

Département génie des procédés  
Projet de Fin d'Etude (PFE)  
Filière : Industries chimiques

**Etude du contrôle global d'un procédé**  
**Application : Simulation par Labview10 d'un**  
**procédé formé d'un réacteur chimique couplé à une**  
**colonne de distillation pour séparation**

Réalisé par :

Imane Adouar  
Rajae Boubrahmi

Encadré par :

Dr.Pr.Mohammed Rabi

Année universitaire 2013/2014

# Sommaire

## I Etude bibliographique

- 1.1 Approche d'étude de procédé associé par ordinateur
- 1.2 Modélisation d'un réacteur chimique 'CSTR' isotherme
- 1.3 Modélisation d'une colonne de distillation d'un mélange binaire idéale
- 1.4 Degré de liberté d'un procédé
- 1.5 Génération des configurations alternatives de contrôle d'un procédé

## II Simulation d'un procédé réacteur/colonne de distillation

- 2.1 Présentation du procédé
- 2.2 Modèle mathématique du procédé
- 2.3 Analyse des degrés de liberté du procédé
- 2.4 Schémas alternatives de contrôle du procédé Schéma global du contrôle
- 2.5 Présentation de LabView 2010.
- 2.6 Simulation du schéma de contrôle 1 : Effet de la boule de neige ou "Snowball Effect"
  - 2.6.1 Changement de  $z_0$  de -10%
  - 2.6.2 Changement de  $F_0$  de -10%
  - 2.6.3 Conclusion

# INTRODUCTION

La simulation de procédés industriels n'a commencé à se développer que durant les vingt dernières années, du fait notamment de l'augmentation de la puissance de calcul des outils de résolution numériques de systèmes d'équations algébro-différentiels. Elle joue un rôle très important pour la conception de stratégies de contrôle, de démarrage et d'arrêt de ces procédés. Les principales étapes de conception de telles stratégies comprennent :

- le développement d'un modèle mathématique fiable du procédé ;
- la synthèse d'une stratégie de contrôle, de démarrage ou d'arrêt du procédé compatible avec des objectifs désirés ;
- l'évaluation par simulation dynamique, grâce au modèle mathématique du procédé, des performances de la stratégie ainsi choisie, avant son implémentation dans le procédé réel.

L'application de cette approche est envisagée à un niveau supérieur à notre formation actuelle, mais un premier essai sur un procédé bien étudié dans la littérature sera une bonne formation, pour nous, en contrôle de procédés industriels.

Dans le présent travail nous étudions l'analyse des schémas alternatifs de contrôle d'un procédé constitué d'un réacteur chimique exothermique couplé à une colonne de distillation. Un décompte d'équations et variables du modèle mathématique du procédé en question nous a conduit à proposer trois schémas de contrôle. L'un d'entre eux sera testé dans ce travail et les deux autres seront testés dans un prochain PFE.

# I Etude bibliographique

## 1.1 Approche d'étude de procédé associé par ordinateur

La modélisation et simulation des procédés industriels sont deux outils importants pour la conception, l'analyse et l'optimisation de ces procédés. C'est une étape importante de l'approche d'Etude de Procédés Assistée Par Ordinateur (EPAO).

Les techniques de cette approche (M. Rabi, 2004) se basent sur la modélisation des opérations unitaires mises en jeu dans les procédés en question. Ces modèles, pour être fiables doivent être de type physico-chimique permettant de rendre compte des principaux Phénomènes qui régissent le fonctionnement du procédé concerné. Les principales étapes de cette méthodologie sont les suivantes :

### Modélisation mathématique du procédé:

L'approche (EPAO) se base sur le modèle mathématique du procédé. Ce modèle est constitué d'un ensemble d'équations reliant, pour chaque unité du procédé, les variables de sortie à celles d'entrée et aux paramètres.

De telles équations sont obtenues en écrivant les équations de conservation de matière, d'énergie et de quantité de mouvement autour de chaque unité du procédé. Les équations ainsi obtenues pour chaque unité forment le modèle de cette unité. Le modèle du procédé est constitué de l'ensemble des équations des modèles de ses unités et des équations De liaisons entre ces dernières.

La structure du modèle d'un procédé dépend des phénomènes mis en jeu dans ce procédé. Ces phénomènes peuvent être de différents types :

- Les phénomènes de transfert de matière et de chaleur au sein d'une même phase ou entre phase ;
- Les phénomènes de mélange dans les appareils ;
- Les phénomènes liés à la cinétique chimique ou biologique des réactions mises en jeu ;
- Et enfin, les phénomènes thermodynamiques régissant les équilibres physico-chimiques et les propriétés physiques de la matière.

### Estimation des paramètres de modèles:

Certains paramètres des modèles, tels que ceux relatifs aux transferts de chaleur, de matière ou de quantité de mouvement, ou ceux relatifs à l'écoulement, sont difficilement extrapolables et ne peuvent être estimés faiblement qu'en se basant sur des mesures collectées sur l'installation industrielle réelle. Cependant, ces mesures ne doivent être utilisées à cette fin que si elles sont réconciliées entre elles.

### Réconciliation des mesures ou validation:

Cette étape consiste à « corriger » les mesures de manière à leur faire respecter les équations de contraintes soumises au procédé. Ces dernières sont formées essentiellement des équations de bilans de matière et d'énergie. La validation des mesures s'impose car, sans elle ces équations de contraintes ne sont jamais satisfaites. Cette validation peut permettre de :

- Corriger les valeurs des mesures ;
- Détecter des incohérences ;
- Détecter des capteurs en défaut ou des fuites ;
- Modifier le plan de l'instrumentation.

### Simulation de procédés:

Celle-ci consiste à résoudre les équations du modèle du procédé, pour étudier l'un des problèmes suivants :

- Déterminer le comportement d'une installation existante, pour des entrées données de celle-ci (simulation : détermination des sorties connaissant les dimensions des appareils, leurs paramètres de performance, ainsi que les valeurs des variables caractéristiques du point de fonctionnement) ;
- Calculer des dimensions d'appareils connaissant les entrées et les sorties du procédé 'design' ;
- Déterminer le point de fonctionnement du procédé, connaissant les dimensions géométriques des appareils ainsi que les sorties spécifiées du procédé (conduite).

### Optimisation de procédés:

- Deux problèmes d'optimisation peuvent être posés au niveau d'un procédé :
- Optimisation de la structure du flow-sheet en employant le meilleur agencement des unités du procédé et en choisissant les appareils les plus performants ;
- Optimisation du point de fonctionnement du procédé de flow-sheet détermine.

Le premier problème cité relève du domaine de la synthèse de procédés. Les techniques relatives à ce domaine ne sont pas encore tout à fait au point et font l'objet, actuellement, d'un grand effort de recherche à l'échelle internationale.

Le deuxième problème relatif à l'optimisation du point de fonctionnement d'un procédé de structure donnée, peut être traité en utilisant un logiciel de simulation du procédé.

Si on désire effectuer cette optimisation par ordinateur en ligne, il serait nécessaire de disposer, dans la librairie de méthodes numériques du logiciel de simulation, de techniques d'optimisation rapides et efficaces.

### Contrôle de procédés :

Plusieurs stratégies performantes de contrôle peuvent être appliquées pour un contrôle efficace du procédé : contrôle en boucle ferme, contrôle en boucle fermée adaptatif, contrôle par anticipation ou « feed-forward », contrôle prédictif, contrôle non linéaire,...

## Conduite de procédés par ordinateur en ligne :

Ce type de contrôle peut être assuré à l'aide d'un système numérique de contrôle commande (SNCC) avec supervision. Ce matériel est très puissant et peut être exploité pour améliorer de façon très nette les performances du procédé. Ceci ne peut avoir lieu que si l'on se décide, enfin, à coupler les techniques de l'approche (EPAO) à la fonction de contrôle.

Dans ce travail, les étapes de modélisation et de simulation pour l'analyse de certaines stratégies de contrôle d'un procédé seront envisagées. Comme le procédé à étudier est formé d'un réacteur chimique et d'une colonne de distillation alors nous nous limitons dans cette partie bibliographique à présenter seulement la modélisation de ces deux appareils très utilisés en industrie chimique.

### 1.2 Modélisation d'un réacteur chimique 'CSTR' isotherme

Considérons un réacteur chimique à cuve parfaitement agitée [1], dans lequel se produit une réaction de premier ordre exothermique  $A \rightarrow B$  de vitesse  $r = kC_A$ . Un schéma simplifié de tel appareil est représenté sur la **figure 1.1**.

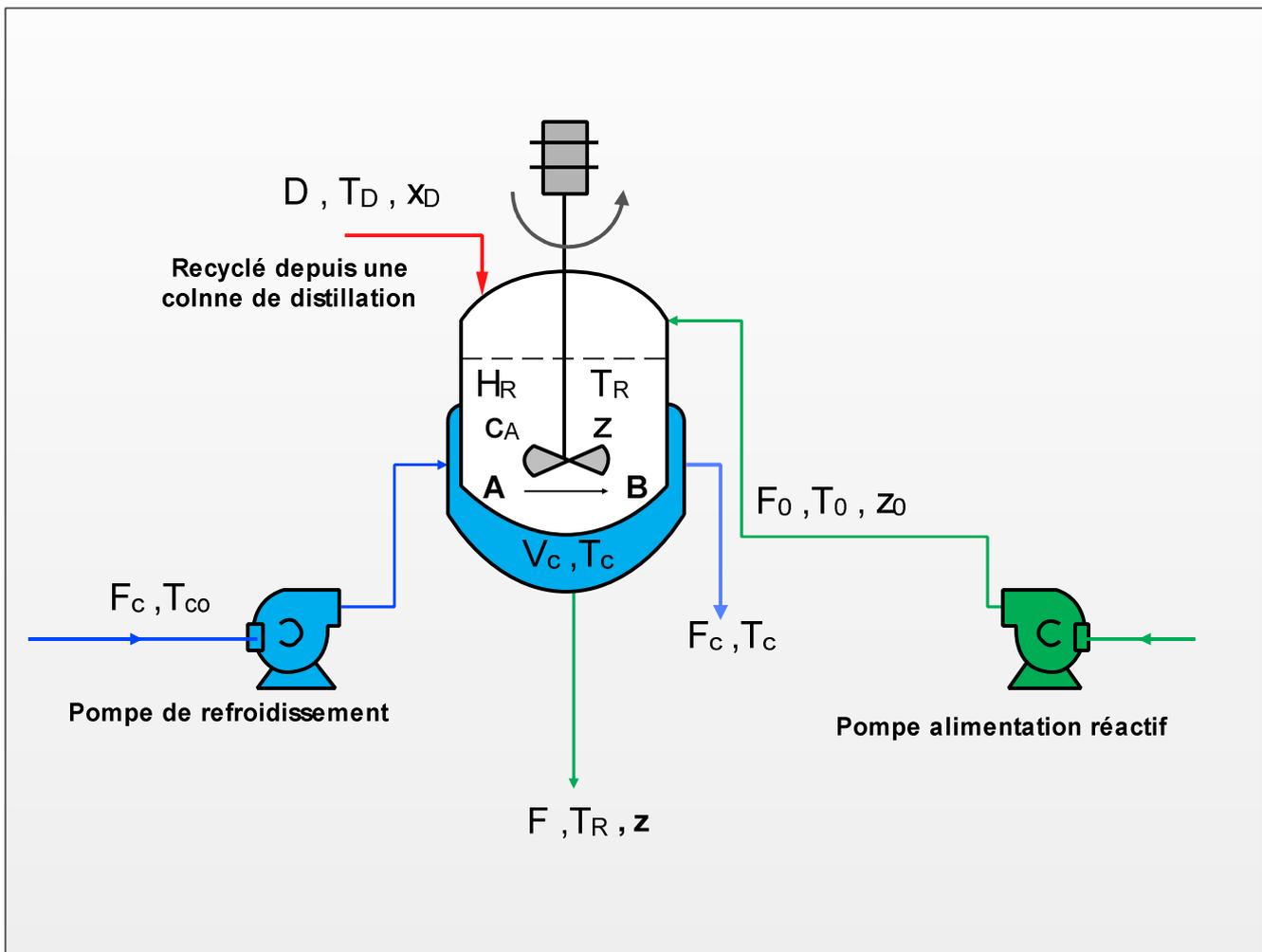
- Hypothèses:
  - Concentration et température uniformes dans le réacteur ;
  - Volume ou niveau constant dans le réacteur ;
  - Densité constante ;
  - Température de fluide de refroidissement est uniforme dans la double enveloppe (Jacket) ;
  - Pas d'accumulation de fluide de refroidissement ;

