



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

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

معهد الصيانة والأمن 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 : Ingénierie de la Maintenance en Instrumentation

Thème

**Régulation des concentrations dans une
colonne de distillation binaire continue**

Présenté et soutenu publiquement par :

Nom : Mouattah Prénom : Anas

Devant le jury composé de :

| Nom et Prénom | Grade | Etablissement | Qualité |
|-------------------------|--------------|----------------------|------------------|
| LAZREG MALIKA | MAA | Univ. Oran 2-IMSI | Président |
| MEKKI Ibrahim El Khalil | MCB | Univ. Oran 2-IMSI | Encadreur |
| ADJLOUA Abdel Aziz | MAA | Univ. Oran 2-IMSI | Examineur |

Juin 2017

Sommaire

| | |
|-----------------------------------|----|
| Liste des figures et des tableaux | |
| Notation | |
| Introduction générale | 01 |

CHAPITRE I : La distillation et la colonne de distillation

| | |
|---|----|
| Introduction | 03 |
| I.1 Distillation | 03 |
| I.1.1 Principe | 03 |
| I.1.2 Types de distillation | 03 |
| I.1.3 domaines d'utilisations | 04 |
| I.2 Colonne de distillation | 04 |
| I.2.1 Composition de la colonne de distillation | 05 |
| I.2.1.1 Le condenseur | 06 |
| I.2.1.2 Le rebouilleur | 07 |
| I.2.1.3 La colonne | 07 |
| I.2.3 Principe de fonctionnement | 07 |
| I.2.4 Types de colonnes de distillation | 08 |
| I.2.4.1 Colonnes à plateaux | 09 |
| A. Plateaux perforés à déversoirs | 09 |
| B. Plateaux sans déversoirs | 09 |
| C. Plateaux à calottes | 10 |
| D. Plateaux à clapets | 10 |
| E. Plateaux à jet dimensionnel | 11 |
| I.2.4.2 Colonnes à garnissage | 11 |
| Conclusion | 12 |

CHAPITRE II : La boucle de régulation

| | |
|------------------------------------|----|
| Introduction | 13 |
| II.1 Boucles de régulations | 13 |
| II.1.1 La consigne | 14 |
| II.1.2 Le capteur | 14 |
| II.1.2.2 Types des capteurs | 14 |
| II.1.2.2.1 Les capteurs actifs | 14 |
| II.1.2.2.2 Les capteurs passifs | 15 |
| II.1.2.2.3 Les capteurs composites | 15 |
| II.1.2.2.4 Les capteurs intégrés | 16 |
| II.1.3 Le transmetteur | 16 |
| II.1.4 Le processus | 17 |
| II.1.4.2 Identification de système | 17 |
| II.1.4.2.1 Modèle de Strejc | 18 |
| II.1.4.2.2 Modèle de Broïda | 19 |
| III.1.4 Le correcteur | 19 |

| | |
|-----------------------------------|----|
| II.1.4.1 Le correcteur PID | 19 |
| II.1.4.1.1 Action proportionnelle | 20 |
| II.1.4.1.2 Action intégrale | 21 |
| II.1.4.1.3 Action dérivée | 21 |
| II.1.4.2 Critères de correction | 22 |
| Conclusion | 23 |

CHAPITRE III : Modélisation et simulation de colonne de distillation

| | |
|--|----|
| Introduction | 24 |
| III.1 Équilibre liquide-vapeur | 24 |
| III.1.2 Équilibre binaire | 24 |
| III.1.3 Conditions de l'équilibre | 26 |
| III.1.4 Équation d'équilibre | 26 |
| III.1.5 Coefficient de volatilité relative | 26 |
| III.3 Modélisation de la colonne de distillation | 26 |
| III.3.1 Hypothèses de travail | 27 |
| III.3.2 Les variables utilisés | 27 |
| III.3.3 Les équations mathématiques | 27 |
| III.3.4 Linéarisation | 31 |
| III.4 Simulation de colonne de distillation | 33 |
| A. Au niveau du condenseur | 33 |
| B. Au niveau d'un plateau quelconque | 34 |
| C. Au niveau de plateaux d'alimentation | 34 |
| D. Niveau du rebouilleur | 35 |
| E. Simulation globale de colonne | 35 |
| Conclusion | 36 |

CHAPITRE IV : Régulation de concentration dans la colonne de distillation

| | |
|--|----|
| Introduction | 37 |
| IV.1 Représentation de colonne de distillation | 37 |
| IV.2 La régulation de procédé | 38 |
| IV.3 La simulation de régulation | 38 |
| IV.4 Résultat de simulation | 40 |
| IV.4.1 Test de rapidité et précision au changement de consigne | 40 |
| IV.4.2 Test de rejet de perturbation (La robustesse) | 41 |
| Conclusion | 42 |
| Conclusion générale | 43 |
| Bibliographie | |

Liste des figures et liste des tableaux

Liste des figures

| | |
|---|----|
| Figure I.1 : Schéma minimale de principe de distillation. | 3 |
| Figure I.2 : La distillation dans le raffinage de pétrole. | 4 |
| Figure I.3 : Schéma minimale d'une colonne. | 4 |
| Figure I.4 : Vue 3D d'une colonne de distillation. | 5 |
| Figure I.5 : Condenseur à chicanes ou à Siphon Pour assurer le refroidissement du condensat. | 6 |
| Figure I.6 : Rebouilleur à niveau liquide. | 7 |
| Figure I.7 : Vue 3D de l'écoulement dans une colonne. | 7 |
| Figure I.8 : Schéma de principe d'écoulement dans une colonne. | 8 |
| Figure I.9 : Schéma simplifié d'un plateau perforé. | 9 |
| Figure I.10 : Compositeur d'un plateau sans déversoir. | 10 |
| Figure I.11 : Schéma de calotte. | 10 |
| Figure I.12 : Le clapet. | 10 |
| Figure I.13 : Linguette d'orientation. | 11 |
| Figure I.14 : Colonne a garnissages. | 12 |
| Figure II.1 : Schéma d'une boucle de régulation. | 13 |
| Figure II.2 : Schéma de principe de rôle de capteur. | 14 |
| Figure II.3 : Capteur de pression a effet piézoélectrique. | 15 |
| Figure II.4 : Capteur passif de température. | 15 |
| Figure II.5 : Schéma d'un capteur composite. | 16 |
| Figure II.6 : Un capteur solaire intègre. | 16 |
| Figure II.7 : Calibreur de signaux de processus. | 16 |
| Figure II. 8 : Procédure identification. | 17 |
| Figure II. 9 : réponses d'un système à un échelon unitaire. | 18 |
| Figure II.10 : architecture d'un régulateur PID parallèle. | 19 |
| Figure II.11 : Architecture d'un régulateur PID mixte. | 20 |
| Figure II.12 : Réponse d'un système consigne d'échelon unitaire. | 22 |
| Figure III.1 : Diagramme d'équilibre liquide-vapeur pour un mélange binaire. | 25 |
| Figure III.2 : Schéma réponse fréquentielle de M. | 31 |
| Figure III.4 : Simulation de condenseur. | 32 |

Liste des figures et liste des tableaux

| | |
|--|----|
| Figure III.5 : Simulation d'un plateau quelconque. | 33 |
| Figure III.6 : Simulation de plateaux d'alimentation. | 34 |
| Figure III.7 : Simulation de rebouilleur. | 34 |
| Figure III.8 : Simulation globale de colonne. | 35 |
| Figure III.9 : Simulation en boucle ouverte de la colonne de distillation | 35 |
| Figure IV 1 : Représentation de colonne de distillation. | 36 |
| Figure IV.2 : Schéma block de la régulation de R et V. | 37 |
| Figure IV.3 : Simulation de la régulation de V et de R par SIMULINK. | 38 |
| Figure IV.4 : Simulation pour changement de consigne du distillat. | 39 |
| Figure IV.5 : Simulation pour rejet de perturbation. | 40 |
| Figure IV.6 : Simulation pour rejet de perturbation. | 41 |
| Figure I.1 : Schéma minimale de principe de distillation. | 42 |

Liste des tableaux

| | |
|--|----|
| Tableau II.1 : Tableau permettant de déterminer n et τ . | 18 |
| Tableau II.2 : L'influence de chaque action séparément. | 22 |
| Tableau III.1 : Les paramètres d'entrées. | 33 |
| Tableau IV.1 : Les coefficients choisis pour le régulateur de V | 38 |
| Tableau IV.2 : Les coefficients choisis pour le régulateur de R | 38 |

Notation et Abréviation

Notation

| | |
|---------------|--|
| F | : Taux d'alimentation [K mole/min]. |
| z_f | : La composition d'alimentation [fraction molaire]. |
| N | : Nombre de plateau total. |
| X_i, X_n | : Fraction molaire de i dans la phase liquide [fraction molaire]. |
| Y_i | : Fraction molaire de i dans la phase vapeur [fraction molaire]. |
| K_i | : Le coefficient de partage. |
| α_{ij} | : La volatilité relative du composant i par rapport au composant j . |
| V_N | : Le débit de la vapeur venant du plateau N [K mole/min]. |
| L_n | : Le débit du liquide venant du plateau N [K mole/min]. |
| D | : Le débit du distillat [K mole/min]. |
| B | : Le débit de résidu [K mole/min]. |
| R | : Le débit du liquide réintroduit dans la colonne [K mole/min]. |
| Y_D | : Fraction molaire de distillat [fraction molaire]. |
| X_B | : Fraction molaire de résidu [fraction molaire]. |
| X_n | : Le titre molaire du liquide provenant du plateau n . |
| DT | : Diamètre de la colonne [m]. |
| M_i | : Quantité molaire du liquide dans un plateau [K mole]. |
| hl | : Hauteur de niveau de liquide dans un plateau [m]. |

Abbréviation

P : Proportionnel.

I : Intégral.

D : Dérivé.

PI : Proportionnel Intégral.

PID : Proportionnel Intégral Dérivé.

Introduction générale

Le procédé de séparation des substances est très connu dans des plusieurs domaines, tel qu'en biologie, chimie, thermodynamique... il consiste d'une technique permettant de rendre un mélange de substances en deux ou plusieurs composants distincts.

Les mélanges à séparer peuvent être :

*Des mélanges hétérogènes :

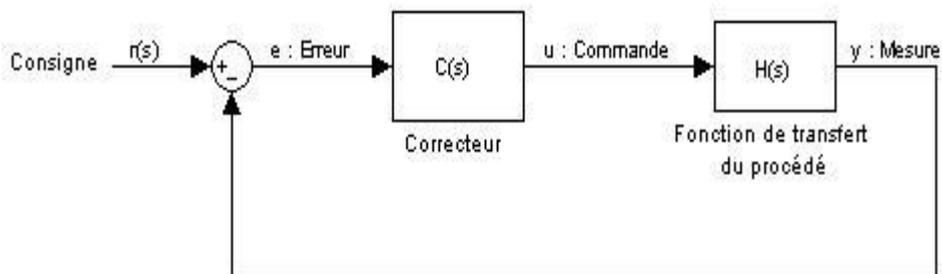
- solide - solide : tri à la main, tri à la pince, tri magnétique, flottation, flottaison ;
- solide - liquide : décantation, filtration, tamisage, centrifugation, évaporation, distillation ;
- liquides non miscibles : décantation, flottation ;

*Des mélanges homogènes : distillation, cristallisation.

Le principe d'un procédé de séparation est d'utiliser une différence de propriétés entre le composé d'intérêt et le reste du mélange. Plus la différence de propriété sera grande, plus la séparation sera aisée. Ainsi, le choix du procédé de séparation commence par une bonne connaissance de la composition du mélange et des propriétés des différents composants.

La régulation automatique est l'ensemble des techniques qui permettent de contrôler une grandeur physique (ex. : concentration, température, vitesse, pression, débit ...), sans intervention humaine, pour la maintenir à une valeur donnée, appelée consigne.

Il s'agit d'un système dont l'objet principal est d'atteindre le plus rapidement possible sa valeur de consigne et de la maintenir, quelles que soient les perturbations externes.



Notre objectif consiste à maintenir la fraction molaire (concentration) de méthanol égale ou supérieure à 99%, et cela même en présence de perturbations.

Il y a plusieurs synthèses de correction (régulateur P, I, D, PI, PID, contrôleurs flous, réseaux neurones, mode glissant), on va s'occuper de PID

Ce mémoire est organisé comme suit :

Dans le premier chapitre, on va introduire des généralités sur la distillation et les colonnes de distillation (son comportement, son objectif et ses utilisations...).

Le deuxième chapitre consiste à présenter les boucles de régulations en général et la méthode de commande qu'on propose pour contrôler la colonne avec les régulateurs PID.

Dans le troisième chapitre on va modéliser la colonne de distillation binaire continue ainsi que la simulation de sa dynamique.

Dans le dernier chapitre on va appliquer les régulateurs PID sur le procédé et on discutera les résultats obtenus.

A la fin on récapitulera tout le travail en une conclusion générale.

Introduction

Pour séparer des mélanges homogènes la technique la plus utilisée est la distillation.

Dans ce chapitre on va présenter le processus de distillation et notre outil qui est la colonne de distillation.

I.1 Distillation

La distillation est un procédé de séparation de mélange de substances liquides dont les températures d'ébullition sont différentes. Elle permet de séparer les constituants d'un mélange homogène [WIK17].

I.1.1 Principe

Le principe de la distillation est basé sur la différence de volatilité des constituants du mélange à purifier. Le liquide à distiller est ramené à l'ébullition. Les vapeurs sont ensuite condensées à l'aide d'un réfrigérant et forment le distillat. Celui-ci est alors récupéré dans un récepteur.

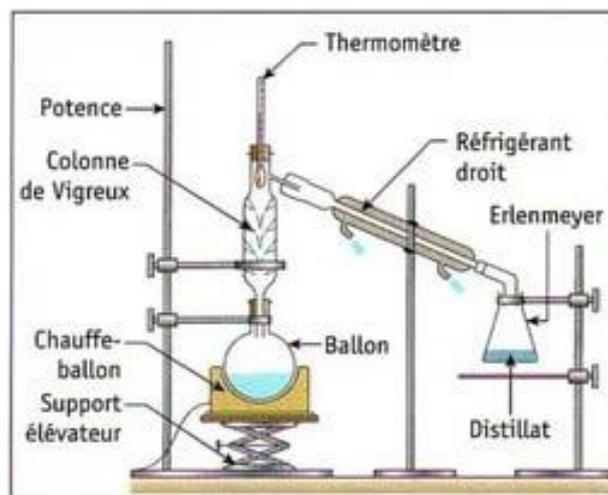


Figure I.1 : Schéma minimale de principe de distillation

I.1.2 Types de distillation

- **Distillation simple** : c'est le cas lorsqu'un seul constituant est volatil à la température d'ébullition
- **Distillation fractionnée** : elle permet de séparer les constituants volatils d'un mélange dont les points d'ébullition sont proches. La séparation s'effectue en plusieurs étapes d'où son nom de « fractionnée ».
- **Distillation sous pression réduite** : lorsque l'un composé à une température d'ébullition élevée, il est courant de procéder à une distillation sous pression réduite. L'abaissement de la pression, va diminuer la température d'ébullition et rendre celle – ci plus facile à réaliser. [WJP98]

I.1.3 Domaines d'utilisations

Il y a plusieurs domaines qu'on utilise la distillation très souvent. On cite, entre autres :

- **Pétrochimie** : elle est très connue dans le raffinage de pétrole comme il est montré dans cette figure

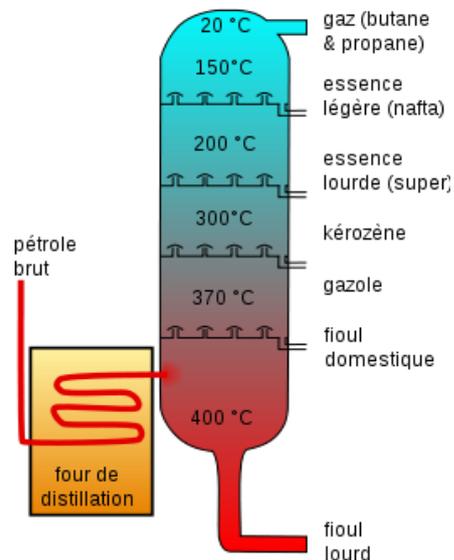


Figure I.2 : la distillation dans le raffinage de pétrole

- **Pharmacologie** : Là, elle est utilisée surtout dans l'extraction des produits actifs de nature (des huiles de traitement, de l'alcool...).
- **Cosmétique** : comme des parfumes, des huiles essentielles...

