuzzification.

- **Modèle TSK** (Takagi-Sugeno-Kang):

La méthode de Sugeno constitue un cas particulier très important. Elle a apparu en 1975 et elle est beaucoup répandue dans la théorie de contrôle des procédés. A la différence des règles floues standards, la conclusion n’est pas représentée par un SEF mais par une valeur constante (*singleton*) qui est une fonction linéaire des entrées.

Si x_1 est A_{i1} et et x_n est A_{in} Alors $y = f_i(x_1, \dots, x_n)$

avec : $f_i(x_1, \dots, x_n) = a_{i0} + a_{i1}x_1 + \dots + a_{in}x_n$

Et la sortie finale est donnée par :

$$y = \frac{\sum_i \alpha_i f_i(x_1, \dots, x_n)}{\sum_i \alpha_i}$$

V.3.3 Synthèse d’un FLC

Un contrôleur FLC (*Fuzzy Logic Controller*) est un système flou avec les modules expliqués précédemment (*Figure V.2*). La synthèse d’un FLC passe par les étapes suivantes [22] :

- *Le choix des entrées et sorties* : un choix d'entrées très particulièrement utilisé est l'erreur et sa variation avec si besoin des traitements comme le filtrage, l'intégration...etc.
- *Obtention de la base de connaissance* : c'est la partie la plus importante de la synthèse.
- *Choix des ensembles flous* : leur nature et leur nombre peut varier suivant la plage de variation des entrées et sorties, la dynamique du système à commander...
- *Choix des opérateurs flous* : selon le but recherché et les contraintes évoquées.
- *Les gains de normalisation* : il est préférable de travailler dans un domaine normalisé [-1,1].

V.4 Synthèse de la commande floue

Le régulateur flou synthétisé dans notre application est de type Takagi-Sugeno d'ordre zéro, il possède deux entrées : l'erreur en sortie du système $e(k) = \text{référence} - \text{sortie}$ et l'approximation de sa dérivée $\Delta e(k) = e(k) - e(k-1)$, la sortie est l'incrément de commande $\Delta u(k)$. le bloc de défuzzification n'apparaît pas car la structure est celle de Takagi-Sugeno. (Figure V.4)

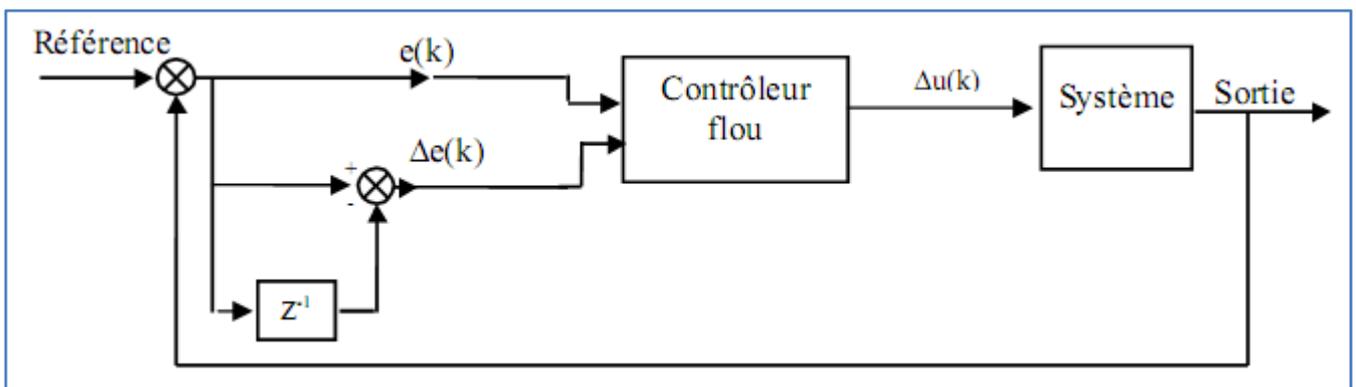


Figure V.4 : Structure de la boucle de régulation floue

Avec :

- *Référence* : le point de fonctionnement choisi (0.25 mol%)
- *Erreur* = $C_{gs\text{référence}} - C_{gs\text{réelle}}$ (mol%)
- Δu : la variation dans le débit de la MDEA (ton/h)

V.4.1 Fonctions d'appartenances

Pour notre problème nous avons choisie des fonctions d'appartenances triangulaires et gaussiennes pour les deux entrées erreur et variation de l'erreur pour faire une comparaison entre ces deux fonctions. En effet, les fonctions gaussiennes sont continues, codées que par deux paramètres et marche bien avec les non linéarité des systèmes, mais demande un temps de calcul relativement long par rapport aux fonctions triangulaires à cause de :

- La présence du terme exponentiel qui est une fonction non linéaire
- La nécessité de balayer tout l'univers du discours pour calculer les degrés d'appartenance

- La normalisation des degrés d'appartenance

Pour les deux approches on a choisi 5 fonctions d'appartenance (voir *Figure V.5*) qui semble être un choix adéquat pour couvrir tout l'univers du discours tout en assurant les objectifs de la commande, contrairement à 3 fonctions d'appartenance qui couvrent mal l'univers du discours et 7 fonctions qui demandent un temps de calcul. Ils en résultent 25 règles avec des conclusions numériques.

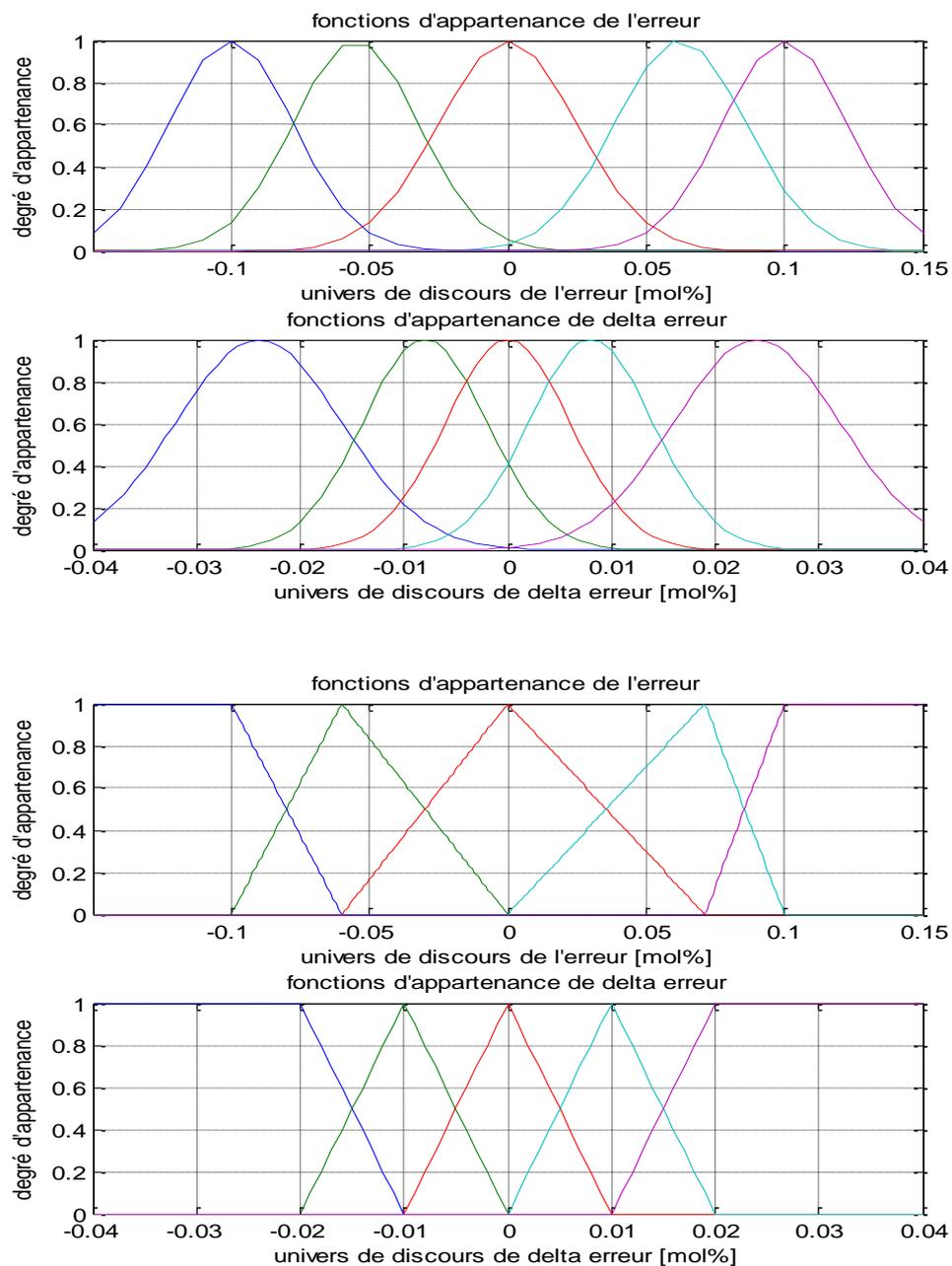


Figure V.5 : fonctions d'appartenance gaussiennes et triangulaires
 De droite à gauche : PG (Positif Grand), PP (Positif Petit), Z (Zéro), NP (Négatif Petit), NG (Négatif Grand).

Les univers du discours sont choisis de telle sorte à décrire toute la plage de fonctionnement du système même les cas les plus défavorables :

- Pour $e(k)$: $U_{e(k)} = [-0.15, +0.15]$ mol%
- Pour $\Delta e(k)$: $U_{\Delta e(k)} = [-0.04, +0.04]$ mol%

On a essayé d'ajuster les paramètres des fonctions d'appartenances pour convaincre les non linéarités du système et surtout le caractère dissymétrique.

V.4.2 Table des Règles

La table des règles a été synthétisée en collaboration avec les opérateurs de l'installation en mesure de profiter de leur expérience, puis il y a eu un ajustement pour aboutir aux meilleurs performances voulues. En termes d'agrégation des règles cette table a une forme antisymétrique de centre (Z, Z).

Δu [ton/h]		$e(k)$				
		NG	NP	Z	PP	PG
$\Delta e(k)$	NG	+25	+20	+3	-5	-16
	NP	+22	+18	+2	-8	-18
	Z	+20	+12	0	-12	-20
	PP	+18	+8	-2	-18	-22
	PG	+16	+5	-3	-20	-25

Tableau V.1 : Table des Règles

V.4.3 Algorithme de commande

Le calcul de la commande se résume par les étapes suivantes :

- 1- Calcul de l'erreur et de sa variation.
- 2- Normalisation de l'erreur et de sa variation
- 3- Fuzzification qui consiste en la conversion des variables normalisée en variables floues.
- 4- Calcul du degré de vérité sur chaque sous ensemble flou, en appliquant la fonction d'appartenance correspondante.
- 5- Calcul du degré d'activation de chaque règle.
- 6- Calcul de la variation de la commande en utilisant la somme pondérée des conclusions numériques des règles.
- 7- Mise à l'échelle de la commande (ajout de l'offset, saturation,...).

V.5 Résultats de la simulation

Pour faire la simulation des commandes floues synthétisées et pour pouvoir les comparer avec les régulations classiques simulées précédemment, on a considéré le même point de fonctionnement :

- Débit liquide : 990 ton/h
- Débit Gaz : 430 ton/h
- Concentration du CO₂ en entrée : 6.3 mol%
- Concentration du CO₂ en sortie : 0.25 mol%
- Concentration du liquide : 40%

Et les mêmes perturbations que le chapitre précédent :

- Un Echelon de perturbation sur le débit du Gaz (+/- 10%)
- Un Echelon de perturbation sur la concentration du Gaz en entrée (+/- 5%)
- Un changement de consigne (+/- 10%) est présenté, bien que ce n'est pas le but de la commande

V.5.1 Simulation du régulateur flou triangulaire

- Perturbation sur le débit du gaz

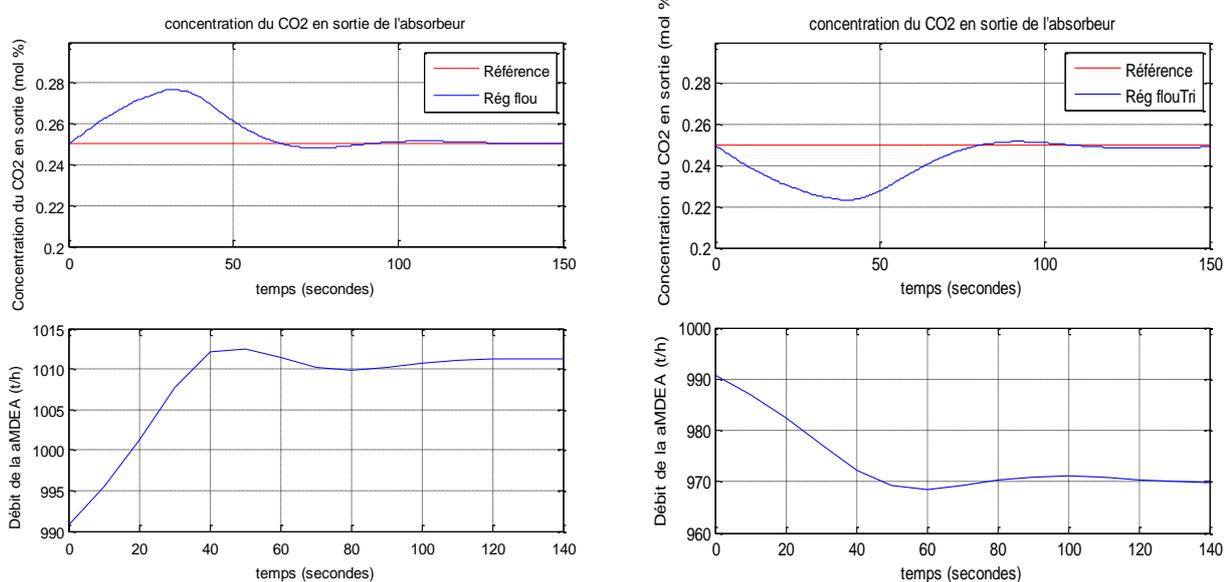


Figure V.6 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-10% sur le débit du Gaz

- Perturbation sur la concentration du CO₂ en entrée

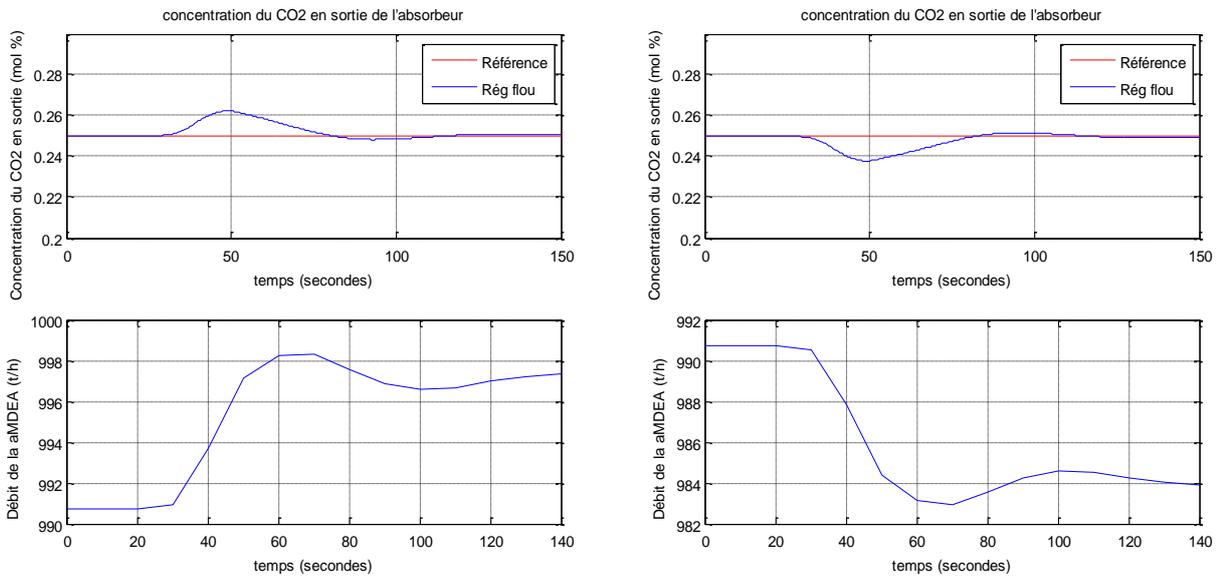


Figure V.7 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-5% sur la concentration du CO₂ en entrée

- Variation de la consigne

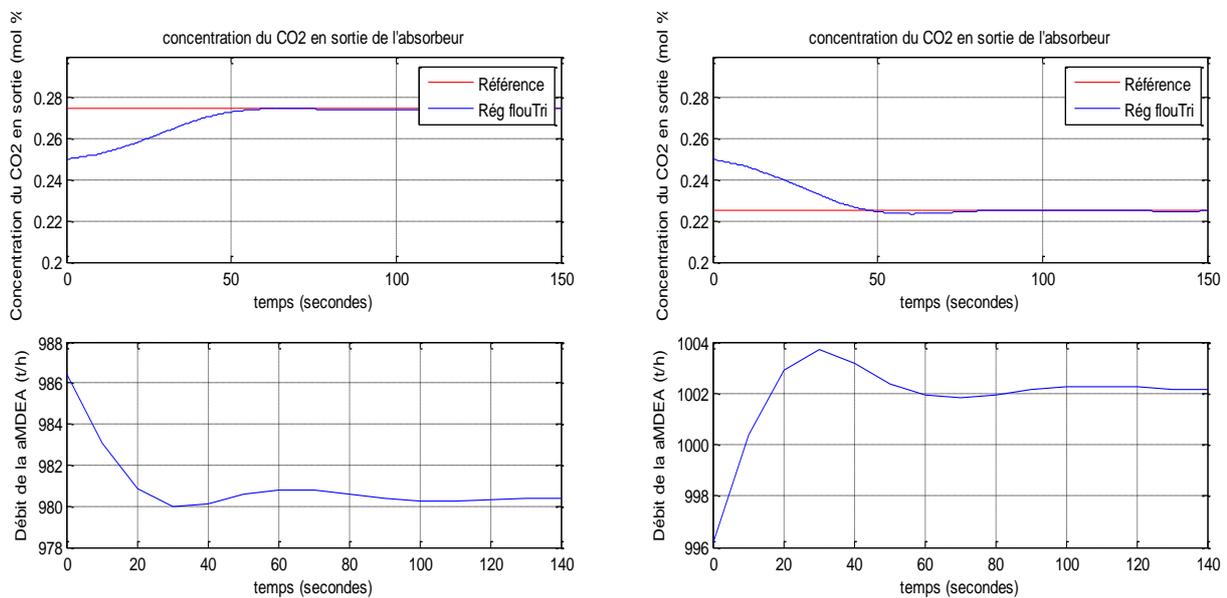


Figure V.8 : Concentration du CO₂ en sortie et débit du liquide pour une variation de consigne de +/-10%

V.5.2 Simulation du régulateur flou gaussien

- Perturbation sur le débit du gaz

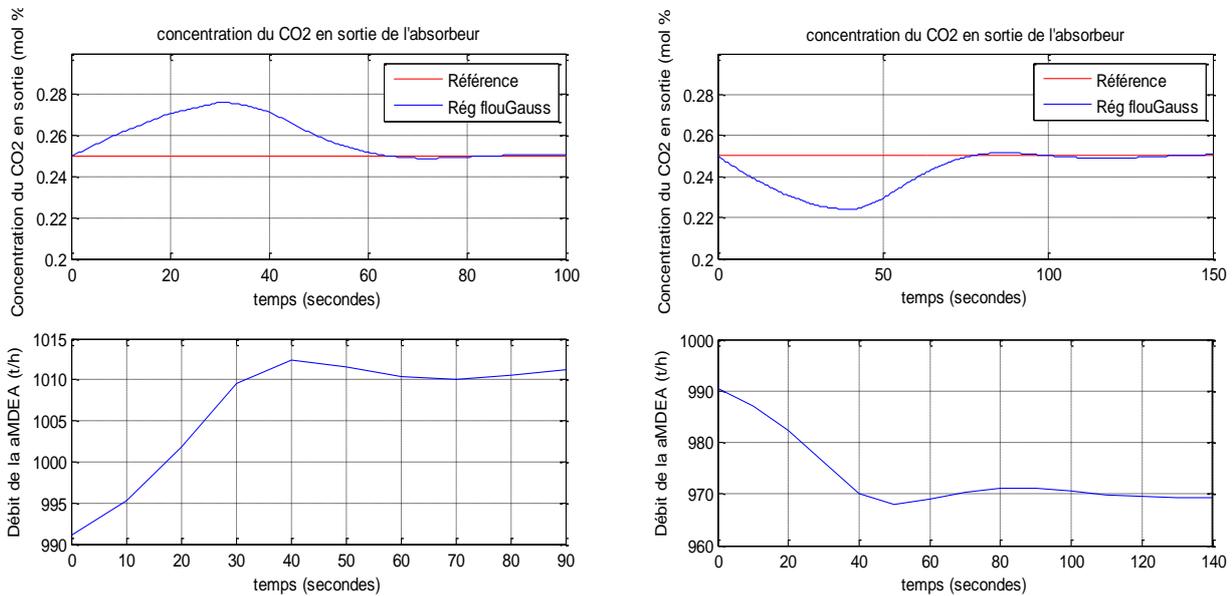


Figure V.9 : Concentration du CO2 en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-10% sur le débit du Gaz

- Perturbation sur la concentration du CO₂ en entrée

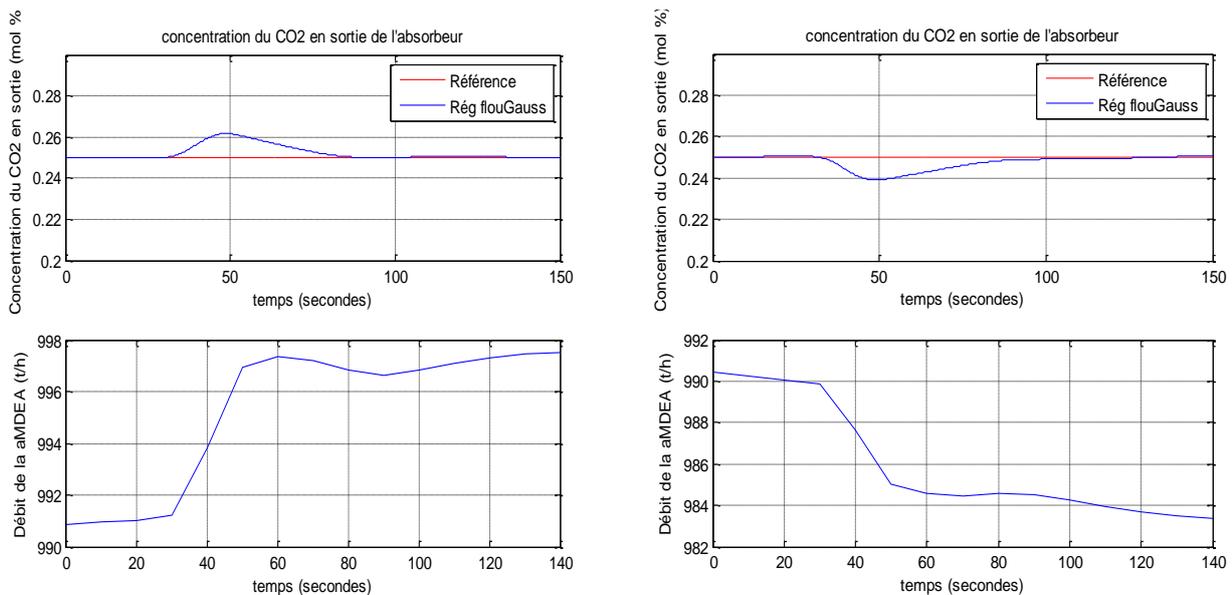


Figure V.10 : Concentration du CO2 en sortie et débit du liquide pour un échelon de perturbation de +/-5% sur la concentration du CO₂ en entrée

- La variation de la consigne

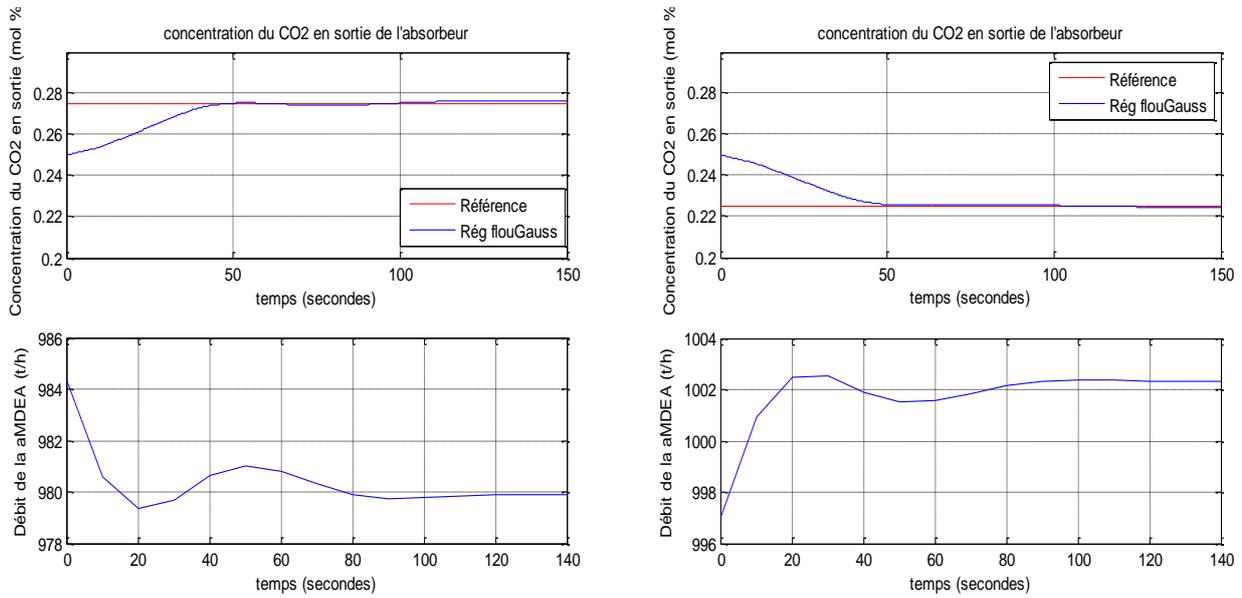


Figure V.11 : Concentration du CO2 en sortie et débit du liquide pour une variation de consigne de +/-10%

V.5.3 Comparaison des régulateurs flou

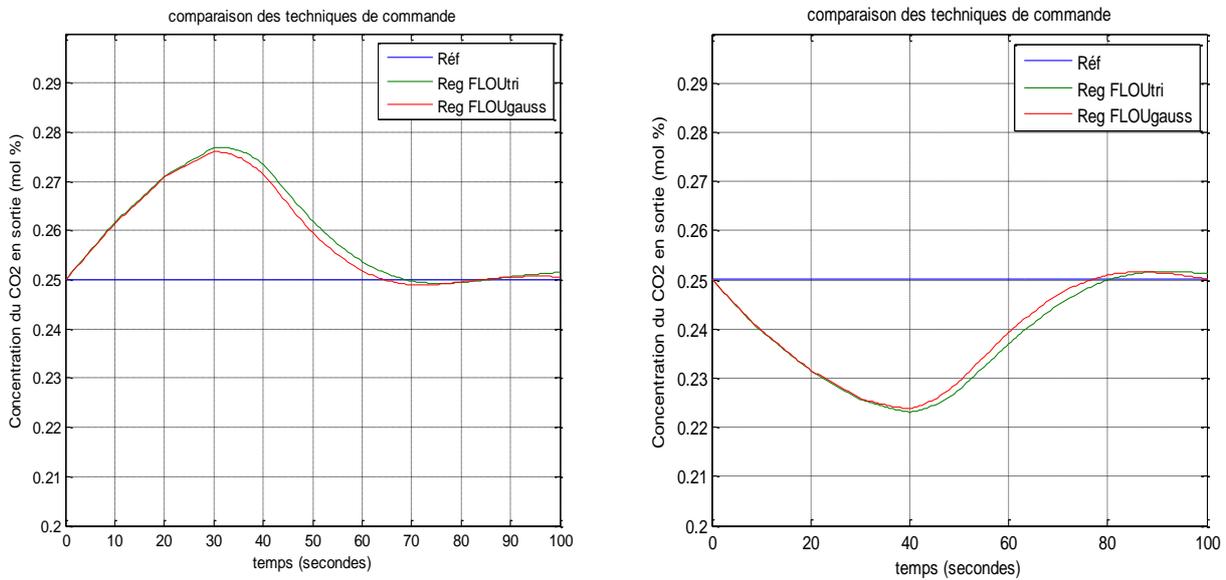


Figure V.12 : Comparaison entre les régulateurs flous pour des perturbations de +/-10 sur le débit du Gaz

V.5.4 Comparaison du réglage flou et PID

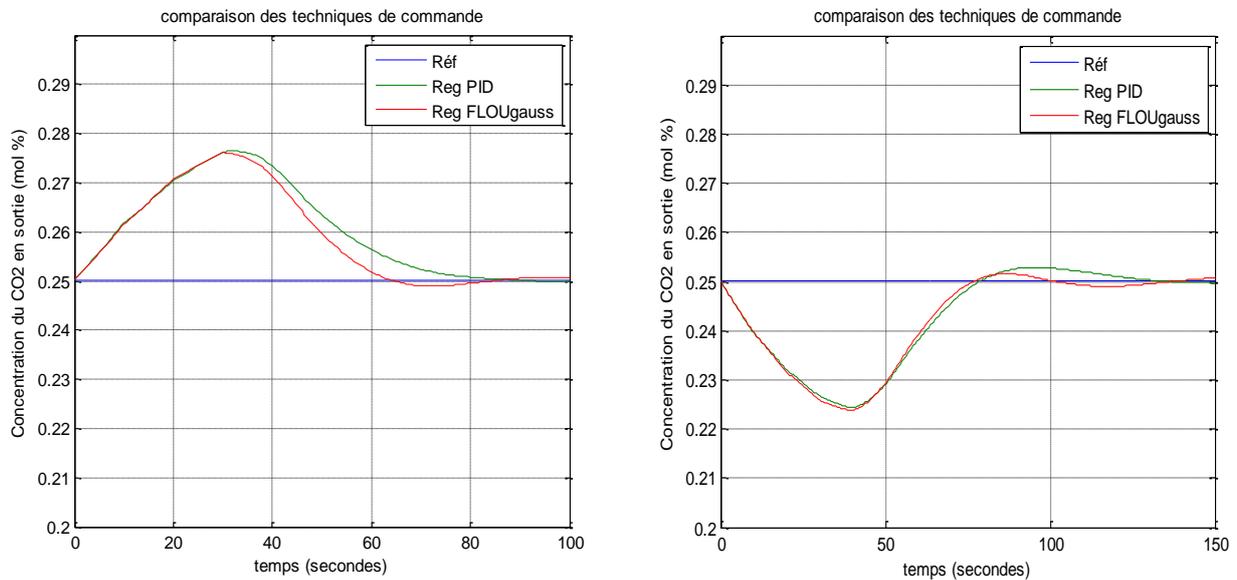


Figure V.13 : Comparaison entre le régulateur flou et PID pour des perturbations de +/-10% sur le débit du gaz

V.6 Amélioration par l'action feedforward

Après avoir synthétisé un contrôleur flou, on va maintenant améliorer cette commande en ajoutant une action anticipatrice afin de prédire l'action de la perturbation et agir de façon à l'éliminer quand elle arrive.

