



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de l'Enseignement Supérieure et de la Recherche Scientifique

جامعة وهران 2 محمد بن أحمد
Université d'Oran 2 Mohamed Ben Ahmed

معهد الصيانة و الأمن الصناعي
Institut de Maintenance et de Sécurité Industrielle
Département De Maintenance en Instrumentation

MÉMOIRE

Pour l'obtention du diplôme de Master

Filière : Génie Industriel

Spécialité : Génie Industriel

Thème

**L'application des méthodes d'optimisation
à la commande de processus de distillation**

Présenté et soutenu publiquement par :

Allal Abida

Et

Ouardani Mohammed Amine

Devant le jury composé de :

Nom et Prénom	Grade	Etablissement	Qualité
BENFEKIR Abderrahim	MCB	IMSI-Université D'Oran 2	Président
MEKKI Ibrahim El Khalil	MCA	IMSI-Université D'Oran 2	Encadrant
ADDAN NEGGAZ Samir	MAA	IMSI-Université D'Oran 2	Examineur

Année 2023/2024

Remerciements

Nous remercions en premier lieu ALLAH de nous donner la santé et la patience pour avoir terminé ce travail.

Nous exprimons nos vifs remerciements à notre encadreur Dr. Mekki Ibrahim El Khalil pour avoir d'abord proposé ce thème, et pour le suivi continuel tout le long de la réalisation de ce mémoire en nous donnant sans cesse des conseils et des remarques pertinentes.

Nous remercions également, tous les membres du jury d'avoir accepté d'examiner ce travail.

Et à tous nos enseignants du Département du Génie industriel

Nous remercions également nos familles et particulièrement nos parents, pour leur soutien moral inconditionnel tout au long de nos années d'études.

Sans oublier de remercier tous nos collègues d'étude pour leur soutien psychologique en terminant ce mémoire de fin d'étude de Master.

Enfin, nous adressons nos plus sincères remerciements à tous nos proches et amis, qui nous ont toujours soutenu et encouragé au cours de la réalisation de ce mémoire.

Allal Abida

Ouardani Mohammed Amine

Dédicaces

C'est avec profonde gratitude et sincères mots,
que nous dédions ce modeste travail de fin d'étude à
nos chers parents, qui ont sacrifié leur vie pour
notre réussite en nous éclairant le chemin par
leurs conseils judicieux.

Nous souhaitons dans l'avenir leurs rendre
un peu de ce qu'ils ont fait pour nous, que dieu leur
procure bonheur et longue vie.

Nous dédions aussi ce travail à nos frères, et nos sœurs,
à toute nos familles, ainsi à
nos compagnons et n amis chacun par son nom.

Enfin, je dédie ce travail à moi bien sûr,
Malgré toutes les circonstances que j'ai vécues,
Mais je rends hommage à Dieu qui m'a fait d'abord.

Allal Abida

Ouardani Mohammed Amine

Sommaire

<i>Introduction Générale</i>	01
------------------------------------	----

CHAPITRE I:

LA COLONNE DE DISTILLATION

I.1. Introduction.....	02
I.2. Principe de la distillation.....	02
I.3. Notion de volatilité.....	02
I.4. Unité de distillation.....	03
I.4.1. Bouilleur.....	03
I.4.2. Condenseur.....	04
I.4.3. Colonne de fractionnement.....	04
I.5. Les types de distillation.....	04
I.5.1. La composition du mélange.....	04
I.5.2. Le mode de traitement.....	05
I.5.3. Types de colonnes.....	06
I.5.4. Comparaison entre les colonnes à garnissage et celles à plateaux.....	07
I.6. Application de la distillation.....	08
I.7. Principe de fonctionnement d'une colonne à distiller.....	08
I.8. Dimensionnement d'une installation de distillation.....	10
I.9. Le contrôle de fonctionnement d'une colonne.....	10
I.9.1. Qualité du distillat et du résidu.....	10
I.9.2. Débits.....	10
I.9.3. Niveaux.....	11
I.9.4. Chauffage et refroidissement de la distillation.....	11
I.9.5. Pression.....	12
I.9.6. Températures à différents niveaux.....	12
I.10. Modèle de colonne de distillation.....	13
I.11. Conclusion.....	13

CHAPITRE II : MODÉLISATION

DE LA COLONNE DE DISTILLATION

II.1. Introduction.....	14
II.2. Modélisation d'une colonne de distillation.....	14
II.2.1. Le processus de distillation.....	14
II.2.2. Les différents modèles de la colonne de distillation.....	15
II.3. Modélisation dynamique de la colonne de distillation.....	16
II.3.1. Hypothèses.....	16

II.3.2. Le modèle dynamique de la colonne	17
II.4. Modèle linéarisé de la colonne de distillation	21
II.5. Le découplage des systèmes multivariables	22
II.5.1. La configuration de découplage inversé	23
II.6. Application de découpleur inversé sur la colonne de distillation	23
III.7. Conclusion	24

CHAPITRE III : RÉGULATEUR PID

III.1. Introduction	25
III.2. Méthode de réglage de PID	25
III.2.1 Méthodes basées sur un modèle de réponse à l'échelon	25
III.2.1.1 Procédé autorégulant	25
III.2.1.2 Procédé intégrateur	26
III.2.1.3 Méthode du modèle de référence	26
III.3 Régulation	29
III.3.1 Définition de la régulation.....	29
III.3.2 Points saillants	29
III.3.3 Objectifs de la régulation.....	29
III.3.4 Principe de la régulation.....	30
III.3.5 Principales formes de régulation.....	30
III.4 Régulateur PID	32
III.5 Actions PID	33
III.6 Aspect fonctionnel et structurel du régulateur PID	33
III.6.1 Action proportionnelle.....	33
III.6.2 Action intégrale	34
III.6.3 Action dérivée	34
III.7 Différentes structures de PID	35
III.7.1 Structure Parallèle	35
III.7.2 Structure Série	35
III.7.3 Structure mixte	36
III.8. La méthode d'oscillation (Ziegler-Nichols)	36
III.9 Conclusion.....	39

CHAPITRE IV : APPLICATION DES METHODES D'OPTIMISATION

VI.1. Introduction.....	40
IV.2. L'algorithme d'ACO	40
IV.2.1. Historique.....	40
IV.2.2. Principe d'un algorithme de colonies de fourmis	40
IV.2.3. L'Algorithme.....	41

IV.3.Algorithme génétique (AG)	43
IV.3.1.Définition	43
IV.3.2.Principaux points qui différencient les AG des autres approches d'optimisation	43
IV.3.3.Présentation des algorithmes génétiques (AG)	43
IV.3.4.Principe d'algorithme génétique	43
IV.3.5.Fonctionnement d'un algorithme génétique	44
IV.3.5.1. Codage des données	44
IV.3.5.2 Population initiale	44
IV.3.5.3 Evaluation	44
IV.3.5.4 Opérateurs des algorithmes génétiques	44
IV.4. Application d'algorithme ACO à l'optimisation du régulateur PID.....	45
IV.5. Application des AG à l'optimisation du régulateur PID	46
IV.5.1. Intégrale de la valeur absolue de l'erreur IAE	46
IV.5.2. Intégrale du carré de l'erreur ISE.....	46
IV.5.3. Intégrale de la valeur absolue de l'erreur pondérée ITAE	47
IV.5.4. Intégrale du carré de l'erreur pondérée par le temps ITSE	47
IV.6. Résultat de Simulation	47
VI.7 Conclusion	51
Conclusion Générale.....	52
Références Bibliographiques	53

Liste des Figures et tableaux

Liste des Figures

Figure I.1 : Unité de distillation	03
Figure I.2 : Composition de bouilleur	03
Figure I.3 : Schéma de condenseur	03
Figure I.4: Schéma basique d'une distillation discontinue	05
Figure I.5: Schéma standard d'une distillation continue	05
Figure I.6: Schéma des plateaux.....	06
Figure I.7: Colonne à garnissages	07
Figure I.8: Schéma de principe d'une colonne de distillation	08
Figure I.9: Diagramme du point d'ébullition	09
Figure I.10: Diagramme d'équilibre liquide vapeur.....	09
Figure I.11: Colonne de distillation.....	13
Figure II.1 : Représentation des entrées-sorties de la colonne de distillation binaire	15
Figure II.2 : Schéma descriptif de la colonne de distillation binaire	18
Figure II.3 : Schéma général de découpleur du système de contrôle.....	22
Figure II.4 : Le découplage inversé du système de la colonne de distillation	23
Figure III.1 : Principe du modèle de référence.....	27
Figure III.2 : Analyse de la courbe.....	27
Figure III.3 : Réponse attendue en BF.....	28
Figure III.4 : Schéma de principe d'une régulation.....	30
Figure III.5 : Régulation en boucle ouverte.....	31
Figure III.6 : Régulation TOR.....	31
Figure III.7 : Configuration du système en boucle fermée.....	32
Figure III.8 : Influence de l'action proportionnelle.....	33
Figure III.9 : Influence de l'action intégrale	34
Figure III.10 : Influence de l'action dérivée.....	34
Figure III.11 : Structure parallèle du régulateur PID.....	35
Figure III.12 : Structure Série.....	35
Figure III.13 : Structure mixte.....	36
Figure III.14: Système sous étude : Ziegler-Nichols.....	36
Figure III.15: Réponse d'un système : Ziegler-Nichols	37
Figure III.16: Réponse d'un système : Ziegler et Nichols Z-N y_D	38
Figure III.17: Réponse d'un système Ziegler et Nichols Z-N x_B	39
Figure IV.1: Graphe multicouches du déplacement des fourmis	41

Figure IV.2: Organigramme des algorithmes génétiques	43
Figure IV. 3 : Principe de l'optimisation d'un correcteur PID par algorithme ACO	45
Figure IV. 4 : Principe de l'optimisation d'un correcteur PID par algorithme génétique	46
Figure IV.5 : Réponse d'un système : algorithme ACO.Y _D	48
Figure IV.6 : Réponse d'un système : génétique algorithme G-A YD.....	48
Figure IV. 7 : Principe de l'optimisation d'un correcteur PID par algorithme génétique YD	49
Figure IV.8 : Réponse d'un système : algorithme ACO.XB	50
Figure IV.9 : Réponse d'un système génétique algorithme G-A XB.....	50
Figure IV.10: Principe de l'optimisation d'un correcteur PID par algorithme génétique XB.....	51

Liste des Tableaux

Tableau II.1: Description des entrées-sorties et les valeurs d'états d'équilibre associées.....	21
Tableau II.2: Les différents niveaux de températures à l'intérieur de la colonne de distillation.....	22
Tableau III.1 : Réglage du régulateur PID selon Broïda autorégulant	26
Tableau III.2 : Réglage du régulateur PID selon Broïda intégrateur.....	26
Tableau III 3 : Paramètres du régulateur	29
Tableau III.4 : Paramètres de réglage de la méthode en boucle fermée Ziegler-Nichols.....	37
Tableau III.5 : Les caractéristiques YD avec Z-N	38
Tableau III.6 : Les caractéristiques XB avec Z-N	39
Tableau IV.1 : Les caractéristiques YD avec G-A et Z-N et A-C-O.....	49
Tableau IV.2 : Les caractéristiques XB avec G-A et Z-N et A-C-O.....	51

Introduction Générale

Introduction Générale :

La distillation est l'une des opérations de séparation les plus répandues dans le monde industriel. Bien que peu efficace du point de vue énergétique, elle est simple à mettre en œuvre et présente généralement peu de risques, ce qui explique son adoption massive.

Il s'agit d'un processus combinant des transferts de matière et de chaleur. Le principe de la distillation repose sur la formation de vapeur enrichie en composé le plus volatil, suivie de la condensation de cette vapeur. Dans les industries, les colonnes de distillation sont couramment contrôlées par des régulateurs PID classiques.

Cependant, ces régulateurs montrent leurs limites lorsque le processus s'éloigne de son point de fonctionnement nominal, lors de changements brusques de paramètres ou en présence de perturbations.

L'objectif de ce projet de fin d'étude est de modéliser et d'optimiser les performances des colonnes de distillation afin de maintenir les concentrations en tête et en bas de la colonne aux valeurs souhaitées.

Le premier chapitre sera consacré à des généralités sur les colonnes de distillation et les différents types de distillation.

Le deuxième chapitre abordera la modélisation dynamique de la colonne de distillation sous des hypothèses fondées, afin de faciliter l'étude du système et la synthèse de la commande.

Le troisième chapitre fera le point sur l'identification et la régulation par régulateur PID. Le dernier chapitre sera divisé en deux parties :

La première partie portera sur des généralités sur l'optimisation et les méthodes d'optimisation stochastiques telles que les algorithmes génétiques et l'optimisation par colonies de fourmis (ACO).

La deuxième partie sera consacrée au calcul des paramètres PID par les différentes méthodes choisies, suivie de la simulation des régulateurs afin d'analyser et de comparer leurs performances.

Chapitre I :

La Colonne de Distillation

I.1. Introduction

La distillation est une des méthodes de séparation les plus importantes dont dispose le génie chimique. Cette opération permet la séparation d'un ou plusieurs constituants d'un mélange homogène liquide, en mettant à profit la différence de volatilité des constituants.

La distillation relève du domaine de la génie chimique, par conséquent nous nous limitons à introduire dans ce qui suit le principe de la distillation, le fonctionnement, et ses applications ainsi que l'état de l'art sur la modélisation et le contrôle des colonnes de distillations.

I.2. Principe de la distillation

La distillation consiste à porter le mélange à ébullition et à recueillir, après une succession de vaporisations et de condensations, une fraction dite légère appelée le distillat. Celui-ci correspond au produit le plus volatil qui a le point d'ébullition le plus bas et qui distille en premier. Dans le ballon, il reste la fraction dite lourde appelée le résidu. [1]

La différence entre les compositions du distillat (vapeur émise) et du liquide en ébullition est le principe exploité pendant la distillation.

Le principe des différentes techniques de distillation fait appel aux lois qui régissent l'équilibre liquide – vapeur des corps purs et des mélanges.

I.3. Notion de volatilité

La volatilité est une des propriétés particulières des fluides qui permet d'appliquer le Procédé de Distillation.

La volatilité en distillation se réfère à la capacité d'une substance à s'évaporer à une température donnée. En distillation, les composants d'un mélange ont des points d'ébullition différents, ce qui permet de les séparer en les chauffant et en récupérant leurs vapeurs à des températures spécifiques.

Plus un composant est volatil, plus il s'évapore facilement à une température donnée. En distillation, la volatilité des composants d'un mélange est cruciale car elle détermine leur séparation efficace.

Les composants les plus volatils s'évaporeront en premier, formant des vapeurs qui seront récupérées et condensées pour obtenir des produits distincts.

Les différences de volatilité entre les composants permettent ainsi leur séparation en fonction de leurs points d'ébullition respectifs.

Ce processus est fondamental dans de nombreuses industries, notamment la chimie, la pétrochimie et la production d'alcool.

I.4. Unité de distillation

Elle comprend trois systèmes distincts (figure I.1):

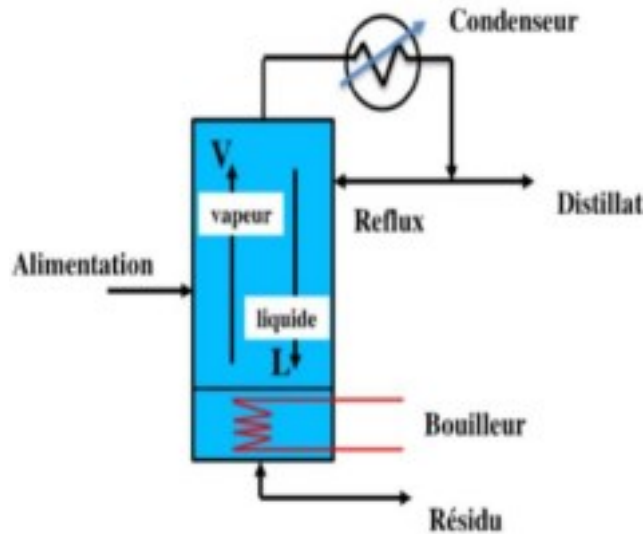


Figure I.1 : Unité de distillation [1]

I.4.1. Bouilleur :

C'est un échangeur qui permet de fournir les calories nécessaires à la vaporisation des produits de fond. Les rebouilleurs du fractionnement sont des appareils fonctionnant sur le principe du thermosiphon.

La circulation du fluide se fera uniquement par augmentation de la température par transfert de chaleur et diminution de la densité du liquide. Ils sont alimentés par une partie du liquide de fond de la colonne ayant un niveau constant. Leur fonctionnement ne peut se faire qu'avec un niveau suffisant de liquide dans la zone de rebouillage. L'autre partie de fond cloisonnée sert au soutirage des produits de

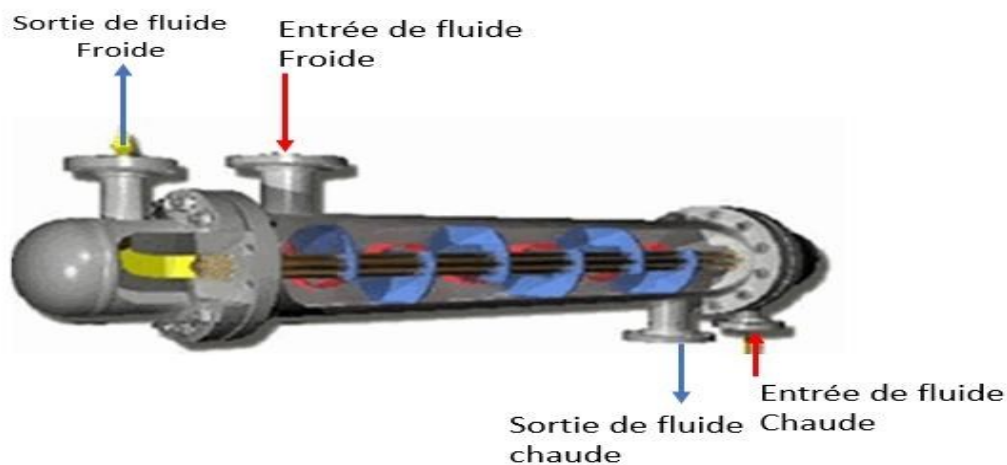


Figure I.2 : Composition de bouilleur

I.4.2. Condenseur

Un système de condensation en tête de colonne, on distingue le condenseur total et le condenseur partiel :[2]

a). Condenseur total

Toutes les vapeurs sont condensées en un liquide se séparant ensuite entre reflux et distillat (refroidi dans un échangeur avant stockage). Le distillat en liquide est facile à transporter et à stocker. Un condenseur total n'est plus un étage de séparation.

b). Condenseur partiel

C'est un étage d'équilibre qui effectue une séparation. Seule une fraction des vapeurs condensées constitue le reflux, l'autre partie passe dans un condenseur réfrigérant est constitue le distillat.

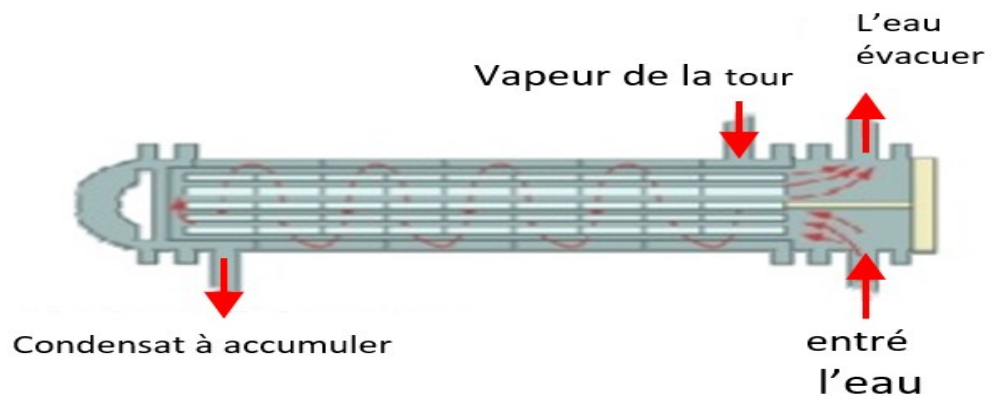


Figure I.3: Schéma de condenseur

I.4.3. Colonne de fractionnement

Une colonne de fractionnement est un élément essentiel utilisé dans la distillation de mélangés liquides de manière à séparer le mélange en ses parties constitutives ou fractions, sur la base des différences de volatilité.[3]

I.5. Les types de distillation

La distillation peut être classée en différentes catégories selon :

I.5.1. La composition du mélange

Les deux types de distillations sont : la distillation binaire et la distillation à plusieurs composants.[2]

A). La distillation binaire

Le mélange est séparé en deux produits liquide seulement.