I.2 Colonne de distillation

Une colonne est une unité de séparation physico-chimique utilisée en sciences de l'ingénieur, en chimie et en biologie. Il s'agit, en général, d'un tube au sein duquel des échanges de matière (à la base de la séparation) et d'énergie (chaleur) s'effectuent entre une phase liquide descendante et une phase gazeuse montante.

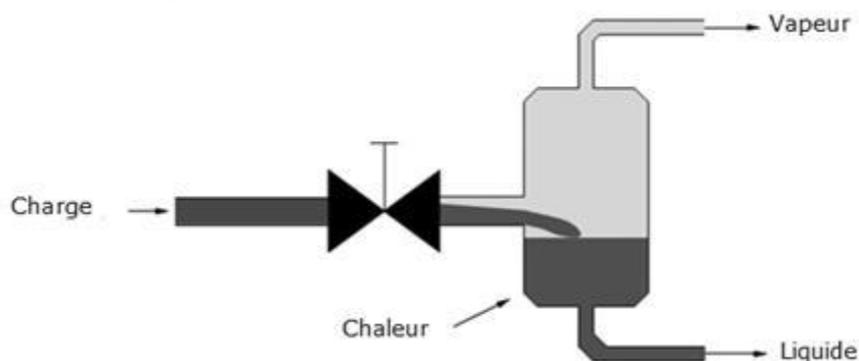


Figure I.3 : Schéma minimale d'une colonne

I.2.1 Composition de la colonne de distillation

La colonne est divisée en trois zones (figure I.4) :

- **Zone d'alimentation** : c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- **Zone de rectification** : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- **Zone d'épuisement** : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

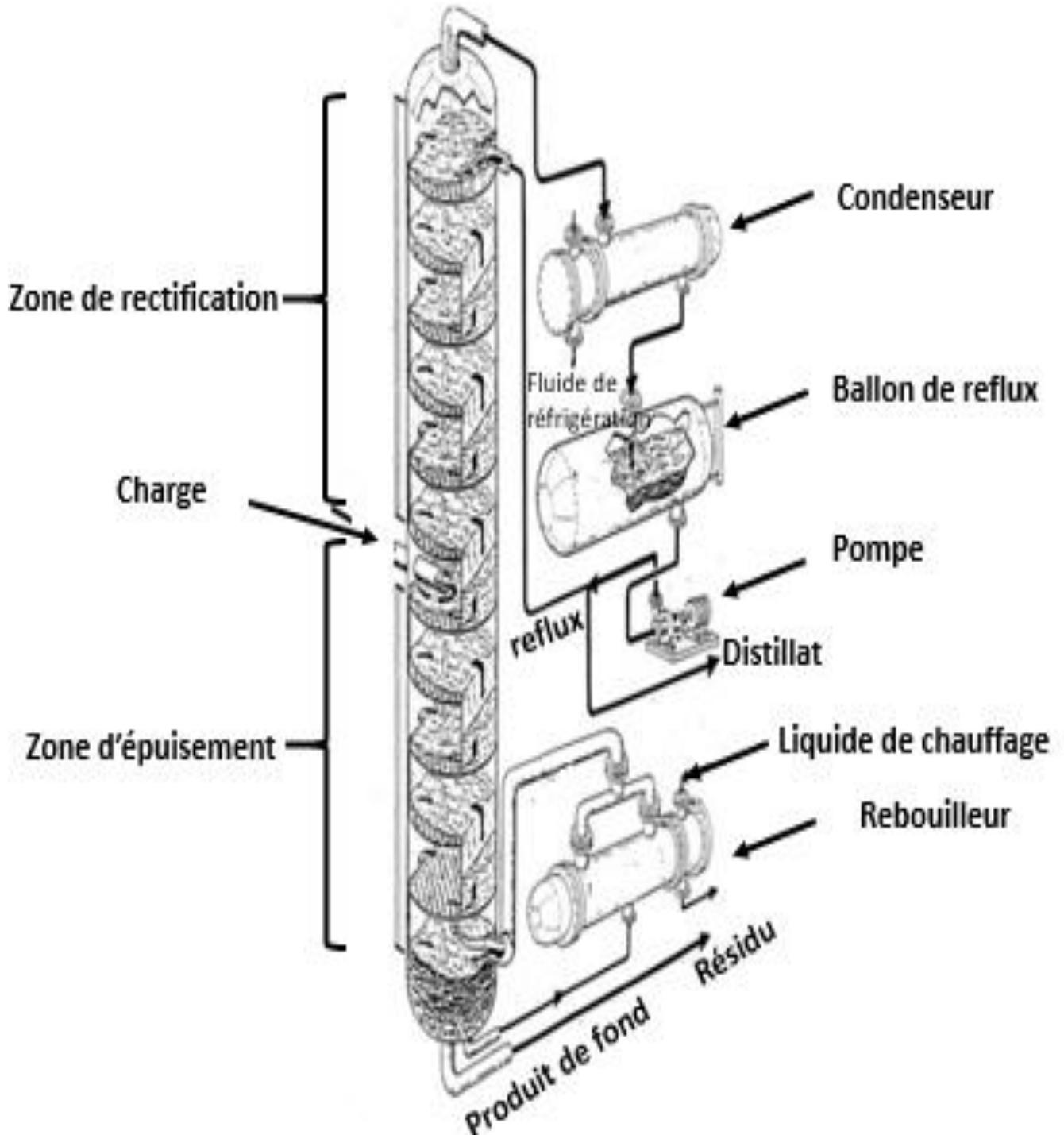


Figure I.4 : vue 3D d'une colonne de distillation

Elle est constituée principalement de :

- le condenseur,
- la colonne,
- le rebouilleur.

I.2.1.1 Le condenseur

C'est l'élément qui assure le refroidissement du vapeur distillat. Il est construit selon les mêmes plans que les échangeurs, de sorte que toutes les caractéristiques géométriques de ces derniers sont valables.

Généralement, le condenseur est disposé horizontalement ; dans ce cas, les segments libres des chicanes sont disposés verticalement pour permettre l'évacuation du condensât.

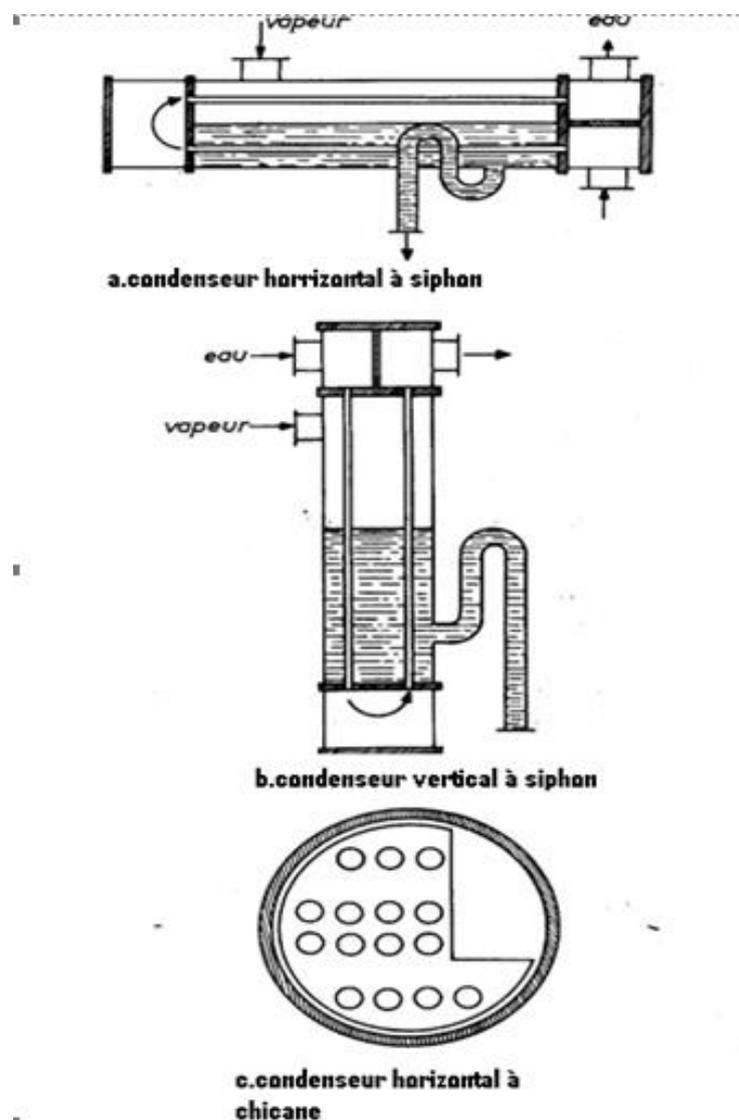


Figure I.5 : condenseur à chicanes ou à Siphon pour assurer le refroidissement du condensat

I.2.1.2 Le rebouilleur

Les rebouilleurs sont des appareils tubulaires dont le rôle est d'effectuer une vaporisation partielle des fonds de colonne de distillation afin d'engendrer la phase vapeur qui assurera le fractionnement dans la section d'épuisement.

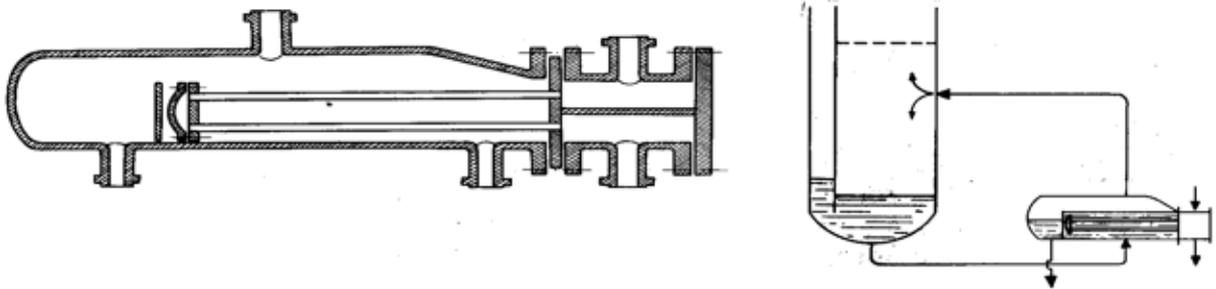


Figure I.6 : Rebouilleur à niveau liquide

I.2.1.3 La colonne

Les phases vapeurs et liquides circulant à contre-courant dans des zones de transfert de matière de la colonne. Des plateaux ou des garnissages sont utilisés pour le contact entre les phases.

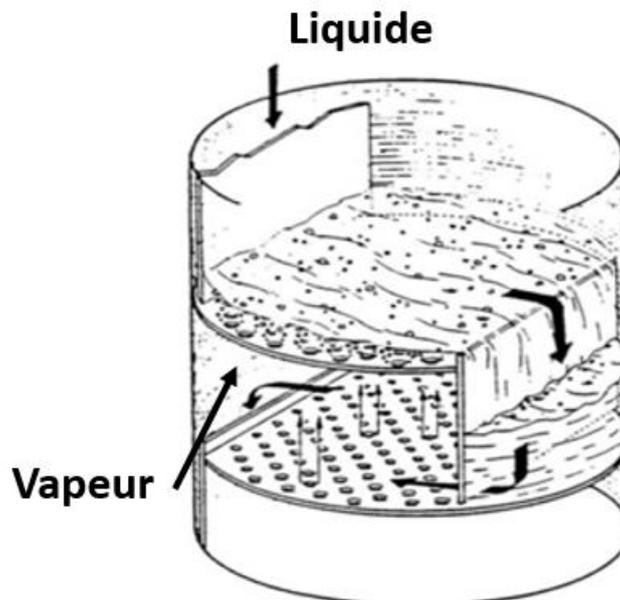


Figure I.7 : vue 3D de l'écoulement dans une colonne

I.2.3 Principe de fonctionnement

La colonne de distillation est représentée sur la figure I-8 ; Celle-ci est alimentée par une charge F au niveau du plateau d'alimentation N_f avec les données suivantes :

F : débit molaire de la colonne (K mole/min)

Z_f : composition molaire de la charge.

La colonne est constituée de N plateaux avec des composés liquides et vapeurs de concentration X_n et Y_n . La vapeur sortante du haut de la colonne est entièrement condensée dans un condenseur total. Le condensat s'accumulera dans un ballon séparateur de volume de rétention (hold-up) M_D et de composition X_D . Le liquide sortant du ballon séparateur est à son point d'ébullition. Le distillat produit est récupéré à un débit D (Kmole/min). En bas de la colonne, le résidu produit est recueilli à un débit B et de composition X_B . Une partie du liquide résidu est réchauffée dans un rebouilleur transformé en vapeur, et injectée au niveau du dernier plateau à un débit V de composition Y_B .

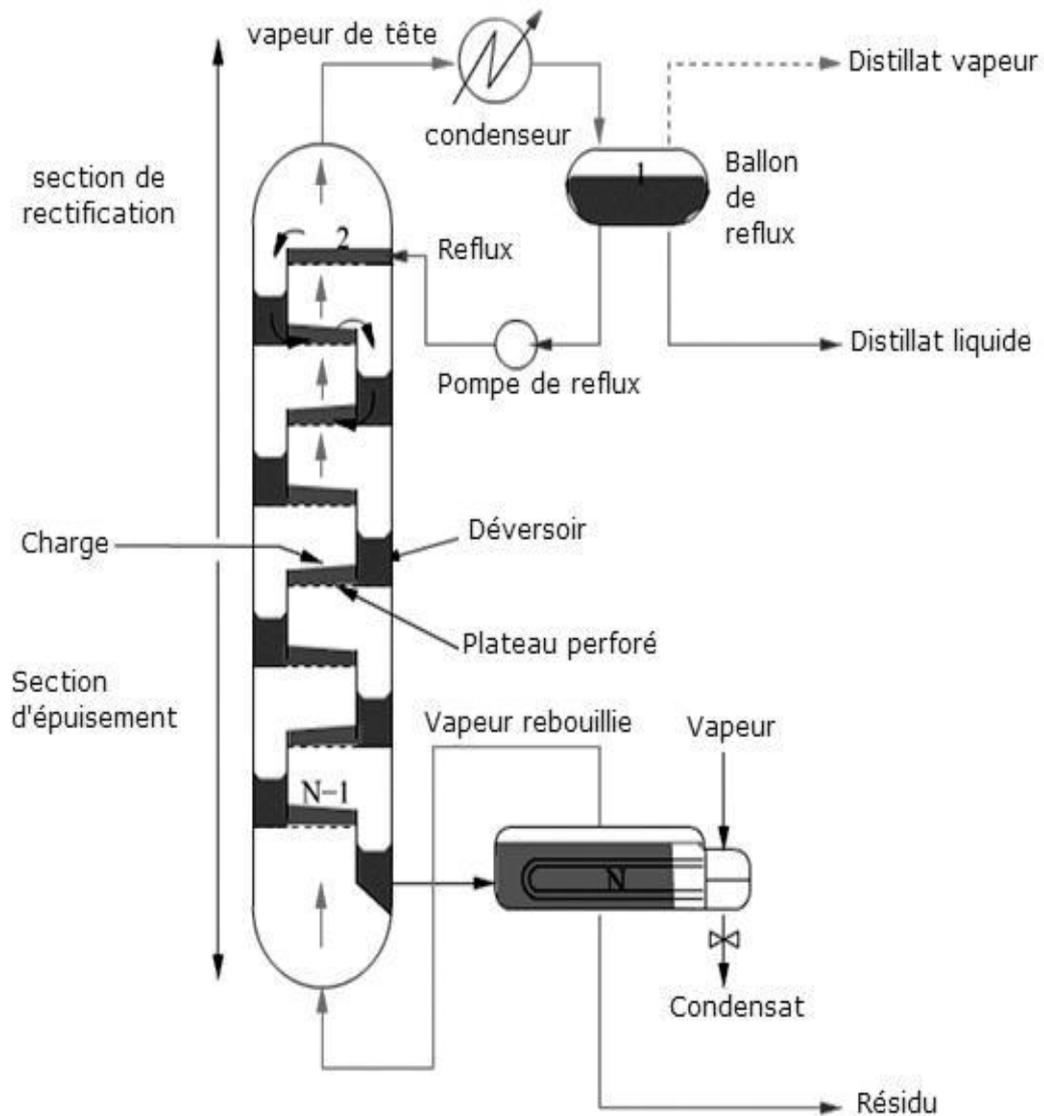


Figure I.8 : schéma de principe d'écoulement dans une colonne

I.2.4 Types de colonnes de distillation

On peut les diviser en deux types distincts :

- Les colonnes à éléments séparés (plateaux, grilles, cascade),
- Les colonnes à garnissage.