On a considéré que le débit du gaz est la perturbation mesurée qui va nous servir comme signal de correction à la sortie du bloc Feedforward. La Figure V.14 présente le schéma bloc de la boucle de régulation :

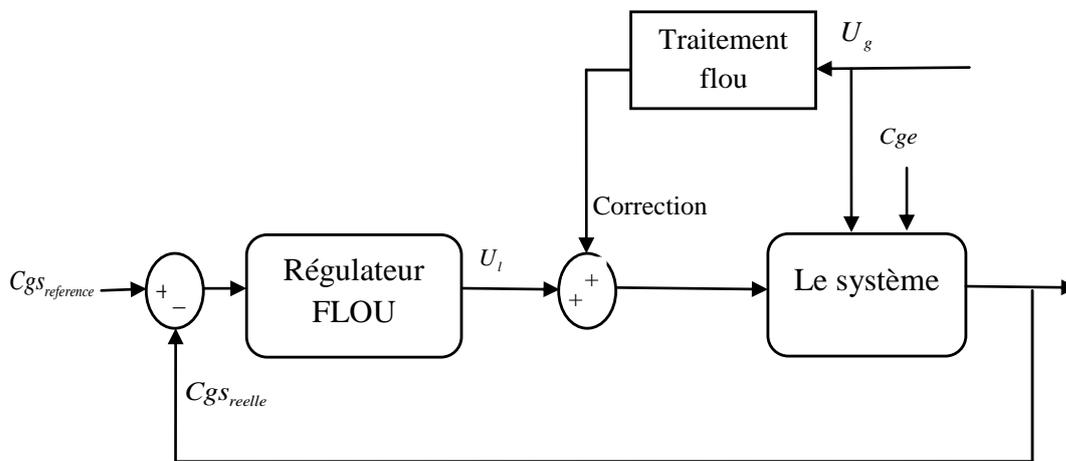
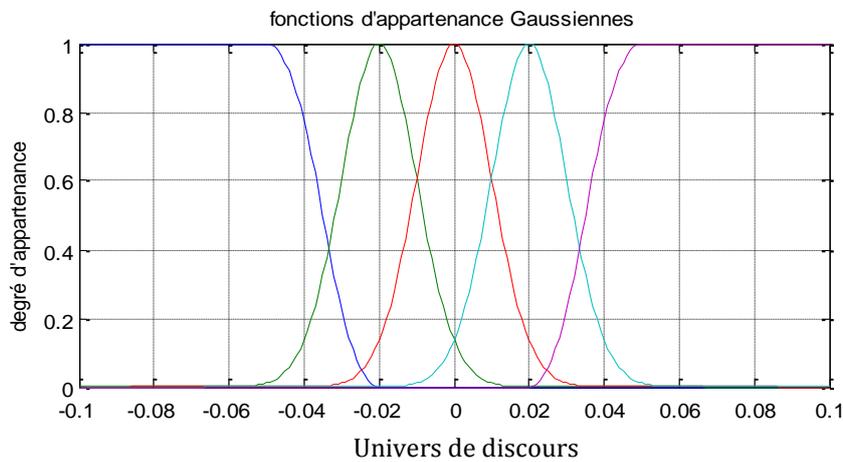


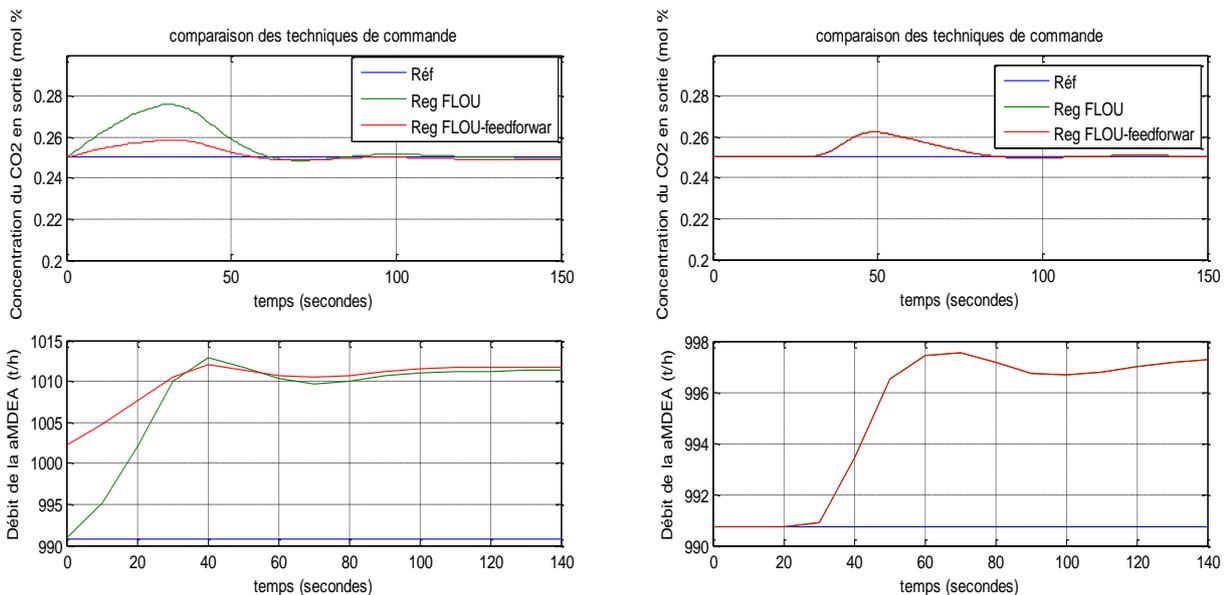
Figure V.14: Schéma bloc du régulateur FLOU+Feedforward

Ici le débit de perturbation va subir un traitement flou pour délivrer le signal de correction adéquat. Pour cela on a choisi 5 fonctions d'appartenance (*Figure V.15*) qui semble être un choix idéal pour couvrir tout l'univers du discours tout en assurant les objectifs de la commande. Les paramètres des fonctions d'appartenances sont ajustés de telle manière à couvrir les non linéarités du système.



*Figure V.15 : fonctions d'appartenance de la variation relative de débit du gaz
De droite à gauche : PG (Positif Grand), PP (Positif Petit), Z (Zéro),
NP (Négatif Petit), NG (Négatif Grand).*

Ainsi on aura les simulations suivantes :



*Figure V.16 : Comparaison entre le régulateur flou et flou feedforward pour des perturbations de :
A gauche : +10% sur le débit du gaz, A droite : +5% sur la concentration du CO₂ en entrée.*

V.7 Interprétation des résultats

Régulateurs flous : Les régulateurs flous synthétisés ont montré leurs capacités d'atteindre les objectifs de commande en termes de temps de réponse et de dépassements admissibles (*Figure V.6 jusqu'à V.11*). Les petites oscillations apparaissantes au niveau des réponses sont dues principalement au nombre de fonctions d'appartenance utilisé. En effet, on a essayé de couvrir l'univers du discours en utilisant 5 fonctions ce qui provoque un résidu dans l'énergie donnée au système dû à l'interaction entre les ensembles flous (*NP-Z-PP*). L'augmentation du nombre de fonctions d'appartenance peut mettre fin à ce phénomène. Mais, il est à noter que ces dépassements sont admissibles. On note également que l'ajustement des fonctions d'appartenance et des conclusions des règles ont mis fin à l'*asymétrie du système*, surtout pour les perturbations en débit du gaz. La comparaison entre les régulateurs flous triangulaire et gaussien (*Figure V.12*) montre l'amélioration apportée par les fonctions d'appartenance gaussiennes. Cela prouve l'efficacité de ces fonctions pour les systèmes dotés de fortes non linéarités. Une autre manière de voir les régulateurs flous utilisés est de les considérer comme des régulateurs PI avec des paramètres variables. En effet, l'incrément de la commande est fonction de *l'erreur* et de sa *variation* ce que veut dire que la commande est fonction de *l'erreur* et de son *intégrale*. Donc on peut dire que ces régulateurs sont des régulateurs PI flous.

La comparaison Flou – PID : La comparaison entre les régulateurs flous et PID (*Figure V.13*) montre une nette amélioration des dynamiques du système apportée par les régulateurs flous. Cette amélioration apparaît clairement dans le rejet des *perturbations sur le débit du gaz*, mais elle ne va pas apparaître pour les *perturbations en concentrations* à cause des niveaux faibles de ces perturbations.

Le régulateur Flou-Feedforward : L'ajout d'une action anticipatrice sur le régulateur a nettement amélioré la réponse, la *Figure V.16* montre bien que la réponse suite à un échelon sur le débit de gaz est moins perturbante et ne présente pas d'oscillations et cela est vrai pour les échelons négatives (*Figure V.16, droite*), les graphes des débits d'amine accompagnants les deux figures montrent l'anticipation des débits à l'arrivée de la perturbation. Il est à noter que l'action Feedforward peut avoir une dynamique (du premier ordre par exemple) pour ne pas solliciter beaucoup l'actionneur (la *vanne de régulation*).

V.8 Conclusion

Une utilisation adéquate des connaissances des opérateurs et une analyse du système nous a permis une synthèse d'un régulateur flou qui a assuré les objectifs de commande tout en gardant une certaine robustesse. La philosophie d'une commande floue est donc très différente de l'approche classique, qui nécessite, pour la synthèse et l'analyse d'un régulateur, un modèle mathématique du système à commander.

Certaines perturbations agissantes sur le système sont mesurables (débit du gaz). Cela donne l'idée d'une amélioration possible de la commande qui consiste à l'intégration d'une action feedforward qui peut anticiper ces perturbations. Après avoir testé les résultats de notre synthèse par simulation, on va passer à l'implémentation pratique sur le système réel qui sera le thème du prochain chapitre.

CHAPITRE VI: Implémentation Pratique

CHAPITRE VI: Implémentation Pratique

VI.1 Introduction

Le but de chaque commande synthétisée dans le domaine de la recherche est d'être implémentée sur des systèmes réels afin de résoudre les problèmes qu'ils présentent et de donner une amélioration pour ces systèmes. C'est à partir de ce principe qu'on va présenter ce chapitre. En effet la commande par logique floue entre autres est une technique relativement nouvelle et prometteuse qui commence à trouver son application dans le domaine industriel.

Les simulations qu'on a élaboré ont prouvé l'efficacité des commandes synthétisées. Il nous semble opportun d'implémenter ces résultats sur le système qui existe dans l'entreprise où on a effectué le stage pratique.

Avant toute implémentation pratique une analyse détaillée sur les outils matérielle et informatique fournies par le système de contrôle existant est indispensable. Dans cette direction on a fait une étude des différents organes nécessaires pour notre boucle de régulation. Le contrôle d'une colonne d'absorption industrielle exige la maîtrise d'un certain nombre d'instruments et systèmes, à savoir : l'Analyseur de CO_2 (capteur), la vanne de circulation d'amine (actionneur), le système de control de processus DCS (contrôleur).

Les résultats de notre étude en matière de description des organes, leur fonctionnement, les contraintes pratiques ainsi que l'implémentation vont être présentés dans ce chapitre.

VI.2 Les organes de la boucle de régulation

Dans cette partie on va présenter et analyser les différents outils nécessaires pour l'implémentation de notre commande. Vue la symétrie entre les deux trains de décarbonatation on a choisi le TRI pour notre étude. L'analyseur de CO_2 J028AT102¹ représente l'outil de mesure pour notre boucle de régulation, la vanne d'amine J028FV101 constitue l'actionneur de la boucle. Pour l'implémentation des algorithmes de contrôle on a profité du système DCS yokogawa CS3000 de l'installation. Notre analyse consiste à déterminer les caractéristiques de chaque organe, les conditions de son fonctionnement et les contraintes qu'il présente. Après l'analyse on va proposer des solutions réalisables pour remédier à ces contraintes.

VI.2.1 L'analyseur de CO_2 J028AT102

Le rôle de l'analyseur est de donner une information sur la concentration du CO_2 dans le gaz sortant de l'absorbeur. Son fonctionnement est basé sur l'analyse NDIR² du gaz. Le modèle de

¹ J028AT102 : est un tag (référence dans le DCS) qui décrit chaque instrument dans l'installation.

J : désigne le site de Krechba, 028 : le code du système de décarbonation, AT : analyser transmitter, 102 : le numéro de l'instrument.

² NDIR : Absorption infrarouge non dispersive (cellule optique, détecteur de semi-conducteur).

L'analyseur est le **S720 Ex** fabriqué par **SICK MAIHAK**, Son installation (par la compagnie **ATAC**) exige la présence de plusieurs systèmes :

- *La probe* : le point de prise d'échantillon
- *Le préconditionnement* : ce système conditionne le gaz en terme de pression (réduction de la pression), température (constante dans la gamme 0-45°C) et filtrage.
- *Le conditionnement* : installé à l'entrée de l'analyseur ce bloc effectue l'opération de filtrage et régulation du débit rentrant dans l'analyseur.
- *L'analyseur lui-même* : effectue l'analyse spectrale du CO₂, affiche la valeur et envoie un signal 4-20 mA au système de control.

Les détails techniques de cet analyseur sont présentés dans l'**Annexe E**



Figure VI.1 : l'analyseur S720 Ex de SICK MAIHAK

Le facteur le plus important dans l'analyseur en vu de la commande de l'absorbent est son temps de réponse [*response time*]. Après une analyse du processus d'échantillonnage et les graphes des réponses du système on s'est rendu compte que ce dernier présente un retard qui atteint les 5 minutes, alors que d'après le design il ne doit pas dépasser 79 secondes [voir **Annexe E**]. Cela est dû principalement à :

- La position de l'analyseur loin du point de prise d'échantillon
- Le débit réduit du gaz qui rentre à l'analyseur
- Non-conformité à l'étude du design

La *Figure VI.2* illustre ce retard. En effet :

- **Cgsexport** : représente la concentration du CO₂ à l'export (la sortie des 2 trains).
- **Cgsexportcal** : représente la concentration du CO₂ d'export calculé à partir des données des deux analyseurs (somme pondérée).

On remarque bien que les deux graphes ont la même allure avec un retard pour le deuxième graphe (celui de Cgsexportcal) qui illustre bien ce retard.

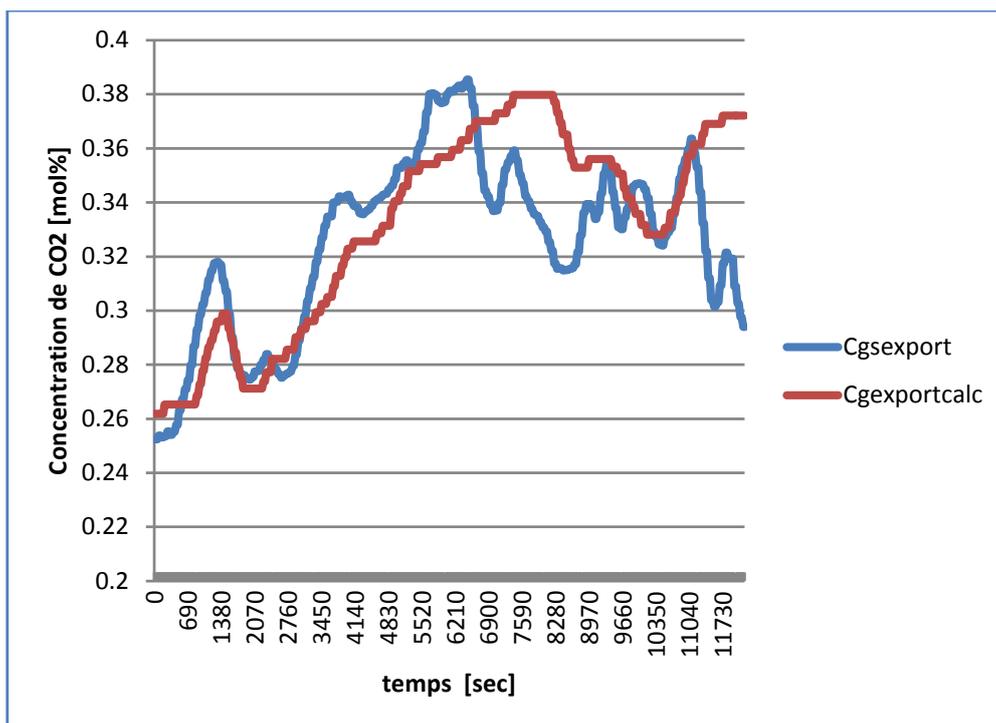


Figure VI.2 : retard de l'analyseur de CO_2 [données extraitées de l'exaquantum le 24 Mars 2010]

Plusieurs solutions technologiques sont proposées pour remédier à ce problème :

a- Augmentation du débit d'échantillonnage de l'analyseur :

Cette solution bien qu'elle présente un inconvénient qui consiste au torchage d'une quantité minimale en plus du gaz (par rapport au débit du process) elle peut réduire le temps de réponse d'un facteur double ou triple selon l'augmentation du débit.

Pour vérifier la faisabilité de cette solution on a consulté les débits tolérés par l'analyseur et les génies filtres installés :

- D'après le document ATAC (voir **Annexe E**) l'analyseur supporte jusqu'à 100 l/h, le débit actuel est de 6 l/h.
- Le génie filtre (A+ corporation model 101) avec une membrane Hi-Flow supporte jusqu'à 600 l/h, le débit actuel est de 106 l/h.

b- Installation d'une « fast loop » :

Cette solution est très connue pour les analyseurs installés loin du point d'échantillonnage (*Figure VI.3*), elle consiste à installer une dérivation du pipe d'échantillonnage qui revient au processus pour *accélérer* le passage des particules. Cette configuration élimine toute perte additive du gaz du fait que le gaz revient au process. Pour vérifier la faisabilité de cette technique on est allé au site pour vérifier la disponibilité de points de raccordement sur les gazoducs (pipes). Cette solution est mentionnée même dans le document technique du constructeur (voir **Annexe E**).

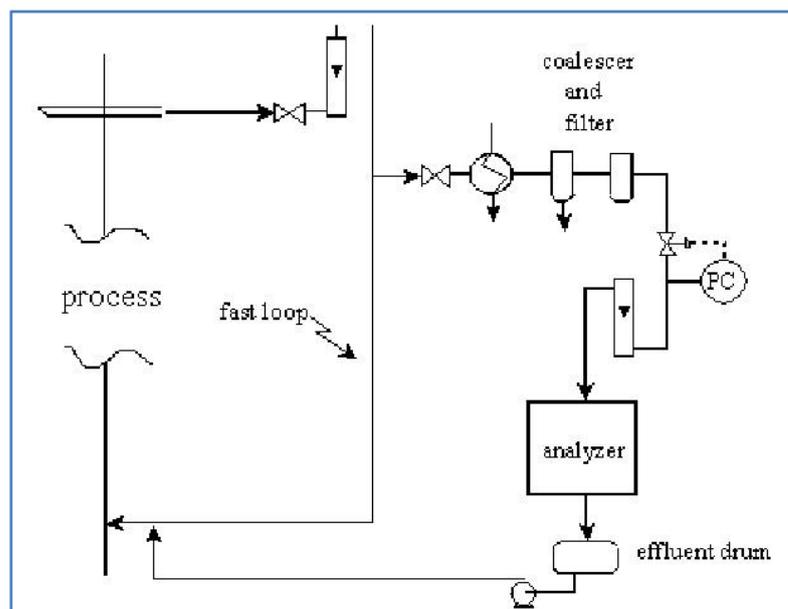


Figure VI.3 : principe du « fast loop »

c- Une dernière solution software consiste à implémenter un *estimateur* inspiré du modèle d'identification traité dans le *Chapitre III*. Un multimodèle qui utilise 3 entrées :

- Débit du Gaz
- Débit du liquide
- Concentration du CO₂ en entrée

Peut donner en déroulant l'algorithme du multimodèle la concentration du CO₂ en sortie en temps réel. Cet estimateur peut servir en commande (capteur logiciel) qu'au diagnostique (un capteur redondant). L'algorithme établi va être présenté en détails par la suite (§ VI.3).

VI.2.2 La vanne de circulation d'amine J028FV101³

La variation du débit d'amine est assurée par une vanne de type *linéaire* (voir *Figure VI.4*). Elle possède un *Cv rate*⁴ de 2000 et conçue pour travailler avec une différence de pression qui ne dépasse pas 5.5 bar pour un débit de 960 t/h. Actuellement cette différence de pression est largement dépassée à cause de la chute de pression dans l'installation. [**Annexe E**]

La régulation de débit (*J028FIC101*⁵) est assurée par un régulateur PI avec :

- BP = 600 %. (Bande proportionnelle)
- I = 400 sec. (temps d'intégration)

Dans les conditions de fonctionnement actuelles ce régulateur n'arrive pas à contrôler le débit, et cela est présenté par un pompage de la vanne lors d'un fonctionnement en mode automatique.

³ J028FV101 : Flow Valve.

⁴ Cv rate : le coefficient de la vanne, représente le débit (en gallons) pour une chute de pression de 1 psi le long de la vanne.

⁵ J028FIC101: Flow Indicator and Controller.



Figure VI.4 : la vanne d'amine J028FV101

Plusieurs solutions peuvent être envisagées pour mettre fin à ce problème :

a- Agir sur les paramètres du contrôleur :

Les valeurs actuelles du PI ne peuvent assurer un fonctionnement stable de la régulation dans de telles conditions. A cause des perturbations que le système reçoit, ses paramètres changent rapidement. Des valeurs fixes des paramètres du régulateur PI ne peuvent pas assurer une bonne robustesse. Un PID auto-ajustable disponible dans la bibliothèque des régulateurs de YOKOGAWA CS3000 va fournir les paramètres adéquats en temps réel. On a affaire à une régulation adaptative.

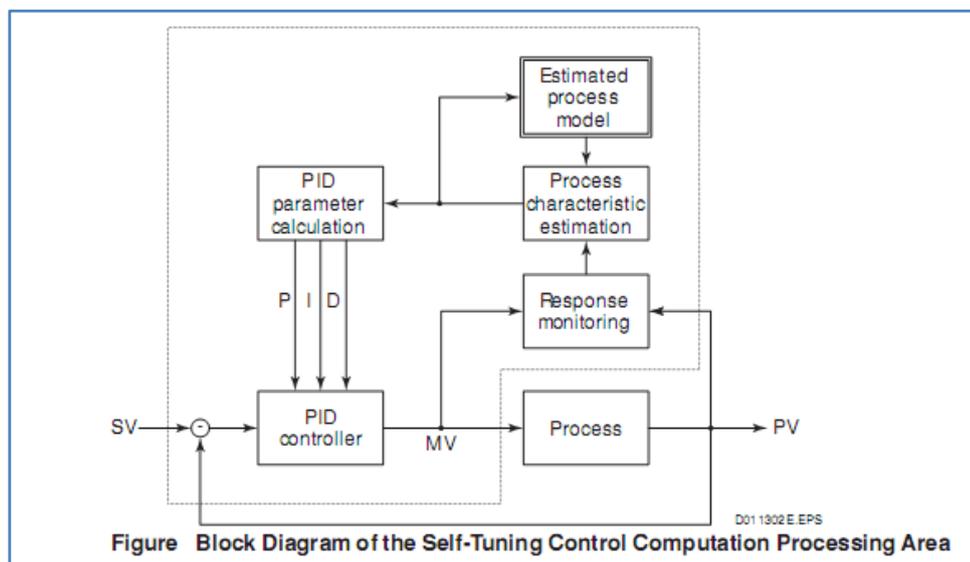


Figure VI.5 : Schéma du PID self-tuning

b- Changement de la vanne :

La vanne doit assurer un débit entre 900 t/h et 1200 t/h, la vanne linéaire est conçue pour travailler dans tous l'intervalle de 0-1200 t/h. pour assurer de bonnes performances dans de telles conditions il faut avoir un positionneur de haute précision, chose qui n'est pas disponible.

Une vanne de type « *Quick open* » bien dimensionnée pour travailler dans l'intervalle 800-1200 t/h va assurer le bon fonctionnement du contrôle. En effet, cette vanne a un fonctionnement stable et lisse vers les hauts débits, ainsi le contrôleur peut arriver à stabiliser le débit. (Voir *Figure VI.6*)

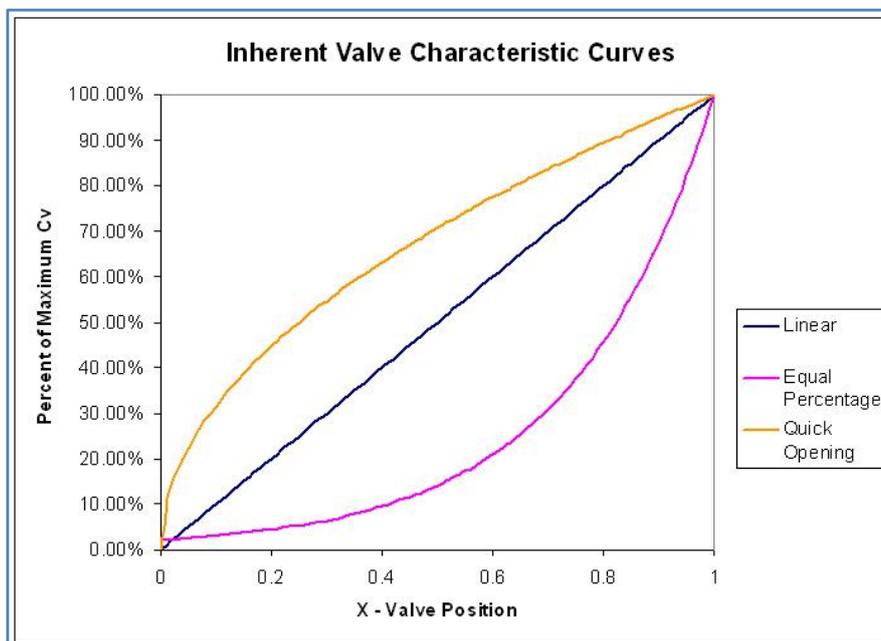


Figure VI.6 : Les différents types de vannes de régulation

c- Montage split range :

Bien qu'elle demande un changement significatif dans la tuyauterie « piping », cette solution est la plus recommandée pour ce type de problème.

Elle consiste à installer deux vannes en parallèle, chaque vanne pour un intervalle de fonctionnement, exemple :

- La vanne 1 travaille dans l'intervalle 0-900 t/h
- La vanne 2 travaille dans l'intervalle 900-1200 t/h

Avec cette configuration la vanne 1 sera totalement ouverte et la vanne 2 va assurer la régulation avec les performances demandées

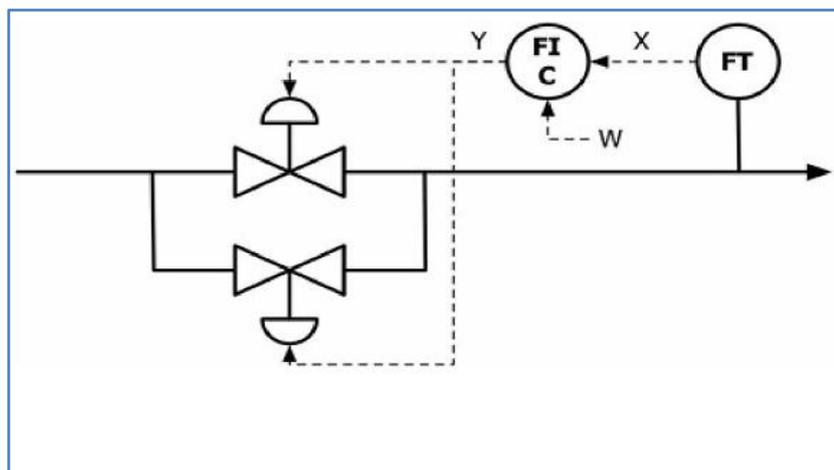


Figure VI.7 : Régulation split range

VI.2.3 Le DCS de YOKOGAWA CS 3000

Le système DCS (*Distributed Control System*) CS3000 de YOKOGAWA est installé dans le CPF (*Control Process Facilities*). Le système contient deux sous systèmes qui fonctionnent en parallèle et qui se communiquent entre eux :

- Le PCS : le « *Process Control System* »
- Le ESD/F&G : le « *Emergency Shutdown System /Fire and Gas* »

Le système est installé dans le CER (*Control Equipment Room*) et communique avec l'extérieur via des modules I/O et des protocoles de communication.

