



Université de Ghardaia

Ordre : 'N° d

N° de série

Faculté des Sciences et Technologies
Département de Génie des procédés

Mémoire présenté en vue de l'obtention du diplôme de

MASTER

Domaine : *Sciences et Technologies*

Filière : *Automatique*

Spécialité : *Automatique et système*

Par : *KECHIDA Bouchra*

Thème

***SYNTHESE DE COMMANDE NONLINEAR POUR
APPLICATION A UNE COLONNE DE DISTILLATION
BINAIRE***

Soutenu publiquement le : 30/09/2020

Devant le jury :

AZZAOUI Mohammed	MAA	Univ. Ghardaïa	Président
BEN CHAABANE Achour	MAA	Univ. Ghardaïa	Examineur
MOSBAH charaf A Karim	MAA	Univ. Ghardaïa	Examineur
FIHAKHIR Amine Mehdi	MCB	Univ. Ghardaïa	Encadreur

Année universitaire 2019/2020

ملخص:

الهدف الرئيسي من هذا العمل هو التحكم غير الخطي لعمود التقطير الثنائي والذي يستخدم بشكل متكرر لفصل خليط سائل (ميثان وماء) لتحقيق الدرجة النهائية من النقاء المطلوبة ولتحسين النتائج المتحصل عليها من العمليات الصناعية ، تم في هذه المذكرة التحكم في معدلات تدفق السائل والبخار عن طريق اثنين من عناصر التحكم غير الخطية ، تحكم ردود الفعل غير الخطية وتحكم الوضع الانزلاقي.

تم إجراء اختبار متانة للتحكمين وأظهرت النتائج أن تحكم الوضع الانزلاقي يتميز بمتانة مهمة على عكس ردود الفعل غير الخطية ولكنه يظهر التذبذب.

الكلمات المفتاحية : العمود التقطير, تحكم ردود الفعل غير الخطية, تحكم الوضع الانزلاقي, المتانة.

Résumé:

L'objectif principale de ce travail est la commande non linéaire d'une colonne de distillation binaire utilisée fréquemment pour séparer un mélange liquide (méthane et eau), pour atteindre un degré de la pureté demandée final. Dans ce mémoire les débits de liquide et vapeur d'une colonne de distillation binaire sont contrôlés par deux commandes non linéaire, la commande feedback linéarization et la commande par mode glissant et ça c'est pour améliorer les résultats obtenus des opérations industrielles .

Un test de robustesse a été réalisé pour les deux commandes et les résultats ont montré que la commande par mode glissant se caractérise par une robustesse importante contrairement à la commande feedback mais elle présente de chattering.

Mots clés: colonne de distillation, commande robuste, commande feedback, commande mode glissant

Abstract:

The main objective of this work is the nonlinear control of a binary distillation column which is frequently used to separate a liquid mixture (methane and water) to achieve a final degree of purity required. And to improve the results obtained from industrial operations, the liquid and vapor flow rates were controlled by two nonlinear controls, the feedback linearization control and the sliding mode control.

A robustness test of the commands was done and the results showed that the sliding mode command gives an important robustness unlike the feedback command but it presents chattering.

Keywords: distillation control, Robust, control feedback, sliding model contro

Dédicace

Je dédie ce travail à mes très chers parents, je les remercie pour leurs sacrifices, leurs patiences, leurs soutiens, ainsi que pour l'aide et les encouragements qui m'ont apporté durant toutes ces années d'étude.

Sans eux, je ne serais pas ce que je suis aujourd'hui.

Je dédie ce travail également :

A mes frères et mes sœurs.

A toute ma famille.

A tous mes amis.

REMERCIEMENTS

Le présent travail a été réalisé à l'aide de Dieu, dont nous exprimons toutes nos gratitude et remerciements. Dieu merci.

Je tiens à exprimer mes sincères remerciements et ma profonde gratitude à mon directeur de thèse Mr Amine Mahdi Fihakhir Maître de conférences B de l'enseignement supérieur à l'université de Ghardaïa ,et au docteur Touaiti Farid Maître de conférences B à l'université de Ghardaïa pour leurs encouragements et les conseils qu'ils ont apporté pour l'achèvement de cette thèse.

Nous tenons aussi à exprimer nos profonds remerciements au Membres de jury qui ont accepté d'assister notre soutenance de fin d'étude

En fin nos derniers remerciements et ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

Table des matières

Table des matières

Thème	I
Table des matières	V
Liste des Figures	VII
Liste des tableaux	VIII
Introduction Générale	1
Chapitre I :	1
Chapitre I : Généralités sur les colonnes distillation	4
I.1. Introduction :	4
I.2. La définition de distillation :	4
1.3. Bouilleur	4
1.3.1. Condenseur :	4
1.3.2. Colonne de fractionnement :	4
1.4. Les types de distillation :	5
1.4.1. Le mode de traitement :	5
1.4.2. Les différents de type de colonnes :	5
1.5. Principe de fonctionnement d'une colonne à distillation [5].....	7
1.6. Dimensionnement d'une installation de distillation :	10
1.7. Le contrôle de fonctionnement d'une colonne :	10
1.7.1. Qualité du distillat et du résidu :	10
1.7.2. Débits :	10
1.7.3. Niveaux :	11
1.7.4. Chauffage et refroidissement de la distillation :	11
1.7.5. Pression :	11
1.7.6. Températures à différents niveaux :	12
1.8. Domaine de fonctionnement des plateaux :	12
1.9. Conclusion :	13
Chapitre II : Modélisation de la colonne binaire à distillation	15
II.1. Introduction :	15
II.2. Description du système:	15
II.3. Les équations de base pour la modélisation [5] :	16
II.3.1. Le bilan matière total [5]:	16
II.3.2. Le bilan matière du composant le plus léger (volatil) [5]:	17
II.4. Un modèle binaire simple.	21

II.5. Propriétés en boucle ouverte du modèle (L, V) [8] :	22
II.6. Simulation en boucle ouverte.....	22
II.7. Conclusion	25
Chapitre III : Synthèse des Lois de Commande Non linéaires.....	28
III.1. Introduction :	28
III.2. Synthèse de La commande linéarisante (Feedback Linéarization).....	28
III.2.2. Application sur la colonne de distillation	29
III.2.3. Les résultats de simulation.....	31
III.3. Etude de la robustesse de la commande feedback Linearization.....	32
III.3.1. Vis-à-vis variation paramétrique	32
III.3.2. Vis-à-vis perturbation	34
III.4. La commande par Mode Glissant	35
III.4.1. Méthodologie de la commande mode glissant.....	35
III.4.2. Choix de la Surface de glissement.....	36
III.4.3. Synthèse de la loi de commande.....	36
III.5. Application sur la colonne de distillation	37
III.5.1. Les résultats de simulation :	40
III.6. Etude de la robustesse de la commande mode glissant	41
III.6.1. Vis-à-vis variation paramétrique	41
III.6.2. Vis-à-vis perturbation	42
III.7. Comparaison des deux techniques.....	42
III.8. Conclusion :	43
Conclusion générale	45
BIBLIOGRAPHIE	47
ANNEXE A: Méthode de McCabe et Thiele	50
ANNEXES B : Les blocs de SIMULINK.....	53

Liste des Figures

Figure I-1 Schéma des plateaux	6
Figure I-2 A anneaux de Raschig (céramique) – B anneaux de lessing (céramique) C Anneaux de spirales (céramique) – D Anneaux de Berl (céramique) [9]	6
Figure I-3 A selles – Intalox de Norton (céramique) B Anneaux de Pall (métal) C Selles – Intalox de Norton (céramique) [9]	7
Figure I-4 Schéma de principe d'une colonne de distillation	8
Figure I-5 Diagramme du point d'ébullition	9
Figure I-6 diagramme d'équilibre liquide vapeur	9
Figure I-7 Domaine de fonctionnement acceptable pour un plateau [9]	13
Figure II-1 les variables de la commande	16
Figure II-2 une colonne binaire classique [12]	19
Figure II-3 la fraction molaire liquide du premier plateau	24
Figure II-4 la fraction molaire liquide du dernier plateau	24
Figure II-5 l'évolution des fractions molaires liquides pour chaque plateau	24
Figure III-1 Résultats de poursuite des références fraction molaire du distillat t résidu	32
Figure III-2 Les signaux de commande le Débit de vapeur et Débit de reflux	32
Figure III-3 Résultats de poursuite des références avec variation paramétrique.	33
Figure III-4 résultats de simulation	34
Figure III-5 les modes de convergence pour la trajectoire d'état	35
Figure III-6 Phénomène de réticence (Chattering)	37
Figure III-7 Résultats de poursuite des fractions molaires de distillat et résidu	40
Figure III-8 Les signaux de commande	40
Figure III-9 Résultats de poursuite des références avec variation paramétrique.	41
Figure III-10 Résultats de poursuite des références avec perturbation extérieur	42

Liste des tableaux

Tableau II.1 les paramètres de la colonne.....	23
Tableau II.2 point de fonctionnement.....	25
Tableau III.1 comparaison des commandes.....	43

Notation

x : Concentration molaire liquide

y : Composition molaire vapeur

M : Rétention liquide dans plateau

N : Rétention liquide dans un compartiment

L : Débit molaire liquide du reflux

V : Débit molaire liquide de vapeur

ZF : Concentration molaire liquide de la charge

F : Débit molaire liquide de la charge

D : Débit du distillat [lb/min]

B : Débit du résidu [lb/min]

t : Temps

P : Pression

T : Température

μ : Enthalpie

\dot{X} : Dérivée première de la variable X

∂ : Symbole mathématique de la dérivée

n : Nombre de plateaux de la colonne (nf : plateau d'alimentation)

$NT = n + 1$: Nombre total de plateaux

Li : Débit de liquide quittant le plateau i [lb/min]

V_i : Débit de vapeur quittant le plateau i [lb/min]

$Li+1$: Le débit de liquide entrant (arrivant du plateau supérieur) du plateau i [lb/min]

$Vi - 1$: Le débit de vapeur entrant (arrivant du plateau inférieur) du plateau i [lb/min]

Matlab : Matrix Laboratory

M : Contenu du plateau i [lb]

α : Volatilité relative entre le composant lourd et le composant léger

FL : Technique de la Commande feedback

SMC : Technique de la Commande du mode glissant

INTRODUCTION GENERALE

Introduction Générale

La distillation est une opération de base dans les industries pétrochimiques et pharmaceutiques. C'est un phénomène chimique permettant la séparation des composants d'un mélange en utilisant le fait que chaque composant a une température d'ébullition qui lui est propre. Le procédé de distillation utilise la différence de volatilité (capacité à s'évaporer dépendant de la température) entre les constituants afin de les séparer : le plus volatil a une température d'ébullition la plus basse que le moins volatil.

Les conditions de fonctionnement d'une colonne est le résultat d'une combinaison des changements très rapides de débit de vapeur, des changements de débit de liquide modérément rapide, des changements de températures lents et des changements très lents de compositions.

Chaque opération de séparation fait appel à l'exploitation des propriétés des milieux multiphasiques pour lesquelles la température et la pression fixent les concentrations des constituants du mélange qui sont différentes à l'intérieur de chaque phase. La discontinuité de concentration à l'interface entre les deux phases doit être considérée en analysant les processus d'échange liés à l'écoulement, au transfert de chaleur et de matière. Lors de séparation des constituants, on ne peut pas optimiser une opération de séparation en ignorant l'un des trois mécanismes.

Pour assurer une bonne conduite d'une colonne permettant d'obtenir une distillation de Qualité, un contrôle automatique est nécessaire. Les méthodes classiques ou avancées Appliquées à ce type de procédé de nature complexe peuvent conduire à des régulateurs ayant Un ordre comparable à celui du système. En pratique, des régulateurs d'ordres réduits Sont souvent exigés pour réduire la redondance dynamique et faciliter l'implantation pratique. Par ailleurs, afin de réduire les effets des incertitudes de modélisation et d'assurer une bonne régulation, il est naturel de s'orienter vers une méthode de synthèse robuste.

L'objectif principal de cette thèse est : une contribution à la mise en œuvre d'une méthodologie pour le contrôle non linéaire d'une colonne binaire de distillation permet d'assurer une bonne séparation au niveau de robustesse et de performance.

Pour préparer notre travail, Nous avons organisé ce mémoire en plusieurs chapitres comme suit:

Le premier chapitre : est consacré à des généralités sur la colonne de distillation, facilitant la compréhension de la modélisation dynamique d'une colonne de distillation

Le deuxième chapitre : est consacré à la description et la modélisation mathématique générale de la colonne binaire de distillation d'ordre ainsi que l'étude de cas de notre colonne composé de huit plateaux. En terminant avec une simulation de la colonne en boucle ouverte.

Dans Le troisième chapitre : la synthèse des deux Commande non linéaires basé sur l'approche de feedback linéarisation et le mode glissant a été élaboré avec une

comparaison entre eux en terme de performance et de robustesse vis-à-vis la perturbation et les variations paramétrique.

Enfin une conclusion générale résume l'ensemble des travaux est présenté et des perspectives pour de futurs travaux sont suggérés.

Chapitre I : Généralités sur les colonnes de Distillation

Chapitre I : Généralités sur les colonnes distillation

I.1. Introduction :

La distillation est une technique extrêmement ancienne. De nos jours, elle est la méthode la plus courante pour la séparation du mélange. De ce fait, la distillation est devenue actuellement une technique indispensable car elle est la base de toutes les industries chimiques.

Ce chapitre sera consacré à la présentation d'une opération courante utilisée dans l'industrie pétrochimique, agroalimentaire et pharmaceutique celle de distillation. L'objectif principal est de montrer le principe de la distillation, le fonctionnement, et ses applications ainsi l'état de l'art sur la modélisation et le contrôle des colonnes de distillations.

I.2. La définition de distillation :

La distillation est la méthode de séparation par excellence, ancienne, bien établie, bien comprise, avec un large champ d'application industrielle. Elle possède des qualités intrinsèques qu'aucune méthode ne peut lui disputer :

- Sa capacité à traiter de très grands flux.
- Sa flexibilité qui lui permet de répondre à des modifications de composition de charge, de spécification de produits, de débit traité
- Sa fiabilité qui s'appuie sur une bonne reproductibilité des résultats, des possibilités importantes de prévision a priori, et une technologie simple et robuste [1].

1.3. Bouilleur

Les bouilleurs sont des échangeurs de chaleur dont le but est de permettre au Liquide de s'appauvrir en constituant volatil et à la vapeur de s'en enrichir. La quantité Vaporisée s'appelle le taux de rebouillage. Il existe plusieurs types de bouilleurs, les bouilleurs à faisceaux tubulaires et les bouilleurs à résistances plongeantes [2].

1.3.1. Condenseur :

La fonction principale du condenseur est de transformer la vapeur montante en liquide sur une surface froide, ou via un échangeur thermique maintenu froid par la circulation d'un fluide réfrigérant. Cependant la température du liquide ne doit pas être inférieure à la température d'ébullition du mélange à séparer, sans quoi le reflux serait trop froid et déséquilibrerait la colonne on distingue le condenseur total et le Condenseur partiel [2].

1.3.2. Colonne de fractionnement :

La colonne de fractionnement est la partie essentielle, son rôle d'assurer le meilleur contact de pression [3]. Volume, la composition, la miscibilité du mélange conditionne la technologie [4].

1.4. Les types de distillation :

Les types de distillation sont : la distillation binaire et la distillation à plusieurs composants [5].

a) La distillation binaire

Le mélange est séparé en deux produits liquides seulement [5].

b) la distillation multi composante

La distillation multi composante c'est une distillation commerciale ou le mélange séparé en plusieurs produits liquides [5].

1.4.1. Le mode de traitement :

La distillation peut être effectuée d'une manière continue ou discontinue avec une colonne à plateaux ou à garnissage [6].

a) Distillation continue :

Une distillation continue est une distillation où l'installation de distillation est continuellement alimentée avec le mélange à séparer. Ce type d'installation permet de travailler sans modification des profils de composition ainsi que de température [7].

b) Distillation discontinue :

Une distillation discontinue est une distillation où le mélange à séparer est chargé une fois dans l'installation et d'où les composants sont distillés les uns après les autres. Ceci implique un changement permanent de la composition du mélange initial et des profils de température [7].

1.4.2. Les différents de type de colonnes :

La réalisation de contact entre les phases (liquide et vapeur) se fait par deux types de colonne dont les éléments de contact sont différents[8].

a) Colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux sont très utilisées dans le procédé de distillation et d'absorption. Elles servent à réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre.

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact direct entre ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide [8].

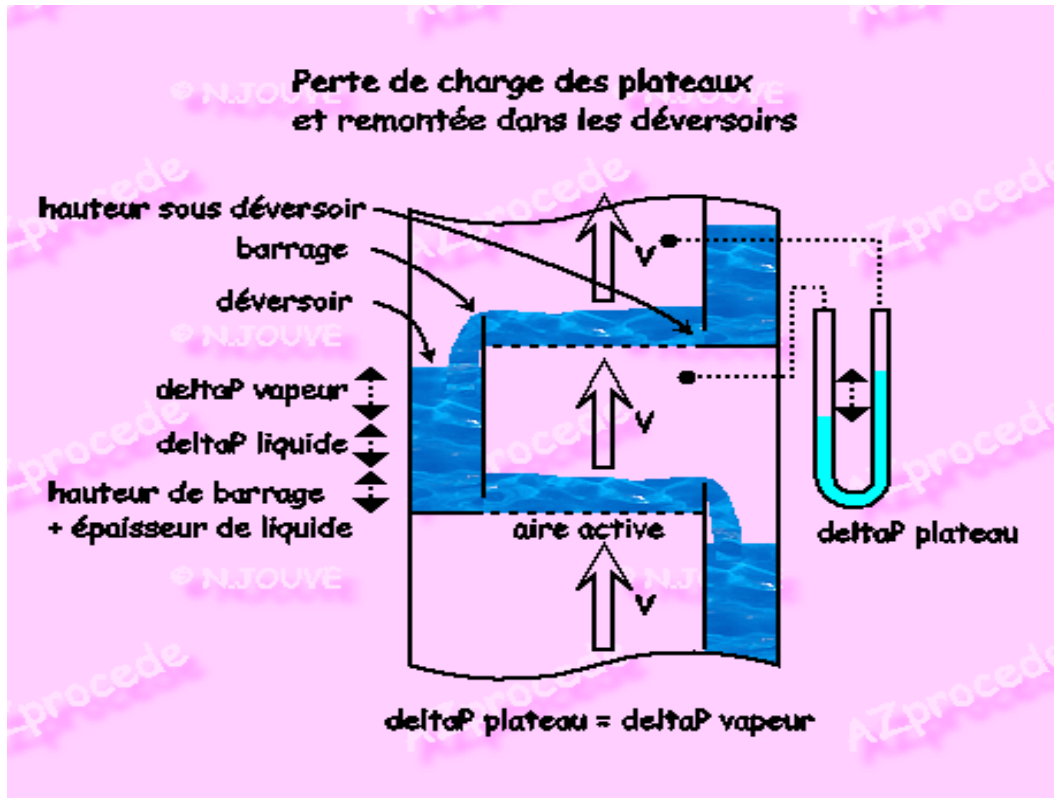


Figure I-1 Schéma des plateaux

b) Colonnes à garnissage :

Les garnissages sont des matériaux différents ou (différents génération) : ce sont le premiers **garnissage** qui ont été utilisés (de puis le début du siècle), développés partir de deux formes de base (anneaux et selles), ils ont été l'objet d'une Évolution notable. Certains auteurs (kister, 1992) les classent en trois générations [9].