I.2.4.1 Colonnes à plateaux

Le transfert de matière entre les phases vapeurs et liquides résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue de manière discontinue.

Les paramètres opératoires (T, P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre sont en fonction des bilans massiques (matière) et thermiques et des équations d'équilibres. [GDW13]

On peut distinguer les plateaux en :

- **A. Plateaux perforés à déversoirs** (fig.I-9) : Ce type de plateaux est moins coûteux que les autres technologies. Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs. Par contre, le passage de la vapeur est assuré de simples perforations dans les plaques formant l'aire active.

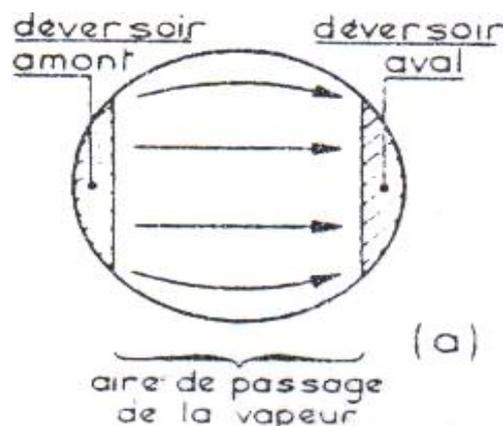


Figure I.9 : Schéma simplifié d'un plateau perforé

- **Avantage :**
 - Coût simple.
 - faible perte de charge.
 - **Inconvénient :**
 - des résultats moins rapides.
 - faible plage de fonctionnement.
- **B. Plateaux sans déversoirs** (fig.I-10) : Ces plateaux ne sont constitués que de simple plaques perforées donc une construction peu onéreuse. Le liquide et la vapeur s'écoulent à contre-courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes. Ces plateaux ont une efficacité acceptable, mais néanmoins faible car le temps de contact gaz-liquide est limité. Ils sont réservés aux systèmes pouvant donner lieu à des encrassements ou des dépôts solides.



Figure I.10 : compositeur d'un plateau sans déversoir

- **Avantage :**
 - construction peu coûteuse.
 - **Inconvénient :**
 - efficacité faible.
- **C. Plateaux à calottes** (fig.I-11) : C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui. Il se rencontre encore dans les industries pétrolières ou chimiques. Construit en fonte moulée, il est constitué d'une plaque perforée. Chaque trou étant muni d'une cheminée. Celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre-écrou.

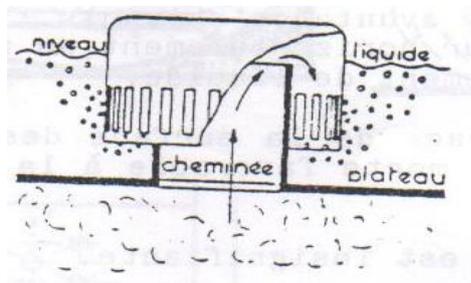


Figure I.11 : Schéma de calotte

- **Avantage :**
 - efficacité élevé.
 - **Inconvénients :**
 - coût élevé,
 - fortes pertes de charge.
- **D. Plateaux à clapets** (fig.I-12) : C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets, Ils sont progressivement substitués aux plateaux à calotte, Ils existent des clapets ronds, triangulaires ou allongés.



Figure I.12 : un clapet

- **Avantages :**
 - efficacité élevé.
 - pertes de charge réduites.
- **Inconvénient :**
 - coût élevé.

- **E. Plateaux à jet dimensionnel** (fig.I-13) : C'est un plateau dont la construction est simple et à faible prix de revient que les plateaux perforés et de réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets.



Figure I.13 : Languette d'orientation

- **Avantages :**
 - prix faible.
 - construction simple.
- **Inconvénient :**
 - pertes de charge élevées.

I.2.4.2 Colonnes à garnissage (fig.I-14)

Dans ces colonnes garnies, le transfert s'effectue à la surface du liquide sans bouchage remarquable de bulles gazeuses. L'efficacité d'un tel dispositif est donc directement liée à la surface offerte par le liquide écoulé.

A l'aide de garnissages, le contact entre les phases couvre tout le long de la colonne. Les performances de cette technique dépendent de sa capacité à diffuser les flux liquide et vapeur afin de maximiser la surface de contact et à éviter la formation de court-circuit insupportable.

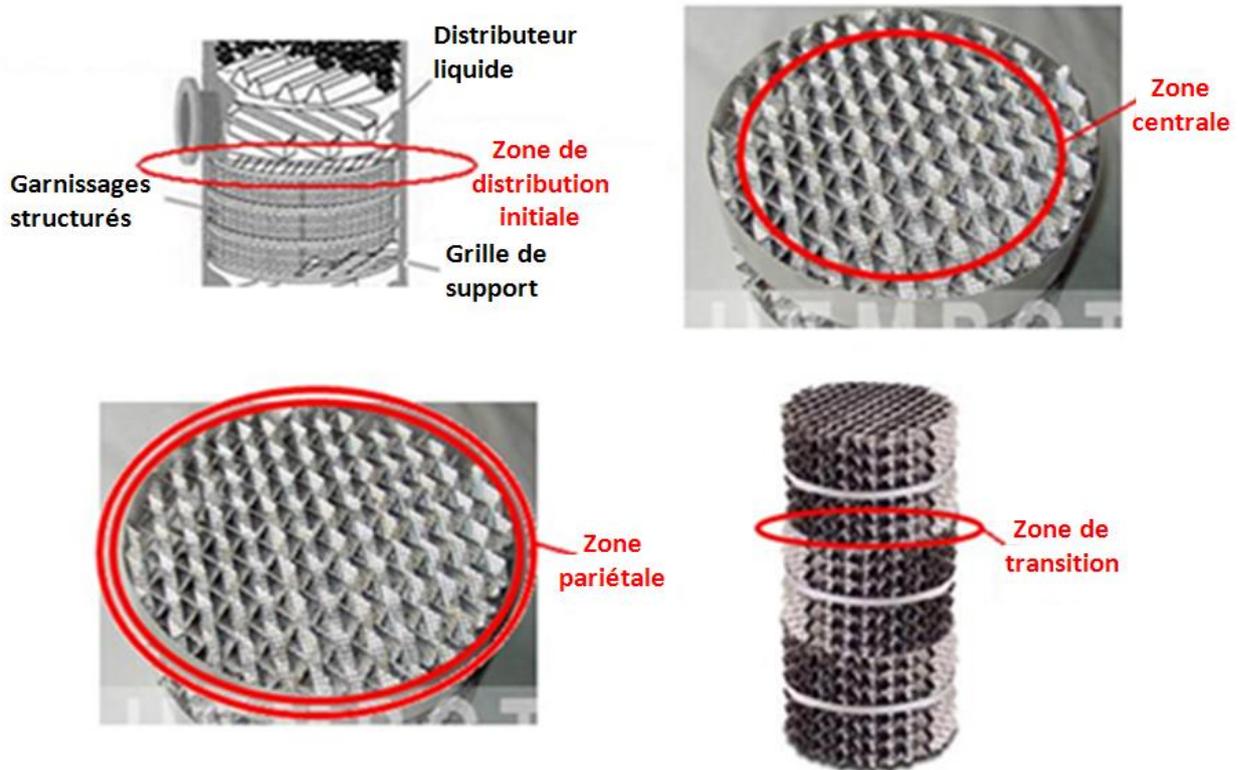


Figure I.14 : Colonne à garnissages

- **Avantages :**
 - Prix moins élevé,
 - Faibles pertes de charge,
 - Rétention peu importante.
- **Inconvénient :**
 - Faibles flexibilités des colonnes à grand diamètre.

Conclusion

On a donné une description détaillée de la distillation et les colonnes de distillation pour bien comprendre ce procédé.

Dans le chapitre suivant on va s'intéresser des boucles de régulations et le régulateur PID.

Introduction

L'asservissement consiste principalement à assurer une réponse rapide à une valeur appelée la consigne et la maintenir constante même en présence de perturbations.

Dans ce chapitre on va détailler les boucles de régulations et le régulateur PID.

II.1 Boucles de régulations

C'est un dispositif comprenant un ou plusieurs capteurs servant à mesurer une grandeur physique, utilisée pour obtenir les données nécessaires au système de commande d'un appareil dont le fonctionnement peut entraîner une modification de cette grandeur physique. [LIN17]

Il s'agit de divers blocs du schéma réalisant un modèle mathématique qui signifie un fonctionnement d'un système suivant ses entrées et sorties. Cette phase est très importante car la performance globale du régulateur dépendra d'elle pour atteindre des consignes définies.

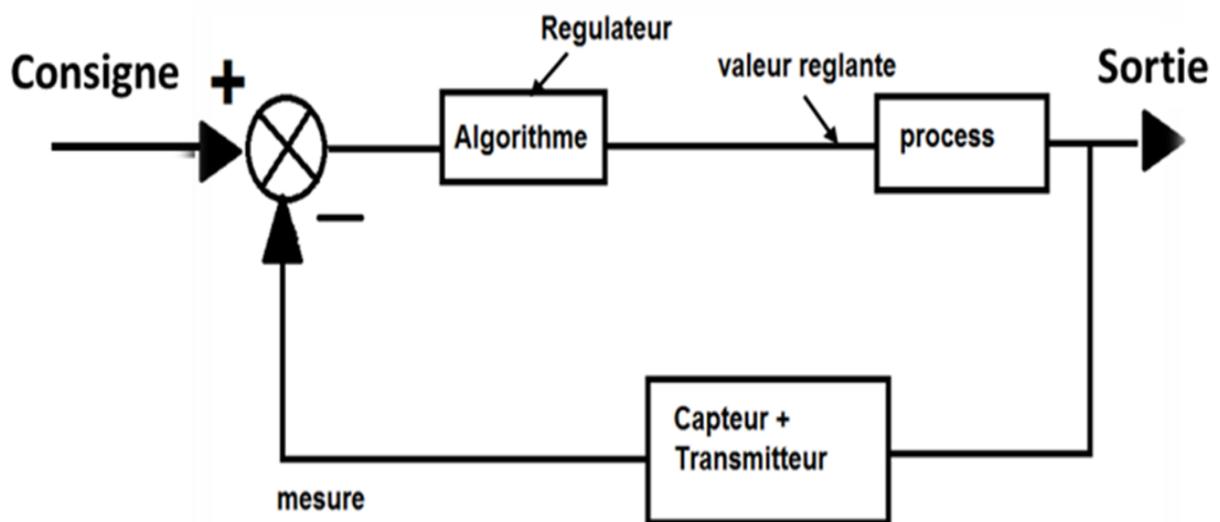


Figure II.1 : Schéma d'une boucle de régulation.

Comme il est montré sur la figure II.1, les composants principaux d'une boucle de régulation sont :

- La consigne.
- Le capteur.
- Le transmetteur.
- Le processus.
- L'algorithme (correcteur).

II.1.1 la consigne

Il s'agit de la valeur de sortie S qu'on veut obtenir et maintenir à la fin de processus.

Par exemple si on veut que la température dans une salle soit 18 degré C°, on définit, alors, une consigne égale à 18 C°.

II.1.2 le capteur

Un capteur est un dispositif transformant l'état d'une grandeur physique observée en une grandeur utilisable, telle qu'une tension électrique, une hauteur de mercure, une intensité ou la déviation d'une aiguille. [GMS15]

On peut dire qu'il s'agit d'un convertisseur d'énergie d'un phénomène observé non développable à une autre utilisable très souvent une tension ou courant électrique.



Figure II.2 : Schéma de principe de rôle de capteur.

II.1.2.2 Types des capteurs

On peut répartir les capteurs en quatre familles principales :

- Actifs,
- Passifs,
- Composites,
- Intégrés.

II.1.2.2.1 les capteurs actifs

Il joue le rôle d'un générateur, i.e. Il génère un signal directement exploitable.

À titre d'exemple, les capteurs piézoélectriques quand ils sont soumis à une énergie mécanique ils génèrent une tension proportionnelle à cette énergie ce qui nous permet de connaître la valeur de la force, la pression ou bien l'accélération.

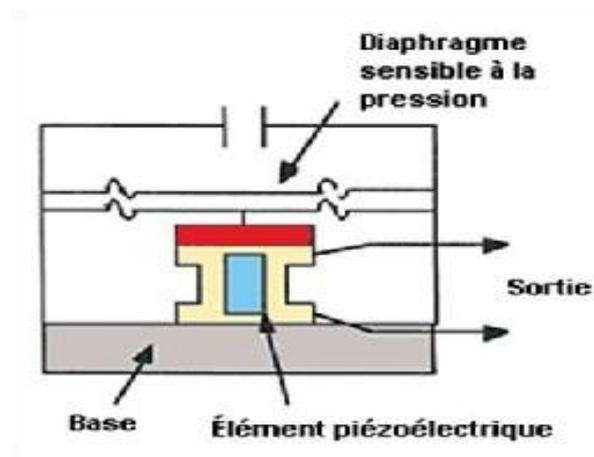


Figure II.3 : Capteur de pression a effet piézoélectrique.

II.1.2.2.2 Les capteurs passifs

Ce sont des capteurs qui nécessitent de l'énergie pour assurer leur rôle. Ils sont considérés comme des impédances.

Par exemple, pour mesurer la température, on utilise une résistance fabriquée de platine, nickel ou de cuivre, la valeur de cette résistance varie à des températures différentes, et pour obtenir une valeur proportionnelle on l'introduit dans un conditionneur comme le montage de pont de Wheatstone, les circuits oscillants ou les amplificateurs opérationnels.

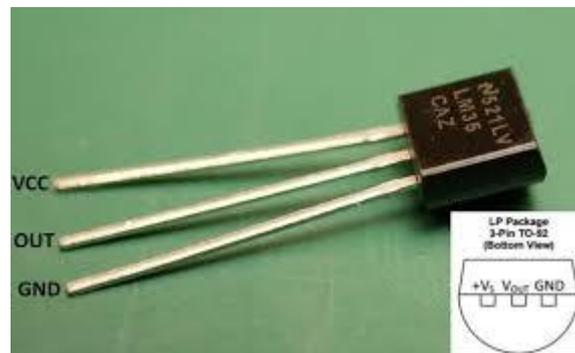


Figure II.4 : capteur passif de température.

II.1.2.2.3 Les capteurs composites

Lorsqu'on ne peut pas mesurer directement un certain phénomène, on divise la mesure en deux étapes : on introduit un corps d'épreuve qui va nous fournir une mesurande secondaire correspondant à la mesurande primaire qu'on désire.