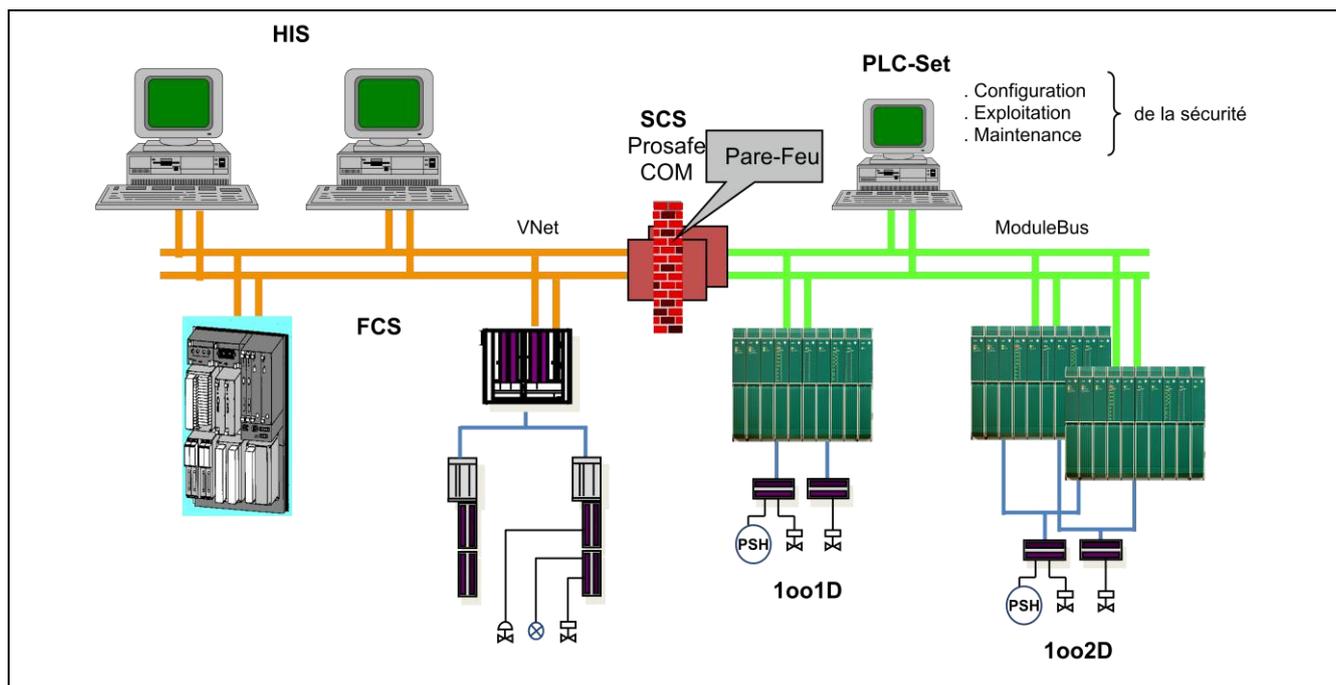


Figure VI.8 : l'architecture générale du DCS CS3000

Le PCS est le système qui s'occupe des boucle de régulation du processus, il est composé de : [29]

- **HIS** (*Human Interface Station*) : Principalement utilisée comme poste de conduite de l'opérateur. Cette station peut également supporter les fonctions ingénieur de configuration et de maintenance. Grâce aux interfaces DDE⁶ ou OLE⁷ intégrées dans son système d'exploitation, elle peut également transférer toutes sortes d'informations ou de données à un ordinateur de supervision ou à une station de travail.
- **FCS** (*Field Control Station*) : réalise les fonctions de contrôle (régulation continue ou séquentiel). Elle gère les entrées et les sorties du procédé et peut être reliée à un automate de sécurité (PLC). Les stations de control utilisée en CPF sont du modèle PFCS.
- **V Net** : bus de contrôle temps réel, permet aux stations de communiquer entre-elles.
- **BCV** (*Bus converter*) : permet de se relier à un autre système Yokogawa (exemple : ESD).
- **CGW** : passerelle de communication, permet à une station de travail (sous UNIX ou autre) de lire ou d'écrire des variables procédé contenues dans une FCS grâce à des Primitives Yokogawa.

⁶ DDE : dynamic data exchange (Microsoft protocol)

⁷ OLE : Object linking and embedding (Microsoft protocol)

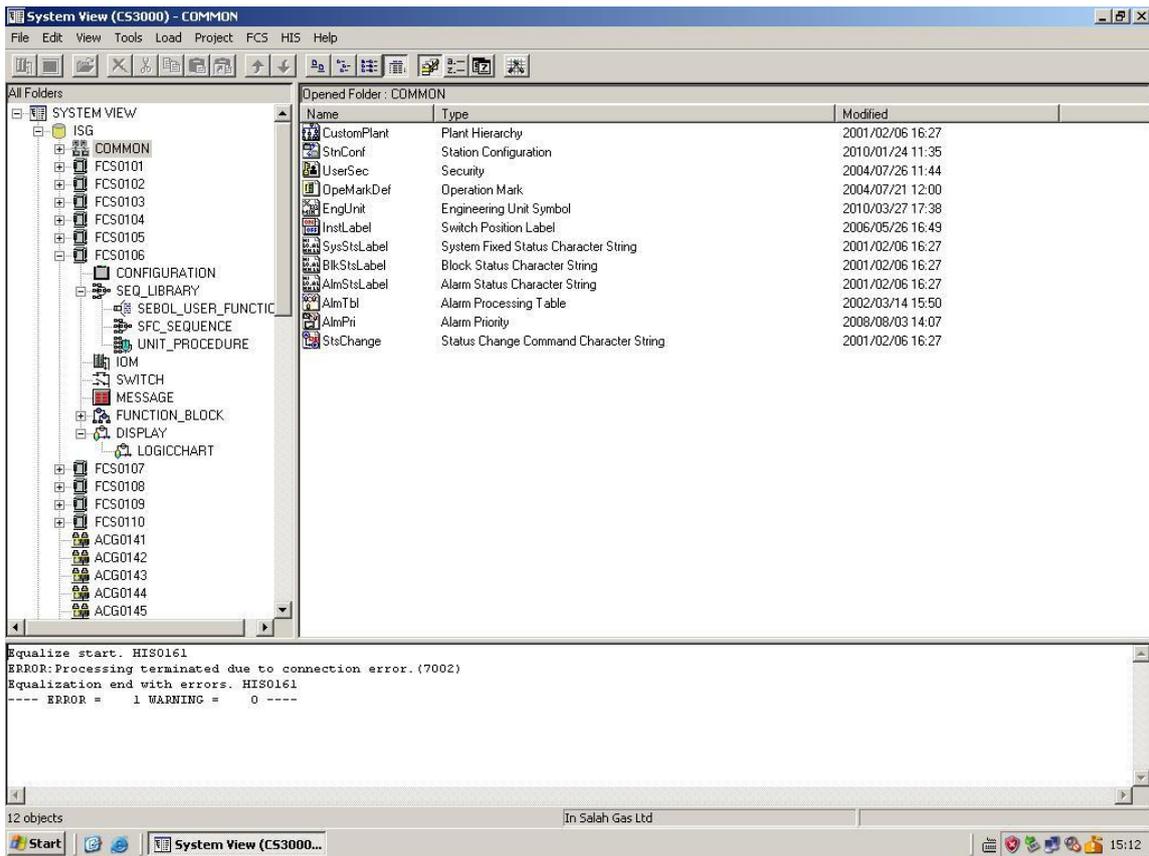


Figure VI.10 : Le System View

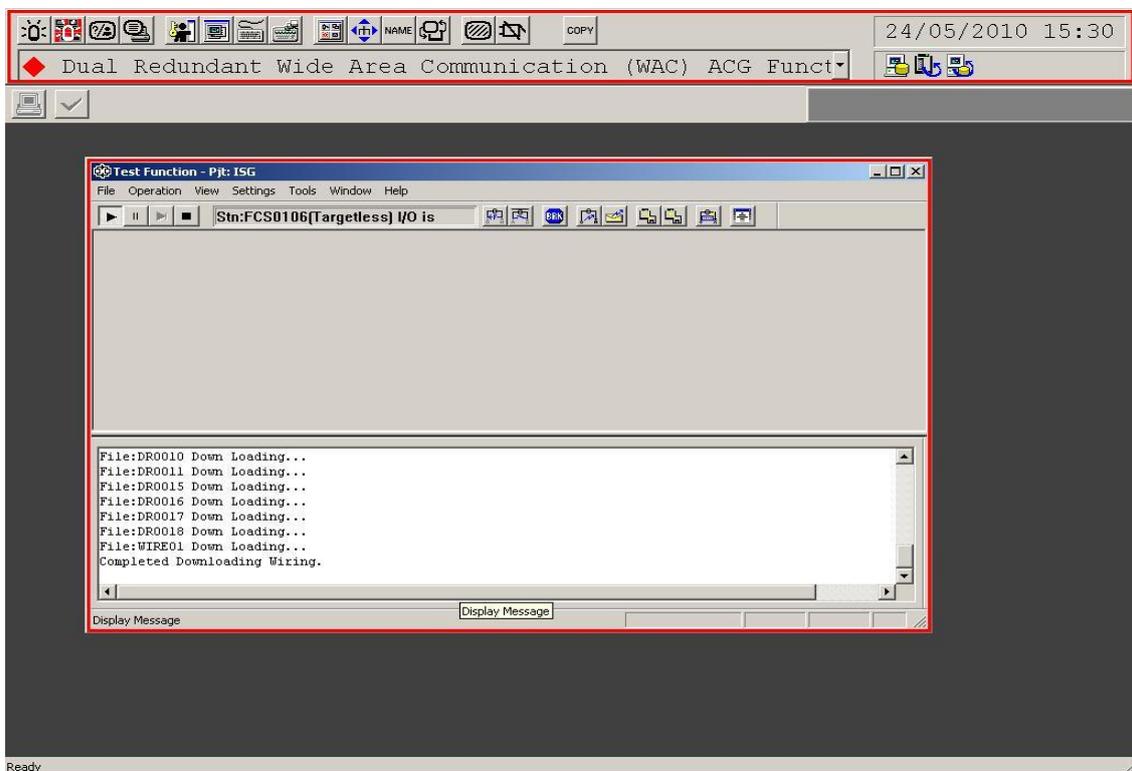


Figure VI.11: test function

VI.3.1 Le « Control Drawing Builder »

Le « *Control Drawing Builder* » a pour but de configurer les fonctions de contrôle de base de la FCS. Avec « *Control Drawing Builder* », des opérations telles qu'enregistrer des blocs fonctionnels dans le fichier de dessins. Le flux des données entre ces blocs peut être effectué graphiquement. [29]

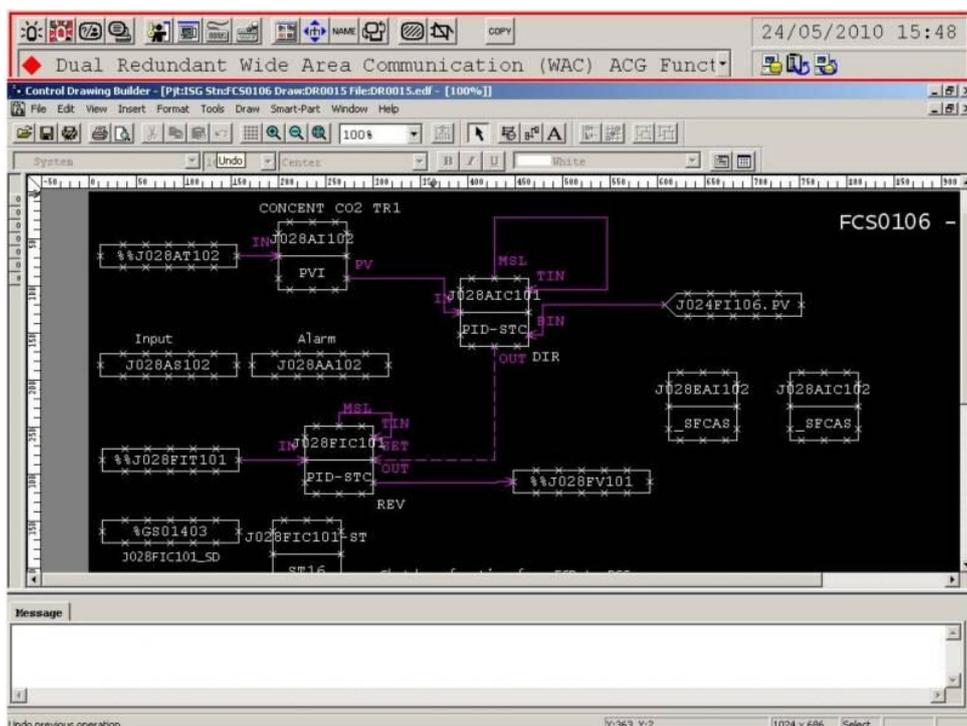


Figure VI.12 : le control drawing

Les éléments principaux dans un *control drawing* sont les blocs fonctionnels. YOKOGAWA propose plusieurs types de blocs selon le besoin du programmeur, exemple : les blocs de régulation, blocs de calcul, blocs SFC,...

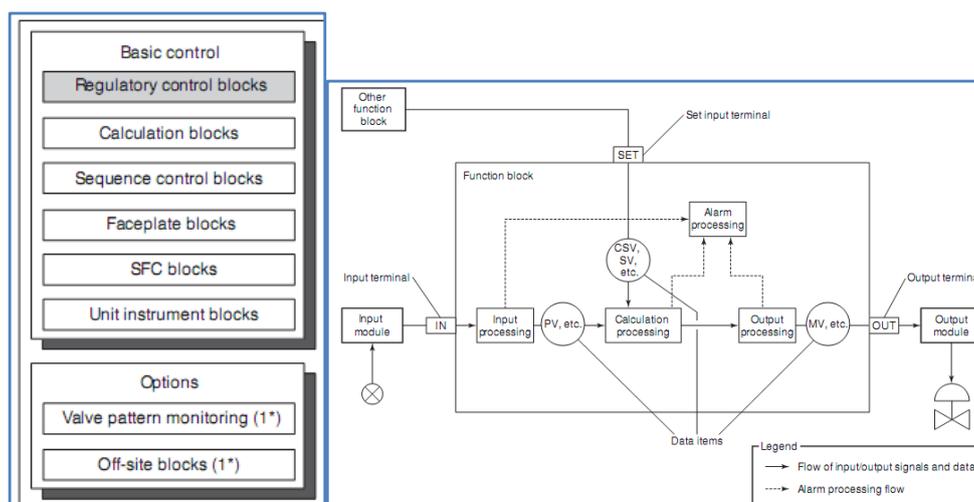


Figure V.4 : les « function blocks »

Les contrôleurs qu'on a implémenté sont détaillés dans la suite du chapitre.

VI.3.2 le contrôleur PID J028AIC101⁸

Pour implémenter notre contrôleur PID on a utilisé le bloc PID de la bibliothèque du « *control drawing* ».

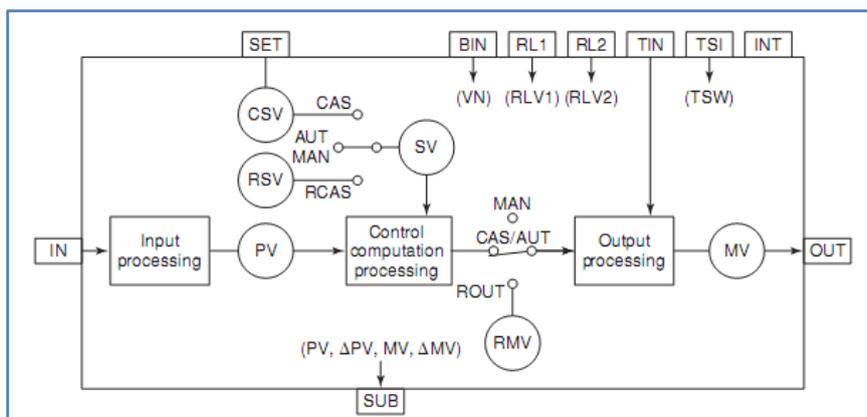


Figure VI.13 : Le bloc PID

Le bloc PID créé (*J028AIC101*) reçoit la mesure de la concentration du CO₂ à partir du bloc PVI⁹ (*J028AI102*¹⁰) et le débit du gaz (pour calculer l’action feedforward) à partir du bloc d’entrée « *Link Block* » (*J024FI106*¹¹), en faisant le traitement avec l’algorithme PID, il envoie une consigne de débit au contrôleur (*J028FIC101*) qui prend en charge la régulation du débit, ainsi on obtient une boucle de régulation en cascade.

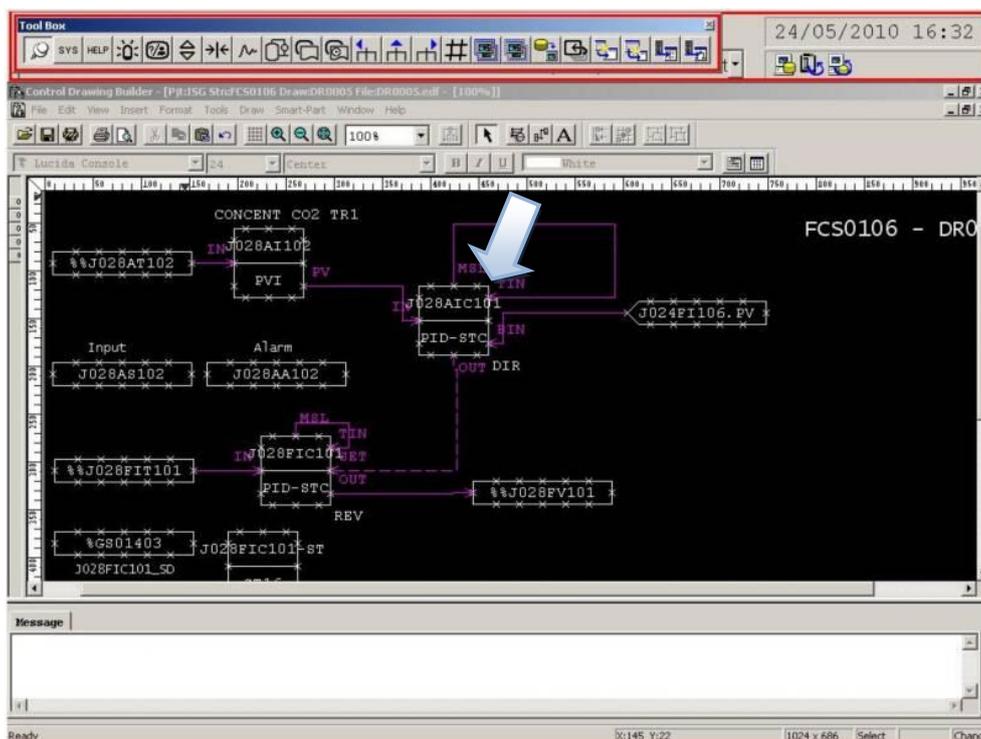


Figure V.6 : contrôle PID-Feedforward

⁸ J028AIC101: Analyze Indicator and Controller.

⁹ PVI : Process Value Indicator

¹⁰ J028AI102 : Analyze Indicator

¹¹ J024FI106 : Flow Indicator

VI.3.3 Le contrôleur flou-Feedforward J028AIC102

Pour implémenter notre contrôleur flou-Feedforward on a utilisé le langage de programmation *SEBOL*. Le *SEBOL* est un langage issu du langage C en rajoutant des fonctions prédéfinis, YOKOGAWA a adapté ce langage pour ses applications.

On a essayé d'utiliser le bloc *CALC*¹², mais on a constaté que son utilisation est très limité (nombre de variables et fonctions limité). En fait ce bloc est utilisé pour des calculs relativement simples, exemple : calcul des débits compensés.

L'outil (le bloc) le plus adéquat pour cette application est le bloc « *_SFCAS*¹³ » qui se base sur le concept du Grafcet. L'algorithme est devisé en deux parties :

- La partie *initialisation* : ou tous les paramètres initiaux et constantes sont déclarés
- La partie *contrôle* : ou l'algorithme de contrôle est exécuté.

La *Figure VI.14* représente l'implémentation du contrôleur dans le bloc *_SFCAS* et la *Figure VI.15* représente l'organigramme de contrôle.

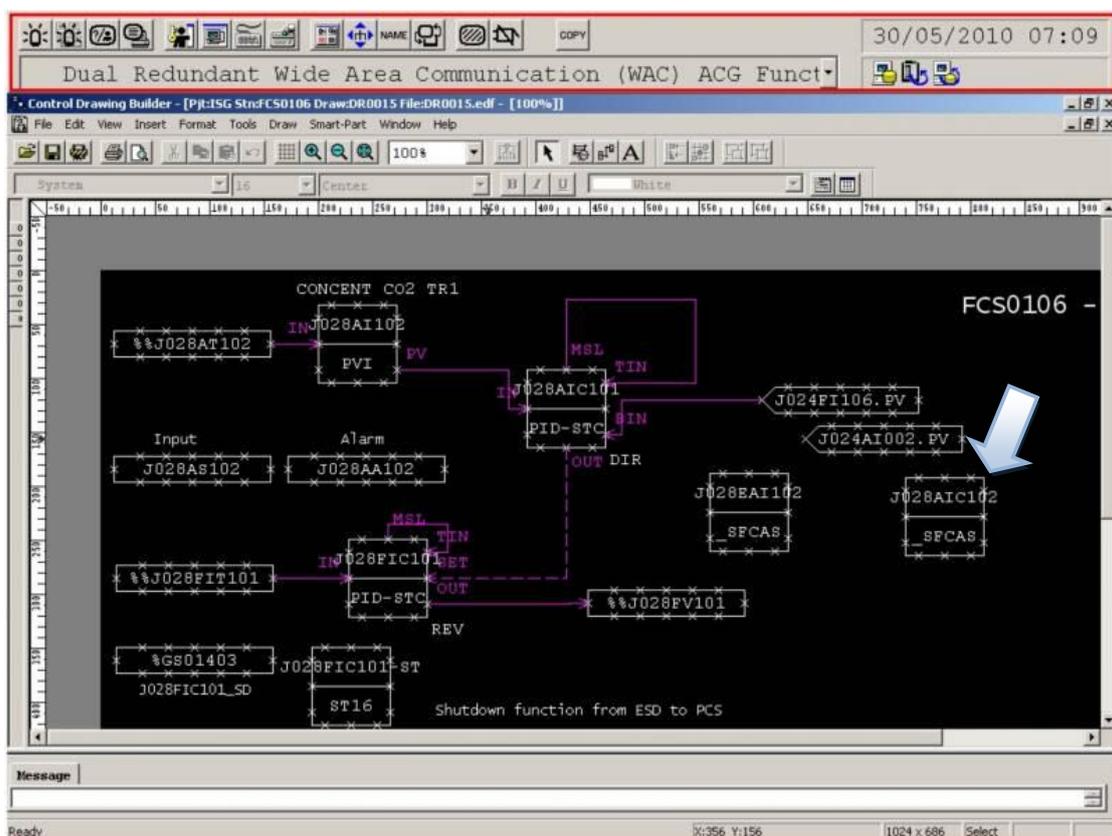


Figure VI.14 le contrôleur Flou-Feedforward

¹² CALC : Bloc de calcul (pour les calculs simples)

¹³ _SFCAS : Sequential Flow Chart with Analog Signals

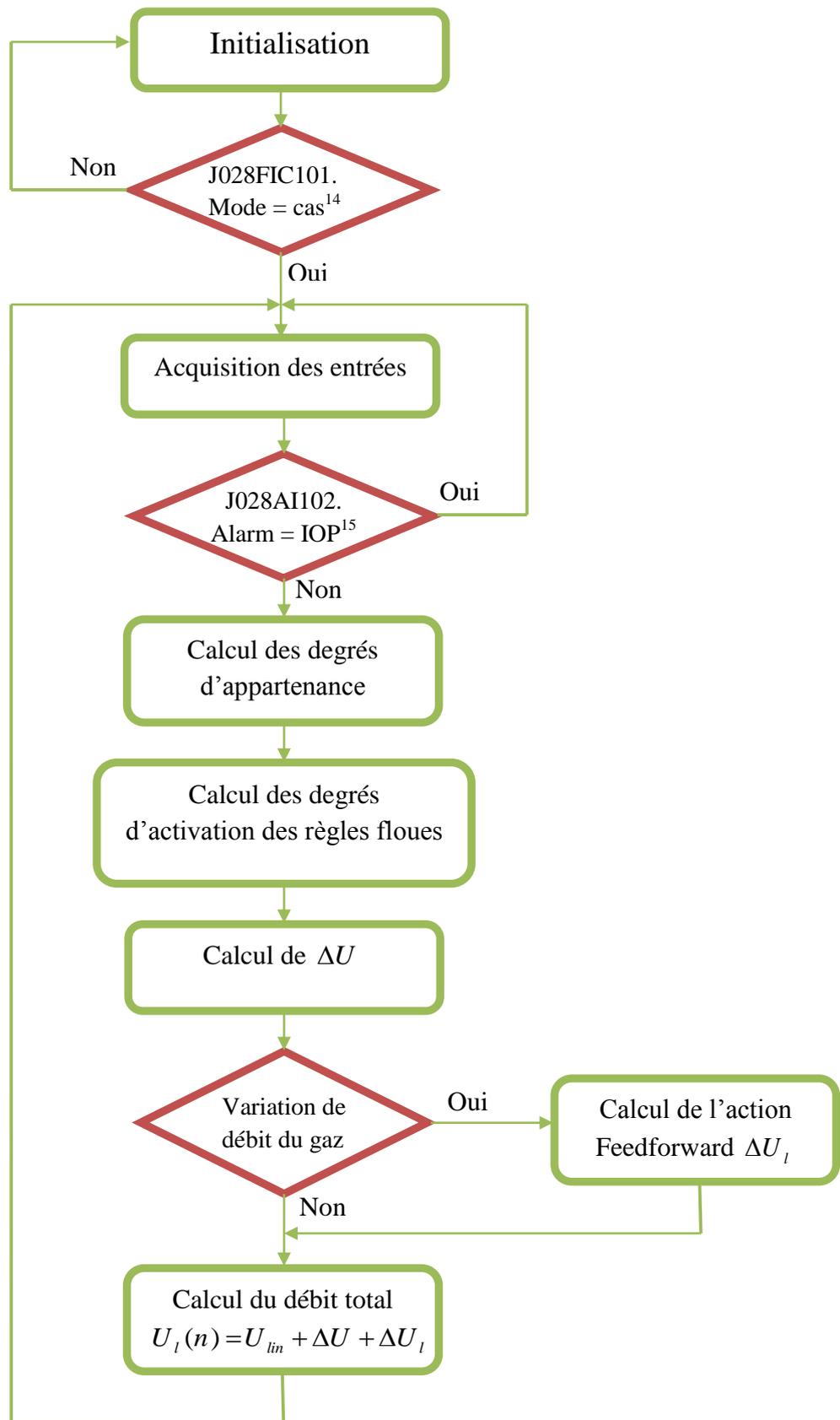


Figure VI.15 : L'organigramme du contrôleur Flou-Feedforward

¹⁴ Cas : mode cascade

¹⁵ IOP : Input Open (absence du signal du capteur)

VI.3.4 L'estimateur de concentration J028EAI102

Pour remédier au problème du retard de l'analyseur on a proposé une solution software qui consiste à un estimateur basé sur l'approche multimodèle.

Cet estimateur reçoit 3 mesures :

- Concentration du CO₂ en entrée (non disponible actuellement, car le capteur n'est pas installé)
- Débit du gaz (J024FI106).
- Débit d'amine (J028FIT101).

En faisant un traitement de ces données l'estimateur va nous fournir la concentration du CO₂ en temps réel avec un pas d'échantillonnage de 10 secondes. L'implémentation de cet algorithme est faite à travers le bloc « _SFCAS», l'algorithme contient deux phases :

- *Initialisation* : on attend jusqu'à ce que la concentration atteint son régime permanent
- *Estimation* : un traitement des données donne la concentration estimée

L'algorithme de l'estimateur est inspiré de celui de l'identification (apprentissage) (§III.4.1), avec quelques modifications il est présenté dans la *Figure VI.17*, et La *Figure VI.16* représente l'implémentation de l'estimateur dans le bloc _SFCAS.