- ✚ La première génération, représentée par les anneaux ou de Raschig de Lessing Et les selles de Berl (figure I 2) ils sont encore utilisés, compte tenu de leur faible cout [9].

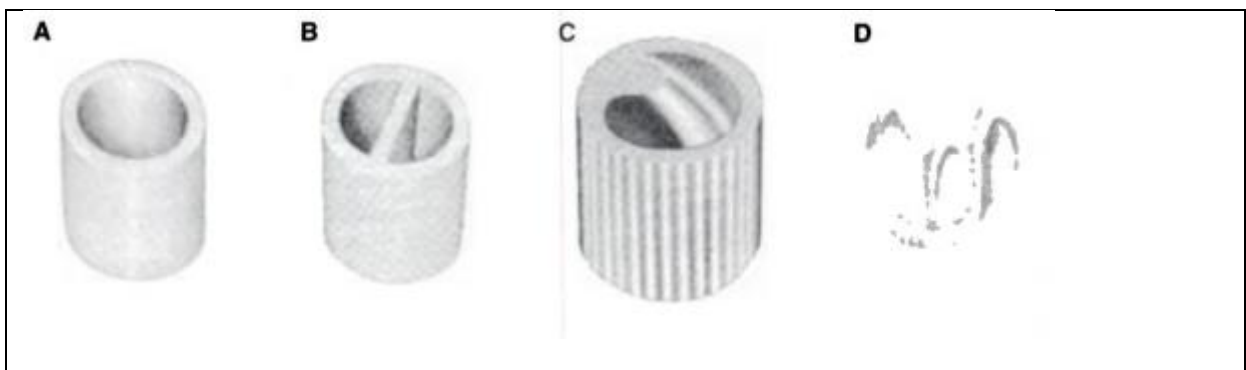


Figure I-2 A anneaux de Raschig (céramique) – B anneaux de Lessing (céramique) C Anneaux de spirales (céramique) – D Anneaux de Berl (céramique) [9]

- ✚ Le Deuxième génération , constituée par des variation de précédents mais plus sophistiquée pour augmenter la surface de chaque élément on trouve ainis selles Intalox de Norton. Les anneaux de Pall et Hy-Pak(Figure2) [9]

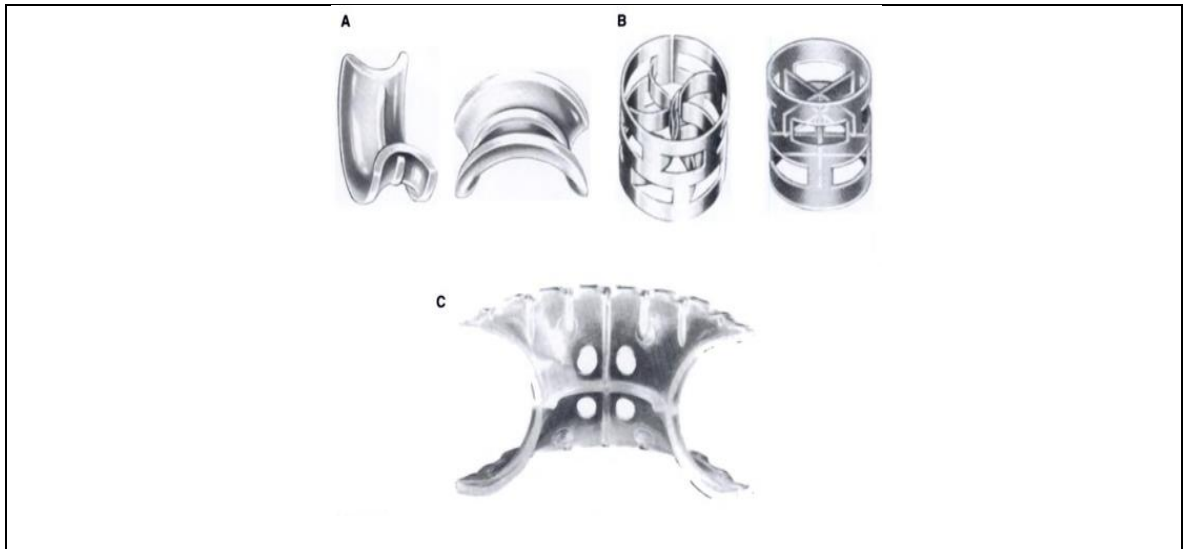


Figure I-3 A selles – Intalox de Norton (céramique) B Anneaux de Pall (métal)
C Selles – Intalox de Norton (céramique) [9]

- ✚ Les troisièmes générations constituée d'une trée grande variété de garnissages, le plus Souvent en métal ou en plastique, caractérisés par une plus grande porosité que les Les présents [9]

Les applications de la distillation :

Les applications usuelles de la distillation sont est suivant :

- élimination d'un produit en cours de réaction chimique.
- isolement de plusieurs composés obtenus après réaction chimique.
- Elimination d'un solvant.
- Isolement d'un composé naturel. Purification d'un compos [10] .

1.5. Principe de fonctionnement d'une colonne à distillation [5]

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 (QD)) qui génère un flux de liquide froid descendant dans la colonne et une source chaude (bouilleur (QB)), générant un flux montant de vapeur chaude (figure I.4).

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.

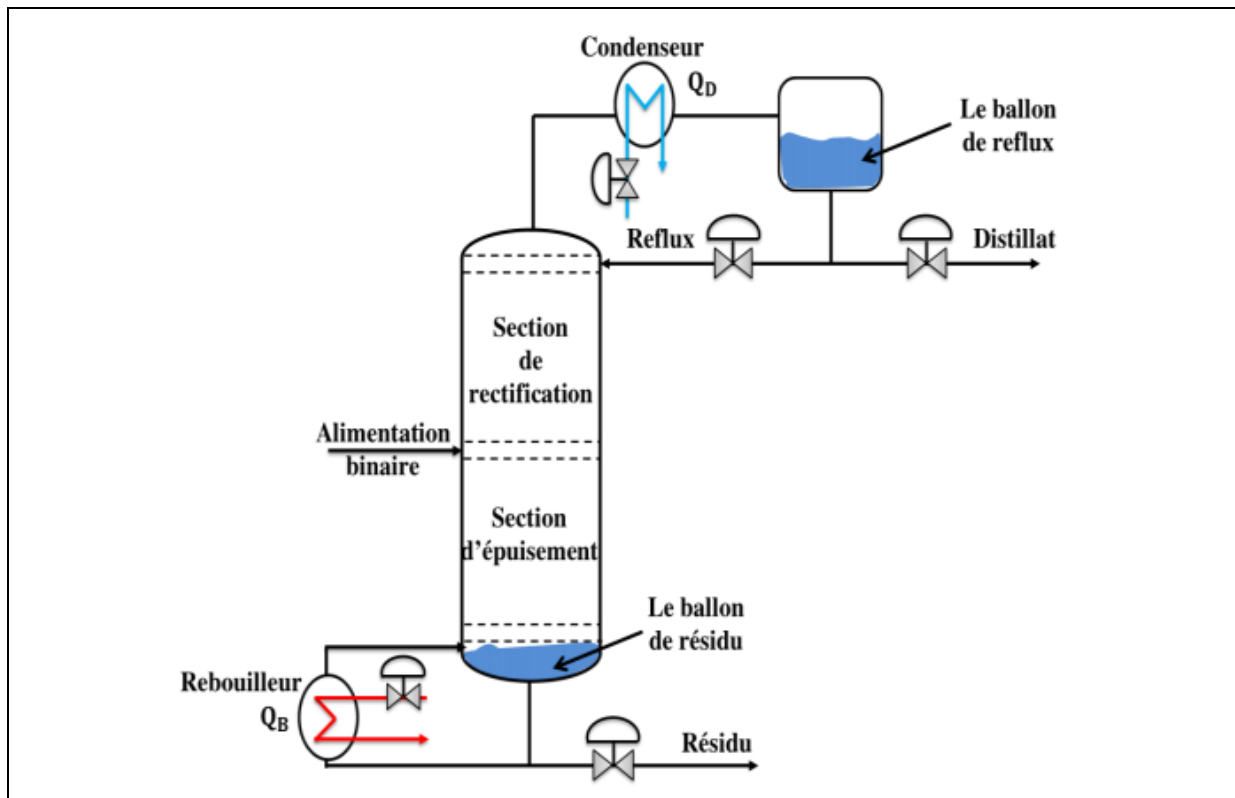
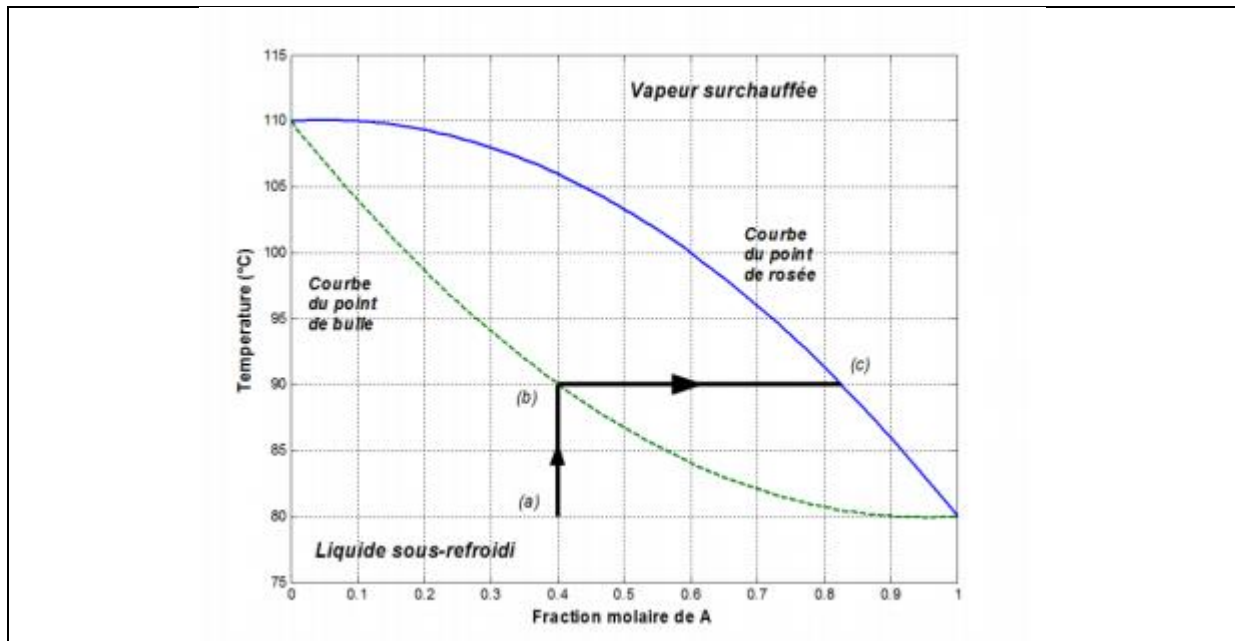


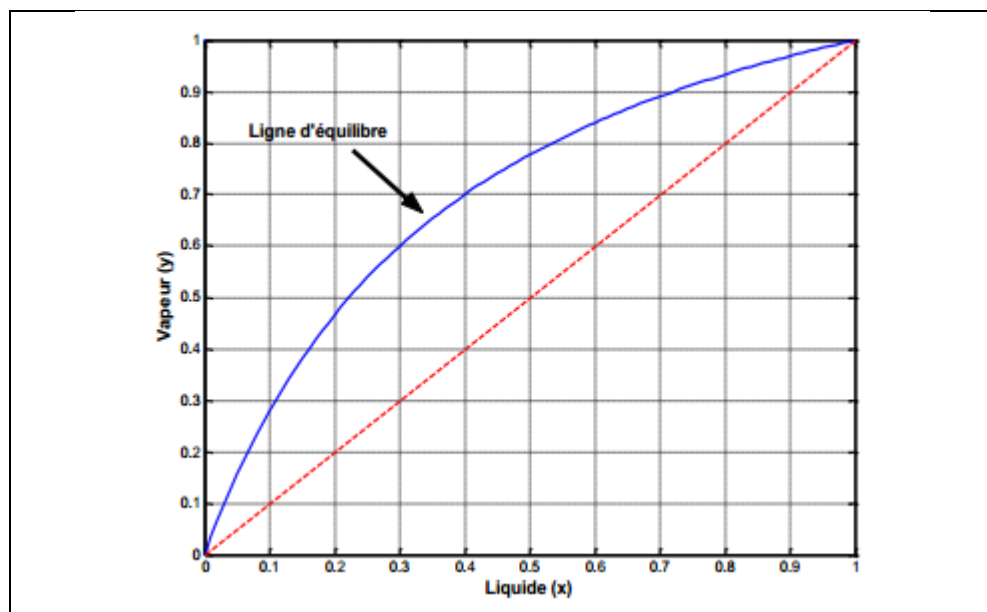
Figure I-4 Schéma de principe d'une colonne de distillation

La figure(I.5) 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 [11].



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.6. 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.



Dans le cas d'un mélange idéal, on peut modéliser cette relation, en utilisant la volatilité relative (α) du produit le plus volatil.

$$Y_A = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} \quad (I.1)$$

- x_A : représente la fraction molaire de la composante légère dans la phase liquide
- y_A : la fraction molaire de cette composante dans la phase vapeur.

1.6. Dimensionnement d'une installation de distillation :

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie fonctionnent en continu. 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 continu 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.

Pendant très longtemps, le calcul des colonnes de distillation en continu s'est fait à partir De la méthode graphique : McCabe et Thiele (voir annexe la méthode McCabe et Thiele).

Le Changement du débit de reflux en combinaison avec des modifications dans L'alimentation et le retrait des produits peuvent également être utilisés pour améliorer les Propriétés de séparation de la colonne de distillation en continu pendant le fonctionnement (Contrairement à l'ajout des plateaux, ou le change de la garniture, qui prennent des temps D'arrêt très important).

1.7. 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 [5].

1.7.1. Qualité du distillat et du résidu :

La qualité de distillat doit être maintenu d'une manière constante par des mesures en Continu de propriétés physiques (masse volumique, viscosité, indice de réfraction, résistivité, pH) soit par des analyses discontinues, par chromo graphie en phase vapeur tout les 1 à 10 min [5].

1.7.2. Débits :

C'est le volume de vapeur passant dans la colonne pendant l'unité de temps. Le débit sera fonction du diamètre de la colonne .Sous vide on doit diminuer le débit pour conserver le même nombre de plateaux théoriques .On ne peut pas augmenter le débit au-delà d'une certaine valeur sous peine de provoquer l'engorgement de la colonne (il se forme "un bouchon liquide" lorsque les vapeurs empêchent le liquide de refluer vers le bouilleur) [10].

1.7.3. Niveaux :

Le ballon de résidu et du reflux jouent le rôle d'accumulateur de liquide, afin de donner à l'unité une certaine flexibilité (pompe, instrument, vanne, etc.) le temps de séjour du liquide correspond à une retenue correcte (Watkins, 1967) Fond de colonne, ballons de reflux ils sont munis de deux alarmes. Un pour éviter de faire caviter les pompes, haut pour éviter les plateaux inférieurs de la colonne 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 [5].

1.7.4. Chauffage et refroidissement de la distillation :

Si l'on chauffe par un fluide thermique il faut connaître son débit et ses températures d'entrée et de sortie échange du condenseur (débit d'eau et de températures) [5].

a) Chauffage en fond de colonne :

La température dans la colonne distillation à 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 [5].

b) Refroidissement en tête de colonne :

La vapeur arrivant sur chaque plateau se refroidit, condense partiellement et donne une certaine quantité de liquide, riche en produit lourd. Au fur et à mesure la vapeur se débarrasse de partie de produit le plus lourd. Si l'on dispose d'un nombre de plateaux suffisant, la vapeur qui s'échappe au sommet. Refroidie dans le condenseur de tête. Qui donner un liquide appelé « Distillat ». Une partie du distillat prise dans le ballon de tête appelle reflux.

Le rapport entre la quantité de produit de tête employée pour le reflux est dit taux de reflux. Qui est même composition que la vapeur de tête [5].

1.7.5. Pression :

La Pression de colonne distillation est un paramètre son fonctionnement Nous concluons de la pression sur la colonne dépend de la température une relation La pression d'autant plus élevée que la température est haute [5].

a) Pression de marche :

Pour allumer la colonne de distillation, appuyez sur l'arbre de la colonne. Il y a un dispositif d'arrêt automatique d'arrêt lorsque la pression augmente.

b) Pression différentielle de la colonne :

C'est un paramètre simple à mesure le fonctionnement hydrodynamique un engorgement ou un encrassement excessif il en résulte une chute d'efficacité. « Par exemple, diminution du débit d'alimentation et du chauffage lorsque la perte de charge dépasse une valeur limitée » [5].

1.7.6. Températures à différents niveaux :

Ces produits leur température d'ébullition différentes plus de 5°C elle permet d'apprécier le profil des compositions et de juger le fonctionnement de la colonne [5].

1.8. Domaine de fonctionnement des plateaux :

Pour qu'un plateau fonctionne normalement, il est nécessaire de maîtriser deux paramètres, à savoir : la vitesse de la phase vapeur et le débit liquide (ou plus exactement le débit par unité de longueur du barrage de sortie). De mauvais choix peuvent provoquer des dysfonctionnements de type hydraulique, qui vont nuire à la performance, on distingue [10].

a) L'engorgement (flooding) :

Qui intervient aussi bien pour la vapeur que pour le liquide [9] :

- **Le soufflage (blowing) :**

Se produit pour des débits vapeur trop élevés par rapport au trafic liquide. Il y a formation d'un brouillard finement dispersé au-dessus de la zone de contact. Cette situation conduit à un mauvais transfert liquide-vapeur, avec formation de mousse et de fines gouttelettes entraînées vers les plateaux supérieurs [9].

- **L'engorgement par entraînement (jet flooding) :**

L'accroissement simultané des débits liquide et vapeur, situation courante lorsque l'on recherche une capacité maximale, se rapproche du phénomène précédent. L'entraînement liquide vers le plateau supérieur augmente alors en raison de l'accroissement de la hauteur liquide sur le plateau, ce qui réduit la hauteur de désengagement de la vapeur. Le fonctionnement devient instable [9].