✓ Bilan de matière global :

$$\frac{dH_R}{dt} = F_0 + D - F \quad (1.1)$$

✓ Bilan de matière partiel du réactif A:

$$\frac{d(H_R Z)}{dt} = F_0 Z_0 + D X_D - F_Z + k_R H_R Z \quad (1.2)$$



**Figure 1.1** : Schéma simplifié d'un réacteur chimique à cuve parfaitement agitée.

- ✓ Bilan thermique du réacteur tout en tenant compte du bilan de matière global :

$$\frac{dT_R}{dt} = \frac{1}{C_P H_R} (F_0 C_P (T_0 - T_R) + D C_P (T_D - T_R) - UA(T_R - T_C) - H_R \lambda k_R Z) \quad (1.3)$$

- ✓ Bilan thermique du fluide de refroidissement dans la Jacket du réacteur :

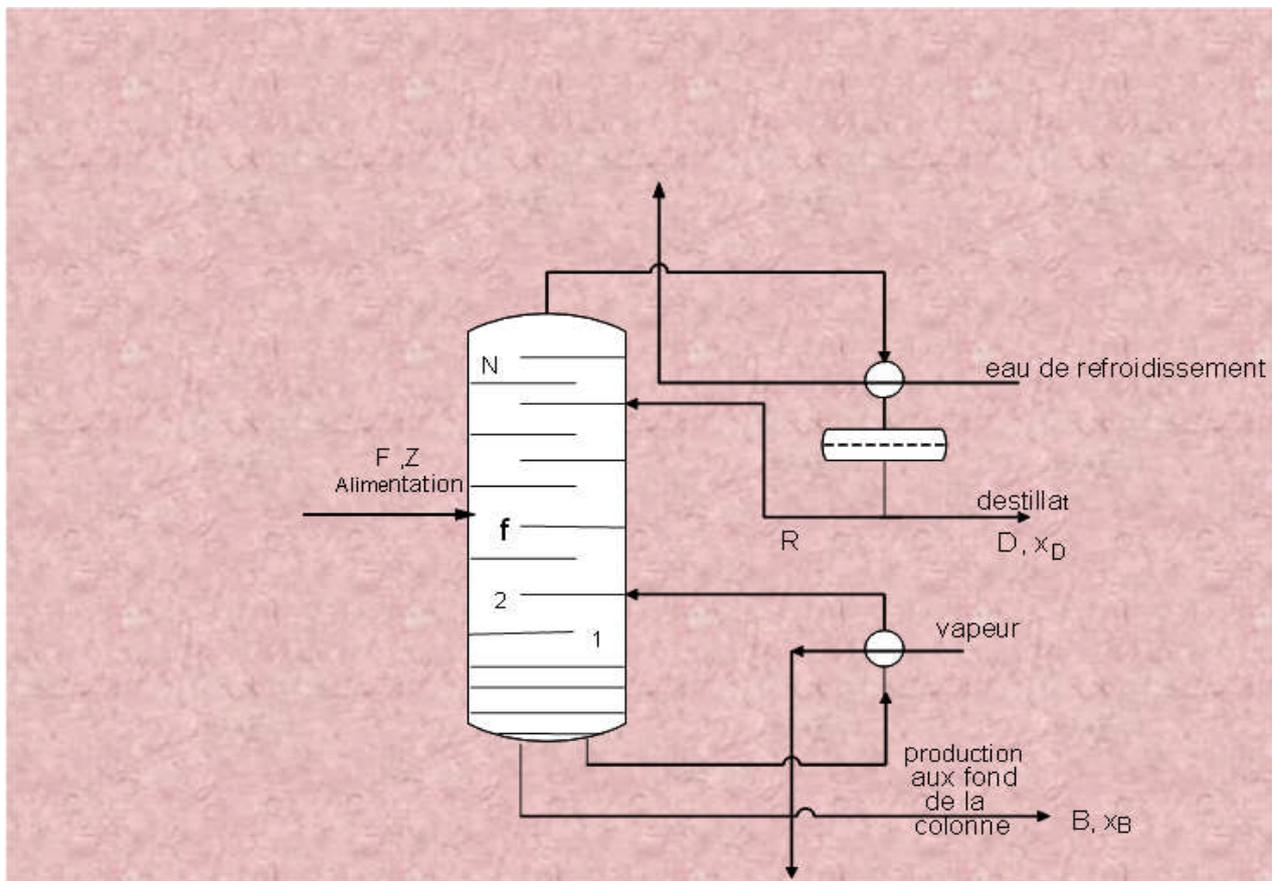
$$\frac{d(C_{pc} H_c T_c)}{dt} = F_c C_{pc} (T_{co} - T_c) - UA(T_c - T) \quad \text{soit :}$$

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{F_c}{C_{pc} H_c} (T_{co} - T_c) - \frac{UA(T_c - T)}{C_{pc} H_c} \quad (1.4)$$

### 1. 3. Modélisation d'une colonne de distillation d'un mélange binaire idéale

On considère un mélange binaire de deux constituants A et B, qu'on veut séparer par distillation dans une colonne de distillation à plateau en deux produits (Figure 1.2) : le

distillat riche en A et le résidu riche en B. le mélange est introduit dans la colonne comme un liquide saturé (c'est à dire, à son point de bulle), sur le plateau d'alimentation avec un débit  $f$  et une  $C_f$ . le courant de vapeur de tête de la colonne est refroidi et totalement condensé, puis il s'écoule dans le bac de reflux. Le refroidissement de la vapeur en tête de la colonne est réalisé avec de l'eau de refroidissement. Le liquide à la sortie du ballon de reflux est en partie recyclé par pompage dans la colonne (plateau supérieur, N) avec un débit molaire  $F_R$  (courant de reflux) et en partie éliminé en tant que produit de



**Figure 1.2** : Schéma simplifié d'une colonne de distillation

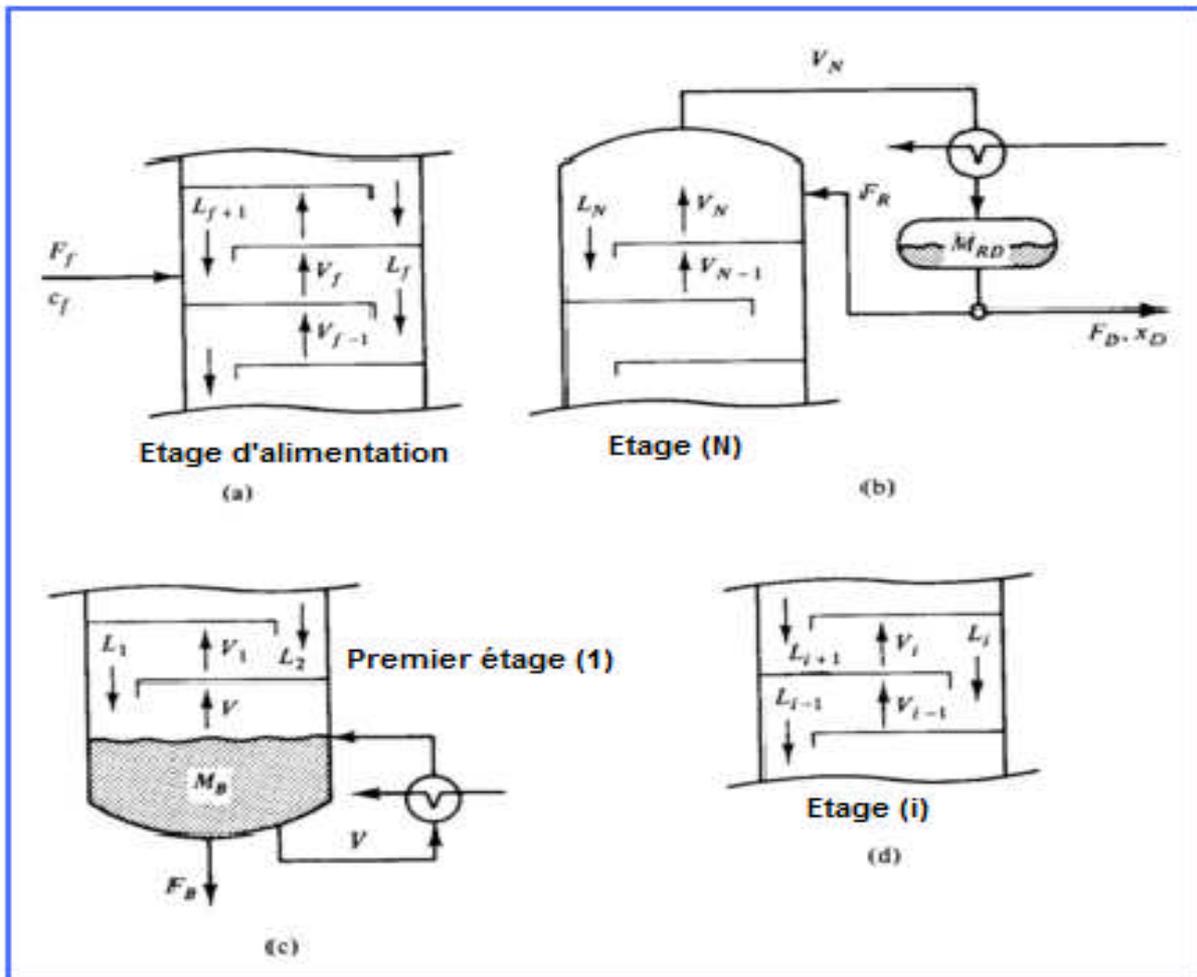
distillation avec un débit molaire  $F_D$ . Appelons  $M_{RD}$  la quantité de mole liquide dans le bac à reflux. Le reflux et le distillat ont même composition  $X_D$ .

