

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
République Algérienne démocratique et populaire

وزارة التعليم العالي و البحث العلمي  
Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

جامعة سعد دحلب البلدية  
Université SAAD DAHLAB de BLIDA

كلية التكنولوجيا  
Faculté de Technologie

قسم الآلية و الكهروتقني  
Département d'Automatique & Electrotechnique



## Mémoire de Master

Mention : Génie électrique  
Spécialité : Automatique et systèmes

présenté par :

Bouguerra Nabil & Sid Rabah Yakoub

# Étude et Simulation de la Commande Prédictive Appliquée à une Colonne de Distillation

Proposé par :

M. El merraoui Khadidja

M. Ouazene Hamza

Année Universitaire 2020/2021

## REMERCIEMENTS

Nous remercions Allah le tout puissant de nous avoir motivé et guidé a réaliser ce modeste travail.

Nos sincères remerciement en vers notre promoteur **Mme El Merraoui Khadidja** et notre encadreur **Mr Ouazene Hamza** pour ses conseils constructifs tout au long de l'élaboration de ce mémoire.

Nos remerciements vont également aux membres du jury qui nous feront l'honneur d'évaluer ce travail.

Nous sommes aussi très reconnaissantes à tous les enseignants qui ont veillé au bon déroulement de notre formation tout au long de notre cursus. Qu'ils trouvent ici l'expression de notre respect et remerciements les plus sincère.

Que tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail, trouvent ici notre sincère reconnaissance.

## **Dédicace**

Je dédie ce modeste travail, à mes très chers parents pour tous leurs efforts et leur patience durant toutes ces années, pour m'avoir orienté et encouragé afin de continuer mes études.

A mes frères.

A toute ma famille.

A tous mes amis.

**BOUGUERRA NABIL**

## **Dédicace**

Je dédie ce travail :

A ma mère et mon père qui m'ont soutenu, et qui ont été toujours  
La pour moi.

Je dédie

A mes frères

A toute ma famille.

A tout mes amis(es).

**SID RABAH YAKOUB**

# Sommaire

<b>Introduction générale .....</b>	<b>01</b>
------------------------------------	-----------

## Chapitre I :

### Description de la colonne de distillation

I.1		Introduction
.....	2	
I.2	Présentation	sur
IAP.....	2	
I.3	Problématique.....	3
I.4	Description du logiciel ASPEN HYSYS.....	4
I.5	Définition d'une colonne de distillation .....	4
I.6	Types de colonnes .....	5
I.6.1	Colonne à plateaux .....	5
I.6.2	Colonne à garnissages .....	6
I.6.3	La différence entre les colonnes à plateaux et à garnissages.....	6
I.7	Processus de séparation .....	7
I.8	séparation binaire.....	7
I.9	Composition du distillat.....	7
I.10	Alimentation de la colonne .....	7
I.11	Condenseur .....	8



II.4.2	Principe de fonctionnement du contrôle Feedforward.....	25
II.4.3	Application de PID – Feedforward sur la colonne de distillation .....	26
II.4.4	Résultats de simulations .....	26
a)	Calcule les paramètres de régulateur PID-FFD (TIC-100) .....	26
b)	Calcule les paramètres de régulateur PID-FFD (TIC-101) .....	26
II.4.5	Discussion de résultats.....	29
II.5	Spécifications des sorties de la colonne avec PID-FFD.....	29
II.6	Consommation de l'énergie de condenseur et rebouilleur..29 avec PID-FFD.....	31
II.7	.....	31
	conclusion	

### **Chapitre III :**

#### **Application le régulateur MPC sur la colonne de distillation**

III.1	introduction .....	32
III.2	Définition de la commande MPC .....	32
III.3	Principe de la commande prédictive.....	33
III.4	Éléments d'une commande prédictive MPC.....	33
III.5	Modèle du système.....	34
III.6	System multi-variable .....	34
III.7	Application de commande prédictive (MPC) sur la colonne de distillation .....	36
III.7.1	Résultats de simulation .....	38
a)	Calcul des paramètres .....	39

III.8 Spécifications des sorties de la colonne avec MPC .....	41
III.9 Consommation de l'énergie du condenseur et du rebouilleur avec MPC .....	42
III.7.2 Resultats et discussions .....	43
III.10 Conclusion.....	44
<b>Conclusion générale .....</b>	<b>45</b>

## ملخص:

الهدف الرئيسي من هذا العمل هو التحكم القوي في عمود التقطير الثنائي المستمر المستخدم لفصل خليط سائل للحصول على جودة معينة مرغوبة من نقاء المنتجات النهائية. من أجل تحسين النتائج التي تم الحصول عليها مع المنظمين الذي سمح لنا من ناحية ؛ لإدارة التوافق بين المتانة في الاستقرار والأداء MPC و PID-FFD طبقنا على نظامنا تحكم الاسمي ومن ناحية أخرى للحد من تأثير تأثير الاقتران على رفض الاضطرابات. تم تحليل ومقارنة العروض التي تم الحصول عليها من حيث متابعة التعليمات والمتانة ورفض الاضطرابات.

**كلمات مفتاحية:** برنامج ASPEN HAYSYS، التحكم التنبئي، عمود التقطير.

## Abstract:

The main objective of this work is the robust control of a continuous binary distillation column used to separate a liquid mixture to have a certain desired quality of purity of the final products. In order to improve the results obtained with the PID regulators, we applied to our system the PID-FFD and MPC control which allowed us on the one hand; to manage the compromise between the robustness in stability and the nominal performances and on the other hand to reduce the influence of the coupling effect on the rejection of disturbances. The performances obtained were analyzed and compared in terms of follow-up of instructions, robustness and rejection of disturbances.

**Keywords:** ASPEN HAYSYS software, model Predictive control, binary Distillation column.

## Résumé :

L'objectif principal de ce travail est la commande robuste d'une colonne de distillation binaire continue utilisée pour séparer un mélange liquide pour avoir une certaine qualité de pureté désirée des produits finaux. Afin d'améliorer les résultats obtenus avec les régulateurs PID, on a appliqué à notre système la commande PID-FFD et MPC qui nous a permet d'une part ; de gérer le compromis entre la robustesse en stabilité et les performances nominales et d'autre part de réduire l'influence de l'effet de couplage sur le rejet de perturbations. Les performances obtenues ont été analysées et comparées en termes de suivi de consignes, robustesse et rejet de perturbations.

**Mots clé :** Logiciel ASPEN HAYSYS, Commande prédictive à base de modèle , Colonne de distillation

## Liste des figures

<b>Figure I.1</b> Mise en oeuvre de l'IAP [2].....	2
<b>Figure I.2</b> Mise en oeuvre de l'école de Boumerdes [2].....	3
<b>Figure I.3</b> Schéma d'une simple colonne de distillation [4].....	4
<b>Figure I.4</b> Schéma des plateaux.....	5
<b>Figure I.5.</b> Schéma de Colonne à garnissages.....	6
<b>Figure I.5</b> Pompe volumétrique.....	8
<b>Figure I.6</b> Pompe volumétrique [7].....	9
<b>Figure I.7</b> Schéma de principe d'une colonne de distillation.....	10
<b>Figure II.1</b> schéma de représentation de la colonne de distillation sur le logiciel.....	13
<b>Figure II. 2</b> La colonne de distillation sur ASPEN HYSYS .....	16
<b>Figure II .3</b> Réponse de la température T1 (plateaux 5) à une variation d'OP1.....	16
<b>Figure II.4</b> Réponse de la température T1 (plateaux 25) à une variation d'OP2.....	17
<b>Figure II.5</b> l'effet de la variation OP1 sur plateaux 5.....	18
<b>Figure II.6</b> l'effet de la variation OP2 sur plateaux 5.....	19
<b>Figure II.7</b> Configuration des paramètres TIC-100 et TIC-101.....	21
<b>Figure II.8</b> colonne de distillation contrôlée par PID.....	21
<b>Figure II.9</b> reaction de TIC-100(mode PI) avec la vareation de SP.....	22
<b>Figure II.10</b> interaction de la PV de plateaux 5 sur le PV de plateaux 25.....	22
<b>Figure II.11</b> reaction de TIC-101(mode PI) avec la vareation de SP.....	23
<b>Figure II.12</b> interaction de la PV de plateaux 25 sur le PV de plateaux 5.....	23
<b>Figure II.13</b> le schéma fonctionnel de Feedforward sur le processus [7].....	26
<b>Figure II.14</b> l'activation le Feedforward.....	27
<b>Figure II.15</b> reaction de PID-FFD (TIC-100) avec la vareation de SP.....	27
<b>Figure II.16</b> interaction de la PV de plateaux 5 sur le PV de plateaux 25.....	28
<b>Figure II.17</b> reaction de PID-FFD (TIC-101) avec la vareation de SP.....	28
<b>Figure II.18</b> interaction de la PV de plateaux 5 sur le PV de plateaux 25.....	29
<b>Figure II.19</b> composition de la sortie B.....	30
<b>Figure II.20</b> composition de la sortie D.....	30

<b>Figure II.21</b> Consommation de l'énergie de condenseur et rebouilleur.....	33
<b>Figure III.1</b> principe de la commande prédictive.....	34
<b>Figure III.2</b> stratégie de la commande prédictive.....	35
<b>Figure III.3</b> Un schéma fonctionnel d'un système multi-variable 2 X 2 .....	35
<b>Figure III.3</b> commande MPC sur la colonne de distillation.....	36
<b>Figure III.4</b> les connexions de régulateur MPC sur logiciel ASPEN HYSYS.....	36
<b>Figure III.5</b> configuration des paramètres de régulateur MPC sur logiciel ASPEN HYSYS. ....	38
<b>Figure III.6</b> configuration des paramètres de régulateur MPC sur logiciel ASPEN HYSYS. Après les modifications.....	39
<b>Figure III.7</b> réaction et de MPC avec la varetion de consigne (SP).....	39
<b>Figure III.8</b> réaction et interaction de MPC avec la varetion de consigne (SP). ....	40
<b>Figure III.10</b> composition de la sortie B.....	41
<b>Figure III.11</b> composition de la sortie D.....	41
<b>Figure III.12</b> Consommation de l'énergie de condenseur et rebouilleur.....	42

## Liste des tableaux

<b>Tableau I.1</b> Comparaison entre colonne à plateaux et à garnissages.....	6
---	---

## LISTE DES SYMBOLES ET ABREVIATIONS

F : Débit de l'alimentation [en mol/h]

D : Débit du distillat [en mol/h]

B : Le débit du flux du liquide du bas de la colonne de distillation [en mol/h].

L : Débit de reflux [en mol/h]

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

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

$T_e$  : Période d'échantillonnage

PV : Variable de processus

SP : point de consigne

QB : vanne de rebouilleur

M : Horizon de commande

P : Horizon de prédiction

$T_r$  : Temps de repense

PFD : Diagrammes de flux de processus (Process Flow Diagrams)

E/S : Entrées/Sorties

MIMO : Multi-entrées multi-sorties (Multi-Input Multi-Output)

MPC : Contrôle prédictive multivariable (Model Predictive Control)

PI : Proportionnel Intégrale (Proportional Integral)

PID : Proportionnel Intégrale Dérivé (Proportional Integral Derivative)

FFD : Feedforward

$E_r$  : consommation d'énergie de rebouilleur [kj/h]

$E_c$  : consommation d'énergie de rebouilleur [kj/h]

## Introduction Générale

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. La colonne permet de séparer un ou plusieurs composés d'un mélange. Le principe de séparation est variable et utilise différents moyens.

Le fonctionnement automatique de la distillation est assuré par un ensemble de boucles de régulation comportant trois éléments : des capteurs, des régulateurs PID PID-FFD MPC et une vanne.

L'idée principale de la commande prédictive est basée sur l'utilisation d'un modèle du système à commander pour prédire sa sortie sur un certain horizon, les objectifs de commande sont spécifiés par un critère à minimiser et de contraintes à imposer sur les variables d'état, de commandes et de sorties, Par conséquent, la commande à appliquer, à chaque instant d'échantillonnage, est obtenue en résolvant un problème d'optimisation avec contraintes en un temps inférieur à la période d'échantillonnage. La nature du problème d'optimisation dépend généralement du type du modèle utilisé pour la prédiction puisque le critère est généralement quadratique et exprime des objectifs de poursuite et de minimisation d'énergie. Lorsque le modèle est linéaire, la solution analytique du problème d'optimisation existe et simple à calculer et les performances seront meilleures puisque l'optimum global est atteint [1].

Dans ce mémoire, nous nous intéressons à la commande d'une colonne de distillation. L'objectif principal du travail de déterminer les paramètres de chaque régulateur PID ou bien PID-FFD ou bien MPC qui assurent un bon fonctionnement de la colonne de distillation.

Des travaux de la simulation sous le logiciel ASPEN HYSYS sont effectués pour tester l'efficacité de la principale de contrôle

Le mémoire comprend trois chapitres :

Le premier chapitre a pour objectif d'exprimer la description d'une colonne de distillation et son principe de fonctionnement.

Le deuxième chapitre est consacré à la commande PID et PID-FEDFORWARD et leur application sur la colonne de distillation avec la simulation et voire ses avantages et inconvénients et ses limitations.

Dans Le troisième chapitre, nous intéressons beaucoup plus sur le régulateur MPC son principe de fonctionnement de même, les performances de cette commande ont été testées sous ASPEN HYSYS.

le chapitre termine par une aperçu sur les avantages de la commande MPC et une conclusion générale

## **I.1 Introduction**

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. Sous l'effet de la chaleur ou d'une faible pression (Loi des gaz parfaits), les substances se vaporisent successivement, et la vapeur obtenue est liquéfiée pour donner le distillat.

Le procédé utilise la différence de volatilité (capacité à s'évaporer selon la température) entre les constituants afin de les séparer : le composé le plus volatil s'évaporerait plus facilement et composerait la majeure partie des vapeurs. Il est ainsi possible de créer une phase gazeuse ayant une composition différente du mélange initial. Par condensation de ces vapeurs, un liquide appelé distillat peut être récupéré avec une concentration élevée du composé le plus volatil [1].

Dans ce chapitre, on donne une vision générale sur l'école de L'IAP ou nous avons préparé notre mémoire, et où on a établi la problématique de notre projet.

Nous avons également donné une brève description sur la colonne de distillation et ces composants.

## **I.2 Présentation du IAP**

L'Institut Algérien du Pétrole (IAP) est un institut de la SONATRACH, spécialisé dans les métiers de l'industrie du pétrole et des hydrocarbures. L'institut a été créé le 29 Novembre 1965, avec comme principal objectif de répondre aux besoins spécifiques en matière de formation du secteur de l'Énergie et le doter en personnel qualifié requis par le développement rapide de l'industrie pétrolière.

### **-Les missions de l'IAP**

Faisant partie intégrante de SONATRACH, l'IAP a pour mission principale d'accompagner la transformation de l'Entreprise par :

-La formation, le perfectionnement et le recyclage dans les différents domaines d'activité du secteur de l'énergie et en particulier des hydrocarbures

-L'organisation et la mise en œuvre des formations spécialisantes et diplômantes dans les différents domaines d'activités du secteur des hydrocarbures

-L'établissement d'échanges et de partenariats avec les universités et instituts nationaux et internationaux

-L'organisation de manifestations scientifiques et techniques

### **I.3 Problématique**

L'objectif de ce travail de master est la commande d'une colonne de distillation pour séparer un mélange liquide et avoir une certaine qualité de pureté désirée des produits finaux. Afin d'améliorer les résultats obtenus avec les régulateurs décentralisés PI, PID FFD, MPC, on applique ces commandes pour :

- L'élimination d'un produit en cours de réaction chimique.
- Isolement de plusieurs composés obtenus après réaction chimique.
- Élimination d'un solvant.
- Isolement d'un composé naturel.
- Purification d'un composé.