- **L'engorgement par charge liquide excessive :**

Le débit de liquide aéré provenant de l'aire active et alimentant le déversoir est trop important, ce qui provoque un débordement. Ce phénomène peut être dû à un mauvais désengagement de la vapeur (système moussant ou aire du déversoir trop faible), une perte de

charge excessive sur la vapeur, un jeu sous le déversoir trop faible, un espacement entre plateau insuffisant [9].

b) Le pleurage (weeping) :

Les plateaux perforés ou à clapets sont, par nature, non étanches; il existe donc toujours une légère fuite de liquide, qui reste acceptable et ne perturbe pas trop l'efficacité. Toutefois, en deçà d'un certain débit de vapeur, la poussée hydrostatique n'étant plus suffisante, le liquide s'écoule au travers des orifices. Cette fuite, ou pleurage, est extrêmement néfaste en raison du remélangeage qu'elle crée. Il est possible de tracer sur une figure les limites de fonctionnement satisfaisant d'un plateau. Cette zone délimite son domaine de

stabilité, c'est-à-dire les conditions extrêmes de débit entre lesquelles le fonctionnement est acceptable [9]

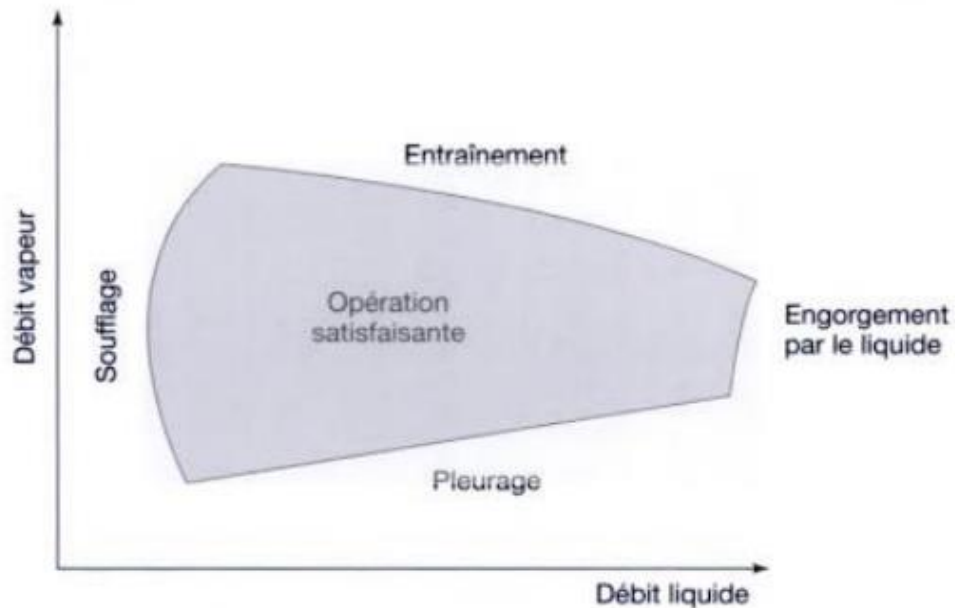


Figure I-7 Domaine de fonctionnement acceptable pour un plateau [9] .

1.9. Conclusion :

Nous avons examiné ce problème après avoir mené une recherche bibliographique pour nous assurer qu'il n'est utilisé que de manière limitée.

Au premier semestre, nous nous sommes intéressés à une étude sur la distillation en général et On désigne sous le nom générique de distillation, les opérations fondamentales de transfert de matières et d'énergie permettant de séparer plusieurs composés possédant une différence de volatilité suffisante. Cette séparation se réalise par une succession dévalorisations et de condensations. Elle est basée sur le fait qu'une vapeur produit par un liquide est en équilibre avec le liquide qui l'a générée. Elle est généralement enrichie en constituant le plus volatil. L'intérêt du passage par la phase vapeur est donc mis à profit, dans la distillation, pour séparer au moins deux composés en phase liquide.

Chapitre II.

Modélisation de la colonne binaire à distillation

Chapitre II : Modélisation de la colonne binaire à distillation

II.1. Introduction :

L'application des méthodes de contrôle nécessite la recherche d'un modèle mathématique, une phase de modélisation est nécessaire pour permettre l'étude en simulation. La modélisation consiste à représenter les aspects importants du système en écrivant les relations entre les différentes grandeurs qui caractérisent son fonctionnement. Dans ce chapitre et en basant sur la configuration (L, V), une modélisation dynamique de la colonne ainsi une application de celle-ci sur une colonne binaire a été présentée.

II.2. Description du système:

Pour faire la commande de la colonne de distillation, on peut distinguer les variables qui entre en jeu comme suit :

Les variables de réglage :

L : Débit molaire liquide du Reflux

V : Débit molaire liquide de vapeur

Les variables à commande (sortie) :

Y1 : fraction molaire de reflux

Y2 : fraction molaire de Rebouilleur

Les dynamique des niveaux avec une bonne approximation sont linéaires et du premier ordre :

$$\begin{cases} \frac{dN1}{dt} = V - L \\ \frac{dNn}{dt} = L + F - V \end{cases} \quad (\text{II } 1)$$

(Dans ces équations, nous avons pris les hypothèses de (Lewis). une alimentation de débit F liquide à température de bulle). [12]

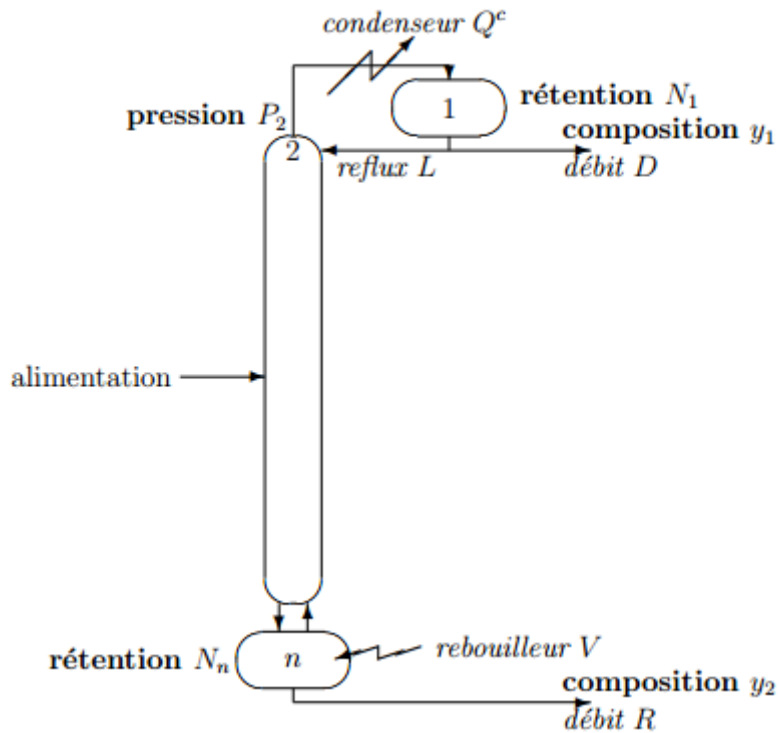


Figure II-1 les variables de la commande

II.3. Les équations de base pour la modélisation [5] :

L'indice i indique les plateaux numérotés. En haut est le condenseur est le plateau ($j = 1$) vers le bas de la colonne avec un rebouilleur présente le plateau ($j = n$) comme montre dans la figure II-2. Où D et R est le débit du produit de distillat (en haut) et le produit de résidu (en bas).

Pour modéliser la colonne de distillation, il suffit d'utiliser les hypothèses ci-dessus en écrivant les équations de celui de :

- Bilan matière total.
- Bilan matière du composant le plus léger (volatil).

Un aperçu général est présenté afin de bien comprendre l'écriture des équations des bilans pour chaque étage.

II.3.1. Le bilan matière total [5]:

$$\left(\begin{array}{l} \text{débit molaire qui se} \\ \text{trouve dans le système} \\ \text{trouve dans le système} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{débit molaire} \\ \text{entrante dans} \\ \text{le système} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{débit molaire qui se} \\ \text{trouve dans le système} \\ \text{à l'instant T} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{débit molaire} \\ \text{sortrante du} \\ \text{système} \end{array} \right)$$

Par conséquent:

$$\left(\begin{array}{l} \text{débit molaire qui se} \\ \text{trouve dans le système} \\ \text{à l'instant T} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{débit molaire} \\ \text{entrante dans} \\ \text{le système} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{débit molaire} \\ \text{sortrante du} \\ \text{système} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{débit molaire qui se} \\ \text{trouve dans le système} \\ \text{à l'instant 0} \end{array} \right)$$

Faire un réarrangement de l'équation ci-dessus est:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{débit molaire qui se} \\ \text{trouve dans le système} \\ \text{à l'instant } T \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{débit molaire qui se} \\ \text{trouve dans le système} \\ \text{à l'instant } 0 \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{débit molaire} \\ \text{entrante dans} \\ \text{le système} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{débit molaire} \\ \text{sortante du} \\ \text{système} \end{array} \right\}$$

L'utilisation du terme dérivé:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Changement de débit molaire} \\ \text{sur un intervalle} \\ \text{de temps } t \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{débit molaire qui entre} \\ \text{dans le système à un} \\ \text{intervalle de temps } t \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{débit molaire sortante} \\ \text{du système dans un} \\ \text{intervalle de temps } t \end{array} \right\}$$

Les équations du bilan matière total sont écrites Comme tel :

$$\frac{dM(t)}{dt} = n \text{ Entrant } (t) - n \text{ Sortant } (t). \quad (\text{II.2})$$

II.3.2. Le bilan matière du composant le plus léger (volatil) [5]:

Le composant d'un mélange binaire de masse totale M du mélange est égale à la somme de la masse de chaque composant du produit A et B :

$$M = n_A + n_B \quad (\text{II.3})$$

Les fractions molaires en liquide des composants d'un mélange binaire x_A, x_B sont les points de pourcentage contenant les nombres de moles cet élément obtenu en divisant sur le nombre total des moles (M) de ces deux composants A et B :

$$\left\{ \begin{array}{l} X_A = \frac{n_A}{n_A+n_B} = \frac{n_A}{M} \\ X_B = \frac{n_B}{n_B+n_A} = \frac{n_B}{M} \end{array} \right. \quad (\text{II.4})$$

Dans un mélange binaire (A et B), on définit dans chaque phase (liquide ou vapeur) les fractions molaires ou les compositions en A et B. Donc ils existent simultanément dans la phase liquide et vapeur A et B.

On a :

$$\sum_i^n x_i = 1 \quad (\text{II.5})$$

Alors :

$$\left\{ \begin{array}{l} x_A + x_B = 1 \\ y_A + y_B = 1 \end{array} \right. \quad (\text{II.6})$$

Remarque:

A est pris comme étant le composé le plus volatil pour simplifier les équations de chaque étage dans la colonne de distillation, on note dans toute la suite x_A, x_B pour la phase liquide et y_A, y_B pour la phase vapeur.

A est pris comme étant le composé le plus volatil pour simplifier les équations de chaque étage dans la colonne de distillation, on note dans toute la suite x_j pour les fractions molaires en phase liquide et y_j pour les fractions molaires en phase vapeur .

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{nombre de moles} \\ \text{du composant A} \\ \text{à l' instant 0} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{nombre de moles} \\ \text{du composant A} \\ \text{entrant dans le système} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{nombre de moles} \\ \text{du composant A} \\ \text{qui va dans le temps t} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{nombre de moles} \\ \text{du composant A} \\ \text{sortante du système} \end{array} \right\}$$

Les équations sont écrites en fonction du produit léger comme suit :

$$\frac{dn_A(t)}{d(t)} = \frac{dM((t)x_A)}{d(t)} = (n_{A(t)})\mathbf{Entrant} - (n_{A(t)})\mathbf{Sortant} \quad (\text{II.7})$$

On remplaçant $(x_A, n_A = Mi)$ pour généraliser l'équation (II.) pour N plateaux.

$$\frac{dM_j(t)}{d(t)} = \frac{dM((t)x_j)}{d(t)} = (m_j(t)\mathbf{Entrant} - (m_j(t)\mathbf{Sortant.}) \quad (\text{II.8})$$

Sur chaque plateau, nous avons un équilibre entre la vapeur sortant du plateau et le liquide sortant du plateau :

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{(1+(\alpha-1)x_i)} \quad i = 1, \dots, n$$

Où :

- x_i : la fraction molaire liquide du plateau i.
- α : est la volatilité relative des deux constituant $\alpha > 1$ est une condition pour une meilleure distillation.

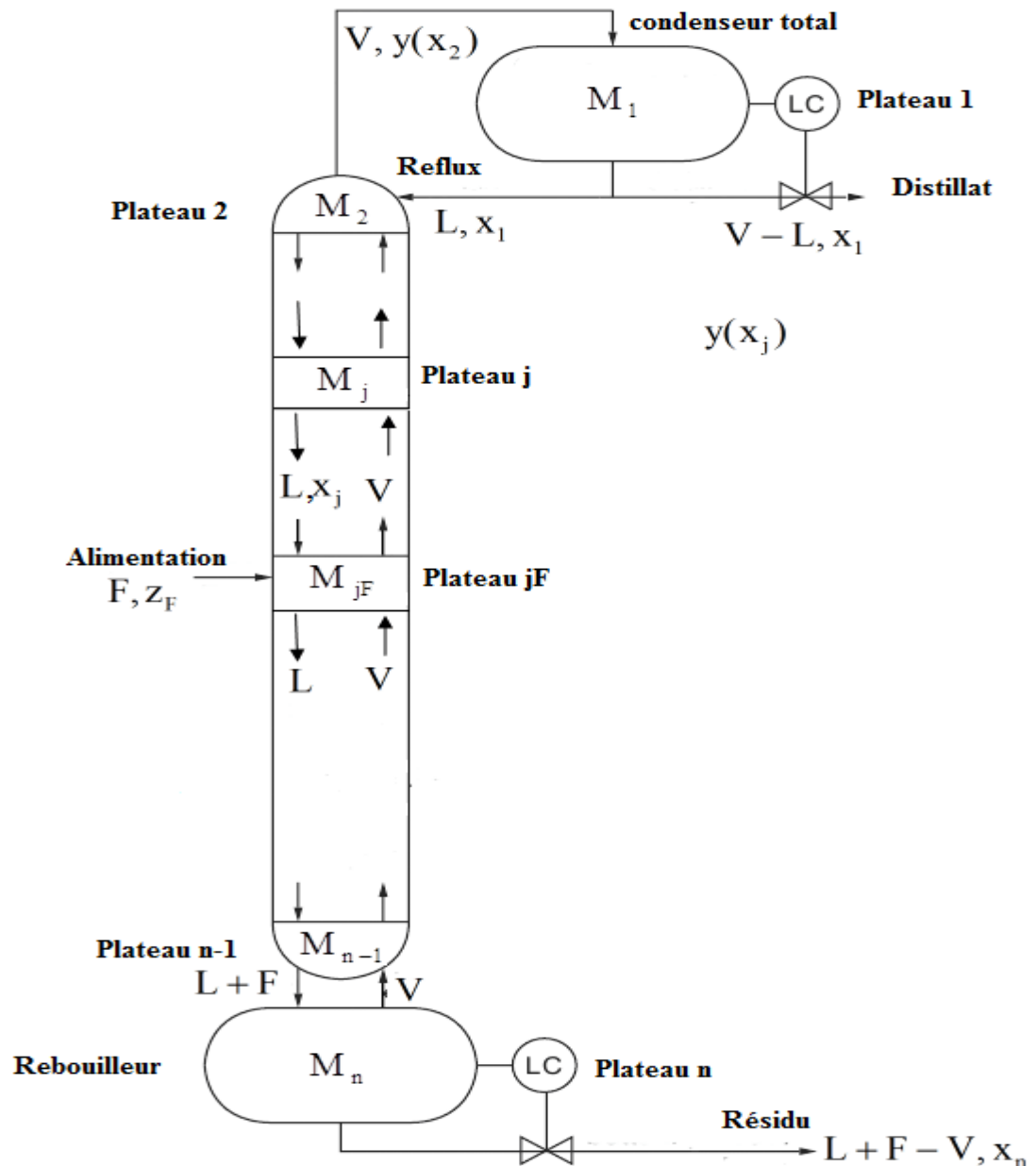


Figure II-2 une colonne binaire classique [12]

Au niveau du condenseur : Avec $i = 1$ ($V_2 = Vy(x_2), V_1 = x_1(V - L)$)

$$\begin{cases} d \frac{M_1}{d(t)} = V_2 - V_1 \\ d \frac{M_1 x_1}{d(t)} = Vy(x_2) - x_1(V - L) \end{cases} \quad (\text{II.9})$$

$M_1 =$ Cet d'après l'hypothèse précédente: donc $V_1 = V_2$

❖ pour $j=2, \dots, j_{F-1}$

Au niveau du deuxième plateau: avec $j=2$:

$$\begin{cases} d \frac{dM_2}{dt} = L_1 + V_3 - L_2 - V_2 \\ d \frac{d(M_2x_2)}{dt} = Lx_1 + Ly_{x_3} - Lx_2 - Vy(x_2) \end{cases} \quad (\text{II.10})$$

Au niveau de la section d'épuisement : avec $2 \geq i > j_F - 1$

$$\begin{cases} d \frac{M_2}{dt} = L_{j-1} + V_{j+1} - L_j - V_j \\ d \frac{(M_2x_2)}{dt} = Lx_{j+1} + Vy_{x_{j+1}} - Lx_j - Vy(x_j) \end{cases} \quad (\text{II.11})$$

Au niveau du plateau d'alimentation : avec $j=j_F$

$$\begin{cases} d \frac{M_{j_F}}{dt} = L(j_F - 1) + V(j_F + 1) - (L + F)j_F - V(j_F) + F \\ d \frac{(M_{j_F}x_{j_F})}{dt} = LX_{j_F-1} + Vy_{x_{j_F+1}} - (L + F)x_{j_F} - Vy_{x_{j_F}} + Z_{j_F}F \end{cases} \quad (\text{II.12})$$

❖ Pour $j=j_F+1, \dots, n-1$

Au niveau de la section de rectification : avec $j_F + 1 \geq j > n$

$$\begin{cases} d \frac{M_{j_F}}{dt} = (L + F)_{j-1} + V_{j+1} - (L + F)_j - V_j \\ d \frac{(M_{j_F}x_{j_F})}{dt} = (L + F)x_{j-1} + Vy(x_{j+1}) - (L + F)x_j - Vy(x_j) \end{cases} \quad (\text{II.13})$$

Au niveau du plateau avant dernier : avec $j= n$

$$\begin{cases} d \frac{M_n}{dt} = (L + F)(n - 1) + (L + F - V)(n) - Vn \\ d \frac{(M_nx_n)}{dt} = (L + F)x_{n-1} + (V - (L + F))x_n - Vy(x_n) \end{cases} \quad (\text{II.14})$$

La dérivée de la fraction molaire liquide dans chaque plateau est présente par [5] :

$$\frac{dxi}{dt} = \frac{(\frac{dMixi}{dt})}{Mi} \quad (\text{II.15})$$

Dans la colonne de distillation, il existe des variables, telles que la pression et les niveaux dans les flacons en haut et en bas de la colonne, qui ont une dynamique rapide par rapport à la dynamique des concentrations y_D et x_R . Pour cette raison, ses effets interactifs sont minimes.