Le liquide ou résidu en bas de la colonne est divisé en deux parties : le résidu liquide de débit  $B$  et de composition  $x_B$  est une production en continue envoyée pour le stockage puis, une partie est chauffée dans un bouilleur pour obtenir la vapeur  $V$  qu'on recycle juste

en dessous du plateau de fond la colonne.  $M_B$  est la quantité de mole liquide dans le fond de de la colonne.

La colonne contient  $N$  plateaux numérotés à partir du bas de la colonne vers le haut. Soit  $M_i$  la rétention en moles liquide sur le  $i^{\text{eme}}$  plateau. La rétention de vapeur sur chaque plateau sera supposé négligeable.

Pour le détail de la modélisation, nous considérons la figure 1.3



**Figure 1.3 :** Détail de modélisation de la colonne de distillation binaire : (a) étage d'alimentation ; (b) tête de la colonne ; (c) fond de la colonne ; (d) étage  $i$  quelconque.

Pour simplifier le système, nous ferons les hypothèses suivantes :

1. La rétention du vapeur sur chaque plateau sera négligée.
2. les chaleurs molaires de vaporisation des deux composants A et B sont approximativement égales. cela signifie que 1 mole de condensation de vapeur libère suffisamment de chaleur pour vaporiser une mole de liquide.
3. les pertes de chaleur de la colonne à l'environnement sont considérées comme négligeables.
4. la volatilité relative  $\alpha$  des deux éléments reste constante tout au long de la colonne.

5. chaque plateau est supposé être efficace à 100% (à savoir, la vapeur sortant de chaque plateau est en équilibre avec le liquide sur le plateau).

Les trois premières hypothèses impliquent que :

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

Et donc le bilan thermique autour de chaque plateau n'est pas nécessaire.

Bac d'alimentation ( $i = f$ ) :

Masse totale :

$$\frac{d(M_f)}{dt} = F_f + L_{f+1} + V_{f-1} - L_f - V_f = F_f + L_{f+1} - L_f \quad (1.5)$$

Constituant A :

$$\frac{d(M_f x_f)}{dt} = F_f c_f + L_{f+1} x_{f+1} + V_{f-1} y_{f-1} - L_f x_f - V_f y_f \quad (1.6)$$

Haut plateau ( $i = N$ ) :

Masse totale :

$$\frac{d(M_N)}{dt} = F_R + V_{N-1} - L_N - V_N = F_R - L_N \quad (1.7)$$

Constituant A :

$$\frac{d(M_N x_N)}{dt} = F_R x_D + V_{N-1} y_{N-1} - L_N x_N - V_N y_N \quad (1.8)$$

Plateau inférieur ( $i = 1$ ):

Masse totale :

$$\frac{d(M_1)}{dt} = L_2 - L_1 + V - V_1 = L_2 - L_1 \quad (1.9)$$

Constituant A :

$$\frac{d(M_1 x_1)}{dt} = L_2 x_2 + V y_B - L_1 x_1 - V_1 y \quad (1.10)$$

Plateau ( $i=2... N-1$  et  $i \neq f$ ):

Masse totale :

$$\frac{d(M_i)}{dt} = L_{i+1} - L_i + V_{i-1} - V_i = L_{i+1} - L_i \quad (1.11)$$

Constituant A :

$$\frac{d(M_i x_i)}{dt} = L_{i+1} x_{i+1} + V_{i-1} y_{i-1} - L_i x_i - V_i y_i \quad (1.12)$$

Ballon de reflux:

Masse totale :

$$\frac{d(M_{RD})}{dt} = V_N - F_R - F_D \quad (1.13)$$

Constituant A

$$\frac{d(M_{RD} x_D)}{dt} = V_N y_N - (F_R + F_D) x_D \quad (1.14)$$

Base de colonne :

Masse totale :

$$\frac{d(M_B)}{dt} = L_1 - V - F_B \quad (1.15)$$

Constituant A :

$$\frac{d(M_B x_B)}{dt} = L_1 x_1 - V y_B - F_B x_B \quad (1.16)$$

Equations d'équilibre L-V :

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{(1 + (\alpha - 1) x_i)} \quad (1.17)$$

Equations quantité de mouvement ou hydraulique :

$$L = F(M_i) \quad (1.18)$$

## 1.4 Degré de liberté d'un procédé

Les degrés de liberté d'un système ou procédé sont les variables indépendantes qui doivent être spécifiées afin de définir le procédé complètement. En conséquence, la commande souhaitée du procédé sera réalisée lorsque, et seulement lorsque tous les degrés de liberté ont été spécifiés.

Une bonne connaissance des degrés de liberté intrinsèques d'un procédé est indispensable pour la conception de systèmes de contrôle commande performants de ce procédé. Pour un procédé existant, son modèle mathématique est la base pour trouver ses degrés de liberté dans les deux conditions statiques et dynamiques. Comme application déterminons les degrés de liberté d'un procédé de distillation simple.

**Exemple : les degrés de liberté dans une colonne de distillation binaire idéal :**

Comme exemple on détermine (Tableaux 1.1 et 1.2) les degrés de liberté de la colonne de distillation binaire idéale :

**Tableau 1. 1 :** Décompte d'équations du modèle de la colonne de distillation

Nombres d'équations	Origine
N+1	Relation d'équilibre [ éq. 1.17]
N	Relation hydraulique [ éq. 1.18]
2	Equilibre autour du plateau d'alimentation [ éq. 1.5 et 1.6]
2	Equilibre autour du plateau supérieur [ éq. 1.7 et 1.8]
2	Equilibre autour du plateau inférieur [ éq. 1.9 et 1.10]
2(N-3)	Equilibre autour du plateau i [ éq. 1.11 et 1.12]
2	Equilibre autour du ballon de reflux [ éq. 1.13 et 1.14]
2	Equilibre autour de la base de la colonne [ éq. 1.15 et 1.16]
Total=4N+5	

**Tableau 1. 2 :** Décompte des variables du modèle de la colonne de distillation

Nombres de variables	Type
N+2	$x_i$ $i = 1,2, \dots, f \dots, N, D, B$ Composition du liquide
N+1	$y_i$ $i = 1,2, \dots, f \dots, N, B$ composition de vapeur
N+2	$M_i$ $i = 1,2, \dots, f \dots, N, RD, B$ moles liquide retenues
N	$L_i$ $i = 1,2, \dots, f \dots, N$ le liquide qui s'écoule
6	$F_f, C_f, F_D, F_B, F_R, V$
Total=4N+11	

Donc le nombre de degrés de libertés de la colonne de distillation d'un mélange binaire idéal est :

$$f = (4N + 11) - (4N + 5) = 6$$

Cela veut dire que nous devons spécifier six variables pour pouvoir résoudre les équations du modèle de la distillation binaire et donc définir complètement ce procédé.

D'une manière générale, une fois on écrit les équations indépendantes algébriques et différentielles du modèle d'un procédé dont le nombre est  $E$  contenant  $V$  variables indépendantes. Le nombre de degrés de liberté du procédé est donnée par :

$$f = V - E$$

En fonction de la valeur de  $f$ , on peut distinguer les cas suivants :

**1<sup>er</sup> cas : si  $f=0$ ,** Les ( $E$ ) équations du modèle ont une solution unique, on dit que le **processus est exactement spécifié**.

**2<sup>ème</sup> cas : si  $f > 0$ ,** nous avons plus de variables que d'équations. Les ( $E$ ) équations du modèle ont plusieurs solutions et donc il faut spécifier  $f$  variables ou ajouter  $f$  équations supplémentaires pour avoir une solution unique et donc bien définir le procédé.

Dans ce cas, on dit que le procédé est **sous-spécifié par  $f$  équations**.

**3<sup>ème</sup> cas : si  $f < 0$ ,** nous avons plus d'équations que variables et en général il n'y a pas de solution les ( $E$ ) équations. Dans ce cas, on dit que **le système est trop spécifié par  $f$  équations** (nous avons besoin d'enlever les  $f$  équations pour avoir une solution unique du système).

### **Remarque :**

1. Il ressort de l'analyse ci-dessus que la modélisation bâclée d'un processus peut conduire à un modèle qui ne comprend pas toutes les équations et des variables pertinentes ou comprend des équations et des variables redondantes. Dans les deux cas nous avons une détermination erronée des degrés de liberté, ce qui peut impliquer à avoir un nombre infini de solutions ou aucune solution du tout.

2. La présence d'une boucle de commande dans un processus chimique introduit une équation supplémentaire entre les variables mesurées et manipulées correspondantes, ce qui réduit d'une unité le nombre initial de degrés de liberté pour le procédé.

## **1.5 Génération des configurations alternatives de contrôle d'un procédé**

Pour définir complètement un procédé, le nombre  $f$  de ses degrés de liberté doit être réduit à 0. Il existe deux techniques pour réduire ce nombre à 0.

- Les spécifications extérieures, certains variables de l'entrée d'un procédé sont fixés par le milieu extérieur (les flux de matière d'alimentation ou à l'entrée du procédé par exemple, ...)
- Le système de contrôle commande du procédé qui impose certains relations ou équations supplémentaire entre les grandeurs réglées qui sont des variable de sorties et réglantes qui sont des variables d'entrées du procédé.

Ainsi on peut affirmer aisément que le nombre maximal de variables à contrôler dans un procédé est égale au nombre de ses degrés de liberté moins le nombre de spécifications extérieures :

$$(\text{Nombre de variables à contrôler}) = f - (\text{nombre de spécifications extérieures})$$

Ayant déterminé le nombre de variables indépendantes de sortie à contrôler, la question qui se pose en suite est qu'elles sont les variables indépendantes d'entrée à prendre comme grandeurs réglantes ou manipulées ?

Après avoir identifié les variables contrôlées ou réglées et manipulées ou réglantes, nous devons déterminer la configuration de contrôle (c'est à dire -spécifier la grandeur réglante pour chaque grandeur réglée. Autrement dit, déterminer la configuration des boucles de régulation.

Pour un système avec  $N$  grandeurs réglées et  $N$  grandeurs réglantes, il existe  $N!$  configurations de boucle de contrôle Ce nombre augmente très rapidement avec  $N$ , par exemple :

Pour  $N=3$  il y a  $3 !=6$  configurations différentes

Pour  $N=4$  il y a  $4 !=24$  configurations différentes

Pour  $N=5$  il y a  $5 !=120$  différentes configurations

La sélection de la meilleure configuration est difficile. Différents critères peuvent être utilisés pour faire un bon couplage entre grandeurs réglantes et grandeurs réglées comme :

- Choisir la grandeur réglante qui un effet direct et rapide sur la grandeur réglée.
- Choisir les couplages de de sorte qu'il y ait un petit temps mort entre chaque grandeur réglante et grandeur réglée correspondante.
- sélectionner les couplages qui minimisent les interactions entre l'ensemble des boucles de régulations

Comme application, reprenons l'exemple de la colonne de distillation du mélange binaire (Figures 1.2 et 1.3). Ce système a six degrés de liberté qui sont spécifiés de la façon suivantes :

Spécification des perturbations : on a deux principales perturbations de la colonne de distillation binaire qui sont le débit d'alimentation  $F_f$  et la composition de l'alimentation  $C_f$ . Leurs valeurs sont spécifiées par le milieu extérieur (par exemple un réacteur dont le courant ou flux de sortie alimentent la colonne de distillation). Bien que, dans cet exemple, les équations spécifiant  $F_f$  et  $C_f$  ne sont pas connues alors on va les supprimer et donc réduire les degrés de liberté à 4. Donc on doit trouver quatre spécifications supplémentaires.