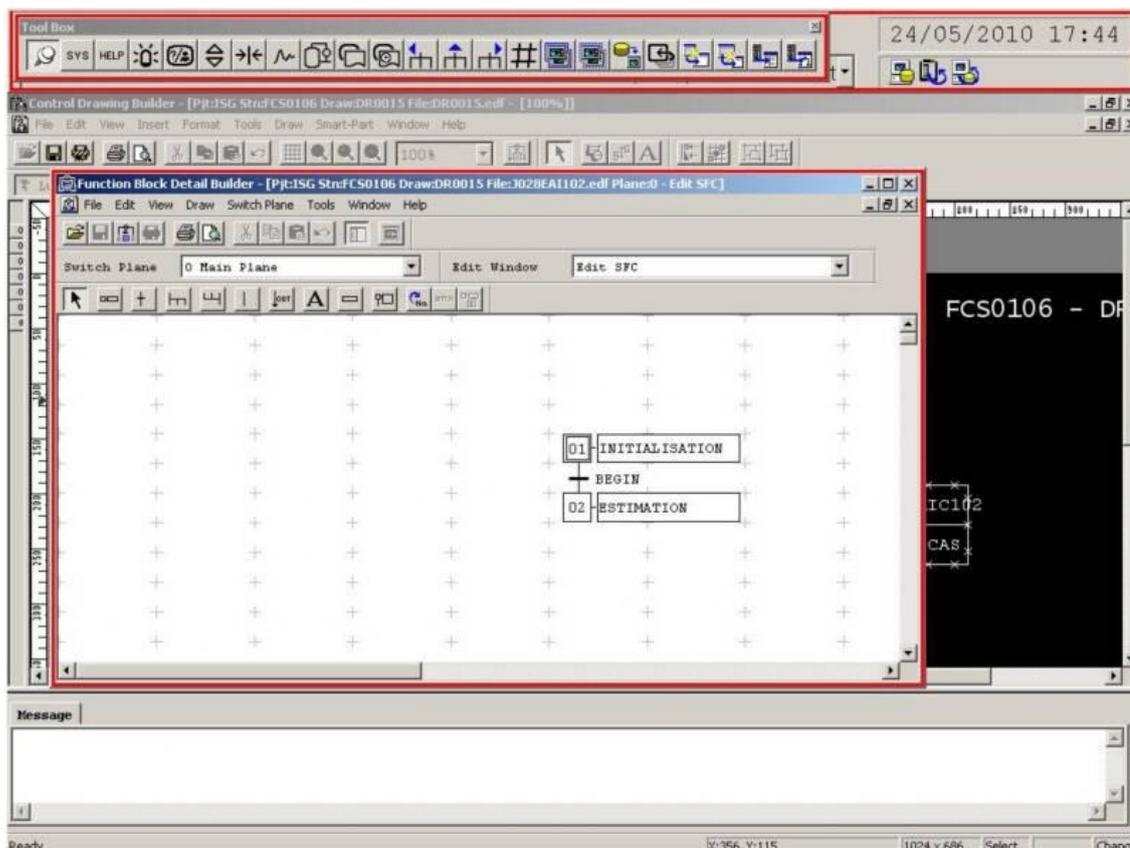


Figure VI.16 : l'estimateur de la concentration du CO₂

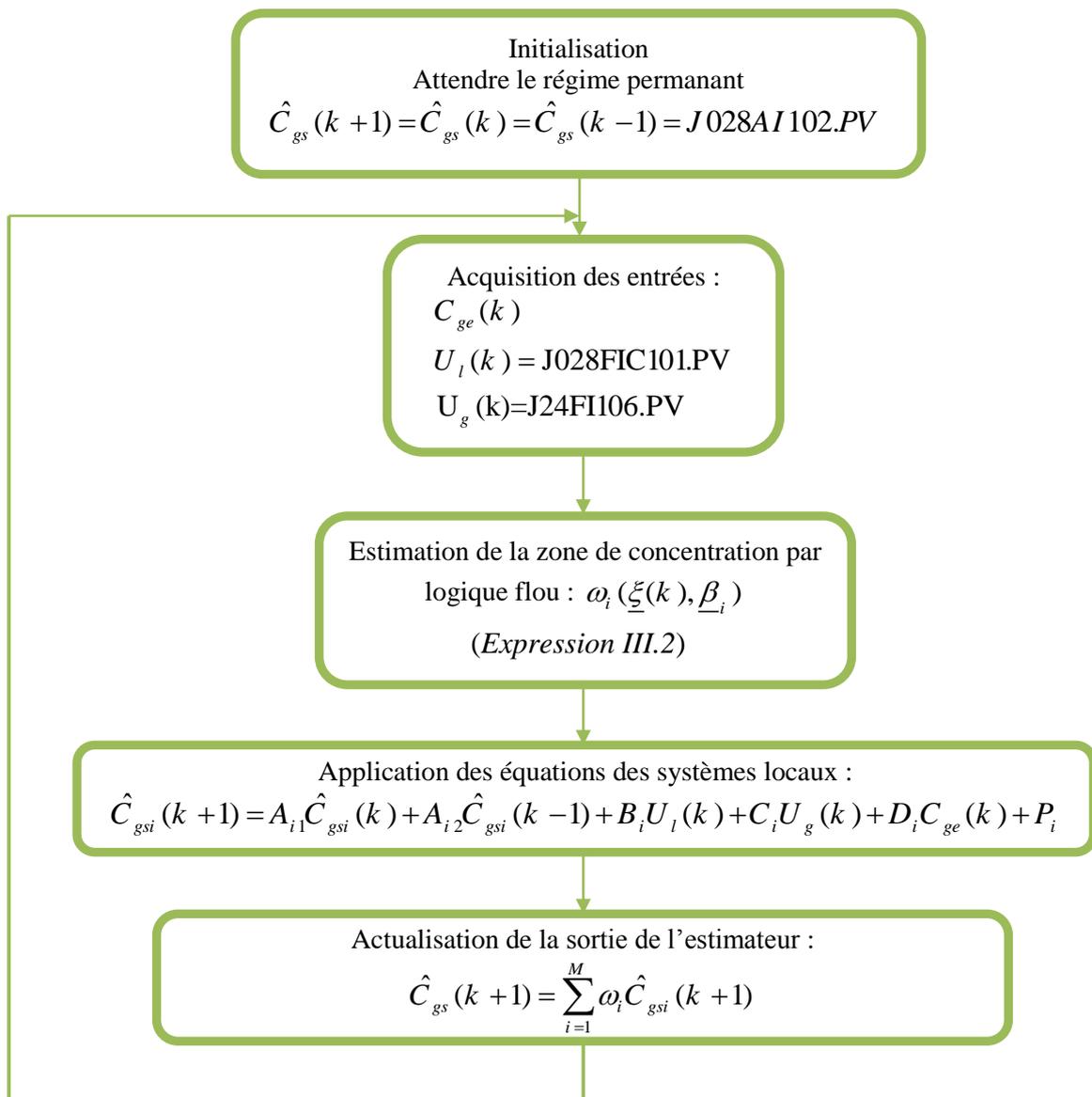


Figure VI.17 : L'organigramme de l'estimateur de concentration du CO_2

VI.4 L'interface graphique

En utilisant l'outil « *Graphic Builder* » la boucle de régulation en cascade peut être visualisée. On a fait des modifications sur l'interface graphique existante pour rajouter les contrôleurs qu'on a implémenté : Le contrôleur (*J028AIC101*) reçoit la mesure de l'indicateur (*J028AI102*). Après traitement il envoie la référence du débit au contrôleur (*J028FIC101*). La boucle en cascade est visualisée sur deux écrans, le premier écran (*Figure VI.18*) pour le contrôleur *J028AIC101* (*Master*) et le deuxième (*Figure VI.19*) pour le contrôleur de débit *J028FIC101* (*Slave*). La *Figure VI.20* représente une vue générale des blocs synthétisés.

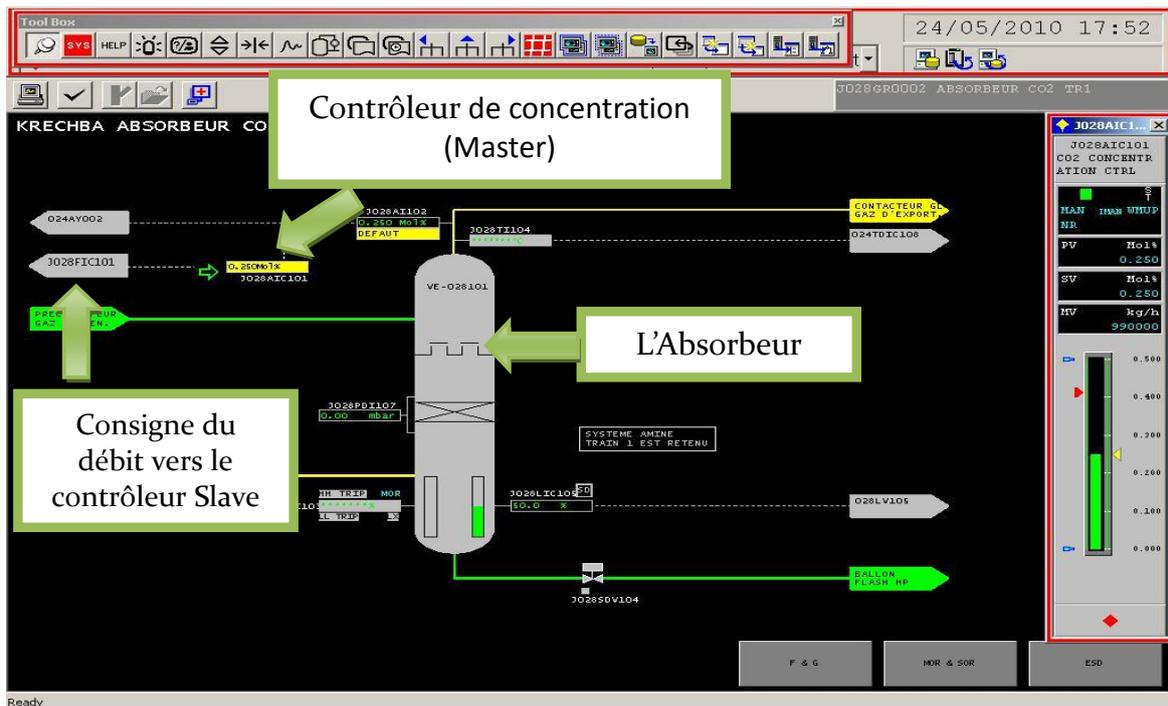


Figure VI.18 : Interface graphique de l'absorbeur

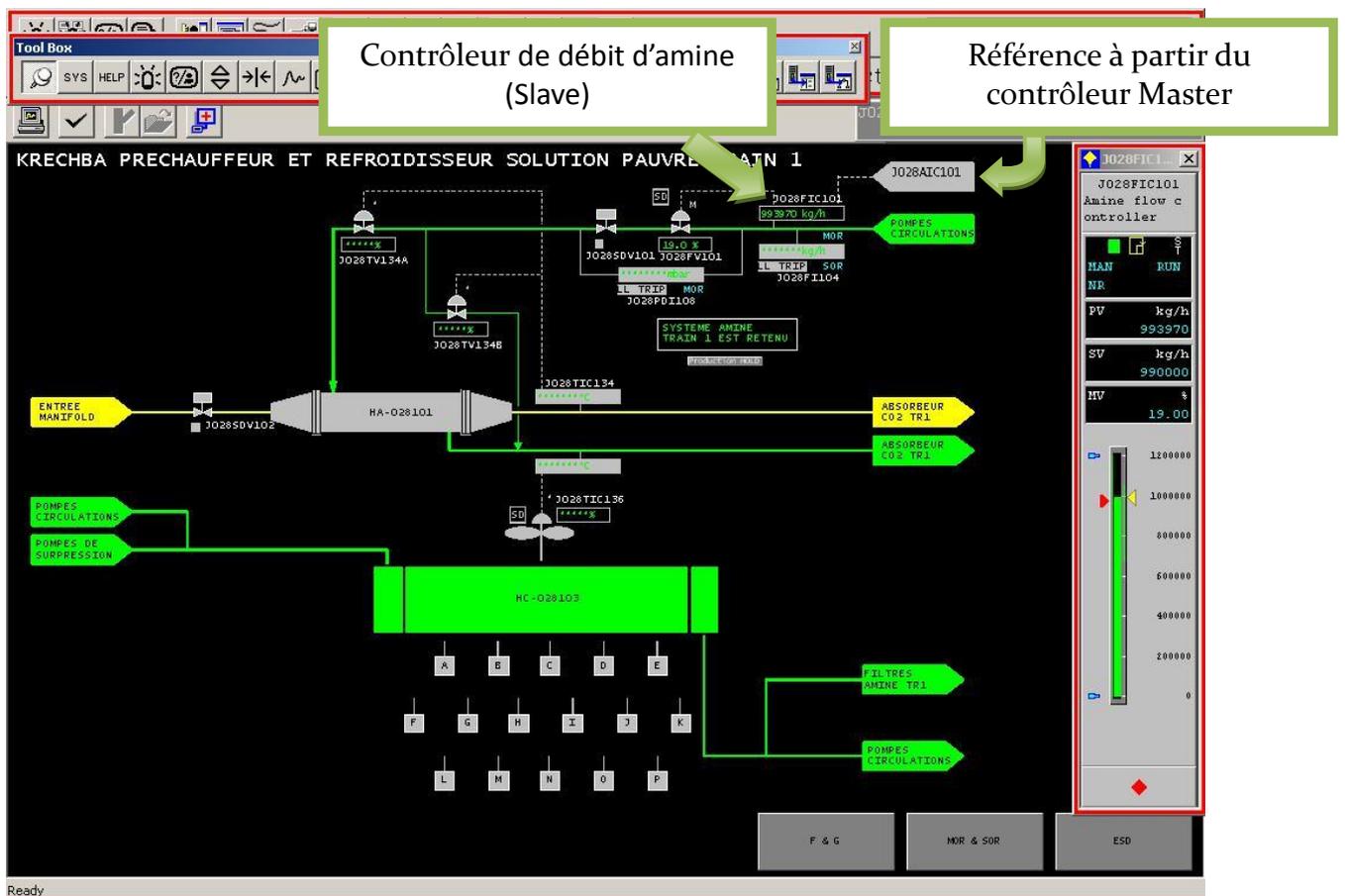


Figure VI.19 : le contrôleur de débit d'amine

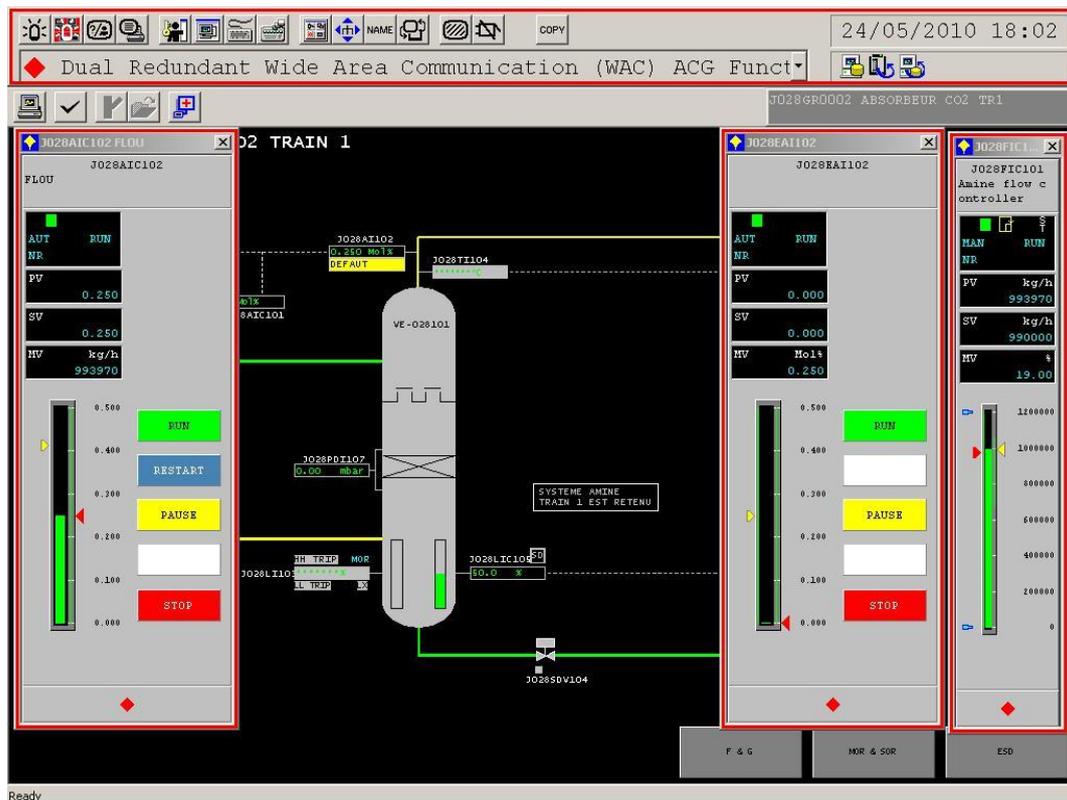


Figure VI.20 : Vue générale des blocs synthétisés (J028EAI102 et J028AIC102)

VI.5 Conclusion

Dans ce chapitre plusieurs systèmes liés à l'absorbeur ont été analysés, à savoir l'analyseur de CO₂ et la vanne de circulation d'amine. Malgré les contraintes que ces systèmes présentent, on a essayé de proposer des solutions pratiques après une recherche et une analyse approfondie sur chaque système. Les lois de commande développées, qui ont été simulées avec MATLAB pour vérifier leurs performances et ajuster leurs paramètres afin d'atteindre les objectifs voulus, sont implémentées dans le DCS YOKOGAWA CS3000 en se servant de son application « SYSTEM VIEW ». Le langage SEBOL était d'une grande utilité pour l'implémentation des lois de commande, en particulier lorsqu'il est utilisé dans les blocs SFC.

Les algorithmes ont été testés avec l'outil « test function », afin de vérifier leurs performances avant de les connecter en ligne avec le process. Utiliser ces algorithmes en ligne demande un protocole spécial (démarches administratives) à cause de la sensibilité du système, en effet, si l'un des algorithmes génère un faux signal vers le process (exemple : un débit inadmissible) tout le train de décarbonation va tomber en panne. Pour cela, le changement qu'on a apporté doit être approuvé par d'autres ingénieurs. Après présentation de ce travail au niveau de l'entreprise, les ingénieurs ont admis de tester son fonctionnement lors du prochain arrêt du process.

Conclusion Générale

Conclusion Générale

Au cours de ce travail, nous avons développé en premier lieu un modèle mathématique dynamique décrivant le processus d'absorption de CO_2 dans une colonne à garnissage industrielle opérant à contre courant. La particularité de ce modèle par rapport aux précédents réside par la prise en compte du *bilan énergétique*, c'est-à-dire en considérant la température varie le long de la colonne.

Les simulations réalisées en boucle ouverte permettent d'obtenir en régime permanent des résultats théoriques très proches des résultats de la colonne industrielle. Ces simulations montrent également que le système est stable en boucle ouverte. On note une nette dissymétrie de comportement entre les échelons de perturbations positifs et négatifs. Le système présente un temps mort sur les perturbations en concentration dû à la propagation du gaz le long de la colonne d'absorption.

L'identification par l'approche multimodèle floue a permis de valider un modèle dynamique qui présente le système dans son intervalle de fonctionnement avec une précision appréciable. Cette approche a donné de bons résultats sur le système réel.

Les résultats de simulation pour les régulateurs classiques (PI, PID, PID-Feedforward) sont satisfaisants et ce malgré le fait que quelque problème persiste comme la dissymétrie de la réponse du système. L'action Feedforward a nettement amélioré les résultats ainsi obtenus.

Les techniques de régulation modernes (Flou, Flou-Feedforward) ont remédié aux problèmes des techniques classiques grâce à leur flexibilité et compatibilité avec les systèmes non linéaires.

Finalement, les algorithmes développés sont implémentés sur le système de control du process *YOKOGAWA CS3000*, en utilisant ressources matérielles et logicielles disponible. Cela malgré les contraintes pratiques rencontrées, que nous avons proposé des solutions pratiques basées sur une analyse approfondie. Ce qui nous a appris à résoudre les problèmes pratiques (*l'engineering*). L'implémentation a donné de bons résultats durant les tests en attendant sa mise en service.

A l'issue de ces travaux, cette thèse ouvre de nouvelles perspectives prometteuses parmi lesquelles nous citons:

- L'implémentation d'un programme qui fait la simulation de la colonne d'absorption en tenant en compte les quatre variables $(C_{Ag}, C_{Bl}, T_g, T_l)$. le programme actuel traite les deux premières et suppose un profil pour les dernières.
- Amélioration de l'algorithme de l'identification par l'ajout d'algorithmes d'optimisation non linéaires pour améliorer les paramètres de forme des fonctions d'activations (centre, écart type). Ainsi l'estimateur développé peut être utilisé comme un outil puissant de *diagnostique* pour le système réel ou utilisé dans une *commande prédictive*.
- L'application d'autres stratégies de commande qui peuvent améliorer encore les performances et remédier aux problèmes rencontrés.
- Une commande centralisée qui prend en compte tous les sous systèmes du process d'absorption désorption qui utilise la logique suivante : suivant le débit du liquide demandé la

pompe d'amine (**Annexe A**, §A.2) change son régime (vitesse) pour maintenir une pression adéquate pour le bon fonctionnement de la vanne d'amine. Et le stripper change sa puissance de chauffe pour délivrer l'amine avec les spécifications requises.

Bibliographie

Bibliographie :

- [1] F. ALOUANI, « *Commande par Logique Floue Appliquée aux pendules inversés et au Simulateur de Vol d'Hélicoptère : Simulation et Expérimentation* » Thèse de Magister, ENP, Alger, 2006, 112p.
- [2] R. ATTIA, M. ADJADJI, « *différentes techniques d'optimisation de la commande floue. Application sur la colonne d'absorption* » Thèse d'ingénieur, ENP, Alger, 2009, 102p.
- [3] R. BABUŠKA, H. VERBRUGGEN, « *Neuro-fuzzy methods for nonlinear system identification* », Annual Reviews in Control 27, 2003, pp.73–85.
- [4] A. BEDELBAYEV, T. GREER, B. LIE, « *Model based control of absorption tower for CO2 capturing* », Telemark University College, Porsgrunn, Norway, 2008, 11p.
- [5] S. BEZZAOUCHA, « *Commandes Floues d'une Colonne d'absorption* ». Thèse de Magistère, ENP, Alger, 2007.
- [6] D. BOUKHETALA, « *Identification des processus* », Cours 4ieme année, ENP, Alger, 2009
- [7] H. BÜHLER, « *Conception des Systèmes Automatiques* », Presses Polytechniques Romandes, Lausanne, Suisse, 1988.
- [8] H. BÜHLER, « *Le réglage par logique floue* », Presses Polytechniques Romandes, Lausanne, Suisse, 1994, 90p.
- [9] R. CARDOUS, « *absorption-désorption de gaz acides par des solutions aqueuses d'amines* », thèse de doctorat, Ecole des Mines, Paris, 1998, 148p
- [10] D. COOPER, R. RICE, J. ARBOGAST, « *Tutorial: Cascade vs. Feed Forward for Improved Disturbance Rejection* », Reliant Center Houston, Texas, 2004, 12p.
- [11] K. GASSO. « *Identification de systèmes dynamiques non linéaires : approche multi-modèle* », Thèse PhD, INPL, Nancy, 2000.
- [12] P. GATTSITE, « *Cours Régulation* », BTS CIRA site, adresse URL : <http://btscira.perso.sfr.fr/page1/page64/page64.html> (page consultée le 10/06/2010).
- [13] R. HADDOUCHE, « *Simulation et Contrôle d'une Colonne d'absorption* ». Thèse de Magistère, ENP, Alger, 2006.
- [14] R. ILLOUL, « *Modélisation, simulation et commande par logique floue d'une colonne d'absorption* », thèse de doctorat, ENP, Alger, 2009, 114p.
- [15] R. ILLOUL, A. SELATNIA, A. BOULEROUAH, « *Commande prédictive généralisée d'une colonne d'absorption* ». 4eme Journées Francophones sur les réacteurs Gaz-Liquide, Liège, 2002.
- [16] R. ILLOUL et al, « *Simulation de la commande par logique floue et neuro-floue d'une colonne d'absorption réactive* », 9^{ème} Congrès SFGP, Saint-Nazaire, France, 2004.
- [17] A. KAUFMANN, « *Introduction à la logique floue* », Ed. Techniques de l'ingénieur, R 7032, 9p.

-
- [18] F.M. Khan, T. Mahmud, «*Modeling of Gas Absorbers for Carbon Dioxide Capture Applications*», Faculty of Engineering, 10p.
- [19] H.M. KVAMSDAL, J.P. JAKOBSEN, K.A. HOFF, «*Dynamic modeling and simulation of a CO₂ absorber column for post-combustion CO₂ capture* », SINTEF Materials and Chemistry, Trondheim, Norway, 2009, 30p.
- [20] M. NESBITT, « *Contrôle narrative* », Documentation technique ISG, mise à jour, 10/09/2006.
- [21] R.ORJUELA, D. MAQUIN, J. RAGOT, « *Identification des systèmes non linéaires par une approche multimodèle à états découplés* », Journées Identification et Modélisation Expérimentale JIME'2006, Poitiers, France, 2006, 9p.
- [22] K.M. PASSINO, S. YURKOVICH, « *Fuzzy Control* », Addison-Wesley Longman, California 1998, 522p.
- [23] C. ROIZARD, G. WILD, J.C. CHARPENTIER, « *Absorption avec réaction chimique* », Ed. Techniques de l'ingénieur, J1079, 20p.
- [24] S. SEDDARI, «*Simulation d'une colonne à garnissage d'absorption du CO₂ par une Solution aqueuse de monoéthanolamine à 25°C et 40 °C*». Thèse de Magister, ENP, Alger, 2004
- [25] M. SELATNIA, « *Identification et commande par reseaux de neurones d'une colonne d'absorption* », Thèse de Magistère, ENP, Alger, 2010, 109p.
- [26] R. SHORTEN, R. MURRAY-SMITH, «*Multiple model approaches to modelling and control, chapter Side-effects of normalizing basis functions in local model networks*», Taylor and Francis, 1997.
- [27] L. THIAW, « *Identification de systèmes dynamiques non linéaires par réseaux de neurones et multimodèles* », Thèse de Doctorat, Université Paris12 Val-de-Marne, Paris, 2008, 180p.
- [28] Documentation technique ISG.

ملخص:

العمل المعروف في هذه المذكرة يهدف إلى إيجاد نموذج التبيين والتحكم في اسطوانة صناعية لامتصاص ثاني أكسيد الكربون من الغاز الطبيعي بواسطة سائل الغسل مثل ديايثانول أمين. أولا عرضنا نموذج ديناميكي لتقدير تراكيز المواد عند مخرج الاسطوانة , ثم قمنا بتبينه باستعمال تقنية النماذج المتعددة الخطية الغامضة. من اجل التحكم, طبقنا تقنيات كلاسيكية و أخرى حديثة تعتمد على الجمل الغامضة و التغذية المتقدمة, من اجل كل طريقة قمنا بتمثيل نتائج المحاكاة الرقمية للتأكد من فعاليتها. قمنا كذلك بتطبيقها على النظام الحقيقي. ختاماً, وضعنا خلاصات و آفاق.

الكلمات المفتاحية : اسطوانات الامتصاص, نماذج ذات خصائص موزعة, التحكم الكلاسيكي, التغذية المتقدمة, الجمل الغامضة, التبيين بالنماذج المتعددة, معالجة الغاز, نظام التحكم الموزع YOKOGAWA CS3000.

Résumé :

Ce travail porte sur la modélisation, l'identification et la commande d'une colonne d'absorption de CO₂ industrielle destinée pour la décarbonation du gaz naturel en utilisant une solution de MethylDiethanolamine (MDEA). Nous présentons d'abord un modèle dynamique estimant les concentrations de CO₂ et de MDEA en sortie de la colonne. Nous identifions le système avec l'approche multimodèles linéaires flous (MMLF). Pour la commande, nous utilisons d'abord des régulateurs classiques PI, PID, PID-Feedforward , puis nous appliquons des stratégies de commande modernes basées sur la logique floue, à savoir : l'approche floue classique, floue-Feedforward. Pour chaque structure de commande, des résultats de simulation sont présentés pour illustrer les performances. Nous implémentons les algorithmes développés sur le système réel. Nous présentons finalement des conclusions et des perspectives.

Mots clés : Colonne d'absorption à garnissage, modèle à paramètres répartis, régulation PID, Feedforward, commande floue, Identification multimodèle, Processus du traitement de gaz, DCS YOKOGAWA CS3000.

Abstract:

This work deals with modeling, identification and the control of an industrial CO₂ absorber used for the decarbonation of natural gas within a solution of MethylDiethanolamine (MDEA). We present initially a dynamic model estimating the concentrations of CO₂ and MDEA at the exit of the column. We identify the system with the fuzzy linear multimodels approach (MMLF). For the control, we use initially classic regulators PI, PID, PID-Feedforward, and then we apply advanced strategies based on fuzzy logic: classic fuzzy approach, fuzzy-Feedforward. For each structure of control, results of simulation are presented to illustrate the performances. We implement the algorithms developed on the real system. We present finally conclusions and prospects.

Keywords: packed Absorption Column, parameters distributed models, regulation PID, Feedforward, fuzzy control, multimodel Identification, gas processing, DCS YOKOGAWA CS3000.

République Algérienne démocratique et populaire
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique
Ecole Nationale Polytechnique
Département d'Automatique



PROJET DE FIN D'ETUDES
EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGENIEUR D'ETAT
EN AUTOMATIQUE

Identification Multimodèle et
Commande par logique floue d'une
colonne d'Absorption de CO₂ Industrielle

ANNEXES

Etudiée Par :

- Zidane Imed
- Zebiri Hosni

Dirigée Par :

Dr. Illoul Rachid
Mr. Houar Adda

2009/2010
Ecole Nationale Polytechnique
10, Avenue Hassen Badi, BP. 182, 16200 El Harrach, Alger, Algérie

Annexes :

ANNEXE A [29] : Dessin et Paramètres de la colonne	03
ANNEXE B [14] : Calcul du facteur d'accélération E	05
ANNEXE C [7] : Concept de base de la logique floue	13
ANNEXE D [27] : Modélisation et Identification des systèmes non linéaires	18
ANNEXE E [29] : Caractéristiques techniques de l'instrumentation	39

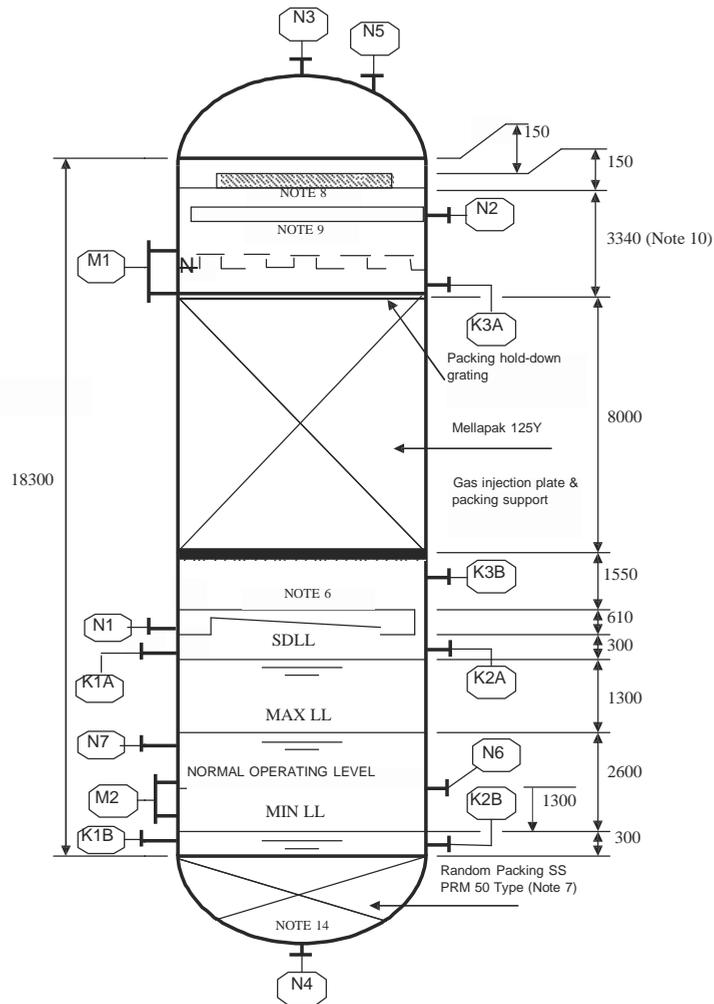
ANNEXE A :
Dessin et Paramètres de la
colonne

Job No: 6683		PRESSURE VESSEL DATA SHEET		Page 2 of 5	
Package no. VE-028101/201		Doc. no. JB06-B-PPFA-028-0001	Rev. C	Date: 03/08/2001	Checked:

Tag no.	VE-028101/201	Location/Module	KRECHBA
Unit	CO2 ABSORBER	No. req'd	TWO (ONE PER TRAIN)
Service	CO2 ABSORBER	Inquiry no.	
Size & type		Quote no.	
Supplier		P.O. no.	
Manufacturer		Job no.	6683
Model		Serial no.	