La colonne de distillation possède une technologie qui permet la séparation du mélange lourd et léger à deux composants, ces deux produits sont :

- Un produit léger qui s'appelle, le "distillat: D" par la fraction molaire y_D .
- Un produit lourd qui s'appelle, le "résidu: R" par la fraction molaire x_R .

La concentration du distillat est commandée par la manipulation du débit de reflux, tandis que la qualité du produit de fond est contrôlée par le réglage sur le débit de vapeur.

II.4. Un modèle binaire simple.

Nous examinons la structure d'un modèle de colonne sur un petit modèle binaire, avec une cascade de 5 étages numérotés de **2** pour la tête à **7** pour le fond. Le condenseur porte le numéro **1** et le rebouilleur le numéro **8**. La colonne est alimentée en phase liquide à l'étage **5**.

La rétention (resp. le débit) partielle d'un constituant est la quantité du constituant dans le mélange de la rétention (resp. du débit). Nous appelons rétention (resp. débit) complète la somme des rétentions (resp. des débits) partielles des deux constituants.

La fraction d'un constituant dans une rétention (resp. dans un débit) est la rétention partielle (resp. le débit partiel) du constituant divisée par la rétention complète (resp. le débit complet). Elle varie dans l'intervalle **[0,1]**.

Dans notre modèle simple, les débits complets liquide L et V sont uniformes à l'intérieur de chaque section, c'est-à-dire égaux sur tous les étages d'une section. Les rétentions liquide M_i dans les étages sont constantes et uniformes. Les rétentions liquides dans le ballon du condenseur et dans l'étage de fond, qui sert de ballon au rebouilleur, sont régulées parfaitement par les soutirages respectifs. La pression est régulée parfaitement par la puissance de condensation et elle est la même sur tous les étages.

Les fractions dans un débit sont les mêmes que dans la phase qu'il quitte. Nous notons x_j et y_j les fractions du constituant léger dans le liquide et dans la vapeur à l'étage, ou dans un échangeur de chaleur, $j = 2 \dots 7$, Le condenseur 1 et le rebouilleur 8 ne changent pas la fraction du débit qui les traverse. Nous notons x_1 et x_8 la fraction du constituant léger dans leur rétention.

En utilisant les relations le model d'état peut être présenté comme suit :

$$\left\{ \begin{array}{l} M_1 \frac{dx_1}{dt} = V(k(x_2) - x_1) \\ M_2 \frac{dx_2}{dt} = L(x_1 - x_2) + V(k(x_3) - k(x_2)) \\ M_3 \frac{dx_3}{dt} = L(x_2 - x_3) + V(k(x_4) - k(x_3)) \\ M_4 \frac{dx_4}{dt} = L(x_3 - x_4) + V(k(x_5) - k(x_4)) \\ M_5 \frac{dx_5}{dt} = F(z_F - x_5) + L(x_4 - x_5) + V(k(x_6) - k(x_5)) \\ M_6 \frac{dx_6}{dt} = (L + F)(x_5 - x_6) + V(k(x_7) - k(x_6)) \\ M_7 \frac{dx_7}{dt} = (L + F)(x_6 - x_7) + V(k(x_8) - k(x_7)) \\ M_8 \frac{dx_8}{dt} = (L + F)(x_7 - x_8) + V(x_8 - k(x_8)) \end{array} \right. \quad (II. 16)$$

II.5. Propriétés en boucle ouverte du modèle (L, V) [8] :

Les propriétés d'un modèle un plus compliqué que (II.16) En 1962, Sont démontrées par Rosenbrock [8] soient l'unicité et la stabilité asymptotique globale. Nous allons réutiliser ces résultats pour démontrer des propriétés analogues sur le modèle (II.16) Le théorème II.1 ci-dessous énonce des propriétés qualitatives du modèle (II.16) . Tout d'abord, pour chaque jeu d'entrées ayant un sens physique, il existe un point stationnaire unique ayant un sens physique. Si ces entrées sont constantes au cours du temps, le système revient naturellement à ce point stationnaire, et ce quel que soit le point de départ. A partir de n'importe quel régime stationnaire, la réaction du système à un échelon sur l'une des entrées L , V , z_F est monotone.

Théorème II.1 : Considérons le système (II.16) Supposons que M_1 et M_2 sont vérifiées et $dy/dx > 0$ pour tout x dans $[0,1]$. Alors,

a. Pour toute condition initiale dans $[0,1]^n$ la solution maximale en temps est définie pour t dans $[0, +\infty[$ et reste dans $[0,1]^n$;

b. pour chaque F, z_F, L et V, il existe un unique point stationnaire x dans $[0,1]^n$ dépendant régulièrement de (F, z_F, L, V) ; si de plus $y(x) < x$ pour tout x dans $]0,1[$ alors le point stationnaire vérifie

$$0 < x_1 < x_2 < \dots < x_{n-1} < x_n < 1$$

c. si F , z_F , L et V sont constants, alors l'unique point stationnaire est globalement asymptotiquement stable (i.e. pour toute condition initiale dans $[0,1]^n$, la solution converge vers le point stationnaire quand t tend vers $+\infty$; de plus, pour tout x dans $[0,1]^n$ le Jacobin du système par rapport à x ayant n valeurs propres réelles, distinctes et strictement négatives ;

d. si F , z_F L et V sont constants et si au temps t = 0 les n composantes de dx/dt sont positives (resp. négatives), alors, pour tous t > 0 les n composantes de dx/dt restent positives (resp. négatives), si l'on suppose en plus que $y(x) < x$ pour tout x dans $]0,1[$

La réponse de l'état du système à un échelon sur l'une des entrées z_F, L, V est monotone, i.e. la solution correspondante $(x_j(t)) j = 1, \dots, n$ de (II.16) est telle que, à chaque instant $t > 0$ soit pour tout j Dans $\{1, \dots, n\}$ $dx_j/dt \geq 0$ soit pour tout j dans $\{1, \dots, n\}$ $dx_j/dt \leq 0$.

II.6. Simulation en boucle ouverte

Il s'agit ici d'une colonne binaire semi-industrielle à 8 plateaux , sont notés respectivement 1 pour le plateau d'entête (condenseur), 5 pour le plateau d'alimentation et 8 pour le plateau de pied (bouilleur). Le modèle non linéaire de la colonne a été simulé sous l'environnement de Matlab.

Le tableau suivant indique les valeurs au point de fonctionnement des différentes variables agissant sur la commande de la colonne

Tableau II.1 les paramètres de la colonne

Paramètre	symbole	valeur
Débit molaire liquide d'alimentation en mol/min	F°	22.9
Concentration d'alimentation en mol fraction	Z_F°	0.36
Débit molaire liquide du reflux kmol/min	L°	12.71
Débit molaire liquide de vapeur kmol/min	V°	19.97
La volatilité relative des deux constituants	α°	2.97
Rétentions liquides de matières en chaque plateau Kmole	M_1°	0.9
	$M_{i=(1.....7)}^\circ$	0.15
	M_8°	1.5

Les courbes ci-dessous montrent l'allure des différentes sorties du modèle de la colonne.

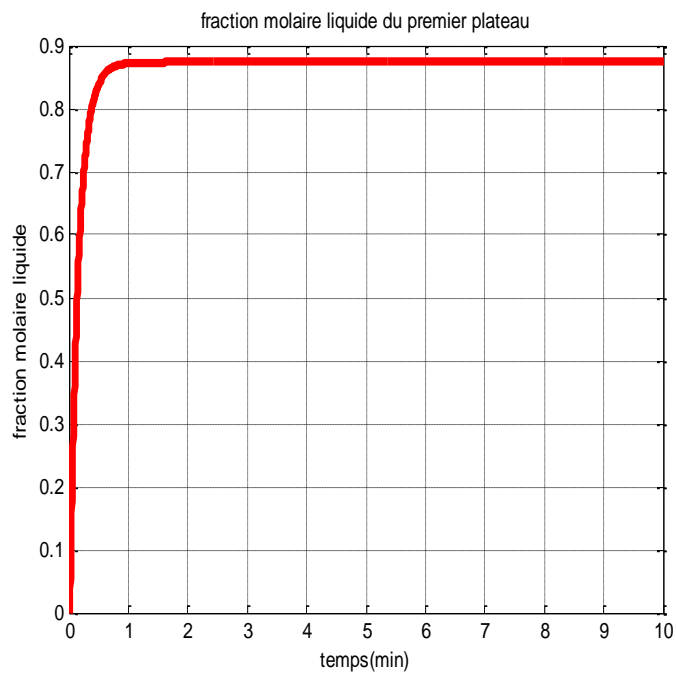


Figure II-3 la fraction molaire liquide du premier plateau

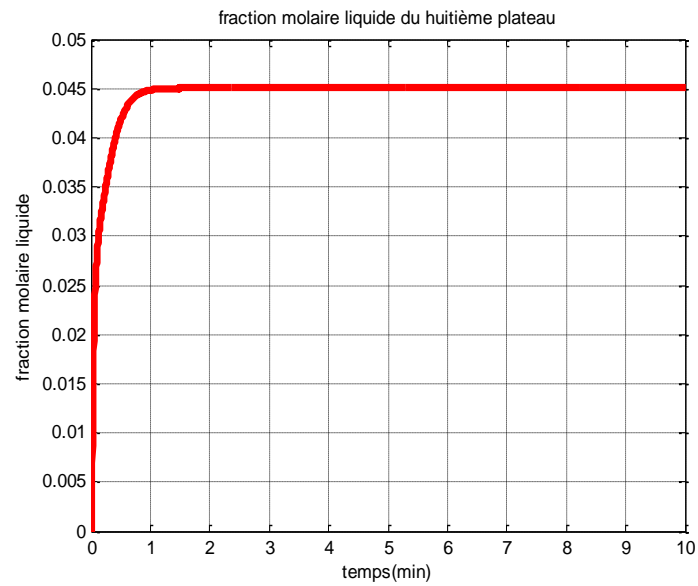


Figure II-4 la fraction molaire liquide du dernier plateau

La composition liquide du premier plateau est presque atteinte le 1^{er} et ça du de la richesse de reflux par le composant volatile.

La valeur de la fraction molaire liquide du condenseur est très petite, et ça est justifier par la diminution des fraction molaire liquide lorsqu'on descend dans la colonne.

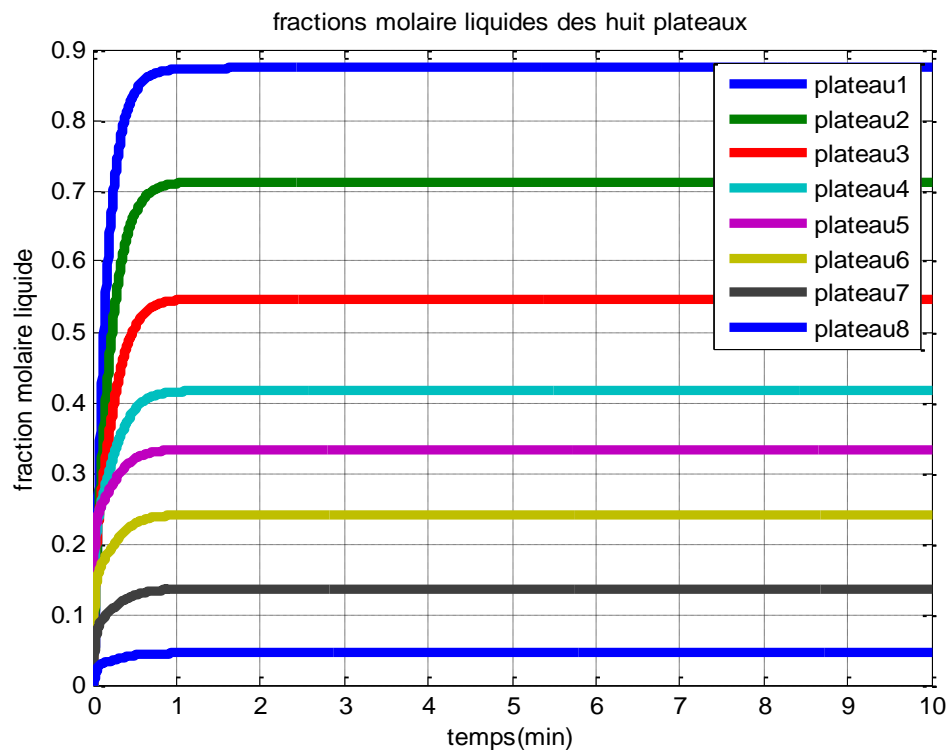


Figure II-5 l'évolution des fractions molaires liquides pour chaque plateau

Dans La figure ci-dessous, les différentes évolutions des concentrations molaires liquides sont représentées. On observe une diminution des valeurs finales des concentrations molaires liquides du haut vers le bas de la colonne. Ceci pourra dire que l'entête de la colonne est plus riche en produit volatil que le bas.

Le tableau ci-dessous regroupe les valeurs des sorties du modèle simulé de la colonne se sont des compositions de chaque plateau de celle-ci

Tableau II.2 point de fonctionnement

x_1	x_2	x_3	x_4	x_5	x_6	x_7	x_8
0.8737	0.7127	0.5472	0.4167	0.3337	0.2410	0.2410	0.0450

II.7. Conclusion

Dans ce chapitre on a déterminé le choix d'une configuration de commande sur le processus de distillation, ce point a fait l'objet de plusieurs travaux de recherche comme il est indiqué dans les références bibliographiques. D'autre part, on a passé vers une modélisation dynamique de la colonne, ainsi une application de celle-ci sur une colonne binaire de 8 plateaux.

Les résultats de simulation en boucle ouverte de ce modèle nous ont permis de conclure sur les évolutions des concentrations molaires liquides (sorties). En effet, Il a paru que les valeurs finales de celles-ci ont diminués l'une par rapport à l'autre. La plus grande valeur est trouvée pour le premier plateau et la plus petite valeur pour le dernier plateau.

Chapitre III. Synthèse des Lois de Commande Non linéaires

Chapitre III : Synthèse des Lois de Commande Non linéaires

III.1. Introduction :

Dans ce chapitre, on va synthétiser des commandes non linéaires la linéarisation par bouclage (feedback linearisation) qui est une approche de commande non linéaire et qui a attiré beaucoup d'intérêt de recherches ces dernières années, et la deuxième c'est la commande par mode glissant.

On doit faire on suite un test de robustesse des deux commande et on termine par une comparaison entre les deux commandes

III.2. Synthèse de La commande linéarisante (Feedback Linéarization)

III.2.1.1. Principe de la commande [14]

L'idée principale de la linéarisation exacte par feedback est de transformer les dynamiques d'u système non linéaire en dynamique linéaire à l'aide d'une commande par retour d'état et d'un changement de coordonnées sur l'état de système, de sorte que les techniques de contrôle linéaires peuvent être appliquées

Le problème de la linéarisation exacte entrée sortie est basé sur la recherche d'une transformation non linéaire qui transforme le modèle (II.16) en un modèle linéaire à l'aide d'une commande par retour état. La propriété de linéarité, dans ce cas, devrait être établie entre une nouvelle commande v et la sortie y .

Pour le cas des systèmes mono-variable, l'approche pour obtenir une relation linéaire entrée sortie est de dériver successivement la sortie jusqu'à ce que l'entrée apparaisse, donc :

$$y = h(x);$$

$$\dot{y} = L_f h(x); \quad \left\{ L_f h = \frac{dh}{dx} f(x) \right.$$

.....

$$\dot{y} = v; \quad \text{avec } V = L_f^n h(x) + L_g L_f^{n-1} h(x) u,$$

Dans le cas où le système a un degré relatif $r=n$.

Si on pose $z=h(x)$ et $\dot{Z}_i = Z_{i+1}$ pour $i=1, \dots, m-1$, alors nous avons la forme canonique de BRUNOVSKY suivante : $\dot{Z} = AZ + bV$ ou (A, b) est sous la forme canonique de commandabilité de BRUNOVSKY .Alors, le problème de linéarisation exacte entrée sortie est résolu si et seulement si le système non linéaire (1) a un degré relatif r égal a n en x_0 .

Si on définit les distributions :

$$G_i \text{ Span}\{ad_f^k g_i : 0 \leq k \leq i, 1 \leq j \leq m\} \text{ pour } 0 \leq i \leq n - 1$$

Alors les conditions nécessaires et suffisantes pour qu'un système non linéaire soit linéarisable exactement par feedback sont données par le théorème suivant :

Théorème : étant donné le modèle non linéaire suivant

$$\dot{X} = f(x) + g(x)u, \text{ ou } x \in \mathbb{R}^n, u \in \mathbb{R}^m \text{ avec le rang de } g(x_0) = m.$$

Le problème de linéarisation par feedback possède une solution si est seulement si :

- ✚ G_i a une dimension constante autour de x_0 pour chaque $0 \leq i \leq n - 1$.
- ✚ G_{n-1} a une dimension n .
- ✚ G_i est involutive pour tous $i \leq 0 \leq n - 2$.