Par exemple, on peut mesurer la force à partir d'un capteur de déplacement. Dans ce cas le corps d'épreuve est un ressort qui traduit la force (mesurande primaire) en déplacement (mesurande secondaire) ensuite un capteur de déplacement traduira ce déplacement en un signal électrique.

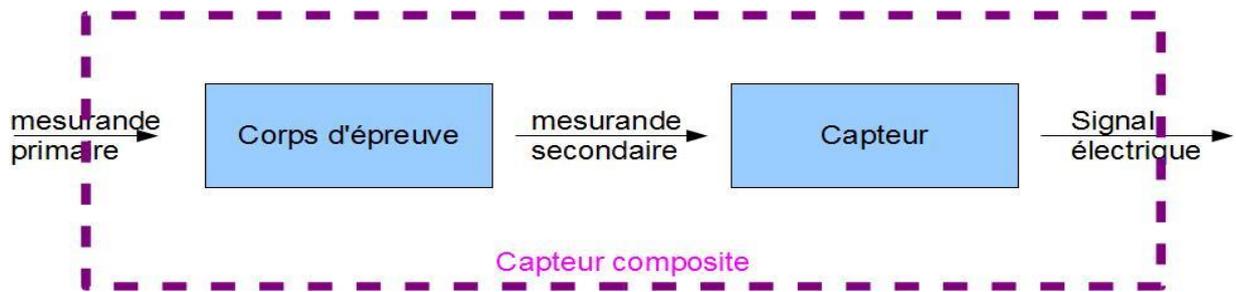


Figure II.5 : Schéma d'un capteur composite.

II.1.2.2.4 Les capteurs intégrés

Ces capteurs sont intégrés dans des plaques de silicium. Ils sont utiles car ils sont très sensibles et pas très coûteux.

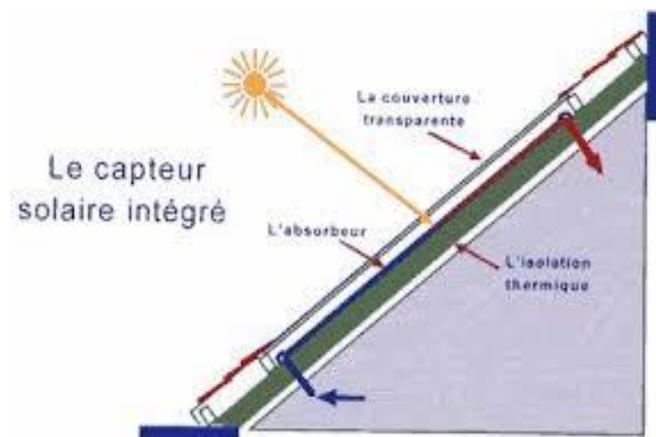


Figure II.6 : Un capteur solaire intégré.

II.1.3 Le transmetteur

C'est un élément qui sert à calibrer et transmettre le signal fourni par le capteur suivant des normes internationale ($4 \text{ --- } 20 \text{ mA}$, $0.2 \text{ --- } 1 \text{ bar} \dots$) afin d'être exploité et régulé.



Figure II.7 : Calibreur de signaux de processus.

II.1.4 Le processus

La fonction de transfert est une représentation mathématique d'un système. C'est une relation entre les entrées et les sorties qui décrit le fonctionnement d'un processus généralement en forme d'équations différentielles à coefficients constants. Pour simplifier ces équations on les transforme à l'aide de la transformée de Laplace :

$$a_n \frac{d^n s(t)}{dt^n} + \dots + a_1 \frac{ds(t)}{dt} + a_0 = \frac{d^m e(t)}{dt^m} + \dots + \frac{de(t)}{dt} + b_0 e(t) \quad (\text{II.1})$$

Avec $n > m$, n est appelé ordre du système. On a, également :

$$a_i \in \mathbb{R}, i \in \mathbb{N} \times [0; n] \text{ et } b_i \in \mathbb{R}, i \in \mathbb{N} \times [0; m].$$

On appelle l'opération qui transforme un système en fonction de transfert modélisation.

II.1.4.2 identification de système

L'identification consiste à exciter l'entrée d'un système et analyser la sortie afin d'obtenir un modèle mathématique. On l'utilise pour éviter la modélisation théorique à partir des relations physiques (en général des équations différentielles), qui ne sont pas simples à résoudre et prennent beaucoup de temps.

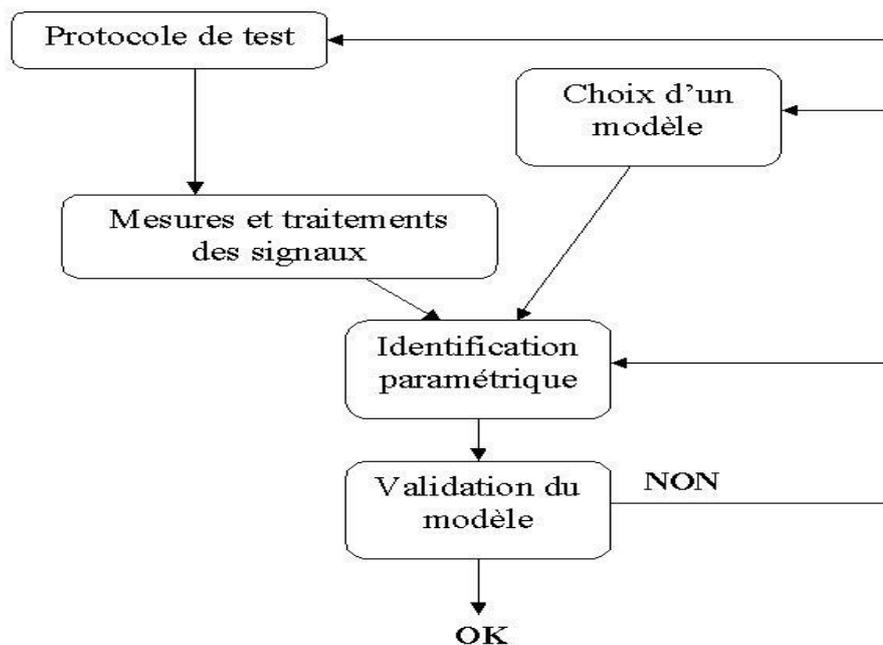


Figure II. 8 : Procédure d'identification.

La méthode la plus utilisée par les ingénieurs est l'identification par le modèle de Broida, Strejc.

II.1.4.2.1 Modèle de Strejc

Suivant la réponse à un échelon, Le modèle de Strejc est obtenu graphiquement et donné par la relation :

$$H(s) = \frac{K}{(1+\tau s)^n} \tag{II.2}$$

Où τ est le constant de temps et n l'ordre de fonction ;

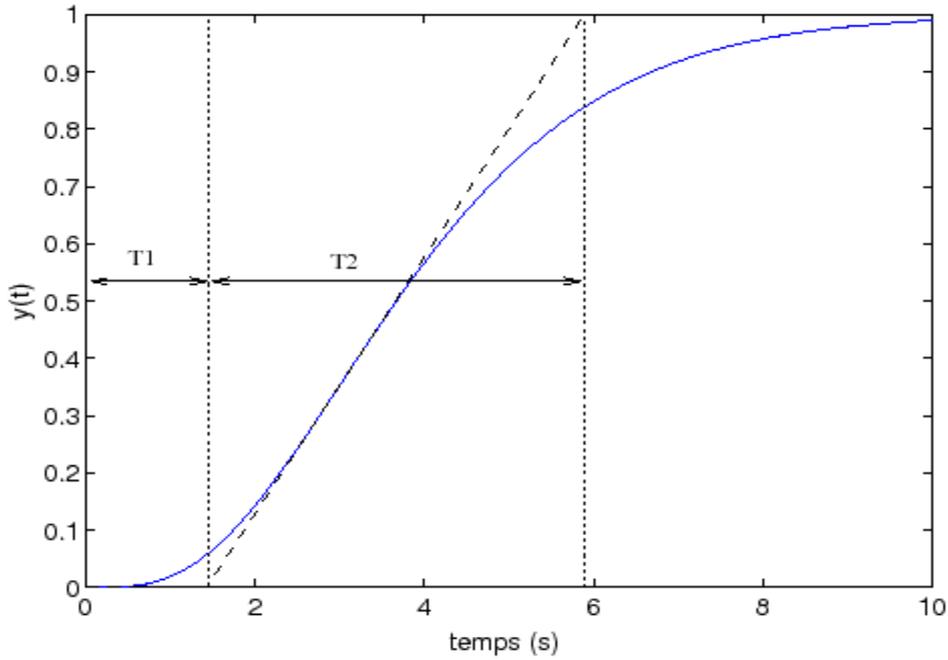


Figure II. 9 : Réponses d'un système à un échelon unitaire.

Après le traçage de la droite au point d'inflexion et la détermination de $T1$ et $T2$, on peut déterminer τ et n à l'aide de ce tableau :

Tableau II.1 : Tableau permettant de déterminer n et τ .

| <u>n</u> | T_1/τ | T_2/τ | T_1/T_2 |
|-----------------------|------------|------------|-----------|
| 2 | 0,2817 | 2,718 | 0,1036 |
| 3 | 0,8055 | 3,695 | 0,2180 |
| s4 | 1,425 | 4,464 | 0,3194 |

II.1.4.2.2 modèle de Broïda

Comme pour le modèle de Strejc, la relation obtenue graphiquement par le modèle de Broïda est :

$$H(s) = \frac{ke^{-\tau s}}{1+\theta s} \quad (\text{II.3})$$

Où K : le gain statique. τ : le retard θ : le constant de temps

(Mais elle a son propre tableau pour la détermination K, τ et θ .)

III.1.4 Le correcteur

Il est l'élément principal qui assure une réponse rapide à une valeur de consigne et la maintenir même en présence de perturbations. C'est à dire éliminer rapidement l'erreur entre la mesure et la consigne.

Dans le présent travail, le régulateur utilisé est le régulateur PID.

II.1.4.1 Le correcteur PID

Appelé aussi le régulateur PID (proportionnel, intégral, dérivé). C'est le régulateur le plus utilisé dans l'industrie, et il permet de réguler un grand nombre de grandeurs physiques.

- Action proportionnelle : l'erreur est multipliée par un gain G .
- Action intégrale : l'erreur est intégrée et divisée par un gain T_i .
- Action dérivée : l'erreur est dérivée et multipliée par un gain T_d .

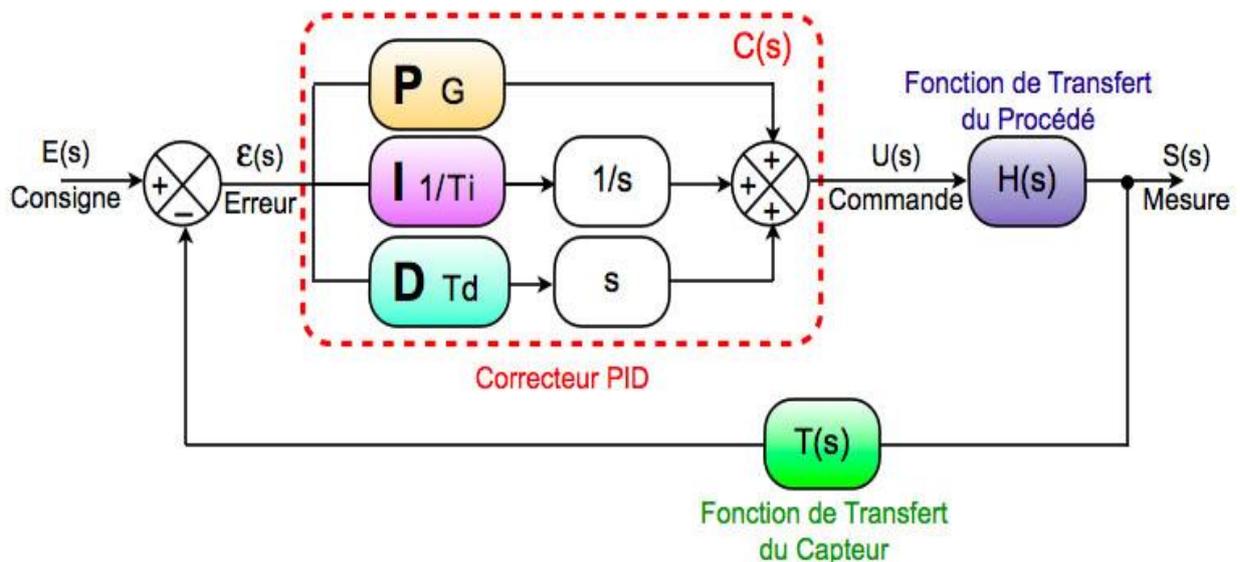


Figure II.10 : architecture d'un régulateur PID parallèle.

➤ **Fonction de transfert du correcteur PID**

Le régulateur PID parallèle est la somme des trois actions :

$$C(p) = G + \frac{1}{T_i} \cdot \frac{1}{p} + T_d \cdot p \quad (\text{II.4})$$

Mais il est préférable d'utiliser la forme mixte suivante :

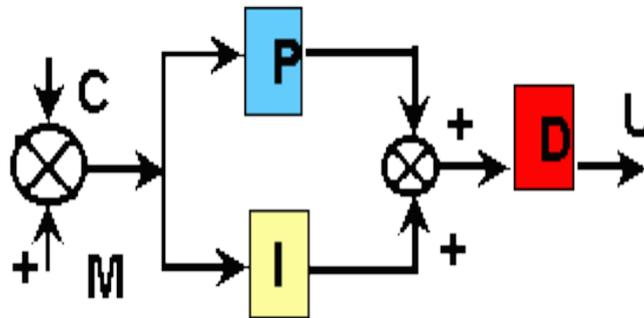


Figure II.11 : architecture d'un régulateur PID mixte.

$$C(p) = G \left(1 + \frac{1}{\tau_i \cdot p} + \tau_d \cdot p \right) \quad (\text{II.5})$$

Où τ_i et τ_d sont des constantes de temps (différentes de dans la formulation précédente) ; G est le gain de la partie proportionnelle

II.1.4.1.1 Action proportionnelle

L'action proportionnelle corrige de manière instantanée, donc rapide, tout écart de la grandeur à réguler, elle permet de vaincre les grandes inerties du système. Afin de diminuer l'écart de réglage et rendre le système plus rapide, on augmente le gain (on diminue la bande proportionnelle) mais, on est limité par la stabilité du système. Le régulateur P est utilisé lorsqu'on désire réguler un paramètre dont la précision n'est pas importante, exemple : réguler le niveau dans un bac de stockage [POL17].

En présence d'un régulateur proportionnel $G_c(s) = K_c$, la fonction de transfert de la boucle fermée est :

$$H(s) = \frac{K_c G(s)}{1 + K_c G(s)} \quad (\text{II.6})$$

II.1.4.1.2 Action intégrale

L'action intégrale complète l'action proportionnelle. Elle permet d'éliminer l'erreur résiduelle en régime permanent. Afin de rendre le système plus dynamique (diminuer le temps de réponse), on diminue l'action intégrale mais, ceci provoque l'augmentation du déphasage ce qui provoque l'instabilité en état fermé.

L'action intégrale est utilisée lorsqu'on désire avoir en régime permanent, une précision parfaite, en outre, elle permet de filtrer la variable à réguler d'où l'utilité pour le réglage des variables bruitées telles que la pression. [POL17]

L'idée de base de cette méthode est de sélectionner $G_c(s)$ de façon à ce que :

$$G(s) = G_c(s) \cdot G_p(s) = \frac{1}{T_H s} \quad (\text{II.7})$$

Cette relation conduit à :

$$G(s) = \frac{1}{T_H s} = \frac{1}{G_p(s)} \quad (\text{II.8})$$

La constante de temps désirée de la boucle fermée est T_H .