B). La distillation multi-composante

C'est une distillation commerciale où le mélange est séparé en plusieurs produits liquides, comme le raffinage du pétrole.

I.5.2. Le mode de traitement

IL existe deux types de distillation

La distillation discontinue (par batch)

La Distillation Continue

A). Distillation discontinue (par batch)

La conduite de la colonne consistant en un placement dans un bac de mélange, la vaporisation d'une partie du mélange et la vidange de la partie restante, est appelée « Distillation discontinue » ou « distillation en régime transitoire Conti » [4]

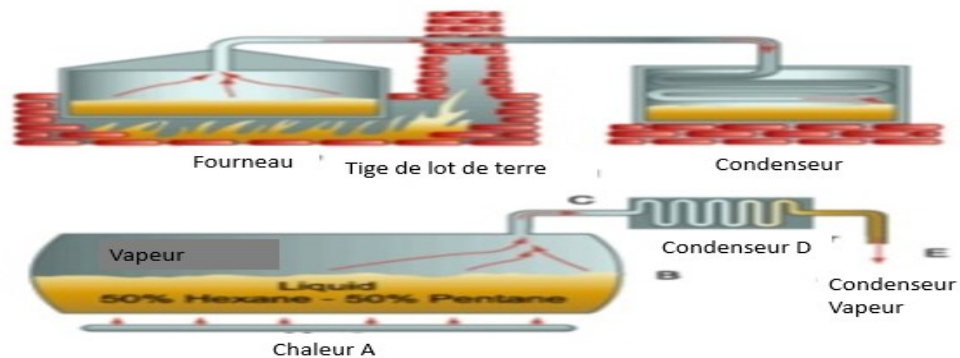


Figure I.4 : Schéma basique d'une distillation discontinue

B) La Distillation Continue

La distillation continue est bien plus efficace que la distillation en régime transitoire. Dans la distillation en régime transitoire, le liquide est introduit dans la colonne bac après bac. Dans la distillation continue, le liquide est introduit en continu. [4]

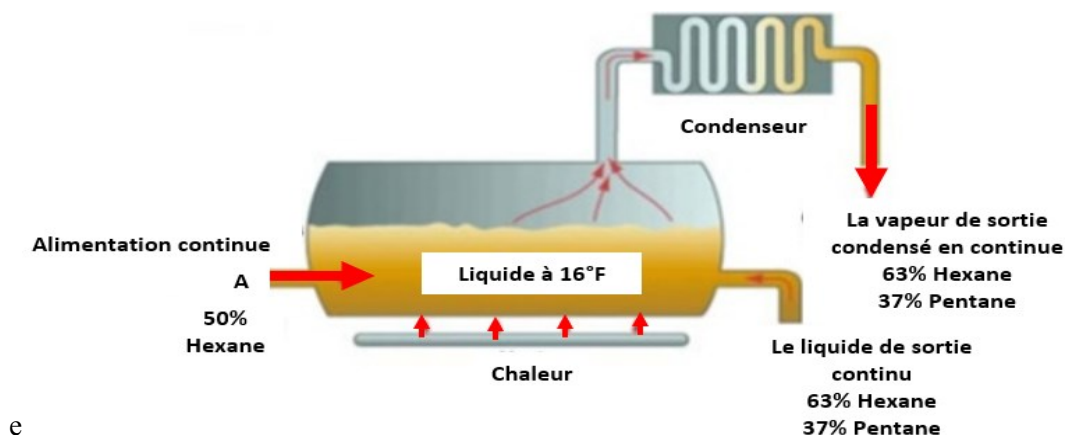


Figure I.5 : Schéma standard d'une distillation continue

I.5.3. Types de colonnes

Les colonnes les plus utilisées sont équipées de plateaux (ils peuvent être de plusieurs types) ; mais il existe aussi des colonnes à garnissage (là aussi plusieurs types de garnissage sont disponibles sur le marché). Dans le cas des colonnes à plateaux on dispose régulièrement entre les plateaux des accès appelés « trou de poing » et « trou d'homme », qui permettent d'entretenir le matériel sans avoir à démonter l'ensemble de la colonne. Il en va de même pour les colonnes à garnissage. [5]

Les matériaux utilisés pour les colonnes peuvent être : l'acier inoxydable; le cuivre; le verre; ou encore des matières plastiques (pour les faibles températures). Les colonnes peuvent être classées selon leur composition mécanique comme suit :

A). Colonne à plateaux

Généralement, les colonnes de distillation à plateaux sont représentées selon le schéma ci-dessous. Le rôle d'un plateau est de faciliter le contact entre la phase vapeur et la phase liquide pour que le transfert de masse s'effectue entre les 2 phases [6]. Chaque plateau est composé de 3 sections :

- surface d'ébullition : est le lieu où le contact se fait entre la vapeur et le liquide. Les vapeurs passent à travers les orifices du plateau à partir du bas et passent dans le liquide traversant le plateau formant un mélange mousseux et turbulent. Dans la conception la plus simple, les orifices sont conçus pour le contact vapeur-liquide. alternativement, les calottes ou les soupapes peuvent être utilisées.
- Le déversoir: La fonction du déversoir est de maintenir un niveau de liquide sur le plateau.
- La goulotte de descente : Sa fonction est de guider le flux du liquide d'un plateau à un autre.

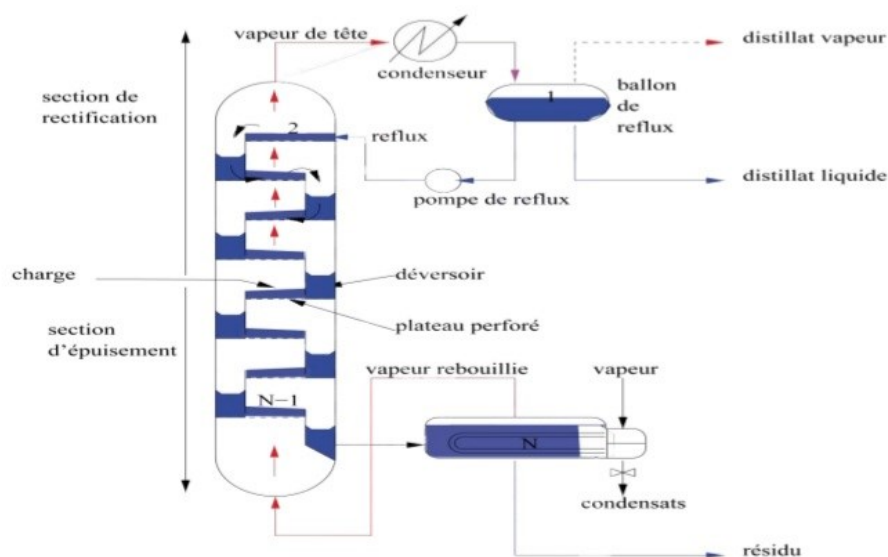


Figure I.6: Schéma des plateaux

B). Colonne à garnissages

La majorité des colonnes utilisées dans l'industrie pétrolière sont des colonnes à plateaux mais le garnissage est parfois utilisé en remplacement de plateaux dans certaines colonnes pour assurer la mise en contact entre la vapeur et le liquide.

Le matériau de garnissage utilisé dans des colonnes peut être une céramique, un alliage métallique non corrosif ou d'autres substances résistantes à la corrosion provoquée par la présence d'impuretés dans la charge. [4]

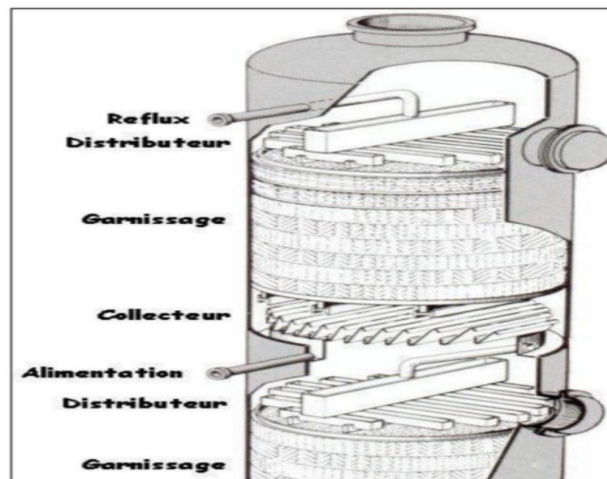


Figure I.7: Colonne à garnissages

I.5.4. Comparaison entre les colonnes à garnissage et celles à plateaux

a) Avantages et inconvénients des plateaux et des garnissages :

Chute de pression

Les colonnes à garnissage produisent généralement une chute de pression moindre par étage d'équilibre. Cela peut être important pour des opérations à basse pression. À des pressions élevées telle que celles rencontrées dans le traitement du gaz naturel, la chute de pression dans la colonne ne constitue pas une question majeure. [7]

Chargement du liquide

Pour un diamètre donné, une colonne à garnissage présente une capacité plus importante que celle des colonnes à plateaux lorsque le rapport liquide / vapeur est élevé.

Corrosion

Le garnissage aléatoire peut être fabriqué en céramique et en plastique tandis que les plateaux sont fabriqués à partir de matériaux coûteux en alliage.

Flexibilité

Les colonnes à garnissage possèdent généralement des capacités limitées concernant la marge de réglage. Tandis que les plateaux peuvent fonctionner dans des conditions de capacité réduite telles que 10 à 15 % de pleine charge, les garnissages sont limités à un fonctionnement nécessitant environ 50 % de pleine charge.

Distribution du liquide

Dans des colonnes à plateaux, la phase liquide est forcée de façon à circuler à travers une surface du plateau. Avec un barbotage de gaz dans le liquide, le contact est assuré. Dans des colonnes à garnissage, le liquide et la vapeur ont un trajet libre et un cheminement préférentiel est toujours possible.

I.6. Application de la distillation

Les applications usuelles de la distillation sont les suivantes [8] :

- élimination d'un produit en cours de réaction chimique
- isolement de plusieurs composés obtenus après réaction chimique .
- élimination d'un solvant .
- isolement d'un composé naturel .
- purification d'un composé.

I.7. Principe de fonctionnement d'une colonne à distiller

Le principe de fonctionnement d'une colonne de rectification consiste à déplacer à pression constante, les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (le condenseur (Q_d) qui génère un flux de liquide froid descendant dans la colonne et une source chaude (bouilleur (Q_b), générant un flux montant de vapeur chaude (figure I.9)

Pour assurer le transfert de chaleur et de matière, des éléments de contact sont placés à l'intérieur d'une virole. Ils sont constitués soit par des plateaux dont le principe de base est de mettre en contact le flux de vapeur montant vers la tête de la colonne et la phase liquide se trouvant à la surface de l'aire active du plateau, soit par des garnissages dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange. A chaque contact la vapeur s'enrichit en constituants légers et le liquide se concentre en produits lourds. Le bouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude). Le condenseur travaille dans des conditions différentes, selon que l'on cherche à obtenir une coupe légère, distillat sous forme liquide ou sous forme vapeur.

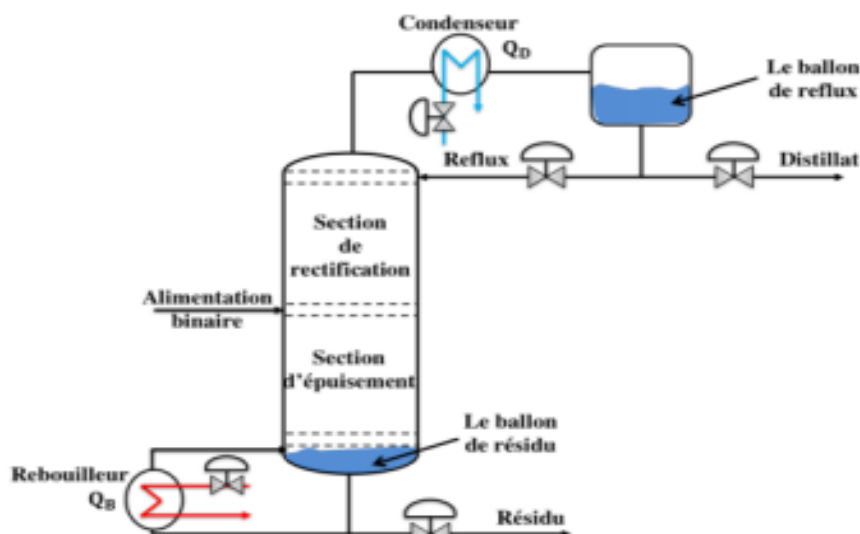


Figure I.8: Schéma de principe d'une colonne de distillation

La figure I.9 représente un diagramme de point d'ébullition (disponible pour une pression constante) d'un mélange binaire (composé de deux produits A et B). Le point d'ébullition du produit A est de 80°C et 110°C pour le produit B : A est plus volatil que B. Si le mélange est composé de 50% de A et de 50% de B et chauffé à partir du point a, sa concentration reste constante jusqu'à ce qu'il atteigne le point de bulle à 90°C (point b) quand il commence à bouillir. Les vapeurs qui se dégagent lors de l'ébullition à la composition d'équilibre donnée par le point c. A ce stade, la concentration de A est d'environ 83%, donc la vapeur contient plus de produits A et le produit liquide plus B [9].

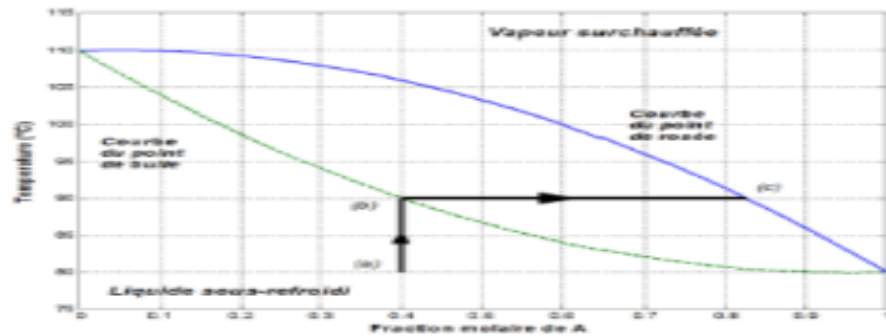


Figure I.9: Diagramme du point d'ébullition [10]

A partir du diagramme du point d'ébullition (des diagrammes si le mélange comporte plus de 2 composantes), on peut construire une nouvelle courbe appelée courbe de l'équilibre vapeur liquide

Dans le cas d'un mélange binaire, ce diagramme ressemble à celui de la figure I.10. Il est tracé en assumant une pression maintenue constante quelle que soit la température de mélange. Ce diagramme représente la relation entre les concentrations de la composante légère dans le liquide et la vapeur.

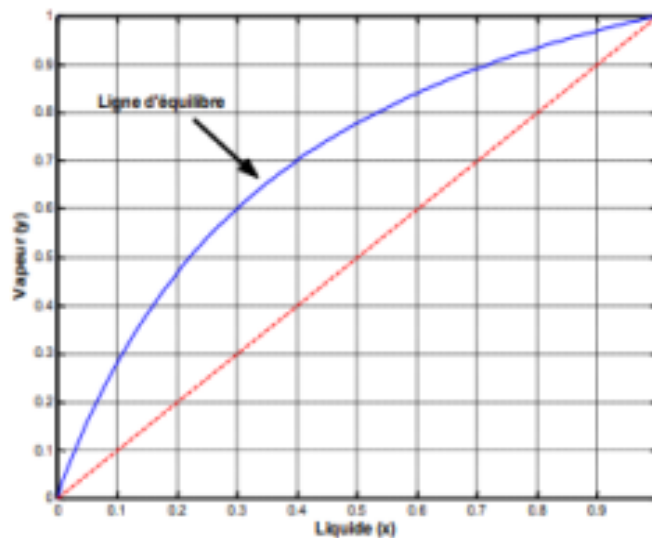


Figure I.10 : Diagramme d'équilibre liquide vapeur [10]

I.8. Dimensionnement d'une installation de distillation :

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie fonctionnent en continue elles sont alimentées en permanence par une charge dont la composition, le débit et la température sont constants.

La configuration de base d'une colonne à distiller en continue consiste en un ensemble de plateaux théoriques de séparation dans lesquels circulent à contre-courant la vapeur générée par le bouilleur et un liquide généré par le condenseur redescendant par gravité vers le bas de la colonne. Des bilans peuvent être établis pour l'ensemble de la colonne pour un plateau observé individuellement ou bien pour une zone de fractionnement.[11]

I.9. Le contrôle de fonctionnement d'une colonne

Pour surveiller une colonne de distillation fonctionnant en continu, ce rôle d'information revient aux appareils de mesure, dont l'ensemble constitue le contrôle ou l'instrumentation de l'installation. Les principales variables à réguler sont : [11][12][13]

I.9.1. Qualité du distillat et du résidu

La qualité de distillat et du résidu sont les paramètres les plus importants dans une colonne de distillation. Elle doit être maintenue d'une manière constante dans la mesure du possible. Le contrôle d'une installation est effectué soit par des mesures en continu de propriétés physiques (masse volumique, viscosité, indice de réfraction, résistivité, pH), soit par des analyses discontinues, le plus souvent par chronographe en phase vapeur, toutes les 1 à 10 min.

Si la qualité des produits résultante (attendue) ne respecte pas le cahier des charges demandé (produits hors normes) le problème devra être signalé et une réduction du débit d'alimentation peut être effectué, ou bien l'expédition de ce produit hors norme sera acheminée vers un autre réservoir de stockage [2].

I.9.2. Débits

Il peut y en avoir trois : [7]

Le débit de charge de la colonne : contrôlé par un FIC situé en général à la sortie du train d'échangeurs de préchauffage, on n'intervient sur ce paramètre que pendant les phases de démarrage ou d'arrêt ou sur consigne du Service Programme de l'installation. Là aussi il faut opérer lentement pour donner le temps aux contrôleurs de températures de réagir et de se stabiliser aux valeurs normales

Le débit de Reflux en tête de colonne : en principe on agit par unité de débit c'est à dire par tonne/heure ou m³/h.

Le débit de rebouillage : pour les colonnes de grande capacité quand ce dernier est assuré par une pompe de circulation (doublée voire triplée) et un four de rebouillage, en général on agit plutôt sur le TIC (contrôleur indicateur de température) de Rebouillage, sauf en phases de démarrage

I.9.3. Niveaux

Le ballon de résidu et de reflux joue le rôle d'accumulateur de liquide, afin de donner à l'unité une certaine flexibilité de fonctionnement dans l'hypothèse d'une défaillance possible du matériel (pompe, instrument, vanne, etc.) par exemple le ballon de reflux est de recevoir l'effluent du condenseur de tête, de réaliser la séparation des phases qu'il collecte et de constituer une réserve de produits liquides pour assurer un débit régulier de reflux et de soutirage. Cependant deux cas sont à distinguer, suivant que la condensation est totale ou partielle.

Les méthodes de calcul pour estimer les dimensions de ces ballons sont basées sur l'évaluation d'un temps de séjour tel que la séparation des phases soit suffisante pour réduire les entrainements à une valeur minimale acceptable et que, simultanément, le temps de séjour du liquide corresponde à une retenue correcte.