Spécification des objectifs de contrôle : En générale certaines spécifications sont fixées d'avance par le cahier des charges ou les objectifs du contrôle. Pour un procédé comme la distillation, nous pouvons avoir jusqu'à quatre objectifs de contrôle. En effet, le fonctionnement de la colonne binaire nécessite que les variables suivantes soient maintenues à des valeurs souhaitées ou consignées :

- 1/composition du distillat  $x_D$ ;
- 2/composition du résidu  $x_B$  ;
- 3/ niveau ou  $M_{RD}$  constant dans le bac à reflux ;
- 4/Liquide obtenu à la base de la colonne  $M_B$ ;

Les spécifications 1 et 2 caractérisent la qualité de la production les spécifications 3 et 4 sont nécessaires pour le bon fonctionnement des appareils et leur sécurité (ne pas assécher ou inonder la colonne et le bac à reflux. La figure 1.4 montre les quatre boucles de contrôle qui satisfont aux objectifs ci-dessus.

Il faut noter que ces quatre objectifs de contrôle peuvent différer, selon les objectifs d'exploitation particulière. Par exemple, dans une autre application, nous pouvons imposer les objectifs de contrôle suivant :

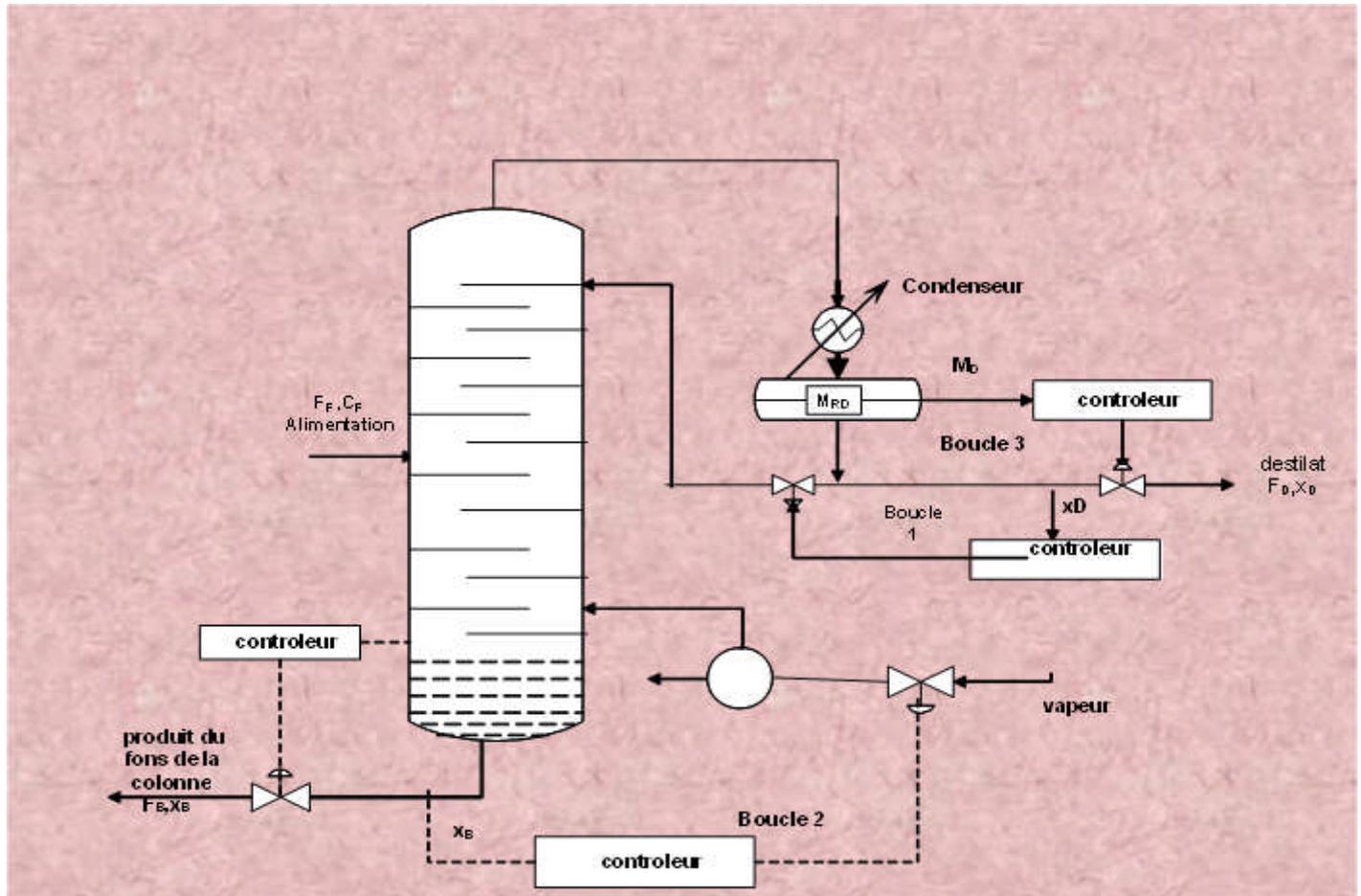
- garder les valeurs souhaitées de débit de distillat  $F_D$ , sa composition  $x_D$  et les deux rétentions molaires liquides  $M_{RD}$  et  $M_D$

Où

- garder les valeurs souhaitées du débit du résidu  $F_B$ , sa composition  $x_B$  et les deux rétentions de liquide et  $M_{RD}$  et  $M_B$

Il faut prendre soin de ne pas spécifier plusieurs objectifs de contrôle que le nombre disponible de degrés de liberté. Dans un tel cas, le système devient trop spécifique et il est impossible de concevoir le système de contrôle qui répond à tous les objectifs de contrôle souhaités. Il est donc impossible de concevoir un système de contrôle pour la colonne de distillation binaire idéal qui peut satisfaire les six objectifs opérationnels suivants:

On garde à des valeurs désirées ou consigne :  $F_D, x_D, F_B, x_B, M_{RD}$  et  $M_B$ .



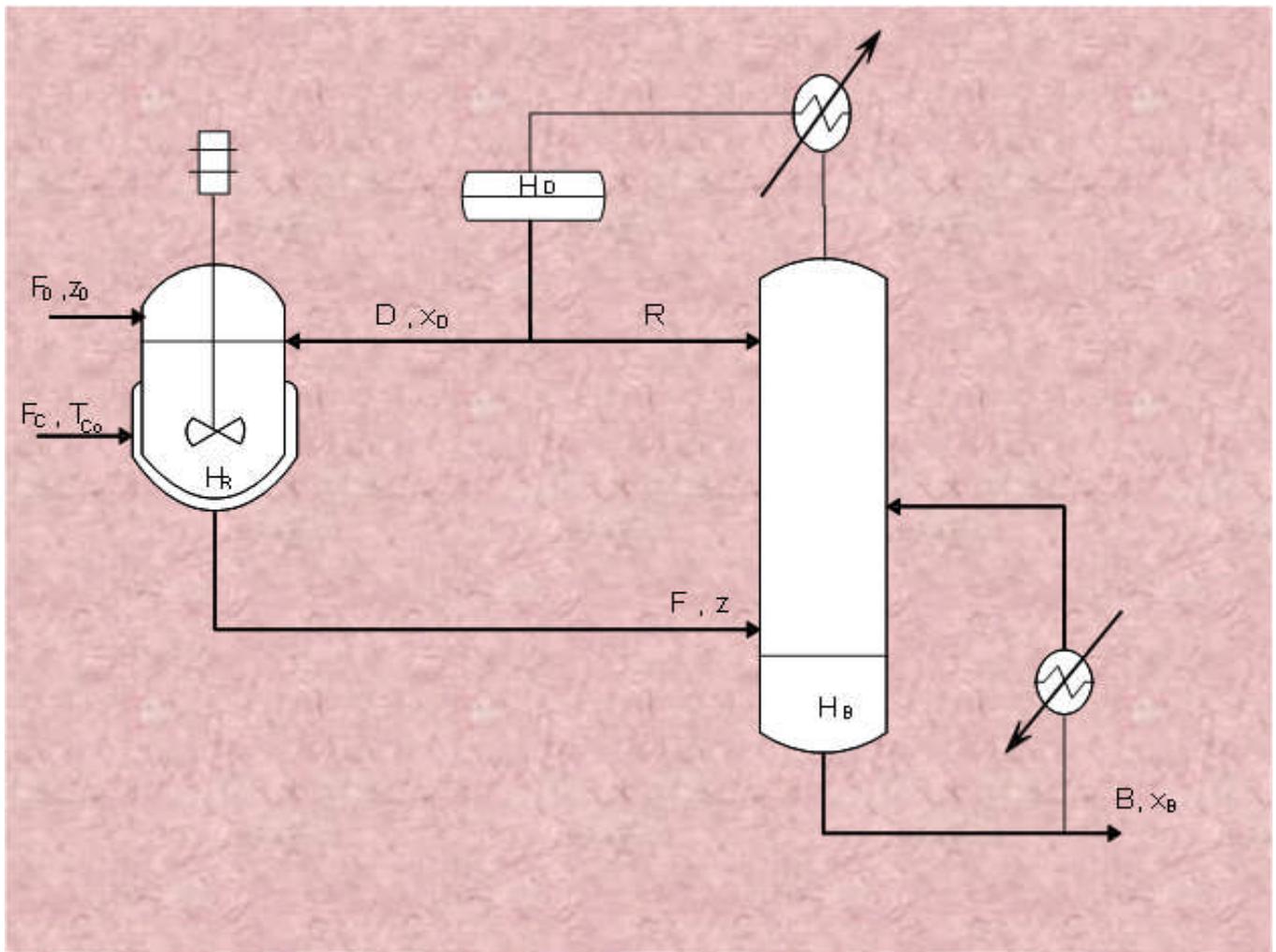
**Figure 1.4** : Un schéma alternatif de contrôle de la colonne de distillation

## II. Application : Procédé de séparation avec réaction chimique (RDC) : Réacteur/colonne de distillation

### 2.1 Présentation du procédé

Le procédé que nous allons étudier a été extrait de la littérature [1]. Il s'agit d'un réacteur isotherme couplé à une colonne de distillation (Figure 2.1). Un mélange de deux espèces A et B de composition molaire  $z_0$  en A alimente le réacteur dans lequel

se produit la réaction  $A \rightarrow B$ . La colonne de distillation binaire possède 20 étages et produit deux flux de matières : le distillat riche en A et le résidu riche en produit désiré B. une partie de distillat est recyclé au réacteur pour augmenter la conversion de A.