L'étude théorique et l'application pratique, sur le logiciel ASPEN HYSYS de ces commandes permettront d'évaluer chacune d'eux.

### **I.4 Description du logiciel ASPEN HYSYS**

Le simulateur HYSYS est un ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires nécessitant certains appareils spécifiques (ballons, compresseurs, colonnes de distillation, échangeurs de chaleur, etc.). Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé (PFD – Process Flow Diagrams) par le courant d'informations généré dans ces opérations.

Donc le logiciel HYSYS n'est rien d'autre qu'un programme informatique destiné à la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinages et de la pétrochimie l'utilisation de logiciel [3].

### **I.5 Définition d'une colonne de distillation**

Une section de séparation fournit une séquence d'étapes par laquelle le liquide s'écoulant dans la section est successivement mis en contact avec la vapeur s'écoulant dans la section.

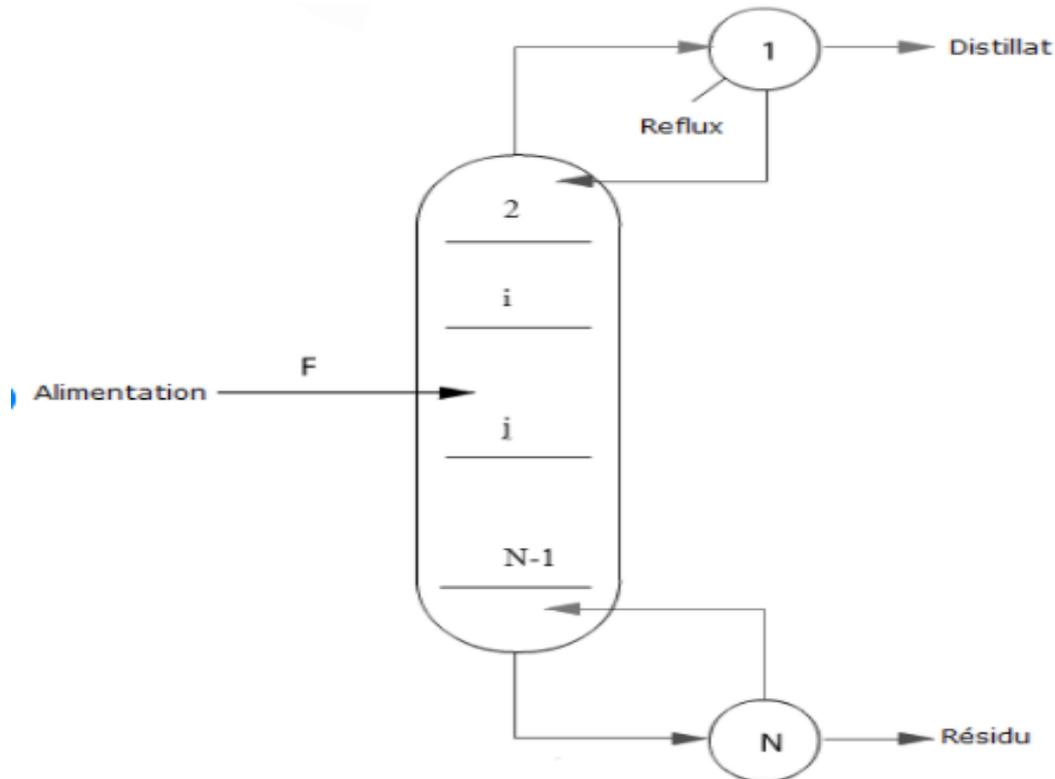


Figure I.3 Schéma d'une simple colonne de distillation [4].

Comme illustré à la figure I.3, Le nombre d'étages requis dans chaque section est déterminé par la conception de la colonne. Les commandes n'ont aucun moyen d'influencer le nombre d'étages dans chaque section [1].

## I.6 Types de colonnes

La colonne permet de séparer un ou plusieurs composés d'un Mélange. Le principe de séparation est variable et utilise différents moyens. On désigne ces unités en fonction de leur principe de séparation. Ce contact peut s'effectuer par l'utilisation de colonnes à plateaux ou à garnissages.

### I.6.1 Colonne à plateaux

Les plateaux sont des chicanes horizontales en forme de plaques qui sont placées les unes sur les autres à des distances déterminées à l'intérieur de la colonne. Comme montre dans la figure I.4, sur chaque plateau se trouve une couche de liquide de hauteur limitée qui est traversée par la vapeur montante. La hauteur d'une colonne à plateaux dépend du nombre de plateaux et de l'espace entre les plateaux. Les colonnes industrielles contiennent habituellement de vrais plateaux avec soit des calottes, soit des clapets ou encore des plateaux simples perforés.

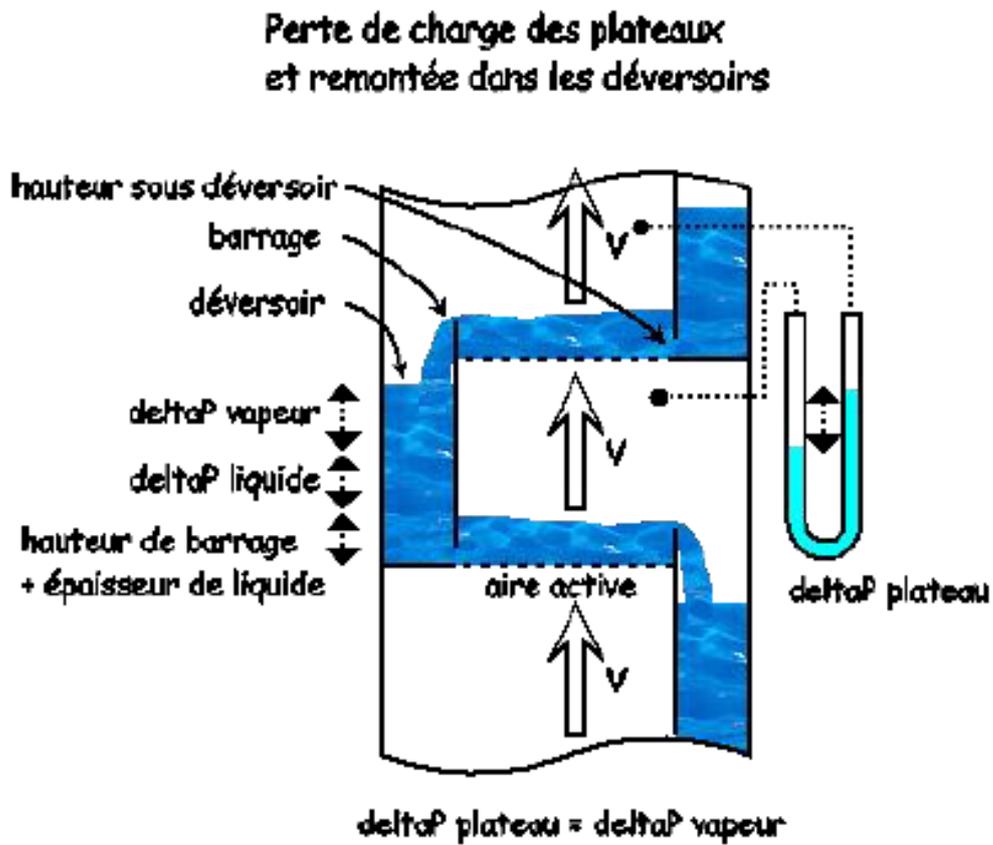


Figure I.4 Schéma des plateaux.

## I.6.2 Colonne à garnissages

Les garnissages sont des matériaux différents tels la céramique et le métal ainsi qu'en divers plastiques et même en graphite ou en verre (anneaux de Raschig) sous forme de remplissage en vrac pour favoriser le contact dans une colonne de petites dimensions ainsi que les colonnes de laboratoire [3].

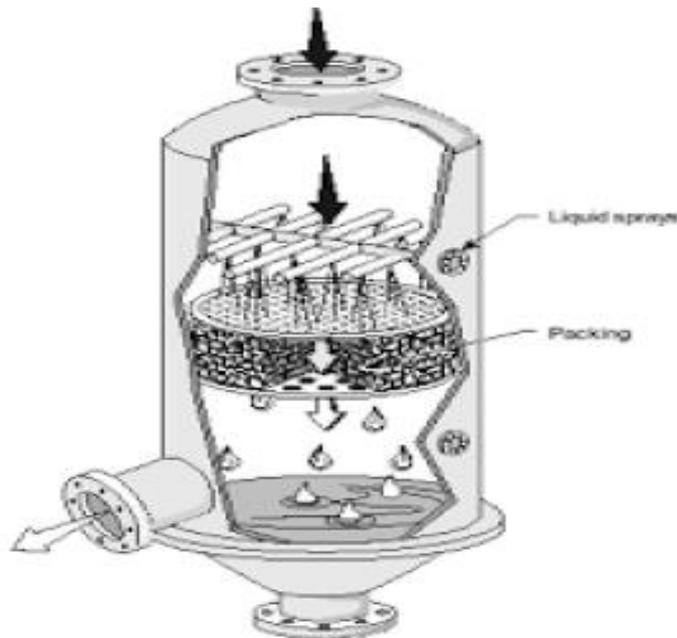


Figure I.5. Schéma de Colonne à garnissages.

### I.6.3 La différence entre les colonnes à plateaux et à garnissages

Le tableau ci-dessous présente une comparaison récapitulative entre les deux colonnes Essentielles

Type de colonne	A plateaux	A garnissages
Coût	Coût élevé	moindre coût
Rétention	Elevé	Faible
Perte de charge	Faible	Elevé
Nombre d'étage	Grand	Petit

Tableau I.1 Comparaison entre colonne à plateaux et à garnissages.

Dans notre travail la colonne de distillation utilisée est de type colonne à plateaux.

## I.7 Processus de séparation

Un processus de séparation simple divise un flux d'alimentation en deux vapeurs de produit. Dans un processus de séparation pure, aucune molécule n'est créée, réarrangée ou détruite. C'est-à-dire que chaque molécule dans le flux d'alimentation apparaît inchangée dans l'un des flux de produits.

Voici des exemples de procédés de séparation industrielle :

- centrifugeuses
- colonnes de distillation
- filtres

## **I.8 séparation binaire**

Un procédé de séparation binaire est un procédé pour lequel la charge ne contient que deux composants [1].

En distillation, les termes « léger » et « lourd » sont utilisés pour distinguer les composants. Mais tels qu'ils sont utilisés dans la distillation, ces termes ne reflètent pas le poids, la densité, etc.

**Le composant léger** : ce composant est le plus volatil.

**Le composant lourd** : ce composant est le moins volatil.

## **I.9 Composition du distillat**

Les possibilités pour le flux de distillat sont les suivantes :

**Entièrement liquide.** Le condenseur doit être un condenseur total La composition du distillat est la même que la composition de la vapeur de tête.

**Entièrement vapeur.** Le condenseur doit être un condenseur partiel Seule une partie de la vapeur de tête s'écoulant dans le condenseur est condensée. Le liquide résultant est le courant de reflux. Le flux de distillat est la vapeur qui n'est pas condensée. Un condenseur partiel assure la séparation et constitue idéalement un étage. La composition du distillat n'est pas la même que la composition de la vapeur de tête. [1]

## **I.10 Alimentation l'entrée de la colonne de distillation**

La figure I.3 illustre une colonne de distillation à deux produits avec un seul flux d'alimentation. Les possibilités pour le flux d'alimentation sont les suivantes :

- entièrement liquide.
- entièrement vapeur.
- mélange vapeur-liquide.

## **I.11 Condenseur**

C'est un échangeur de chaleur dans lequel la vapeur sortant en tête de la colonne peut être refroidie peut être condensée [4].

## I.12 Rebouilleur

C'est un échangeur de chaleur, disposé au fond de la colonne, souvent de type à faisceaux tubulaires, dont le rôle est de porter, à l'ébullition, le liquide à distiller moyennement un échange de chaleur avec un fluide caloporteur [4].

## I.13 Pompe de distila

Une pompe est une machine hydraulique qui aspire et refoule un liquide (l'eau, l'huile, l'essence, les liquides alimentaires, etc....) D'un point à un endroit voulu [5].



Figure I.5 Pompe volumétrique.

## I.14 Vanne de commande

Une vanne commandée est une vanne de régulation commandée la plupart du temps électriquement. On parle également d'électrovanne, vanne à commande simple de fermeture et d'ouverture en fonction d'un paramètre et d'une commande électrique, exemple électrovanne gaz [4].



**Figure I.6** Pompe volumétrique [7].

## **I.15 contrôle de fonctionnement d'une colonne**

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

### **I.15.1 Débits**

La connaissance des débits d'alimentation et l'un des débits de soutirage permettent établir le bilan massique de la colonne, mais il est préférable de les connaître tous. Les débits internes sont moins essentiels que les débits externes, mais leur connaissance permet de mieux cerner le fonctionnement de la colonne.

### **I.15.2 Températures à différents niveaux**

Les produits à séparer ont des températures d'ébullitions différentes de plus de 5 °C, la connaissance du profil de température de la colonne permet d'apprécier le profil des compositions et de juger le fonctionnement de la colonne.

### **I.15.3 Pression**

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

### **I.15.4 Niveaux**

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

Dans notre travail on a contrôlé Températures à différents niveaux.

## I.16 facteurs qui influencent le fonctionnement de la colonne de distillation

Le fonctionnement de toute colonne de distillation est contrôlé par les paramètres suivants :

- La pression
- La température
- Le taux de reflux

Le taux de reflux est défini comme étant le rapport  $L/D$  du débit de reflux sur le distillat.

Ce paramètre est très important pour le fonctionnement de colonne, il est réglé de sorte à :

- Refroidir les vapeurs de tête et assurer une circulation liquide dans la colonne.
- Eviter l'engorgement de la colonne.
- Maintenir une pureté désirée du produit.

Dans notre travaille on a contrôle les différentes températures qui se trouve au niveau de plateaux 25 et 5 par le taux de reflux.

## I.17 Principe de fonctionnement d'une colonne à distiller

Pression constante, les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par le principe de fonctionnement d'une colonne de rectification consiste à déplacer à une source froide (le condenseur (D)) qui génère un flux de liquide froid descendant dans la colonne et une source chaude (rebouilleur (B)), générant un flux montant de vapeur chaude (figure I.7) [6].

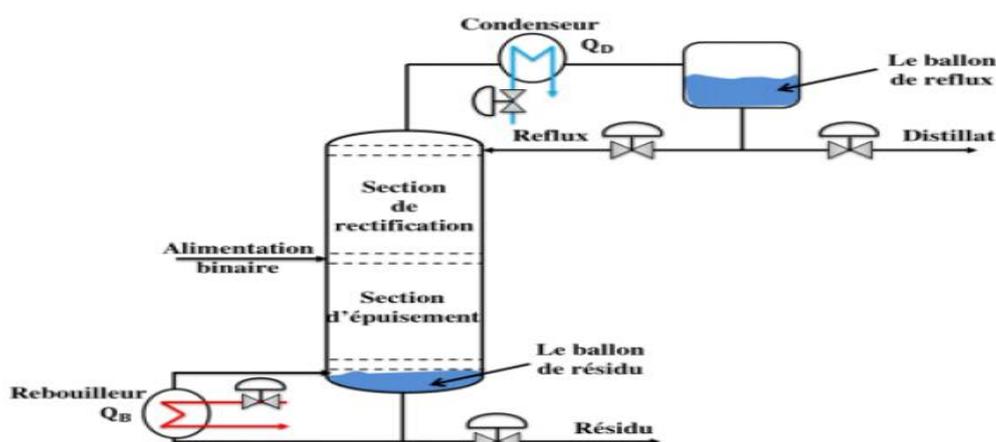


Figure I.7 Schéma de principe d'une colonne de distillation [6].