1	DESIGN DATA		
2	Contents		
3	Max. spec. Gravity 15.6/15.6	°C	1.07 @ 82 °C [REV C]
4	Operating volume	m ³	-
5	Operating pressure	barg	70.5 (Normal) 59.0 (Minimum for low flow rate, 1st gas Krechba C only) [REV C]
6	Design pressure	barg	85 / FV
7	Operating temperature	°C	55 °C TOP / 82 °C BTM [REV C]
8	Design temperature	°C	113 / -15
9	Max Pres. Drop through internals	bar	0.2 (Note 3)
10	ENGINEERING DATA		
11	Inside diameter	mm	4000
12	Length tan/tan	mm	18300
13	Elevation	mm	MINIMUM FOR PIPING [REV C]
14	Corrosion allowance	mm	3 (FOR CARBON STEEL CONTACT PARTS)
15	Insulation	mm	100 (Note 2) [REV C]
16			
17			
18	Lean aMDEA solution (Nozzle N2)		Note 1
19	Flow	kg/h	961290 (Note 15) [REV C]
20	Specific gravity 15.6/15.6	°C	-
21	Density at T & P	kg/m ³	1019.64
22	Viscosity	cP	-
23	Surface tension	dyn/cm	-
24			
25	Gas / Vapour		Note 1
26	Flow	kg/h	509986 (Design flow to nozzle N2, Note 16) [REV C]
27	Molecular weight		18.25 [REV C]
28	Density at T & P	kg/m ³	-
29	Viscosity	cP	-
30	Water		
31	Flow	kg/h	N/A
32	Specific gravity 15.6/15.6	°C	N/A
33	Density at T & P	kg/m ³	N/A
34	Viscosity	cP	N/A
35			
36	NOTES:		
37	1. Vessel is an absorber column for the removal of CO2 from natural gas. Design feed gas is 6.6 mol% CO2 and is contacted		
38	with aMDEA solution. Flow of gas and solvent is countercurrent, contact being achieved via a bed of Mellapak 125Y		
39	structured packing. Surge volume is provided in the column sump.		
40	2. Insulation up to 1000 mm above bottom of packed bed required for heat conservation.		
41	3. Allowable pressure drop quoted includes inlet and outlet nozzles and all column internals. Vendor to advise pressure drops for		
42	gas Injection plate/packing support, packing hold down grate or Chimney tray.		
43			
44			
45	Cyclic service	No	
46	Design Life	30 years	
47			
48			
49			
50			
51			
52			

Job No: 6683	PRESSURE VESSEL DATA SHEET	Page 3 of 5
Package no. VE-028101/201	Doc. no. JB06-B-PPFA-028-0001 Rev. C	Date: 03/08/2001 By: Checked:



All dimensions are in mm.

53 NOZZLE LIST

54	MARK	No.	NB	FLANGE CLASS	SERVICE
55	M1	1	24"	ANSI 600 LB RF	UPPER SIDE MANWAY
56	M2 [REV C]	1	24"	ANSI 600 LB RF	LOWER SIDE MANWAY
57					
58	N1 (Note 6)	1	24"	ANSI 600 LB RF	PROCESS GAS INLET
59	N2 (Note 9)	1	20"	ANSI 600 LB RF	LIQUID SOLVENT FEED
60	N3	1	18"	ANSI 600 LB RF	PROCESS GAS OUTLET
61	N4 (Note 14)	1	20"	ANSI 600 LB RF	LIQUID SOLVENT OUTLET
62	N5	1	2" [REV C]	ANSI 600 LB RF	VENT
63	N6	1	2"	ANSI 600 LB RF	SKIMMING CONNECTION
64	N7	1	2"	ANSI 600 LB RF	UTILITY CONNECTION
65					
66	K1A	1	2" [REV C]	ANSI 600 LB RF	LEVEL TRANSMITTER TOP
67	K1B	1	2" [REV C]	ANSI 600 LB RF	LEVEL TRANSMITTER BOTTOM
68	K2A	1	2" [REV C]	ANSI 600 LB RF	LEVEL BRIDLE TOP [REV C]
69	K2B	1	2" [REV C]	ANSI 600 LB RF	LEVEL BRIDLE BOTTOM [REV C]
70	K3A	1	2" [REV C]	ANSI 600 LB RF	DIFF. PRESS TRANSMITTER
71	K3B	1	2" [REV C]	ANSI 600 LB RF	DIFF. PRESS TRANSMITTER
72					
73					

ANNEXE B :
**Calcul du facteur
d'accélération E**

B. Calcul du facteur d'accélération E

Le bilan de matière pour le composé (A) en phase liquide, pour une tranche fine d'épaisseur dx dans le sens transversal, et pour une section unitaire d'aire interfaciale s'écrit

$$\begin{array}{l} \text{Flux de A entrant} \\ \text{a l'abscisse } x \end{array} + \begin{array}{l} \text{Quantité de A apparaissant} \\ \text{ou disparaissant par} \\ \text{unité de temps} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Flux de A sortant} \\ \text{a l'abscisse } x+dx \end{array}$$

En appliquant la loi de FICK relative à la diffusion moléculaire qui dit que ce flux est proportionnel au gradient de la concentration $\frac{dC_{AL}(x)}{dx}$, on obtient :

$$-D_{AL} \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_x + \nu_A r_A dx = -D_{AL} \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x+dx} \quad (\text{B.1})$$

Avec :

ν_A Coefficient stoechiométrique du composé A, ici $\nu_A = -1$ d'après (B.1)

D_{AL} Coefficient de diffusion du composé A dans la phase liquide (m^2/s)

r_A Vitesse de la réaction ($\text{mol}/m^3 \cdot s$)

L'égalité (B.1) peut se réécrire :

$$D_{AL} \left[\frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right]_x + \nu_A r_A = 0 \quad (\text{B.2})$$

Avec les conditions aux limites :

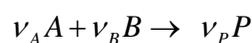
$$\begin{cases} x = 0 & ; C_{AL}(0) = C_{ALi} \\ x = \delta_L & ; C_{AL}(\delta_L) = C_{AL} \end{cases} \quad (\text{B.3})$$

L'intégration de l'équation (B.2) est plus ou moins complexe suivant la forme de l'équation de vitesse.

B.1 Expression de C_{AL} et des densités de flux en phase liquide

B.1.1 Cas d'une réaction de pseudo premier ordre ($C_{BL}(x)$ constant)

Soit une réaction d'ordre 1 par rapport à chacun des deux réactifs A et B :



La vitesse de réaction peut s'écrire en supposant $C_{BL}(x)$ constant dans le film, $C_{BL}(x) \approx C_{BL}$:

$$r_A = kC_{AL}(x)C_{BL}(x) = k' C_{AL}(x) \quad (\text{B.4})$$

Avec :

- k : Constante de vitesse de réaction ($\text{m}^3/\text{mol.s}$)
- k' : $k.C_{BL}$ Constante de réaction de pseudo premier ordre (s^{-1})
- $C_{AL}(x)$: Concentration du composé A dans le film (mol/m^3)
- $C_{BL}(x)$: Concentration du composé B dans le film (mol/m^3)

En considérant que $\nu_A = -1$ En considérant que $C_{BL}(x) = C_{BL}$ l'équation (B.2) s'écrira :

$$D_{AL} \left[\frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right]_x - k C_{AL}(x) C_{BL} = 0 \quad (\text{B.5})$$

Avec les conditions aux limites données par (B.3), la solution générale de l'équation (B.5) s'écrit :

$$C_{AL}(x) = \beta_1 \exp(\alpha x) + \beta_2 \exp(-\alpha x) \quad (\text{B.6})$$

avec :

$$\alpha = \left[\frac{k C_{BL}}{D_{AL}} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Les conditions aux limites (B.3) nous permettent de calculer les coefficients β_1 et β_2 :

$$\begin{cases} \beta_1 + \beta_2 = C_{ALi} \\ \beta_1 \exp(\alpha \delta_L) + \beta_2 \exp(-\alpha \delta_L) = C_{AL} \end{cases} \quad (\text{B.7})$$

En résolvant ces deux équations, la concentration $C_{AL}(x)$ dans le film aura pour expression :

$$C_{AL}(x) = \frac{C_{AL} \text{sh}(\alpha x) + C_{ALi} \text{sh}(\alpha(\delta_L - x))}{\text{sh}(\alpha \delta_L)} \quad (\text{B.8})$$

Et le gradient de $C_{AL}(x)$ s'exprime alors par :

$$\frac{dC_{AL}(x)}{dx} = \frac{\alpha C_{AL} \text{ch}(\alpha x) - \alpha C_{ALi} \text{ch}(\alpha(\delta_L - x))}{\text{sh}(\alpha \delta_L)} \quad (\text{B.9})$$

On en déduit le flux traversant l'interface :

$$[N_A]_{x=0} = -D_{AL} \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x=0} = \frac{D_{AL} \alpha \delta_L \operatorname{ch}(\alpha \delta_L)}{\delta_L \operatorname{sh}(\alpha \delta_L)} \left\{ C_{ALi} - \frac{C_{AL}}{\operatorname{ch}(\alpha \delta_L)} \right\} \quad (\text{B.10})$$

On peut également exprimer le flux à l'autre extrémité du film, pour $x = \delta_L$:

$$[N_A]_{x=\delta_L} = -D_{AL} \left[\frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x=\delta_L} = K_{AL} \frac{\alpha \delta_L}{\operatorname{th}(\alpha \delta_L)} \left\{ \frac{C_{ALi}}{\operatorname{ch}(\alpha \delta_L)} - C_{AL} \right\} \quad (\text{B.11})$$

Avec :

$$K_{AL} = \frac{D_{AL}}{\delta_L}$$

Le terme $\alpha \delta_L$ représente un nombre adimensionnel, appelé nombre de HATTA (Ha), qui est défini par la formule suivante :

$$\alpha \delta_L = Ha = \frac{\sqrt{k C_{BL} D_{AL}}}{K_{AL}} \quad (\text{B.12})$$

Avec :

D_{AL} : Coefficient de diffusion du composé A dans la phase liquide (m^2/s)

δ_L : Epaisseur du film coté liquide (m)

K_{AL} : Coefficient de transfert de matière du composé A dans la phase liquide, pour le cas de transfert de matière sans réaction chimique (m/s)

On peut alors exprimer la vitesse d'absorption de A, par unité de temps et par unité d'aire interfaciale, en présence de réaction chimique en fonction du nombre de HATTA :

$$[N_A]_{x=0} = K_{AL} \frac{Ha}{\operatorname{th}(Ha)} \left\{ C_{ALi} - \frac{C_{AL}}{\operatorname{ch}(Ha)} \right\} \quad (\text{B.13})$$

On sait que le flux surfacique sans réaction chimique a pour formule :

$$[N_A]_{x=0} = K_{AL} (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (\text{B.14})$$

La grandeur E est le rapport des flux avec et sans réaction chimique, c'est à dire :

$$E = \frac{[N_A]_{x=0}}{[N_A]_{x=0}} = \frac{Ha}{\operatorname{th}(Ha)} \frac{1 - \frac{\lambda}{\operatorname{ch}(Ha)}}{1 - \lambda} \quad (\text{B.15})$$

Avec :

$$\lambda = \frac{C_{AL}}{C_{ALi}} \quad (\text{B.16})$$

A partir de cette relation, on peut dire que si $Ha < 0.3$ alors $E \approx 1$.

Pour examiner la valeur du flux de A à $x = \delta_L$, puis rapporter sa valeur à celle du flux à $x=0$, on fait le rapport suivant :

$$J = \frac{[N_A]_{x=\delta_L}}{[N_A]_{x=0}} = \frac{1 - \lambda ch(Ha)}{ch(Ha) - \lambda} \quad (\text{B.17})$$

Suivant les valeurs du nombre de HATTA, en utilisant les rapports E et J, trois cas se rencontrent :

1. $Ha < 0.3$ Réaction lente : $ch(Ha)$ et J tendent vers 1, il n'y a pratiquement pas de réaction dans le film, celle-ci se déroule essentiellement au cœur de la phase liquide. Dans ce cas :

$$[N_A]_{x=0} \approx [N_A]_{x=\delta_L} = K_{AL} (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (\text{B.18})$$

C'est-à-dire : $E \approx 1$.

2. $0.3 < Ha < 5$ cas intermédiaire : on utilise l'expression (B.15).
3. $Ha > 5$ réaction rapide. La valeur de $\lambda = C_{AL}/C_{ALi}$ sera faible car C_{AL} tend vers zéro, la réaction se passera quasi entièrement dans le film liquide. Dans ce cas :

$$J = \frac{1}{ch(Ha)} \quad \text{et} \quad E \approx Ha \quad (\text{B.19})$$

Le flux d'absorption par unité d'aire interfaciale N_A pourra être calculé avec la formule suivante :

$$[N_A]_{x=0} \approx C_{ALi} \cdot K_{AL} \cdot Ha = \sqrt{k C_{BL} D_{AL}} \quad (\text{B.20})$$

B.1.2 Cas d'une réaction du deuxième ordre

Les relations précédentes ont pu être établies en considérant que $C_{BL}(x)$ était constante dans le film, $C_{BL}(x) \approx C_{BL}$ et donc $\frac{dC_{BL}(x)}{dx} = 0$, si cette hypothèse n'est pas vérifiée, il n'est pas possible dans ce cas d'obtenir une expression analytique pour $[N_A]_{x=0}$, On peut toutefois

obtenir une solution numérique car l'expression (B.2) s'écrit pour les composés A et B de la manière suivante :

$$D_{AL} \left[\frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right]_x + \nu_A k C_{AL}(x) C_{BL}(x) = 0 \quad (\text{B.21.a})$$

$$D_{BL} \left[\frac{d^2 C_{BL}(x)}{dx^2} \right]_x + \nu_B k C_{AL}(x) C_{BL}(x) = 0 \quad (\text{B.21.b})$$

On utilise les conditions aux limites suivantes pour les intégrations :

$$x = 0 \quad C_{AL} = C_{ALi} \quad \frac{dC_{BL}(x)}{dx} = 0 \quad (\text{B.22})$$

$$x = \delta_L \quad C_{AL}(\delta_L) = C_{AL} \quad C_{BL}(\delta_L) = C_{BL} \quad (\text{B.23})$$

Remarque : La condition $\frac{dC_{BL}(x)}{dx} = 0$ donnée dans (B.22) résulte du non transfert du composé considéré vers la phase gazeuse, c'est-à-dire il n'y a pas évaporation de la MDEA. En combinant les équations (B.21a) et (B.21b) on obtient :

$$\frac{d^2 C_{BL}(x)}{dx^2} = \frac{\nu_B D_{AL}}{\nu_A D_{BL}} \frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \quad (\text{B.24})$$

En intégrant deux fois et en utilisant les conditions aux limites, on obtient :

$$\frac{dC_{BL}(x)}{dx} = \frac{\nu_B D_{AL}}{\nu_A D_{BL}} \frac{dC_{AL}(x)}{dx} + C_1 \quad (\text{B.25})$$

$$\text{Pour } x=0, \quad \frac{dC_{BL}(x)}{dx} = 0, \quad \text{alors } \frac{\nu_B D_{AL}}{\nu_A D_{BL}} \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \Big|_{x=0} + C_1 = 0 \Rightarrow$$

$$C_1 = - \frac{\nu_B D_{AL}}{\nu_A D_{BL}} \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \Big|_{x=0} \quad (\text{B.26})$$

$$\frac{dC_{BL}(x)}{dx} = \frac{\nu_B D_{AL}}{\nu_A D_{BL}} \left(\frac{dC_{AL}(x)}{dx} - \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \Big|_{x=0} \right) \quad (\text{B.27})$$

$$\Rightarrow C_{BL}(x) = \frac{\nu_B D_{AL}}{\nu_A D_{BL}} \left(C_{AL}(x) - x \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right) + C_2 \quad (\text{B.28})$$

Avec $C_{BL}(\delta_L) = C_{BL}$, donc :

$$\frac{\nu_B D_{AL}}{\nu_A D_{BL}} \left(C_{AL}(\delta_L) - \delta_L \frac{dC_{AL}(\delta_L)}{dx} \Big|_{x=0} \right) + C_2 = C_{BL} \Rightarrow$$

$$C_2 = C_{BL} - \frac{\nu_B}{\nu_A} \frac{D_{AL}}{D_{BL}} \left(C_{AL}(\delta_L) - \delta_L \left. \frac{dC_{AL}(\delta_L)}{dx} \right|_{x=0} \right) \quad (\text{B.29})$$

Donc :

$$C_{BL}(x) = C_{BL} + \frac{\nu_B}{\nu_A} \frac{D_{AL}}{D_{BL}} \left[(\delta_L - x) \left. \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right|_{x=0} - C_{AL}(\delta_L) + C_{AL}(x) \right] \Rightarrow$$

$$C_{BL}(x) = C_{BL} \left\{ 1 + \frac{\nu_B}{\nu_A} \frac{D_{AL}}{D_{BL}} \frac{C_{AL}(x) - C_{AL}(\delta_L)}{C_{BL}} \left(1 + \frac{(\delta_L - x) \left. \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right|_{x=0}}{C_{AL}(x) - C_{AL}(\delta_L)} \right) \right\} \quad (\text{B.30})$$

Mais

$$\left[N_A \right]_{x=0} = \frac{D_{AL}}{\delta_L} (C_{ALi} - C_{AL}) \quad (\text{B.31})$$

$$\left[N_A \right]_{x=0} = -D_{AL} \left[\left. \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x=0} \quad (\text{B.32})$$

Et donc :

$$E = \frac{\left[N_A \right]_{x=0}}{\left[N_A \right]_{x=0}} = - \left(\left. \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right)_{x=0} \right) \cdot \frac{\delta_L}{C_{ALi} - C_{AL}} \quad (\text{B.33})$$

L'expression (B.30) s'écrit, en utilisant (B.33) et l'expression de λ donnée (B.16) à l'interface où $x=0$:

$$C_{BLi} = C_{BL} \left\{ 1 + \frac{\nu_B}{\nu_A} \frac{D_{AL}}{D_{BL}} \frac{C_{ALi}}{C_{BL}} (1 - \lambda)(1 - E) \right\} \quad (\text{B.34.a})$$

En introduisant l'expression :

$$N_2 = \frac{D_{BL}}{D_{AL}} \frac{C_{BL}}{C_{ALi}}$$

$$C_{BLi} = C_{BL} \left\{ 1 + \frac{(1 - \lambda)(1 - E)}{N_2} \right\} \quad (\text{B.34.b})$$

Pour pouvoir exprimer $\left[N_A \right]_{x=0} = 0$, il faut disposer du terme $\left[\left. \frac{dC_{AL}(x)}{dx} \right]_{x=0} \right]$, on peut y parvenir en écrivant que $C_{BL}(x)$ est pratiquement constant près de l'interface car d'après (B.22)

$\left(\frac{dC_{BL}(x)}{dx}\right)_{x=0} = 0$, et donc $C_{BL}(x) \approx C_{BLi}$. Pour $x=0$, le flux interfacial répond à l'équation (B.5) avec C_{BL} remplacé par C_{BLi} , on peut donc écrire :

$$D_{AL} \left(\frac{d^2 C_{AL}(x)}{dx^2} \right) = -v_A k C_{BLi} C_{AL}(x) \quad (\text{B.35})$$

Avec les mêmes conditions aux limites sur $C_{AL}(x)$ que celles données dans (B.3) et de manière similaire, on obtient alors :

$$[N_A]_{x=0} = K_{AL} \frac{\frac{\sqrt{-v_A k C_{BLi} D_{AL}}}{K_{AL}}}{th \left(\frac{\sqrt{-v_A k C_{BLi} D_{AL}}}{K_{AL}} \right)} \left[C_{ALi} - \frac{C_{AL}}{ch \left(\frac{\sqrt{-v_A k C_{BLi} D_{AL}}}{K_{AL}} \right)} \right] \quad (\text{B.36})$$

On remarque que cette équation est identique à la relation (B.13) à la différence que C_{BL} a été remplacé par C_{BLi} .

Le facteur d'accélération peut donc s'écrire en utilisant (B.12) et (B.34.b) :

$$E = \frac{[N_A]_{x=0}}{[N_A']_{x=0}} = \frac{Ha \sqrt{1 - \frac{(1-\lambda)(E-1)}{N_2}}}{th \left[Ha \sqrt{1 - \frac{(1-\lambda)(E-1)}{N_2}} \right]} \frac{1 - \frac{\lambda}{ch \left[Ha \sqrt{1 - \frac{(1-\lambda)(E-1)}{N_2}} \right]}}{1 - \lambda} \quad (\text{B.37})$$

B.2 Expression de Kishinevskii

Afin de résoudre l'équation (B.37) et calculer le flux local φ du composé A transféré de la phase gazeuse vers la phase liquide, nous utilisons une expression fournie par Kishinevskii qui est :

$$E = 1 + \frac{Ha}{A} \left[1 - \exp(-0.065 Ha \sqrt{A}) \right] \quad (\text{B.38})$$

Avec :

$$A = \frac{Ha}{N_2} + \exp\left(\frac{0.68}{Ha} - \frac{0.45}{N_2} Ha\right) \quad (\text{B.39})$$

L'algorithme qui permet d'obtenir E de manière itérative est le suivant :

Nous commençons par calculer le nombre de Hatta (Ha) :

$$Ha = \frac{\sqrt{kC_{BL}D_{AL}}}{K_{AL}} \quad (\text{B.40})$$

Puis, nous estimons une valeur de E en posant $E(1) = Ha$ et nous calculons ainsi C_{ALi} et N_2 :

$$C_{ALi} = \frac{K_{Ag} C_{Ag}}{E(i)K_{Al} + mK_{Ag}} \quad (\text{B.41.a})$$

$$N_2 = \frac{D_{Bl} C_{Bl}}{D_{Al} C_{Ali}} \quad (\text{B.41.b})$$

Nous estimons $E(i+1)$ à partir de (B.38) et (B.39), si la valeur de $E(i+1)$ est différente de $E(i)$, nous poursuivons le calcul itératif jusqu'à ce que $E(i+1) = E(i)$. La valeur de $E(n)$ est alors prise comme valeur de E.

ANNEXE C :

Concepts de base de la logique
floue

C. Concepts de base de la logique floue

Le concept de la théorie des sous-ensembles flous, s'appuie sur la notion de degré d'appartenance d'un élément à un sous-ensemble flou. Tandis que les ensembles traditionnels sont caractérisés par une fonction d'appartenance notée χ , (également appelée fonction caractéristique) définie sur $\{0,1\}$, les sous-ensembles flous sont caractérisés par une fonction d'appartenance notée μ définie sur $[0,1]$.

En d'autres termes, dans le langage ensembliste classique, un élément appartient ou n'appartient pas à un ensemble tandis qu'un élément appartient à un sous-ensemble flou avec un certain degré (éventuellement nul). En résumé, pour un sous-ensemble A défini sur un univers de discours U , on peut écrire :

A Sous-ensemble classique : fonction caractéristique

A Sous-ensemble flou : fonction d'appartenance

Un exemple typique est celui de la *taille* :

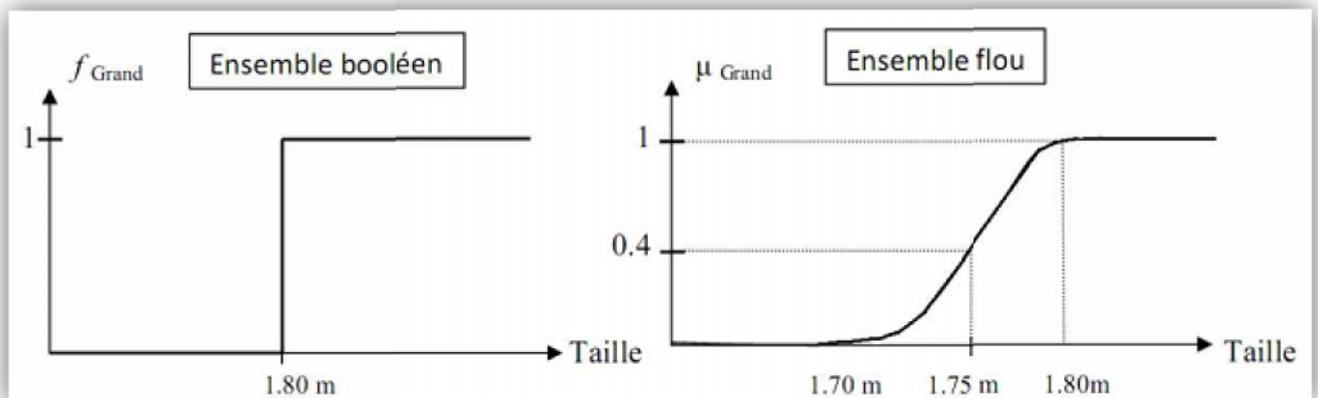


Figure C.1 : Ensemble Booléen et ensemble flou

Par extension, ce nouveau concept définit une logique multi évaluée qui apparaît comme une généralisation de la logique binaire. Nous allons maintenant définir un certain nombre de termes propres au domaine de la logique floue auxquels nous pourrions nous référer.

Il y a trois notions principales dans la logique floue :

- Les variables linguistiques ou floues, qui permettent de décrire les variables de façon naturelle
- Les ensembles flous qui caractérisent les variables floues
- Les fonctions d'appartenance qui permettent de définir le degré de vérité de la variable floue en fonction de la valeur de la grandeur d'entrée.

C.1. Les variables linguistiques

Ce sont des variables dont les valeurs ne sont pas des nombres, mais des mots ou phrases exprimés en langage naturel. Cette représentation est utilisée à cause de son caractère linguistique moins spécifique que le caractère numérique d'où des capacités de représentation plus étendues. Une variable linguistique x est généralement caractérisée par un triplet $t \{x, T(x), X\}$ où x désigne le nom de la variable linguistique, $T(x)$ l'ensemble de termes ou valeurs linguistiques qui sont utilisées pour caractériser x , et X son univers de discours, c'est-à-dire l'ensemble des valeurs numériques sur lesquelles x est défini.

Par exemple, si l'erreur est considérée comme une variable linguistique définie dans un domaine (ou univers du discours) $X = [-10; 10]$, on peut définir comme suit les valeurs linguistiques:

$$T(\text{erreur}) = \{\text{Négatif grand, Négatif Petit, Environ zéro, Positif Petit, Positif grand}\}$$

Ces valeurs linguistiques peuvent être considérées comme des ensembles flous dont les fonctions d'appartenance sont montrées en *Figure C.2*

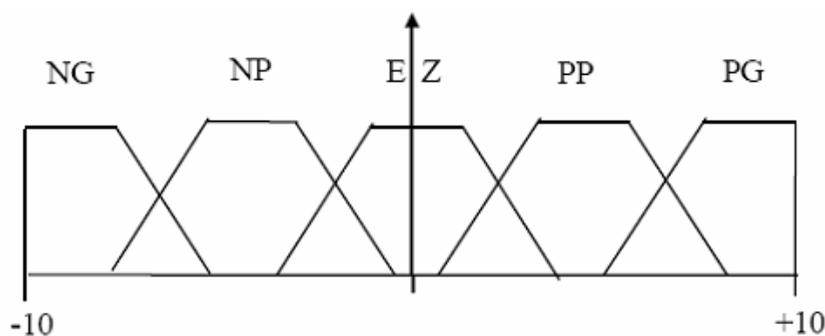


Figure C.2 : Fonction d'appartenance pour T(erreur)

NG : Négatif grand ; NP : Négatif petit ; EZ : Environ zéro ; PP : Positif petit ; PG : Positif grand

C.2. Ensembles et sous ensembles flous

La notion d'ensemble flou provient du constat que très souvent les classes d'objets rencontrés dans le monde physique ne possèdent pas de critères d'appartenance bien définis. Mathématiquement, un ensemble flou A est défini sur un référentiel U , par une fonction d'appartenance notée μ_A , qui appliquée à un élément u de U , retourne un degré d'appartenance $\mu_A(u)$ de u à A . Un ensemble flou, peut être représenté comme un ensemble de paires ordonnées

$$A = \{(u, \mu_A(u)) / u \in U\} \quad (C.1)$$

Les ensembles flous ont le grand avantage de constituer une représentation mathématique des termes linguistiques largement utilisés dans l'expression de connaissance experte, qualitative et qui sont manipulées par la logique floue.