**Figure 2.1** : Flow-sheet du procédé réacteur/colonne de distillation

## 2.2 Modèle mathématique du procédé

### Hypothèses :

- Réaction de premier ordre en A
- Réacteur isotherme
- Distillation à pression atmosphérique
- Volatilité relative est constante
- Chaque plateau est en équilibre liquide-vapeur

## Réacteur :

Equation du modèle (Figure 1.1) :

Bilan de matière du réacteur :

$$\frac{dH_R}{dt} = F_0 + D - F \quad (2.1)$$

(Pour une bonne regulation de niveau il faut que :  $\frac{d(H_R z)}{dt} = 0$ )

$$\frac{d(H_R z)}{dt} = F_0 z_0 + D x_D - F z + k_R H_R z \quad (2.2)$$

## Colonne de distillation :

Informations générales :

- Alimentation liquide saturé au 12<sup>ème</sup> étage, les étages sont numérotés à partir du bas..
- Mélange équimolaire.
- A est le composant le plus volatil; il assume l'équilibre pour chaque étage :

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{1 + (\alpha - 1)x_i} \quad (2.3)$$

Bilan de matière du bac de reflux :

$$\frac{dH_D}{dt} = V - R - D \quad (2.4)$$

(= 0 pour une bonne regulation de niveau)

$$\frac{d(H_D x_D)}{dt} = V y_{20} - R x_D + D x_D \quad (2.5)$$

Bilan de matière de la colonne :

Pour l'étage 20 :

$$H_S \frac{dx_{20}}{dt} = R x_D + V y_{19} - L x_{20} - V y_{20} \quad (2.6)$$

$$L = R \quad (2.7)$$

Pour l'étage  $13 \leq i \leq 19$ :

$$H_S \frac{dx_i}{dt} = L(x_{i+1} - x_i) + V(y_{i-1} - y_i) \quad (2.8)$$

Pour l'étage 12 (l'alimentation) :

$$H_S \frac{dx_{12}}{dt} = Lx_{13} - (L + F)x_{12} + V(y_{11} - y_{12}) + F_z \quad (2.9)$$

Pour l'étage  $1 \leq j \leq 11$ :

$$H_S \frac{dx_j}{dt} = (L + F)(x_{j+1} - x_j) + V(y_{j-1} - y_j) \quad (2.10)$$

Bilan de matière de rebouilleur :

$$\frac{dH_B}{dt} = (L + F) - V - B \quad (2.11)$$

(= 0 pour une bonne regulation de niveau de bouilleur)

$$\frac{d(H_B x_B)}{dt} = (L + F)x_1 - Vy_B - Bx_B \quad (2.12)$$

### 2.3. Analyse des degrés de liberté du procédé

Pour analyser les degrés de liberté du procédé, un décompte d'équations et variables est reporté sur les tableaux 2.1 et 2.2.

**Tableau 2. 1** : Décompte d'équations du modèle du procédé étudié

Nombre d'équations	Origine
21	équilibre liquide-vapeur éq. : (2.3)
2	bac de reflux éq. : (2.4) et (2.5)
11	bilan partiel (étage 1 à 11) éq. : (2.8)
1	bilan partiel d'étage 12 (alimentation) éq. (2.9)
7	bilan partiel (étage 13 à 19) éq. : (2.8)
2	Bouilleur éq. : (2.11) et (2.12)
2	20 <sup>ème</sup> étage éq. : (2.6) et (2.7)
2	Réacteur éq. : (2.1) et (2.2)
<b>Totale = 48 équations</b>	

**Tableau 2. 2** : Décompte des variables du modèle du procédé étudié

Variable	nombre
$H_R, F_0, x_D, z_0, z, D, F$	7
$y_i (i = 1 \text{ à } 20)$	20
$x_i (i = 1 \text{ à } 20)$	20

$V, R, H_D, L, R, H_B, x_B, B$	8
<b>Total</b>	55

Donc les degrés de liberté de procédés est :

$$55 - 48 = 7$$

Si en plus on ajoute le bilan thermique du réacteur (équation 1.3) cela veut dire qu'on ajoute 4 nouvelles variables :

$$T_R, T_C, T_{c0}, T_D$$

Donc le nombre de variable est porté à :

$$55 + 4 = 59$$

Le nombre d'équation devient :

$$48 + 1 = 49$$

D'où les degrés de liberté deviennent :

$$59 - 49 = 10$$

On fixe les variables suivant :

$$T_0, T_D, z_0, F_0$$

Donc le nombre de variables devient :  $10 - 4 = 6$

**Objectif du contrôle :**

En générale pour un procédé de séparation, on doit obtenir  $x_D, x_B$  constants tout en maintenant les niveaux  $H_B, H_D$  et  $H_R$  constants pour le bon fonctionnement de ces appareils car le procédé est continu. On outre, le réacteur est isotherme ou endotherme, on doit contrôler sa température et la maintenir constante pour une production donnée.

Les variables a contrôlés sont donc :

$$x_B, x_D, H_B, H_D, H_R, T_R$$

**6 variables a contrôlés**

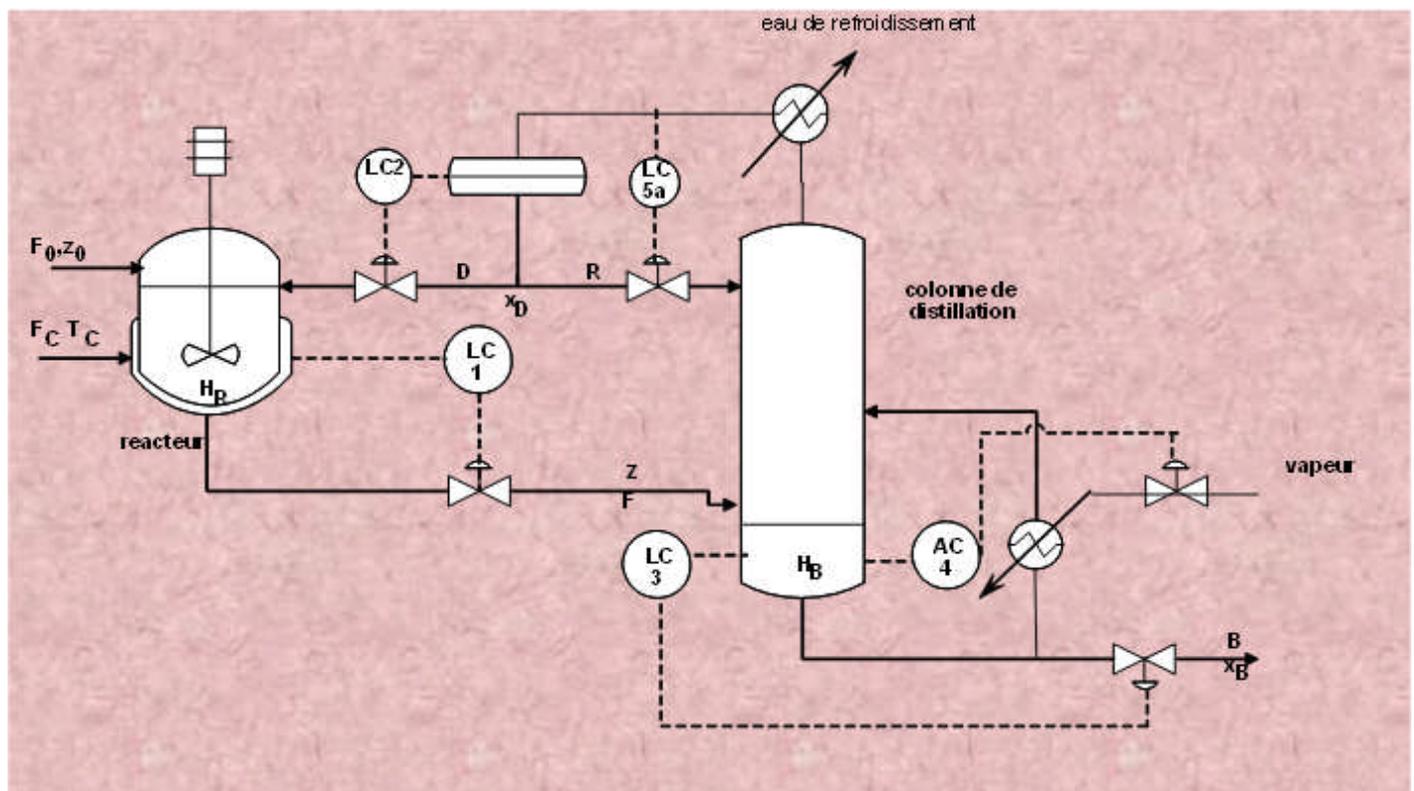
Ce sont les grandeurs réglés seul choisis parmi les autres variables, il ya  $6! = 720$  Schéma de contrôles !

## 2.4. Schémas alternatives de contrôle global du procédé

Pour les 6 grandeurs précédentes à régler et selon l'objectif du contrôle, on peut envisager un premier schéma alternatif (Figure 2.2) dont le couplage grandeur réglée – grandeur réglante est le suivant (Tableau 2.3):