## **I.18 Conclusion**

Dans ce chapitre, nous avons mené une recherche documentaire liée à la colonne de distillation et sa définition et ses types. Et nous avons expliqué le fonctionnement de la colonne de distillation.

## **II.1 Introduction**

Les régulateurs des colonnes de distillation assurent un fonctionnement stable et fiable de la colonne tant que les perturbations restent limitées.

Un modèle mathématique du système à réguler est nécessaire pour pouvoir synthétiser la commande. La méthode Broida, pour la modélisation de la colonne de distillation, est utilisée. La réponse temporelle du système est récupérée via le logiciel ASPEN HYSIS.

L'objectif de la commande consiste à assurer une poursuite de consigne et de minimiser l'énergie consommée par la colonne. De plus, pour assurer une sécurité de fonctionnement et une qualité pour les produits finaux.

Dans ce chapitre, quelques généralités sur les régulateurs PID et FEEDFORWARD seront présentées. La synthèse de ces deux commandes est effectuée pour réaliser un cahier de charge puis l'application des commandes est réalisée sur le logiciel ASPEN HYSIS.

## **II.2 Description du système à contrôler**

On veut contrôler une colonne de distillation (séparateur binaire), Colonne de séparation C3/C4 c'est-à-dire de séparer le propane et le butane du GPL (gaz pétrole liquéfié).

Le propane sec est dirigé vers la limite de zone de l'unité, sous contrôle du niveau du ballon de reflux. Le fond de la colonne de séparation C3/C4, c'est-à-dire le butane, est tout d'abord refroidi à T1 °C par le refroidisseur d'air du propane (300-EA-301), et à T2 °C par le refroidisseur du butane (300-E-305). Enfin, le butane est dirigé vers la limite de zone de l'unité sous contrôle du niveau du rebouilleur de la colonne de séparation C3/C4. [8].

La colonne à distillation est composée de 30 plateaux. On s'intéresse spécialement au contrôle de température des plateaux 5 (T1) et 25 (T2) qui contiennent le propane et le butane respectivement. Le propane est situé en haut de la colonne étant le gaz le plus léger. Le butane, au bas de la colonne, est le gaz le plus lourd.

Les entrées du système sont les angles d'ouverture (OP1 et OP2) des deux vannes afin de varier leurs débits. La première vanne pour contrôler le débit du liquide du rebouilleur (QB)

et la deuxième vanne pour le control du débit du liquide du reflux au niveau du condenseur voir figure II.1.

Une interaction entre la température dans les différents plateaux est certaine.

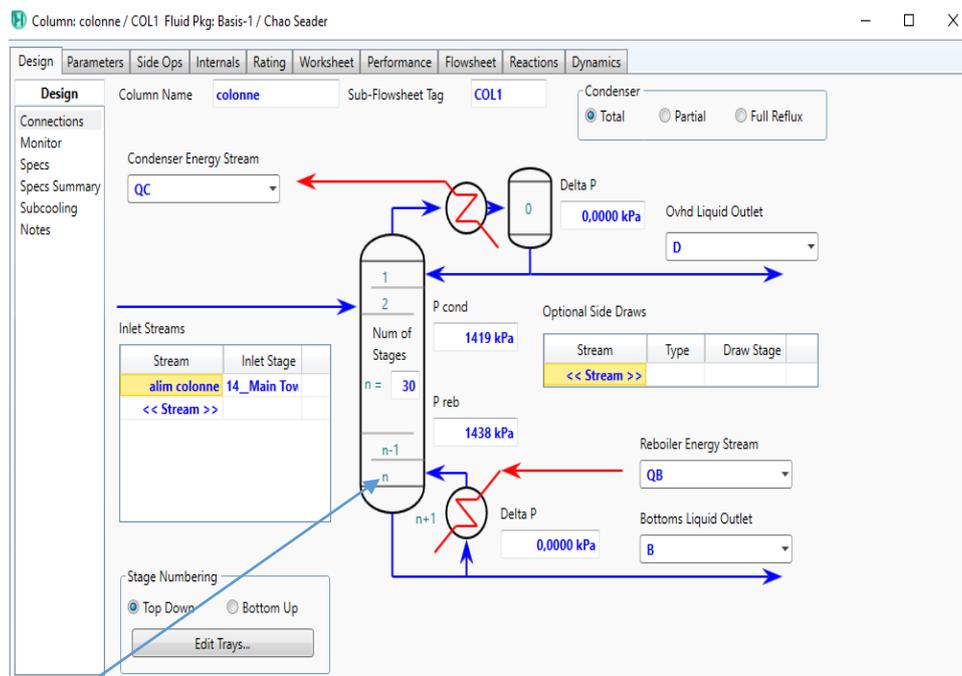
## II.3 Contrôleur PID

### II.3.1 Définition

Le régulateur PID est un algorithme de calcul qui délivre un signal de commande à partir de la différence entre la consigne et la mesure (l'erreur) [6].

Le régulateur PID agit celons l'action suivante :

- action proportionnelle : l'erreur est multipliée par un gain  $K_p$ .
- action intégrale : l'erreur est intégrée et divisée par un gain  $T_i$ .
- action dérivée : l'erreur est dérivée et multipliée par un gain  $T_d$ .



**Plateau 25**

**Figure II.1** schéma de représentation de la colonne de distillation sur le logiciel.

La commande générée par le régulateur PID est généralement donné par l'équation suivante :

$$OP(t) = OP_0 + Ke(t) + \frac{K}{T_I} \int e(t)dt + KT_D \frac{de(t)}{dt} \quad (\text{II.1})$$

Où :

- $OP(t)$  : est la commande générée.
- $e(t)$  l'erreur représentée par  $e(t) = SP(t) - PV(t)$ .  $SP(t)$  représentant la consigne du régulateur alors que  $PV(t)$  représente la mesure de la valeur que l'on veut maintenir constante.
- $OP_0$  représente la sortie du régulateur lorsque l'entrée est égale à 0. Cette valeur assure le fonctionnement du système autour du point de fonctionnement.
- $K$  représente le gain du régulateur. Il sert à améliorer la sensibilité du système. On l'appelle généralement la Bande proportionnelle. Elle est exprimée en %. On la note  $BP$ .

On a :

$$BP = (1/K)100$$

- $TI$  représente la constante intégrale, elle sert à éliminer l'écart statique. Elle est généralement exprimée en minutes ou en répétitions par minutes.  $TI$  est généralement considéré comme le temps qu'il faut pour reproduire l'action proportionnelle.
- $TD$  représente le temps d'action dérivée. Elle est surtout utilisée pour améliorer la stabilité du système. On l'appelle aussi action anticipée. Elle est surtout utilisée dans les systèmes lents (à grande constante de temps), notamment en régulation de température. Elle est généralement exprimée en minutes.

Les trois actions à savoir l'action proportionnelle ( $K$  ou  $BP$ ), l'action intégrale ( $TI$ ), et l'action dérivée ( $TD$ ) sont généralement ajustées de manière à avoir la meilleure réponse possible du système du point de vue précision et stabilité. [9]

### **II.3.2 Application du régulateur PID sur la colonne de distillation**

Initialement, la modélisation de la colonne de distillation est présentée par la méthode de Broida.

Puis, pour contrôler la température de la colonne, on utilise le régulateur PID. Le calcul de ses paramètres est réalisé et son application est effectuée à l'aide de logiciel ASPEN HYSYS.

#### **a) Modélisation des systèmes par Broida**

Pour obtenir la réponse en boucle ouverte de la colonne de distillation, à une variation, de type échelon, de l'angle d'ouverture des deux vannes, les opérations suivantes sont réalisées sur le modèle de la colonne réalisé sur le simulateur HYSYS, voir figure II.2.

- Fixer OP1 du régulateur au niveau du condenseur à 46 %.
- Fixer OP2 du régulateur au niveau du rebouilleur à 50 %.

On utilise la commande Graph Control pour insérer la variable température T25 au niveau de la (strip chart) du régulateur 101, et aussi pour insérer la variable température T5 au niveau du régulateur 100.

- Mettre le régulateur au mode Manuel (boucle ouverte).
- Faire varier les variables opératoires OP1 de 4%, une seule à la fois.

Utiliser les courbes de réaction obtenues pour déterminer les fonctions de transfert correspondantes à savoir  $G_{11}$ ,  $G_{12}$ .

$G_{11}$  : est l'effet de variation de l'OP1 (l'ouverture de la vanne du reflux du condenseur) sur la température de plateaux 5 (T1).  $G_{12}$  : est l'effet de variation de l'OP1 (l'ouverture de la vanne du reflux du condenseur) sur la température de plateaux 25 (T2).

- Faire varier les variables opératoires OP2 de 3%.

Utiliser les courbes de réaction obtenues pour déterminer les fonctions de transfert correspondantes à savoir  $G_{21}$ ,  $G_{22}$ .

$G_{21}$  : est l'effet de variation de l'OP2 (l'ouverture de la vanne du rebouilleur) sur la température de plateaux 5 (T1).  $G_{22}$  : est l'effet de variation de l'OP2 (l'ouverture de la vanne du rebouilleur) sur la température de plateaux 25 (T2).

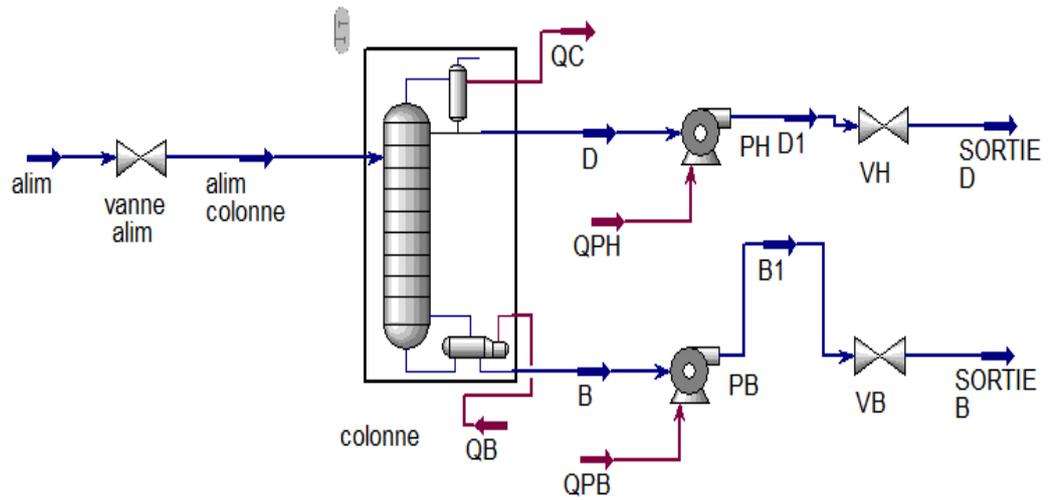


Figure II.2 La colonne de distillation sur ASPEN HYSYS

En utilisant la formule de Broida, on détermine les fonctions de transfert :  $G_{11}$ ,  $G_{12}$ ,  $G_{21}$  et  $G_{22}$ .

- Effet de la variation d'OP1 sur le plateau 5 ( $G_{11}(p)$ )

La réponse à OP1 est illustrée sur la figure II.3.

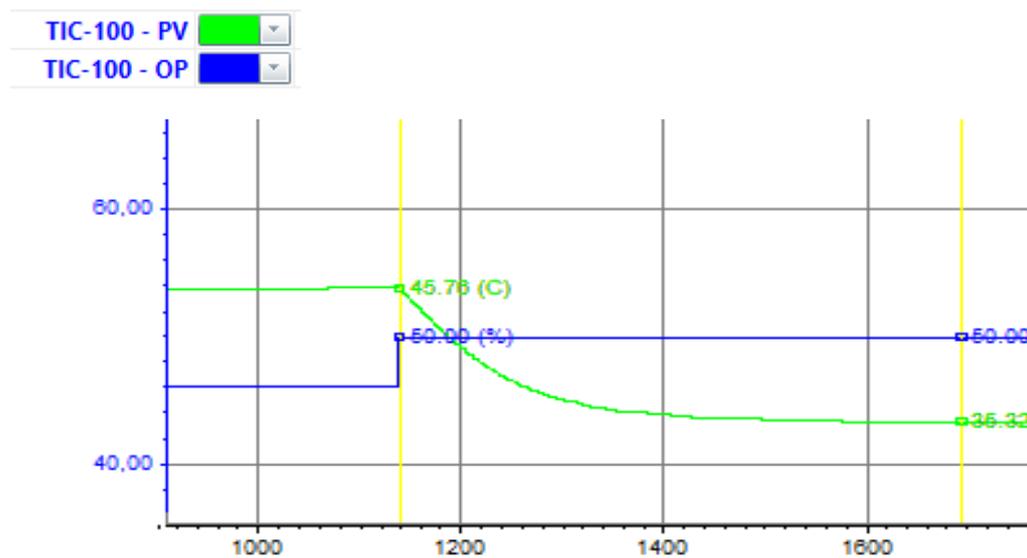


Figure II .3 Réponse de la température T1 (plateaux 5) à une variation d'OP1.

De cette courbe, appelée courbe de réaction du système, on va tirer la fonction de transfert du procédé qui a pour forme :

$$G(p) = \frac{G_S e^{-Tp}}{\vartheta p + 1} \quad (\text{II.2})$$

Avec :  $G_S$  gain statique ;  $\vartheta$  : constante de temps ;  $T$  :retard

$$G_S = \frac{\Delta p v}{\Delta o p} \quad (\text{II.3})$$

Avec :                       $\Delta PV = 10.3$       et       $\Delta OP = 4$

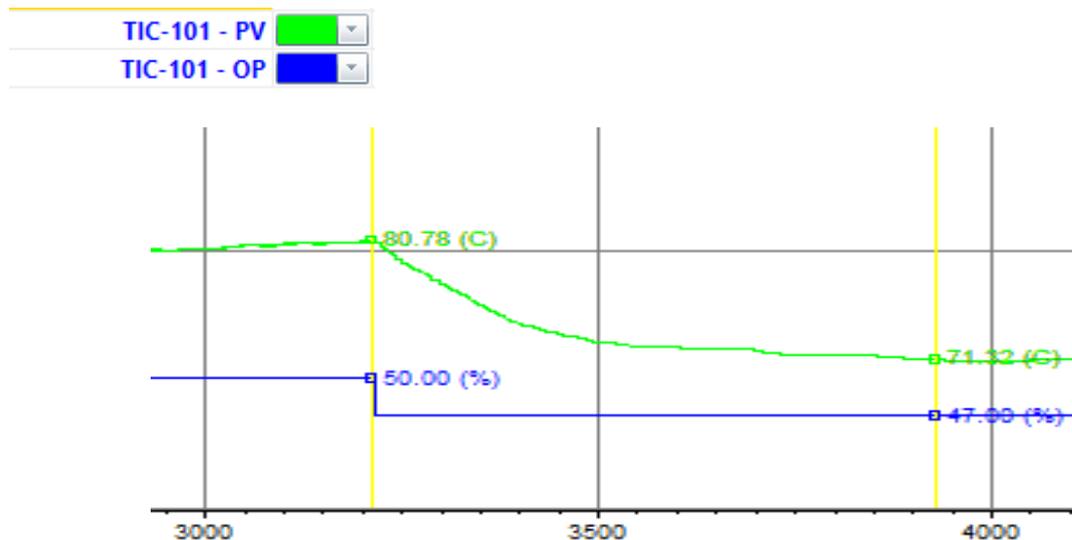
On obtient:               $G_S = 2.57$                $\vartheta = 93.49 \text{ min}$                $T = 0 \text{ min}$

Donc :

$$G_{11}(p) = \frac{2.57}{93.49p + 1}$$

- **Effet de la variation de OP2 sur le plateau 25 ( $G_{22}$ )**

La réponse à OP2 au niveau du plateau25, est illustrée sur la figure II.4.