Les ensembles Flous sont caractérisés par (*Figure C.3*):

- Le support $supp(A)$ de A est constitué des éléments de X possédant au moins un peu le qualificatif flou défini par A :

$$supp(A) = \{x \in A / \mu_A(x) > 0\} \quad (C.2)$$

- Le noyau $Ker(A)$ de l'ensemble flou A est le sous ensemble classique des éléments de X appartenant de façon absolue à A :

$$Ker(A) = \{x \in A / \mu_A(x) = 1\} \quad (C.3)$$

- La hauteur $h(A)$ de A est le supremum de sa fonction d'appartenance :

$$h(A) = \sup_{x \in X} \mu_A(x) \quad (C.4)$$

- L'ensemble flou A est dit normalisé lorsque sa hauteur est égale à 1 et son noyau diffère de l'ensemble vide.
- Nous appelons coup de niveau ou α -coupe avec $\alpha \in [0, 1]$ de l'ensemble A , le sous ensemble classique A_α de X :

$$A_\alpha = \{x \in A / \mu_A(x) \geq \alpha\}$$

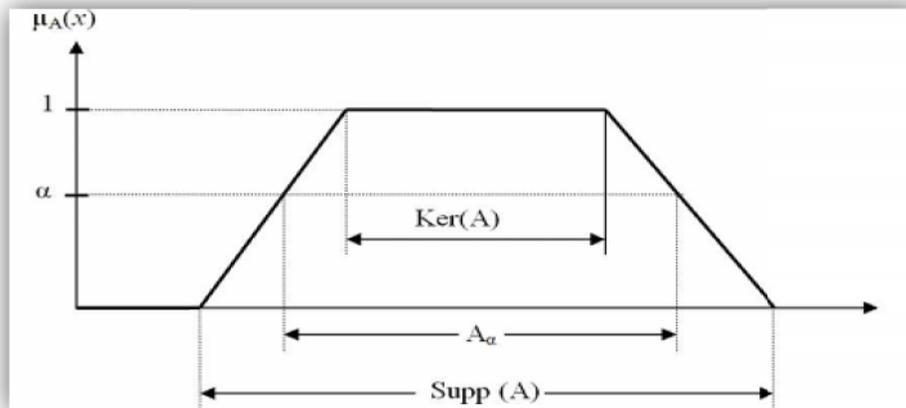


Figure C.3 : Caractéristiques d'un ensemble flou

C.3. Les fonctions d'appartenance

Il s'agit d'établir une relation entre le degré de vérité de la variable floue et la grandeur d'entrée correspondante. On parle de fuzzification.

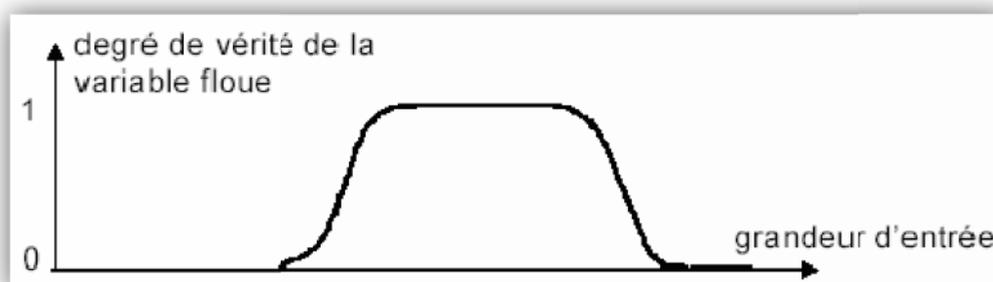


Figure C.4 : Fonction d'appartenance

On peut évidemment choisir diverses formes pour les fonctions d'appartenance. Cependant, en pratique, pour des raisons de simplicité, les fonctions d'appartenance les plus souvent utilisées sont les fonctions triangulaires, trapézoïdales, gaussiennes et sigmoïdes sur la *Figure C.5*.

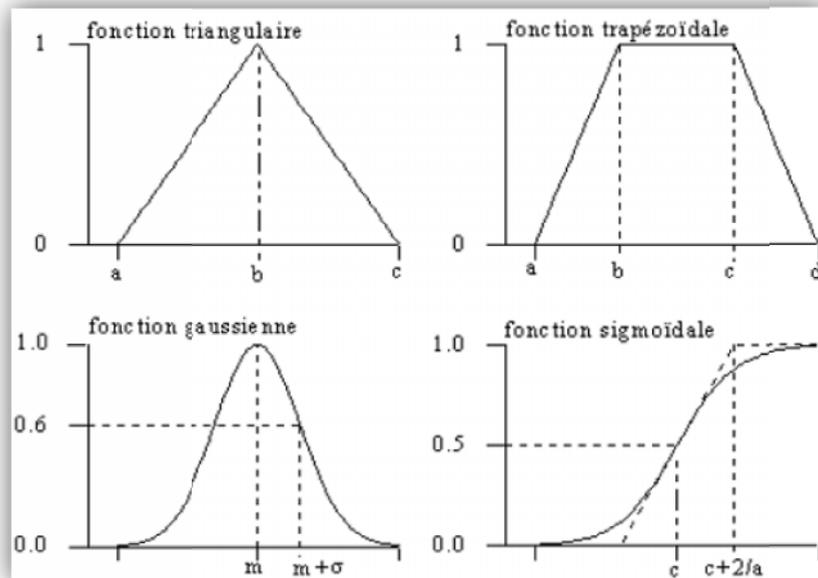


Figure C.5 : Fonctions d'appartenance usuelles

C.4. Les opérateurs flous

Les variables linguistiques sont liées entre elles au niveau des inférences par des opérateurs *ET* ou *OU*. Il s'agit d'opérateurs de la logique floue qui interviennent sur les fonctions d'appartenance représentant les variables linguistiques.

Soient A et B deux ensembles flous définis dans le référentiel U avec les fonctions d'appartenance μ_A et μ_B respectivement. On définit les opérateurs suivants : union, intersection, complémentation, produit cartésien et implication.

- Union (Disjonction) : La fonction d'appartenance $\mu_{A \cup B}$ de l'union $A \cup B$, ou A OR B , est définie pour tout $u \in U$ par :
 - Logique Zedah : $\mu_{A \cup B} = \max(\mu_A, \mu_B)$
 - Logique Probabiliste : $\mu_{A \cup B} = \mu_A + \mu_B - \mu_A \mu_B$

- Intersection (Conjonction) : La fonction d'appartenance $\mu_{A \cap B}$ de l'intersection $A \cap B$, ou A AND B , est définie pour tout $u \in U$ par :
 - Logique Zedah : $\mu_{A \cap B} = \min(\mu_A, \mu_B)$
 - Logique Probabiliste : $\mu_{A \cap B} = \mu_A \mu_B$

- Complémentation : La fonction d'appartenance $\mu_{\bar{A}}$ du complément de l'ensemble A ; notée \bar{A} ou $NOT A$, est définie pour tout $u \in U$ par :

$$\mu_{\bar{A}} = 1 - \mu_A$$

- Produit cartésien : Soient A_1, A_2, \dots, A_n des ensembles flous respectivement définis sur les Univers de discours U_1, U_2, \dots, U_n , le produit cartésien de A_1, A_2, \dots, A_n est un ensemble flou défini sur $U_1 \times U_2 \times \dots \times U_n$ de fonction d'appartenance :

$$\mu_{A_1 \times A_2 \times \dots \times A_n}(u_1, u_2, \dots, u_n) = \mu_{A_1}(u_1) \mu_{A_2}(u_2) \dots \mu_{A_n}(u_n)$$

- Implication floue : L'implication floue est un opérateur qui permet d'évaluer le degré de vérité d'une règle R de la forme 'Si x est A alors y est B ' à partir des valeurs de la prémisse x d'une part, et de celle de la conclusion y d'autre part.

$$\mu_R(x, y) = \text{Imp } p(\mu_A(x), \mu_B(y))$$

Les implications les plus utilisées en commande floue sont celles de Mamdani et de Larsen :

- Implication de Mamdani :

$$\mu_R(x, y) = \min(\mu_A(x), \mu_B(y))$$

- Implication de Larsen :

$$\mu_R(x, y) = \mu_A(x) \mu_B(y)$$

ANNEXE D:
**Modélisation et Identification
des systèmes non linéaires**

D.1 Structures de modèles non linéaires

La construction d'un modèle « boîte noire » d'un système repose sur l'hypothèse selon laquelle il existe une relation déterministe liant les entrées du système à sa sortie. D'une manière générale, le modèle prédictif¹ de comportement d'un système dynamique non linéaire peut s'écrire sous la forme :

$$y_s(t+h) = F_s(\underline{u}(t), \underline{\tilde{y}}_s(t)) + e(t+h) \quad (\text{D.1})$$

où :

$y_s(t+h)$ est la sortie du système à l'instant $t+h$, h étant le pas de prédiction ;
 $F_s(\cdot)$ est une fonction non linéaire déterministe inconnue, appelée prédicteur théorique ;
 $\underline{u}(t)$ est un vecteur dont les composantes sont des éléments des entrées externes du système à l'instant courant t et/ou aux instants antérieurs :

$$\underline{u}(t) = \begin{bmatrix} u_1(t), u_1(t-1), \dots, u_1(t-n_{u_1}+1), \dots, \\ u_k(t), u_k(t-1), \dots, u_k(t-n_{u_k}+1), \dots, \\ u_{n_i}(t), u_{n_i}(t-1), \dots, u_{n_i}(t-n_{u_{n_i}}+1) \end{bmatrix}^T$$

avec n_{u_k} l'ordre de l'entrée u_k , $k = 1, \dots, n_i$, n_i étant le nombre d'entrées ;
 $\underline{\tilde{y}}_s(t)$ est un vecteur dont les composantes sont liées à l'état du système à l'instant courant t et/ou aux instants antérieurs ; on peut avoir par exemple :

$$\underline{\tilde{y}}_s(t) = \begin{bmatrix} y_s(t), y_s(t-1), \dots, y_s(t-n_{y_s}+1) \end{bmatrix}^T$$

avec n_{y_s} l'ordre de la sortie y_s ;

$e(t+h)$ est une variable aléatoire de moyenne nulle et de variance σ^2 représentant le bruit.

La représentation formelle donnée par la relation (D.1) intègre les connaissances *a priori* du système ainsi que des hypothèses concernant son comportement : connaissance des variables descriptives, caractère statique ou dynamique, linéaire ou non linéaire, présence ou absence de perturbations.

Le modèle est statique si la sortie à l'instant t ne dépend que des entrées à l'instant t , il est dynamique si la sortie dépend aussi des entrées et/ou sorties antérieures. Le modèle

¹L'appellation modèle prédictif vient surtout du fait que l'identification est basée sur la minimisation de l'erreur de prédiction. Le modèle peut être utilisé en tant que modèle de simulation.

est linéaire si $y_s(t+h)$ est une combinaison linéaire de $\underline{u}(t)$ et de $\underline{\tilde{y}}_s(t)$. Dans le cas contraire, il est non linéaire. Le modèle est récurrent si $\underline{\tilde{y}}_s(t)$ comporte des variables d'état estimés à l'instant courant t et/ou aux instants antérieurs. A l'inverse, si la sortie du modèle ne dépend que des entrées et/ou des sorties mesurées, le modèle est non récurrent.

L'estimation paramétrique des modèles non linéaires récurrents est un problème majeur en identification.

En considérant la sortie du système comme une variable aléatoire $Y_s(t)$ dont une réalisation est $y_s(t)$, on peut écrire :

$$Y_s(t+h) = E[Y_s(t+h)|t] + e(t+h) \quad (\text{D.2})$$

où $E[Y_s(t+h)|t]$ est l'espérance mathématique conditionnelle de $Y_s(t+h)$, lorsqu'on

dispose de toutes les informations disponibles jusqu'à l'instant courant t , et $e(t+h)$ correspond à la partie non prédictible de $Y_s(t+h)$ à l'instant t (erreur de modélisation). La sortie y du système, donnée par le modèle $F_s(\cdot)$, est :

$$y(t+h) = E[Y_s(t+h)|t] = F_s(\underline{u}(t), \underline{\tilde{y}}_s(t)) \quad (\text{D.3})$$

La fonction $F_s(\cdot)$ est approchée par la fonction $F(\cdot)$ de structure connue paramétrée par un vecteur $\underline{\theta}$. La sortie \hat{y} estimée par ce prédicteur réel est :

$$\hat{y}(t+h) = F(\underline{u}(t), \underline{\tilde{y}}_s(t), \underline{\theta}) = F(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta}) \quad (\text{D.4})$$

où $\underline{\varphi}(t) = [\underline{u}(t)^T, \underline{\tilde{y}}_s(t)^T]^T$ est le vecteur de régression ou d'information constitué de l'ensemble des variables explicatives du système dans la zone de validité du modèle. Il est obtenu par la concaténation des éléments des vecteurs $\underline{u}(t)$ et $\underline{\tilde{y}}_s(t)$. Chaque élément de $\underline{\varphi}(t)$ est appelé régresseur.

L'erreur de prédiction du modèle est obtenue par :

$$\varepsilon(t) = y_s(t) - \hat{y}(t) \quad (\text{D.5})$$

La détermination des régresseurs est un problème majeur rencontré en modélisation expérimentale. L'idéal est de ne sélectionner que les variables caractéristiques des non-linéarités du système. Ces variables étant inconnues, plusieurs démarches sont proposées pour la sélection des entrées. L'une d'elle consiste à :

choisir un ensemble de variables d'entrée le plus grand possible permettant d'obtenir le « modèle complet ». Les performances de ce modèle sont comparées à celles des modèles dont les variables d'entrée constituent des sous-ensembles des variables du « modèle complet ». Le modèle qui présente les meilleures performances est choisi. Avec cette démarche le nombre de modèle croît de façon exponentielle avec le nombre de variables, ce qui complique la mise en œuvre. Des stratégies sous-optimales mais plus simples à mettre en œuvre sont souvent utilisées en pratique. Il s'agit de la stratégie d'élimination (« *stepwise backward regression* ») et de la stratégie de construction (« *stepwise forward regression* »).

La description du système donnée par l'équation (D.4) conduit à deux questions fondamentales : l'identification structurelle de la fonction $F(\cdot)$ et l'estimation paramétrique. L'identification structurelle consiste à choisir une structure de $F(\cdot)$ adéquate pour la description du système. L'estimation paramétrique de $F(\cdot)$ consiste à estimer la valeur $\hat{\underline{\theta}}$ de $\underline{\theta}$ qui minimise une norme de l'écart entre la sortie réelle du système y_s et celle du modèle \hat{y} pour l'ensemble des observations :

$$\underline{\theta} = \arg \min_{\underline{\theta}} \|y_s(t+h) - F(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta})\| \quad (\text{D.6})$$

La valeur $\hat{\underline{\theta}}$ détermine la structure choisie pour $F(\cdot)$ de façon unique.

La variété des modèles de représentation des systèmes dynamiques non linéaires repose sur le choix de la structure de la fonction $F(\cdot)$.

D.1.1 Modèle de Volterra-Wiener

Le modèle de Volterra-Wiener, l'un des plus anciens, est basé sur une décomposition en série, soit pour un système mono-entrée :

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} y_i(t) \quad (\text{D.7})$$

$$y_i(t) = \sum_{\tau_1=0}^{t-1} \cdots \sum_{\tau_i=0}^{t-1} h_i(\tau_1, \dots, \tau_i) u(t - \tau_1) u(t - \tau_i) \quad (\text{D.8})$$

où $h_i(\tau_1, \dots, \tau_i)$ est la réponse impulsionnelle d'ordre i du système.

Cette représentation n'a pas connu beaucoup de succès en identification, vu le nombre très élevé de paramètres qu'elle engendre.

D.1.2 Modèle de Hammerstein et de Wiener

Les modèles de Hammerstein et de Wiener (voire figures D.2 et D.3) sont constitués de blocs distincts de modèles dynamiques linéaires et de modèles statiques non linéaires, interconnectés en série et/ou en parallèle.

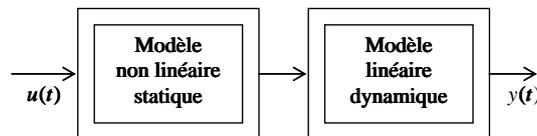


FIG.D .1 – Modèle de Hammerstein.

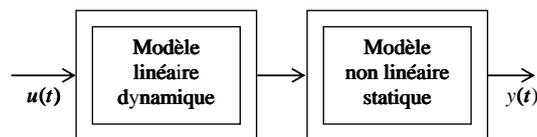


FIG.D .2 – Modèle de Wiener.

D.1.3 Modèles flous

Les modèles flous ont connu un développement important ces dernières années. Ils permettent une représentation des systèmes non linéaires en intégrant les imprécisions du raisonnement humain. Un modèle flou est constitué d'un ensemble de règles comportant des variables linguistiques. Les règles sont de la forme :

si prémisse alors conséquence

Par exemple :

si la vitesse est faible alors appuyer sur l'accélérateur

La variable *vitesse* est la variable de prémisse. Afin d'évaluer son degré de véracité, on utilise des ensembles flous correspondant à des qualificatifs de la variable. Pour l'exemple

considéré, les qualificatifs de la variable de prémisse vitesse peuvent être : *faible*, *moyenne* ou *élevée*. Le degré d'appartenance d'une variable de prémisse à un ensemble flou est donné par une fonction d'appartenance. Pour l'exemple considérée, ce serait une fonction indiquant le degré d'appartenance de la variable de prémisse *vitesse* à l'ensemble flou *faible* (ou aux autres ensembles flous). Les fonctions d'appartenance peuvent être de différentes formes : triangulaire, trapézoïdale, gaussienne, sigmoïde, etc.

Dans le modèle de Takagi-Sugeno, qui a connu beaucoup de succès notamment dans l'industrie, la partie conséquence de chaque règle (r_i) est une fonction affine des variables de prémisse :

$$r_i : \mathbf{si} (x_{i1} \text{ est } A_{i1}, x_{i2} \text{ est } A_{i2}, \dots, x_{in} \text{ est } A_{in}) \mathbf{alors} y_i = \underline{\varphi}^T \theta_{i1} + \theta_{i0}$$

où :

A_{ij} est l'ensemble flou correspondant à la variable de prémisse x_{ij} , $j = 1, \dots, n$, n étant le nombre de variables ;

$\underline{\varphi} = [x_{i1}, x_{i2}, \dots, x_{in}]^T$ vecteur composé des variables de prémisse ;

θ_{i1} vecteur de paramètres et θ_{i0} constante scalaire.

La sortie globale du modèle est obtenue par l'expression :

$$y = \frac{\sum_{i=1}^M v_i(\underline{\varphi}) y_i}{\sum_{j=1}^M v_j(\underline{\varphi})} \quad (\text{D.9})$$

où v_i est le degré de véracité de la règle r_i .

L'expression (D.9) peut se mettre sous la forme :

$$y = \sum_{i=1}^M \omega_i y_i \quad (\text{D.10})$$

$\omega_i = \frac{v_i(\underline{\varphi})}{\sum_{j=1}^M v_j(\underline{\varphi})}$ étant le degré de véracité normalisé de la règle r_i .

Nous verrons dans le chapitre 3 que le modèle de Takagi-Sugeno appartient à la classe des multimodèles.

D.1.4 Modèles multi-experts

Un modèle multi-experts (ou mélange d'expert - « *mixture of experts* » en anglais) est composé de plusieurs modèles ou réseaux d'experts et d'un réseau de déclenchement. Ce dernier permet d'évaluer la sortie du modèle par une combinaison linéaire des sorties des réseaux experts. La sortie de chaque réseau expert est pondérée par la probabilité que la sortie du modèle soit égale à celle de l'expert. Ces modèles appartiennent à la classe des multimodèles.

D.1.5 Modèle à base de réseaux de neurones

Initialement étudiés en vue de modéliser le comportement du cerveau humain, les modèles à base de réseaux de neurones sont aujourd'hui des outils de calculs mathématiques sophistiqués utilisés dans des domaines très divers. Un modèle neuronal est constitué de plusieurs unités de calcul élémentaires (les neurones artificiels), fonctionnant en parallèle. Chaque neurone reçoit des informations (qui peuvent être les entrées du modèle ou les sorties d'autres neurones), les traite, et envoie le résultat du traitement vers d'autres neurones. Le ou les neurones de sorties permet(tent) de reproduire le comportement du système à modéliser. Ces types de réseaux sont capables de représenter des systèmes très complexes. Il existe différents types de réseaux de neurones artificiels dont les Perceptrons Multi-Couches, et les Réseaux de Fonctions à Base Radiale qui présentent une certaine similitude avec les multimodèles.

D.1.5.1 Perceptrons Multi-Couches

Les réseaux de neurones de type Perceptrons Multi-Couches (*Multi Layer Perceptron* - *MLP*) sont des réseaux à propagation avant, composés d'une ou plusieurs couches cachées et d'une couche de sortie. Chaque couche du réseau est composée de neurones artificiels. La première couche cachée reçoit l'information provenant des entrées. L'information est traitée et transmise vers les couches suivantes jusqu'à la dernière. Les MLP sont connus comme étant des approximateurs universels et sont très utilisés dans des problèmes de régression non linéaire.

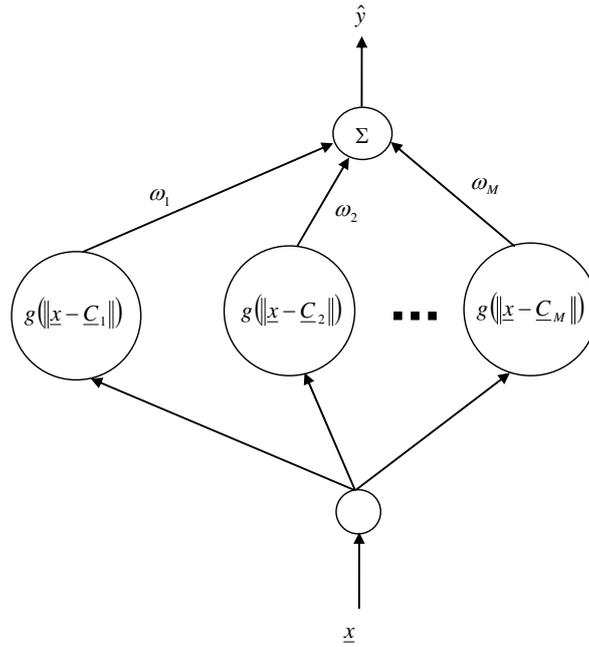


FIG. D.3 – Réseau de neurones RBF.

Un RBF permet de réaliser une décomposition sur une base de fonctions radiales :

$$\hat{y} = \sum_{i=1}^M \omega_i g\left(\|\underline{x} - \underline{C}_i\|_{\Sigma_i}\right) \quad (\text{D.11})$$

où :

\hat{y} est la sortie du réseau ;

g est la fonction d'activation à base radiale ;

ω_i représente le poids de la connexion entre le neurone i ($i = 1, \dots, M$) et le neurone de sortie ;

\underline{x} est le vecteur d'entrée ;

\underline{C}_i est un vecteur désignant le centre de la fonction d'activation du neurone i ;

Σ_i est une matrice qui détermine l'étendue et l'orientation de la fonction d'activation dans l'espace des variables de régression ;

$\|\underline{x} - \underline{C}_i\|_{\Sigma_i}$ désigne la distance entre le point courant \underline{x} et le centre \underline{C}_i :

$$\|\underline{x} - \underline{C}_i\|_{\Sigma_i} = (\underline{x} - \underline{C}_i)^T \Sigma_i^{-1} (\underline{x} - \underline{C}_i)$$

Il existe plusieurs types de fonction à base radiale, mais la fonction gaussienne est la plus utilisée pour les RBF. Pour un neurone i de la couche cachée du réseau, la fonction d'activation pour une entrée \underline{x} est :

$$g\left(\|\underline{x} - \underline{C}_i\|_{\Sigma_i}\right) = g_i(\underline{x}) = \exp\left[-\frac{1}{2}(\underline{x} - \underline{C}_i)^T \Sigma_i^{-1} (\underline{x} - \underline{C}_i)\right]$$

D.1.6 Machines à vecteurs supports

Les machines à vecteurs supports (*Support Vector Machines - SVM*) sont des outils d'apprentissage statistiques introduits par Vapnik en 1995. Les SVM sont généralement utilisées dans des problèmes de classification. L'approche permet de définir des surfaces complexes dans des espaces de dimensions importantes, avec des représentations très concises. Si les méthodes classiques d'apprentissage se basent sur la minimisation de l'erreur d'apprentissage (risque empirique), le principal avantage des SVM est la possibilité de déterminer une marge d'erreur (le risque structurel) valable pour la validation. Basés sur le principe des SVM, les *Support Vector Regression - SVR* permettent de traiter des problèmes de régression (linéaire ou non linéaire). Récemment plusieurs travaux ont été consacrés à l'utilisation des SVR pour l'approximation de fonctions et pour la prédiction . Cependant un des inconvénients de cette approche est le coût de calcul souvent élevé.

D.1.7 Multimodèles

La modélisation par multimodèles consiste à décomposer un système complexe en plusieurs sous-systèmes pour lesquels on peut élaborer des modèles locaux simples. Chaque modèle local tente alors de représenter le système dans un domaine de fonctionnement bien défini. Le modèle global du système est obtenu par une combinaison des modèles locaux. Les multimodèles apparaissent ainsi comme une généralisation de plusieurs types de modèles tels que les modèles flous, les modèles multi-experts, etc. Les multimodèles sont présentés dans le chapitre III.

D.2 Modèles dynamiques non linéaires

Les connaissances *a priori* du système à modéliser, prises en compte dans la représentation (D.4), intègrent le choix des variables explicatives et la manière dont le bruit agit sur le système. Le bruit peut agir sur la sortie, sur l'état ou sur la sortie et l'état à la fois. Ces informations sont spécifiées lors de la constitution du vecteur de régression qui permet ainsi de déterminer la classe du modèle non linéaire. On distingue différentes classes de modèles non linéaires. Le choix d'un de ces modèles est indépendant du choix de la structure de la fonction $F(\cdot)$. Ainsi, un même modèle non linéaire peut par exemple être représenté avec une structure neuronale ou multimodèle. Le choix de la structure doit permettre d'obtenir un modèle parcimonieux (faible erreur avec un minimum de paramètres).

D.2.1 Modèle NFIR

Le modèle NFIR (*Nonlinear Finite Impulse Response*) permet de représenter des systèmes non linéaires dont la sortie ne dépend que des entrées à l'instant courant et/ou aux instants antérieurs.

$$\begin{aligned}
 y_s(t+1) = & F_s \left(u_1(t-d_{u_1}+1), u_1(t-d_{u_1}), \dots, u_1(t-d_{u_1}-n_{u_1}+2), \dots, \right. \\
 & u_k(t-d_{u_k}+1), u_k(t-d_{u_k}), \dots, u_k(t-d_{u_k}-n_{u_k}+2), \dots, \\
 & \left. u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}+1), u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}), \dots, u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}-n_{u_{n_i}}+2) \right) \\
 & + e(t+1)
 \end{aligned} \tag{D.12}$$

où :

$d_{u_k} \geq 1$ est le retard correspondant à l'entrée u_k ;

$n_{u_k} \geq 1$ est la mémoire sur l'entrée u_k , avec $k = 1, \dots, n_i$, n_i nombre d'entrées.

Le pas de prédiction h défini dans (1.1) peut être déterminé par :

$$h = \min(d_{u_k}), \quad k = 1, \dots, n_i$$

Le prédicteur réel du modèle NFIR est la fonction non linéaire $F(\cdot)$ de structure connue, paramétrée par un vecteur $\underline{\theta}$ qui, convenablement choisi, permettrait d'obtenir une erreur de prédiction ayant les mêmes caractéristiques statistiques que le bruit e :

$$\begin{aligned}
 \hat{y}(t+1) = & F \left(u_1(t-d_{u_1}+1), u_1(t-d_{u_1}), \dots, u_1(t-d_{u_1}-n_{u_1}+2), \dots, \right. \\
 & u_k(t-d_{u_k}+1), u_k(t-d_{u_k}), \dots, u_k(t-d_{u_k}-n_{u_k}+2), \dots, \\
 & \left. u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}+1), u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}), \dots, u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}-n_{u_{n_i}}+2), \underline{\theta} \right)
 \end{aligned} \tag{D.13}$$

Puisque le vecteur de régression du modèle NFIR ne dépend que des entrées externes, le modèle est non récurrent.

2.2.2 Modèle NARX

Le modèle NARX (*Nonlinear AutoRegressive with eXogenous input*) permet de représenter des systèmes dynamiques non linéaires dont la sortie dépend des entrées passées et des sorties mesurées passées. Il permet également la représentation de systèmes dynamiques non linéaires avec « bruit d'état » :

$$\left\{ \begin{array}{l}
x(t+1) = F_s \left(u_1(t-d_{u_1}+1), u_1(t-d_{u_1}), \dots, u_1(t-d_{u_1}-n_{u_1}+2), \dots, \right. \\
\quad u_k(t-d_{u_k}+1), u_k(t-d_{u_k}), \dots, u_k(t-d_{u_k}-n_{u_k}+2), \dots, \\
\quad \left. u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}+1), u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}), \dots, u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}-n_{u_{n_i}}+2), \right. \\
\quad \left. x(t-d_x+1), x(t-d_x), \dots, x(t-d_x-n_x+2) \right) + e(t+1) \\
y_s(t) = x(t)
\end{array} \right. \quad (\text{D.14})$$

où :

x désigne l'état du système et y_s sa sortie ;

$d_x \geq 1$ et $n_x \geq 1$ représentent le retard et l'ordre de la variable x respectivement.

Le prédicteur réel $F(\cdot)$ du model NARX est :

$$\hat{y}(t+1) = F \left(u_1(t-d_{u_1}+1), u_1(t-d_{u_1}), \dots, u_1(t-d_{u_1}-n_{u_1}+2), \dots, \right. \\
\quad u_k(t-d_{u_k}+1), u_k(t-d_{u_k}), \dots, u_k(t-d_{u_k}-n_{u_k}+2), \dots, \\
\quad u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}+1), u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}), \dots, u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}-n_{u_{n_i}}+2), \\
\quad \left. y_s(t-d_{y_s}+1), y_s(t-d_{y_s}), \dots, y_s(t-d_{y_s}-n_{y_s}+2), \underline{\theta} \right) \quad (\text{D.15})$$

où :

$d_{y_s} \geq 1$ est le retard correspondant à la sortie mesurée y_s ;

$n_{y_s} \geq 1$ est l'ordre de la partie autorégressive de y_s .

Le pas de prédiction h défini dans (D.1) peut être déterminé par :

$$h = \min(d_{u_k}, d_{y_s})$$

Le modèle NARX (appelé aussi modèle à Erreur d'Equation ou « *Equation Error* » en anglais) est un modèle non récurrent, tous les régresseurs étant des mesures faites sur le système (le vecteur de régression est constitué des entrées passées u_k et des sorties mesurées passées de y_s).