Les capacités (fond de colonne, ballons de reflux) sont généralement munies de deux alarmes de niveau : une alarme de niveau bas pour éviter de faire cavité les pompes, une alarme de niveau haut pour éviter de noyer les plateaux inférieurs de la colonne, le rebouilleur ou le condenseur. Si le déclenchement de l'alarme de niveau haut a pour cause l'arrêt d'une pompe, un automatisme pourra provoquer le démarrage de la pompe de secours.

I.9.4. Chauffage et refroidissement de la distillation

La connaissance du débit et de la pression de condensation permet de calculer le débit de chaleur en pied de colonne. Si l'on chauffe par un fluide thermique, il faut connaître son débit et ses températures d'entrée et de sortie. Une mesure de la chaleur échangée au niveau du condenseur (débit d'eau et de températures) permet de boucler le bilan thermique de la colonne si l'on connaît, en outre, les températures de l'alimentation, du résidu et du distillat.

A). Chauffage en fond de colonne

Dans une colonne de distillation, la température la plus basse est celle du ballon de reflux, la plus haute est celle du rebouilleur ; elle croît de la tête vers le fond de la colonne.

B). Refroidissement en tête de colonne

En fonctionnement normale, la température du sommet de la colonne est maintenue plus basse que la température du plateau d'alimentation. La température dans la section décroît donc en remontant de plateau à plateau à partir de l'entrée. Par conséquent, la vapeur arrivant sur chaque plateau se refroidit, se condense partiellement et donne une certaine quantité de liquide, riche en produit lourd, le plus facilement condensable.

Ainsi au fur et à mesure qu'elle monte dans la colonne, la vapeur se débarrasse des parties du produit le plus lourd qu'elle contient et sa concentration en produit plus léger augmente constamment.

Si l'on dispose d'un nombre de plateaux suffisant, la vapeur qui s'échappe au sommet sera celle du produit le plus volatil. Refroidie dans le condenseur de tête, elle donnera un liquide appelé 'distillat'.

L'abaissement de température est provoqué par un refroidissement contrôlé au sommet de la colonne. Pour cela, on injecte, au-dessus du dernier plateau une partie du distillat prise dans le ballon de tête et qu'on appelle 'reflux'.

Le rapport entre la quantité de produit de tête employée pour le reflux et la quantité de ce même produit envoyée au stockage est dit 'taux de reflux'.

Le liquide introduit en reflux à la même composition que la vapeur de tête. A l'entrée de la colonne il se vaporise donc de nouveau, cherchant dans le milieu ambiant la quantité de chaleur nécessaire à cette vaporisation.

I.9.5. Pression

La pression dans une colonne de distillation est un paramètre essentiel de son fonctionnement. Le choix de la pression de la colonne dépend de la température opérationnelle adoptée. La pression est d'autant plus élevée que la température est haute.

A). Pression de marche

La pression en tête de colonne est un paramètre essentiel du fonctionnement de celle-ci. Dans une colonne à distiller, on prévoira un automatisme arrêtant le chauffage en cas de montée de la pression.

B). Pression différentielle de la colonne

C'est un paramètre simple à mesurer, qui permet d'apprécier le fonctionnement hydrodynamique de la colonne. Une perte de charge trop élevée annonce un engorgement ou un encrassement excessif de l'équipement interne. Il en résulte une chute d'efficacité. On peut prévoir un dispositif qui réduit automatiquement le régime de fonctionnement de la colonne quand elle risque de s'engorger (par exemple, diminution du débit d'alimentation et du chauffage lorsque la perte de charge dépasse une valeur limitée).

I.9.6. Températures à différents niveaux

Trois températures sont à maintenir rigoureusement pour obtenir le gradient imposé de températures du fond d'une colonne à sa tête :

a) La température d'entrée de la charge de la colonne :

Pour la faire varier, agir modérément sur le TIC d'entrée en se rappelant bien que cela ne changera pas la température du fond de colonne, mais celle du Résidu sortant de la colonne, en aval de l'échangeur Charge / Résidu fond, température qui peut être entre 240 à 380 C suivant la catégorie de Brut distillé.

b) La température du fond de colonne :

Agir sur le TIC (Contrôleur Indicateur de Température) situé sur le retour vers la colonne du Résidu prélevé du fond

c) La température de tête de la colonne :

agir soit sur le TIC situé en tête de colonne Ou sur le FIC (contrôleur de débit) situé sur la ligne de refoulement de la pompe de reflux.

I.10. Modèle de colonne de distillation :

Cet exemple utilise un modèle simple de la colonne de distillation ci-dessous :

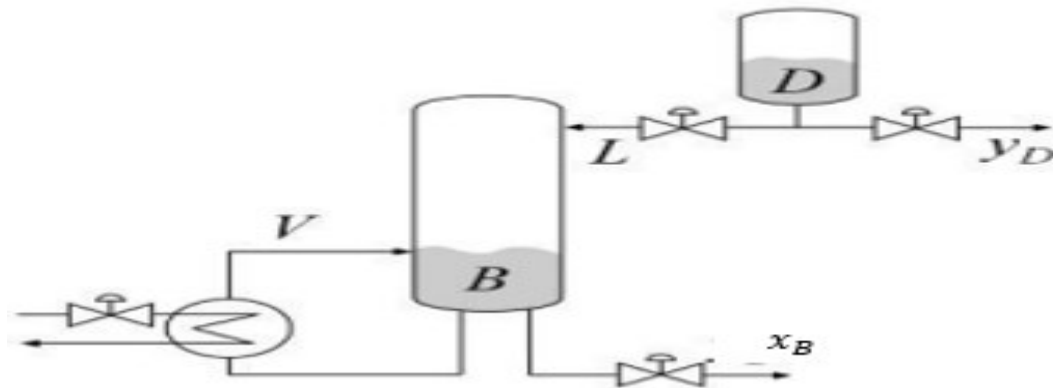


Figure I.11 colonne de distillation

Dans la configuration dite BT, les variables contrôlées sont les concentrations Y_D et Y_B des Produits chimiques D (sommets) et B (bas), et les variables manipulées sont le reflux et l'ébullition V . Ce processus présente un couplage fort et de grandes variations de gain en régime Permanent pour certaines combinaisons de L et V . Le modelé :

I.11. Conclusion :

Dans ce chapitre, nous avons présenté brièvement la distillation et les Colonnes à distiller. Nous avons constaté qu'il y a deux types de distillation (Continue et Discontinue). Il a été noté aussi que les colonnes de distillation peuvent être classées selon leurs Structures en deux types ; des colonnes à plateaux et des colonnes à garnissage. Nous avons cité Les problèmes rencontrés dans les colonnes durant la distillation et les conditions nécessaires pour un bon fonctionnement. Finalement nous avons abordé l'importance de la distillation dans les Industries chimiques et pétrolières, et le besoin de leur commande.

Chapitre II :
Modélisation de la
Colonne de Distillation

II.1. Introduction :

L'étude et la commande de la colonne de distillation nécessite une modélisation mathématique qui permet de représenter les aspects importants du système en décrivant une relation entre les Différents paramètres qui caractérisent son fonctionnement. Autrement dit, la modélisation c'est la Conversion des constituants du processus en un flux d'informations utiles représenté par les valeurs des variables qui sont inclus dans la conception comme la température, la pression, le flux de Composition, le flux d'enthalpie...etc.

Pour commencer, on doit bien observer le fonctionnement de base du processus de distillation et l'objectif de commande, les degrés de liberté de contrôle (entrées), et les variables qui doivent Être contrôlées (sorties). Donc la modélisation du système nécessite une connaissance des relations Entre les entrées et les sorties de la colonne de distillation.

II.2. Modélisation d'une colonne de distillation :

II.2.1. Le processus de distillation

A l'étape d'analyse, le fonctionnement de base du processus de distillation et les objectifs de l'opération ont établis les limites du système, les degrés de liberté de contrôle (entrées) et les variables qui doivent être contrôlées (sorties). C'est un bon point de départ pour la conception d'un modèle comportemental et d'un système de contrôle pour la première application, le niveau de détail souhaité doit être établi sur la base des objectifs formulés.

Le contrôle du processus de distillation nécessite des connaissances sur les relations entre les entrées et les sorties de la colonne de distillation.

- La conception du degré de liberté

La modélisation mathématique, comme nous le verrons ci-dessus décrit en termes mathématiques la relation entre les variables de la colonne de distillation.

Dans d'autres termes le flux des matériaux du processus réel se convertit en flux d'information en abstractions mathématiques des modèles.

Ces flux d'informations sont les valeurs des variables, qui sont inclus dans la conception, telles que des débits de compositions, température, pression et des flux d'enthalpie. A ce niveau, il faut distinguer deux types de variables : [14]

- **Variables intensives** : Indépendamment de la quantité de matière (par exemple, pression, composition et la température).

- **Variables extensives** : Dépendent de la quantité de matière (par exemple, débit, taux de transfert de chaleur et les paramètres des équipements tels que le nombre d'étages).

Le contrôle d'un processus ne peut être atteint que si tous ses degrés de liberté sont spécifiés, avant de commettre son contrôle effectif.

Dans un système mathématique, le nombre de degrés de liberté est spécifié par le nombre de variables qui doivent être attribuées pour obtenir une solution unique.

II.2.2. Les configurations de commande de la colonne de distillation :

Généralement, dans les colonnes de distillation, les variables à réguler sont les compositions du Produit dans le rebouilleur et dans le condenseur. En général, une colonne de distillation peut être Régulée par un système de contrôle 5x5, avec 5 entrées et 5 sorties. Un contrôleur optimal doit Manipuler les 5 entrées pour garder toutes les sorties proches de leurs consignes. Le problème du Contrôle de colonne pourrait être résolu par un contrôleur multi variable 5x5 prenant en compte Toutes les interactions possibles entre les variables.

En réalité, peu de colonnes sont contrôlées en utilisant un contrôleur 5x5 complet dont les cinq Entrées (vecteur U) et les cinq sorties (vecteur Y) qui sont représentées dans la figure II.1 [15]

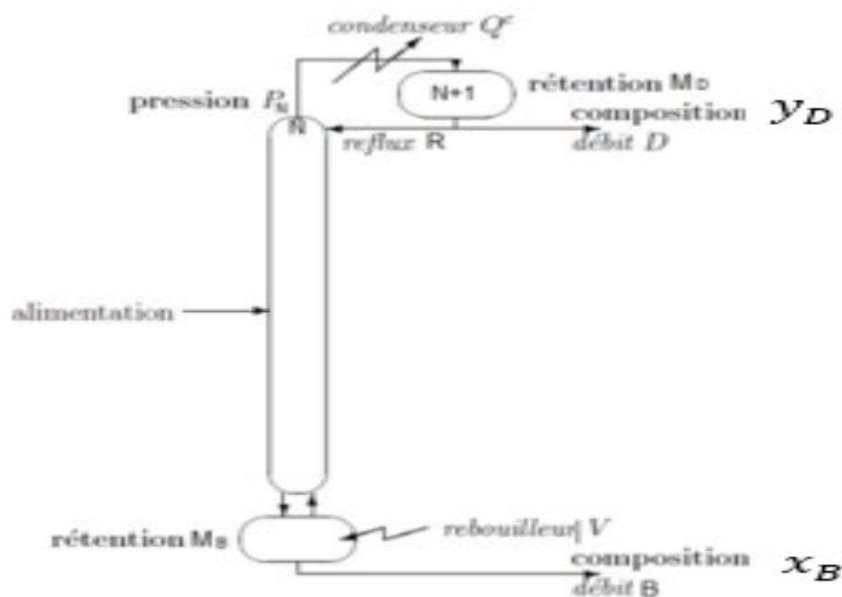


Figure II.1 : Représentation des entrées-sorties de la colonne de distillation binaire.

$$U = \begin{pmatrix} V \\ R \\ B \\ D \\ Q_C \end{pmatrix} \quad Y = \begin{pmatrix} x_B \\ y_D \\ M_B \\ M_D \\ P_N \end{pmatrix}$$

Avec :

B : le débit de résidu.

V : le débit de vapeur.

D : le débit de distillat.

R : le débit du reflux.

Q_C: la puissance de condensation.

y_D : la composition du composant léger dans le condenseur.

x_B : la composition du composant léger dans le rebouilleur.

M_D : la rétention du liquide dans le condenseur

M_B : la rétention du liquide dans le rebouilleur.

P_N : la pression de la tête de la colonne de distillation.

La pression de tête P_N peut-être réglée par la puissance de condensation Q_c avec un régulateur Simple, en général à grand gain. Alors, nous la supposons constante, ce qui est raisonnable car en Pratique la régulation de la pression ne pose aucun problème particulier.

Nous avons aussi une certaine linéarité de premier ordre de la dynamique des rétentions M_D et M_B qui sont en fonction des quatre degrés de liberté restants (B, V, D et R), donc elles peuvent Être régulées sans difficulté.

Un régulateur proportionnel-intégral (PI) qui agit sur R, D ou sur leur somme R+D et (respectivement sur V, B ou leur somme V+B) maintient Md (respectivement Mb) autour de leurs Consignes.

Donc le système qui reste à commander et de dimension 2x2 ; la régulation de xb et xd par les Deux commandes restantes R et V [15].

II.3. Modélisation dynamique de la colonne de distillation :

D'un point de vue rigoureux, il est préférable de présenter des équations détaillées, contenant Le maximum de facteurs influant le système, afin de rapprocher le comportement réel du procédé (colonne de distillation). Cependant, l'établissement de toutes ces équations présente L'inconvénient de la mise en œuvre de variables difficile voire impossible à mesure

De ce fait, nous allons adapter une représentation permettant de mettre en jeu des variables Faciles à mesurer en essayant de garder une représentation assez bonne du vrai système.

Pour ce faire, nous devons poser quelques hypothèses simplificatrices que nous allons présenter. Dans ce qui suit. Il est à noter que le type de colonne considéré dans ce travail est une colonne binaire, et le modèle approprié est un modèle MC à entrées (R et V) et sorties (x_b et y_D) car le but De notre commande est de garantir la pureté des produits finaux (distillat et résidu).

II.3.1. Hypothèses :

a) La pression est constante. [2] [16]

b) Le mélange à séparer est une solution idéale.

c) Les deux constituants (mélange binaire) ont des chaleurs latentes de vaporisation du même ordre.

Des deux hypothèses (a) et (b), il en déduit que le coefficient de volatilité relative α est constant.

d) La colonne est formée de N_t plateaux théoriques dont l'efficacité est de 100%.

Des trois hypothèses citées on tire la relation d'équilibre liquide-vapeur suivante :

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{1 + (\alpha - 1)x_i} \cdot i = \overline{1, N_t} \quad (\text{II.1})$$

Avec :

x_i : la composition liquide du composant i .

y_i : la composition vapeur du composant i .

α : le coefficient de volatilité relative.

e) Alimentation unique de liquide saturé ($q_F = 1$) introduite au plateau N_s .

f) Les rétentions vapeur sont nulles (faible pression), ce qui induit :
 $V = V_1 = \dots = V_{nt} \quad V = V_1 = \dots = V_{nt} = Cte \quad V$

g) Les rétentions liquides des plateaux, du rebouilleur et du condenseur sont considérées de compositions et de températures uniformes.

h) Le condenseur est total.

i) Les temps de retard dû au transfert dans la conduite sont négligés.

j) Les rétentions molaires dans le rebouilleur et le condenseur sont constantes :

$$M_b = M_d = Cte.$$

k) Les pertes de chaleur de la colonne sont négligées.

l) Nous considérons une relation qui relie le débit liquide aux rétentions liquide, appelée relation de Francis

$$L_i = kM_{owi}^{3/2} \quad (\text{II.2})$$

Où le débit liquide dépend seulement de la rétention liquide au-dessus du plateau Hold-up total = hold-up au-dessus du plateau + hold-up en-dessous du plateau, c'est-à-dire :

$$M_i = M_{owi} + M_{uwi} \quad (\text{II.3})$$

Avec :

K : constante qui prend deux valeurs différentes (au-dessus et en-dessous du plateau de l'alimentation).

M_{owi} : rétention liquide sous le plateau.

II.3.2. Le modèle dynamique de la colonne :

L'indice i indique les plateaux numérotés de la base, le plateau au-dessus du rebouilleur est le plateau ($i = 1$), vers le sommet de la colonne ($i = N_t$) avec le condenseur total comme le montre la figure II.2

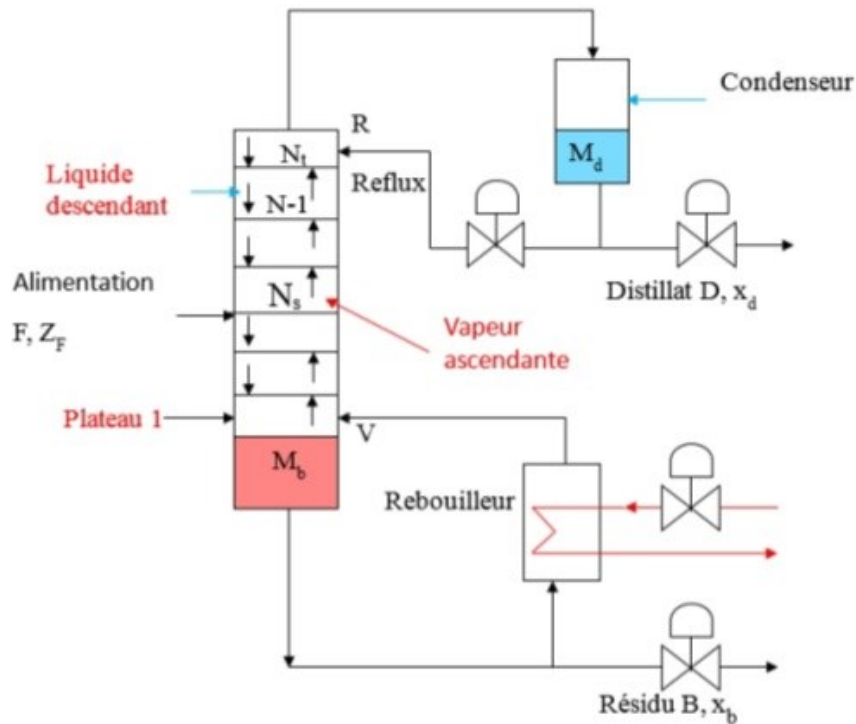


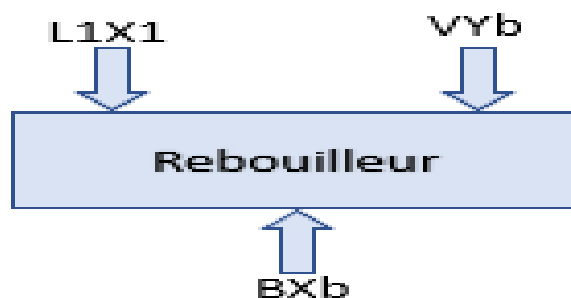
Figure II.2 : Schéma descriptif de la colonne de distillation binaire.

Pour établir le modèle de la colonne, il suffit d'utiliser les hypothèses précédentes en se basant sur les deux principes suivants : [16]

- L'équation de continuité totale (bilan de matière total).
- L'équation de continuité sur le composant le plus volatil (bilan de matière du composant léger).