**Figure II.4** Réponse de la température T2 (plateaux 25) à une variation d'OP2.

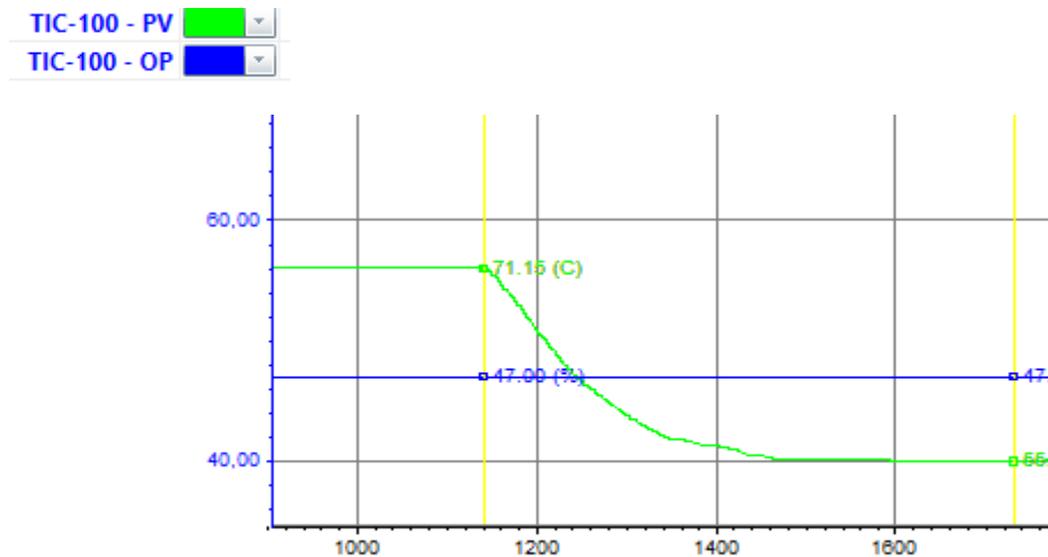
On obtient :  $G_S = \frac{9.46}{3} = 3.15$        $\vartheta = 152.95 \text{ min}$        $T = 0 \text{ min}$

Donc

$$G_{22} = \frac{3.15}{152.95p + 1}$$

- **Effet de la variation de OP1 sur le plateau 25 (G12)**

La réponse à OP2 au niveau du plateau 25, est illustrée sur la figure II.5.



**Figure II.5** l'effet de la variation OP1 sur plateaux 25.

On obtient :  $G_S = \frac{-9}{4} = -2.25$  ,       $\vartheta = 108.95 \text{ min}$  ,       $T=0 \text{ min}$

Donc

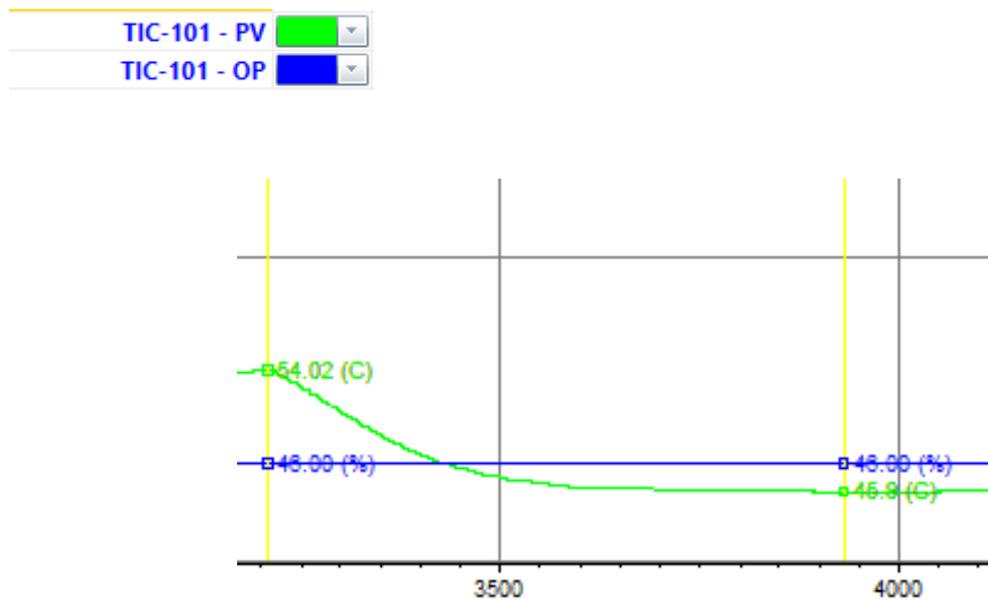
$$G_{12} = \frac{-2.25}{108.95p+1}$$

- **Effet de la variation de OP2 sur le plateau 5 (G21)**

La réponse à OP2 au niveau du plateau 5, est illustrée sur la figure II.6.

On obtient :  $G_S = \frac{-8.12}{3} = -2.7$        $\vartheta = 170 \text{ min}$        $T = 0 \text{ min}$

Donc  $G_{21} = \frac{-2.7}{170p+1}$



**Figure II.6** l'effet de la variation OP2 sur plateaux 5.

### b) Synthèse des régulateurs PID

A base d'un cahier de charge, le calcul des paramètres du régulateur PID est accompli. L'action dérivée dans ce régulateur est ôtée pour simplifier le régulateur.

Le cahier de charge est choisi réalisant un temps de réponse approprié. La réponse du système commandé est celle d'un système du deuxième ordre amorti.

On prend un facteur d'amortissement égale à 0.7 qui permet de réaliser un compromis entre stabilité (dépassement intéressant : inférieur à 12%) et rapidité.

En appliquant les relations suivantes, qui permettent le calcul des paramètres du régulateur de la fonction de transfert  $G_{11}$  et  $G_{22}$ .

$$K = \frac{1.6}{G_s} \quad (\text{II.4})$$

$$T_i = \xi^2 \vartheta \quad (\text{II.5})$$

Avec :  $K$ : gain de l'action proportionnelle.

$T_i$  : Constante de temps de l'action intégrale.

### **II.3.3 Résultats de simulations**

**a) Calcule les paramètres de régulateur TIC-100 de  $G_{11}$ .**

On prend la fonction de Transfert  $G_{11}$ .

$$G_s = 2.57$$

On trouve  $K = 0.62$  et  $T_i = 45.81$  min

**b) Calcule les paramètres de régulateur TIC-101 de  $G_{22}$**

On prend la fonction de Transfert  $G_{22}$ .

$$G_s = 3.15$$

On trouve  $K = 0.5$  et  $T_i = 74.94$  min

On configure les paramètres calculé ( $T_i, K$ ) des régulateurs TIC -100 et TIC-101 sur le logiciel ASPEN HYSYS comme montrer la figure II.7.

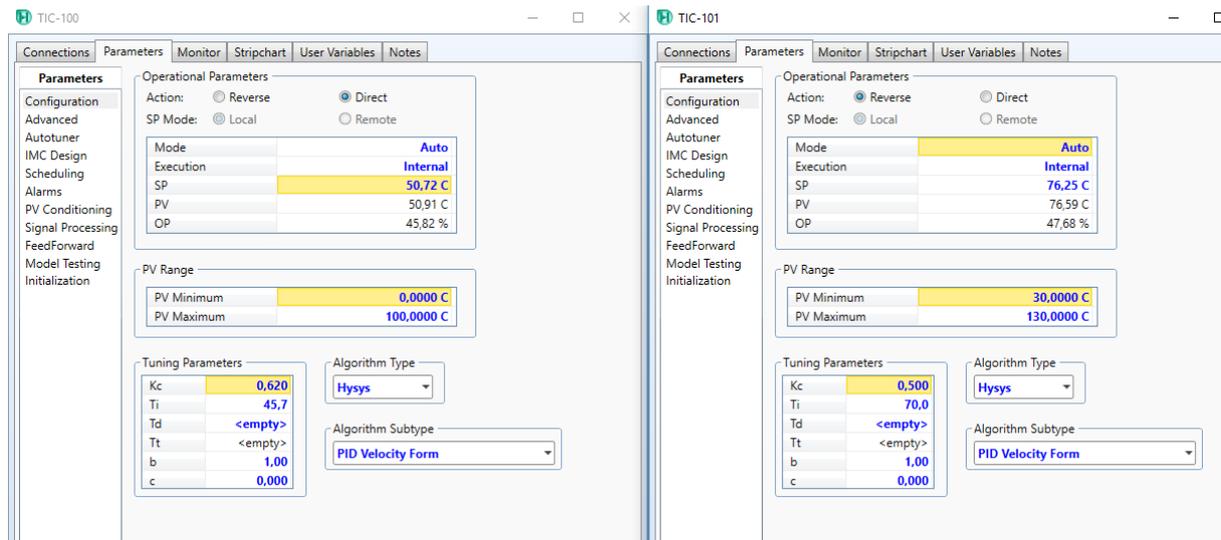


Figure II.7 Configuration des paramètres TIC-100 et TIC-101.

Après quelques essais les paramètres des PIs par la méthode essai erreur, on obtient :

Pour TIC-100 ( $G_{11}(p)$ ) :  $K = 0.59$  et  $T_i = 45,7$  min

Pour TIC-101 ( $G_{22}(p)$ ) :  $K = 0.5$  et  $T_i = 40$  min

On active les régulateur (mode auto) sur le système étudié figure II.7

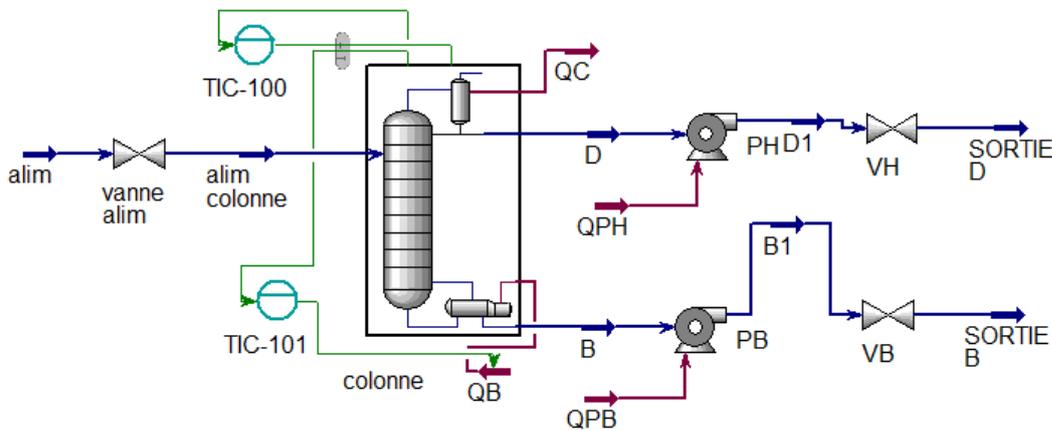


Figure II.8 colonne de distillation contrôlée par PID.

TIC-100 : régulateur PID qui contrôle la température de plateaux 5 par le reflux de condenseur (L).

TIC-101 : régulateur PID qui contrôle la température de plateaux 25 par rebouilleur (QB).

On fait une variation de la consigne augmente SP 45.25 °C a 50.25 °C sur le régulateur

TIC-100, donc la vanne de reflux de condenseur fermer ; donc la température de plateaux 5 sera augmenter jusqu'à la valeur de SP voulue par l'opérateur (fonctionnement de PID) comme montre la figure II.9.

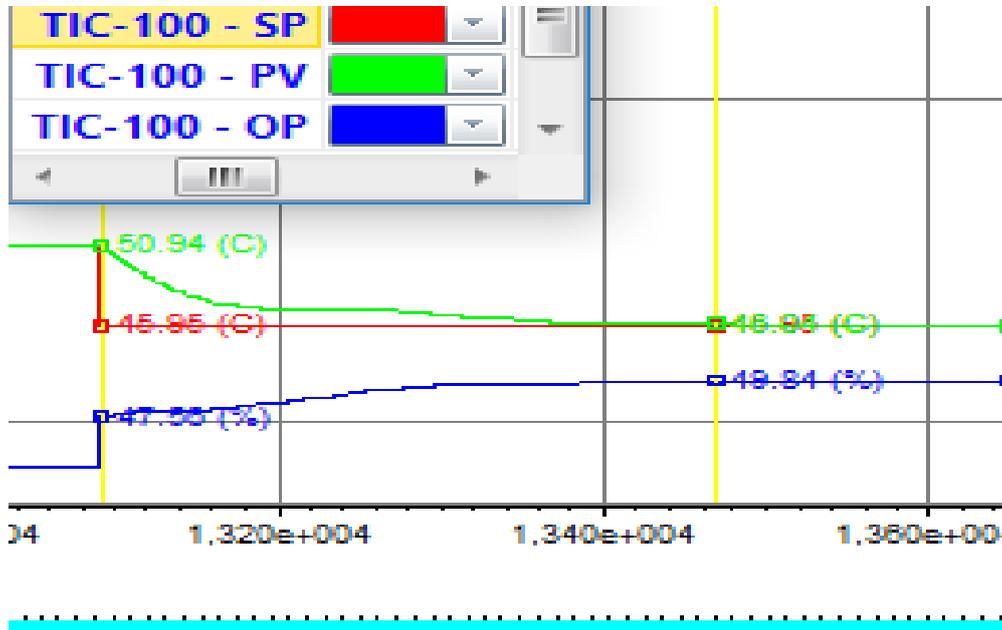
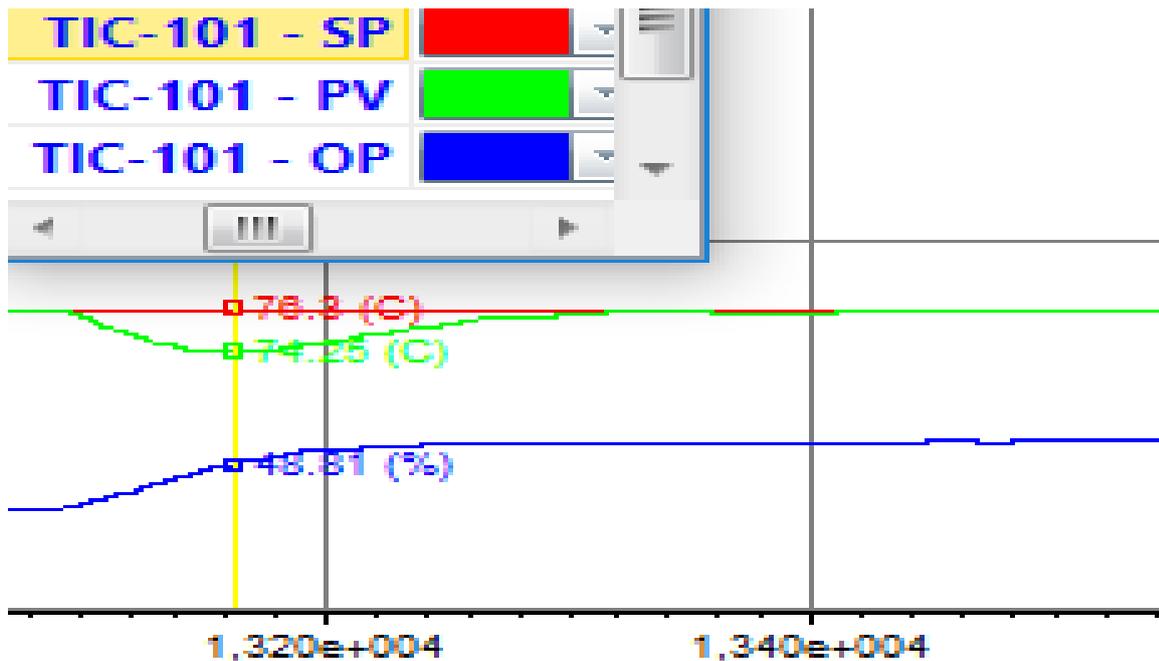