III.2.2. Application sur la colonne de distillation

Etant donné le modèle dynamique du système (II.16) développé au chapitre Précédent:

Ce systèmes a comme grandeurs d'entrée le débit de liquide et de Vapeur (L, V) et comme grandeurs de sortie la fraction molaire du distillat et résidu (x_1, x_8) définies par

$$\begin{cases} y_1 = x_1 = h_1(x) \\ y_2 = x_8 = h_2(x) \end{cases} \quad \text{(III.1)}$$

Le modèle de la colonne est de la forme

$$\begin{cases} \dot{x} = f(x) + g(x)u \\ y = h(x) \end{cases} \quad \text{Ou : } u \in \mathbb{R}^2, u \in \mathbb{R}^5 \text{ et } y \in \mathbb{R} \quad \text{(III.2)}$$

Avec :

$$f(x) = \begin{cases} f_1(x) \\ f_2(x) \\ f_3(x) \\ f_4(x) \\ f_5(x) \\ f_6(x) \\ f_7(x) \\ f_8(x) \end{cases} = \begin{cases} \frac{dx_1}{dt} = \left(\frac{V(k(x_2) - x_1)}{M_1} \right) \\ \frac{dx_2}{dt} = \left(\frac{L(x_1 - x_2) + V(k(x_3) - k(x_2))}{M_2} \right) \\ \frac{dx_3}{dt} = \left(\frac{L(x_2 - x_3) + V(k(x_4) - k(x_3))}{M_3} \right) \\ \frac{dx_4}{dt} = \left(\frac{L(x_3 - x_4) + V(k(x_5) - k(x_4))}{M_4} \right) \\ \frac{dx_5}{dt} = \left(\frac{F(z_F - x_5) + L(x_4 - x_5) + V(k(x_6) - k(x_5))}{M_5} \right) \\ \frac{dx_6}{dt} = \left(\frac{(L+F)(x_5 - x_6) + V(k(x_7) - k(x_6))}{M_6} \right) \\ \frac{dx_7}{dt} = \left(\frac{(L+F)(x_6 - x_7) + V(k(x_8) - k(x_7))}{M_7} \right) \\ \frac{dx_8}{dt} = \left(\frac{(L+F)(x_7 - x_8) + V(x_8 - k(x_8))}{M_8} \right) \end{cases} \quad \text{(III.3)}$$

$$\text{Et } k(x_j) = \frac{\alpha x_j}{1 + (\alpha - 1)x_j}, u = \begin{pmatrix} L \\ V \end{pmatrix}$$

Pour procéder à une commande par feedback linearization il faut définir tout d'abord le vecteur de sortie, et qui se présente comme suit :

$$y = \begin{pmatrix} y_1 = x_1 \\ y_2 = x_8 \end{pmatrix} \quad \text{(III.4)}$$

Les degrés relatifs des sorties (le nombre de fois q'il faut dériver la sortie par rapport au temps pour que la commande apparaisse) :

$$\begin{aligned} y_1 &= x_1 \\ \dot{y}_1 &= \dot{x}_1 \\ &= \frac{V}{M_1} (k(x_2) - x_1) \end{aligned} \quad \text{(III.5)}$$

Alors le degré relatif de y_1 est : $r_1 = 1$

$$\begin{aligned} y_2 &= x_8 \\ \dot{y}_2 &= \dot{x}_8 \\ &= \left(\frac{(L + F)(x_7 - x_8) + V(x_8 - k(x_8))}{M_8} \right) \end{aligned} \quad \text{(III.6)}$$

Alors le degré relatif de y_2 est : $r_2 = 1$

On désire réguler les grandeurs de sortie y_1 et y_2 à leur valeur de référence respective y_{1ref} et y_{2ref} , on peut définir les erreurs de réglage z_1 et z_2 suivantes :

$$\begin{cases} z_1 = y_1 - y_{1ref} \\ z_2 = y_2 - y_{2ref} \end{cases} \quad \text{(III.7)}$$

On dérive par rapport au temps on obtient :

$$\begin{cases} \dot{z}_1 = \dot{y}_1 - \dot{y}_{1ref} \\ \dot{z}_2 = \dot{y}_2 - \dot{y}_{2ref} \end{cases} \quad \text{(III.8)}$$

A partir des équations (III.4) et (III .8), la dynamique de z_1 et z_2 sont telles que :

$$\begin{cases} \dot{z}_1 = \frac{\partial z_1}{\partial x} \dot{x} = \frac{\partial h_1}{\partial x} (f(x, u)) - \dot{y}_{1ref} \\ \dot{z}_2 = \frac{\partial z_2}{\partial x} \dot{x} = \frac{\partial h_2}{\partial x} (f(x, u)) - \dot{y}_{2ref} \end{cases} \quad \text{(III.9)}$$

On peut écrire le système (III.7) sous la forme suivante :

$$\begin{cases} \dot{z}_1 = L_f h_1 - \dot{y}_{1ref} \\ \dot{z}_2 = L_f h_2 - \dot{y}_{2ref} \end{cases} \quad \text{(III.10)}$$

Avec
$$\left\{ L_f h = \frac{dh}{dx} f(x) \right.$$

En définissant les commandes virtuelles v_1 et v_2 comme suit :

$$\begin{cases} v_1 = L_f h_1 - \dot{y}_{1ref} \\ v_2 = L_f h_2 - \dot{y}_{2ref} \end{cases} \quad \text{(III.11)}$$

Alors La dynamique de z_1 et z_2 peut s'écrire par une forme linéaire :

$$\begin{pmatrix} \dot{z}_1 \\ \dot{z}_2 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} v_1 \\ v_2 \end{pmatrix} \quad (\text{III.12})$$

Si les commandes virtuelles v_1 et v_2 de L'équation (III.13) sont imposées telles que :

$$v_1 = -k_1 z_1, v_2 = -k_2 z_2 \quad \text{avec } k_1, k_2 > 0 \quad (\text{III.13})$$

Alors la dynamique des erreurs prend la forme :

$$\begin{pmatrix} \dot{z}_1 \\ \dot{z}_2 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} -k_1 z_1 \\ -k_2 z_2 \end{pmatrix} \quad (\text{III.14})$$

Par conséquent, la dynamique des erreurs de réglage z_1 et z_2 convergent exponentiellement vers zero donc y_1 et y_2 convergent similairement vers leur valeur de référence respective y_{1ref} et y_{2ref}

$$\begin{pmatrix} L_f h_1 - \dot{y}_{1ref} \\ L_f h_2 - \dot{y}_{2ref} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} -k_1 z_1 \\ -k_2 z_2 \end{pmatrix} \quad (\text{III.15})$$

On calcule on trouve :

$$\begin{cases} f_1 - \dot{y}_{1ref} = -k_1 z_1 \\ f_2 - \dot{y}_{2ref} = -k_2 z_2 \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} \left(\frac{V(k(x_2) - x_1)}{M_1} \right) - \dot{y}_{1ref} = -k_1 (y_1 - y_{1ref}) \\ \left(\frac{(L + F)(x_7 - x_8) + V(x_8 - k(x_8))}{M_8} \right) - \dot{y}_{2ref} = -k_2 (y_2 - y_{2ref}) \end{cases} \quad (\text{III.16})$$

De l'équation (III.16) les commandes réelles V et L sont déterminées par les expressions :

$$\begin{cases} u_1 = V = \frac{(\alpha + 1) \times x_1^2 (1 + k_1 M_1) + M_1 \times (\alpha + 1) \times x_1 (\dot{y}_{1ref} - k_1 y_{1ref}) + x_1 (1 + k_1 M_1) + (\dot{y}_{1ref} - k_1 y_{1ref}) M_1}{\alpha \times x_1 y} \\ u_2 = L = \frac{(V \times x_8 \times (\alpha - 1) \times (1 - x_8) + (M_8 \times x_8 \times (\alpha - 1) + M_8) \times (\dot{y}_{2ref} + k_2 \times y_{2ref} - k_2 \times x_8))}{(1 + (\alpha - 1) \times x_8) \times (x_7 - x_8)} - F \end{cases} \quad (\text{III.17})$$

III.2.3. Les résultats de simulation

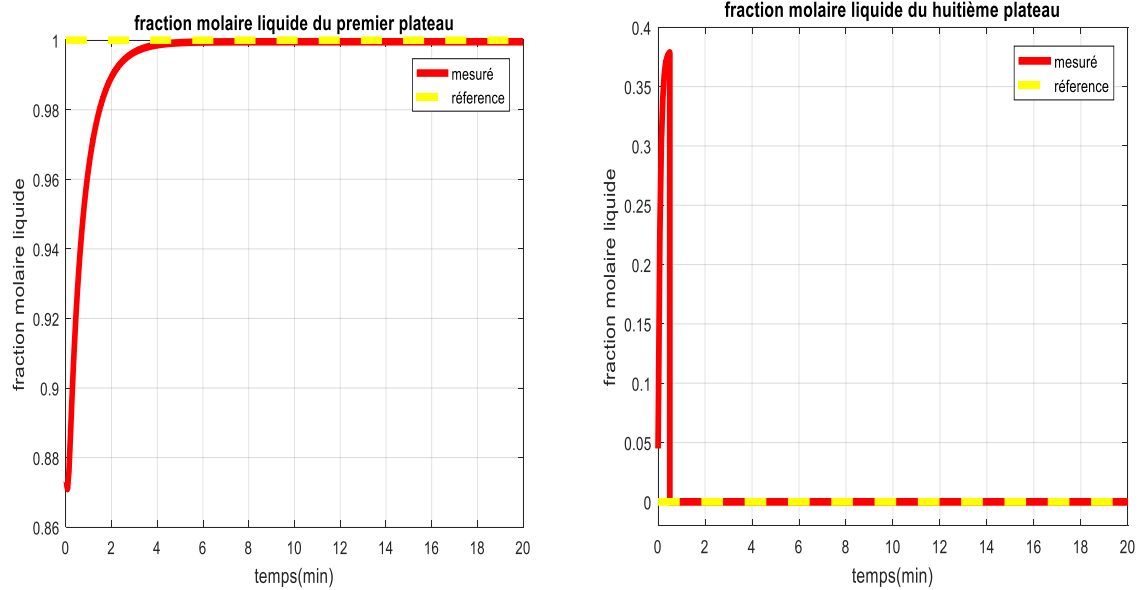


Figure III-1 Résultats de poursuite des références fraction molaire du distillat t résidu

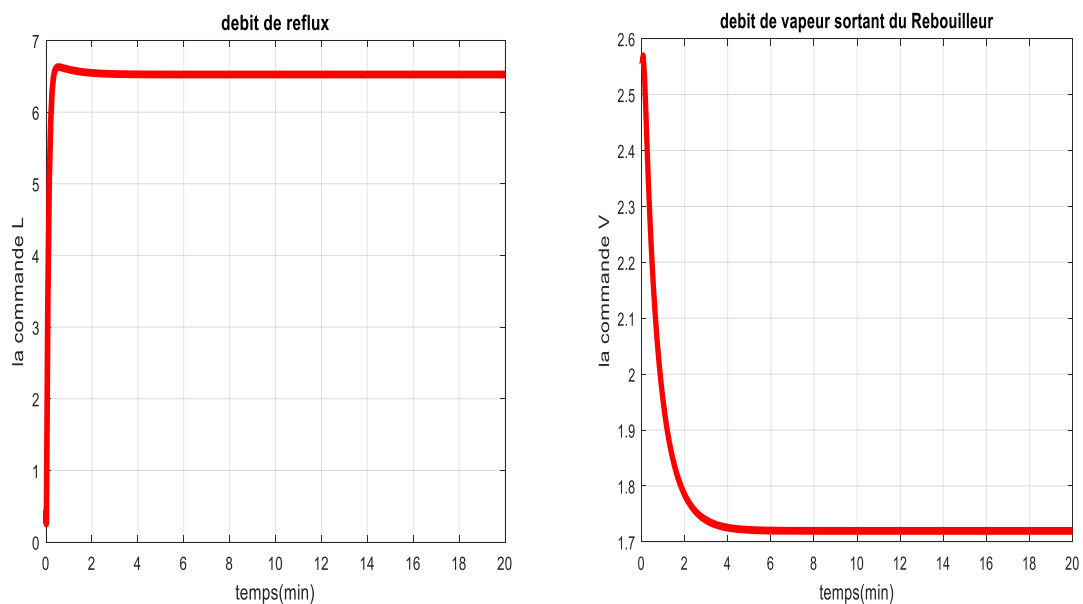


Figure III-2 Les signaux de commande le Débit de vapeur et Débit de reflux

Après avoir vu ces résultats, nous pouvons conclure ce qui suit :

- La commande par Feedback Linéarisation assure une convergence stable.
- La commande assure aussi une bonne poursuite des fractions molaires du distillat et du résidu de leurs références.

III.3. Etude de la robustesse de la commande feedback Linearization

III.3.1. Vis-à-vis variation paramétrique

Plusieurs phénomènes physiques provoquent des variations des paramètres du modèle de système. En outre, une mauvaise identification donne des valeurs des paramètres erronés.

Afin de tester la robustesse de la commande, on fait une augmentation des valeurs des rétentions liquide des plateaux de 100% de sa valeur nominale.

Les figures III.3, III.4 et III.5 montrent l'effet des variations de paramètres sur la réponse de la fraction molaire de distillat et résidu.

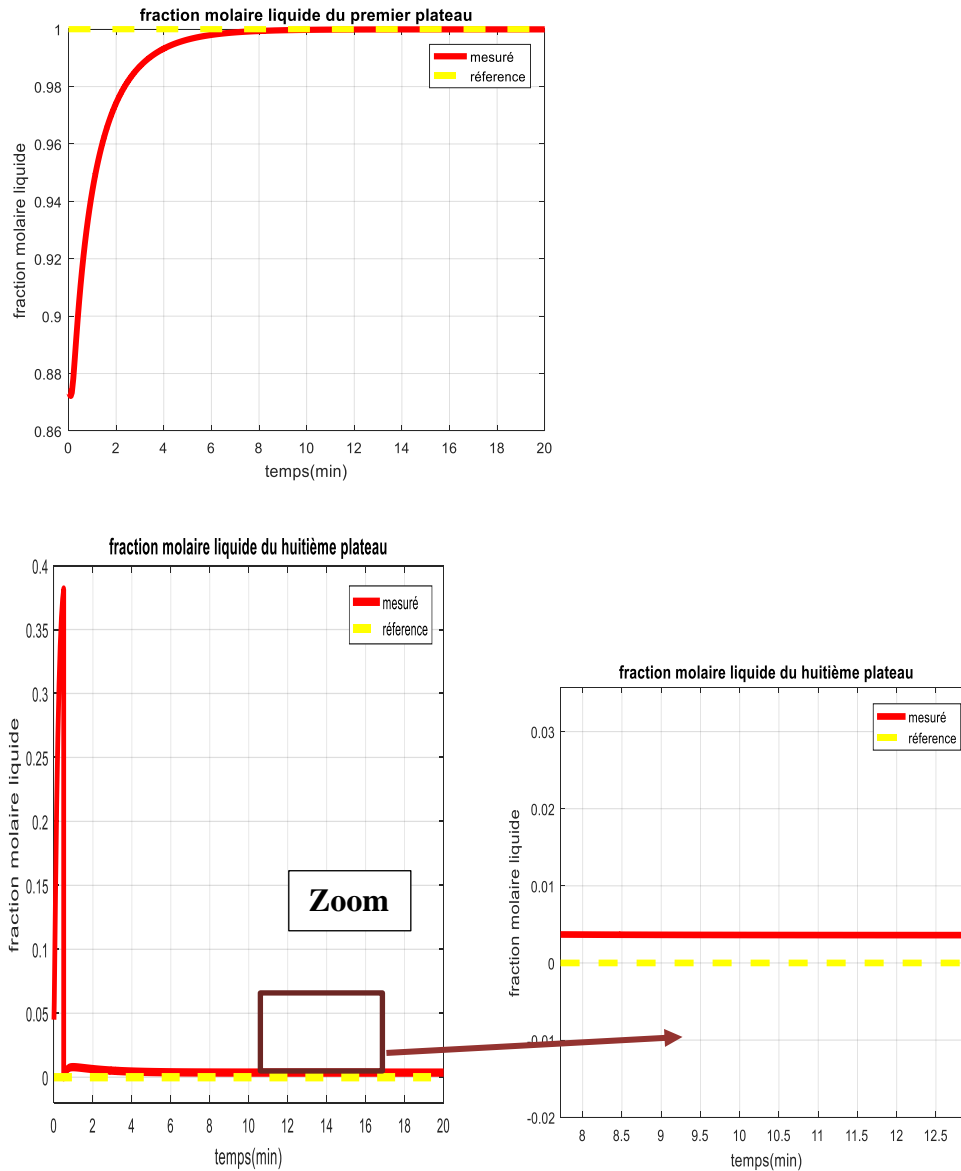


Figure III-3 Résultats de poursuite des références avec variation paramétrique.

Les résultats montrés ci-dessus nous a permet de conclure que la variation des paramètres de la colonne une erreur statique a la poursuite de la fraction molaire du résidu .

III.3.2. Vis-à-vis perturbation

Nous avons considéré l’Alimentation de la colonne comme une perturbation extérieur pour tester la commande par rapport a cette perturbation on fait varier l’alimentation de la colonne de -10 entre les instants 10 à 15 min.

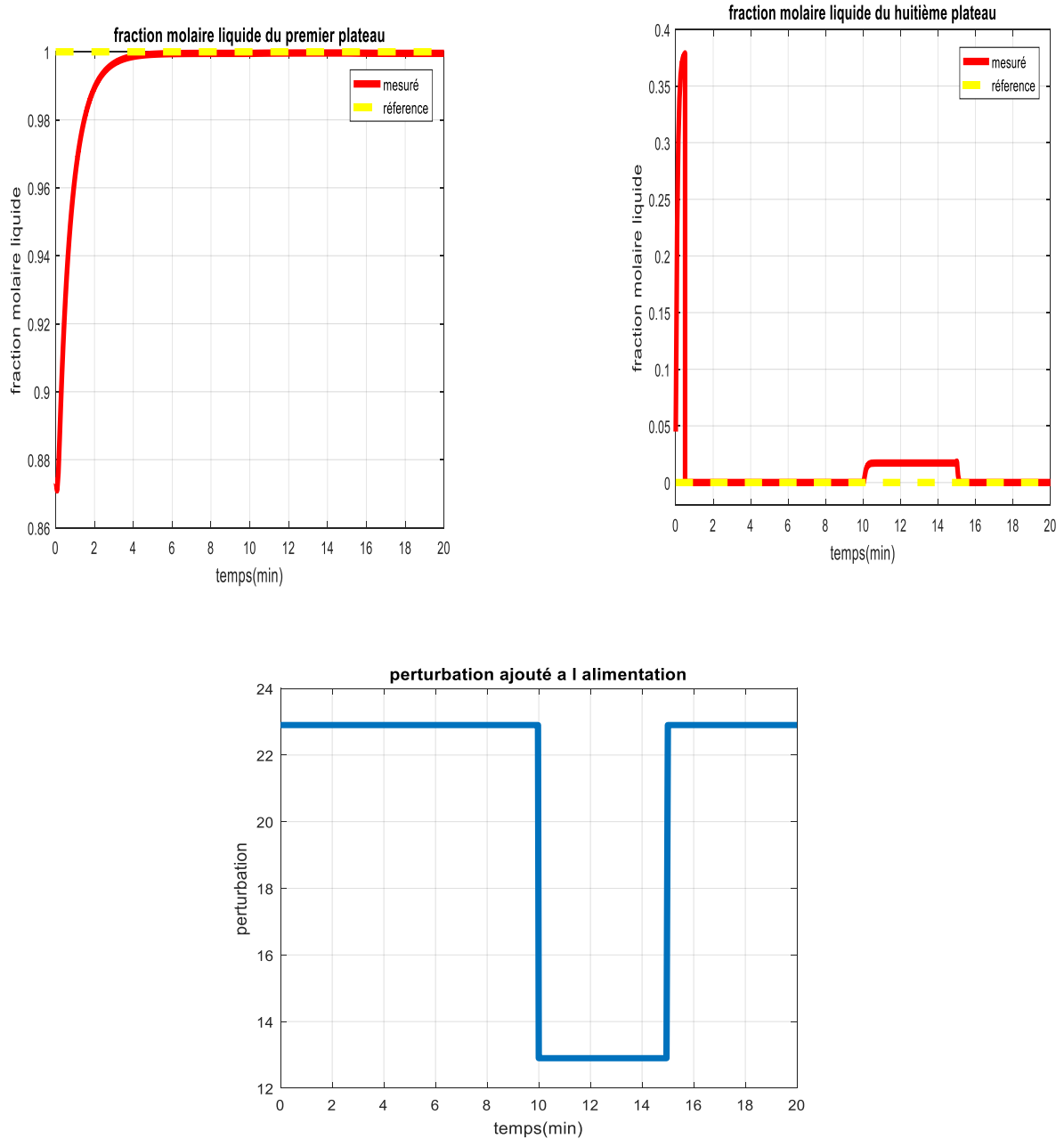


Figure III-4 résultats de simulation

Après avoir vu ces résultats, nous pouvons conclure que le système est sensible lorsque des perturbations apparaissent à un certain moment, et la commande par feedback linéarisation et pas robuste vis-à-vis les perturbations extérieur

III.4. La commande par Mode Glissant

La commande par modes de glissement est un cas particulier de la théorie des systèmes à structure variable et multifonctions. Basée essentiellement sur la résolution des équations différentielles à second membre discontinu, initiée par Filippov en 1960 ,sera utilisée dès la parution des livres d'Emelyanov ,d'Itkis et d'Utkin La communauté automatique s'est rapidement rendu compte de l'intérêt de cette technique qui allie simplicité de synthèse et robustesse

Depuis une cinquantaine d'années la théorie des systèmes à structure variable fait l'objet de multiples études. Les premiers travaux sur ce type de systèmes sont ceux d'Anosov , de Tzypkin , d'Emel'yanov .Ces travaux ont connu un nouvel essor à la fin des années soixante-dix lorsqu'Utkin introduit la théorie des modes glissants.