D.2.3 Modèle NOE

Le modèle NOE (*Nonlinear Output Error*) permet de représenter des systèmes dynamiques non linéaires par estimation de la sortie à un instant t à partir des entrées antérieures et des sorties antérieures estimées. Il permet également la représentation de

systèmes dynamiques non linéaires avec « bruit de sortie » :

$$\left\{ \begin{array}{l} x(t+1) = F_s \left(u_1(t-d_{u_1}+1), u_1(t-d_{u_1}), \dots, u_1(t-d_{u_1}-n_{u_1}+2), \dots, \right. \\ \quad u_k(t-d_{u_k}+1), u_k(t-d_{u_k}), \dots, u_k(t-d_{u_k}-n_{u_k}+2), \dots, \\ \quad \left. u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}+1), u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}), \dots, u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}-n_{u_{n_i}}+2), \right. \\ \quad \left. x(t-d_x+1), x(t-d_x), \dots, x(t-d_x-n_x+2) \right) \\ y_s(t) = x(t) + e(t) \end{array} \right. \quad (\text{D.16})$$

Le prédicteur réel $F(\cdot)$ du modèle NOE est :

$$\hat{y}(t+1) = F \left(u_1(t-d_{u_1}+1), u_1(t-d_{u_1}), \dots, u_1(t-d_{u_1}-n_{u_1}+2), \dots, \right. \\ \quad u_k(t-d_{u_k}+1), u_k(t-d_{u_k}), \dots, u_k(t-d_{u_k}-n_{u_k}+2), \dots, \\ \quad u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}+1), u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}), \dots, u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}-n_{u_{n_i}}+2), \\ \quad \left. \hat{y}(t-d_{\hat{y}}+1), \hat{y}(t-d_{\hat{y}}), \dots, \hat{y}(t-d_{\hat{y}}-n_{\hat{y}}+2), \underline{\theta} \right) \quad (\text{D.17})$$

où $d_{\hat{y}}$ et $n_{\hat{y}}$ sont le retard et l'ordre associé à \hat{y} .

Le pas de prédiction est :

$$h = \min(d_{u_k}, d_{\hat{y}})$$

Le vecteur de régression est constitué des entrées passées u_k et des sorties passées estimées \hat{y} , ce qui fait du modèle NOE un modèle récurrent. C'est un modèle qui convient bien à la simulation puisqu'il n'utilise pas les sorties réelles du système.

D.2.4 Modèle NARMAX

NARMAX désigne *Nonlinear AutoRegressive Moving Average with eXogenous input*. Ce modèle permet de représenter un système dynamique non linéaire par estimation de la sortie à un instant t à partir des entrées passées, des sorties mesurées passées et des erreurs de prédiction passées. Le modèle NARMAX est aussi utilisé pour représenter un

système dynamique non linéaire en présence de « bruit d'état et bruit de sortie » :

$$\begin{aligned}
y_s(t+1) = & F_s \left(u_1(t-d_{u_1}+1), u_1(t-d_{u_1}), \dots, u_1(t-d_{u_1}-n_{u_1}+2), \dots, \right. \\
& u_k(t-d_{u_k}+1), u_k(t-d_{u_k}), \dots, u_k(t-d_{u_k}-n_{u_k}+2), \dots, \\
& u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}+1), u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}), \dots, u_{n_i}(t-d_{u_{n_i}}-n_{u_{n_i}}+2), \\
& y_s(t-d_{y_s}+1), y_s(t-d_{y_s}), \dots, y_s(t-d_{y_s}-n_{y_s}+2), \\
& \left. e(t-d_e+1), e(t-d_e), \dots, e(t-d_e-n_e+2) \right) \\
& + e(t+1)
\end{aligned} \tag{D.18}$$

où $d_e \geq 1$ et $n_e \geq 1$ sont le retard et la mémoire correspondant à la variable aléatoire e .

Les valeurs $e(t-d_e+1)$, $e(t-d_e)$, \dots , $e(t-d_e-n_e+2)$ n'étant pas mesurables, ce prédicteur est irréalisable. Cependant en supposant que ces valeurs peuvent être estimées par celles de l'erreur de prédiction $\varepsilon(t) = y_s(t) - \hat{y}(t)$, on peut obtenir le prédicteur réel du modèle NARMAX :

$$\begin{aligned}
\hat{y}(t+1) = & F \left(u_1(t-d_{u_1}+1), u_1(t-d_{u_1}), \dots, u_1(t-d_{u_1}-n_{u_1}+2), \dots, \right. \\
& u_k(t-d_{u_k}+1), u_k(t-d_{u_k}), \dots, u_k(t-d_{u_k}-n_{u_k}+2), \dots, \\
& u_{n_k}(t-d_{u_{n_k}}+1), u_{n_k}(t-d_{u_{n_k}}), \dots, u_{n_k}(t-d_{u_{n_k}}-n_{u_{n_k}}+2), \\
& y_s(t-d_{y_s}+1), y_s(t-d_{y_s}), \dots, y_s(t-d_{y_s}-n_{y_s}+2), \\
& \left. \varepsilon(t-d_\varepsilon+1), \varepsilon(t-d_\varepsilon), \dots, \varepsilon(t-d_\varepsilon-n_\varepsilon+2), \underline{\theta} \right)
\end{aligned} \tag{D.19}$$

où $d_\varepsilon \geq 1$ et $n_\varepsilon \geq 1$ représentent le retard et la mémoire correspondant à l'erreur de prédiction ε .

Le pas de prédiction est :

$$h = \min(d_{u_k}, d_{y_s}, d_\varepsilon)$$

Le vecteur de régression du modèle NARMAX est constitué des entrées passées u_k , des sorties mesurées passées de y_s et des erreurs de prédiction ε . C'est donc un modèle récurrent.

Le modèle NARMAX est un excellent outil pour l'analyse, la modélisation et la prédiction de séries temporelles.

D.3 Estimation des paramètres de modèles

L'identification paramétrique résulte de la minimisation du critère J .

Cependant deux cas sont à considérer :

- *premier cas* : l'ensemble des données (base d'apprentissage D_N constituée de N données d'observation sur le système) nécessaires à l'identification est disponible et l'estimation est faite sur cet ensemble simultanément : on parle alors de méthodes globales de minimisation. L'évaluation du critère J se fait sur toute la base d'apprentissage D_N . Le problème d'optimisation décrit par l'équation (D.6) peut se mettre sous la forme suivante :

$$\hat{\underline{\theta}} = \arg \min_{\underline{\theta}} \left(J(\underline{\theta}, D_N) \right) \quad (\text{D.20})$$

où :

$$J(\underline{\theta}, D_N) = \frac{1}{2} \sum_{t=1}^N \varepsilon(t, \underline{\theta})^2 \quad (\text{D.21})$$

$$\varepsilon(t, \underline{\theta}) = y_s(t) - \hat{y}(t, \underline{\theta}) \quad (\text{D.22})$$

L'inconvénient de cette approche est la nécessité de disposer de l'ensemble des éléments du vecteur de régression $\underline{\varphi}(t)$ (voir relation (D.4)) avant de pouvoir identifier le modèle. Cette démarche ne s'applique pas aux modèles récurrents qui, en dehors des données issues des mesures, font intervenir des données issues du modèle en cours d'identification. L'approche ne convient pas non plus à l'identification en temps réel de systèmes pour lesquels les données nécessaires ne sont pas entièrement disponibles.

- *deuxième cas* : certaines données nécessaires à l'identification des modèles récurrents ne sont pas entièrement disponibles (par exemple sorties estimés ou erreurs de prédiction). Il convient alors de faire une estimation récursive qui permet une estimation des paramètres au fur et à mesure que les données sont disponibles.

La minimisation du critère J se fait de proche en proche sur des sous-ensembles réduits de D_N où toutes les données nécessaires sont disponibles. Cette approche est aussi adaptée à l'identification en temps réel de systèmes.

Remarque : *En général, lorsque les unités de mesure diffèrent d'une variable à l'autre, il est recommandé de normaliser les variables afin d'atténuer l'effet d'échelle et obtenir des paramètres de même ordre de grandeur.*

Les paragraphes suivants décrivent différentes méthodes d'estimation paramétrique des modèles non linéaires.

D.3.1 Méthodes d'estimation globale

D.3.1.1 Optimisation linéaire

Un modèle peut être non linéaire par rapport au vecteur de régression mais linéaire par rapport aux paramètres. Dans ce cas l'équation (D.4) peut s'écrire sous la forme :

$$\hat{y}(t+h) = F(\underline{\varphi}(t), \underline{\theta}) = \phi(\underline{\varphi}(t))\underline{\theta} = \underline{\Phi}(t)^T \underline{\theta} \quad (\text{D.23})$$

où $\phi(\cdot)$ est une fonction non linéaire du vecteur de régression $\underline{\varphi}(t)$ telle que

$$\underline{\Phi}(t) = \phi(\underline{\varphi}(t))$$

La valeur optimale $\hat{\underline{\theta}}_{opt}$ minimisant le critère (D.21) est obtenue par l'estimateur des moindres carrés :

$$\hat{\underline{\theta}}_{opt} = (\Phi_I^T \Phi_I)^{-1} \Phi_I^T \underline{y}_s \quad (\text{D.24})$$

où :

Φ_I est la matrice d'information :

$$\Phi_I = \begin{pmatrix} \underline{\Phi}(1)^T \\ \vdots \\ \underline{\Phi}(N)^T \end{pmatrix}$$

\underline{y}_s est le vecteur de sortie :

$$\underline{y}_s = \begin{pmatrix} y_s(1) \\ \vdots \\ y_s(N) \end{pmatrix}$$

Dans le cas où la matrice $\Phi_I^T \Phi_I$ est mal conditionnée (le rapport entre la plus grande valeur propre et la plus petite est élevé), son inversion pose problème et il n'est pas possible d'estimer $\underline{\theta}$ par (D.24). On utilise dans ce cas une technique de régularisation qui consiste à modifier le critère à minimiser en y ajoutant un terme de pénalité permettant d'améliorer le conditionnement de la matrice $\Phi_I^T \Phi_I$.

On peut par exemple utiliser le critère modifié :

$$J_{reg}(\underline{\theta}, D_N) = J(\underline{\theta}, D_N) + \frac{\lambda}{2} \underline{\theta}^T K \underline{\theta} \quad (\text{D.25})$$

où λ est un coefficient de régularisation et K une matrice permettant de coder les pénalités. On utilise très couramment la « *ridge regularization* » ou « *weight decay* » correspondant à $K = I$, I étant la matrice identité. La valeur optimale $\hat{\underline{\theta}}_{opt}$ est alors donnée par :

$$\hat{\underline{\theta}}_{opt} = (\Phi_I^T \Phi_I + \lambda I)^{-1} \Phi_I^T y_s \quad (\text{D.26})$$

1.6.1.2 Optimisation non linéaire

Pour les modèles non linéaires par rapport aux paramètres, l'estimation paramétrique se fait par une méthode itérative d'optimisation non linéaire. Cette technique est basée sur la recherche d'une direction de l'espace des paramètres suivant laquelle le critère $J(\underline{\theta}, D_N)$ diminue, et la modification pas à pas de $\underline{\theta}$ dans cette direction. L'équation de modification du vecteur des paramètres $\underline{\theta}$ est de la forme générale :

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k - \mu_k \underline{d}_k \quad (\text{D.27})$$

où :

$\hat{\underline{\theta}}_k$ est l'estimée de $\underline{\theta}$ à l'itération k ;

μ_k est le pas de recherche ;

\underline{d}_k est la direction de recherche dans l'espace des paramètres.

Il existe différentes méthodes d'optimisation selon le choix de la direction de recherche \underline{d}_k . Nous présentons ici certaines de ces méthodes qui font intervenir le gradient ou le hessien du critère J . Pour ces méthodes, il est donc nécessaire que le critère J possède des dérivées premières ou des dérivées secondes selon le cas.

Méthode du gradient à pas constant : cette méthode basée sur la technique de descente du gradient à pas constant permet d'obtenir une convergence vers un minimum

local. Elle ne permet cependant pas de garantir une convergence vers le minimum global. La relation (D.27) se met sous la forme suivante :

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k - \mu \underline{G}_k \quad (\text{D.28})$$

où :

μ est le pas de recherche (constant) ;

\underline{G}_k est le gradient du critère J estimé à $\hat{\underline{\theta}}_k$:

$$\underline{G}_k = \nabla(J_k) = \left. \frac{\partial J}{\partial \underline{\theta}} \right|_{\underline{\theta}=\hat{\underline{\theta}}_k}$$

Il est cependant nécessaire de choisir judicieusement le pas de descente μ . Une faible valeur de μ conduit à une convergence lente vers le minimum alors qu'une valeur élevée induit des oscillations autour du minimum.

Méthode du gradient à pas variable : Cette méthode permet de pallier au problème que pose le choix d'un pas de recherche constant. Elle consiste à adapter la variation du pas de recherche de façon à descendre rapidement quand on est loin du minimum et lentement quand on s'y approche. On parvient ainsi à augmenter la vitesse de convergence de l'algorithme tout en évitant des oscillations autour du minimum.

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k - \mu_k \underline{G}_k \quad (\text{D.29})$$

Parmi les algorithmes les plus utilisés, on peut citer les méthodes de dichotomie, les méthodes de minimisation de Nash et de Wolfe et Powell .

Méthode de Newton : Cette méthode exploite la « courbure » du critère J pour atteindre le minimum plus rapidement. Le pas est choisi égal à 1 alors que la direction de recherche est calculée par la relation :

$$\underline{d}_k = H_{-1}^k \underline{G}_k$$

avec H_k désignant le hessien de J calculé à $\hat{\underline{\theta}}_k$:

$$H_k = \left. \frac{\partial^2 J}{\partial \underline{\theta} \partial \underline{\theta}^T} \right|_{\underline{\theta}=\hat{\underline{\theta}}_k}$$

La relation (D.27) se met sous la forme :

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k - H_k^{-1} \underline{G}_k \quad (\text{D.30})$$

Le principal inconvénient de cette méthode est la difficulté que présente le calcul du hessien H et son inversion à chaque itération :

$$H = \frac{\partial^2 J}{\partial \underline{\theta} \partial \underline{\theta}^T} = \sum_{k=1}^N \varepsilon(k) \frac{\partial^2 \hat{y}(k)}{\partial \underline{\theta} \partial \underline{\theta}^T} + \sum_{k=1}^N \frac{\partial \hat{y}(k)}{\partial \underline{\theta}} \frac{\partial \hat{y}(k)}{\partial \underline{\theta}^T}$$

De plus, si le hessien n'est pas défini positif pour $\hat{\underline{\theta}}_k$, rien ne garantit la convergence vers un minimum ou vers un maximum. Afin d'éviter une divergence de l'algorithme, on utilise μ comme coefficient de relaxation permettant une modification des paramètres dans le sens de la diminution du critère :

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k - \mu H_k^{-1} \underline{G}_k$$

Le coefficient de relaxation est déterminé suivant une heuristique analogue à celle utilisée pour le choix du pas de recherche dans l'algorithme du gradient à pas variable.

Méthode de Gauss-Newton : la simplification de la méthode de Newton conduit à la méthode de Gauss-Newton dans laquelle le hessien H est approché par une matrice H_a obtenue en négligeant la dérivée d'ordre 2 de \hat{y} :

$$H_a = \sum_{k=1}^N \frac{\partial \hat{y}(k)}{\partial \underline{\theta}} \frac{\partial \hat{y}(k)}{\partial \underline{\theta}^T}$$

La méthode garantit la convergence vers un minimum puisque le hessien approché H_a est défini positif, en revanche elle ralentit la convergence au voisinage du minimum.

Méthode de Levenberg-Marquardt : dans cette méthode, le choix de la direction de recherche est issu d'un compromis entre la méthode du gradient régularisée et celle de Newton. Elle utilise le hessien régularisé H_r en lieu et place du hessien approché H_a (qui peut être mal conditionné) de la méthode de Gauss-Newton :

$$H_r = H_a + \lambda_k I$$

où λ_k est le coefficient de régularisation dont la valeur est itérativement modifiée en fonction de l'évolution du critère. La valeur de λ_k est augmentée si le critère diminue, elle est diminuée si le critère augmente.

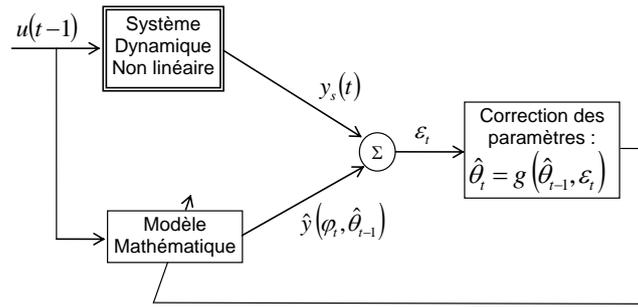


FIG. D.4 – Principe de l'identification récursive des paramètres d'un modèle.

La relation (D.27) devient :

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k - [H_a + \lambda_k I]^{-1} \underline{G}_k \quad (\text{D.31})$$

Si λ_k est grand, on retrouve la méthode du gradient avec un pas de recherche $\mu_k = 1/\lambda_k$. Si λ_k est petit, la méthode se réduit à celle de Gauss-Newton.

D.3.2 Méthodes d'estimation récursive

Le principe de l'estimation récursive consiste à évaluer à chaque instant l'écart ε entre la sortie du modèle \hat{y} et celle du système y_s et d'apporter une correction sur les paramètres $\hat{\theta}$ de façon à réduire l'écart à l'instant suivant. Ce principe est décrit sur la figure D.4. Nous présentons ici les méthodes du gradient récursif et des moindres carrés récursifs. Ces méthodes sont utilisées pour les systèmes linéaires, mais nous montrons au chapitre III qu'elles sont applicables à l'estimation paramétrique de multimodèles récurrents pour l'identification de systèmes dynamiques non linéaires.

D.3.2.1 Méthode du gradient récursif

Le principe de la méthode consiste à modifier les paramètres du modèle à chaque instant k afin de minimiser le critère à l'instant suivant ($k + 1$) :

$$J(k + 1) = \frac{1}{2} [y_s(k + 1) - \hat{y}(k + 1)]^2 = \frac{1}{2} [\varepsilon(k + 1)]^2 \quad (1.32)$$

où $\varepsilon(k + 1)$ est l'erreur de prédiction *a posteriori* (erreur à l'instant $k + 1$ calculée avec les paramètres estimés à l'instant $k + 1$).

Les paramètres sont ajustés à chaque instant conformément à :

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k - \mu \frac{\partial J(k+1)}{\partial \hat{\underline{\theta}}_{k+1}} \quad (\text{D.33})$$

L'estimée de $\hat{\underline{\theta}}_k$ par (D.33) dépend de la structure du modèle. Si le modèle est linéaire par rapport aux paramètres conformément à (D.23), alors :

$$\varepsilon(k+1) = y_s(k+1) - \hat{y}(k+1) = y_s(k+1) - \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_{k+1} \quad (\text{D.34})$$

et

$$\frac{\partial J(k+1)}{\partial \hat{\underline{\theta}}_{k+1}} = \frac{\partial \varepsilon(k+1)}{\partial \hat{\underline{\theta}}_{k+1}} \varepsilon(k+1) = \underline{\Phi}(k) \varepsilon(k+1) \quad (\text{D.35})$$

ce qui donne :

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k + \mu \underline{\Phi}(k) \varepsilon(k+1) \quad (\text{D.36})$$

$\varepsilon(k+1)$ est fonction de $\hat{\underline{\theta}}_{k+1}$. En utilisant l'erreur de prédiction *a priori* $\tilde{\varepsilon}$ (erreur à l'instant $k+1$ calculée avec les paramètres estimés à l'instant k) définie par :

$$\tilde{\varepsilon}(k+1) = y_s(k+1) - \hat{y}_{\hat{\underline{\theta}}_k}(k+1) = y_s(k+1) - \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k \quad (\text{D.37})$$

L'équation (D.34) devient :

$$\varepsilon(k+1) = y_s(k+1) - \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k + \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k - \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_{k+1} \quad (\text{D.38})$$

soit :

$$\varepsilon(k+1) = \tilde{\varepsilon}(k+1) - \underline{\Phi}^T(k) \left[\hat{\underline{\theta}}_{k+1} - \hat{\underline{\theta}}_k \right] \quad (\text{1.39})$$

En utilisant l'équation (D.36) on obtient :

$$\varepsilon(k+1) = \tilde{\varepsilon}(k+1) - \underline{\Phi}^T(k) \mu \underline{\Phi}(k) \varepsilon(k+1) \quad (\text{1.40})$$

d'où :

$$\varepsilon(k+1) = \frac{\tilde{\varepsilon}(k+1)}{1 + \underline{\Phi}^T(k) \mu \underline{\Phi}(k)} \quad (\text{1.41})$$

On obtient finalement l'équation de récurrence permettant d'estimer $\hat{\underline{\theta}}_{k+1}$ à partir de $\hat{\underline{\theta}}_k$:

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k - \frac{\mu \underline{\Phi}(k)}{1 + \underline{\Phi}^T(k) \mu \underline{\Phi}(k)} \quad (\text{1.42})$$

D.3.2.2 Méthode des Moindres Carrés Récursifs

La méthode des moindres carrés récursifs est basée sur la minimisation d'un critère quadratique sur l'ensemble des observations disponibles jusqu'à l'instant courant k . On considère le cas d'un système linéaire pour lequel le modèle peut être représenté sous la forme de l'équation (D.24). A l'instant k , le critère $J(k)$ s'écrit :

$$J(k) = \frac{1}{2} \sum_{t=1}^k [\varepsilon(t)]^2 = \frac{1}{2} \sum_{t=1}^k \left[y_s(t) - \underline{\Phi}^T(t-1) \hat{\underline{\theta}}_k \right]^2 \quad (\text{D.43})$$

La minimisation du critère conduit à l'équation suivante :

$$\frac{\partial J(k)}{\partial \hat{\underline{\theta}}_k} = - \sum_{t=1}^k \left[y_s(t) - \underline{\Phi}^T(t-1) \hat{\underline{\theta}}_k \right] \underline{\Phi}(t-1) = 0 \quad (\text{D.44})$$

A partir de l'équation (D.44), on peut établir la relation :

$$\hat{\underline{\theta}}_k = \left[\sum_{t=1}^k \underline{\Phi}(t-1) \underline{\Phi}^T(t-1) \right]^{-1} \sum_{t=1}^k y_s(t) \underline{\Phi}(t-1) \quad (\text{D.45})$$

En posant $A_k = \left[\sum_{t=1}^k \underline{\Phi}(t-1) \underline{\Phi}^T(t-1) \right]^{-1}$, la relation (1.45) s'exprime aussi par :

$$\hat{\underline{\theta}}_k = A_k \sum_{t=1}^k y_s(t) \underline{\Phi}(t-1) \quad (\text{D.46})$$

Cette relation permet d'écrire :

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = A_{k+1} \sum_{t=1}^{k+1} y_s(t) \underline{\Phi}(t-1) \quad (\text{D.47})$$

Le terme $B = \sum_{t=1}^{k+1} y_s(t) \underline{\Phi}(t-1)$ dans (D.47) peut être réécrit comme suit :

$$\begin{aligned}
B &= \sum_{t=1}^k y_s(t) \underline{\Phi}(t-1) + y_s(k+1) \underline{\Phi}(k) \\
&= \sum_{t=1}^k y_s(t) \underline{\Phi}(t-1) + y_s(k+1) \underline{\Phi}(k) + \underline{\Phi}(k) \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k - \underline{\Phi}(k) \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k \\
&= A_k^{-1} \hat{\underline{\theta}}_k + \underline{\Phi}(k) \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k + \underline{\Phi}(k) \left[y_s(k+1) - \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k \right] \\
&= \left[A_k^{-1} + \underline{\Phi}(k) \underline{\Phi}^T(k) \right] \hat{\underline{\theta}}_k + \underline{\Phi}(k) \left[y_s(k+1) - \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k \right] \\
&= A_{k+1}^{-1} \hat{\underline{\theta}}_k + \underline{\Phi}(k) \left[y_s(k+1) - \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k \right]
\end{aligned}$$

On obtient alors la relation :

$$\sum_{t=1}^{k+1} y_s(t) \underline{\Phi}(t-1) = A_{k+1}^{-1} \hat{\underline{\theta}}_k + \underline{\Phi}(k) \tilde{\varepsilon}(k+1) \quad (\text{D.48})$$

avec $\tilde{\varepsilon}(k+1) = y_s(k+1) - \underline{\Phi}^T(k) \hat{\underline{\theta}}_k$ étant l'erreur de prédiction *a priori* (erreur à l'instant $k+1$ évaluée avec les paramètres estimés à l'instant k).

A partir de la relation (D.47), on peut écrire :

$$\sum_{t=1}^{k+1} y_s(t) \underline{\Phi}(t-1) = A_{k+1}^{-1} \hat{\underline{\theta}}_{k+1} \quad (\text{D.49})$$

En utilisant (D.48) et (D.49), on obtient :

$$\hat{\underline{\theta}}_{k+1} = \hat{\underline{\theta}}_k + A_{k+1} \underline{\Phi}(k) \tilde{\varepsilon}(k+1) \quad (\text{D.50})$$

A_{k+1} dans la relation (D.50) peut être calculé comme suit :

$$\begin{aligned}
[A_{k+1}]^{-1} &= \sum_{t=1}^{k+1} \underline{\Phi}(t-1) \underline{\Phi}^T(t-1) \\
&= \sum_{t=1}^k \underline{\Phi}(t-1) \underline{\Phi}^T(t-1) + \underline{\Phi}(k) \underline{\Phi}^T(k) \\
&= [A_k]^{-1} + \underline{\Phi}(k) \underline{\Phi}^T(k)
\end{aligned}$$

Lemme : Soit A une matrice régulière de dimension $n \times n$ et $\underline{\varphi}$ un vecteur de dimension n . Alors :

$$(A^{-1} + \underline{\varphi} \underline{\varphi}^T)^{-1} = A - \frac{A \underline{\varphi} \underline{\varphi}^T A}{1 + \underline{\varphi}^T A \underline{\varphi}}$$

En utilisant ce lemme, A_{k+1} peut être calculé avec la relation suivante :

$$A_{k+1} = A_k - \frac{A_k \underline{\Phi}(k) \underline{\Phi}^T(k) A_k}{1 + \underline{\Phi}^T(k) A_k \underline{\Phi}(k)} \quad (\text{D.51})$$

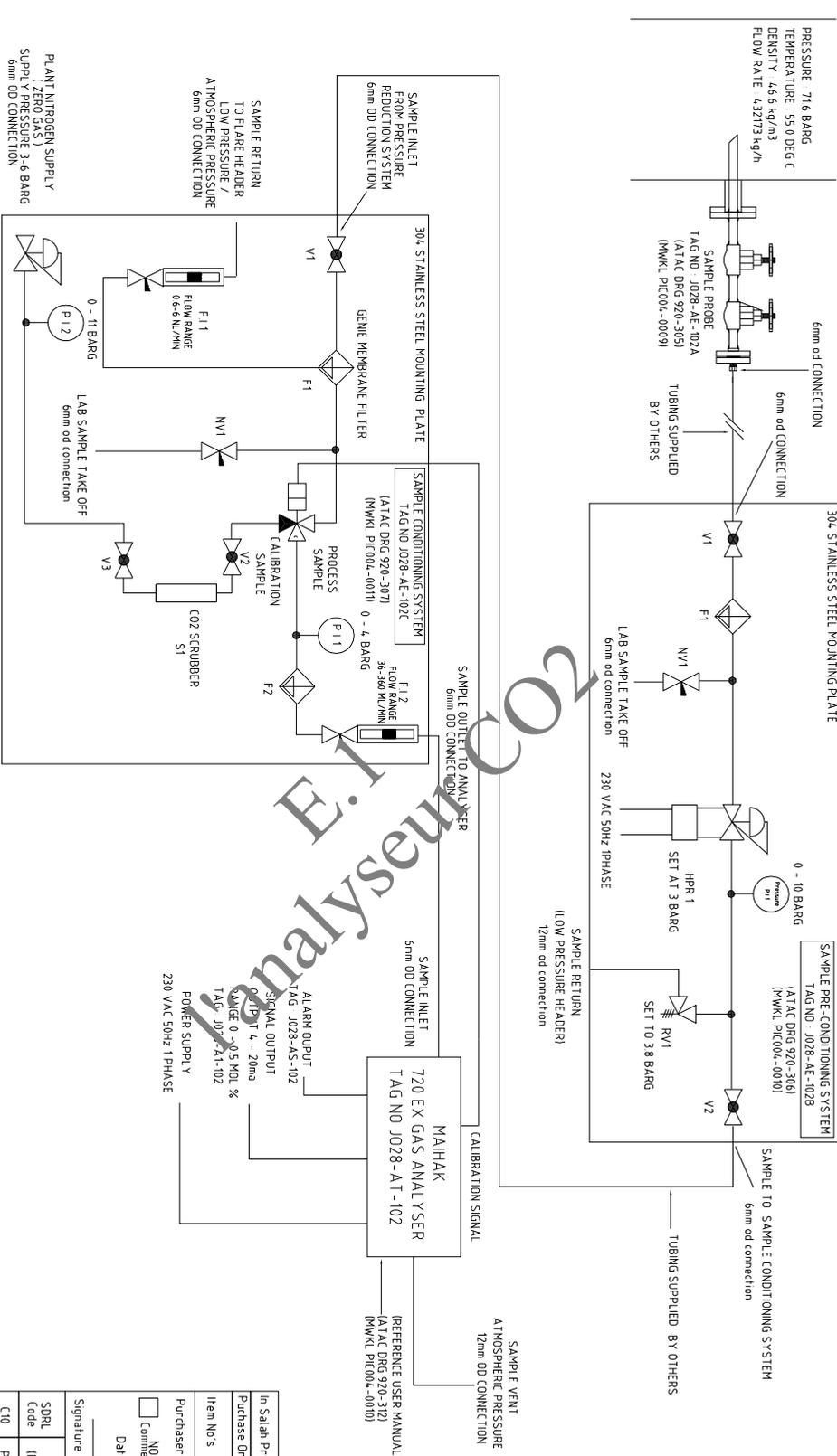
Le vecteur de paramètres $\hat{\theta}$ peut être mis à jour de façon récursive à chaque instant en utilisant les relations (D.50) et (D.51).