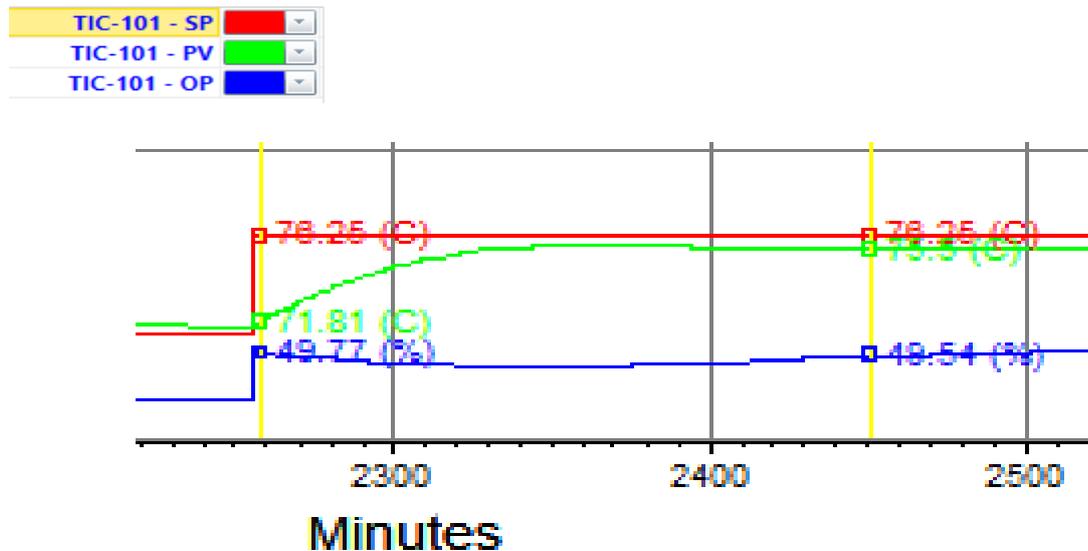
Figure II.9 reaction de TIC-100(mode PI) avec la variation de SP.

Ce changement de la température dans le plateau 5 affecte la température du plateau 25 ; c'est une interaction ou bien une perturbation comme montré sur la figure II.10.



**Figure II.10** interaction de la PV de plateaux 5 sur le PV de plateaux 25.

On fait une variation de la consigne augmente SP 71.25 °C a 76.25 °C sur le régulateur. TIC-101, donc la vanne de rebouilleur ouvert et la température de plateau 25 sera augmenter jusqu'à la valeur de SP exigée par l'opérateur (fonctionnement de PID) comme montre la figure II.11.



**Figure II.11** Reaction de TIC-101(mode PI) avec la variation de SP.

Ce changement de la température de plateau 25 affecte sur la température de plateau 5 est une interaction ou bien une perturbation comme montré sur la figure II.12.

**Figure II.12** interaction de la PV de plateaux 25 sur le PV de plateaux 5.

### II.3.4 Discussion de resultats

D'après les resultats obtenues sur le logiciel ASPEN HYSYS, la precision, la rapidité et la stabilite de système commandé l'aide de regulateur PID sera analysées. La réaction du système par rapport aux interactions ou perturbations sera étudiée.

On sais que  $erreur = SP - PV$ , le regulateur à bien diminué l'erreur statique et est presque nulle. La température varit exponentielemnt vers la consigne, SP, appliquée et  $PV=SP$ .

Le système est donc précis, puisque erreur = 0 grâce à l'action intégrale.

Le temps de réponse  $T_r = 230 \text{ min}$ ; c'est un temps très acceptable car plus petit que celui du système en boucle ouverte égale à  $93.49 * 3 = 280.47 \text{ min} = 4 \text{ heures } 67 \text{ min}$ . La commande à base de PID a amélioré la rapidité du système.

On a remarqué que le changement de température de la plateaux 5 a affecté la température dans la plateaux 25 et la variation de température du plateau 25 a affecté la température du plateau 5 .

Cette interaction n'est pas acceptable puisque le produit chimique est très sensible au taux de variation de cette température ce qui peut affecter la qualité du distillat.

Le régulateur PID n'a pas pu réaliser le rejet de perturbation.

### **II.3.5 Avantages du régulateur PID**

- Simple.
- Le plus utilisé dans l'industrie.

### **II.3.6 Limitation du régulateur PID**

- n'est pas efficace s'il y'a une interaction ou bien des perturbations.
- Linéaire donc problème avec des modèles non linéaire.

## **II.4 Le régulateur Pid-feedforward**

### **II.4.1 Définition**

Le « Feedforward » est une stratégie de contrôle assez sous-utilisée capable de gérer un grand nombre de types de problèmes de processus.

Les systèmes de contrôle Feedforward sont proactifs, prenant des mesures avant les changements à la variable de processus peut se produire [8].

### **II.4.2 Principe de fonctionnement du contrôle Feedforward**

Le contrôle Feedforward est basé sur le principe de la contre-action préventive de la charge.

Que si tous les charges importantes sur une variable de processus sont surveillées et leurs effets sur cette variable de processus sont bien compris, un système de contrôle

programmé pour prendre les mesures appropriées en fonction des changements de charge protégera la variable de processus de tout effet néfaste.

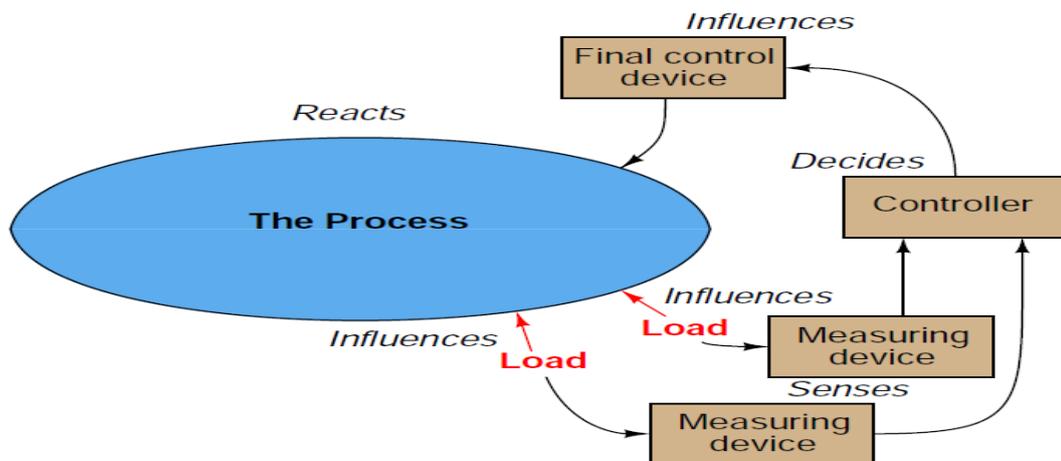
C'est-à-dire que le système de contrôle anticipatif utilise les données des capteurs de charge pour prédire quand un bouleversement est sur le point de se produire, puis alimente ces informations transmette à l'élément de commande final pour contrer le changement de charge avant qu'il n'ait la possibilité de affecter la variable de processus. Les systèmes de contrôle de rétroaction sont réactifs, prenant des mesures après les changements de la variable de processus se produisent.

Tout système de contrôle est nécessaire pour maintenir une variable de processus à une valeur stable est l'existence de ce qu'on appelle une charge. Une « charge » est une variable influençant un processus qui n'est pas lui-même sous contrôle direct

Le Feedforward résout cette faiblesse en adoptant une approche fondamentalement différente, en basant les décisions de contrôle finales sur les états des variables de charge plutôt que sur la variable de processus.

En d'autres termes, un système de contrôle Feedforward le(s) facteur(s) influençant un processus et décide comment compenser à l'avance avant que la variable de processus ne s'écarte du point de consigne.

Si toutes les charges sont mesurées avec précision et que l'algorithme de contrôle est suffisamment réaliste pour prédire la réponse du processus pour ces valeurs de charge connues, la variable de processus (idéalement) n'a pas besoin d'être mesurée du tout [13].



**Figure II.13** le schéma fonctionnel de Feedforward sur le processus [7].

### II.4.3 Application de PID – Feedforward sur la colonne de distillation

On a calculé précédemment les 4 fonctions transfert  $G_{11}$   $G_{12}$   $G_{21}$   $G_{22}$  matrice de gain relative. Le calcul du contrôleur PID –FFD basé est beaucoup plus basé les fonctions de transferts  $G_{12}$  et  $G_{21}$ .

On doit calculer les paramètres de régulateur PID-FFD (TIC-100 et TIC-101) et les appliquer sur la colonne de distillation.

#### II.4.4 Résultats de simulations

##### a) Calcule les paramètres de régulateur PID-FFD (TIC-100)

On prend la fonction de Transfer  $G_{21}$  et  $G_{11}$ .

$$K_{p1} = \frac{-G_{21}}{G_{11}}$$

On trouve :  $K_{p1} = 1.05$

##### b) Calcule les paramètres de régulateur PID-FFD (TIC-101)

On prend la fonction de Transfer  $G_{12}$  et  $G_{22}$ .

$$K_{p2} = \frac{-G_{12}}{G_{22}}$$

On trouve :  $K_{p2} = -0.71$

On active l'option Feedforward et configure les paramètres calculé ( $k_{p1}$  , $k_{p2}$  ) des régulateurs PID-FFD (TIC -100 TIC-101) sur le logiciel ASPEN HYSYS comme montrer la figure II.14.

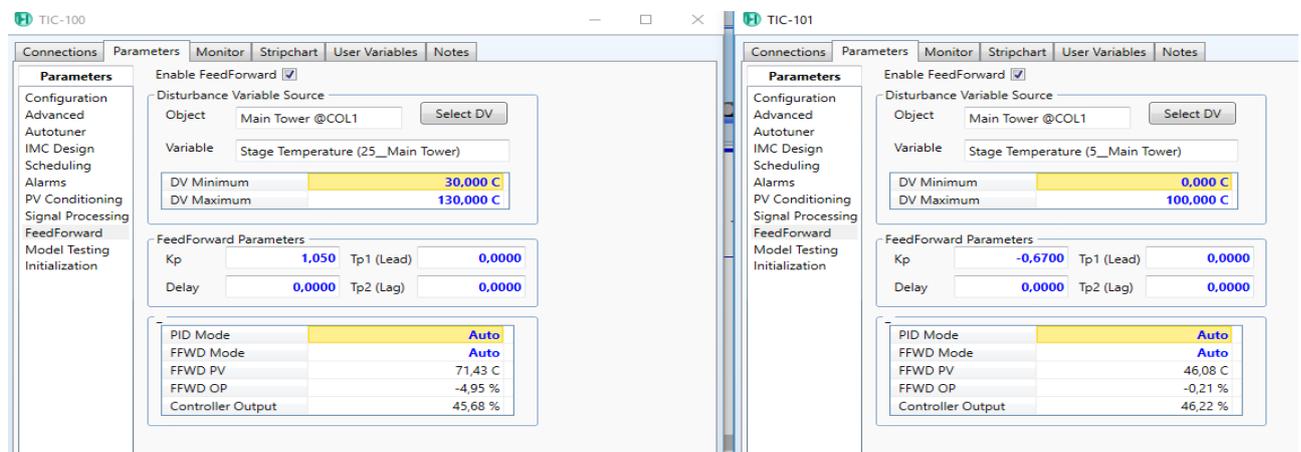
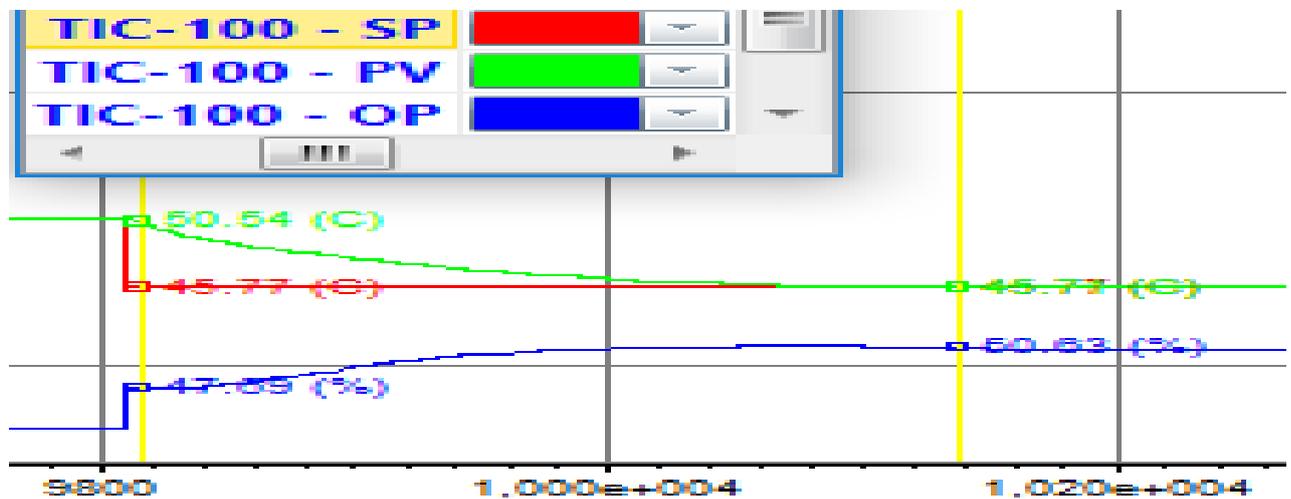


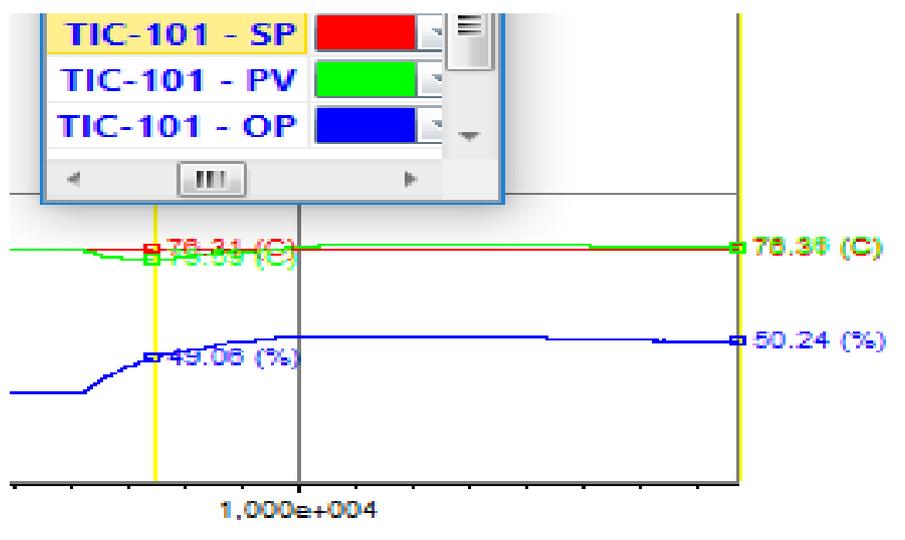
Figure II.14 l'activation le Feedforward.

On fait une variation de la consigne, et on augmente SP de 50.54 °C a 45.77 °C (autour du régulateur PID-FFD (TIC-100)), donc la vanne de reflux de condenseur fermer ça veut dire la température de plateaux 5 sera diminuer jusqu'à la valeur de SP exigée par l'opérateur (fonctionnement de PID-FFD) comme montré sur la figure II.15.