Cette technique de commande et d'observation a reçu un intérêt sans cesse croissant du fait de leur relative simplicité d'élaboration, de leur robustesse vis-à-vis de certaines incertitudes paramétriques et perturbations, et de la large gamme de leurs applications dans des domaines très variés tels que la robotique, la mécanique ou l'électrotechnique [15].

III.4.1. Méthodologie de la commande mode glissant

III.4.1.1. Principe de la commande par modes glissants

Le principe de la commande par modes glissants est de contraindre le système à atteindre une surface donnée appelée surface de glissement en fonction des objectifs de commande, fixant la dynamique en boucle fermée : c'est le mode de convergence, puis par la synthèse d'une commande discontinue qui permet aux trajectoires du système à atteindre et, ensuite, à rester sur cette surface : c'est le mode de glissement [15].

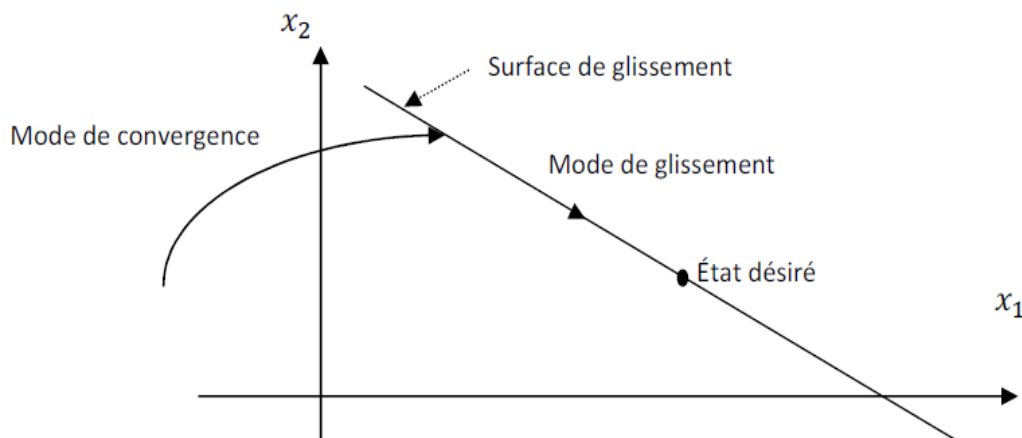


Figure III-5 les modes de convergence pour la trajectoire d'état

III.4.1.2. Méthode de la commande équivalente

Lorsque le système est en régime glissant, la trajectoire restera sur la surface de commutation. Cela peut être exprimé par

$$s(t, x) = 0 \text{ et } \dot{s}(t, x) = 0 \quad (\text{III.11})$$

La condition (III.11) est appelée condition d'invariance de la surface de glissement .Pour la suite de notre travail, nous prenons $s(t, x) = s(x(t)) = s(x)$

$$\dot{s} = 0 \Rightarrow \frac{ds}{dx}(f(x) + g(x)u_{eq}) = 0 \quad (\text{III.12})$$

u_{eq} Appelée commande équivalente, est associée au système nominal, elle est déterminée de façon unique par les conditions d'invariance (III.11) En supposant que $\frac{ds}{dx}g(x) \neq 0$, la commande équivalente est donnée par le scalaire :

$$u_{eq} = -\left(\frac{ds}{dx}g(x)\right)^{-1} \frac{ds}{dx}f(x) \quad (\text{III.3})$$

Physiquement, la commande équivalente représente la valeur moyenne de la commande u , qui maintient l'état du système sur la surface de glissement $s(x) = 0$. L'équation du régime glissant idéal est obtenue en portant l'expression de u_{eq} .

$$\dot{x} = f(x) - g(x) \left(\frac{ds}{dx}g(x)\right)^{-1} \frac{ds}{dx}f(x) \quad (\text{III.4})$$

$\frac{ds}{dx}$ Étant non nul, ceci implique que l'on peut exprimer m états en fonction des $(n - m)$ autres. Ainsi, en régime glissant, les dynamiques du système évoluent sur un espace d'état réduit de dimension $(n - m)$. On aura donc m valeurs propres nulles et $(n - m)$ valeurs propres non nulles.

III.4.2. Choix de la Surface de glissement

La surface de glissement peut être linéaire ou non linéaire. Elle est construite de telle sorte que le système ait toujours une dynamique désirée et, est généralement choisie avec un degré relatif égal à un (i.e. la dérivée de la surface (x) par rapport au temps, fait apparaître explicitement la commande). Pour les systèmes d'ordre entier, plusieurs formes d'écriture de la surface ont été proposées. Pour les systèmes à dérivée fractionnaire (systèmes d'ordre non entier), nous avons proposé dans notre étude, une forme d'écriture originale de la surface de commutation [15].

III.4.3. Synthèse de la loi de commande

Que la loi de commande qui utilisée à la commande mode glissant est composée du terme continu u_{eq} et d'un terme discontinu u_d .

$$u = u_{eq} + u_d$$

Pour certains auteurs, cette commande est la somme d'un terme de basse fréquence u_{eq} et d'un terme de haute fréquence u_d . Le terme u_{eq} été déjà défini par l'équation (III.21), quant au terme u_d , différentes formes sont proposées dans la littérature, Toutes les formes

Proposées donnent un terme discontinu. La forme simple qui est généralement utilisée est : $u_d = -K \text{sign}(s)$ où K est une constante positive et sign est la fonction signe classique,

Le terme u_d force les dynamiques à converger vers la surface et assure l'insensibilité du système vis-à-vis des incertitudes et des perturbations. Par exemple, Pour des paramètres mal connus, le système ne glisse pas parfaitement sur la surface, il quitte celle-ci, mais le terme discontinu l'y ramène car la surface est attractive. C'est pour cette raison que la commande par modes glissants est dite robuste.

Concernant le phénomène de réticence (Chattering), qui se caractérise par de fortes oscillations autour de la surface, il constitue un inconvénient non négligeable pour la commande par modes glissants d'ordre un. Pour réduire ce phénomène, différentes solutions sont proposées dans la littérature [15].

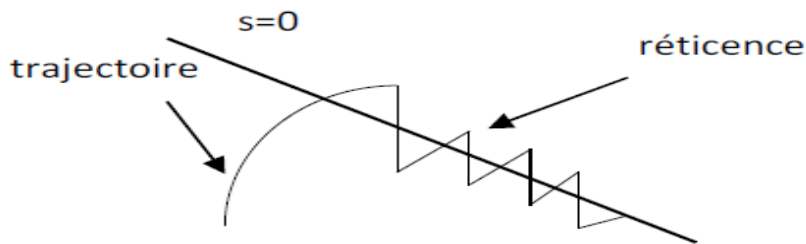


Figure III-6 Phénomène de réticence (Chattering)

III.5. Application sur la colonne de distillation

Etant donné le modèle dynamique du système (II.16) développé au chapitre Précédent. Ce systèmes a comme grandeurs d'entrée le débit de liquide et de Vapeur (L, V) et comme grandeurs de sortie la fraction molaire du distillat et du résidu (x_1, x_8) définies par :

$$\begin{cases} y_1 = x_1 = h_1(x) \\ y_2 = x_8 = h_2(x) \end{cases} \quad \text{(III.22)}$$

Le modèle de la colonne est de la forme

$$\begin{cases} \dot{x} = f(x, u) \\ y = h(x) \end{cases} \quad \text{Ou : } u \in R^2, x \in R^5 \text{ et } y \in R \quad \text{(III.53)}$$

Avec :

$$f(x, u) = \begin{cases} f_1(x) \\ f_2(x) \\ f_3(x) \\ f_4(x) \\ f_5(x) \\ f_6(x) \\ f_7(x) \\ f_8(x) \end{cases} = \begin{cases} \frac{dx_1}{dt} = \left(\frac{V(k(x_2) - x_1)}{M_1} \right) \\ \frac{dx_2}{dt} = \left(\frac{L(x_1 - x_2) + V(k(x_3) - k(x_2))}{M_2} \right) \\ \frac{dx_3}{dt} = \left(\frac{L(x_2 - x_3) + V(k(x_4) - k(x_3))}{M_3} \right) \\ \frac{dx_4}{dt} = \left(\frac{L(x_3 - x_4) + V(k(x_5) - k(x_4))}{M_4} \right) \\ \frac{dx_5}{dt} = \left(\frac{L(x_4 - x_5) + V(k(x_6) - k(x_5))}{M_5} \right) \\ \frac{dx_6}{dt} = \left(\frac{F(z_F - x_6) + L(x_5 - x_6) + V(k(x_7) - k(x_6))}{M_6} \right) \\ \frac{dx_7}{dt} = \left(\frac{(L + F)(x_6 - x_7) + V(k(x_8) - k(x_7))}{M_7} \right) \\ \frac{dx_8}{dt} = \left(\frac{(L + F)(x_7 - x_8) + V(x_8 - k(x_8))}{M_8} \right) \end{cases} \quad \text{(III.24)}$$

$$\text{Et } k(x_j) = \frac{\alpha x_j}{1 + (\alpha - 1)x_j}, u = \begin{pmatrix} L \\ V \end{pmatrix}$$

Pour procéder à une commande par glissement il faut définir tout d'abord le vecteur de sortie, et qui se présente comme suit :

$$y = \begin{pmatrix} y_1 = x_1 \\ y_2 = x_8 \end{pmatrix} \quad \text{(III.25)}$$

On désire réguler les grandeurs de sortie y_1 et y_2 à leur valeur de référence respective y_{1ref} et y_{2ref} , dans ce but on définit les erreurs de réglage e_1 et e_2 suivantes:

$$\begin{cases} e_1 = y_{1ref} - y_1 \\ e_2 = y_{2ref} - y_2 \end{cases} \quad \text{(III.26)}$$

Par l'application de la forme générale de Slotine On définit les surfaces de glissement comme suit :

$$\begin{cases} S_{y_1} = e_1 \\ S_{y_2} = e_2 \end{cases} \quad \text{(III.27)}$$

Le calcul de la commande assurant la stabilité de y_1 y_2 se fait de la façon suivante :

Soit la fonction de Lyapunov

$$\begin{aligned} & V(S_{y_1}) \\ &= \frac{1}{2} S_{y_1}^2 \end{aligned} \quad \text{(III.28)}$$

Alors $\dot{V}(S_{y_i}) = S_{y_i} \dot{S}_{y_i}$

Si $\dot{V}(S_{y_i}) < 0$, c.à.d. $S_{y_i} \dot{S}_{y_i} < 0$ alors on peut dire que la condition nécessaire de glissement est vérifiée et la stabilité au sens de Lyapunov est garantie (la condition d'attractivité est assurée, $S_{y_i} \rightarrow 0$).

Pour avoir $S_{y_i} \dot{S}_{y_i} < 0$ on va choisir la commande u de telle manière à avoir $S_{y_i} \dot{S}_{y_i} = -K \text{sign}(S_{y_i})$

On pose : $S = [S_{y_1} \ S_{y_2}]^T$

$$\begin{aligned} S\dot{S} &= S \frac{dS}{dx} \dot{x} \\ &= S \frac{dS}{dx} (f(x, u)) \end{aligned} \quad (III.29)$$

Pour avoir $S\dot{S} < 0$ (c.à.d $S_{y_i} \dot{S}_{y_i} < 0 \ y_1 y_2$) on va choisir la commande u de telle manière à avoir $S\dot{S} = -KS \text{sign}(S)$.

Donc :

$$\begin{cases} S_1 \dot{S}_1 = -k s_1 \text{sign}(s_1) \\ S_2 \dot{S}_2 = -k s_2 \text{sign}(s_2) \end{cases} \quad (III.30)$$

Equivalent

$$\begin{cases} e_1 \dot{e}_1 = -k e_1 \text{sign}(e_1) \\ e_2 \dot{e}_2 = -k e_2 \text{sign}(e_2) \end{cases} \quad (III.31)$$

Alors :

$$\begin{cases} \dot{y}_1 - \dot{y}_{1ref} = -k \text{sign}(e_1) \\ \dot{y}_2 - \dot{y}_{2ref} = -k \text{sign}(e_2) \end{cases} \quad (III.32)$$

On obtient alors :

$$\begin{cases} \dot{x}_1 - \dot{y}_{1ref} = -k \text{sign}(e_1) \\ \dot{x}_8 - \dot{y}_{2ref} = -k \text{sign}(e_2) \end{cases} \quad (III.33)$$

De l'équation (III.) les commandes réelles V et L sont déterminées par les expressions :

$$\begin{cases} u_1 = V = \frac{M_1(-k \text{sign}(e_1) + \dot{y}_{1ref})}{(k(x_2) - x_1)} \\ u_2 = L = \frac{M_8 \times [-k \text{sign}(e_2) + \dot{y}_{2ref}] - V[x_8 + (\alpha - 1)x_8^{1-\alpha}]}{x_7 - x_8} - F \end{cases} \quad (III.34)$$

III.5.1. Les résultats de simulation :

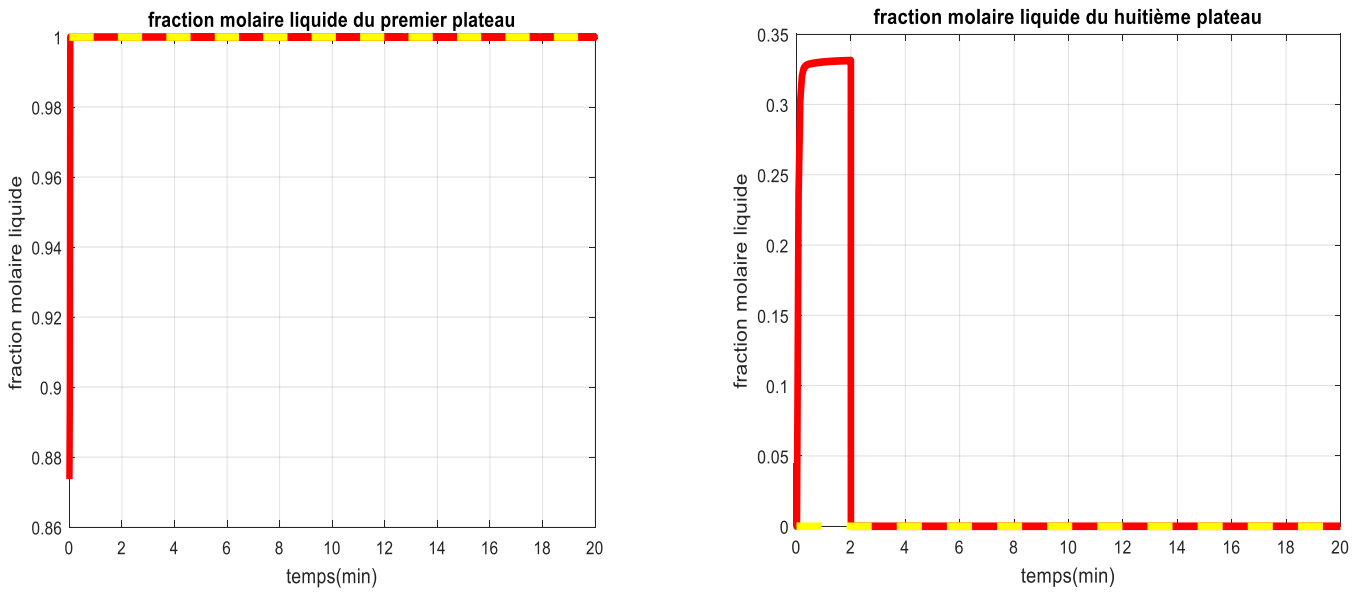


Figure III-7 Résultats de poursuite des fractions molaires de distillat et résidu

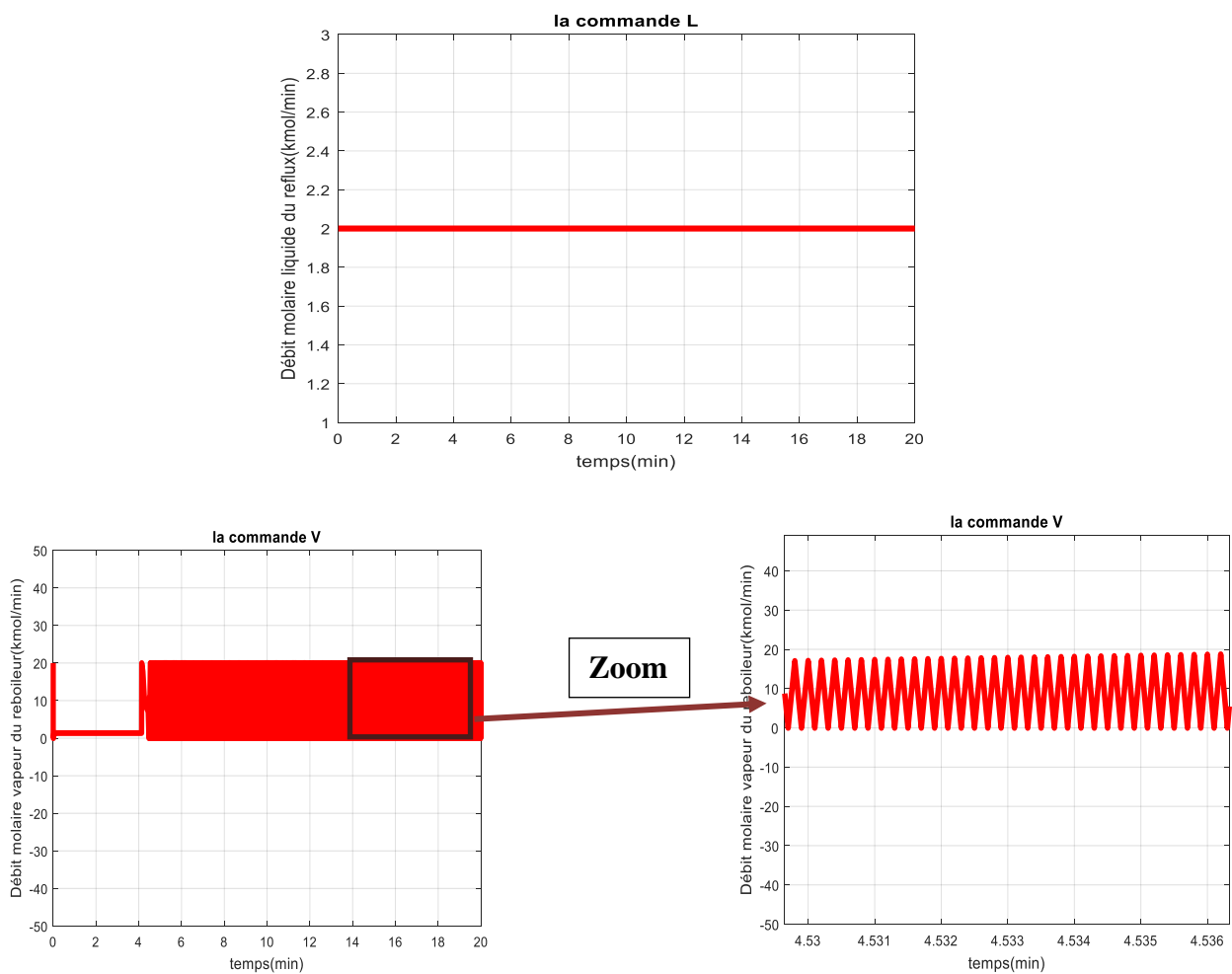


Figure III-8 Les signaux de commande

Les résultats obtenus et montrés ci-dessus nous a permet de conclure que:

- Les modes glissants assurent une stabilité au sens de Lyapunov.
- La commande assure un très bon résultat de poursuite, néanmoins le phénomène du chattering est toujours présent surtout dans les signaux de commande.