ANNEXE E:
**Caractéristiques techniques
de l'instrumentation**

THIRD ANGLE PROJECTION DRG TO B.S. 308

CO2 ABSORB-J-VE-028101 OFFGAS

J028-AT-102-CO2 ANALYSER
 J028-AE-102-PROBE & SAMPLE SYSTEM
 CO2 ABSORB-J-VE-028101 OFFGAS



In Salah Project	Job Number 6683
Purchase Order No. ISGP-6883-PI004	
Item No's	
Purchaser's Disposition	
<input type="checkbox"/> NO Comments as Noted	<input type="checkbox"/> Rejected
Date	Name
Signature	Initial
SDRL Code	Document Number
C10	PI004-0008
	Rev
	3

ISS.	MOD No.	DATE	DRN	MECH	ELEC	APPR
3	N/A	12/08/02	DMH	DMH	N/A	DMH

PLANT NITROGEN SUPPLY
 ZERO GAUGE
 SUPPLY PRESSURE 3-5 BARG
 6mm OD CONNECTION

SAMPLE RETURN
 TO ELABE HEADER
 LOW PRESSURE/
 ATMOSPHERIC PRESSURE
 6mm OD CONNECTION

304 STAINLESS STEEL MOUNTING PLATE

SAMPLE INLET
 FROM PRESSURE
 REDUCTION SYSTEM
 6mm OD CONNECTION

GENE MEMBRANE FILTER

F1.1
 FLOW RANGE
 0-6.6 NL/MIN

0-11 BARG

LAB SAMPLE TAKE OFF
 6mm od connection

V1

F1

NV1

PROCESS SAMPLE

P1.1
 FLOW RANGE
 0-4 BARG

F2

CO2 SCRUBBER
 ST

V2

V3

304 STAINLESS STEEL MOUNTING PLATE

SAMPLE OUTLET TO ANALYSER
 6mm OD CONNECTION

SAMPLE INLET
 TAG NO J028-AT-102
 (IATAAC DRG 920-307)
 (MWKL PIC004-0011)

720 EX GAS ANALYSER
 TAG NO J028-AT-102
 (REFERENCE USER MANUAL)
 (IATAAC DRG 920-312)
 (MWKL PIC004-0010)

SAMPLE VENT
 ATMOSPHERIC PRESSURE
 12mm OD CONNECTION

SAMPLE PRE-CONDITIONING SYSTEM
 TAG NO J028-AE-102B
 (IATAAC DRG 920-306)
 (MWKL PIC004-0010)

0-10 BARG
 (Pressure P11)

HPR1
 SET AT 3 BARG

R1

230 VAC 50Hz 1PHASE

SAMPLE RETURN
 (LOW PRESSURE HEADER)
 12mm od connection

V2

SAMPLE TO SAMPLE CONDITIONING SYSTEM
 6mm od connection

TUBING SUPPLIED BY OTHERS

ATAC Analytical Technology & Control Limited

UNIT 6 REDLANDS CENTRE, COULSDON SURREY CR5 2HT ENGLAND
 TEL: + 44 (020) 8763 9494/FAX +44 (020) 8768 9540

TITLE	SYSTEMS
SAMPLE FLOW SCHEMATIC	
CONTRACT REF	SO 11815
FILE NAME	920-304
DRAWING No	920-304
SHT No	1 OF 1
SCALE	N.T.S
DIMENSION UNIT	A3

CLIENT: KELLOGG BROWN & ROOT
 PO No: ISGP-6683-PIC004
 Project: IN SALAH GAS PROJECT - ALGERIA
 ATAC ref: S011815

ANALYSER SYSTEMS
SAMPLE LOOP CALCULATION
 VAPOUR PHASE, SINGLE LINE

Analyser Tag No: JO28-AT-102
 Type: EX 720 ANALYSER
 Service: CO2 ABSORB-L-VE-028101
 OVERHEADS
 PID sheet no: 920-304
 MWKL Number PIC004-0064
 Revision Number 2

PROCESS CONDITIONS	
Phase (V or L)	V
Pressure	71.6 bara
Temperature	55.0 °C
Density	46.6 kg/m³
Mol mass *	kg/kmol
* Required for liquid phase only	

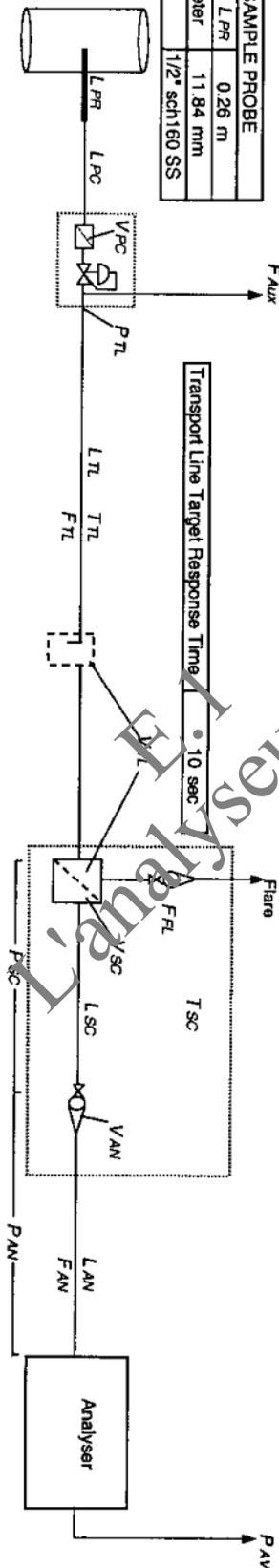
PRECONDITIONING SYSTEM	
Type	PCV
Vol HP std. V/PC	5.00 ml
Conn. leng L/PC	0.50 m
Int. diameter	3.60 mm
Aux. flow ** F _{Aux}	0.00 l/min
To:	
* At transport line T & P	

TRANSPORT LINE	
Inlet pressure	P _{TL} 3.0 bara
Length	L _{TL} 15.0 m
Int. diameter	3.6 mm
Temperature	T _{TL} 30.0 °C
Comprts volume	V _{TL} 5.0 ml

SAMPLE CONDITIONING SYSTEM	
Tubing before FI	L _{SC} 0.2 m
Int. diameter	3.6 mm
Comprts volume	V _{SC} 5.0 ml
Operating temp.	T _{SC} 30.0 °C

ANALYSER	
Tubing to analyser	L _{AV} 0.5 m
Int. diameter	3.6 mm
Comprts volume	V _{AV} 5.0 ml
Analyser flow	F _{AV} 150.0 NmL/min
Inlet pressure	P _{AV} 2.0 bara
Vent pressure	P _{AV} 1.0 bara

SAMPLE PROBE	
Length	L _{PR} 0.26 m
Int. diameter	11.84 mm
Material	1/2" sch160 SS



Flow	
Flow	0.04 l/min
Velocity	0.006 m/s

Eq. line length	
Eq. line length	1.0 m
Conn. line vel.	0.070 m/s

Eq. line length	
Eq. line length	15.5 m
Velocity	1.5 m/s
Sample flow	F _{TL} 56.8 l/h
Density	2.11 kg/m³
delta P	22 mmHg
SCS Inlet pressu	P _{SC} 3.0 bara

Before Flowmeter	
Eq. line length	0.7 m
Flow	55.5 ml/min
Velocity	0.1 m/s
Flow	Flare / Vent Sample
Flow	F _{FL} 0.144 Nm³/h

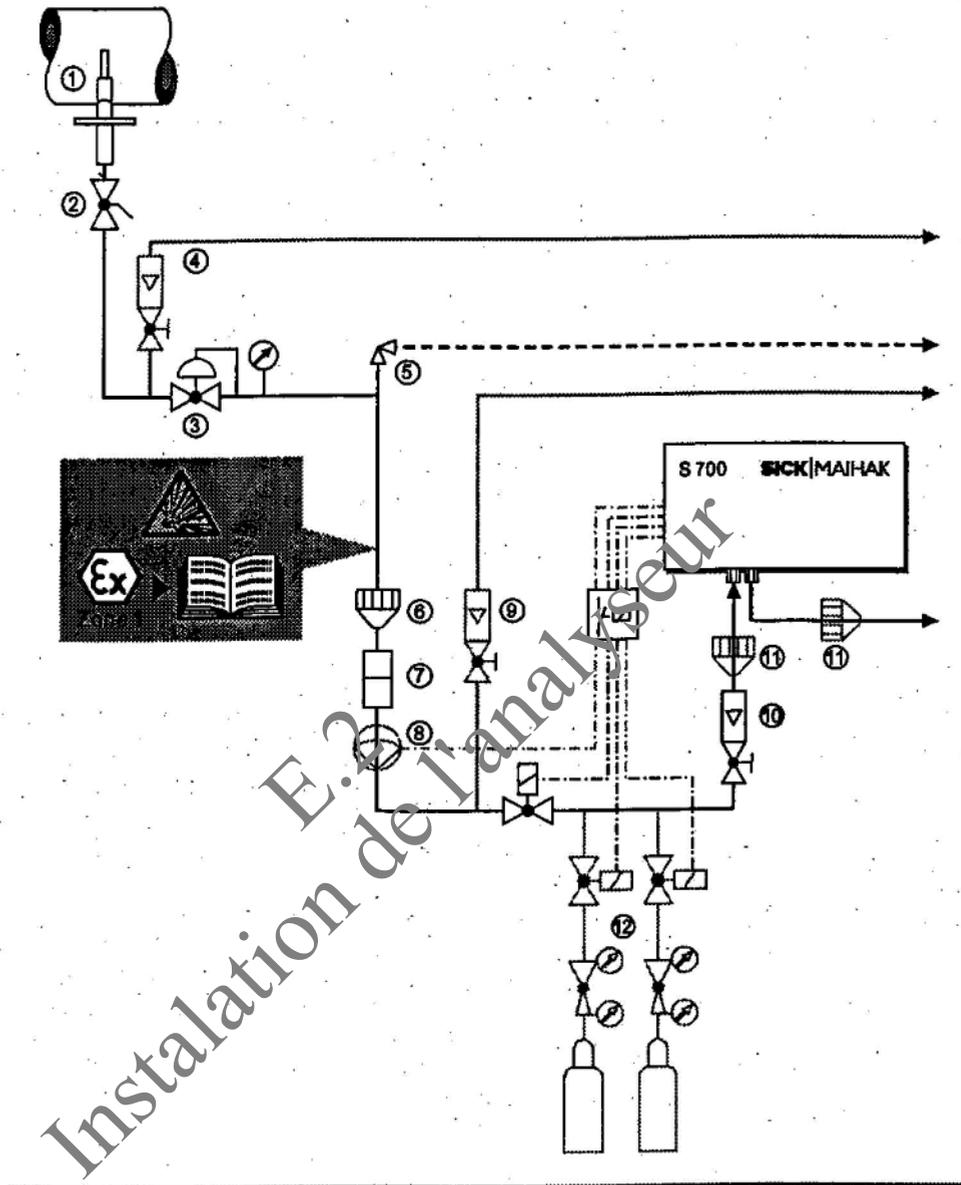
Analyser Connection	
Eq. line length	1.0 m
Flow	83.2 ml/min
Velocity	0.1 m/s

SYSTEM RESPONSE TIMES	
Probe	39.6 s
Preconditioning	14.1 s
Transport line	10.0 s
Conditioning system	7.6 s
Analyser connection	7.3 s
TOTAL	79 sec

- Development notes: 10/03/97
- 1 Probe and connecting line flows assumed to be at process conditions
 - 2 Pressure, velocity and density changes in transport line ignored - response error not significant
 - 3 Flare sample density (and flare pressure) omitted
 - 4 Calculations are based on standard engineering formulae and gas equation / thermodynamic gas equations
 - 5 Basic principles and calculations in chemical engineering

2.5.3 Injection d'échantillon de gaz en provenance d'un processus de production (exemple)

Image 14: Injection d'échantillon de gaz en provenance d'un processus de production (exemple)



Légende concernant la image 14 :

1. Point de prélèvement : l'échantillon de gaz doit être un mélange homogène au point de prélèvement quand il est prélevé à partir de gros conteneurs ou de conduites à grandes section. Quand il faut s'attendre à la formation d'écheveaux dans le flux de gaz, il vous faudra déterminer le meilleur point de prélèvement en procédant à des essais (balayage de la section de la conduite). Veuillez tenir compte des consignes d'exploitation du système de prélèvement de gaz.
2. Vanne d'arrêt : utile pour couper le système d'analyse du processus industriel en cas de besoin.
3. Réducteur de pression : ajuste la pression de l'échantillon de gaz aux besoins de l'analyseur.
4. Dérivation installée en amont (en cas de besoin) : accroît le débit d'échantillon de gaz depuis le point de prélèvement jusqu'au réducteur de pression et réduit ainsi la temporisation des valeurs mesurées (temps mort).
5. Soupape de décharge ou plaque de rupture : protège l'analyseur d'une pression trop élevée si le réducteur de pression placé en amont devait défaillir.
6. Dispositifs anti-retour de flamme dans le circuit d'amenée de l'échantillon : empêchent que du gaz en combustion pénètre dans l'analyseur.
7. Filtre à poussière : toujours installer un filtre fin à poussière dans le système d'injection d'échantillon pour protéger celui de mesure contre l'encrassement. Vous devriez utiliser un filtre à poussière comme filtre de sécurité, même quand l'échantillon de gaz est exempt d'impuretés afin de protéger l'analyseur en cas de dysfonctionnements ou de défauts. – Le filtre doit être chauffé quand l'échantillon de gaz contient des composants sujets à la condensation (par ex. vapeur d'eau – « gaz humide »). Il existe également des sondes de prélèvement d'échantillon avec filtre intégré à l'extrémité du tube de prélèvement, un chauffage du filtre n'est alors plus nécessaire.
8. Pompe d'échantillonnage : une pompe à gaz doit être installée quand la surpression de l'échantillon de gaz est insuffisante. Veuillez observer ce qui suit :

Si la pompe peut dégager de la poussière ou des impuretés (par ex. par usure de la soupape), vous devriez installer un autre filtre à poussière en aval.

L'alimentation électrique de la pompe doit être commandée via une sortie de signalisation (→ p. 159, § 8.2.4). Cela a l'avantage que la pompe à gaz reste automatiquement hors fonction tant que l'analyseur n'est pas en ordre de marche.

Si le S 700 possède une pompe à gaz (→ p. 20, § 1.5.4), le réglage interne de la puissance de la pompe devrait être utilisé pour régler le débit désiré (→ p. 140, § 7.11.1).
9. Dérivation de l'analyseur (en cas de besoin) : accroît le débit d'échantillon de gaz en direction de l'analyseur. Installez une telle dérivation quand un temps de réaction très rapide de l'analyseur est exigé.
10. Soupape de régulation : pour régler le débit désiré de l'échantillon de gaz. (pas indispensable quand le S 700 possède une pompe à gaz → p. 140, § 7.11.1).
11. Dispositifs anti-retour de flamme sur l'analyseur : empêchent que du gaz en combustion ne s'échappe de l'analyseur en cas de dysfonctionnement. Ils peuvent être obligatoires dans des zones explosives (→ p. 13, § 1.2.2). Il est possible d'équiper le S 700 de dispositifs anti-retour de flamme (→ p. 20, § 1.5.4).
12. Injection de gaz test → p. 47.

2.5.4 Injection d'échantillon de gaz via convertisseur de NO_x



Ce chapitre ne s'applique qu'à des appareils devant mesurer le composant NO.

Quand la teneur en NO de l'échantillon de gaz doit être mesurée et que ce dernier contient également du NO₂, il peut être désiré ou nécessaire de mesurer simultanément la teneur en NO₂ et celle en NO (« valeur NO_x »). Un « convertisseur de NO_x » transformant la part de NO₂ en NO doit pour cela être installé dans le système d'injection d'échantillon. – Veuillez observer ce qui suit :



PRUDENCE : risque de mesures incorrectes avec un convertisseur de NO_x.

En raison du principe d'action thermique, la ligne d'échantillonnage doit être la plus courte possible entre le convertisseur NO_x et l'analyseur. Si, outre le NO, le S 700 doit également mesurer la teneur en CO et/ou CO₂, le convertisseur NO_x que vous devrez utiliser devra être un convertisseur basse température (env. 400 °C) avec catalyseur à molybdène. Si, au lieu de cela, vous utilisez un convertisseur haute température avec catalyseur à graphite, les valeurs mesurées du CO₂ seront faussées.

2.5.5 Désignation et fonction des raccordements d'échantillons de gaz

Un S 700 possède 2 à 4 raccordements d'échantillons de gaz (exécution spéciale : 6 raccordements).

L'exécution standard du S 700 possède une seule ligne d'échantillonnage à laquelle sont raccordés tous les modules d'analyse et les capteurs installés. 2 ou 3 lignes d'échantillonnage internes séparées sont possibles en option. Les lignes d'échantillonnage internes peuvent posséder des sorties distinctes ou une sortie commune. La manière dont la tuyauterie de gaz interne est configurée est décrite dans les informations concernant l'appareil.

Tableau 8: Désignation et fonction de raccordements d'échantillons de gaz

Désignation	Fonction
SAMPLE	Entrée d'échantillon de gaz
OUTLET	Sortie d'échantillon de gaz
REF.	Entrée de gaz de référence (tuyauterie de gaz interne distincte) ¹ ou
	Entrée d'échantillon de gaz pour la seconde ligne d'échantillonnage
REF. OUT	Sortie de gaz de référence ou
	Sortie d'échantillon de gaz pour la seconde ligne d'échantillonnage

¹ L'alimentation en gaz doit être réalisée de la même manière que pour l'échantillon de gaz (à peu près le même débit et la même pression). – Conseil : lors d'un calibrage du point zéro, le gaz de référence doit être injecté sous forme de « gaz zéro » dans la ligne d'échantillonnage correspondante. Il peut être avantageux d'installer pour cela une ligne de raccordement.



Se reporter à la fiche technique séparée pour les exécutions techniques des raccordements de gaz.

2.5.6 Raccordement des lignes d'échantillonnage

1. Introduire l'échantillon de gaz via le raccordement SAMPLE (conditions d'exploitation → tableau 9).
2. Brancher le raccordement OUTLET sur un branchement collectif adéquat (par ex. conduit).
3. Si le S700 possède une seconde tuyauterie de gaz interne (raccordement REF. et REF. OUT) :
 - Injecter le second échantillon de gaz ou le second gaz de référence via le raccordement REF.. Les conditions d'exploitation doivent être les mêmes que sur le raccordement SAMPLE, la précision de mesure serait sinon compromise.
 - Brancher les raccords REF. OUT et OUTLET sur un branchement collectif adéquat.



Les consignes concernant l'échantillon de gaz sont également valables pour la seconde ligne d'échantillonnage et pour le gaz de référence.

Tableau 9: Conditions d'exploitation de l'échantillon de gaz

Grandeur physique	Valeur de consigne
Température du gaz	Constante dans la gamme 273 à 318 K (0 à 45 °C)
Débit	Constant dans la gamme 5 à 100 litres/h
Pression dans la tuyauterie de gaz interne	<p>Avec tubage interne (tuyauteries de gaz en acier) : Constante¹ dans la gamme -20 à +100 kPa (-0,2 à +1,0 bar) rapportée à la pression environnante (pression atmosphérique locale)</p> <p>Avec câblage interne (tuyauteries de gaz en flexibles « Viton ») : Constante¹ dans la gamme -20 à +30 kPa (-0,2 à +0,3 bar) rapportée à la pression environnante</p> <p>Information pour les appareils à pompe à gaz intégrée : la puissance de dépression de la pompe est de 60 litres/h maximum pour 10 kPa (0,1 bar) (pression d'aspiration). Le rendement de la pompe est réglable (→ p. 140, § 7.11.1 ; réglage à l'usine : env. 40 litres/h).</p>

¹ Influence d'une pression variable (dépendance de la pression) : voir fiche technique. Les appareils dotés de l'option « compensation de la pression de l'échantillon de gaz » peuvent compenser en partie cette influence.

**AVERTISSEMENT : danger d'explosion**

Si vous utilisez le S700 dans une zone explosive, veuillez tenir compte des éventuelles restrictions d'utilisation (→ p. 13, § 1.2).

L'étanchéité et la résistance de toutes les lignes d'alimentation et d'évacuation d'échantillon de gaz doivent être contrôlées à 150 % de la pression maximale de la ligne avant la mise en service.

**AVERTISSEMENT : danger dans les zones explosives (S720 Ex/S721 Ex)**

La surpression maxi de l'échantillon de gaz ne doit pas dépasser 100 mbar (10 kPa) (selon l'homologation → p. 27, § 1.5.11).

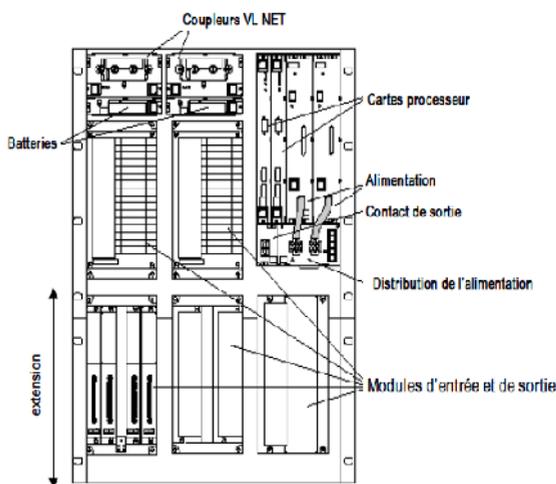
Tenir compte des consignes concernant le tubage des tuyauteries de gaz (→ p. 52, § 2.5.7).

GENERAL	1	Tag No.			J028-FV -101					
	2	Service			L AMINE TO PREHEATER J-HA-028101					
	3	Line No.			J20"-CN-028-1009-6CB-3B					
	4	PID No.			JB00-B-PPDC-028-0001					
	5	Area Classification			Zone 1, IIB, T3.					
	6	Ambient Temperature:	Min.	Max.	1	°C	55	°C		
	7	Allowable Sound Pressure Level	dBa	85 @ 1 metre						
	8	Tightness Requirements			ANSI V					
	9	Air Supply Pressure:	Min.	Norm.	Des.	6	bar-g	8 10 bar-g		
	10	Power Failure Position			CLOSE					
	11	General Electrical Protection			CENELEC EEx'd					
PIPE LINE	12	Line Size and Schedule	Inlet	Outlet	20	in	80 20 in 80			
	13	Line Spec	Line Material		6CB	CS ASTM A671				
	14	Pipe Insulation			Type 3B					
PROCESS CONDITIONS	15	Process Fluid	Fluid State		LEAN AMINE SOLUTION	Single Phase				
	16	Upstream Condition			Liquid					
	17	Des. Press. / Full Vac.	Des. Temperature Min / Max		90	bar-g	No	-10 90 °C		
	18	Critical Pressure	Critical Temperature		221	bar-a				
	19	Differential Pressure - Maximum Shut Off			90 bar					
	20		Units	@ Max. Flow	@ Norm. Flow	@ Min. Flow				
	21	Flow Rate	kg/h	1057419	961290	672903				
	22	Inlet Pressure	bar-a	75.9	80.7	85.4				
	23	Pressure Drop	bar	0.63	5.5	11				
	24	Inlet Temperature	°C	62	55	55				
CALCULATED RESULTS	25	Inlet Density / Specific Gravity / Molecular Weight			kg/m³	1015	1020	1020		
	26	Inlet Compressibility Factor			—					
	27	Inlet Viscosity			Cp	1.79	2.06	2.16		
	28	Inlet Specific Heats Ratio			—					
	29	Inlet Vapour Pressure			bar-a	0.218	0.16	0.16		
	30									
BODY AND TRIM	31	Flow Coefficient Cv			—	1540	471	233.1		
	32	Travel			%	7	23.5	11.7		
	33	Sound Pressure Level			dBa	70	72.5			
	34	MFR	Model	Dresser	41315	39	MFR	Model	Dresser	SVI
	35	Body Type			Single Seat Globe					
	36	Body Size	Trim Size	16	in	60	Signal: Inlet	Outlet	4-20mA	-
	37	Rated Cv	Characteris.	2000	Linear	61	Increase Signal Valve: Open			
	38	End Connec. & Rating			RF Flanged 600#					
	39	Body Material			CS ASTM A216 GR WCC					
	40	Bonnet Type	Material	STD	CS	62	Cam Characteristic Linear			
ACTUATOR	41	Packing Material			Flex graphite w/Carb. Imbtr					
	42	Flow Action To			Open					
	43	Lubricator	Isolat. Valve	No	No	63	Bypass	Gauges	No	Yes
	44	Guiding	No. of Ports	Top	1	64	Smart Type Yes			
	45	Trim Type			Standard/Balanced					
	46	Rated Travel			SOLENOID VALVE					
	47	Plug/ Ball/ Disk Material			17-4 PH					
	48	Seat Material			316 SS / Stellite					
	49	Cage	Stem Material	A487 CA6NM	17-4 PH	65	Signal Transmission HART			
	50	Gasket Material			316 SS, Graphite Filler					
ACTUATOR	51	Bolting			L7-GR4					
	52	MFR	Model	Dresser	See Note 2	66	Accessory Sunshade			
	53	Type			Spring Return					
	54	Size	Area	TBA	-	67	MFR	Model	-	-
	55	Air Failure Valve:			Close					
	56	Handwheel			No					
	57	Bench Range			TBA					
	58	Accessory			Rubber Boot Stem					
Notes: 1. Fluid is corrosive and erosive. 2. Actuator type LIT530\101.6 SRCSH					68	Type -				
					69	When De-Enegr. Valve: -				
					70	Schematic Detail -				
					71	MFR	Model	-	-	
					72	Type	Quantity	-	-	
					73	Contacts / Rating -				
					74	Switching Position -				
					75					
					76	MFR	Model	Dresser	78-40	
					77	Set Pressure 3.8 bar				
					78	Filter	Gauge	Yes	No	
					79					
					80	Hydro. Pressure Yes				
					81	Leakage Yes				
					82	Functional Yes				
					83	Manufacturer DRESSER				
					84	Model 68-41315				
					85	Purchase Order No. ISGP-6683-PIC008				
					86	Item 034				
					87	Serial Number 01-0093-034				

					INSTRUMENT DATA SHEET			
					Control Valve			
B	MJD	07/05/02	RBG	IAC	Issued for Purchase			
A	MJD	05/12/01	RBG	IAC	Issued for Enquiry			
No.	By	Date	Chkd	Apprd	Description	Code: 101	Dwg. No.: JB06-B-KKFJ-028-0002	Rev.: B

E.4 Caractéristiques des PFCS

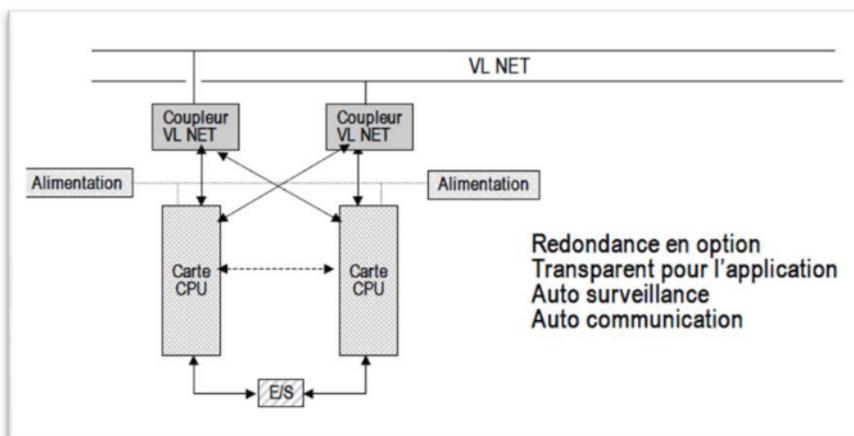
- ☐ PFCS:
 - Appellation PFCS en CS 1000
 - Appellation SFCS en CS 3000
- ☐ Spécifications hardware
 - Processeur RISC
 - Mémoire : 16MO
 - Batterie : sauvegarde : 72 h
 - Recharge : 48 h
 - Redondance : optionnelle



La station de control PFCS

Le principe de la redondance

Ce principe est très important pour le bon fonctionnement du système. il consiste à ce que deux organes travaillent sur la même tâche un est en service et l'autre en attente (redondance passive), si jamais l'organe principale tombe dans une défaillance l'organe mis en attente prend le relais et le statut service/attente s'actualise. Ce qui donne une très grande robustesse au système face aux perturbations et pannes.



*La redondance dans les PFCS***les entrées/sorties PFCS**

Les PFCS manipulent toutes les catégories d'entrées/sortie :

- Les entrées/sorties logiques et analogiques
- Les entrées/ sorties tension ou courant
- Les entrées/sorties de communication

Elles sont regroupées en boîtiers et chaque boîtier contient des modules.

Models	Model Names
AMN11	Nest for Analog I/O Modules
AMN12 (*1)	High-Speed Nest for Analog I/O Modules
AMN21	Nest for Relay I/O Modules
AMN31	Nest for Terminal I/O Modules
AMN32	Nest for Connector I/O Modules
AMN33	Nest for Communication I/O Modules
AMN34	Nest for Multipoint Control Analog I/O Modules
AMN51	Nest for Communication Cards
AMN52	Nest for PROFIBUS Communication Modules

Les boîtiers d'I/O

Types	Models	Names
Analog I/O modules	AAM10	Current/voltage input module (Simplified type)
	AAM11	Current/voltage input module
	AAM11B	Current/voltage input module (supports BRAIN)
	AAM21	mV, thermocouple, RTD input module
	AAM21J	mV, thermocouple, RTD input module
	APM11	Pulse input module
	AAM50	Current output module
	AAM51	Current/voltage output module

020109E.EPS

Le module AMN11

Types	Models	Names
Relay input module	ADM15R	Relay input module
Relay output module	ADM55R	Relay ooutput module

Le module AMN21

Type	Model	Name
Communication module	ACM11	RS-232C Communication module
	ACM12	RS-422/RS-485 Communication module
	ACF11	Fieldbus Communication Module

Le module AMN33