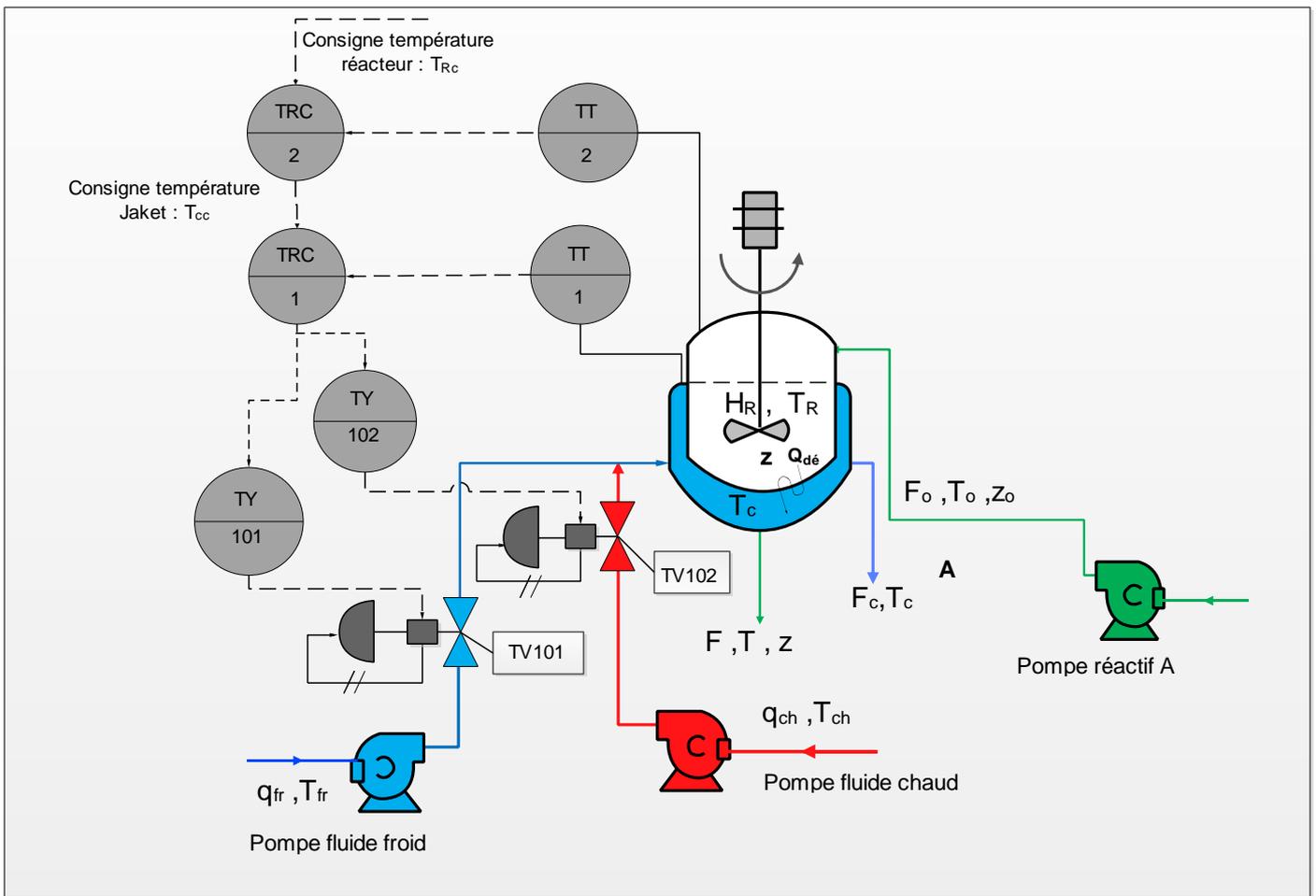
**Tableau 2. 3** : Couplage grandeur réglée – grandeur réglante du procédé étudié

Grandeur réglée	Grandeur réglante
$H_D$	$D$
$x_D$	$R$
$H_B$	$B$
$x_B$	$V$
$T_R$	$T_c$
$H_R$	$F$



**Figure 2.2:** Schéma alternative 1 du contrôle du procédé étudié

Pour la régulation de la température  $T_R$  du réacteur, la grandeur réglante est  $T_c$ , température du fluide utilitaire dans la Jacket ou double enveloppe. Or on ne peut pas agir directement sur cette grandeur que par action sur les débits d'un fluide chaud ou froid ce qui nous conduit à proposer une régulation à échelle partagée de  $T_c$  et une régulation en cascade de  $T_R$  (Figure 2.3)



**Figure 2.3 :** Boucles multiples de contrôle de la température  $T_R$  du réacteur : Cascade su  $T_c$  et boucle fermée de  $T_c$  à échelle partagée.

Si on suppose que la boucle de régulation de  $T_c$  est parfaite c'est-à-dire que cette régulation est rapide et précise alors on peut écrire directement l'équation de commande du régulateur maître (régulateur de  $T_R$ ) de la forme:

$$T_{cc} = T_{co} + K_{R2} ((T_{RC} - T_R) + \frac{1}{T_{i2}} \int_0^t (T_{RC} - T_R) dt)$$

Où  $T_{RC}$  est la consigne de la température du réacteur et  $T_{cc}$  est celle du fluide thermique.

On peut aussi envisager les différents schémas alternatifs (2) et (3) de contrôle suivants

(Figures 2.3 et 2.4) . Dans cette étude, on se limite à étudier le schéma de contrôle (1). Les six régulateurs utilisés sont des PI d'équations de type :

$$U = U_0 + K_P (Y_c - Y) + K_I \int_0^t (Y_c - Y) dt$$

Avec  $U_0$  est la commande nominale,  $Y$  et  $Y_c$  sont respectivement la mesure de la grandeur régulée et sa consigne.

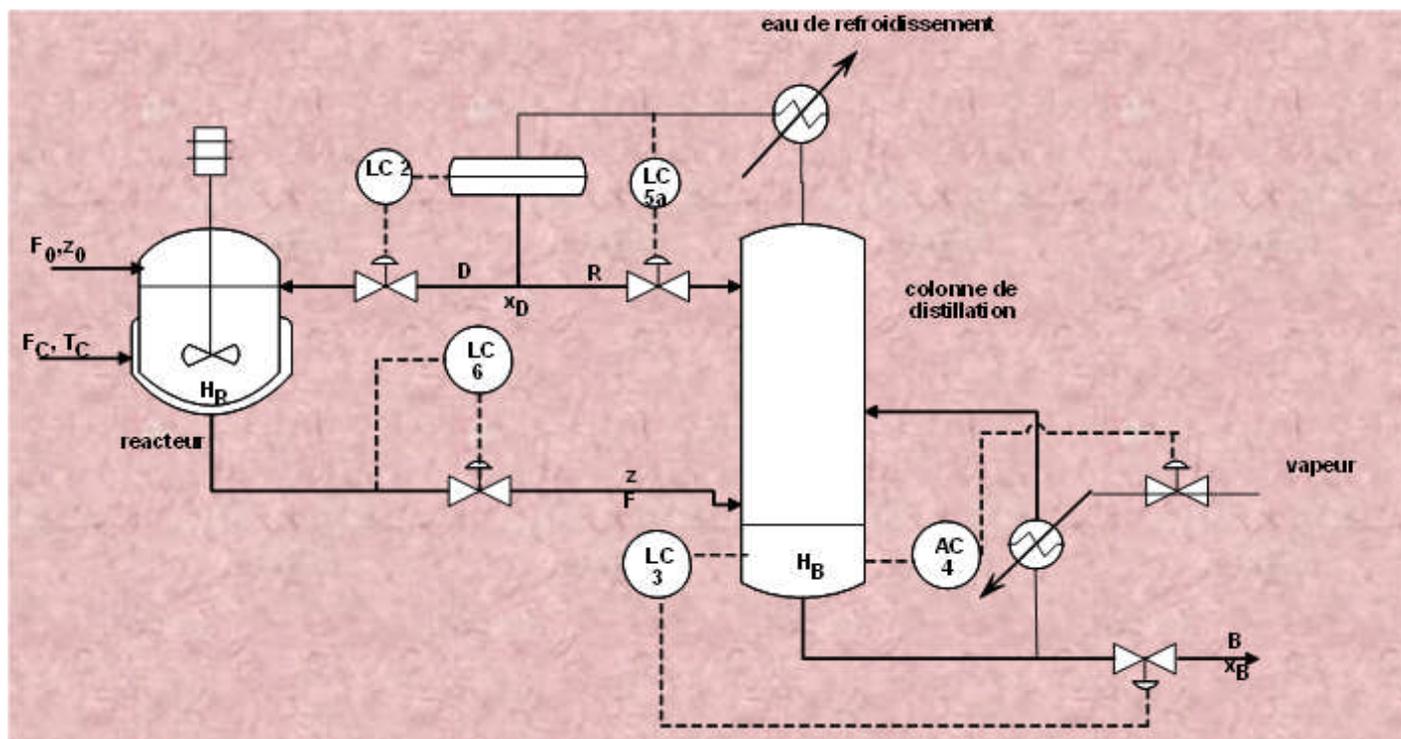


Figure 2.3 : Schéma alternative 2 du contrôle du procédé étudié

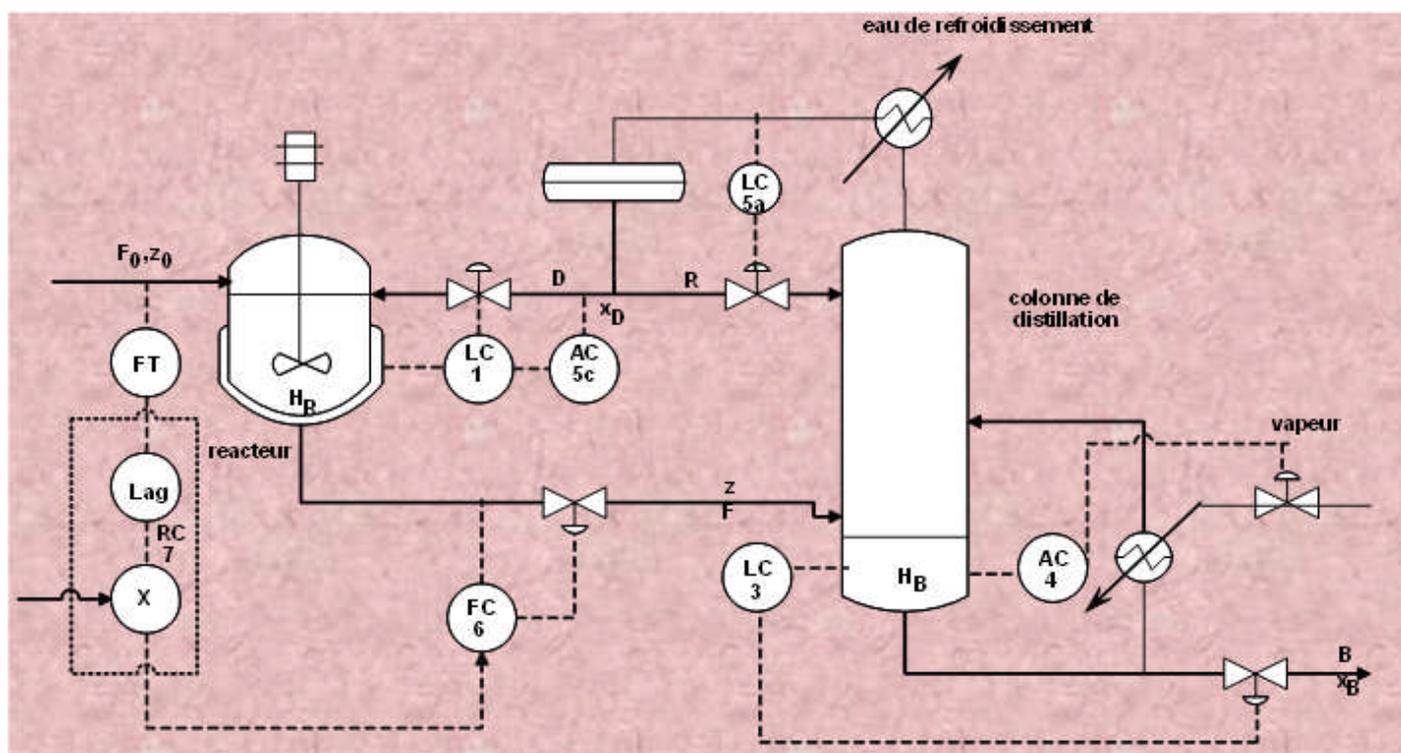


Figure 2.4 : Schéma alternatif (3) du contrôle du procédé étudié

## 2.5 Présentation de LabView 2010.

LabVIEW [2] est un environnement de programmation graphique qu'on peut utiliser pour créer, de manière rapide et efficace, des applications à interfaces utilisateur professionnelles. Des millions d'ingénieurs et de scientifiques se servent de LabVIEW pour développer des applications de mesure, de test et de contrôle sophistiquées en utilisant des icônes intuitives et des fils de liaison. De plus, la plate-forme LabVIEW est compatible avec différents cibles et systèmes d'exploitation. Grâce à son intégration sans pareille avec des milliers de périphériques matériels et à ses centaines de bibliothèques intégrées conçues pour l'analyse et la visualisation avancées des données, LabVIEW nous permet de créer des instruments virtuels que vous pouvez personnaliser selon vos besoins.