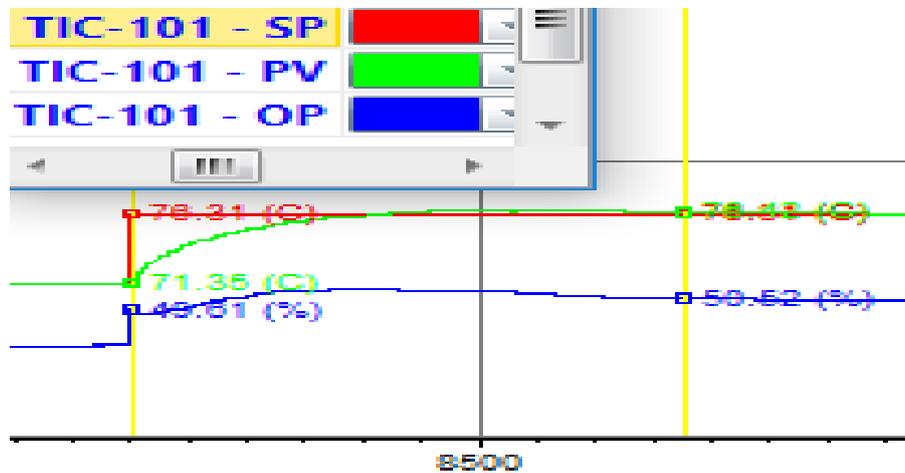
**Figure II.15** reaction de PID-FFD (TIC-100) avec la variation de SP.

Après ce changement, il y'a une création d'une petite perturbation sur la température de plateau 25 comme montré sur la figure II.16.



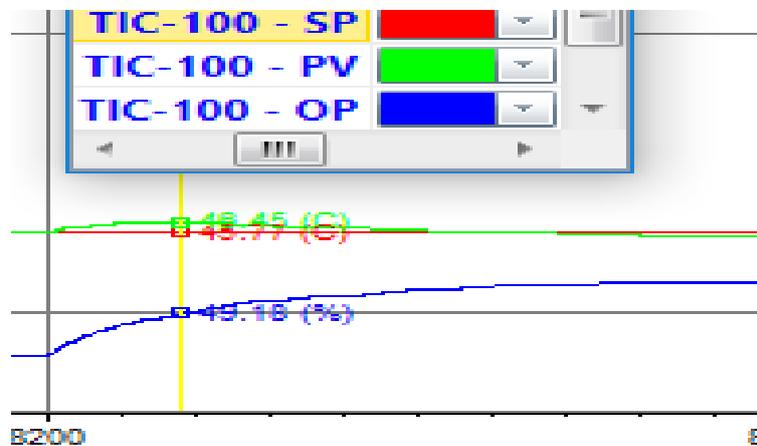
**Figure II.16** interaction de la PV de plateaux 5 sur le PV de plateaux 25.

On fait une variation de la consigne et on augmente SP 76.31 °C a 71.35 °C (autour du régulateur PID-FFD (TIC-100)), donc la vanne de rebouilleur ouvert ça veut dire la température de plateau 25 sera augmentée jusqu'a la valeur de SP voulue par l'operateur (fonctionnement de PID-FFD) comme montré la figure II.17.



**Figure II.17** reaction de PID-FFD (TIC-101) avec la variation de SP.

Avec ce changement, il y'a une création d'une petite perturbation sur la température de plateau 25 comme montré sur la figure II.18.



**Figure II.18** interaction de la PV de plateaux 25 sur le PV de plateaux 5.

### II.4.5 Discussion de resultats

Pour connaître l'efficacité de régulateur PID –FFD, on a fait les mêmes essaies que ceux faits pour la commande à base de régulateurs PID, précédents, (changement de consigne SP).

Donc notre discussion sur les résultats obtenus se basera deux points importants :

- L'efficacité de régulateur PID-FFD avec le changement de SP.
- L'efficacité de régulateur PID-FFD avec les interactions.

D'après le résultat obtenu le régulateur PID-FFD, la rapidité ( $T_r = 200\text{min}$ ) est intéressante et la précision est bonne (erreur=0) ainsi que la stabilité du système commandé.

Le mode PID-FFD est caractérisé par une bonne réponse avec l'interaction qui vient avec le changement de la température de plateau 5 avec la température de plateau 25 ou bien le contraire, comme montrer la figure II.16 et la figure II.17.

## II.5 Spécifications des sorties de la colonne avec PID-FFD

- **Sotie B (sortie de Butane)**

Après le contrôler le système avec régulateur PID-FFD On trouve un personnage d'une chaque produit sur la sortie :

0.0045% propane  
0.9955% i-butane

Comme illustre la figure II.16

Material Stream: SORTIE B

Worksheet		Mole Fractions	Vapour Phase
Propane		0.0045	0.0080
i-Butane		0.9955	0.9920

Figure II.19 composition de la sortie B.

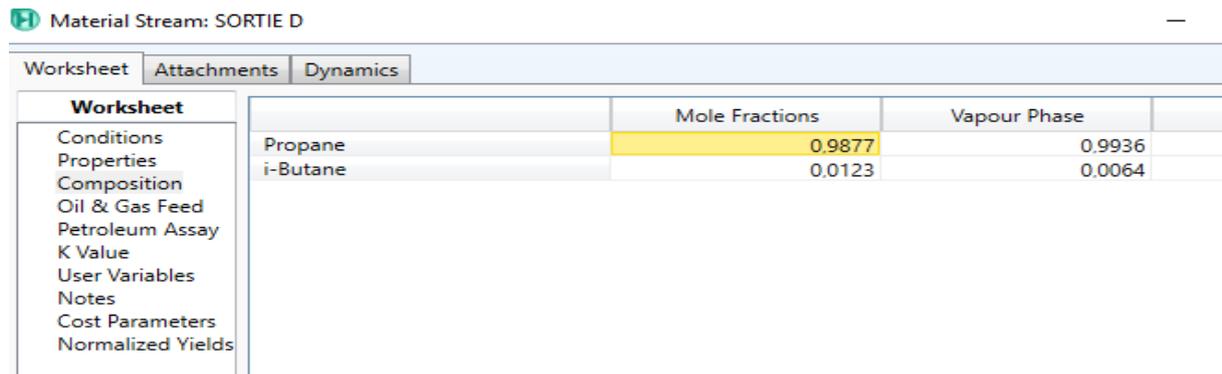
- **Sotie D (sortie de Propane)**

Après le contrôler le système avec régulateur PID-FFD On trouve un personnage d'une chaque produit sur la sortie :

0.9877% propane

0.0123% i-butane

Comme illustre la figure II.17



Material Stream: SORTIE D

	Mole Fractions	Vapour Phase
Propane	0.9877	0.9936
i-Butane	0.0123	0.0064

**Figure II.20** composition de la sortie D.

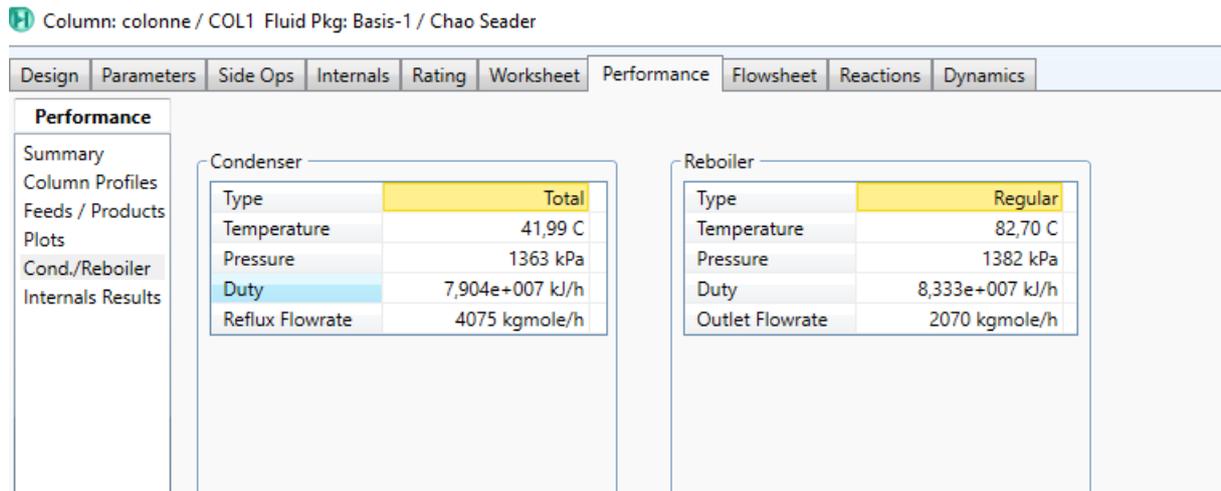
## II.6 Consommation de l'énergie de condenseur et rebouilleur avec PID-FFD

Si on applique le régulateur PID-FFD le rebouilleur et le condenseur doit consommer une énergie :

$$E_r = 8.333 \cdot 10^7 \text{ (kj/h)}$$

$$E_c = 7.904 \cdot 10^7 \text{ (kj/h)}$$

Comme montrer la figure II.18



**Figure II.21** Consommation de l'énergie de condenseur et rebouilleur.

## II.7 conclusion

Dans ce chapitre nous avons présenté deux contrôleurs PID et PID-FFD et nous avons appliqué ces contrôleurs sur une colonne de distillation à l'aide de logiciel ASPEN HYSYS et montrer les caractéristique de chaque contrôleur.

Enfin de compte nous concluons que le régulateur PID-FFD est plus efficace par rapport au contrôleur PID puisqu'elle est plus rapide minimise les interactions et les perturbations (rejet de perturbation).

Le chapitre suivant on proposera une commande MPC pour améliorer la réponse du système.

## III.1 introduction

La commande MPC (Model Predictive Control) est devenue de plus en plus populaire, ces dernières années, dans le milieu industriel pour sa tolérance envers différents types de systèmes et le respect des contraintes imposées.

La commande prédictive à base du modèle est une approche de commande avancée. Cette commande est plus utilisée principalement dans les raffineries de pétrole, dans l'industrie de l'automobile, dans la défense, dans la métallurgie, et dans d'autres domaines.

Le terme commande prédictive ne désigne pas une stratégie de commande spécifique mais un ensemble d'algorithmes qui utilisent explicitement le modèle du système dans un problème d'optimisation, à résoudre, pour déterminer la commande à appliquer.

Le but de la stratégie est de faire concéder la sortie du processus avec une consigne dans la future et sur un horizon fini [10].

Dans ce chapitre la commande prédictive est calculée et est appliquée à la colonne de distillation dans l'environnement HYSYS.

## III.2 Définition de la commande MPC

La commande MPC (Model Predictive Control) utilise une forme de données échantillonnées du modèle de processus pour prédire les valeurs futures d'une variable de processus en fonction des valeurs passées de la sortie du contrôleur. La commande MPC compare les valeurs prévues avec les valeurs futures du point de consigne pour calculer à la fois les valeurs d'erreur futures prévues et l'empiètement prévu sur les contraintes [10].

## III.3 Principe de la commande prédictive

Le principe de la commande prédictive consiste à créer pour le système à commander un effet anticipatif par rapport à une trajectoire à suivre connue à l'avance, en se basant sur la prédiction du comportement futur du système et en minimisant l'écart de ces prédictions par rapport à la trajectoire au sens d'une certaine fonction coût, tout en respectant des contraintes de fonctionnement. Cette idée est simple et pratiquée de façon assez systématique dans la vie quotidienne.

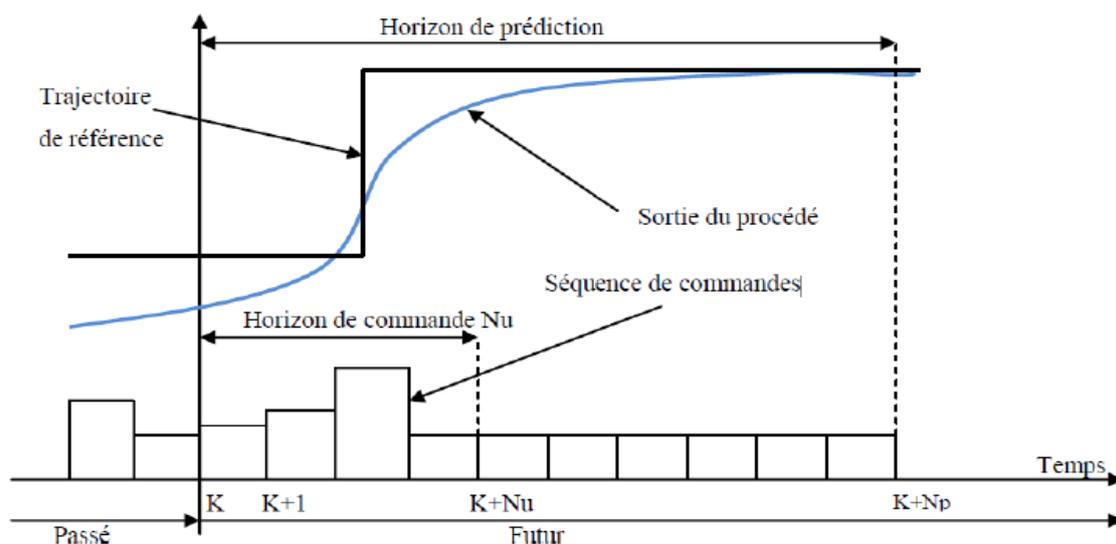
La commande MPC présente un certain nombre d'avantages par rapport aux autres méthodes, parmi lesquels on trouve [10].

- Empêcher tout mouvement excessif des variables d'entrée.
- Elle peut être utilisée pour commander une grande variété de processus, ceux qui sont avec des dynamiques simples à ceux plus complexes, par exemple, les systèmes à retard, ou instable.
- Le réglage de ses paramètres relativement facile la rend accessible aux personnes avec des connaissances limitées en automatique.

- Le cas des systèmes multi-variable se traite facilement.
- Son caractère prédictif permet de compenser les retards et les temps morts.
- Le traitement de contraintes imposées sur le système à commander peut être inclus dans l'obtention de la loi de commande.
- Elle est très performante lorsque les consignes ou trajectoires à suivre sont connues à l'avance (ce qui est le cas dans plusieurs processus industriels comme les machines numériques et les robots). Voir la figure III.1.

La détermination de la loi de commande prédictive se fait par résolution, d'un problème de commande optimale à horizon fini comme il est illustré dans la figure suivante, à partir d'une trajectoire de référence à suivre connue à l'avance, en faisant à chaque période d'échantillonnage, les étapes suivantes :

1. Calculer les prédictions des variables de sortie  $y$  estimées sur un horizon de prédiction sur la sortie  $N_p$ .
2. Minimiser un critère à horizon fini en fonction des erreurs de prédictions futures et des écarts entre la sortie prédite du système et la consigne future.
3. Obtenir une séquence de commandes future sur un horizon de commande inférieure ou égale à  $N_p$ .
4. Appliquer uniquement la première valeur de cette séquence sur le système.
5. Répéter ces étapes à la période d'échantillonnage suivante, selon le principe de l'horizon fuyant. Voir figure III.1.



**Figure III.1** principe de la commande prédictive.

### III.4 Éléments d'une commande prédictive MPC

Tous les algorithmes MPC possèdent des éléments communs et différentes options peuvent être choisies pour chacun de ces éléments, donnant lieu à différents algorithmes. Ces éléments sont, voir figure III.2 :

- modèle de prédiction.
- fonction objectif.
- algorithmes pour l'obtention du droit de contrôle.