A : Au niveau du rebouilleur :

- Equation de continuité totale :



$$L1 = V + B \tag{II.4}$$

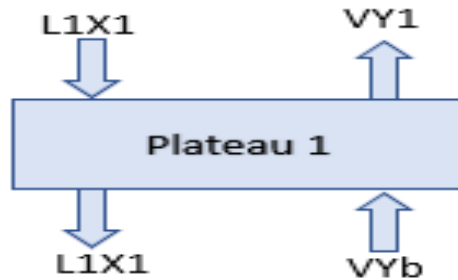
- Equation de continuité sur le composant le plus volatil :

$$\frac{dM_{bxb}}{dt} = L1x1 - Bxb - Vyb \tag{II.5}$$

b. Au niveau du premier plateau :

- Equation de continuité totale :

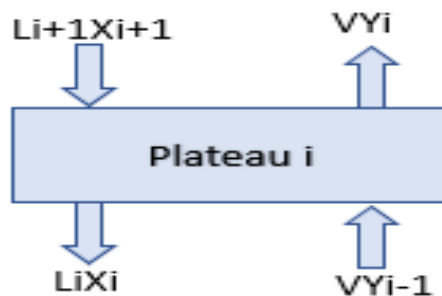
$$\frac{dM_1}{dt} = L_2 - L_1 \tag{II.6}$$



- Equation de continuité du composant le plus volatil :

$$\frac{dM_{1x1}}{dt} = L_2x_2 - L_1x_1 + (y_b - y_1) \tag{II.7}$$

C. Au niveau des plateaux de rectification et d'épuisement :



$i=2.N_s-1$ et $N_s+1.N_t-1$

- Equation de continuité totale :

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} - L_i \tag{II.8}$$

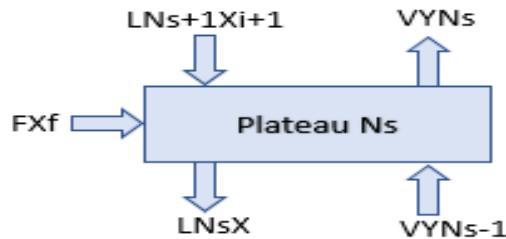
- Equation de continuité sur le composant le plus volatil :

$$\frac{dM_{ixi}}{dt} = L_{i+1}x_{i+1} - L_ix_i + (y_{i-1} - y_i) \tag{II.9}$$

d. Au niveau du plateau de l'alimentation :

- Equation de continuité totale :

$$\frac{dM_{Ns}}{dt} = L_{Ns+1} - L_{Ns} + F \tag{II.10}$$



- Equation de continuité sur le composant le plus volatil :

continuité sur le composant

$$\frac{dM_{Ns} x_{Ns}}{dt} = L_{Ns+1} x_{Ns+1} - L_{Ns} x_{Ns} + (y_{Ns-1} - y) + Fx_f \tag{II.11}$$

e. Au niveau du dernier plateau

-



Equation de continuité totale :

$$\frac{dM_{Nt}}{dt} = R - L_{Nt} \tag{II.12}$$

- Equation de continuité sur le composant le plus volatil :

$$\frac{dM_{Nt} x_{Nt}}{dt} = R x_d - t x_{Nt} + V(y_{Nt-1} - y_{Nt}) \tag{II.13}$$

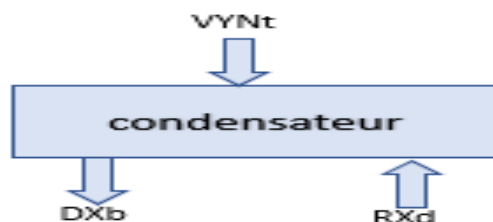
f. Au niveau du condenseur :

- Equation de continuité totale :

$$V = D + R \tag{II.14}$$

- Equation de continuité sur le composant le plus volatil :

$$\frac{dM_{d,x_d}}{dx} = V y_d - (R + D) d \tag{II.15}$$



II.4. Modèle linéarisé de la colonne de distillation

Le système réel de la colonne de distillation binaire continue présentée par Wood et Berry (1973) est de nature non linéaire.

La linéarisation du système non linéaire de la colonne de distillation a été effectuée à des points d'équilibre qui sont les points de fonctionnement du système autour desquels la linéarisation n'est valide que dans la région désignée dans le tableau II.1.

Le modèle obtenu par linéarisation est de deux entrées et de deux sorties avec des interactions fortes, des retards importants et des perturbations.

La matrice de transfert du processus de distillation linéarisée est donnée comme suite : [17]

$$\begin{bmatrix} y_D(s) \\ x_B(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{12.8e^{-s}}{16.7s+1} & \frac{-18.9e^{-3s}}{21s+1} \\ \frac{6.6e^{-7s}}{10.9s+1} & \frac{-19.4e^{-3s}}{14.4s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L(s) \\ V(s) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{3.8e^{-8s}}{14.9s+1} & \frac{0.22e^{-8s}}{22.8s+1} \\ \frac{4.4e^{-3s}}{13.2s+1} & \frac{-0.14e^{-9s}}{14.9s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F(s) \\ Z_F(s) \end{bmatrix}$$

Remarque : L=R

Les constantes de temps du système sont en minutes.

La seule perturbation prise en considération dans notre thèse et qui peut perturber respectivement les deux sorties du système X_b et Y_D est le débit d'alimentation F . Par contre, la composition d'alimentation Z_f constante.

La signification des variables est donnée dans le tableau II.2, ainsi que les conditions nominales de fonctionnement de ce processus.

Tableau II.1. Description des entrées-sorties et les valeurs état d'équilibre associées.

Variables	Description	Valeurs d'état d'équilibres
Y_D	La composition de M_eOH en tête de la colonne	96.25 mol % M_eOH
X_b	La composition de M_eOH en fond de la colonne	0.50 mol % M_eOH
L	Débit de reflux	1.95 lb/min
V	Débit de vapeur (vapeur de rebouilleur)	1.71 lb/min
F	Débit de l'alimentation	2.45 lb/min
Z_F	La fraction molaire de la composition d'alimentation	46.5 mol % M_eOH
D	Débit de distillat en tête de colonne	1.18 lb/min
B	Débit de résidu en bas de colonne	1.27 lb/min
N	Nombre de plateaux de la colonne W.B	8 plateaux

On a converti le gradient de température en °C à l'intérieur de la colonne W.B de celui de [17] afin de bien comprendre le fonctionnement en régime permanent.

Tableau II.2. Les différents niveaux de températures à l'intérieur de la colonne de distillation.

	Température [°C]
Reflux	66.5
Alimentation	75.556
Vapeur	111.67
Condensateur	108.61
Rebouilleur	98.667
Plateau 1	95.333
Plateau 2	90.222
Plateau 3	82.889
Plateau 4	78.278
Plateau 5	73.389
Plateau 6	69.333
Plateau 7	66.722
Plateau 8	64.722
Condenseur	62.167

Les deux fonctions de transferts que nous allons contrôler sont G11 et G22.

Tels que :

$$[G_p]_{ij}(s) = \frac{[K_p]_{ij} e^{-[\theta_p]_{ij} s}}{[\tau]_{ij} s + 1}$$

G_p : La fonction de transfert du système perturbé.

K_p : Le gain statique de sous-système G_p .

τ : La constante de temps en minutes.

θ_p : La constante de retard de sous-système G_p .

II.5. Le découplage des systèmes multivariables :

Le découplage des systèmes multivariables Pour gérer les interactions indésirables dans une boucle de régulation, on conçoit un découplage des systèmes de contrôle visant à éliminer complètement ces effets. Cela permet de passer d'une synthèse multivariable à un ensemble de synthèses monovariabiles réalisées séparément [RAS11]. Ce découplage est réalisé grâce à la spécification des réseaux de compensation, appelés découpleurs. Le diagramme ci-joint illustre le schéma général d'un découpleur dans le système de contrôle.

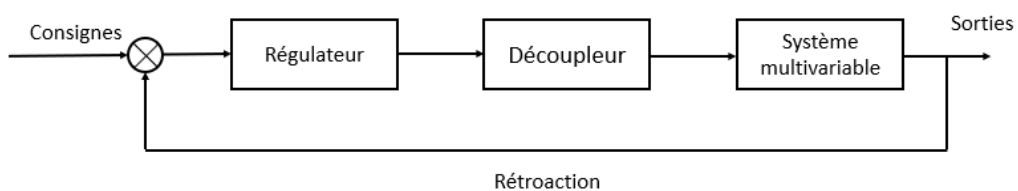


Figure II.3 : Schéma général de découpleur du système de contrôle.

II.5.1. La configuration de découplage inversé

Le procédé multivariable peut être contrôlé à l’aide de contrôleurs de boucles indépendants, appelés contrôleurs décentralisés. Le réseau de découplage constitue le second bloc de post-compensation et offre une plus grande flexibilité dans la mise en œuvre et la mise en service du système de commande sans interaction [WUT09], [CHE07]. En plus du réseau de découplage, deux autres blocs représentent les contrôleurs de la chaîne directe.

La matrice de transfert $G_c(s)$ du contrôleur est diagonale et donnée comme suit :

$$G_r(s) = \begin{bmatrix} G_{r,1}(s) & 0 \\ 0 & G_{r,2}(s) \end{bmatrix} \tag{II.16}$$

La conception d’une matrice de transfert $D(s)$ tel que $D(s)$ en série avec $G(s)$ produit une matrice de transfert $T(s)$ diagonale.

$$G(s) \cdot D(s) = T(s) \tag{II.17}$$

Pour un procédé de deux entrées et de deux sorties

Le système découplé sera :

$$T = \begin{bmatrix} G_{12} & 0 \\ 0 & G_{21} \end{bmatrix} \tag{II.18}$$

La relation entre la sortie Y_i et la commande U_i sera :

$$\begin{cases} Y_1 = G_{12} U_1 \\ Y_2 = G_{21} U_2 \end{cases} \tag{II.19}$$

II.6. Application de découpleur inversé sur la colonne de distillation

Etant donné les avantages apportés en utilisant le découpleur inversé avec la configuration présentée dans la figure II.4, dont la réduction de couplage dans les systèmes multivariables, le calcul des deux termes de découpleur D_{12} et D_{21} pour le système multivariable de la colonne de distillation, on trouve : [MEK13]

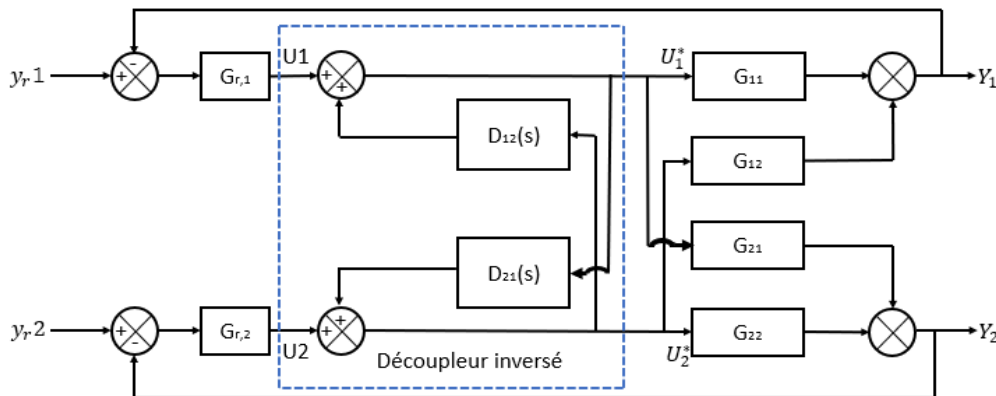


Figure II.4: Le découplage inversé du système de la colonne de distillation

$$\begin{cases} D_{12}(s) = \frac{K_{12}(T_{11}s+1)}{K_{11}(T_{12}s+1)} e^{\theta_{12}-\theta_{11}} = \frac{18.9(16.7s+1)e^{-2}}{12.8(21s+1)} \\ D_{21}(s) = \frac{K_{21}(T_{22}s+1)}{K_{22}(T_{21}s+1)} e^{\theta_{21}-\theta_{22}} = \frac{6.6(14.4s+1)e^{-4}}{19.4(10.9s+1)} \end{cases} \quad (\text{II.20})$$

Le système découplé sera $T = \text{diag}(G_{11}, G_{22})$:

$$\begin{cases} Y_1 = G_{11} U_1 \\ Y_2 = G_{22} U_2 \end{cases} \quad (\text{II.21})$$

II.7. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons mis en place le modèle dynamique de la colonne de distillation auquel nous nous sommes intéressées dans notre étude, en se basant sur des hypothèses bien définies et divers modèles présentés par des auteurs et des spécialistes. Ensuite, nous sommes passées à la représentation d'état qui sera utile pour la conception de la commande par la suite.

Chapitre III :

Régulateur PID

III.1. Introduction

Le régulateur standard le plus utilisé dans l'industrie est le régulateur PID (Proportionnel, Intégral et Dérivé), car il permet de régler à l'aide de ses trois paramètres les performances (amortissement, temps de réponse, ...) d'une régulation d'un processus.

La réalisation d'une boucle d'asservissement par PID est un problème très important, car il influence :

- Qualité de la régulation sur un site industriel.
- Temps de mise en œuvre de la commande, et comporte deux aspects essentiels :
 - 1- Réglage du régulateur PID, pour lequel la connaissance d'un modèle dynamique du procédé d'une part et les performances désirées d'autre part déterminent le choix de la méthode de synthèse.
 - 2- Implantation du régulateur dans une version analogique ou numérique et dans une configuration série, parallèle ou mixte. De plus en plus, les régulateurs PID commercialisés offrent la possibilité d'autoréglage, qui réalise le calcul automatique des paramètres, à la demande de l'utilisateur.

III.2. Méthode de réglage de PID

Un moyen du choix des coefficients du régulateur, il est possible d'obtenir un comportement désiré en boucle fermée, caractérisant les performances du système de régulation. Les critères à satisfaire sont les suivants :

- La mesure doit être égale à la consigne.
- Les effets des perturbations doivent être minimisés.
- La sollicitation des actionneurs doit être raisonnable.
- Le système ne doit pas pomper.
- Les changements de consigne doivent s'effectuer en douceur tout en étant rapides.

III.2.1 Méthodes basées sur un modèle de réponse à l'échelon [18]

III.2.1.1 Procédée autorégulant

Cette méthode il consiste une identification en boucle ouverte d'un procédé Autorégulant $H(p)$ et d'un réglage des paramètres PID adapté au modèle.

$$H(P) = \frac{G e_s^{-\tau p}}{1 + \theta p} \quad (\text{III.1})$$

Tableau III.1: Réglage du régulateur PID selon Broïda autorégulant

	P	PI Série	PI Parallèle	PID Série	PID Parallèle	PID Mixte
G_r	$\frac{0.78 \theta}{G_s r}$	$\frac{0.78 \theta}{G_s r}$	$\frac{0.78 \theta}{G_s r}$	$\frac{0.83 \theta}{G_s r}$	$\frac{0.83}{G_s} \left(\frac{\theta}{c} + 0,4\right)$	$\frac{0.83}{G_s} \left(\frac{\theta}{c} + 0,4\right)$
T_i	sans	θ	$\frac{rG_s}{0.78}$	θ	$\frac{rG_s}{0.75}$	$\theta + 0,4\tau$
T_d	0	0	0	$0,42\tau$	$\frac{0.35\theta}{G_s}$	$\frac{\theta\tau}{\tau + 2.5\theta}$

III.2.1.2 Procédé intégrateur :

La méthode il consiste en une identification en boucle ouverte d'un procédé intégrateur et d'un réglage PID adapté au modèle.

$$H(P) = \frac{K \cdot e^{-\tau p}}{p} \tag{III.2}$$

Tableau III.2 : Réglage du régulateur PID selon Broïda intégrateur

	P	PI Série	PI Parallèle	PID Série	PID Parallèle	PID Mixte
G_r	$\frac{0.8}{k\tau}$	$\frac{0.8}{k\tau}$	$\frac{0.8}{k\tau}$	$\frac{0.8}{k\tau}$	$\frac{0.8}{k\tau}$	$\frac{0.8}{k\tau}$
T_i	sans	$5r$	$\frac{k\tau^2}{0.15}$	$4.8r$	$\frac{k\tau^2}{0.15}$	$5.2r$
T_d	0	0	0	$0.4r$	$\frac{0.35}{k\tau}$	$0.4r$

III.2.1.3 Méthode du modèle de référence [18]

a) Réglage d'un procédé du premier ordre

Cette méthode est applicable à des procédés divers et à différents modèles. Le procédé retenu et le modèle de référence choisi sont ici du premier ordre.

On connaît la fonction de transfert H(p) du procédé en boucle ouverte et on impose un modale de référence de fonction de transfert F(p) pour la boucle fermée.

La fonction de transfert $C(p)$ du correcteur est alors déduite de l'égalité des deux équations représentées par les deux schémas fonctionnels suivants (**figure III.1**).

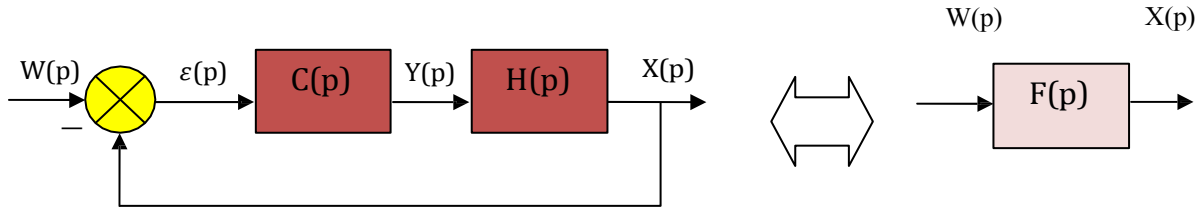


Figure III.1 : Principe du modèle de référence

La fonction de transfert du correcteur sera :

$$C(p) = \frac{F(p)}{H(p) [1-F(p)]} \tag{III.3}$$

a) Obtention des constantes de la fonction de transfert du procédé

Si la courbe obtenue est celle de la (figure III.2), analyser la courbe :

- Tracer $63\% \Delta X$, et mesurer la constante de temps.
 - Calculer le gain statique $G_s = \frac{\Delta X}{\Delta Y}$
- La fonction de transfert du procédé est du premier ordre :

$$H(p) = \frac{x(p)}{y(p)} = \frac{G_s}{1+\theta p} \tag{III.4}$$

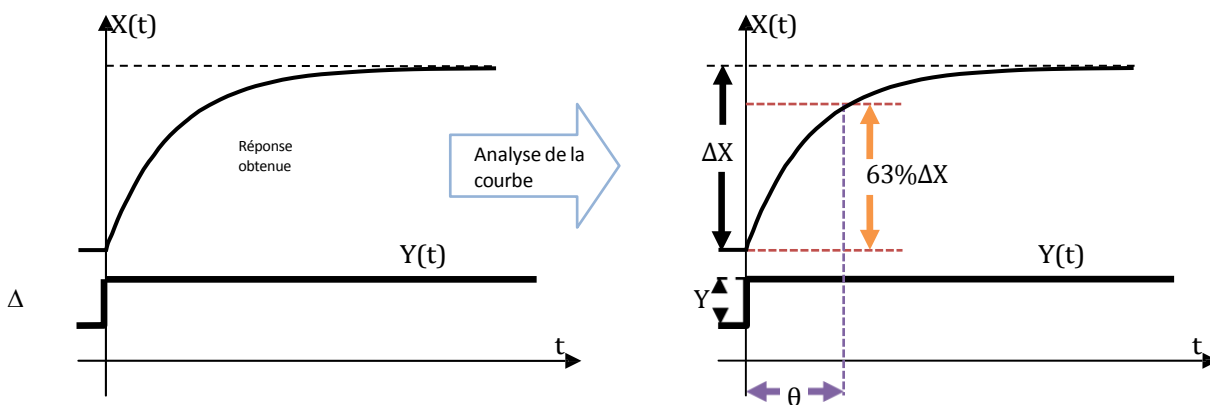


Figure III.2 : Analyse de la courbe

b) Modèle de référence imposé

La (figure III.3) montre la réponse à un changement de consigne en boucle fermée que l'on veut obtenir. On fixe la valeur du temps de réponse à 95 % que l'on souhaite obtenir en boucle fermée. À partir du temps de réponse que l'on s'est fixé, on détermine la constante de temps désirée :

$$\theta_d = (\text{temps de réponse à 95 \%})/3.$$

Le modèle de référence imposé pour F(p) (boucle fermée) :

Le choix de ce modèle de référence est pertinent puisqu'il est toujours stable et conduit à un écart statique nul.