Dans la mesure où les programmes de LabVIEW imitent l'apparence et le fonctionnement d'instruments physiques, tels que des oscilloscopes et des multimètres, ils sont appelés instruments virtuels ou, plus communément, VIs. Les VIs disposent d'une face-avant et d'un diagramme. La face-avant est l'interface utilisateur. Le diagramme est la programmation qui a lieu à l'arrière-plan de l'interface utilisateur. Une fois la face-avant construite, vous ajoutez le code en utilisant les représentations graphiques des fonctions afin de contrôler les objets de la face-avant. Le code sur le diagramme est un code graphique, aussi connu sous le nom de code G ou code de diagramme.

Les programmes LabVIEW sont donc appelés des VIs qui se composent de trois composantes principales : la face-avant, le diagramme et l'icône/connecteur.

### A. Fenêtre de la face-avant

La face-avant correspond à l'interface utilisateur du VI. La figure 2.x montre un exemple de fenêtre de face-avant. On construit la face-avant avec des commandes et des indicateurs qui sont respectivement les terminaux d'entrée et de sortie interactifs du VI.

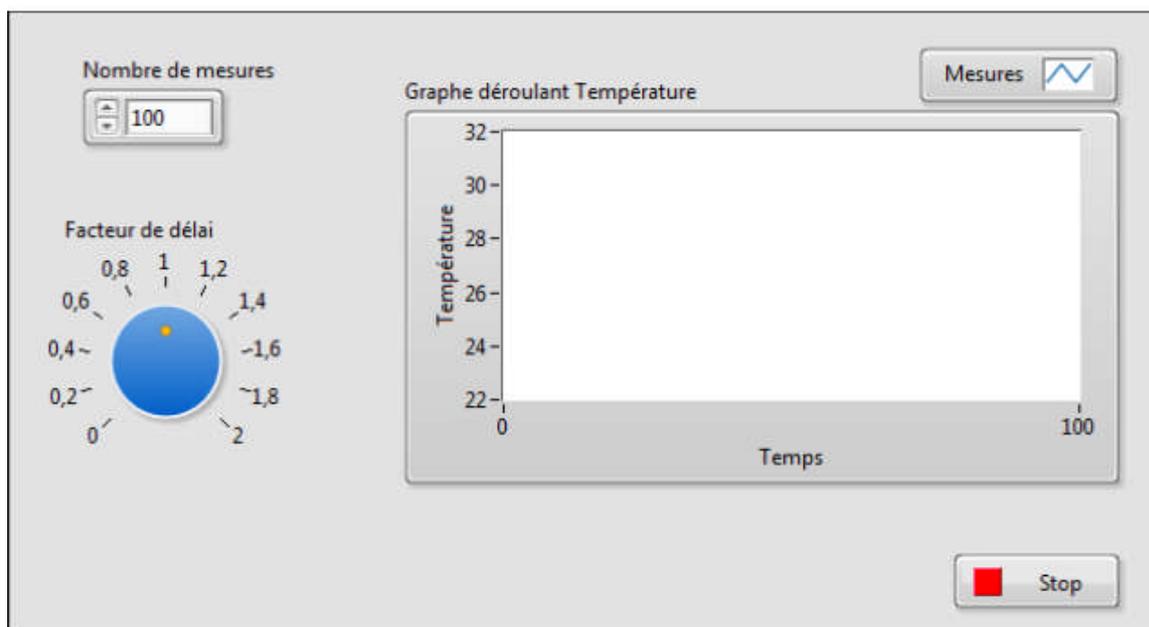
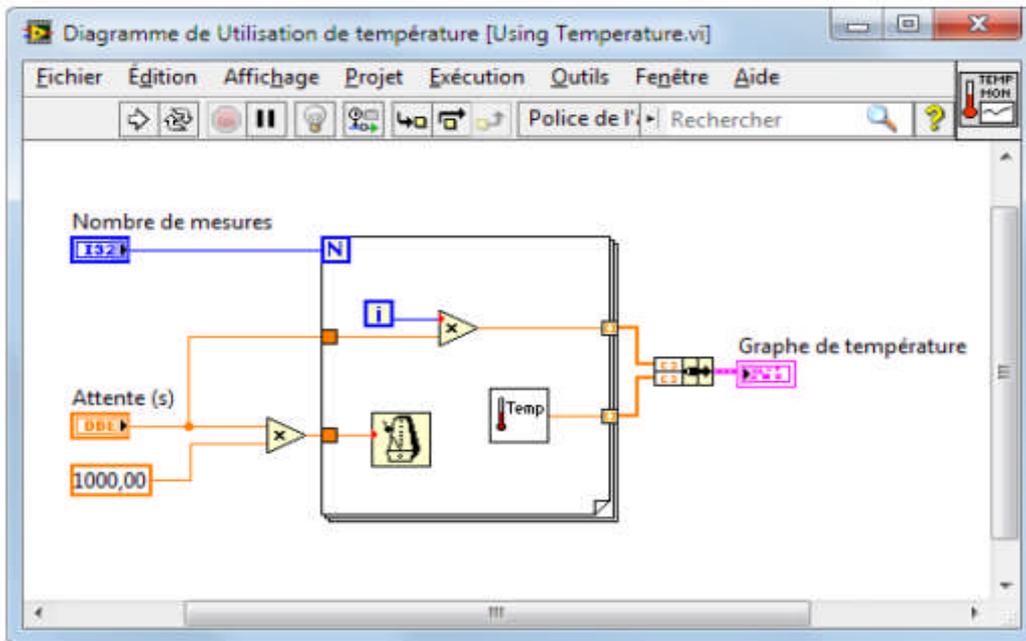


Figure 2

Figure2.5 : Face-avant d'un VI

### B. Fenêtre du diagramme

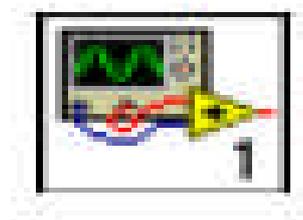
Une fois la fenêtre de la face-avant créée, vous ajoutez le code en utilisant les représentations graphiques des fonctions afin de contrôler les objets de la face-avant. La figure 2.x2 montre un exemple de fenêtre de diagramme. La fenêtre du diagramme contient ce code source graphique. Les objets de la face-avant apparaissent en tant que terminaux sur le diagramme.



**Figure 2.6 :** diagramme d'un VI

### C. Icône et connecteur

L'icône (Figure 2.x3) et le connecteur vous permettent d'utiliser et d'afficher un VI dans un autre VI. Un VI utilisé dans un autre VI est appelé sous-VI et est similaire à une fonction d'un langage de programmation textuel. Pour qu'un VI puisse être utilisé comme sous-VI, il doit posséder une icône et un connecteur. Chaque VI affiche une icône dans le coin supérieur droit des fenêtres de la face-avant et du diagramme. Un exemple de l'icône par défaut est représenté ci-dessous. Une icône est la représentation graphique d'un VI. Elle peut contenir aussi bien du texte que des images. Si vous utilisez un VI comme sous-VI, l'icône identifie le sous-VI sur le diagramme du VI. L'icône par défaut contient un chiffre qui indique combien de nouveaux VIs vous avez ouverts depuis le lancement de LabVIEW.



**Figure 2.7 :** Icône d'un VI

## 2.6 Simulation du schéma de contrôle 1 : Effet de la boule de neige ou "Snowball Effect"

Le programme de base de simulation du procédé a été développé sur LabView par National Instrument [2] et présenté comme exemple de contrôle de procédés industriels dans la rubrique : "exemples". Nous avons apporté des modifications au niveau des fenêtres de la face avant et du diagramme pour l'adapter à notre étude, ainsi que les

paramètres des 6 régulateurs PI. Ensuite et afin de tester le schéma alternatif de contrôle 1, nous allons créer deux perturbations l'une sur  $F_0$  et l'autre sur  $z_0$ .

Le tableau 2. 3, regroupe les paramètres  $K_p$ ,  $K_i$  et  $U_0$  pour les différentes boucles du schéma de contrôle (1).

**Tableau 2.3** : Paramètres des réglages des différents régulateurs du schéma du contrôle 1.

Paramètre	$K_p$	$K_i$	$U_0$	$Y_c$
Boucle				
Nombre de moles dans le réacteur : $H_R$ ( lb-mol)	-2.26	-2.83	(F) 960 (lb-mol/h)	2400 (lb-mol)
Nombre de moles dans le le fond de la colonne : $H_B$ ( lb-mol)	-800	-20	(B) 460 (lb-mol/h)	275 (lb-mol)
Nombre de moles dans le bac à reflux : $H_D$ ( lb-mol)	-1000	-500	(D) 500 (lb-mol/h)	185 (lb-mol)
Fraction du résidu $x_w$	-30000	-30000	(V) 1600 (lb-mol/h)	0.0105
Fraction du distillat $x_D$	6820	5000	(R) 1100 (lb-mol/h)	0.95
Température $T_R$ dans le réacteur (°R)	-5.69	0.	( $T_c$ ) 596.1 (°K)	616.4 (°K)

### 2.6.1 Changement de $z_0$ de -10%.

A l'instant  $t = 30\text{h}$ , on crée une perturbation sur  $z_0$  de -10% ( $z_0$  passe de 0.9 à 0.81), les résultats de la simulation montrent les évolutions de  $F, D, R, V, z, T_R, x_B, x_D, H_R, H_B, H_D$  (Figures 2.8 à 2.18).