II.1.4.1.3 Action dérivée

L'action dérivée, en compensant les inerties dues au temps mort, accélère la réponse du système et améliore la stabilité de la boucle, en permettant notamment un amortissement rapide des oscillations dues à l'apparition d'une perturbation ou à une variation subite de la consigne.

Dans la pratique, l'action dérivée est appliquée aux variations de la grandeur à réguler seule et non de l'écart mesure-consigne afin d'éviter les à-coups dus à une variation subite de la consigne.

L'action D est utilisée dans l'industrie pour le réglage des variables lentes telles que la température, elle n'est pas recommandée pour le réglage d'une variable bruitée ou trop dynamique (la pression). En dérivant un bruit, son amplitude risque de devenir plus importante que celle du signal utile. [POL17]

$$G_c(p) = \frac{\tau_d P}{1 + \tau_d P} \quad (\text{II.9})$$

La constante de temps désirée de la boucle fermée est τ_d .

En pratique un correcteur à action dérivée n'est pas réalisable.

II.1.4.2 Critères de correction

Les objectifs de la régulation consistent assurer une fonction robuste, rapide et précise.

- **La robustesse** : un système est robuste si sa régulation est assurée même en présence de perturbations qui affectent la fonction de transfert.
- **la rapidité** : elle correspond au temps de montée et du temps d'établissement du régime stationnaire.
- **la précision** : elle est basée sur l'erreur statique qu'on souhaite éliminer.

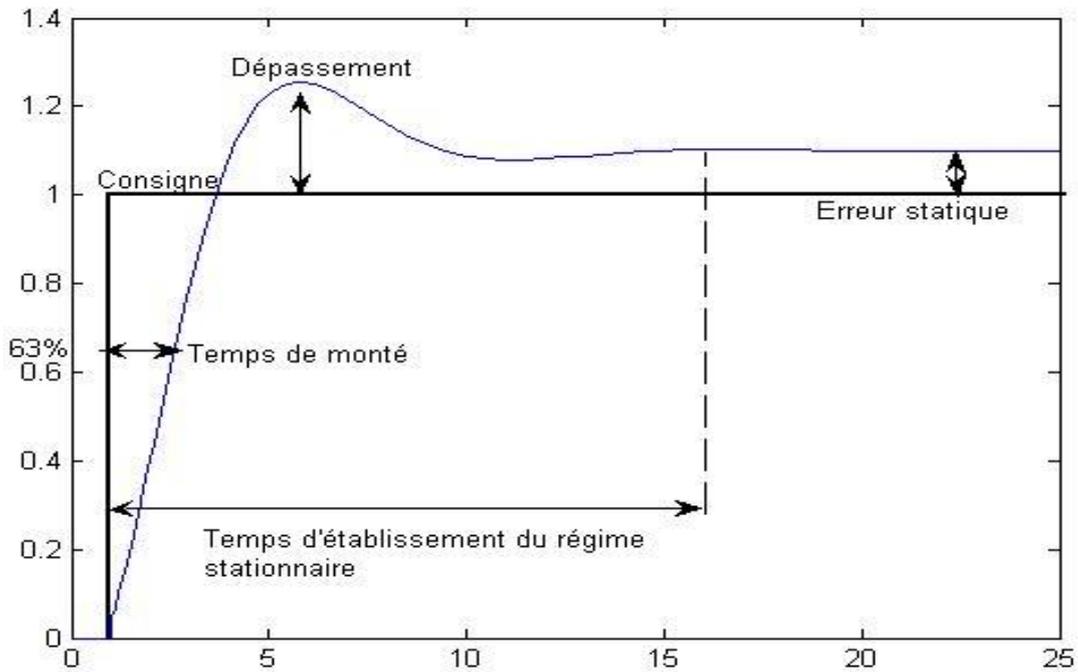


Figure II.12 : réponse d'un système consigne d'échelon unitaire.

Pour un régulateur PID, si on introduit séparément l'action proportionnelle (P), intégrale (I) ou dérivée (D) dans une boucle de régulation on aura :

Tableau II.2 : L'influence de chaque action séparément.

| | Précision | Stabilité | Rapidité |
|---|-----------|-----------|----------|
| P | ↗ | ↘ | ↗ |
| I | ↗ | ↘ | ↘ |
| D | ↘ | ↗ | ↗ |

- **Remarque** : Théoriquement, la fonction de transfert du contrôleur PID est idéale. Mais en réalité, elle est irréalisable, car le degré du numérateur est supérieur au degré du dénominateur. Donc on ajoute toujours un filtre, N, pour l'action dérivée comme suit :

$$D = \frac{\tau dP}{1 + \frac{\tau d}{N}P} \quad (II.10)$$

Avec $N > 1$. On obtient alors une nouvelle fonction de transfert réalisable pour notre régulateur. Toutefois, pour ne pas éliminer totalement l'action dérivée on choisit N entre 3 et 10.

Conclusion

Dans ce chapitre on a vu les composants de boucles de régulations, et on s'est intéressé, principalement, au correcteur PID.

Dans le prochain chapitre on va modéliser la colonne de distillation afin d'utiliser ce correcteur PID pour la commander.

Introduction

Afin d'effectuer une simulation du système, on va le modéliser sur la base des relations chimiques et physiques.

Tout d'abord, il est nécessaire de connaître les relations entre les paramètres (grandeurs) d'entrées et de sorties du système. L'ensemble de ces relations constitue le modèle mathématique du système.

Dans ce chapitre on s'intéressera de la modélisation et de la simulation.

III.1 Équilibre liquide-vapeur

Dans des conditions données de pression et de température, toute substance (liquide, solide, pur ou non) peut être vaporisée théoriquement.

Dans le cas d'un liquide on distingue deux cas généraux :

- Ébullition : sous une température et pression constante la vaporisation du liquide entraîne une formation de bulles,
- Évaporation : vaporisation sans formation de bulles, à des températures variables sous une pression constante.

L'équilibre liquide-vapeur est un état dans lequel on a un équilibre entre un liquide et sa vapeur. C'est à dire de la même quantité moléculaire le liquide se transforme en vapeur, la vapeur se transforme en liquide.

La pression du gaz en équilibre avec sa phase liquide est souvent appelée pression partielle, elle dépend fortement de la température

Si un mélange de vapeurs est en équilibre avec sa phase liquide, alors on peut déduire la composition du liquide par la composition des vapeurs et la température (l'inverse est aussi vrai).

Ces données de l'équilibre peuvent être déterminées expérimentalement, ou calculées approximativement grâce à des théories comme la loi de Raoult, la loi de Dalton et la loi de Henry.

III.1.2 Équilibre binaire

Le mélange étudié dans ce le présent travail est un mélange binaire de méthanol-eau. De ce fait, il est important d'étudier le diagramme d'équilibre binaire.

La courbe ci-dessous (fig. III-1) représente une courbe constituée par les courbes de rosée et de bulle pour un mélange binaire A + B.

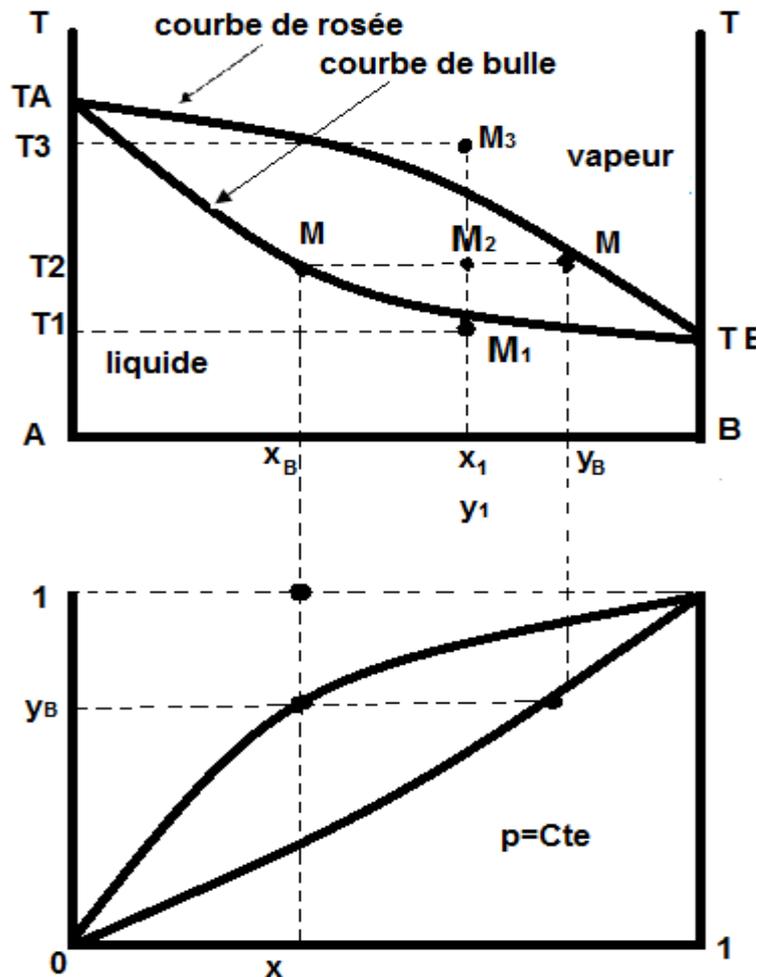


Figure III.1 : Diagramme d'équilibre liquide-vapeur pour un mélange binaire.

Dans cette figure :

- x_B représente la fraction molaire de B en phase liquide,
- y_B la fraction molaire de B en phase vapeur ;
- M_1 représente une phase liquide unique de composition x_1 ;
- T représente la température ;

Si l'on élève la température jusqu'à T_2 , le mélange M_2 se sépare en deux phases l'une liquide de composition x_B , l'autre vapeur de composition y_B ; si la température augmente encore à T_3 , on obtient une seule phase vapeur de composition $x_1 = y_1$.

Par simple projection verticale, la courbe d'équilibre $y_B = f(x_B)$, à pression fixée, est déduite du fuseau précédent. [UQA17]

III.1.3 Conditions de l'équilibre

Pour assurer l'équilibre, on doit faire une analyse sur un nombre de paramètres physiques tels que La température T, la pression P, la fraction molaire du premier constituant en phase liquide, x_B et la fraction molaire du même constituant en phase vapeur Y_B . [HEJ81]

$$f^l(T, P, x) = f^v(T, P, y)$$

$$f^v(T, P, x) = f^l(T, P, y)$$

III.1.4 Équation d'équilibre

$$y_i = \frac{\alpha_{ij} x_i}{1 + (\alpha_{ij} - 1)x_i} \quad (\text{III.1})$$

Avec :

- X_i : La composition liquide pour le $i^{\text{ème}}$ plateau.
- Y_i : La composition vapeur pour le $i^{\text{ème}}$ plateau.
- α_{ij} : Coefficient de volatilité relative.

III.1.5 Coefficient de volatilité relative

Dans la distillation, le paramètre clef de la séparation est la volatilité relative. Il a une relation proportionnelle avec la séparation ; Plus la volatilité relative augmente, plus la séparation facile. Elle est définie comme :

$$\alpha = \frac{km}{ke} \quad (\text{III.2})$$

Où :

- k_m : le coefficient d'équilibre de méthanol.
- k_e : le coefficient d'équilibre de l'eau. [POL17]

III.3 Modélisation de la colonne de distillation

Pour se rapprocher le plus possible du comportement réel du procédé, on doit établir les équations de system de manière détaillée en introduisant tous les paramètres d'influence.

À l'aide de modèles mathématiques simplifiés, on va construire ce modèle par un ensemble d'équations caractéristiques des différentes étapes de fonctionnement de la colonne :

- au niveau du condenseur,
- au niveau du rebouilleur,
- au niveau des plateaux.

III.3.1 Hypothèses de travail

Pour simplifier la modélisation on avancera les hypothèses suivantes :

- Mélange idéal et binaire.
- Plage de température d'ébullition réduite.
- Efficacité des plateaux de colonnes parfaite.
- Débit de vapeur dans chaque plateau est constant :

$$V = V_1 = V_2 = V_3 = \dots = V_N$$

- Alimentation (débit, température, pression) imposée.

III.3.2 Les variables utilisés

Les variables qui interviennent dans ces équations sont :

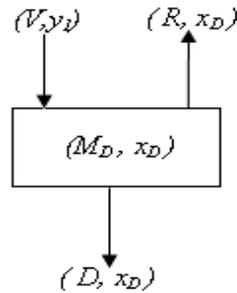
| | |
|--|--------|
| Composition de plateaux (X_n and Y_n) [mole fraction] | = $2N$ |
| Débit de liquide (L_n) [kmol/min] | = N |
| La quantité molaire de plateaux (M_n) [kmol] | = N |
| Composition distillat (X_D) [mole fraction] | = 1 |
| Débit de vapeur (R et D) [kmol/min] | = 2 |
| La quantité molaire du condenseur (M_D) [kmol] | = 1 |
| Composition de dernier plateau (X_B and Y_B) [mole fraction] | = 2 |
| Débit de vapeur de rebouilleur (V and B) [kmol/min] | = 2 |
| La quantité molaire de dernier plateau (M_B) [kmol] | = 1 |
| Débit d'alimentation (F) [kmol/min] | = 1 |
| Fraction molaire d'alimentation (zf)[fraction molaire] | = 1 |
| Fraction de liquide d'alimentation (qf) | = 1 |

Donc on a $4N+12$ variables.

III.3.3 les équations mathématiques

Les équations mathématiques qui nous permettent de comprendre le phénomène et le modéliser sont :

- **Au niveau du condenseur :**



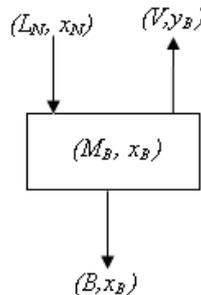
- Equation du bilan matière globale :

$$\frac{dM_D}{dt} = V - R - D \quad (\text{III.3})$$

- Equation du bilan matière partiel :

$$\frac{d(M_D x_D)}{dt} = V y_1 - (R + D) x_D \quad (\text{III.4})$$

- **Au niveau du rebouilleur :**



- Equation du bilan matière globale :

$$\frac{dM_B}{dt} = L_N - V - B \quad (\text{III.5})$$

- Equation du bilan matière partiel :

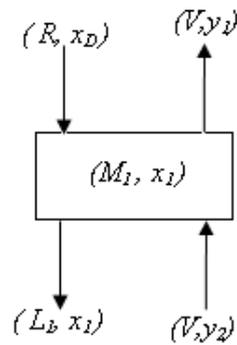
$$\frac{d(M_B x_B)}{dt} = L_N x_N - V y_B - B x_B \quad (\text{III.6})$$

- **Au niveau des colonnes :**

A ce niveau les équations sont différentes entre :

- Le premier plateau
- Un plateau quelconque
- Le plateau d'alimentation
- Le dernier plateau

- Au niveau du premier plateau :



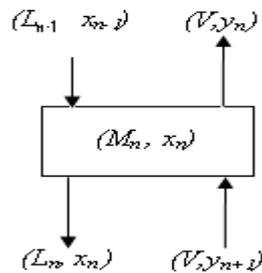
- Equation du bilan matière globale :

$$\frac{dM_1}{dt} = R - L_1 \quad (\text{III.7})$$

- Equation du bilan matière partiel :

$$\frac{d(M_1 x_1)}{dt} = R x_D - L_1 x_1 + V y_2 - V y_1 \quad (\text{III.8})$$

- Au niveau d'un plateau quelconque :



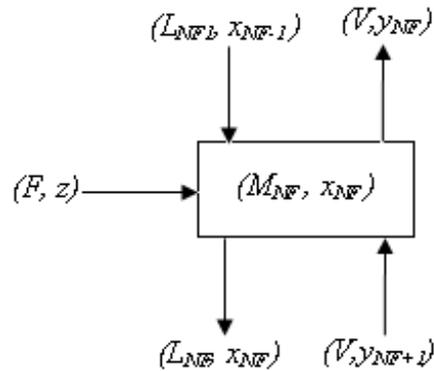
- Equation du bilan matière globale :

$$\frac{dM_n}{dt} = L_{n-1} - L_n \quad (\text{III.9})$$

- Equation du bilan matière partiel :

$$\frac{d(M_n x_n)}{dt} = L_{n-1} x_{n-1} - L_n x_n + V y_{n+1} - V y_n \quad (\text{III.10})$$