### III.5 Modèle du système

Le modèle comprend généralement deux parties : le modèle du système et le modèle de perturbation. Le modèle de processus représente généralement les relations entrées-sorties du système, et le modèle de perturbation est souvent utilisé pour représenter la perturbation ou simplement utilisé pour approximer les erreurs de modélisation. Il existe différentes formes des modèles utilisés dans les MPC, mais ils doivent être toujours de nature discrète puisque la commande prédictive est une commande numérique [1].

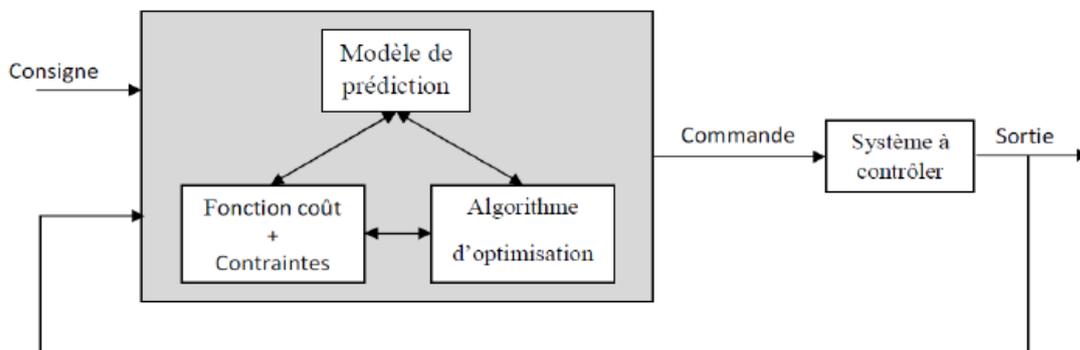


Figure III.2 stratégie de la commande prédictive.

### III.6 System multi-variable

La plupart des problèmes pratiques de conception de systèmes de contrôle sont de nature multi-variable avec de multiples entrées et sorties multiples (MIMO). Un système multi-variable 2 X 2 est illustré à la figure III.3. Il y a deux entrées, OP1 et OP2 et deux sorties PV1 et PV2. Dans le cas le plus général, un changement d'étape dans une entrée provoque une réponse transitoire dans les deux sorties. La relation entrée-sortie peut être représentée de manière compacte en notation matricielle sous la forme [11] :

$$\begin{bmatrix} PV_1 \\ PV_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{12} \\ G_{21} & G_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} OP_1 \\ OP_2 \end{bmatrix} \quad (\text{III.1})$$

Le schéma fonctionnel correspondant est illustré par la figure III.3.

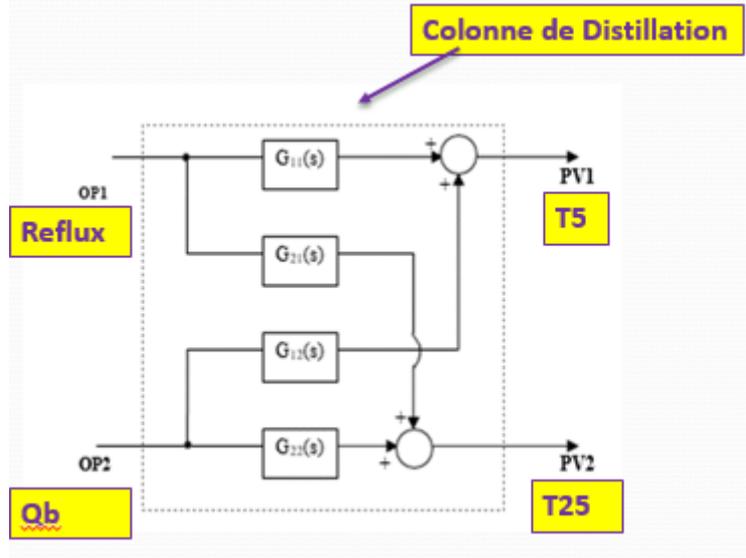
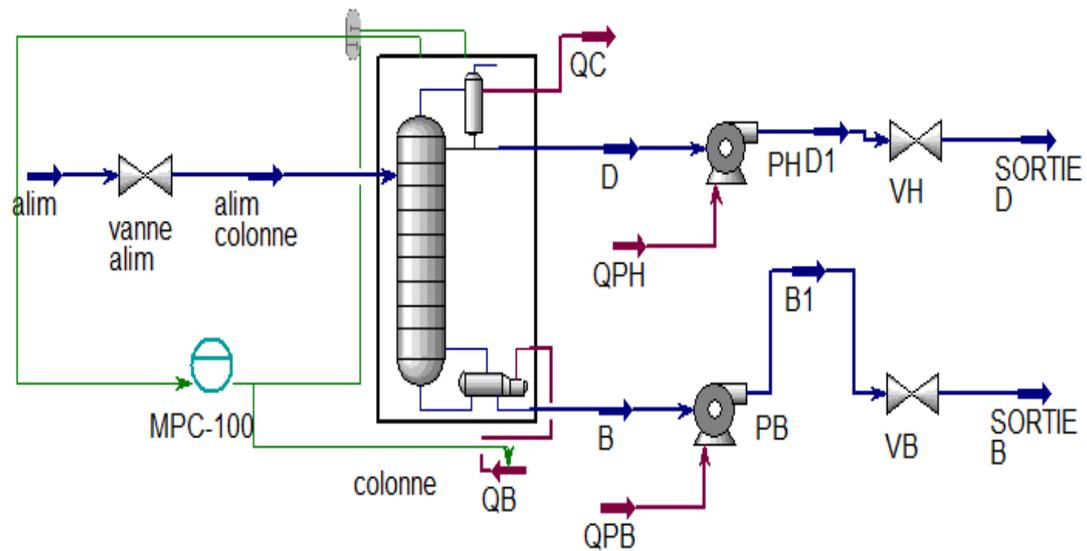


Figure III.3 Un schéma fonctionnel d'un système multi-variable 2 X 2 [11].

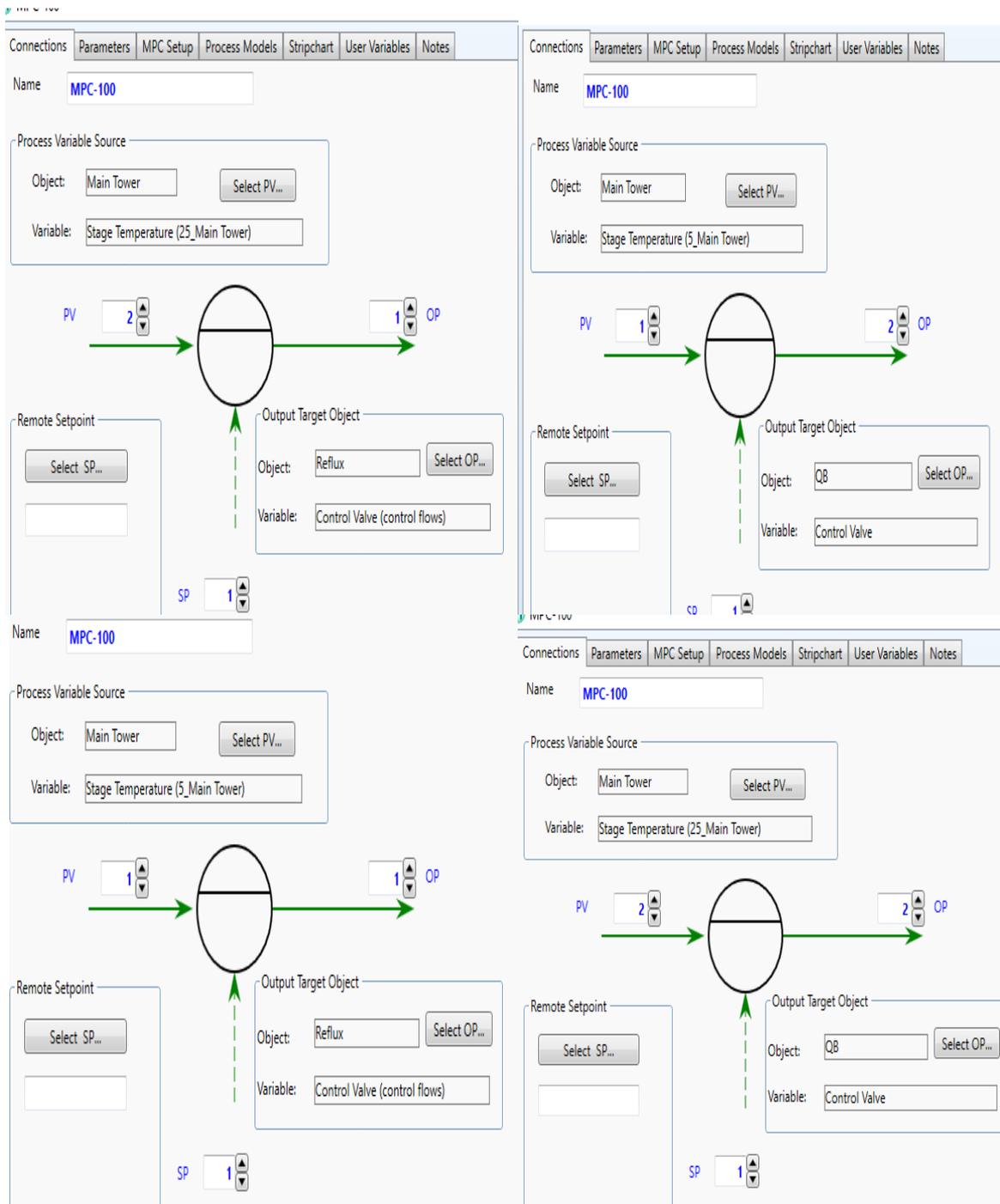
### III.7 Application de commande prédictive (MPC) sur la colonne de distillation

A l'aide de logiciel ASPEN HYSYS on va appliquer la commande MPC afin de contrôler la température dans les plateaux 25 et 5 sur la colonne de distillation. Elle aura pour rôle de générer la commande nécessaire d'ouverture des deux vannes pour atteindre les températures indispensables dans ces plateaux, afin de séparer les deux produits C3/C4. La figure III.3 montre le schéma du système commandé par MPC dans l'environnement du simulateur HYSIS.



**Figure III.3** commande MPC sur la colonne de distillation.

Le contrôleur MPC à deux entrées OP1 (l'ouverture de la vanne de reflux de condenseur) et OP2 (l'ouverture de la vanne de rebouilleur (QB)) et deux sorties PV1 (la température de plateau 5) et PV2 (la température de plateau 25) comme illustré sur la figure III.4 ci-dessus :



**Figure III.4** les connexions du régulateur MPC sur logiciel ASPEN HYSYS.

Le modèle du système a été calculé dans le chapitre II avec les fonctions de transfert données ci-dessous.

$$G_{11}(p) = \frac{2.57}{93.49p + 1}$$

$$G_{12} = \frac{-2.25}{108.95p + 1}$$

$$G_{21} = \frac{-2.7}{170p + 1}$$

$$G_{22} = \frac{3.15}{152.95p+1}$$

### III.7.1 Résultats de simulation

#### a) Calcul des paramètres

L'estimation de l'horizon de contrôle, l'intervalle de contrôle, l'horizon de Prédiction, et le temps de réponse désiré sont données par des approximations résumées dans les équations du ci-dessous.

$$Te = int\left(\frac{\vartheta}{10}\right) \quad (\text{III.2})$$

$$M = int\left(\frac{\vartheta}{Te}\right) + 1 \quad (\text{III.3})$$

$$P = int\left(\frac{5\vartheta}{Te}\right) + 1 \quad (\text{III.4})$$

$$Tr = int\left(\frac{6\vartheta}{Te}\right) + 1 \quad (\text{III.5})$$

Pour Gamma Y on prendra 0.1. En appliquant les valeurs obtenues

Avec:

$int$  : partie entière.

$Te$  : Temps d'échantillonnage

$M$  : Horizon de commande.

$P$  : Horizon de prédiction.

$Tr$  : Temps de réponse.

- **Temps d'échantillonnage**

On prend la valeur minimale de la constante de temps entre les sous systèmes,  $\vartheta = 93 \text{ min}$ .

Donc la période d'échantillonnage est approximativement le un dixième de la constante de temps.

$$Te = 10 \text{ min}$$

- **Horizon de commande**

On prend la valeur maximal de la constante de temps entre les sous systèmes,  $\vartheta = 170 \text{ min}$

Donc la valeur de l'horizon de prédiction est de :

$$M = 18$$

- **Horizon de prédiction**

On prend la valeur maximal de la constante de temps entre les sous systèmes,  $\vartheta = 170min$

Donc l’Horizon de prédiction obtenu est de :

:

$$P = 86$$

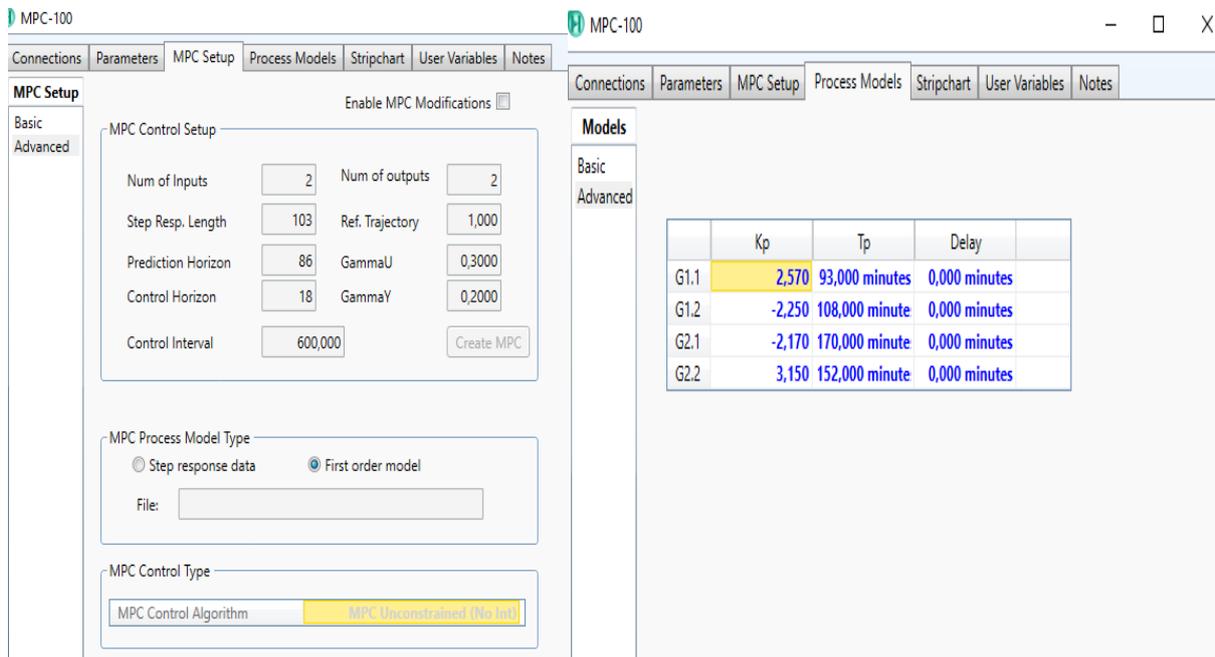
- **Temps de réponse**

On prend la valeur maximal de la constante de temps entre les sous systèmes,  $\vartheta = 170min$

Donc, le temps de réponse obtenu est de :

$$T_r = 103 \text{ min}$$

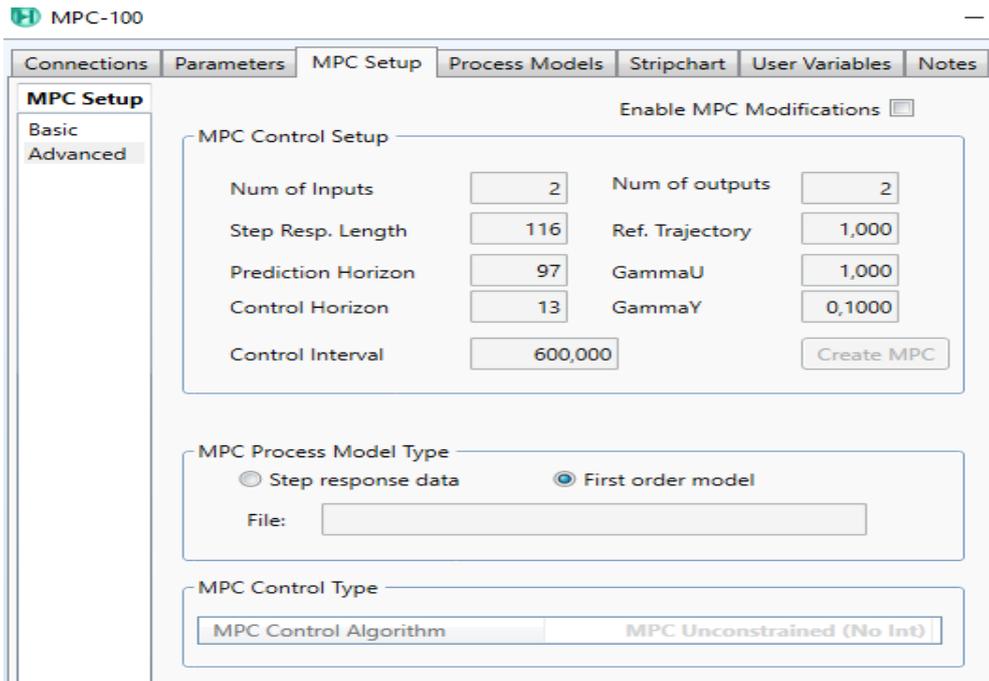
On applique les paramètres, calculés précédemment, sur le contrôleur MPC comme illustré sur la figure III.5 et on obtient les résultats présentés sur la figure III.5.