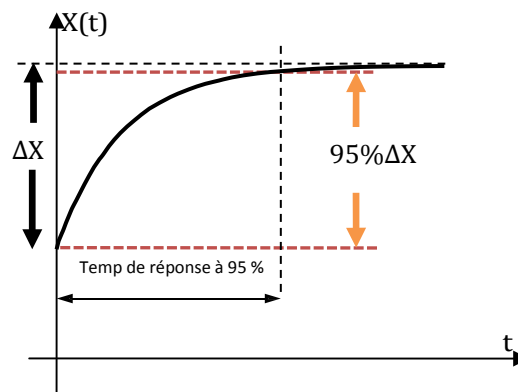


Figure III.3 : Réponse attendue en BF

c) Réglage du régulateur

En imposant un modèle du premier ordre en boucle fermée :

$$F(p) = \frac{1}{1 + \theta_d p} \tag{III.5}$$

La fonction de transfert du correcteur devient :

$$C(p) = \frac{1}{\theta_d P H(p)} \tag{III.6}$$

$$C(p) = \frac{1 + \theta p}{G_s \theta_d P} \tag{III.7}$$

La fonction C(p) correspond à un régulateur PI dont les valeurs des coefficients dépendront de la structure du régulateur réel disponible.

La stabilité étant absolue, le réglage idéal du régulateur PI conduit à une réponse apériodique aussi rapide.

Le tableau III.3 permet de choisir les paramètres de régulateur selon la structure utilisée.

Tableau III 3 : Paramètres du régulateur

	G_r	T_i
PI parallèle	$\frac{1}{G_s} \frac{\theta}{\theta_d}$	$G_s \theta_d$
PI série	$\frac{1}{G_s} \frac{\theta}{\theta_d}$	θ
P	$\frac{1}{G_s} \frac{\theta}{\theta_d}$	

Lorsque la réponse en boucle fermée n'est pas apériodique, c'est que la fonction $H(p)$ n'est pas tout à fait un premier ordre. Dans ce cas, la valeur de T_i doit être augmentée jusqu'à obtenir une réponse apériodique.

III.3 Régulation

III.3.1 Définition de la régulation

La régulation regroupe l'ensemble des techniques et moyens matériels utilisés visant à contrôler une grandeur physique soumise à des perturbations et de la maintenir égale à une valeur désirée, appelée consigne. Cette grandeur physique est appelée « grandeur réglée ».

Exemple de grandeur physique :

Température, niveau, débit, pression, pH, concentration d'oxygène... etc.

III.3.2 Points saillants

- Grandeur réglée : c'est la grandeur physique que l'on désire contrôler. Elle donne son nom à la régulation.

Exemple : une régulation de niveau.

- Consigne : c'est la valeur que doit prendre la grandeur réglée.
- Grandeurs perturbatrices : ce sont des grandeurs physiques qui influencent sur la grandeur réglée. Elles ne sont généralement pas de même nature que la grandeur réglée.
- Ecart de réglage : c'est l'écart entre la consigne et la grandeur réglée.

III.3.3 Objectifs de la régulation

Pour qu'une régulation soit correcte, il faut :

- Qu'elle ne mette pas en péril la stabilité de processus, une instabilité se caractérise par des oscillations excessives.
- Qu'elle assure une bonne précision, l'écart consigne-mesure doit être le plus faible possible.

Qu'elle corrige rapidement l'influence des perturbations, le temps de réponse caractérise l'aptitude de la boucle de régulation à suivre les variations de l'écart consigne- mesure.

III.3.4 Principe de la régulation

Toute chaîne de régulation (ou d’asservissement) comprend trois maillons indispensables : l’organe de mesure, l’organe de régulation et l’organe de réglage. Il faut donc commencer par mesurer les principales grandeurs servant à contrôler le processus. L’organe de régulation récupère ces mesures et les compare aux valeurs souhaitées, plus communément appelées valeurs de consigne. En cas de non-concordance des valeurs de mesure et des valeurs de consigne, l’organe de régulation envoie un signal de commande à l’organe de contrôle (vanne, moteur, etc.), afin que celui-ci agisse sur le processus. Les paramètres qui régissent le processus sont ainsi stabilisés en permanence à des niveaux souhaités.

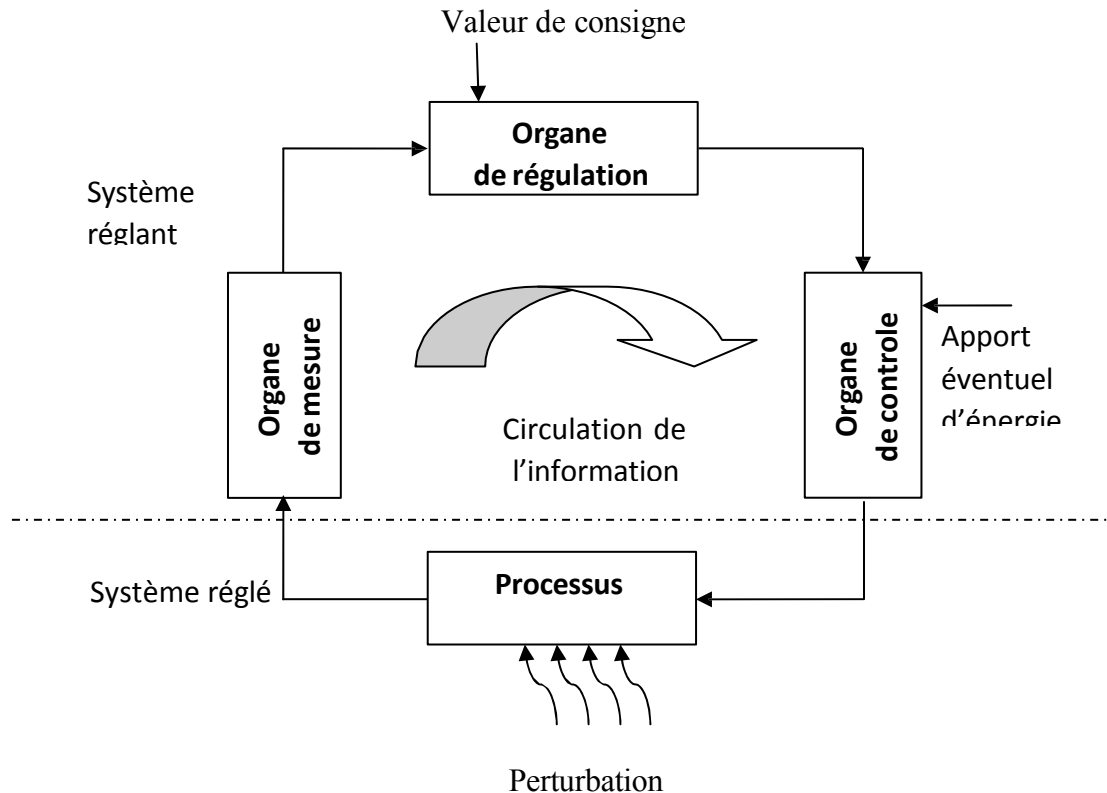


Figure III.4 Schéma de principe d'une régulation

III.3.5 Principales formes de régulation

a) Régulation en boucle ouverte

On parle de régulation en boucle ouverte quand c’est l’opérateur qui contrôle l’organe de réglage. L’organe de contrôle ne réagit pas à travers le processus sur la grandeur mesurée celle-ci n’est pas contrôlée, ne peut être mise en œuvre que si l’on connaît la loi régissant le fonctionnement du processus.

La régulation en boucle ouverte permet d’anticiper les phénomènes et d’obtenir des temps de réponse très courts. De plus, il n’y a pas d’oscillation à craindre (car il s’agit d’un système dynamiquement stable).

Au niveau des inconvénients, la régulation en boucle ouverte impose de connaître la loi régissant le fonctionnement du processus, et il est très fréquent que l’on ne connaisse pas la loi en question. Enfin, la régulation en boucle ouverte ne compense pas les facteurs perturbateurs.

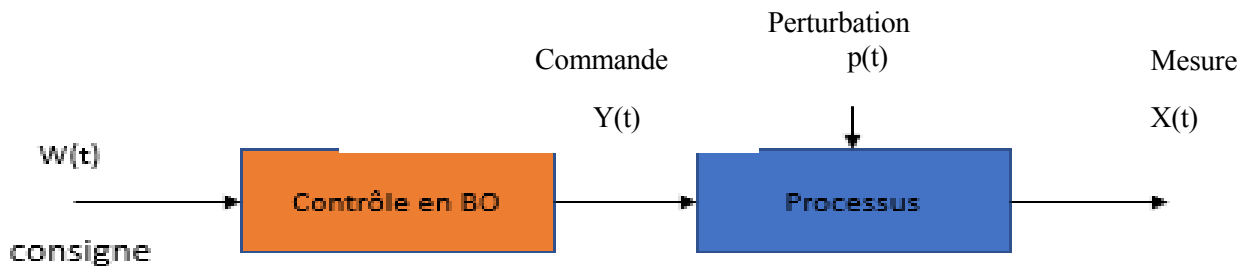


Figure III.5 : Régulation en boucle ouverte

b) Régulation TOUT ou RIEN (TOR)

Comme son nom indique, la régulation TOR se caractérise par son action sur l'organe de réglage qui ne peut être que fonctionner à 100% ou arrêter à 0%. L'action du régulateur peut se présenter comme un contact ouvert ou fermé, aussi un signal de min ou bien max pour commander une électrovanne.

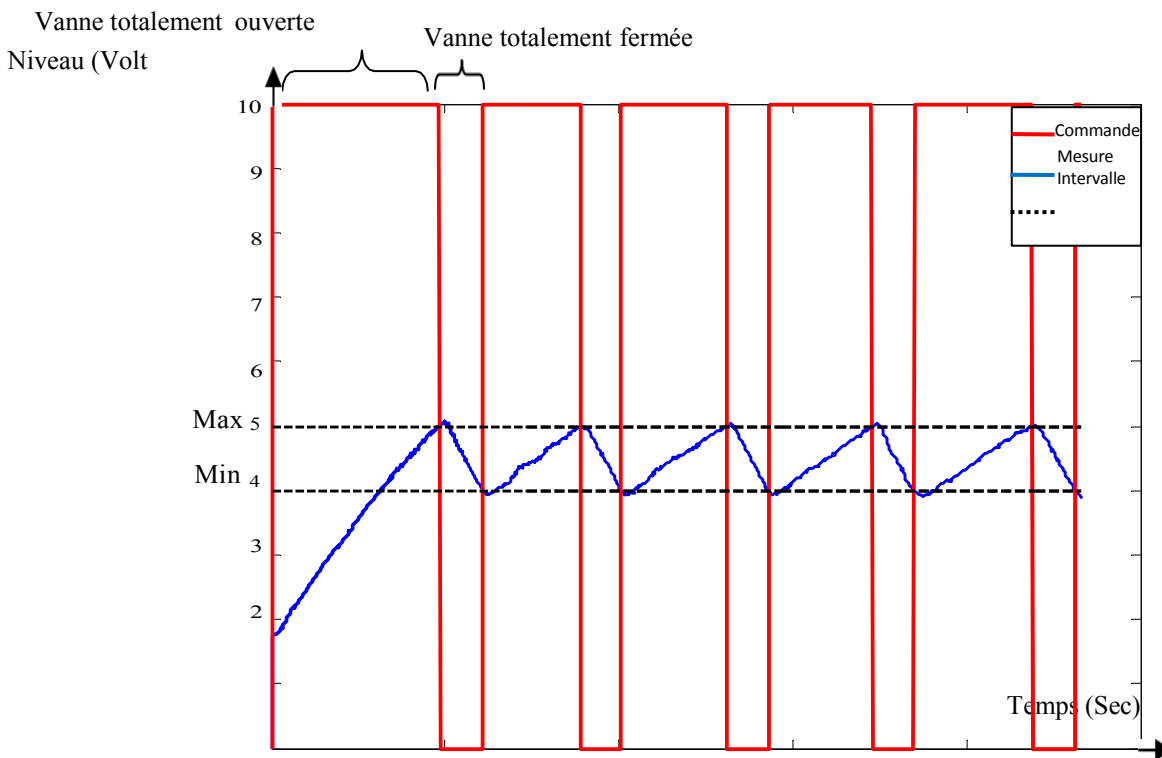


Figure III.6 : Régulation TO

c) Régulation en boucle fermée

Dans une régulation en boucle fermée, une bonne partie des facteurs perturbateurs sont automatiquement compensés par la contre-réaction à travers le procédé. Autres avantages, il n'est pas nécessaire de connaître avec précision les lois, le comportement des différents composants de la boucle, et notamment du processus, bien que la connaissance des allures statistiques et dynamiques des divers phénomènes rencontrés soit utile pour le choix des composants. Parmi les inconvénients d'une régulation en boucle fermée, il faut citer le fait que la précision et la fidélité de la régulation dépend de la fidélité et de la précision sur les valeurs mesurées et sur la consigne. Autre

inconvenient, sans doute plus important, le comportement dynamique de la boucle dépend des caractéristiques des différents composants de la boucle, et notamment du processus, en fait un mauvais choix de certains composants peut amener la boucle à entrer en oscillation.

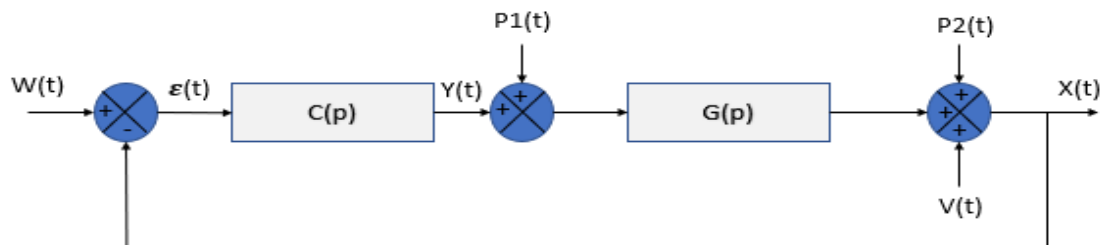


Figure III.7 : Configuration du système en boucle fermée

Avec

$W(t)$: Signal de référence ou consigne.

$\varepsilon(t)$: Erreur = $W(t) - X(t)$.

$Y(t)$: Commande (sortie du régulateur).

$P_1(t)$, $p_2(t)$: Perturbation à l'entrée et à la sortie du procédé respectivement.

$V(t)$: Bruit à la sortie du procédé (par exemple bruit de mesure).

$X(t)$: Sortie mesurée du procédé (variable à commander).

$C(p)$: Fonction de transfert du régulateur.

$G(p)$: Fonction de transfert du procédé.

III.4 Régulateur PID

Le régulateur standard le plus utilisé dans l'industrie est le régulateur PID (Proportionnel, Intégral et Dérivé), car il permet de régler à l'aide de ses trois paramètres les performances (amortissement, temps de réponse, ...) d'une régulation d'un processus [19].

La réalisation d'une boucle d'asservissement par PID est un problème très important, car il influence :

- Qualité de la régulation sur un site industriel.
- Temps de mise en œuvre de la commande, et comporte deux aspects essentiels :

1-Réglage du régulateur PID, pour lequel la connaissance d'un modèle dynamique du procédé d'une part et les performances désirées d'autre part déterminent le choix de la méthode de synthèse.

2-Implantation du régulateur dans une version analogique ou numérique et dans une configuration série, parallèle ou mixte. De plus en plus, les régulateurs PID commercialisés offrent la possibilité d'autoréglage, qui réalise le calcul automatique des paramètres, à la demande de l'utilisateur.

III.5 Actions PID

En pratique, à une catégorie donnée de systèmes à asservir correspond un type de correcteur adopté. Pour effectuer un choix judicieux, il faut connaître les effets des différentes actions : proportionnelle, intégrale et dérivée.[20]

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

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

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

$$Y(t)=k_p[\varepsilon(t) + \frac{1}{ti} \int_0^t \varepsilon(t)d(t) + td \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \tag{III.8}$$

Elle est la somme de trois termes :

- Le terme proportionnel $P=k_p\varepsilon(t)$ (III.9)

- Le terme intégrale $I=k_p \frac{1}{Ti} \int_0^t \varepsilon(t)dt$ (III.10)

- Le terme dérivatif $D=k_pT_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt}$ (III.11)

Les paramètres du régulateur PID sont le gain proportionnel K_p , le temps intégral T_i le temps dérivatif T_d , les temps étant exprimés en secondes.

III.6 Aspect fonctionnel et structurel du régulateur PID

Avec trois paramètres P, I, et D on a :

III.6.1 Action proportionnelle

La sortie $Y(t)$ du régulateur proportionnel est donnée en fonction de son entrée $s(t)$ qui représente l’écart entre la consigne et la mesure par la relation [20] :

$$Y(t) = K_p \varepsilon(t) \tag{III.12}$$

Le rôle de l’action proportionnelle est de minimiser l’écart $s(t)$ entre la consigne et la mesure et elle réduit le temps de monté et le temps de réponse.

- Quand BP augmente
- La stabilité augmente
- La rapidité diminue
- La précision diminue

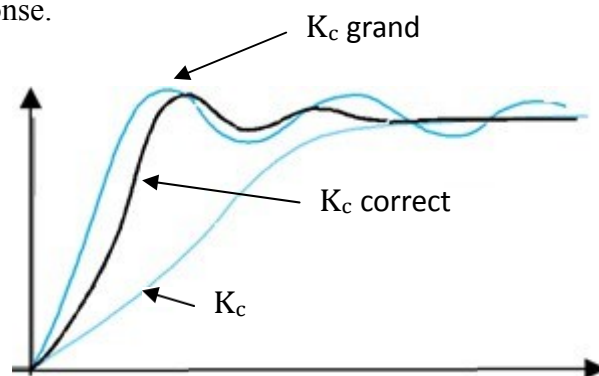


Figure III.8 : Influence de l’action proportionnelle

III.6.2 Action intégrale

L'action intégrale agit proportionnellement à la surface de l'écart entre la consigne et la mesure et elle poursuit son action tant que cet écart n'est pas nul.

On dit que l'action intégrale donne la précision statique (Elle annule l'erreur statique).

L'action intégrale est conditionnée par le temps d'intégrale T_i

$$Y(t) = \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt \tag{III.13}$$

- Quand T_i augmente
- La stabilité augmente
- La rapidité diminue
- La précision reste correcte

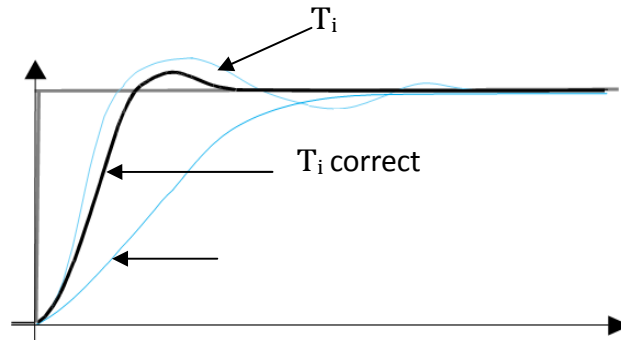


Figure III.9: Influence de l'action intégral

III.6.3 Action dérivée

C'est une action qui tient compte de la vitesse de variation de l'écart entre la consigne et la mesure, elle joue aussi un rôle stabilisateur, contrairement à l'action intégrale.

En effet, elle délivre une sortie variant proportionnellement à la vitesse de variation de l'écart

$$Y(t) = t_d \int_0^t \dot{\varepsilon}(t) dt \tag{III.14}$$

T_d est la constante de temps dérivée exprimée en minutes ou en secondes.

- Quand T_d augmente
- La stabilité augmente
- La rapidité augmente
- La précision ne bouge pas.