- Au niveau du plateau d'alimentation :



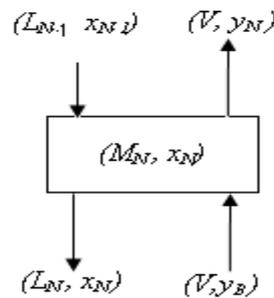
- Equation du bilan matière globale :

$$\frac{dM_{NF}}{dt} = L_{NF-1} - L_{NF} + F \quad (III.11)$$

- Equation du bilan matière partiel :

$$\frac{d(M_{NF} x_{NF})}{dt} = L_{NF-1} x_{NF-1} - L_{NF} x_{NF} + V y_{NF+1} - V y_{NF} + F z \quad (III.12)$$

- Au niveau du dernier plateau



- Equation du bilan matière globale :

$$\frac{dM_N}{dt} = L_{N-1} - L_N \quad (III.13)$$

- Equation du bilan matière partiel :

$$\frac{d(M_N x_N)}{dt} = L_{N-1} x_{N-1} - L_N x_N + V y_B - V y_N \quad (III.14)$$

III.3.4 Linéarisation

Après avoir établi les équations qui décrivent le fonctionnement de la colonne, on note qu'il y a plusieurs entrées et plusieurs sorties. Les équations précédentes nous permettent de simuler chaque niveau mais pour obtenir une simulation globale de la colonne on a besoin d'une linéarisation de ces équations ; cette étape est très difficile. Donc, on a opté d'emprunter une prêle fonction de transfert linéaire ou bien la déterminer graphiquement à l'aide d'une des méthodes d'identification de système.

$$\text{➤ avec } M = \frac{1}{Ts^2 + 2\xi Ts + 1} \quad (T = 6, \xi = 0.8). \quad (\text{III.15})$$

Cette fonction importée du travail de [GDW13], elle est obtenue d'après une représentation d'état de ce système en 82^{ème} ordre et réduite en système de 6^{ème} ordre comme une fonction de référence de système. On souhaite que le système G performe) en prenant en compte les perturbations et l'incertitude (on veut un système robuste).

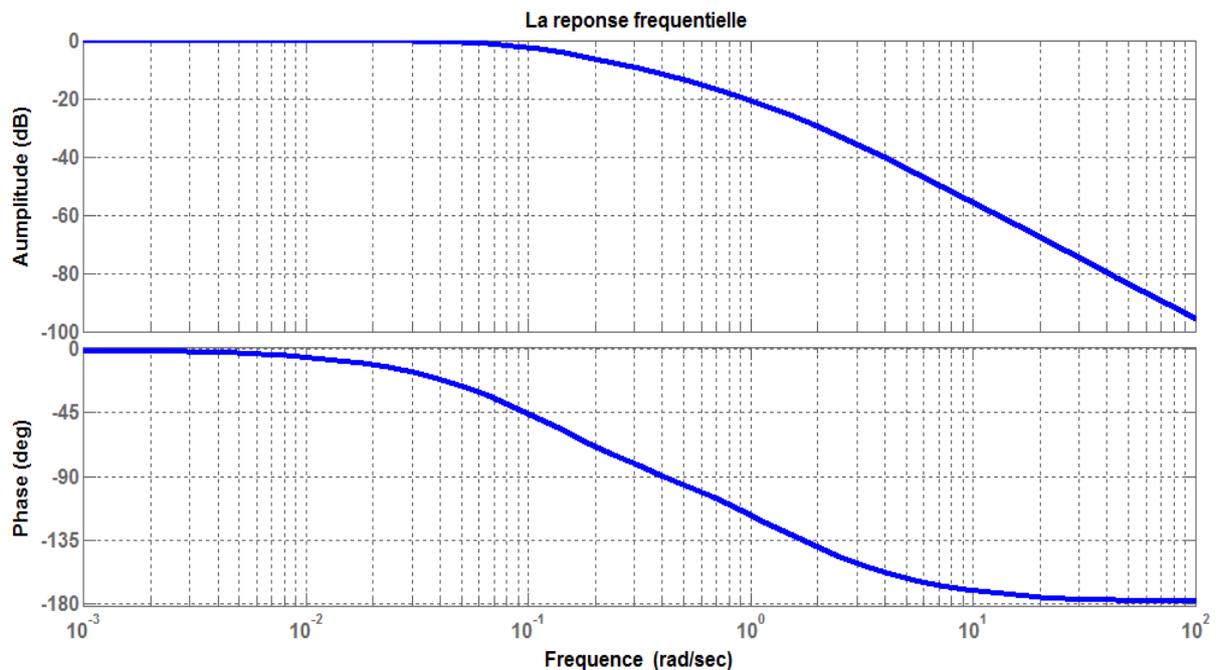


Figure III.2 : Schéma réponse fréquentielle de M

$$\text{➤ } H(s) = \frac{K \cdot e^{-\tau s}}{1 + \theta s} \quad (\text{III.16})$$

La fonction de transfert $H(s)$ est importée du travail de [DJA15]. Elle est obtenue par une identification par modèle Broïda. Ils ont appliqué une excitation à l'entrée et observé la sortie.

Graphiquement ils ont défini cette relation :

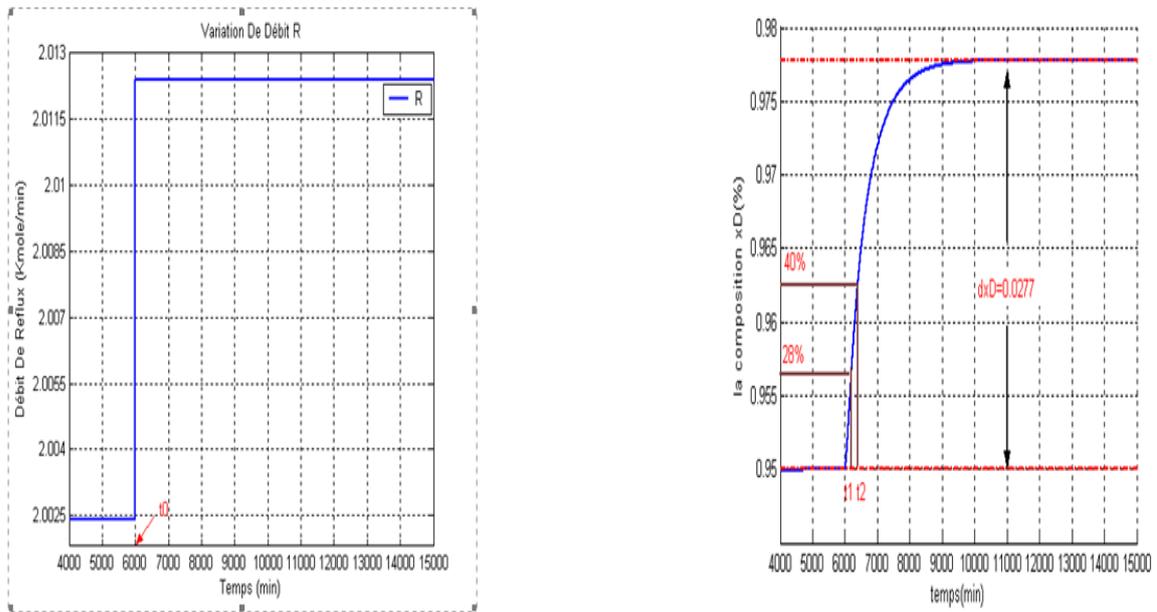


Figure III .3 : Identification par modèle Broïda

- $K = \frac{\Delta x_D}{\Delta R}$: Le gain statique
- $\tau = 2.8(t_1 - t_0) - 1.8(t_2 - t_0)$: Le retard
- $\Theta = 5.5(t_2 - t_1)$: La constante de temps

Donc H(s) peut s'écrire.
$$H(s) = \frac{2.77 \times e^{-42.4S}}{1+588.5s} \tag{III.17}$$

- On note que les deux méthodes peuvent nous définir le fonctionnement de procédure ; seulement pour la première elle est commandée par deux paramètres R et V mais par contre la deuxième est commandée juste par R aussi que la première est la plus robuste et la plus fiable.

III.4 Simulation de colonne de distillation

On va faire une simulation correspondant à chaque niveau de colonne de distillation :

- au niveau du condenseur,
- au niveau du rebouilleur,
- au niveau des plateaux.

Par la suite, on va faire une simulation globale du système. Cette tâche est effectuée sous MATLAB.

Dans cette simulation on a utilisé les paramètres suivants :

Tableau III.1 : Les paramètres d'entrées.

| <i>N</i> | <i>F</i> | <i>B</i> | <i>R</i> | <i>z_f</i> | <i>q_f</i> |
|----------|----------|----------|----------|----------------------|----------------------|
| 40 | 1 | 0.5 | 2.706 | 0.5 | 1 |

| <i>D</i> | <i>V</i> | <i>M_i</i> | <i>X_D</i> | <i>X_B</i> | <i>α</i> |
|----------|----------|----------------------|----------------------|----------------------|----------|
| 0.5 | 3.206 | 0.5 | 0.95 | 0.05 | 0.5 |