**Figure III.5** configuration des paramètres de régulateur MPC sur logiciel ASPEN HYSYS.

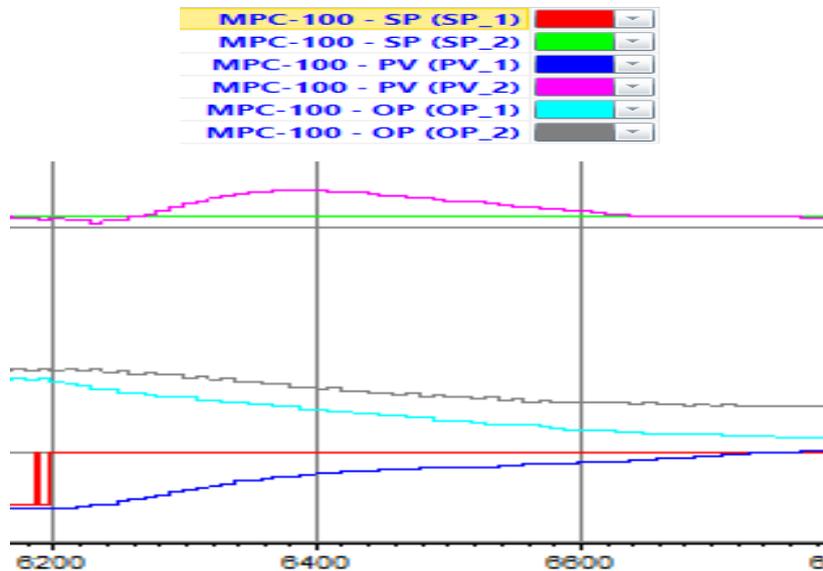
A l’aide de MATLAB MATHWORKS (ANNEXE B) on fait un des modifications sur les paramètres (figure III.6) et plusieurs essais ont été réalisés. Ces variations des paramètres sont effectuées par essai-erreur. Les valeurs les plus intéressants sont, (voir figure III.6) :

$$M = 13 ; P = 97 \text{ et } T_r = 116min$$



**Figure III.6** configuration des paramètres modifiés de régulateur MPC sur logiciel ASPEN HYSYS

On fait une variation de la consigne et on augmente SP de 45.25 °C à 50.25 °C autour du régulateur MPC, donc la vanne de reflux de condenseur se ferme progressivement, ça veut dire que la température de plateau 5 augmente jusqu'à la valeur de SP exigée par l'opérateur (fonctionnement de MPC) comme montré sur la figure III.7.



**Figure III.7** réaction et de MPC avec la variation de consigne (SP).

On fait une variation de la consigne et on augmente SP 71.25 °C à 76.25 °C donc la vanne de rebouilleur s'ouvre progressivement, ça veut dire que la température de plateau 25

augmente jusqu'à la valeur de SP désirée par l'opérateur (fonctionnement de MPC) comme montre la figure III.8.

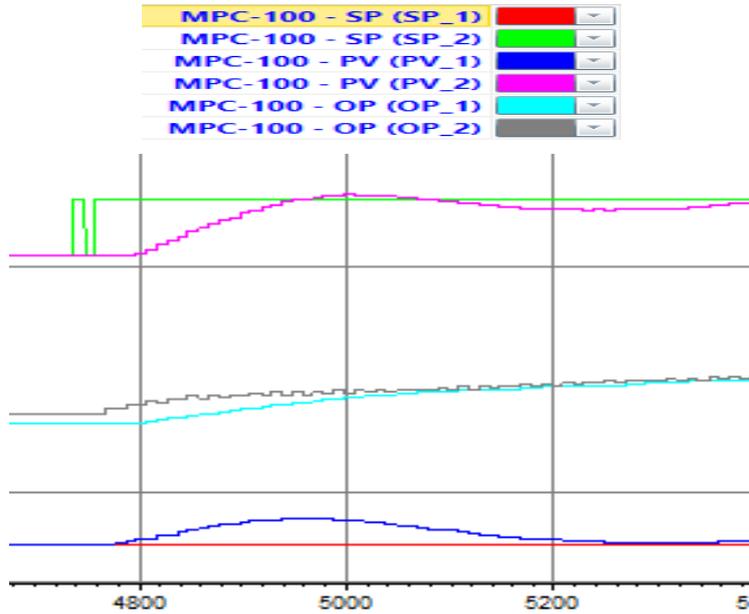


Figure III.8 reaction et interaction de MPC avec la variation de consigne (SP).

- Les valeurs les plus intéressantes sont implémentées sur HYSYS

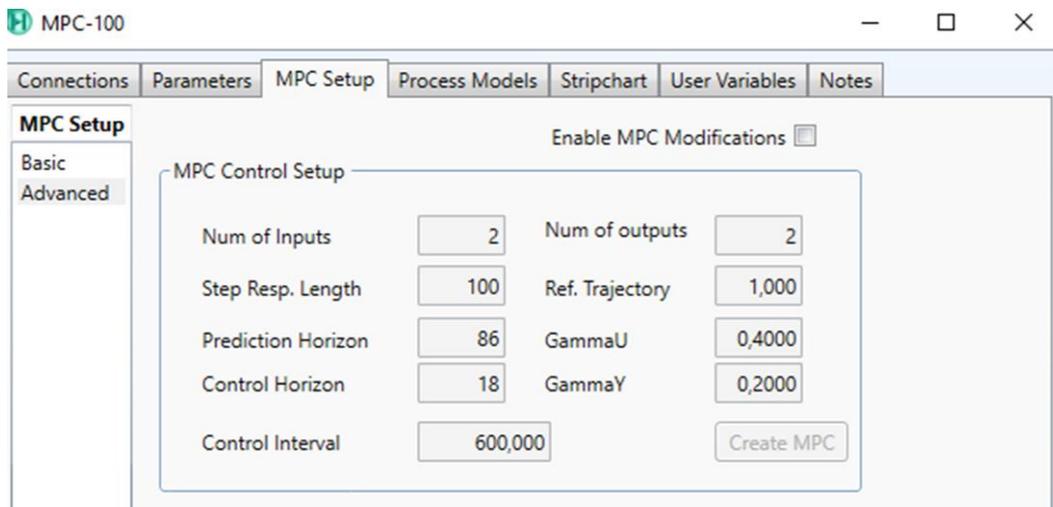


Figure III.9 configuration des paramètres après modifiés la modification des paramètres de MPC sur logiciel ASPEN HYSYS

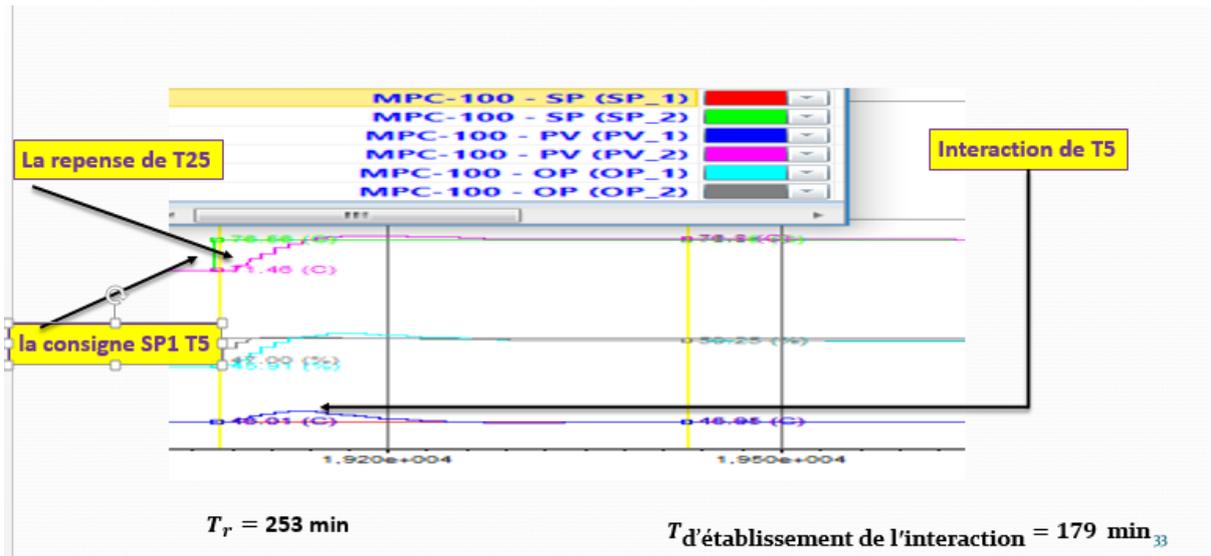


Figure III.10 reaction et interaction de MPC avec la variation de consigne (SP) apres la modification des parametres

### III.8 Spécifications des sorties de la colonne avec MPC

- Sotie B (sortie de Butane)

Après le contrôle le système avec régulateur MPC, on trouve un élément de chaque produit sur la sortie, comme illustre la figure III.10 :

0.0181% PROPANE  
0.9819% I-BUTANE

Material Stream: SORTIE B

Worksheet			
Worksheet	Mole Fractions	Vapour Phase	
Conditions	Propane	0.0181	0.0315
Properties	i-Butane	0.9819	0.9685
Composition			
Oil & Gas Feed			
Petroleum Assay			
K Value			
User Variables			
Notes			
Cost Parameters			
Normalized Yields			

Figure III.11 composition de la sortie B.

- Sotie D (sortie Propane)

Après le contrôle du système avec régulateur MPC, on trouve un élément de chaque produit sur la sortie, comme illustre la figure III.11.

0.9892% PROPANE  
0.0108% I-BUTANE

	Mole Fractions	Vapour Phase
Propane	0.9892	0.9944
i-Butane	0.0108	0.0056

Figure III.12 composition de la sortie D.

### III.9 Consommation de l'énergie du condenseur et du rebouilleur avec MPC

Après application de la commande MPC, le rebouilleur et le condenseur consomment une énergie, comme montrer la figureIII.12, de :

:

$$E_r = 8.537 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

$$E_c = 7.904 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$$

Condenser		Reboiler	
Type	Total	Type	Regular
Temperature	41,74 C	Temperature	81,72 C
Pressure	1356 kPa	Pressure	1375 kPa
Duty	7,904e+007 kJ/h	Duty	8,537e+007 kJ/h
Reflux Flowrate	4203 kgmole/h	Outlet Flowrate	2068 kgmole/h

FigureIII.13 Consommation de l'énergie du condenseur et du rebouilleur.

### III.7.2 Resultats et discussions

Pour connaître l'efficacité de régulateur MPC on a fait les essais, comme précédemment (changement de consigne SP).

Les deux notions suivantes seront les points à analyser les plus importants :

- L'efficacité de régulateur MPC avec le changement de SP (variation de consigne).
- L'efficacité de régulateur MPC avec les interactions.

D'après le résultat obtenu par la commande MPC la qualité de la rapidité est déduite du temps de réponse trouvé qui est de  $T_r = 543\text{min}$ . Figure III.7 et III.8.

La précision établie par l'erreur statique diminue et tend vers zéro.

La stabilité dynamique et statique déduite par le dépassement dans le régime transitoire et la convergence de la température vers une valeur bornée, respectivement sont analysées dans les résultats obtenus. Le dépassement obtenu est nulle et la température tend vers une valeur finie ; la commande MPC a donc donné des résultats assez satisfaisant mais qui ne sont pas meilleur que ceux obtenues par les commandes à base des régulateurs PID et FFD.

Le taux de produit pures de Propane et de Butane obtenu sont très satisfaisants. La consommation d'énergie est aussi acceptable.

### III.10 Conclusion

Dans ce chapitre une brève introduction concernant la commande prédictive est présentée. Le calcul des paramètres de la commande MPC a été effectué afin de réaliser un cahier de charge.

Des essais sur le simulateur HYSIS ont été faits avec les paramètres de la MPC calculés.

La commande prédictive étant très dépendante de la précision avec laquelle le modèle est obtenu, les résultats donnés par le MPC sont dû au fait que le modèle n'est pas rigoureusement calculé et que les paramètres de la commande sont choisis par essai-erreur.

Une méthode méta-heuristique appliquée pour trouver des paramètres optimaux de la commande MPC est suggérée pour un travail futur.

## **Conclusion général**

Le travail présenté dans ce mémoire consistait à l'étude et simulation d'une colonne de distillation sous ASPEN HYSYS c'est pourquoi nous avons consacré un chapitre pour la description de la colonne de distillation et le logiciel ASPEN HYSYS.

Initialement, une modélisation de la colonne de distillation a été effectuée. Elle prend en compte l'effet d'ouverture des vannes sur les températures au niveau des deux plateaux sensibles identifié.

Nous avons appliqué différentes philosophies de contrôle PID, PID-FFD, MPC.

Dans notre travail, nous avons trouvé que le PID est simple. On a obtenu une réponse rapide et précise mais le régulateur PID n'a pas réalisé le rejet de perturbation.

De meilleurs résultats ont été obtenus après avoir appliqué PID-FFD la partie FFD a en particulierité de jouer le rôle d'un découpleur ce qui a permis d'avoir un meilleur rejet de perturbation .

Pour supprimer les interactions, obtenir des spécifications de sorties plus exactes et enfin obtenir une minimisation de la consommation d'énergie, on a appliqué le régulateur MPC, les résultats obtenus sont acceptables mais ne sont pas meilleurs que ceux du PID et du FFD. Ceci est dû à la forte sensibilité de la commande MPC aux paramètres du modèle identifié et aux choix des paramètres de la commande MPC.

Des travaux futurs, vont parler sur les méthodes de calcul de ces performances de cette philosophie de contrôle.