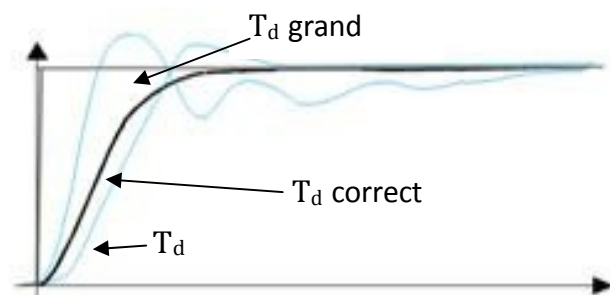


Figure III.10 : Influence de l'action dérivée

III.7 Différentes structures de PID

III.7.1 Structure Parallèle

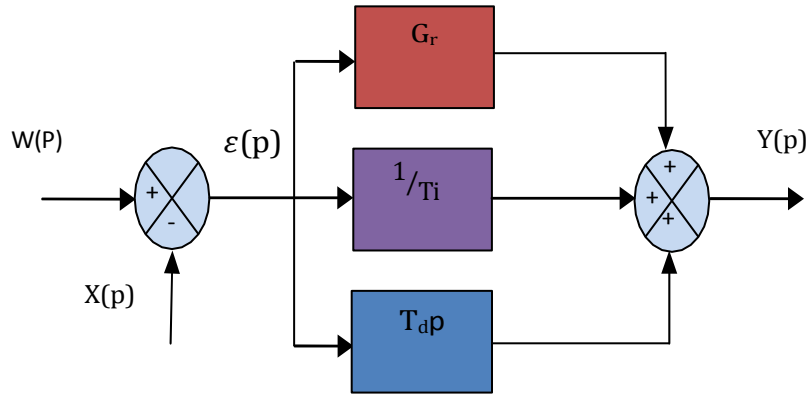


Figure III.11 : Structure parallèle du régulateur PID

Equation temporelle :

$$Y(t) = G_r \varepsilon(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + T_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt} + Y_0$$

III.15

Fonction de transfère :

$$G(p) = \frac{Y(p)}{\varepsilon(p)} = G_r + \frac{1}{T_{ip}} + T_d$$

III.16

III.7.2 Structure Série

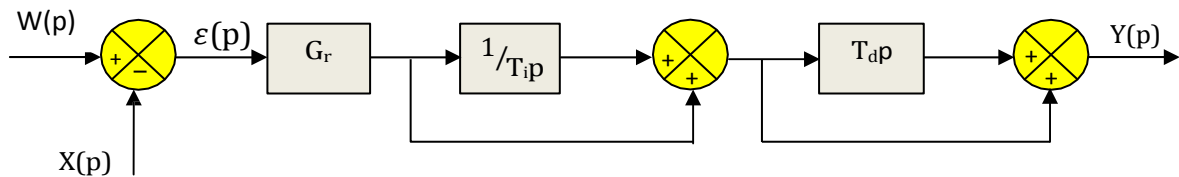


Figure III.12 : Structure série

(III.17)

$$Y(t) = \alpha G_r \varepsilon(t) + \frac{G_r}{T_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + G_r T_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt} + Y_0$$

Avec

$$\alpha = \frac{T_i + T_d}{T_i}$$

(III.18)

α : est le coefficient théorique d'interaction entre action intégrale et action dérivée.

Fonction de transfert :

$$C(p) = \frac{Y(p)}{\varepsilon(p)} = G_r \left(1 + \frac{1}{T_i p}\right) (1 + T_d p) \tag{III.19}$$

III.7.3 Structure mixte

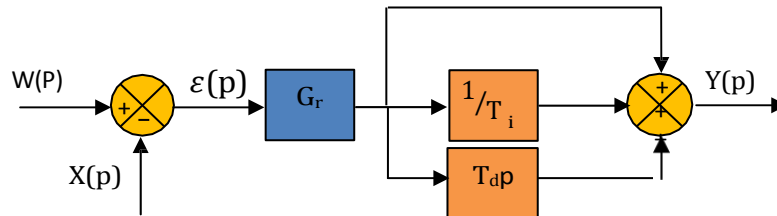


Figure III.13 : Structure mixte

Equation temporelle :

$$Y(t) = G_r \varepsilon(t) + \frac{G_r}{T_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + G_r T_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt} + Y_0 \tag{III.20}$$

Fonction de transfère

$$C(p) = \frac{Y(p)}{\varepsilon(p)} = G_r \left(1 + \frac{1}{t_i p} + t_d p\right) \tag{III.21}$$

Note : C'est la structure la plus utilisée actuellement par les constructeurs.

III.8. La méthode d'oscillation (Ziegler-Nichols) :

En 1942, Ziegler et Nichols ont expliqué des procédures mathématiques simples pour le Réglage PID. Ces procédures sont maintenant reconnues comme étant la norme dans la Pratique des systèmes de commande [22].

Pour cette méthode, on se sert de la stabilité critique. Soit le système de la Figure III.14

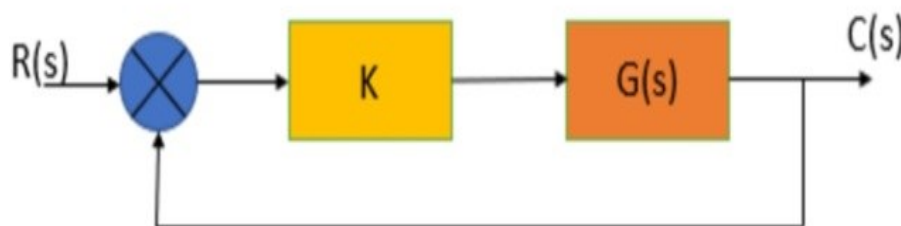


Figure III.14: Système sous étude : Ziegler-Nichols

On ajuste le gain K à une valeur faible. On augmente ensuite le gain K jusqu'à ce que le système soit marginalement stable (limite de stabilité). On note le gain critique, Ku On doit aussi mesurer la période des oscillations (Tu), comme à la Figure III.15

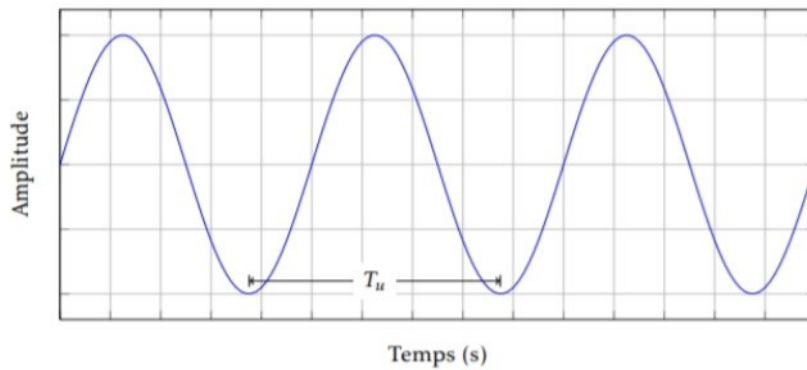


Figure III.15 : Réponse d'un système : Ziegler-Nichols.

Par après, on utilise les valeurs du tableau III.4 pour calculer les paramètres des contrôles

Tableau III.4 : Paramètres de réglage de la méthode en boucle fermée Ziegler-Nichols. [23]

	K_c	$T_i(sec)$	$T_d(sec)$
P	$0.5K_{cu}$	∞	0
PI	$0.45K_{cu}$	$T_u/1.2$	0
PID	$0.6K_{cu}$	$T_u/2$	$T_u/8$

Après avoir utilisé logiciel Matlab .m et Simulink nous avons obtenu les résultats suivants :

Synthèse des correcteurs :

Après le choix de la configuration, nous allons calculer les paramètres des correcteurs PID avec la méthode Ziegler et Nichols.

La configuration choisie donne les deux éléments de la matrice fonction de transfert à commande

$$G_{11} = \frac{12,8}{16,7s + 1}$$

$$G_{22} = \frac{-19,4}{14,4s + 1}$$

D'après la méthode Ziegler et Nichols et les deux Algorithmes d'optimisation, on a déterminé les paramètres de la régulateur PID pour chaque boucle individuelle et cela pour les deux sous système G_{11} et G_{22} et nous avons comparé les valeurs des trois méthodes après simulation

. Pour G_{11} on aura :

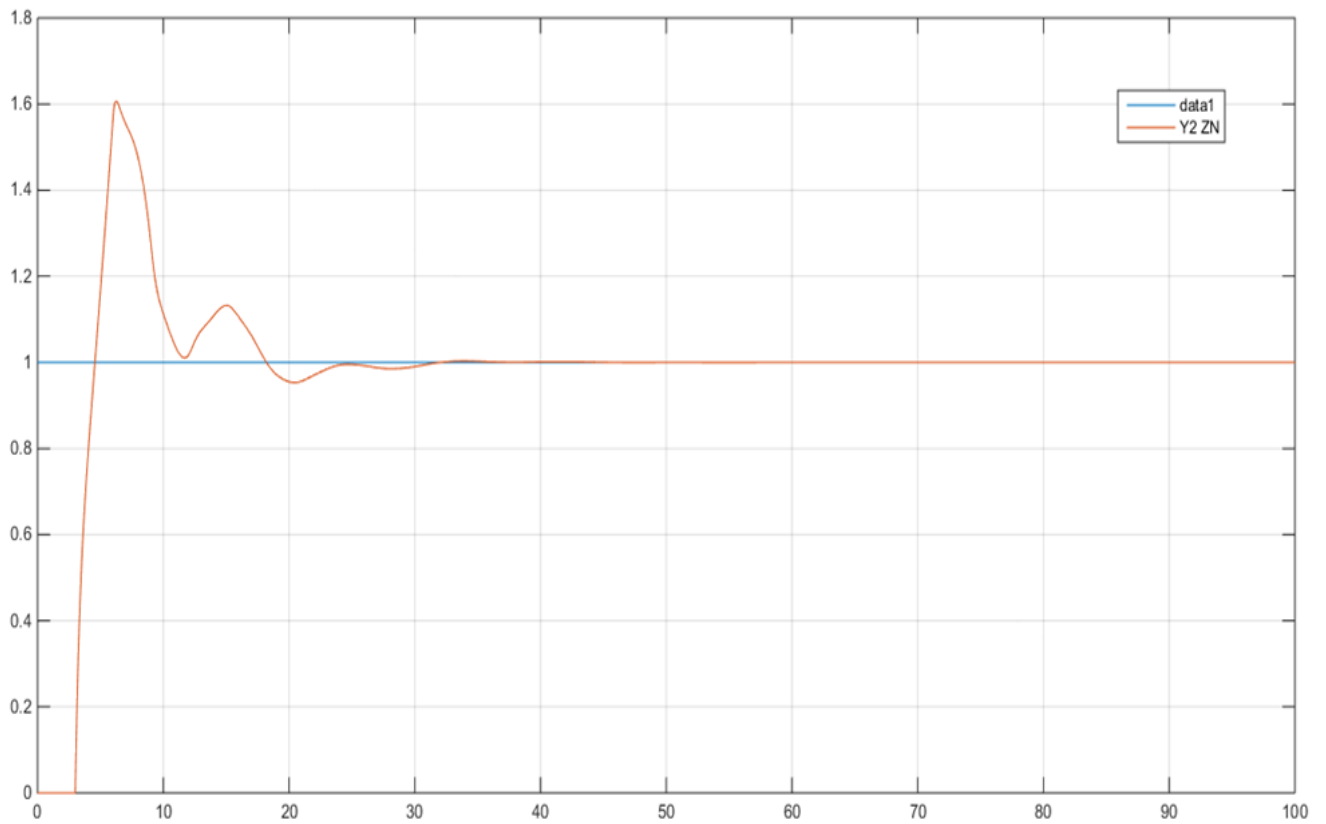


Figure III .16 : Réponse d'un système : Ziegler et Nichols Z-N. y_D

Tableau III.5 : Les caractéristiques y_D avec Z-N

	d(%)	T_r à 5% (min)	T_m (min)	IAE	ITAE	ISE	ITSE
y_D Z-N	68	7.78	0.26	2.581	6.19	1.635	2.027

Pour G22 on aura :

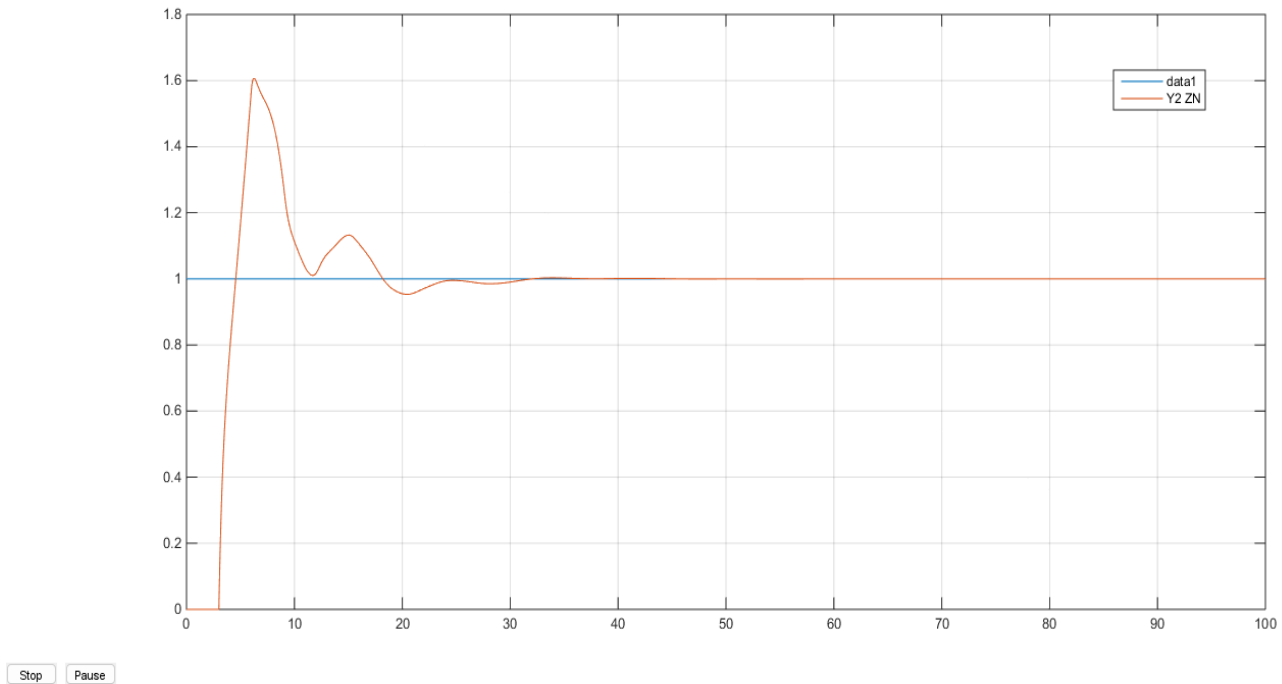


Figure III.17. Réponse d’un système Ziegler et Nichols Z-N. χ_B

Tableau III.6: Les caractéristiques χ_B avec Z-N

	d (%)	T_r à 5% (min)	T_m (min)	IAE	ITAE	ISE	ITSE
χ_B Z-N	61	18.19	1.246	6.498	36.05	4.334	13.22

III.9 Conclusion

Dans ce chapitre nous avons présenté la définition de la régulation, son principe et son objectif qui consiste à maintenir à des niveaux prédéterminés les paramètres qui régissent le fonctionnement du processus, quelles que soient les perturbations qui peuvent subvenir, nous avons entamé l’étude de régulateur PID dont nous avons expliqué les effets des actions P, I et D et les différentes structures de ce régulateur, à savoir, la structure parallèle, la structure série et la structure mixte et on termine par les méthodes.

Chapitre IV :
Méthodes de réglage du
régulateur PID

IV.1.Introduction :

Dans ce chapitre nous étudierons l'application de deux méthodes d'optimisation (l'algorithme d'ACO et l'algorithme génétique) sur le régulateur PID, et nous réaliserons des simulations à l'aide du logiciel Matlab et comparerons les résultats obtenus.

IV.2.L'algorithme d'ACO**IV.2.1.Historique :**

Dans les sections qui viendront plus tard, nous présenterons la méta-heuristique ACO, pour le « Ant Colony Optimisation ». Toutes ces idées abstraites sont inspirées des travaux de De Neubourg sur les fourmis. Cette méta-heuristique est relativement récente. Elle a été introduite en 1991 par Colonie, Dorigo et Maniezzo pour résoudre le problème du Voyageur de commerce. Elle s'est popularisée, puis a été l'objet d'améliorations dès 1995 et a été appliquée avec succès à d'autres problèmes d'optimisation combinatoire dès 1994.

Nous allons tout d'abord exposer les différences et les points communs entre les fourmis virtuelles et les fourmis réelles [3], avant d'exposer en termes plus abstraits le méta heuristique proprement dite. Ceci expliquera comment les fourmis virtuelles peuvent être exploitées pour résoudre un problème d'optimisation combinatoire.

IV.2.2.Principe d'un algorithme de colonies de fourmis :

Un algorithme de colonies de fourmis est un algorithme itératif à population où tous les individus partagent un savoir commun qui leur permet de guider leurs futurs choix et d'indiquer aux autres individus des directions à suivre ou au contraire à éviter. [24]

Fortement inspiré du déplacement des groupes de fourmis, cette méthode a pour but de construire les meilleures solutions à partir des éléments qui ont été explorés par d'autres individus. Chaque fois qu'un individu découvre une solution au problème, bonne ou mauvaise, il enrichit la connaissance collective de la colonie. Ainsi, chaque fois qu'un nouvel individu aura à faire des choix, il pourra s'appuyer sur la connaissance collective pour pondérer ses choix.

Pour reprendre la dénomination naturelle, les individus sont des fourmis qui vont se déplacer à la recherche de solutions et qui vont sécréter des phéromones pour indiquer à leurs congénères si un chemin est intéressant ou non. Si un chemin se retrouve fortement phéromone, cela signifiera que beaucoup de fourmis l'ont jugé comme faisant partie d'une solution intéressante et que les fourmis suivantes devront la considérer avec intérêt.

Un risque apparaît lorsqu'un chemin non optimal est marqué. En effet, les fourmis qui s'en trouveront à proximité seront tentées d'y passer augmentant encore le niveau de phéromone de ce chemin. Pour diminuer le risque d'enfoncer la colonie dans un minimum local du problème, on pourra prendre soin de diminuer automatiquement le niveau de phéromone de tout le système, pour rehausser l'intérêt des autres chemins qui pourraient faire partie de la solution optimale. Ce paramètre, correspondant au taux d'évaporation des phéromones, est l'un des paramètres principaux de l'algorithme.

De la même manière, aucun chemin ne devra être inondé de phéromones et aucun chemin ne devra être totalement invisible, on pourra donc aussi contrôler le niveau de phéromone de chaque chemin pour le maintenir entre des bornes minimum et maximum. Un chemin inondé de phéromones

masquerait tous les autres à proximité et un chemin pas du tout phéromone ne serait jamais choisi par une fourmi, en conséquence nous devons conserver ces chemins avec des valeurs raisonnables. Ces bornes min et max sont aussi des paramètres de l'algorithme.

IV.2.3. L'Algorithme :

Le problème de l'algorithme d'ACO pour résoudre un problème de minimisation peut être récapitulé selon le graphe à multicouches montré dans la (Figure VI.2) comme suit [24] :

Etape 1 :

Supposer un nombre approprié de fourmis dans la colonie (N). Supposer un ensemble de valeurs discrètes permises pour chacun des n variable de l'espace. On note les valeurs discrètes permises des variables de l'espace x_i ($i=1, 2, 3, \dots, n$) comme $x_{i1}, x_{i2}, \dots, x_{ip}$. Supposer initialement les quantités de phéromone $1 \forall i,j$ pour tous les arcs (i,j) . Mettez le nombre d'itération $l=1$.