A. Au niveau du condenseur

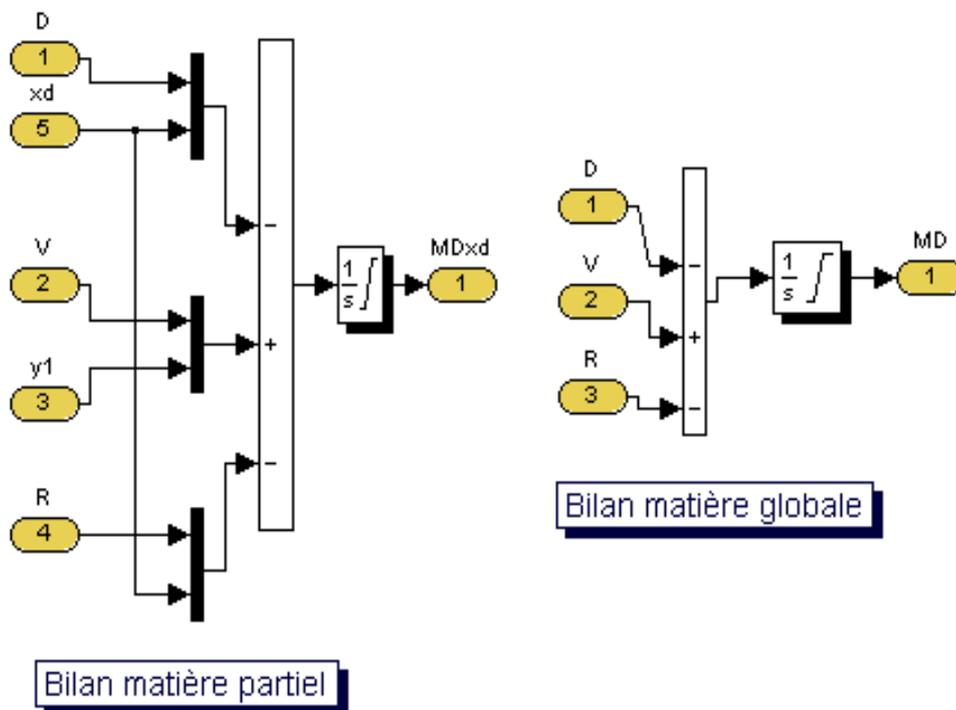


Figure III.4 : Simulation de condenseur

B. Au niveau d'un plateau quelconque

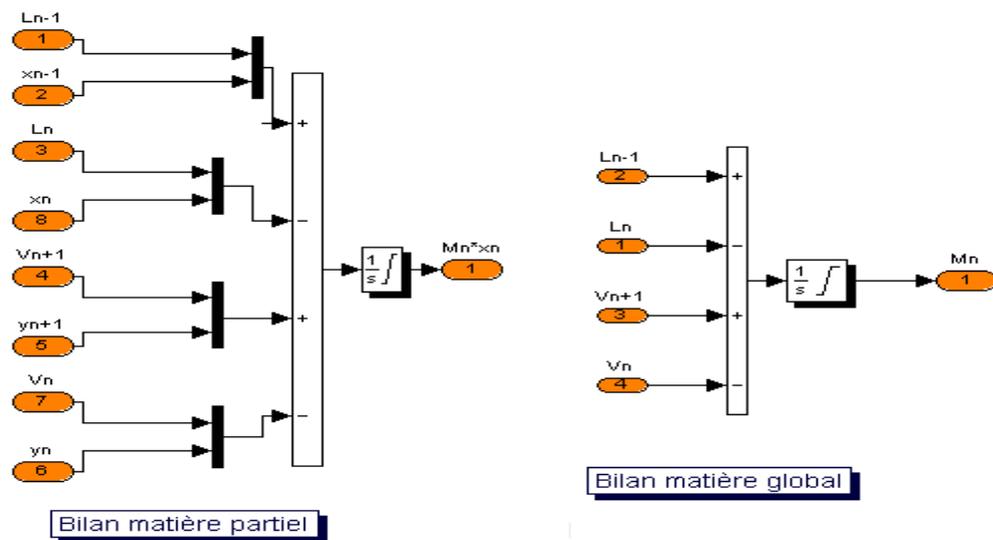


Figure III.5 : Simulation d'un plateau quelconque

C. Au niveau de plateaux d'alimentation

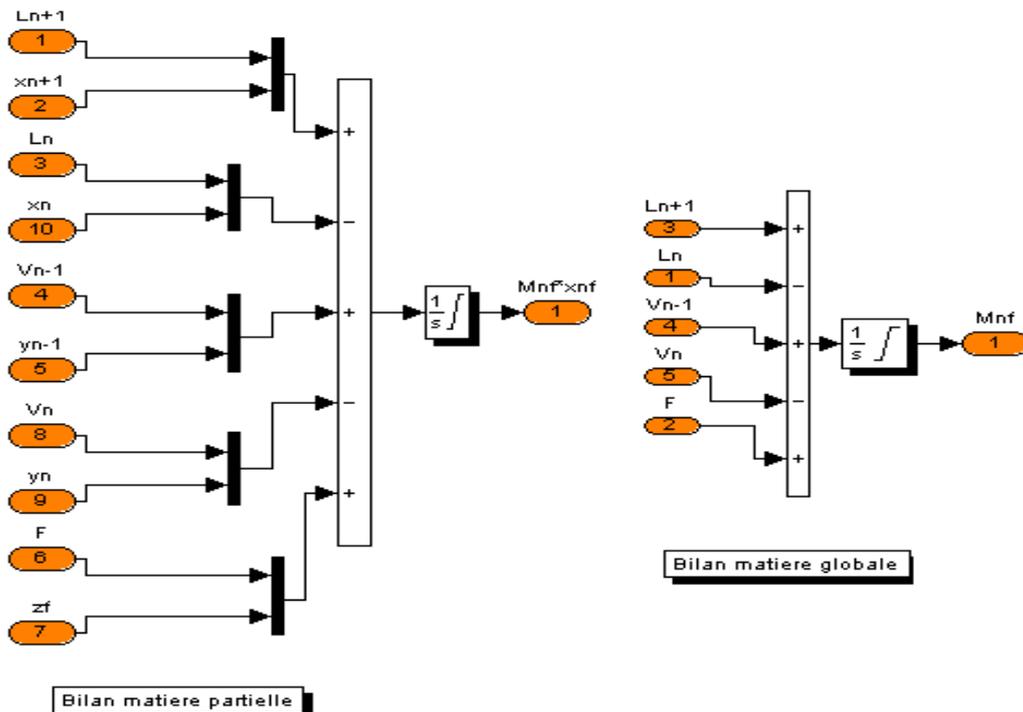


Figure III.6 : Simulation de plateaux d'alimentation

D. niveau du rebouilleur

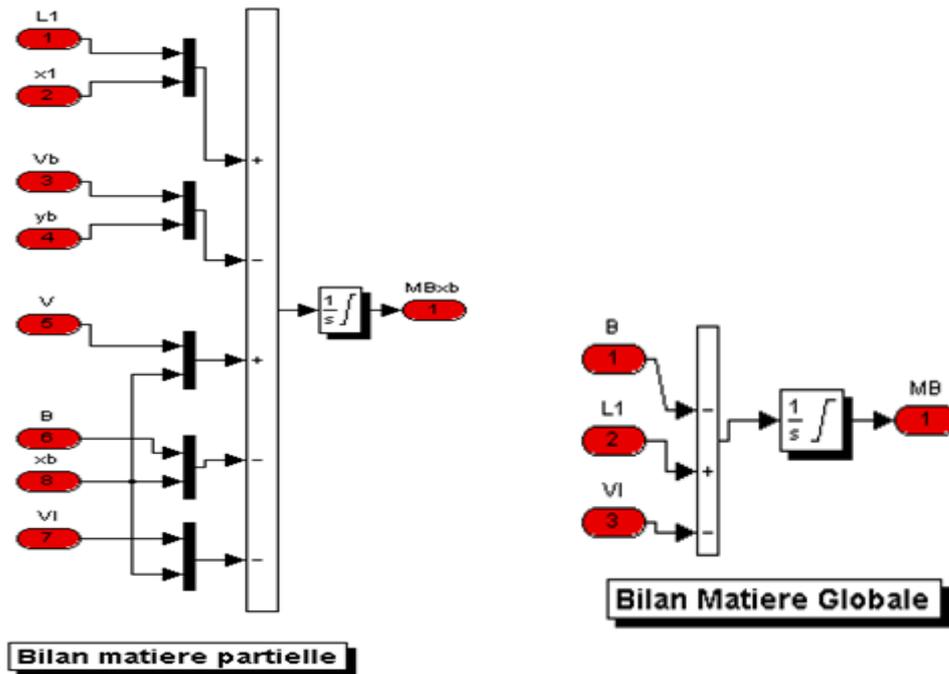


Figure III.7 : Simulation de rebouilleur

E. Simulation globale de colonne

Cette simulation est faite en boucle ouverte (figure III.8) :

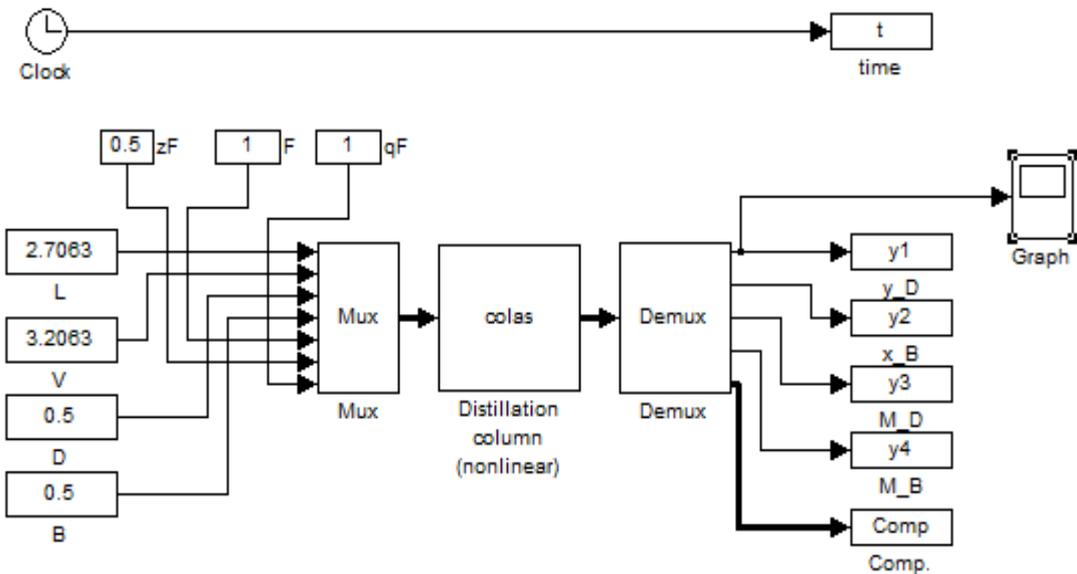


Figure III.8 : Simulation globale de colonne de distillation

➤ **Résultat de simulation globale de colonne distillation**

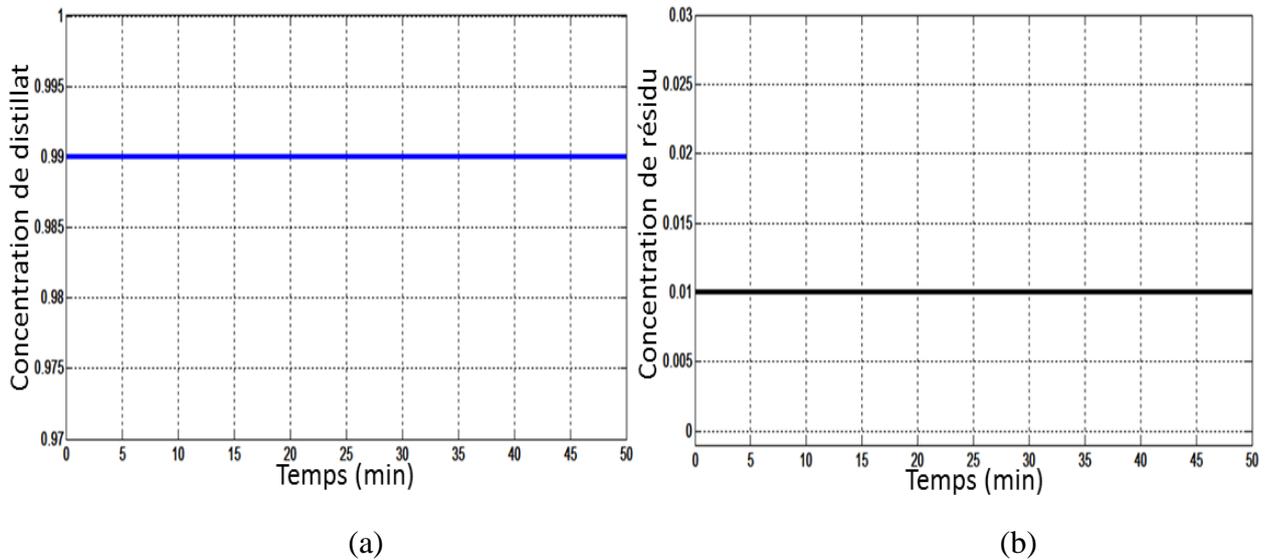


Figure III.9 : Simulation en boucle ouverte de la colonne de distillation

- (a) Réponse de la concentration du distillat Y_D
 (b) Réponse de la concentration du distillat X_B

- Les concentrations $Y_D = 0.99$, et $X_B = 0.01$ sans régulateur et cela est justifier car le système de la colonne de distillation binaire continue est linéarisé autour des points de fonctionnement (voir le tableau III.1). Un changement de consigne ou une perturbation rend le système instable.
- On note que n'importe quel système est soumis à des perturbations lors de son fonctionnement. Un régulateur est nécessaire pour la régulation des concentrations de la colonne de distillation binaire continue.

Conclusion

Dans ce chapitre on a modélisé la colonne de distillation et la simulé sans correcteur (simulation en boucle ouverte).

Dans le chapitre suivant on va ajouter un régulateur, et on va essayer d'exploiter les résultats.

Introduction

Dans ce chapitre on va essayer de maintenir une concentration au moins de 99% de distillat en utilisant un régulateur PID pour commander R et V, puis on va faire passer le system aux critères de réglages (teste de robustesse, rapidité ...).

IV.1 Représentation de colonne de distillation

Dans la (figure IV .1) une représentation à schéma bloc de colonne de distillation

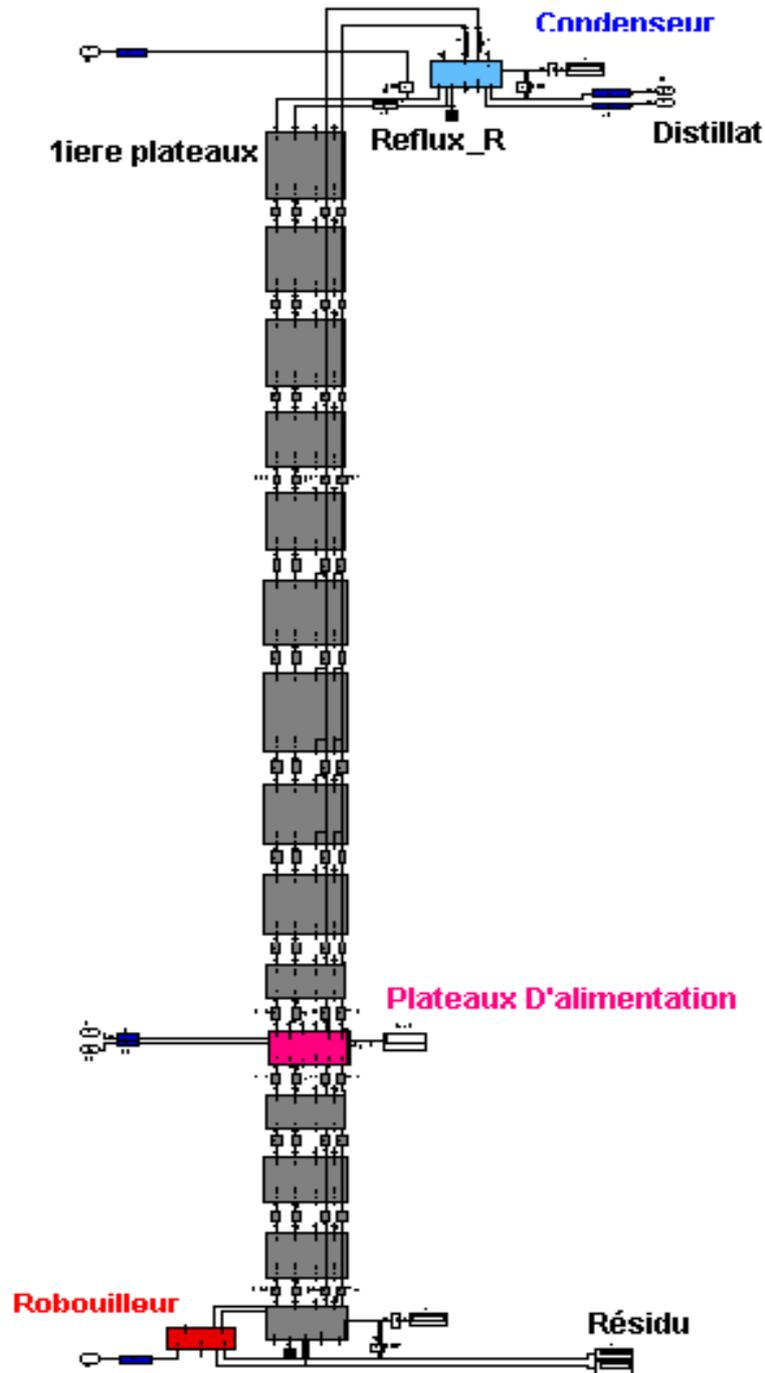


Figure IV.1 : Représentation de colonne de distillation

IV.2 la régulation de procédé

Dès que les paramètres sont interconnectés. Le contrôle avec un degré de liberté ne permet pas de satisfaire les spécifications alors il est nécessaire d'utiliser les contrôleurs à deux degrés de liberté.

Dans cette régulation on va contrôler le processus par réglage de reflux et vapeur (R, V), à partir de W_1 , W_2 , après on va exploiter les résultats.

La régulation de concentration à partir de la régulation R et V au même temps (figure IV.4) :

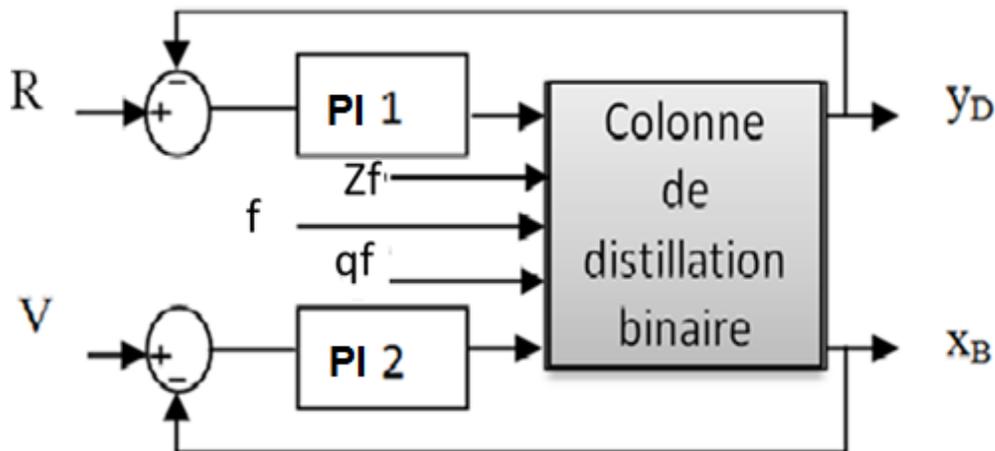


Figure IV.2 : schéma bloc de la régulation de R et V.

IV.3 la simulation de régulation

Suivant l'étape précédant on va simuler la colonne ; mais d'abord, on doit choisir les coefficients des régulateurs (P, I, D, N) correspondant à chacun de V et R :

Tableau IV.1 : les coefficients choisis pour le régulateur de V

| Paramètre | Valeur |
|-----------|---------|
| P | 92.2385 |
| I | 5.3761 |
| D | 0 |
| N | 0 |

Tableau IV.2 : les coefficients choisis pour le régulateur de R

| Paramètre | Valeur |
|-----------|--------|
| P | 197.49 |
| I | 35 |
| D | 0 |
| N | 0 |

Simulation La régulation de concentration en ajoutant 2 régulateurs PID (contrôleur 1 et contrôleur) au niveau de V et de R :

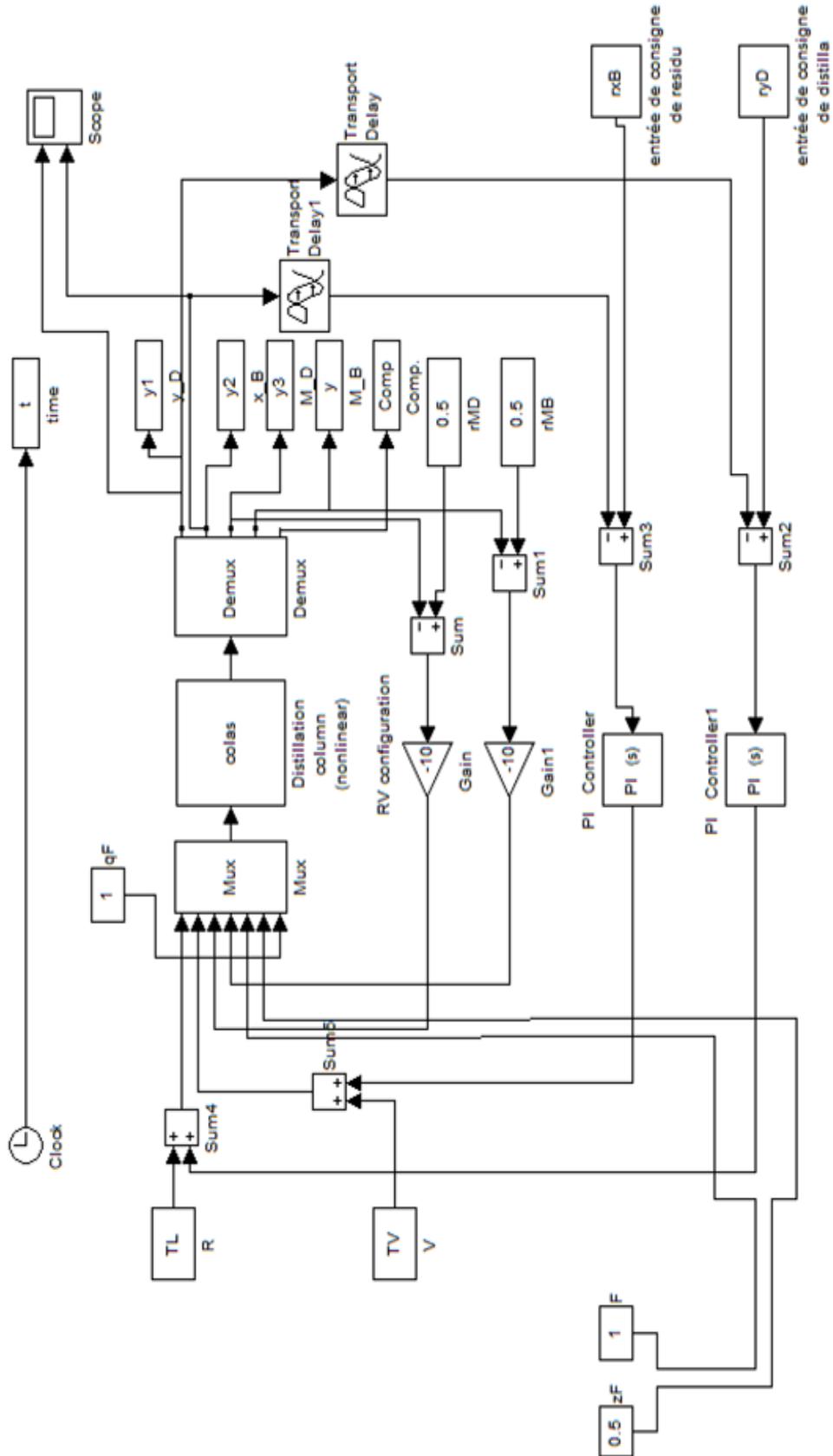


Figure IV.3 : simulation de la régulation de V et de R par SIMULINK.