III.6. Etude de la robustesse de la commande mode glissant

III.6.1. Vis-à-vis variation paramétrique

De la même manière on va tester la robustesse de la commande I.1.1. Vis-à-vis variation paramétrique, on fait une augmentation des valeurs des rétentions liquide des plateaux de 100% de sa valeur nominale.

Les figures III.9 montrent l'effet des variations de paramètres sur la réponse de la fraction molaire de distillat et résidu

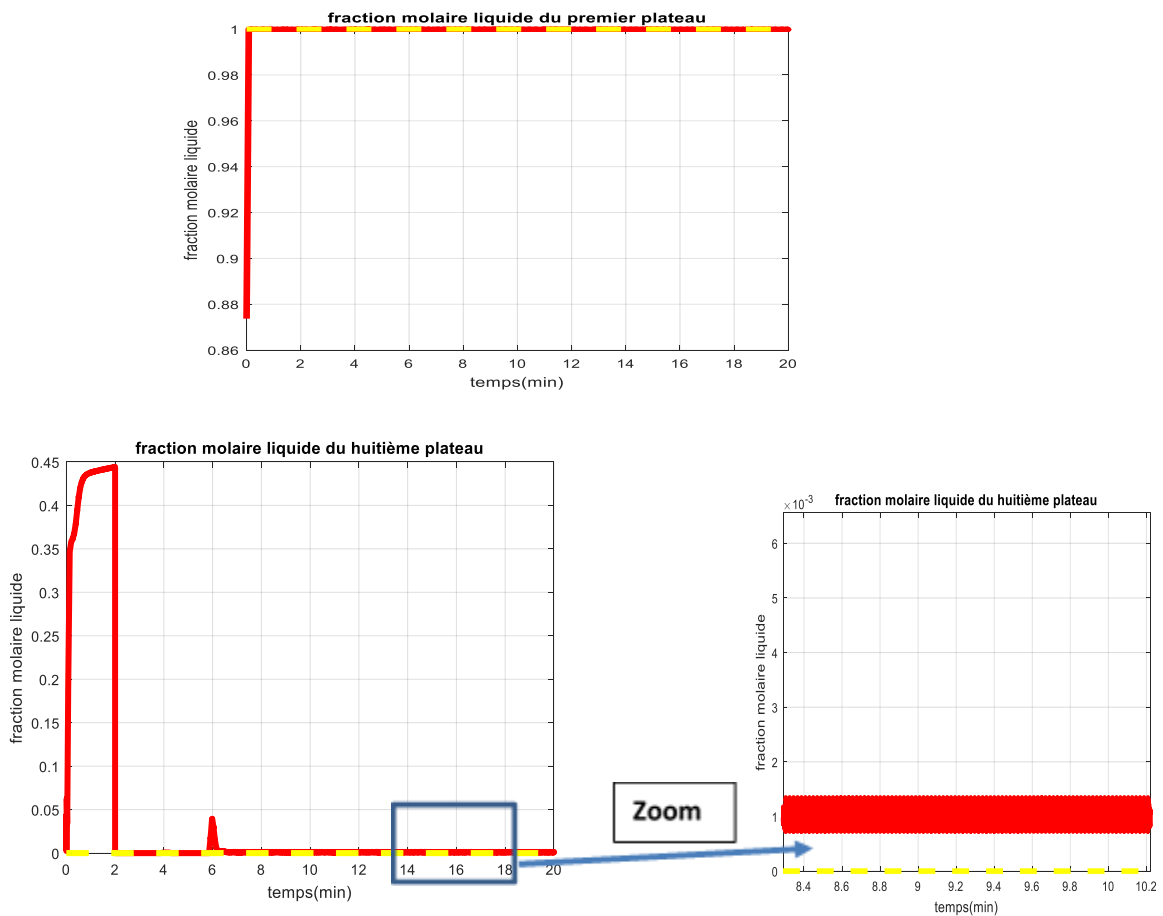


Figure III-9 Résultats de poursuite des références avec variation paramétrique.

Les résultats montrés ci-dessus nous a permet de conclure que la variation des paramètres de la colonne une erreur statique a la poursuite de la fraction molaire du résidu mais il est cinq fois plus faible que la commande feedback linéarisation.

III.6.2. Vis-à-vis perturbation

Nous avons considéré l’Alimentation de la colonne comme une perturbation extérieur pour tester la commande par rapport à cette perturbation on fait varier l’alimentation de la colonne de -10 entre les instants 10 à 15 min

Les figures III.10 montrent l'effet des variations de paramètres sur la réponse de puissance active et réactive pour les deux contrôleurs

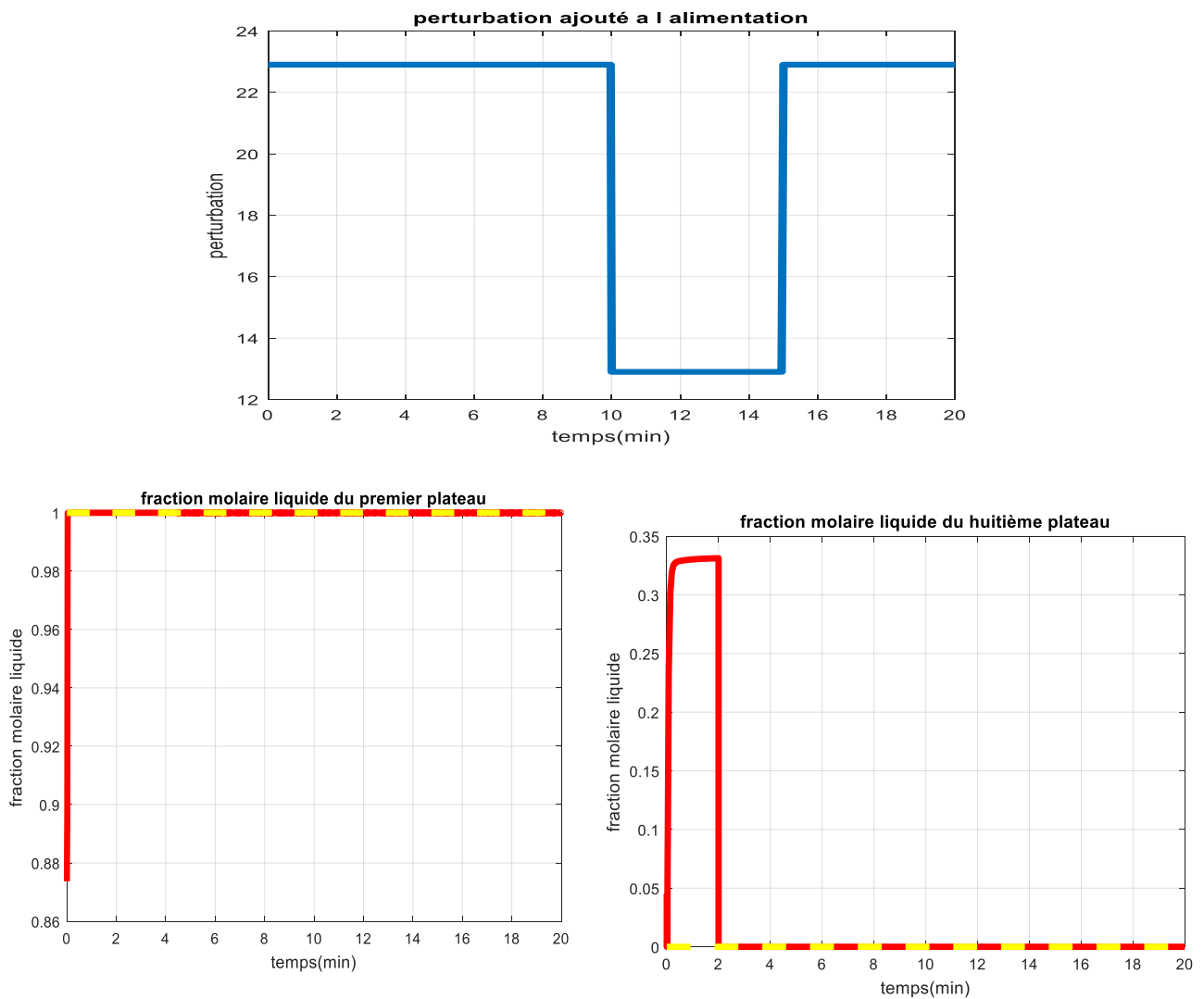


Figure III-10 Résultats de poursuite des références avec perturbation extérieur

Après avoir vu ces résultats, nous pouvons conclure que la commande mode glissant est très robuste vis-à-vis des perturbations extérieures.

III.7. Comparaison des deux techniques

La simulation permet de nous donner la différence entre les deux techniques synthétisées.

Tableau III.1 comparaison des commandes

Commande par Feedback Linearization	Commande par les modes glissants
moins robuste vis à vis la variation paramétrique (erreur = 10^{-3})	plus robuste que la commande FL (erreur = 5×10^{-3})
robuste vis à vis la perturbation	Elle est pas robuste vis à vis la perturbation
Pas de chattering.	chattering dans la commande.

III.8. Conclusion :

Dans ce chapitre on a synthétisé la commande non linéaire de colonne distillation par La méthode de feedback linéarization et la méthode de basé sur les modes glissants.

Les résultats de simulation ont montré que les deux commandes assurent une bonne stabilité et robustesse mais le test de robustesse des deux contrôles montrent clairement que le contrôle synthétisé par la technique de Feedback linéarisation présente une faible robustesse par rapport à la commande mode glissant

CONCLUSION GENERALE

Conclusion générale

Le travail présenté dans ce travail porte sur la modélisation et le contrôle robuste d'une colonne de distillation. L'objectif de notre recherche est d'élaborer une commande robuste afin d'assurer la stabilité et les performances nominales même en présence d'incertitudes et des perturbations.

Pour atteindre cet objectif, on a présenté, dans un premier temps, la base théorique de fonctionnement ainsi que les différentes parties élémentaires qui constituent une colonne de distillation. Pour cela nous avons établi un Généralités sur les différents modèles et des solutions techniques proposées.

Afin d'appréhender ce procédé, on s'est investi considérablement dans une modélisation qui contrôle, dans la colonne distillation en utilise du système non linéaire commandé est un ensemble d'équations (différentielles) non linéaires décrivant l'évolution temporelle des variables constitutives du système sous l'action d'un nombre fini de variables indépendantes appelées entrées ou variables de commande, ou simplement commandes, que l'on peut choisir librement pour la commande robuste d'une colonne distillation

Applique deux command feedback et commande mode glissant sur Le système de la colonne de distillation binaire est un modèle non afin linéaire, On a simulé le système commandé avec des réponses indicielles afin de tester ces régulateurs avec des changements de paramétrique dans deux technique est trouvé perturbations et d'erreur Dans la commande feedback relativement grandes la deuxième technique bonne robuste

Deuxièmement, on a simulé le système commandé De la même on va teste la robustesse de la commande avec des changements des conditions de fonctionnement. On a effectué des essais de robustesses en supposant que la colonne de distillation est soumise à une perturbation dans le débit d'alimentation

Les simulations qu'on a réalisées ont été montées à partir d'un régulateur linéaire de et le benchmark simulant un comportement plus réaliste de la colonne et (la commande mode glissant Modèle non linéaire bonne robuste ont donnés des résultats satisfaisants et encourageants.

BIBLIOGRAPHIE

BIBLIOGRAPHIE

- [1] A. M. TOUAHAR Malika et HADJ ABDELKADER El Batoul étude et optimisation d'une installation de solution concentrée thèse Département de Génie Mécanique Projet de fin d'étude pour l'obtention du diplôme de master en Génie Energétique Université Abou Belkaid
- [2] A. M. Lakhdar Aggoune Détection de défauts dans les procédés industriels par l'utilisation des méthodes d'identification paramétrique THESE Présentée à la Faculté de Technologie Département d'électrotechnique Pour l'obtention du Diplôme de DOCTORAT EN SCIENCES Option : Automatique UNIVERSITE FERHAT ABBAS - SETIF 1 UFAS (ALGERIE) 3/12/2015
- [3] A. M. R. Kessas, "Cours : Operations unitaires du génie chimique : Rectification continue», Faculté des sciences, Dépt. Chimie, Option: Génie chimie. USTO-MB, 20 Oct. 2007
- [4] . D. Morvan, "Génie chimique : Les opérations unitaires- Procédés industriels, Cours et exercices corrigés", Collection : (Technosup) Par ellipses. 01 Avr. 2009
- [5] A. M. MEKKI Ibrahim El Khalil thèse Modélisation et Commande Robuste D'une Colonne de Distillation un doctorat 2014 en Automatique, option Automatisation Et Contrôle des Systèmes Industriels à l'Université des Sciences et de La Technologie d'Oran Mohamed BOUDIAF « USTO-MB ».
- [6] . J.G. Stichlmair, J.R. Fair, "Distillation principles and practices", Wiley-VCH, New York, 1998
- [7] <https://fr.wikipedia.org/wiki/Distillation> 2020/02/24a H : 10:00
- [8] A. M. AKEDI MOUNIR MOUHSEN et MOSTEFA HOUSSEMEDDINE contribution à L'étude D'une colonne de distillation à Plateaux :(Dé-butaniseur C-102 de Hassi R'MEL) Mémoire de Fin d'Etudes En vue de l'obtention du diplôme Master UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES (Année 2016/2017)
- [9] PDF :Publications de l'institut FRANÇAIS du PETROLE 4 : matériels et équipements P.TRAMBOUZE 1990. Edition technip Paris
- [10] <https://tice.acmontpellier.fr/ABCDORGA/Prepa/DISTECHNO.htm> bIBIETAQUE
- [11] Benjamin Bradu, "Multivariable predictive control and process optimization with HITO and EcosimPro", Propjet de Fin d'Etudes, ESIEE and Valladolid university, 2006.

- [12] A. M. Pierre ROUCHON., Simulation Dynamique et Commande Non linéaire des colonnes à distiller. Thèse, ECOLE NATIONALE SUPERIEURE DES MINES DE PARIS, 21 mars 1990
- [13] A. M. Michael A. Henson Department of Chemical Engineering Louisiana State University Baton Rouge, LA 70803-7303 Dale E. Seborg ET Department of Nuclear Chemical and Engineering University of California Santa Barbara, CA 93106
- [14] A. M. Latfaoui , B. Cherki Article Laboratoire d' Automatique de Tlemcen Faculté des Sciences de l'Ingénieur - Université Abou Bekr Belkaïd BP230 - Tlemcen 13000,Algérie E-mail : {m_latfaoui , cherki}@mail.univ-tlemcen.dz
- [15] A. M. Fihakhir, and M. Bouhamida, "Nonlinear Control of a Doubly Fed Induction Generator Driven Wind Turbine," *Electrotehnică, Electronică, Automatică (EEA)*, vol. 64, no. 2, pp. 8, june, 2016.
- [16] https://fr.qwe.wiki/wiki/McCabe%E2%80%93Thiele_method h: 14;44 La date 2020/09/17

ANNEXE

ANNEXE A: Méthode de McCabe et Thiele

La **méthode McCabe-Thiele** est considérée comme la plus simple et peut - être la méthode la plus instructive pour l'analyse de binaire distillation . Elle utilise le fait que la composition de chaque plateau théorique (ou équilibre étape) est complètement déterminée par la fraction molaire de l' un des deux composants et est basée sur l'hypothèse de débordement molaire constant qui exige que [16] :

- ✓ les molaires chaleurs de vaporisation des composants d'alimentation sont égales
- ✓ pour chaque mole de liquide vaporisé, une mole de vapeur est condensée
- ✓ effets thermiques tels que les chaleurs de solution sont négligeables

La méthode de dimensionnement à partir des valeurs aux frontières consiste à déterminer les paramètres du procédé de distillation (nombre d'étages, taux de reflux, etc.), connaissant les spécifications de compositions et de débits de l'alimentation, du distillat et du résidu. Seules les équations de bilans matière sont exploitées pour générer les profils de compositions au sein de la colonne [5].

Avant de commencer la construction et l' utilisation d'un diagramme de McCabe-Thiele pour la distillation d'une charge binaire, l' équilibre vapeur-liquide de données (VLE) doit être obtenue pour le composant à point d' ébullition inférieur de la charge [16].