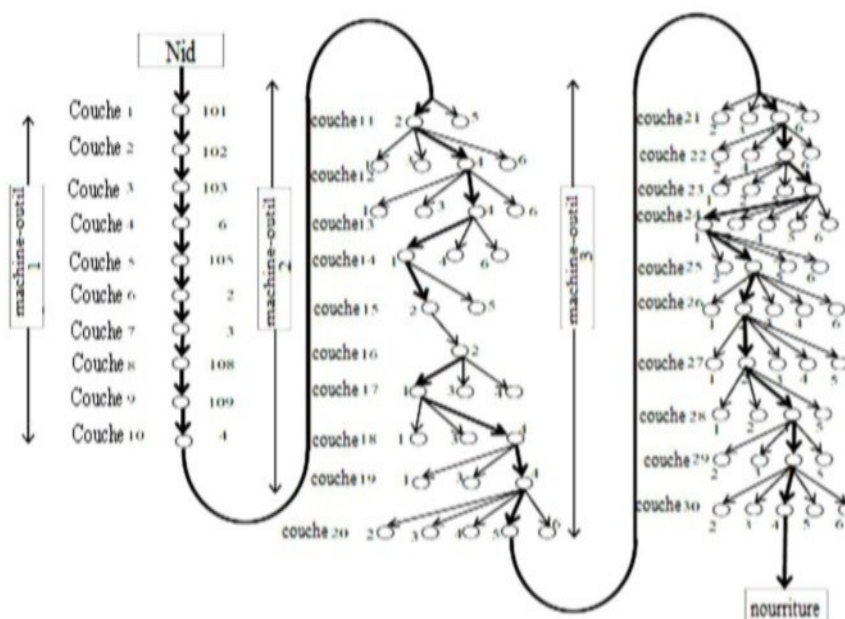


Figure IV.1. Graphes multicouches du déplacement des fourmis.

Etape 2 :

(a). Calculer la probabilité (p_{ij}) pour choisir l'arc (ou la valeur discrète) x_{ij} comme : [21]

$$P_{ij} = \frac{\tau_{ij}^{(1)}}{\sum_{m=1}^p \tau_{mi}^t} ; i=1,2,\dots,n ; j=1,2,\dots,p \tag{IV.1}$$

(b). Le chemin spécifique (ou des valeurs discrètes) choisi par la k^{eme} fourmi peut être déterminé en utilisant des nombres aléatoires générés dans l'intervalle $[0,1]$. Pour cela, nous trouvons l'intervalle de probabilité cumulatives associées aux différents chemins est basé sur les probabilités données par l'équation (VI.1) Le chemin spécifique choisi par la fourmi k sera déterminé en utilisant le processus de sélection dans l'étape 3. (a).

Etape 3:

(a). Générer N nombres aléatoires r_1, r_2, \dots, r_N dans l'intervalle $[0,1]$, pour chaque fourmi Déterminez la valeur discrète ou le chemin supposer par la fourmi K pour la variable i Comme celui pour lequel la probabilité cumulative s'étend (trouvé dans l'étape 2.(b)) inclut La valeur r_i

b). Répéter l'étape 3. (a) pour toutes les variables de l'espace $i=1,2, \dots, n$.

(c). Evaluer les valeur de fourmis objectives correspondant aux chemins complets (les Valeur de l'espace $X^{(k)}$ ou les valeur de x_{ij} choisi pour toutes les variable de l'espace $I=1,2, \dots, n$ par la fourmis k, $k=1,2, \dots, k$);

$$f_k = f(X_k); k = 1, 2, \dots, N \tag{IV.2}$$

Déterminez le meilleur et le mauvais chemin parmi les N chemins choisis par différent Fourmis :

$$f_{best} = \min(f_k) \tag{IV.3}$$

$$f_{worst} = \max(f_k)$$

Etape 4 :

Tester la convergence du processus. Le processus est supposé avoir convergé si toutes les N fourmis prennent le même meilleur chemin. Si la convergence n'est pas réalisées, supposez que les fourmis rentrent à la maison et recommence de nouveau dans la recherche de nourriture. Poser le nombre

$$\tau_{ij}^i = \tau_{ij}^{old} + \sum_k \Delta \tau_{ij}^k \tag{IV.4}$$

d'itération $l=l+1$ et mettre à jour les phéromones sur différent arcs comme :

Où τ dénote la quantité de phéromone de l'itération précédente laissée après l'évaporation, qui est prise comme :

$\Delta \tau$ est la phéromone déposée par la meilleure fourmi k sur son chemin et s'étend sur toutes les meilleures

$$\tau_{ij}^{old} = (1 - p) \tau_{ij}^{(t-1)} \tag{IV.5}$$

Fourmis k (si les fourmis prennent le même meilleur chemin). Notez que le meilleur chemin implique seulement

un arc (i,j) pour la variable de l'espace i. Le taux d'évaporation de phéromone p est supposé pour être dans l'intervalle $[0.5 \text{ à } 0.8]$ et la phéromone déposée $\Delta \tau$ calculée en utilisant l'équation suivant : Avec les nouvelles valeurs de τ allez à l'étape 2. Les étapes 2, 3 et 4 sont répétées jusqu'à que le processus converge, c'est-à-dire jusqu' à ce que toutes les fourmis choisissent le même meilleur chemin. Dans quelques cas, le processus itératif est arrêté après l'achèvement d'un nombre maximal d'itération prédéterminés.

$$\Delta \tau_{ij}^k = \begin{cases} \frac{\xi f_{best}}{f_{worst}} & \text{Si } (i, j) \in \text{ la meilleur globale} \\ 0 & \end{cases} \tag{IV.6}$$

IV.3. Algorithme génétique (AG)

IV.3.1. Définition :

L'algorithme génétique (AG) est un algorithme de recherche basé sur les mécanismes de La sélection naturelle et de la génétique. Il combine une stratégie de « survie des plus forts » Avec un échange d'information aléatoire mais structuré. Pour un problème pour le quel une Solution est inconnue, un ensemble de solutions est créé aléatoirement. On appelle cet Ensemble la population. Les caractéristiques (ou variables à déterminer) sont alors utilisées Dans des séquences de gènes qui seront combinées avec d'autre gènes pour former des Chromosomes et après des individus. Chaque solution est associée à un individu, et cet Individu est évalué et classifié selon sa ressemblance avec la meilleure, mais encore inconnue, Solution au problème.

IV.3.2. Principaux points qui différencient les AG des autres approches d'optimisation :

- Les AG utilisent un codage des paramètres et non les paramètres eux mêmes.
- Les AG travaillent sur une population de points et non sur un point particulier.
- Les AG ne posent aucune condition sur la nature des fonctions à optimiser.
- Les AG utilisent des règles de transition probabilistes, et non déterministes.

IV.3.3. Présentation des algorithmes génétiques (AG) :

Un algorithme génétique est défini par :

- Individu/chromosome/séquence : une solution potentielle du problème.
- Population : un ensemble de chromosome ou de points de l'espace de recherche.
- Environnement : l'espace de recherche.
- Fonction de fitness : la fonction- positive-que nous cherchons à maximiser.

IV.3.4. Principe d'algorithme génétique :

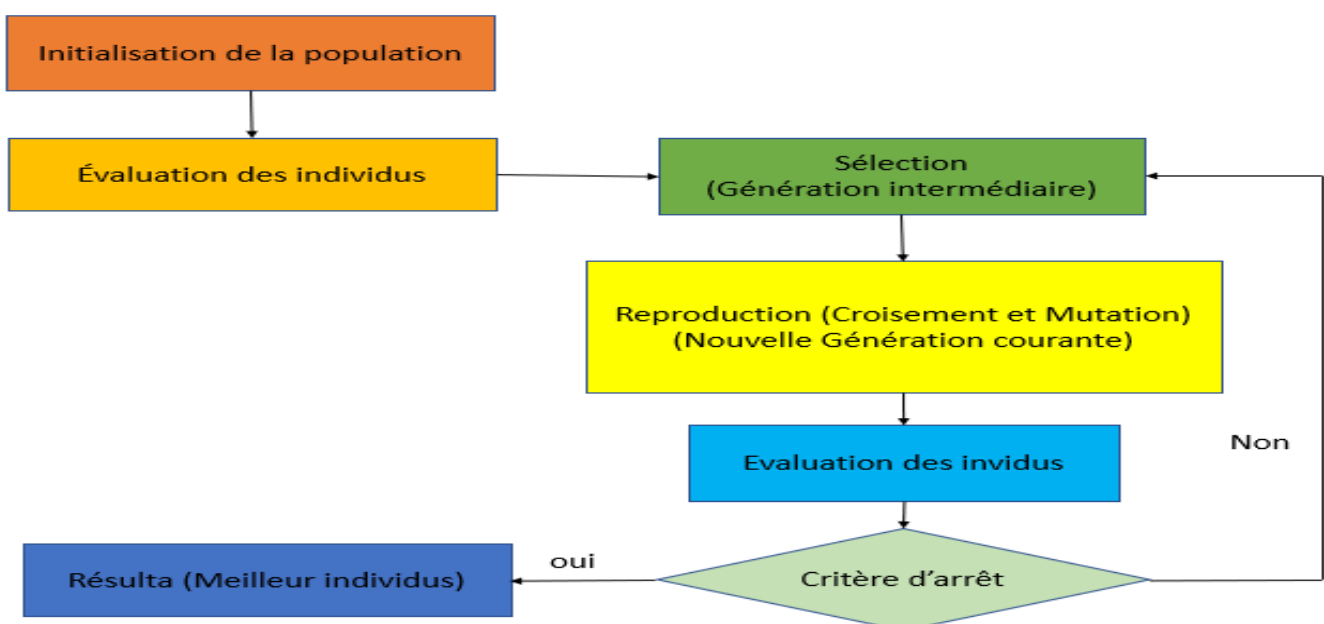


Figure IV.2: Organigramme des algorithmes génétiques

IV.3.5. Fonctionnement d'un algorithme génétique :**IV.3.5.1. Codage des données :**

La première étape est de définir et de coder convenablement le problème. Le codage de Chaque individu en séquence est essentiel dans l'élaboration d'un algorithme génétique dont Dépend notamment l'implémentation des opérateurs de transformation. Le codage doit donc Être adapté au problème traité.

Plusieurs types de codages sont utilisés dans la littérature, les premiers résultats Théoriques sur les algorithmes génétiques ont opté pour un codage par une séquence binaire. L'efficacité de l'algorithme génétique dépend donc du choix convenable du type de codage.

IV.3.5.2 Population initiale :

L'AG démarre avec une population composée de N individus dans le codage retenu. Le Choix des individus conditionne fortement la rapidité de l'algorithme. Si la position de L'optimum dans l'espace de recherche est totalement inconnue, il est intéressant que la Population soit répartie sur tout l'espace de recherche.

IV.3.5.3 Evaluation :

C'est la partie la plus complexe, avant de sélectionner les individus, il est nécessaire d'évaluer leur adaptation au problème considéré.

Pour cela, on définit pour chaque problème une fonction d'adaptation, qui mesure le niveau d'adaptation de chaque individu au problème d'optimisation. Cette fonction est appelée Plusieurs fois, avant la sélection pour évaluer les individus de la population-parent, et après la Mutation, pour évaluer la population enfant et mesurer son adaptation au problème, et ce, à Chaque itération.

C'est cette évaluation qui donne la probabilité de sélection d'un individu (i), telle que :

$$P(i) = \frac{f(x_i)}{\sum_{i=1}^n f(x_i)} \quad \forall i \in [1, n] \quad (VI.7)$$

IV.3.5.4 Opérateurs des algorithmes génétiques :

Les opérateurs jouent un rôle prépondérant dans la possible réussite d'un AG. Nous en Dénombrons trois principaux : l'opérateur de sélection, de croisement et de mutation. Si le Principe de chacun de ces opérateurs est facilement compréhensible, il est toutefois difficile D'expliquer l'importance isolée de chacun de ces opérateurs dans la réussite de l'AG. Cela Tient pour partie au fait que chacun de ces opérateurs agit selon divers critères qui lui sont Propres.

a) Opérateur de sélection :

La sélection a pour objectif d'identifier les individus qui doivent se reproduire. Cet Opérateur ne crée pas de nouveaux individus mais identifie les individus sur la base de leur Fonction d'adaptation, la sélection doit favoriser les meilleurs éléments selon le critère à Optimiser (minimiser ou maximiser).

b) Opérateur de croisement :

L'opérateur de croisement est un opérateur génétique qui permet à deux Chromosomes parents de donner deux chromosomes enfants. Cet opérateur se produit selon une probabilité P_c fixée par l'utilisateur selon le problème à optimiser. L'opérateur de Croisement permet de créer de nouvelles séquences de gènes pour les chromosomes enfants à partir d'une base de configuration des séquences héritées des chromosomes parents.

c) Opérateur de mutation :

La mutation est un changement aléatoire selon une certaine règle probabiliste qui doit se faire sur les génotypes, avec une faible probabilité P_m (fixée par l'utilisateur) de la valeur d'un ou plusieurs allèles d'un chromosome. En générale, la mutation ne permet pas l'obtention, de meilleures solutions, mais elle permet de garder une diversité dans l'évolution des individus et d'éviter les optimums locaux, et se protège contre une perte dans les caractéristiques des individus.

IV.4. Application de l'algorithme ACO à l'optimisation du régulateur PID :

La conception de ce régulateur exige que les trois principaux paramètres, le gain Proportionnel (K_p), la constante de temps intégrale (K_i) et la constante de temps dérivé (K_d). Sont réglés par la méthode d'erreur basée sur l'expérience et le comportement des plantes. On propose le régulateur PID-ACO, dont l'algorithme d'ACO est utilisé pour optimiser les gains (K_p , K_i et K_d) chaque paramètre de K_p , K_i et K_d est codée par 'n' nœuds, respectivement. Par conséquent, un seul nœud représente les valeurs de la solution optimale de la paramètres K_p , K_i et K_d . L'étape fondamentale dans l'application de la méthode d'optimisation consiste à choisir les critères d'optimisation qui sont utilisés pour évaluer la condition physique. Voici la méthode utilisée :

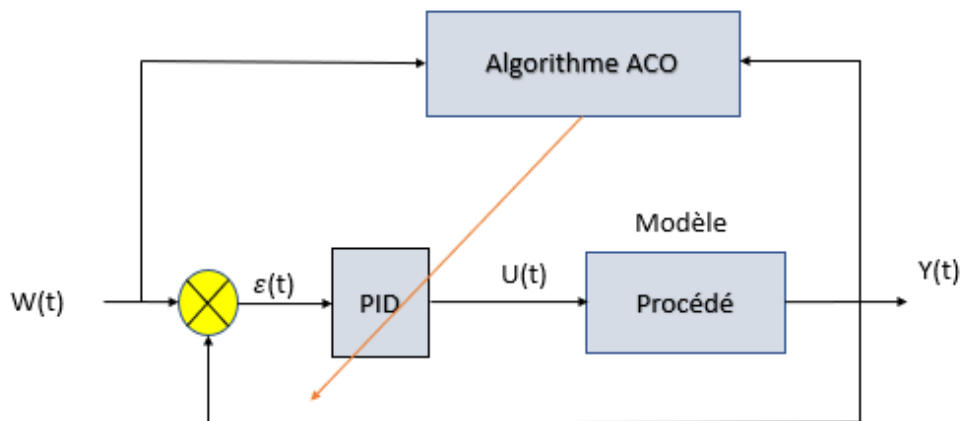


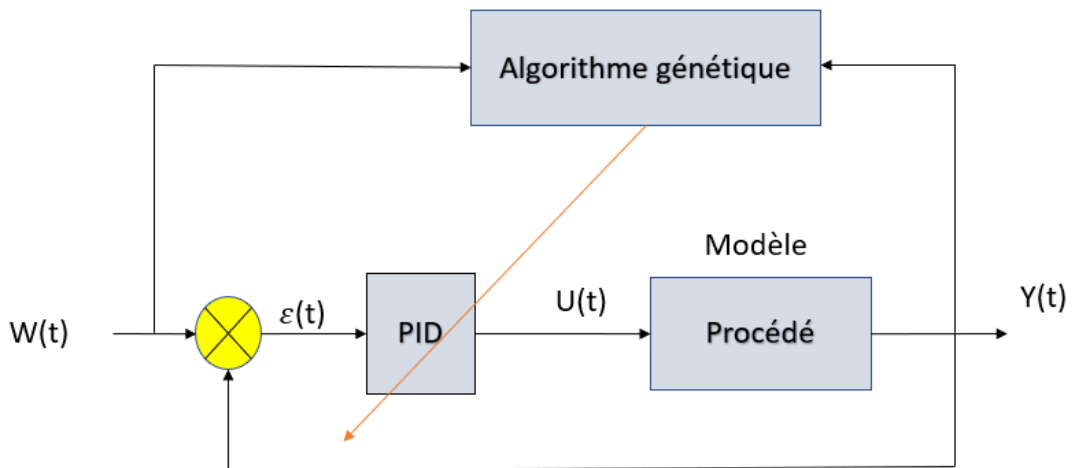
Figure IV. 3 : Principe de l'optimisation d'un correcteur PID par l'algorithme ACO

- ACO-ITAE Méthode utilisée également dans l'intégrale du produit de l'erreur par le Temps.

IV.5. Application des AG à l'optimisation du régulateur PID

Il est effectué en utilisant le montage suivant :

Figure IV. 4 : Principe de l'optimisation d'un correcteur PID par algorithme génétique



Dans le montage précédent, l'algorithme génétique observe les variations des entrées et des sorties pour Calculer les paramètres d'optimisation (dépassement, temps de réponse, stabilité) en faisant varier les Paramètres PID jusqu'à aboutissement aux critères d'arrêt d'itération.

Les étapes de l'Algorithme Génétique sont exécutées jusqu'au moment où la valeur de la fonction d'adaptation des individus n'évoluent plus, ou lorsque le nombre maximum de générations *i* est atteint.

La population initiale est choisie de façon aléatoire.

La fonction fitness sert à évaluer l'adaptation des résultats, il est existé plusieurs méthodes parmi lesquelles les suivantes :

IV.5.1. Intégrale de la valeur absolue de l'erreur IAE :

L'intégrale de la valeur absolue de l'erreur est donnée par :

$$I_1 = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \tag{VI.8}$$

Ce critère exprime la surface générée par la différence entre la valeur de consigne et la valeur réelle, et son rôle c'est de supprimer les petites erreurs [26].

IV.5.2. Intégrale du carré de l'erreur ISE :

L'intégrale du carré de l'erreur est donnée par :

$$I_2 = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt \tag{VI.9}$$

L'intérêt de cet indice de performance est de corriger les systèmes dont le régime transitoire qui dure trop longtemps, et tient beaucoup moins compte des dépassements inférieurs à 1 [26].

IV.5.3. Intégrale de la valeur absolue de l'erreur pondérée ITAE :

L'intégrale de la valeur absolue de l'erreur pondérée par le temps est donnée par :

$$I_3 = \int_0^{\infty} t |e(t)| dt \tag{VI.10}$$

L'introduction du paramètre temps, va corriger les systèmes à réponse très oscillatoire [26].

IV.5.4. Intégrale du carré de l'erreur pondérée par le temps ITSE :

L'intégrale du carré de l'erreur pondérée par le temps est donnée par :

$$I_4 = \int_0^{\infty} t e(t)^2 dt \tag{VI.11}$$

Ce critère met peu l'accent sur les erreurs initiales et pénalise fortement les erreurs qui se produisent vers la fin de la réponse transitoire à une entrée échelon [26].

IV.6. Résultat de Simulation :

Après avoir utilisé logiciel Matlab .m et Simulink nous avons obtenu les résultats suivants :

Synthèse des correcteurs :

Le choix de la configuration de l'ACO et GA pour la Fonction G_{11} :

ACO : Nombre de fourmis=10, Facteur de désintégration des phéromones=0.6, Paramètre de mise à échelle=2, itérations=10, Nombre de variable de réglage=3, Size=0.09, Limite basse=0.2, Limite supérieure=10.

GA : Génération=25, Population=50, Nombre de variable de réglage=3, lb=[0 0 0], ub=[200 200 200].

Après le choix de la configuration, nous allons calculer les paramètres des correcteurs avec la méthode ACO.