IV.4 Résultat de simulation

Cette étape est évaluée par les tests de critères.

- **Test de critères**

Différents tests ont été effectués afin d'évaluer la dynamique de compensation des perturbations, le temps de réponse et l'erreur.

IV.4.1 Test de rapidité et précision au changement de consigne

Pour tester le système au changement de consigne sans perturbation, on va essayer d'appliquer les entrées suivantes sur notre système :

- À $t=0$ min $Y_D=0.99$ et $X_B=0.01$,
- À $t=200$ min $Y_D=0.992$,
- À $t=300$ min $Y_D=0.994$.

Ces résultats correspondants au changement des consignes :

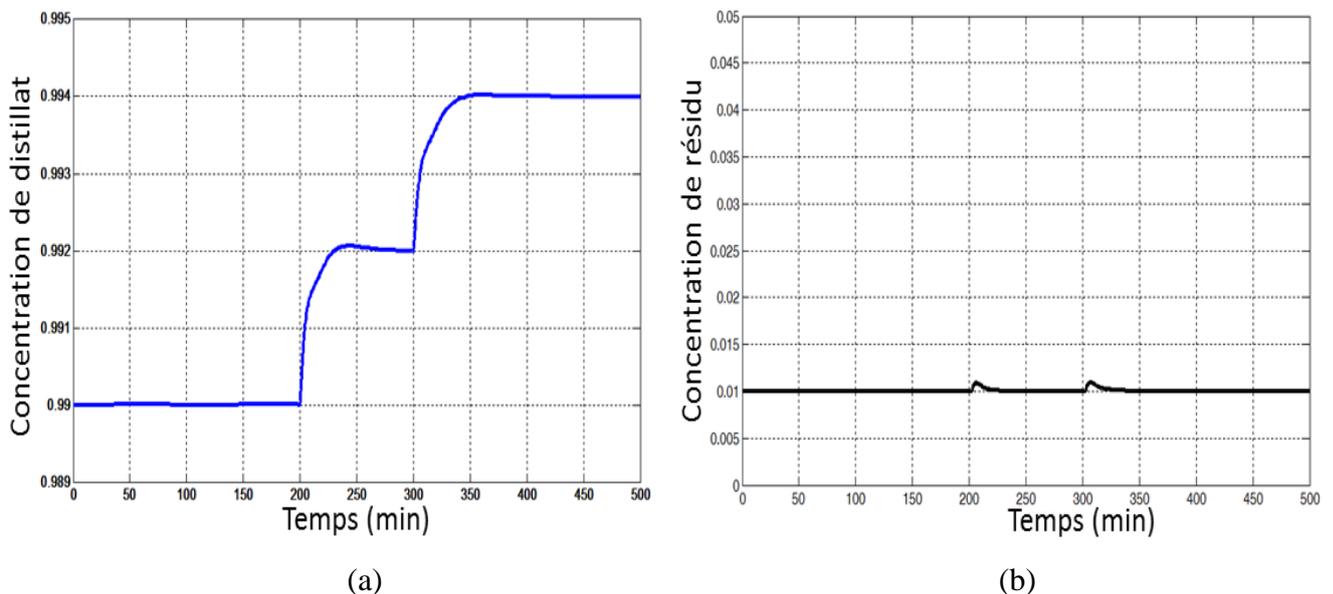


Figure IV.4: Simulation pour changement de consigne du distillat

(a) Réponse de la concentration du distillat Y_D

(b) Réponse de la concentration du distillat X_B

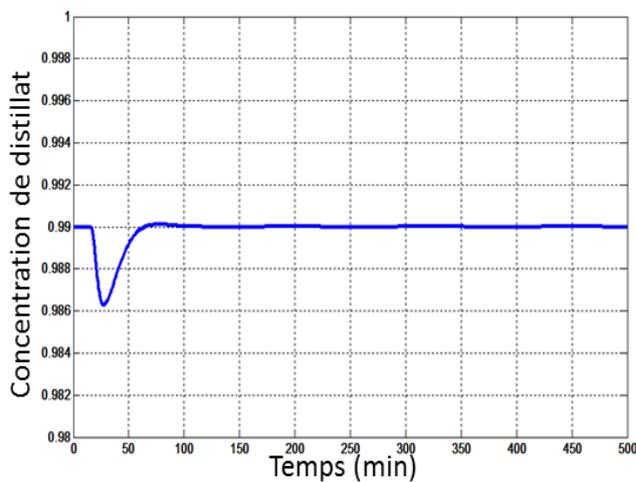
(Figure IV.5) montre que le système répond bien au changement des consignes.

- Temps de montée réduit $T_r=9$ min pour le distillat
- Un dépassement presque négligeable
- L'erreur statique au régime permanent est annulée.
- La consigne est atteinte.
- la réponse est rapide.

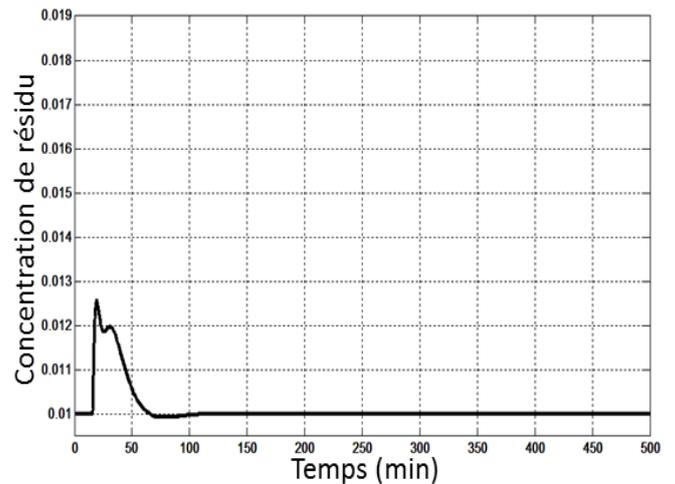
IV.4.2 Test de rejet de perturbation (La robustesse)

Ce test est effectué pour déterminer la validité de cette fonction de transfert au changement des conditions initiales et au changement des consignes.

- D'abord on va effectuer simulation du système non linéaire avec des perturbations au niveau da débit d'alimentation :
 - $Y_D=0.99$
 - $X_B=0.01$,
 - À $t=15\text{min}$ on change le débit d'alimentation de 1 à 1.2 [K mole/min],
 - $z_f=0.5$, $L_0 = 2.70629$ [K mole/min]; $V_0 = 3.20629$ [K mole/min].



(a)



(b)

Figure IV.5: Simulation pour rejet de perturbation (changement de débit d'alimentation)

(a) Réponse de la concentration du distillat Y_D

(b) Réponse de la concentration du distillat X_B

(c)

- Ensuite on va effectuer simulation du système non linéaire avec des perturbations au niveau da débit de concentration d'alimentation :
 - $Y_D=0.99$
 - $X_B=0.01$.
 - $z_f=0.5$, à $t=150\text{ min}$ on change la concentration d'alimentation de 0.5 à 0.85
 - $L_0 = 2.70629$ [K mole/min]; $V_0 = 3.20629$ [K mole/min].

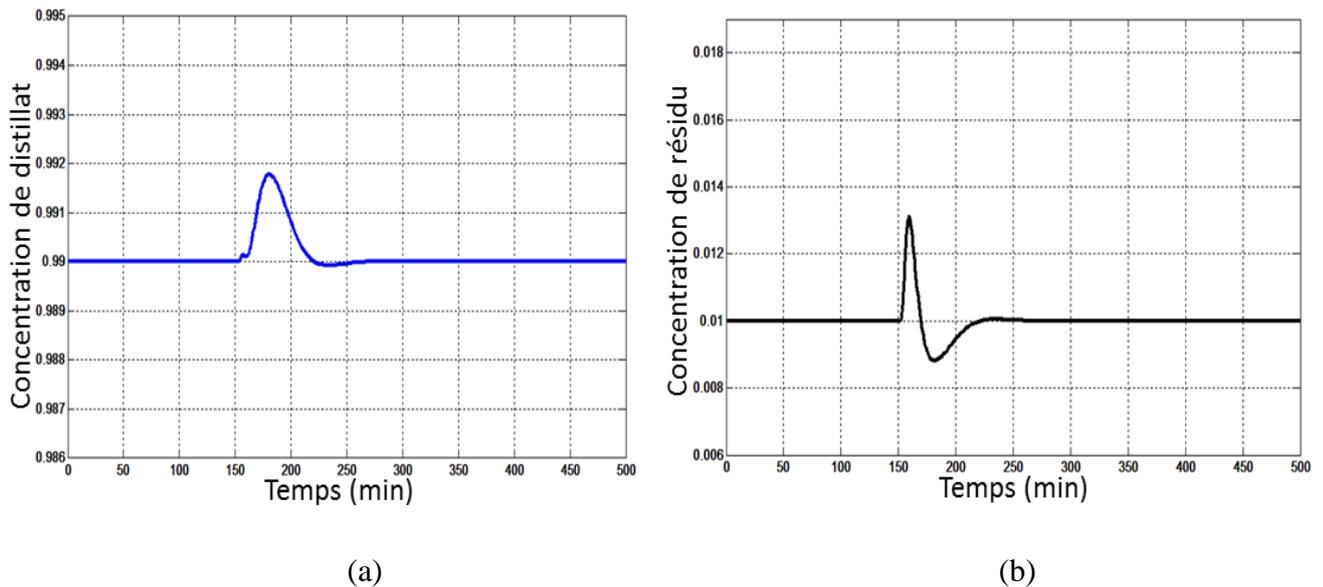


Figure IV.6: Simulation pour rejet de perturbation (changement de la concentration d'alimentation)

(a) Réponse de la concentration du distillat Y_D

(b) Réponse de la concentration du distillat X_B

- (figure IV.6) montre la réponse du distillat et résidu au changement de débit d'alimentation,
- (figure IV.7) montre la réponse du distillat et résidu au changement de la concentration d'alimentation,
- Dans les deux tests on peut constater qu'il y a un dépassement dans les figures :
- (figure IV.6) montre un dépassement de 0.004 pour le distillat et 0.0024 pour le résidu,
- (figure IV.6) montre un dépassement de 0.002 pour le distillat et 0.0015 pour le résidu,
- Le temps de compensation est 50 min (le système prend 50 min pour éliminer les perturbations dues au changement de la concentration ou changement de débit d'alimentation), (figure IV.6), (figure IV.7),
- La consigne désirée est atteinte et les perturbations sont compensées et le système est robuste.

Conclusion

Dans ce chapitre on a introduit deux régulateurs PID, au niveau de reflux R et au niveau de la vapeur V. On a effectué des tests de critères et discuté les résultats obtenus.

Conclusion générale

Dans ce mémoire on a présenté des notions sur la distillation. La distillation est habituellement la méthode la plus économique dans la séparation des liquides miscibles; elle se compose d'un processus des séparations à plusieurs étages d'équilibre.

La colonne à plateaux permet d'obtenir une séparation de deux constituants. Le premier est lourd (produit de résidu B), et l'autre est léger (produit de distillat D).

L'obtention de produits répondant aux spécifications désirées demande d'abord une bonne connaissance des paramètres de fonctionnement de la colonne. Ensuite, une méthode de contrôle qui assure ces spécifications.

Pour assurer la pureté de notre distilla, on a dû suivre les critères de réglage. On a pris le reflux R et la vapeur V comme des variables de réglage et comme grandeur à régler la fraction molaire de méthanol, Le contrôleur qui corrige l'erreur de concentration est le régulateur PID.

Les résultats obtenus à partir des analyses et de la conception du système de contrôle de colonne de distillation peuvent être résumés comme suit :

- Les résultats de simulation en boucle ouverte montrent que ce procédé est stable, lent, avec une dynamique non linéaire
- Il est possible d'utiliser un modèle linéarisé d'ordre réduit du système non linéaire donné, pour que les contrôleurs linéaires conçus permettent d'atteindre des dynamiques satisfaisantes pour le système non linéaire.
- Les tests qui suivent les critères de réglages montrent la robustesse de système.
- Le réglage PID permet d'avoir une réponse satisfaisante.
- Par conséquent, on peut en conclure que le système global en boucle fermée utilisant le correcteur PID assure une bonne régulation des concentrations dans une colonne de distillation binaire continue. Ceci a été vérifié par simulation

En fin, on espère qu'on a atteint le but de notre travail.

Bibliographie

- [BBW03] Bequette, B. W. (2003). Process control: modeling, design, and simulation. Prentice Hall Professional.
- [DJA15] Djebbari, A. (2015). Simulation d'une unite de production de methanol à l'aide L'ASPEN PLUS-HYSYS (Master's thesis).
- [GMS15] Grout, M., & Salaun, P. (2015). Instrumentation industrielle-4e éd.: Spécification et installation des capteurs et vannes de régulation. Dunod.
- [GDW13] Gu, D. W., Petkov, P. H., & Konstantinov, M. M. (2013). Robust Control of a Distillation Column. In Robust Control Design with MATLAB® (pp. 327-366). Springer London.
- [HEJ81] Henley, E. J., & Seader, J. D. (1981). Equilibrium-stage separation operations in chemical engineering. Wiley,.
- [LIN17] Site web, linternaute.com Boucles de régulations 2017
- [POL17] Site web, Polytech-lille.fr, Coefficient de volatilité relative 2017
- [UQA17] Site web, uqac.ca, équation d'équilibre.2017
- [WIK17] Site web, Wikipédia, Procédés de séparation.2017
- [WJP98] Wauquier, J. P. (1998). Raffinage du pétrole (Le). Tome 1. Pétrole brut. Produits pétroliers. Schémas de fabrication (Vol. 1). Editions Technip.