- ✚ La première étape consiste à établir l'égalité de taille axes vertical et horizontal d'un graphique. L'axe horizontal sera pour la fraction molaire (désignée par x) de l'élément d'alimentation bas point d'ébullition dans la phase liquide. L'axe vertical sera pour la fraction molaire (désignée par y) de la composante d'alimentation bas point d'ébullition dans la phase vapeur.
- ✚ L'étape suivante consiste à tracer une ligne droite à partir de l'origine du graphe au point où x et y sont tous deux égaux à 1,0, qui est le $x = y$ ligne sur la figure 1. Cette ligne de 45 degrés est utilisé simplement comme une aide graphique pour dessiner les lignes restantes. tirer ensuite la ligne d'équilibre en utilisant les points de données VLE du composant de point d'ébullition inférieur, représentant les compositions en phase vapeur d'équilibre pour chaque valeur de composition de la phase liquide. établir également des lignes verticales de l'axe horizontal jusqu'à la ligne $x = y$ pour l'alimentation et pour les compositions souhaitées du produit de distillat de tête et le produit de queue correspondant (en rouge sur la figure 1).
- ✚ L'étape suivante consiste à tracer la ligne de commande pour la section de rectification (la section au-dessus de l'entrée d'alimentation) de la colonne de distillation , (représenté en vert sur la figure 1). À partir de l'intersection de la

ligne de composition de distillat et $x = y$, tracer la ligne de redressement de fonctionnement à une pente descendante (A_y / A_x) de $L / (D + L)$ où L est le débit molaire de reflux et D est le débit molaire du produit de distillat

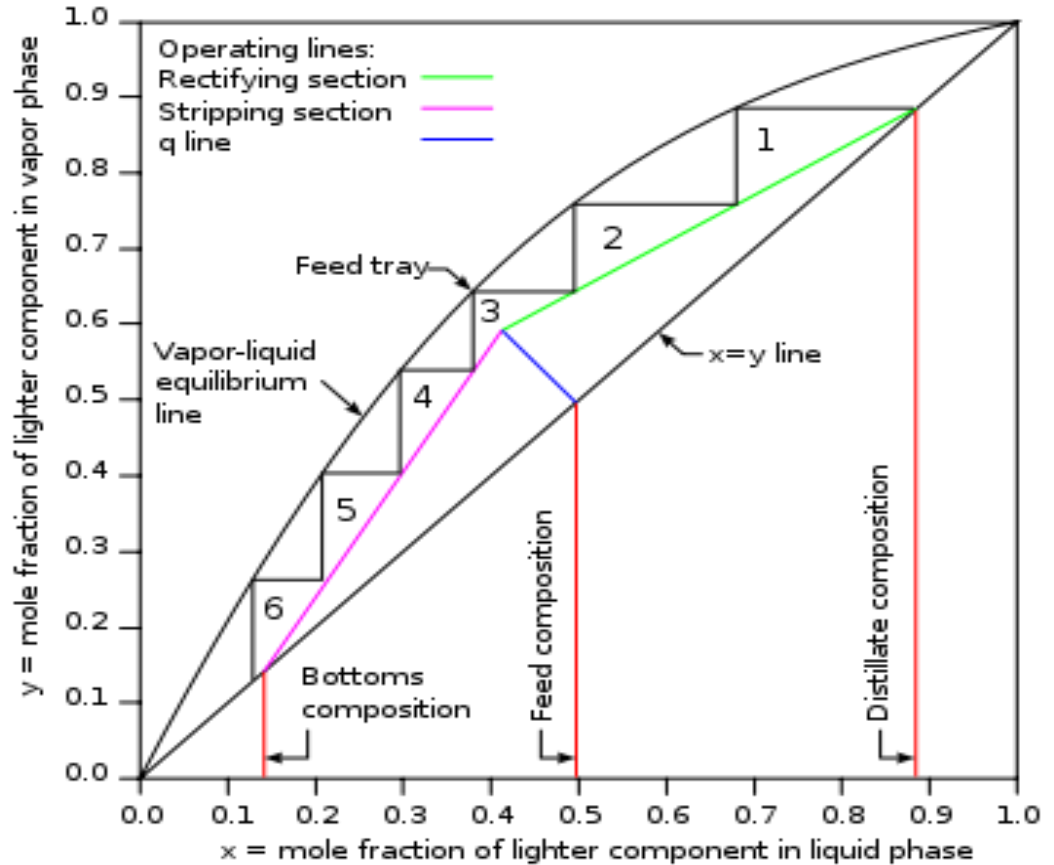


Figure 0-1. Diagramme de McCabe et Thiele

La ligne grise : l'alimentation ou charge est un liquide saturée. On trace les horizontales et verticales, les flèches indiquent les itérations successives pour ensuite compter le nombre de paliers horizontaux, qui est le nombre minimum de plateaux nécessaires pour réaliser la rectification, les nombres d'étages est de 1 à 6 dans la figure A.

L'avantage de l'hypothèse proposée par McCabe et Thiele est de simplifier les équations de bilans par zone ; par conséquent, cette méthode n'est pas applicable quand les propriétés enthalpiques des constituants sont sensiblement peu différentes [5].

La méthode de McCabe et Thiele offre l'avantage de donner une représentation graphique du processus de distillation; cet avantage peut être facilement mis à profit pour diagnostiquer le fonctionnement d'une colonne, analyser la pertinence des choix de conception. D'autres auteurs ont employé cet outil simple pour créer un modèle de type boîte grise en contrôle prédictif de colonne. Lorsque les conditions de Lewis ne sont plus du tout applicables (mélange eau-ammoniac, par exemple), il est possible d'utiliser la méthode de Ponchon (1921) et Savarit (1923) qui exploite simultanément le diagramme enthalpique et le diagramme d'équilibre pour construire selon une procédure semblable à celle de McCabe

et Thiele les escaliers caractéristiques du fonctionnement de chacune de ces zones. Dans ce cas, les droites opératoires deviennent des courbes opératoires [5].

ANNEXES B : Les blocs de SIMULINK

. La model non linéaire simulation :

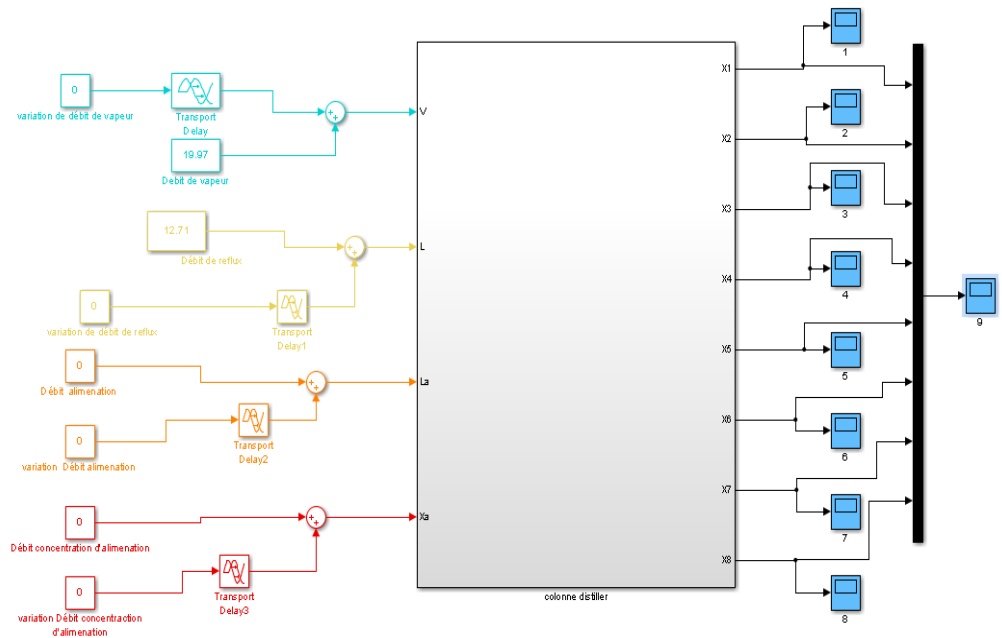


Figure B-1 Simulation du modèle complet de la colonne binaire à distillation

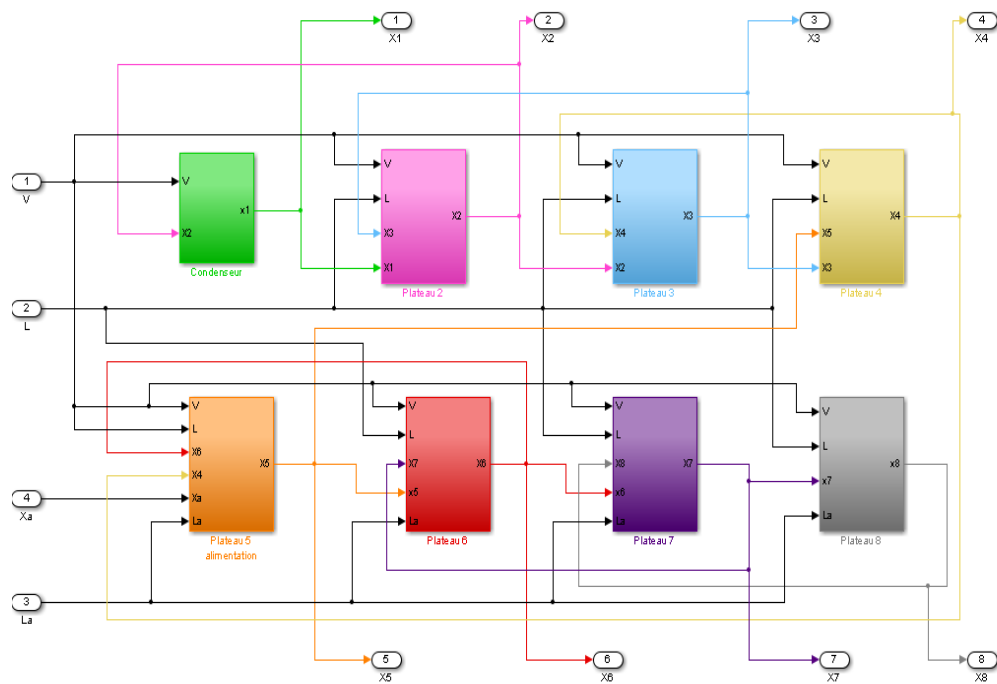


Figure 0-2 Schéma Simulink des équations des plateaux du modèle complet

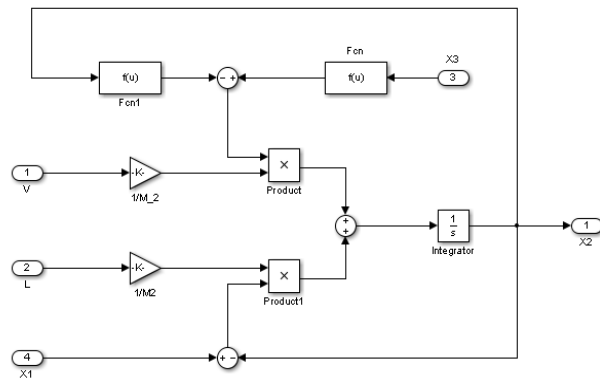


Figure B-3 Schéma de simulation d'un plateau

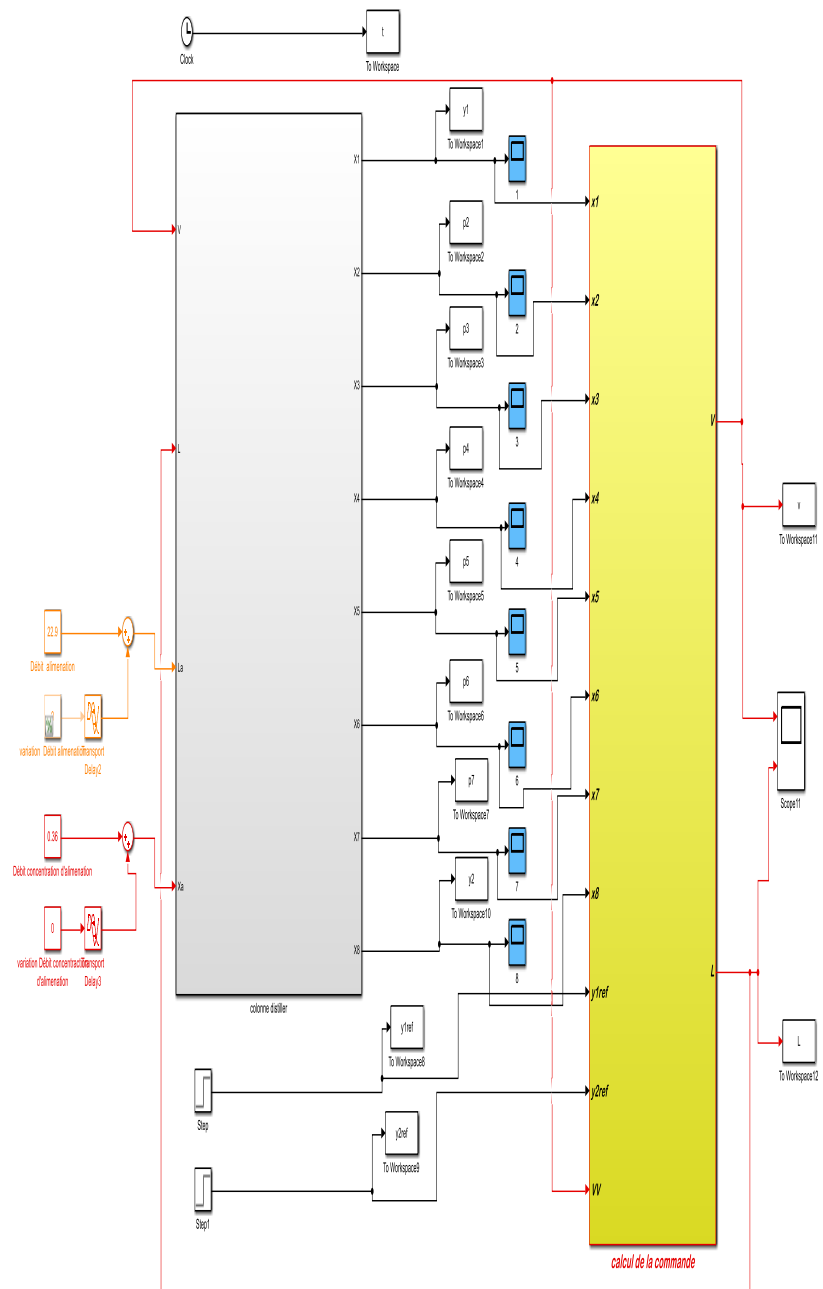


Figure 0-4. Le model générale du commande linéaire feedback

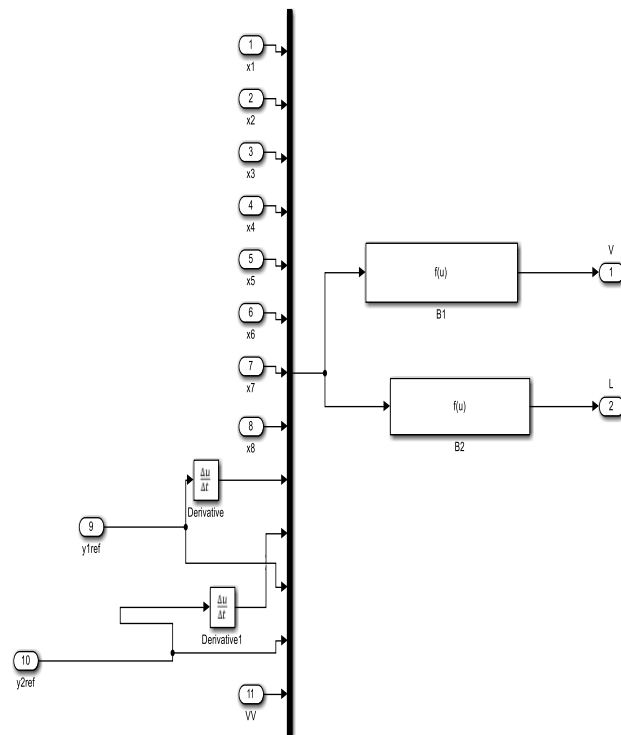


Figure 0-5 dans la calcul de commande feedback

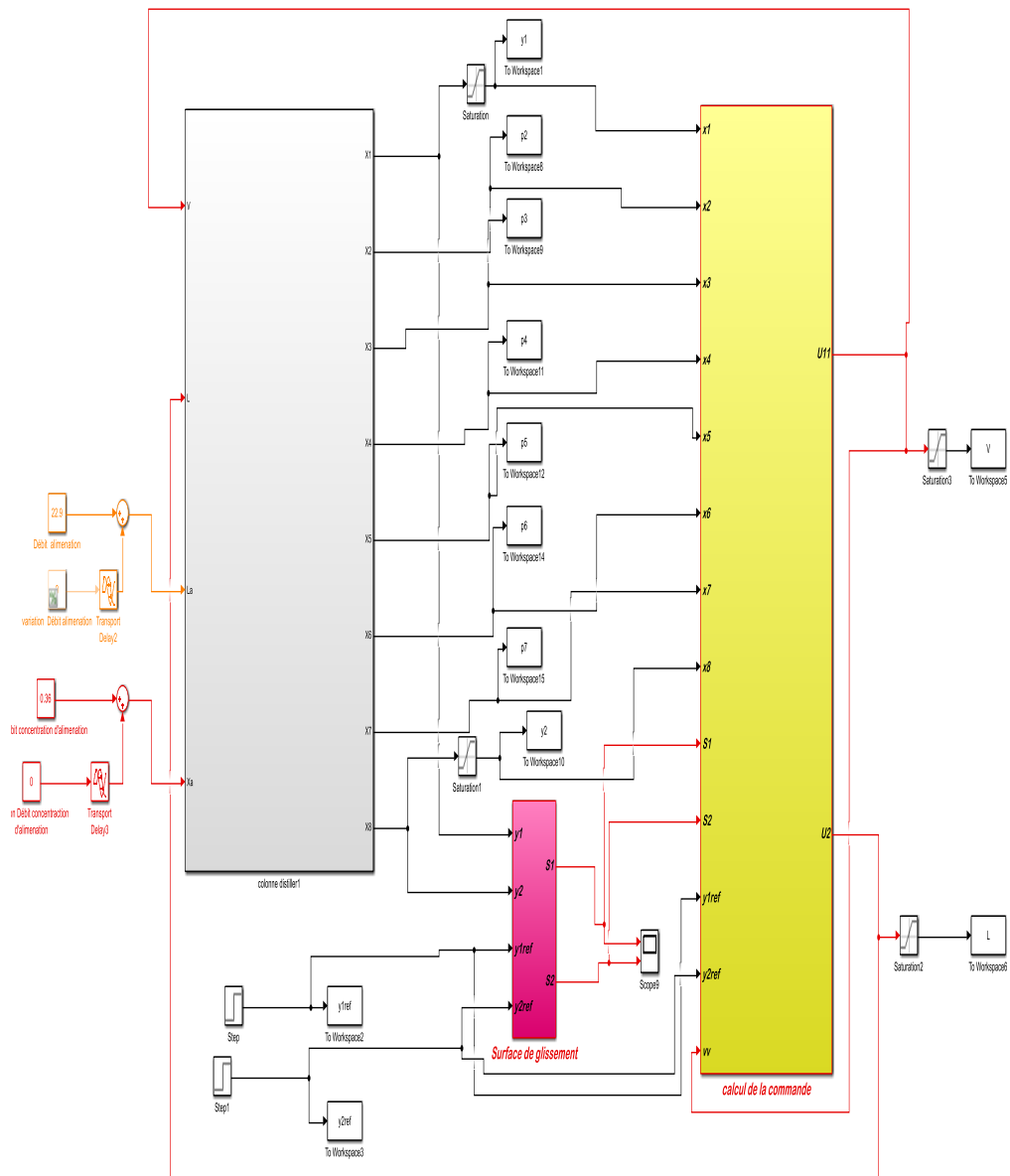
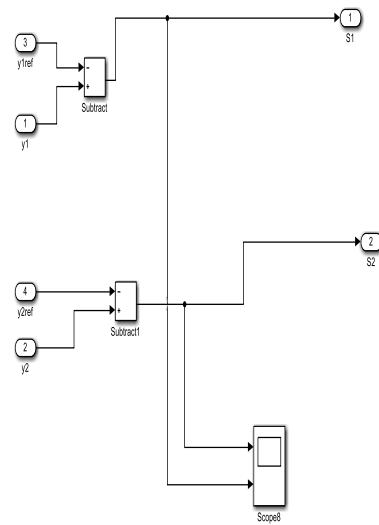


Figure 0-6 Le model générale d'une commande mode glissant



■

Figure 0-7 dans la surface glissant