La configuration choisie donne les deux éléments de la matrice fonction de transfert à commande

$$\begin{aligned} \blacktriangleright G_{11} &= \frac{12,8}{16,7s+1} && \text{pour contrôler distilat} \\ \blacktriangleright G_{22} &= \frac{-19,4}{14,4s+1} && \text{pour contrôler le résidu} \end{aligned}$$

D'après la méthode ACO et les deux Algorithmes d'optimisation, on a déterminé les paramètres de la régulateur PID pour chaque boucle individuelle et cela pour les deux sous système G_{11} et G_{22} et nous avons comparé les valeurs des trois méthodes après simulation

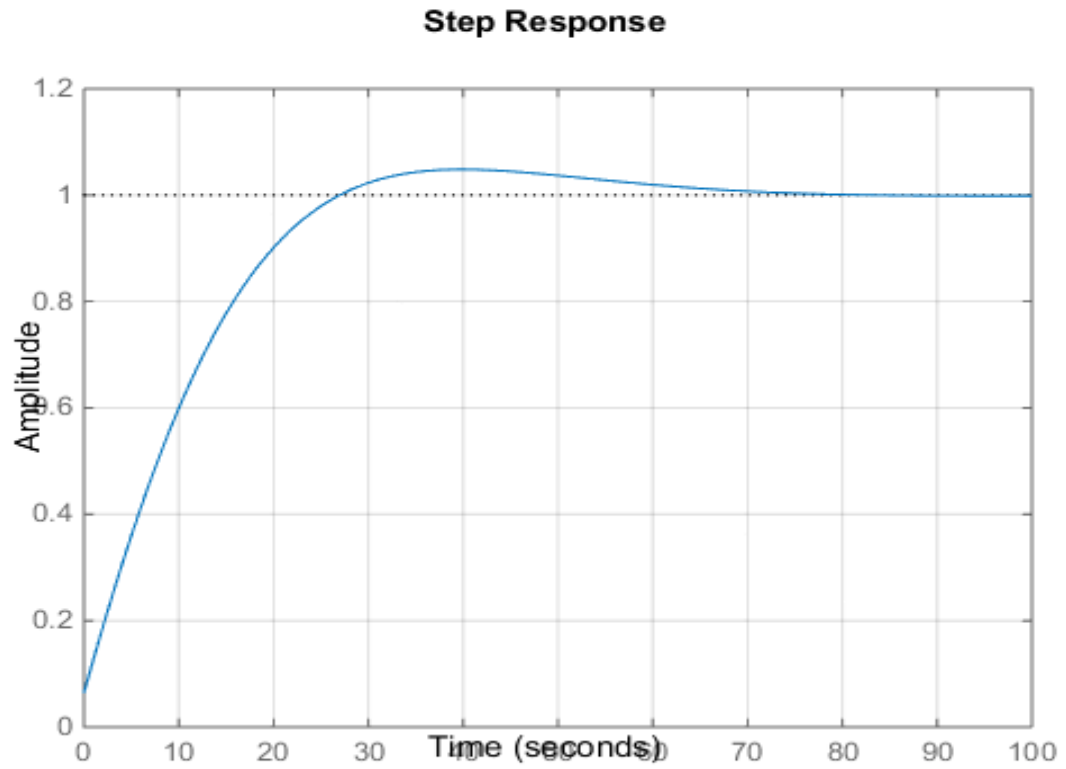


Figure IV.5 : Réponse d'un système algorithme ACO. y_D

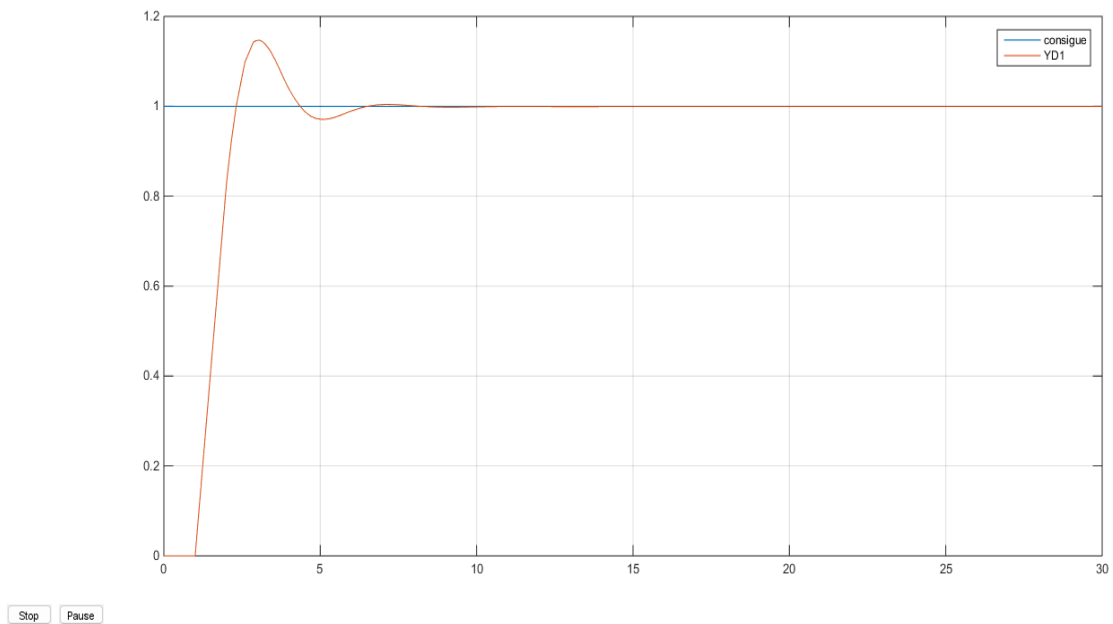


Figure IV.6 : Réponse d'un système algorithme GA . y_D

Tableau IV.1 : Les caractéristiques y_D avec GA et ZN et ACO

	d(%)	T_r à 5% (min)	T_m (min)	IAE	ITAE	ISE	ITSE
y_D ACO	15	14.3	4.33	5.725	45.26	2.621	9.417
y_D ZN	68	7.78	0.26	2.581	6.19	1.635	2.027
y_D GA	14.7	3.92	1	1.847	2.393	1.424	1.094

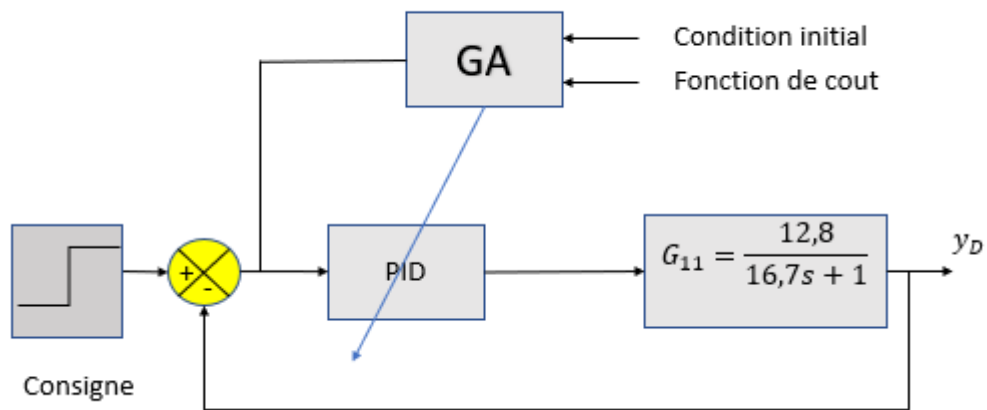


Figure IV. 7: Principe de l'optimisation d'un correcteur PID par algorithme génétique y_D

Pour G_{22} on aura :

Le choix de la configuration de l'ACO et GA pour la Fonction G_{22} :

ACO : Nombre de fourmis=10, Facteur de désintégration des phéromones=0.6, Paramètre de mise à échelle=3, itérations=10, Nombre de variable de réglage=3, Size=0.009, Limite basse=-0.009, Limite supérieure=10.

GA : Génération=25, Population=50, Nombre de variable de réglage=3,

Ib= [-200 -200 -200], ub= [0 0 0].

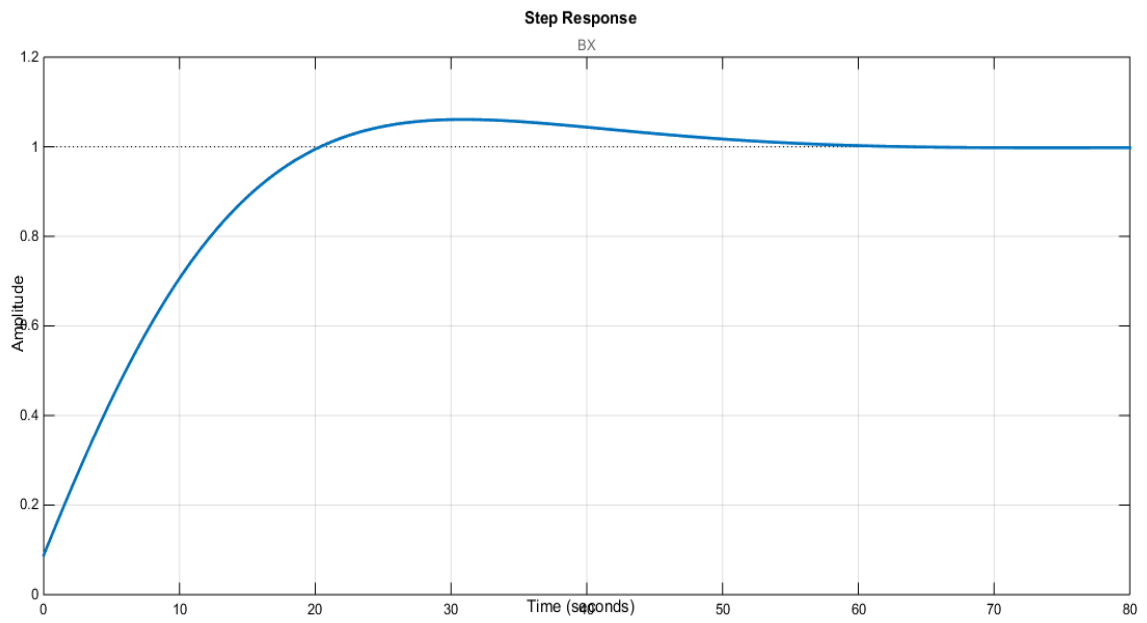


Figure IV.8: Réponse d'un système algorithme ACO. χ_B

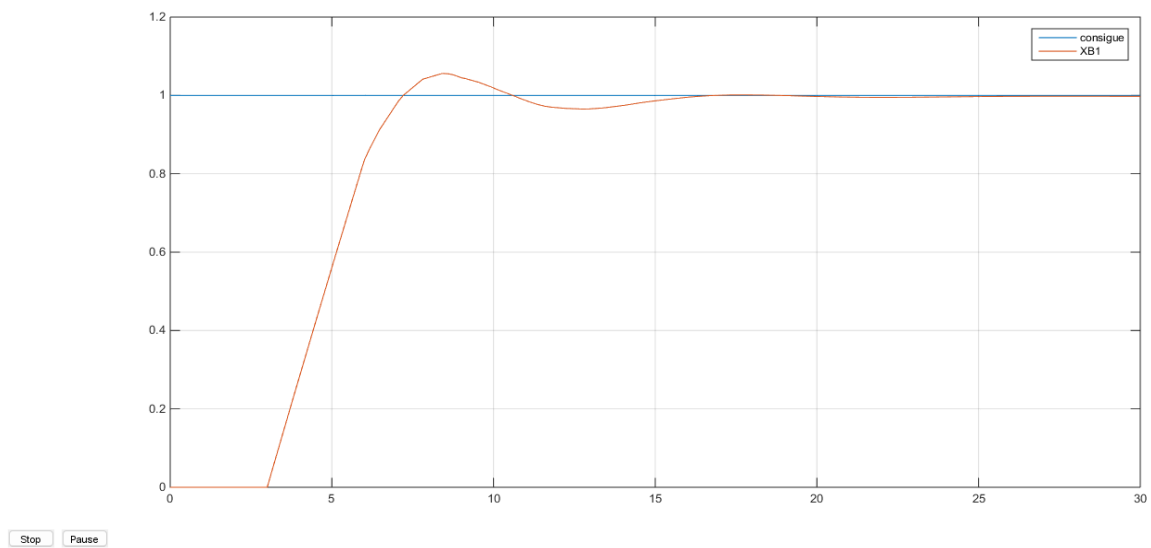


Figure IV.9: Réponse d'un système génétique algorithme G-A χ_B

Tableau IV.2 : Les caractéristiques x_B avec GA et ZN et ACO

	d (%)	T_r à 5% (min)	T_m (min)	IAE	ITAE	ISE	ITSE
x_B A-C-O	6	35.6	17.5	11.43	137.1	4.618	11.67
x_B Z-N	61	18.19	1.246	6.498	36.05	4.334	13.22
x_B G-A	6	10.59	3.03	5.098	15.68	4.197	9.227

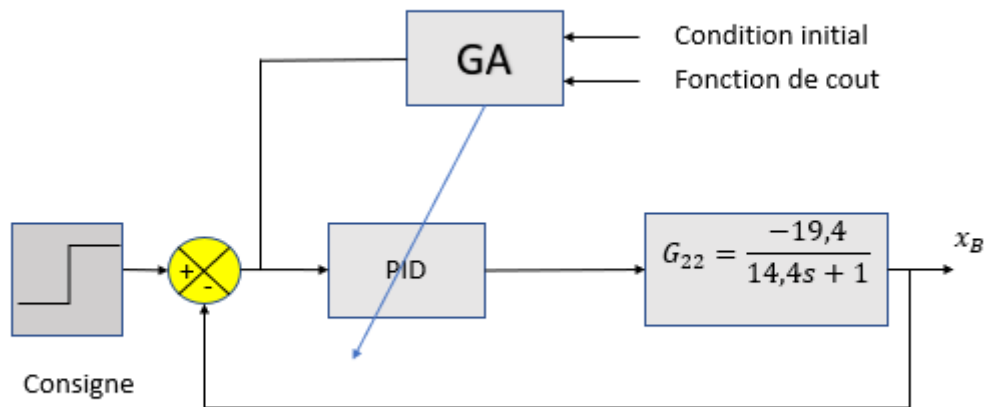


Figure IV. 10 : Principe de l'optimisation d'un correcteur PID par algorithme génétique x_B

IV. 7. Conclusion :

Dans ce chapitre, nous avons déterminé les différents paramètres de régulateur PID du procédé, nous avons exercé trois méthodes de calculs. Les résultats de simulation ont montré que la méthode générique algorithme est la méthode qui a donné les facteurs de performance les plus équilibrées contrairement aux autres méthodes de Ziegler-Nichols et ACO qui ont amélioré deux paramètres de plus et manque un équilibre total des performances.

Le déplacement de méthode Ziegler-Nichols et ACO est plus élevé que la méthode générique algorithme voir tableau VI.5 et tableau VI.6.

Conclusion Générale

Conclusion Générale

Conclusion générale :

L'objectif de ce mémoire était d'appliquer des méthodes d'optimisation à la commande de processus de distillation, ce qui nous a permis d'obtenir une meilleure régulation avec des caractéristiques optimales telles que le temps de réponse, la stabilité et le dépassement.

La régulation joue un rôle primordial dans la conception d'un procédé industriel, en limitant les variations de la grandeur réglée autour d'une consigne constante lorsque le système est soumis à des perturbations. Pour le calcul des paramètres nécessaires à la mise en œuvre d'un régulateur PID, plusieurs méthodes ont été employées, dont la méthode de Ziegler-Nichols, utilisée comme référence de comparaison avec des méthodes modernes telles que l'algorithme génétique et l'algorithme d'optimisation par colonies de fourmis (ACO).

Ces méthodes modernes nécessitent une étude approfondie pour comprendre et assimiler leur mécanisme de fonctionnement. C'est pourquoi nous nous sommes limités à leur application en utilisant le logiciel Matlab, ce qui nous a permis d'enregistrer les écarts de performances entre les différentes méthodes. Finalement, nous avons choisi les paramètres PID les plus appropriés pour la réalisation de notre régulateur de niveau du procédé.

Les résultats de simulation ont montré que l'algorithme génétique est la méthode qui a donné les performances les plus équilibrées en termes de dépassements, de temps de réponse et de stabilité, contrairement aux autres méthodes qui, bien qu'améliorant certains paramètres, manquaient d'un équilibre total des performances.

Ce travail nous a permis de mieux comprendre le processus de régulation et d'acquérir une vision approfondie sur ses pratiques théoriques et applicatives.

Références Bibliographiques

Bibliographie :

- [1]: Séparation Procès Engineering P. Wankat, Prentice Hall 2^e ed, 2007.
- [2]: MEKKI, I.K., Modélisation et commande robuste d'une colonne de distillation, Thèse de Doctorat LMD en Automatique, USTO_MB, 2014.
- [3]: R. Kessas, "Cours : Operations unitaires du génie chimique : Rectification continue", Faculté des sciences, Dépt. Chimie, Option: Génie chimie. USTO-MB, 20 Oct. 2007.
- [4]: Support de Formation : EXP-PR-PR160-FR Dernière Révision : 23/05/2007
<https://eu.docworkspace.com/d/sIHn7u9rhAfjo1q8G?st=0t>
- [5]: Total, les équipements les colonnes. [En ligne]. 2007, 91 p. Sur internet : <URL : http://197.14.51.10:81/pmb/opac_css/doc_num.php?explnum_id=21382 >
- [6] : Chemical Engineer's Handbook, PERRY
- [7] : Hassiba Ben Bouali Université of Chleff Bases théoriques de la distillation juin 2019
- [8] : Transformation chimique et Méthodes des séparations 2^eme partie ; Méthodes de Séparation 3 ; Gilles Mairesse.
- [9]: Benjamin Bradu, "Multivariable prédictives control and process optimization with HITO and EcosimPro", Projet de Fin d'Etudes, ESIEE and Valladolid university, 2006.
- [10]: G. Guy, "distillation", présentation de cours à l'ETS SYS 823, été : 2010.
- [11]: M. Bordji, A. Shat, "Rénovation de l'automatisation d'une colonne de distillation", mémoire d'ingénieur, dépt. Automatique, 2010.
- [12]: P. Trambouze, "Le Raffinage du Pétrole Tome 4: Matériels et équipements". Edition: Technip, Paris, 1998, pp.112
- [13]: J.C. Cicile, "Distillation. absorption, Etude pratique", Techniques de l'ingénieur J2615, 10 septembre 1999.
- [14]: J.D. Seader, Ernest J. Henley, D. Keith Roper, "Separation process principles: chemical and biochemical operations", 3rd Edition, Wiley & Sons, Incorporated, John, pp. 191-192, 2010.
- [15]: ROUCHON, P., Simulation dynamique et commande non linéaire des colonnes à distiller, Thèse de doctorat, École Nationale Supérieure des Mines de Paris, 1990.
- [16]: BENMEBAREK, A., GHEZALI, B., commande adaptative directe d'une colonne de Distillation binaire. Projet de fin d'étude en Automatique, Alger, Ecole Nationale Polytechnique, Juillet 1997.
- [17]: R. K. Wood and M. W. Berry, "Terminal composition control of a binary distillation column", Ichemical Engineering Science, Vol. 28, pp. 1707-1717, 1973.
- [18]: P. Prouvost, «Instrumentation et régulation en 30 fiche». Dunod, Paris, 2010.
- [19]: A.besançon-Voda, S.Gentil, «Régulateurs PID analogiques et numériques ».Technique Ingénieur [R 7416].
- [20]: C.Sermonde, A. Toussaint « Régulation ».Nathan,1994.
- [21] : <http://khayyam.developpez.com/articles/algo/voyageur-de-commerce/colonies-de-Fourmis/#LII>
- [22] : Mebarki Rafik, «Commande du robot PUMA 560 en Force/Position par la méthode de L'impédance », Mémoire d'ingénieur d'état, École nationale polytechnique, 2005.

Références Bibliographiques

- [23] : J. C. Basilio and S. R. Matos, “Design of PI and PID Controllers with Transient Performance Specification”, IEEE Transactions on Education, vol. 45, no. 4, pp. 364-370, November 2002.
- [24] : Résolution de conflits par algorithmes stochastiques parallèles (‘Xavier OLIVE’), École Nationale Supérieure de l’Aéronautique et de l’Espace, Février à juillet 2006 à Toulouse, p11.
- [25] I.CHALANE T.OUARI Mémoire « Optimisation des paramètres d’un PID par essais