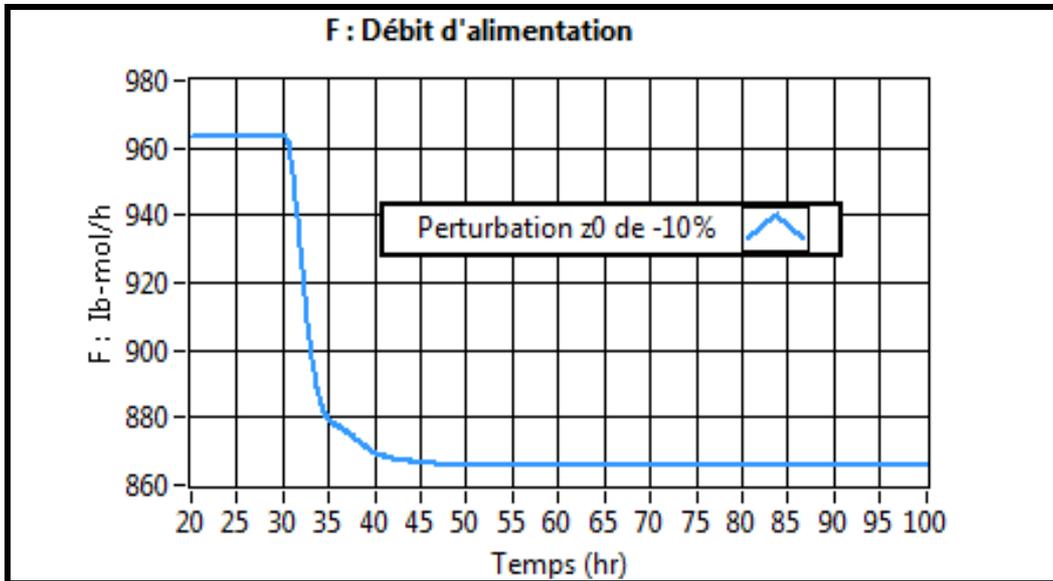


Figure 2.8 : Réponse du débit  $F$  du distillat

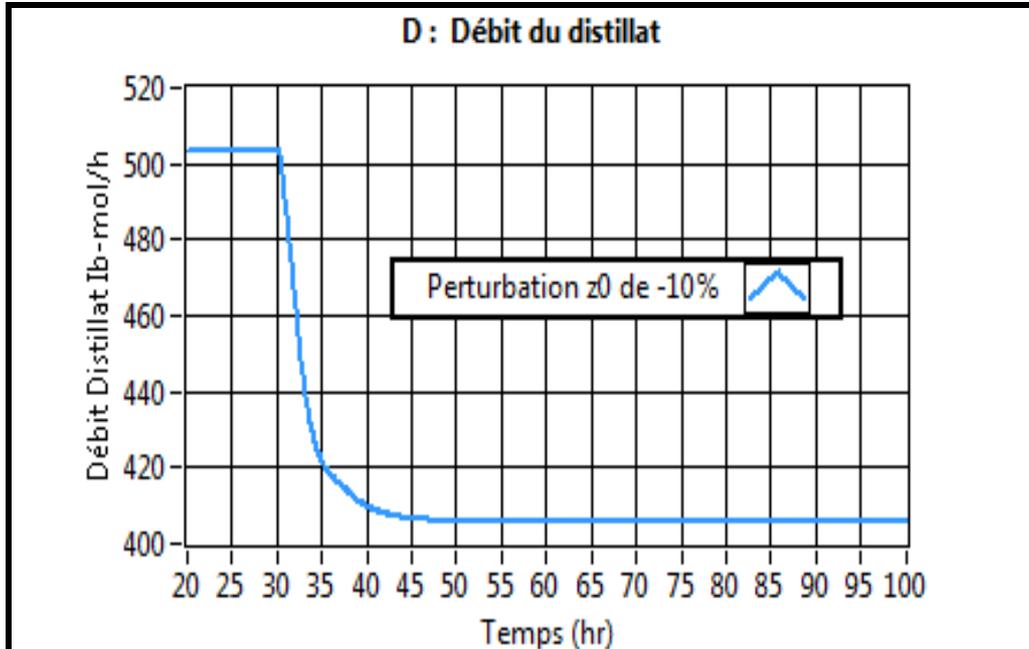


Figure 2.9: Réponse du débit  $D$  du distillat

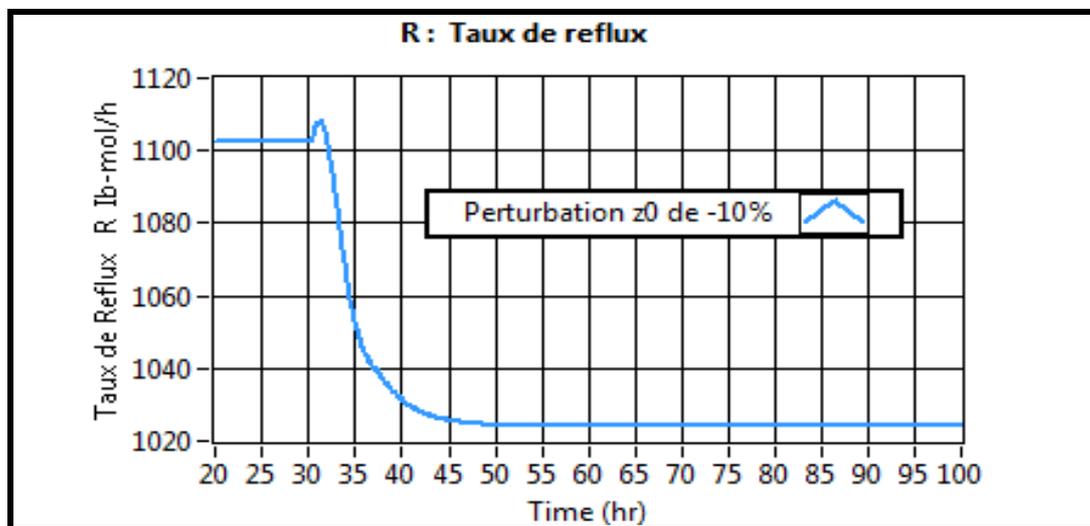


Figure 2.10: Réponse du débit de reflux  $R$

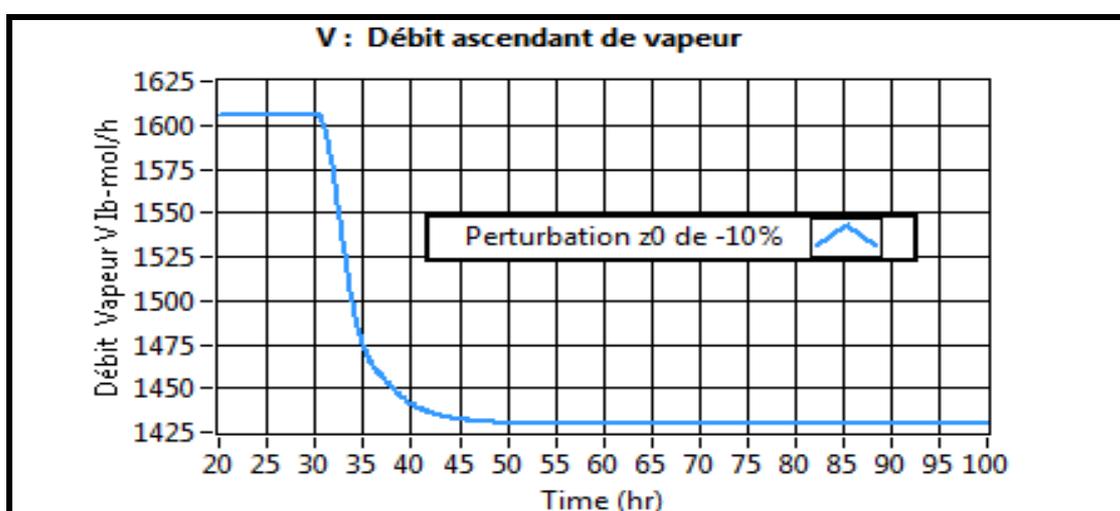


Figure 2.11 : Réponse du débit de vapeur  $V$

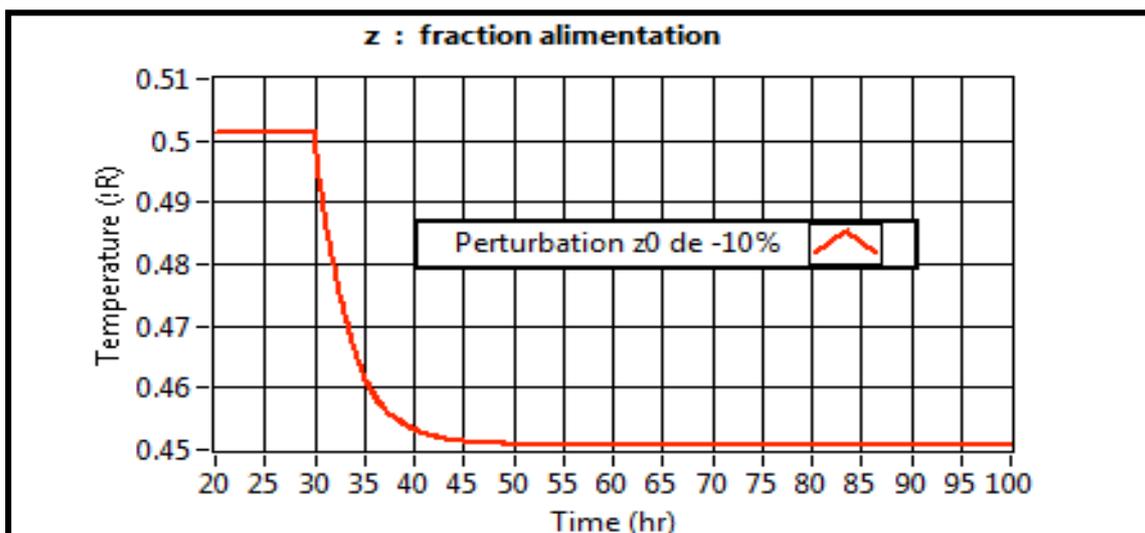


Figure 2.12: Réponse de la composition  $z$  d'alimentation de la colonne

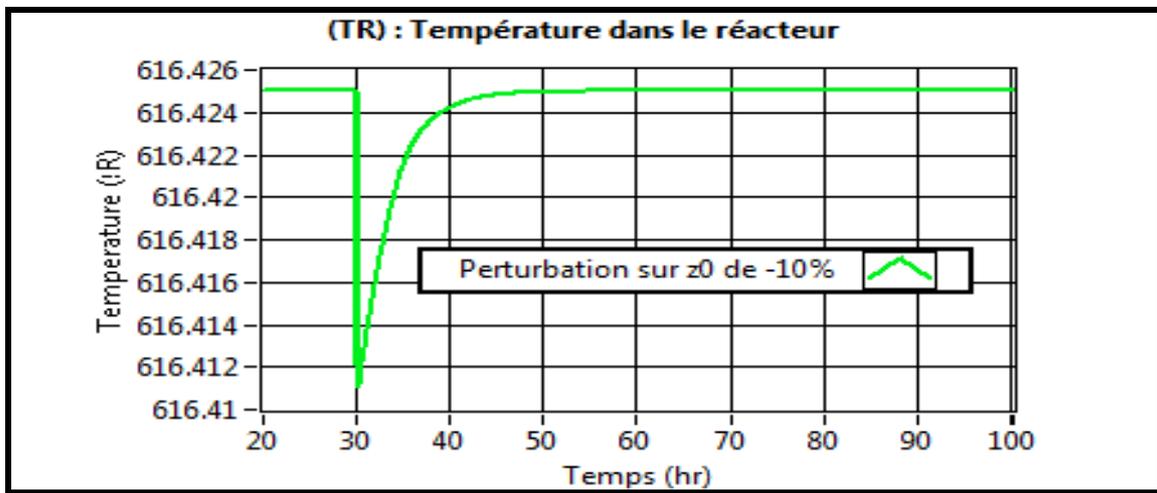


Figure 2.13: Réponse de la température  $T_R$  dans le réacteur

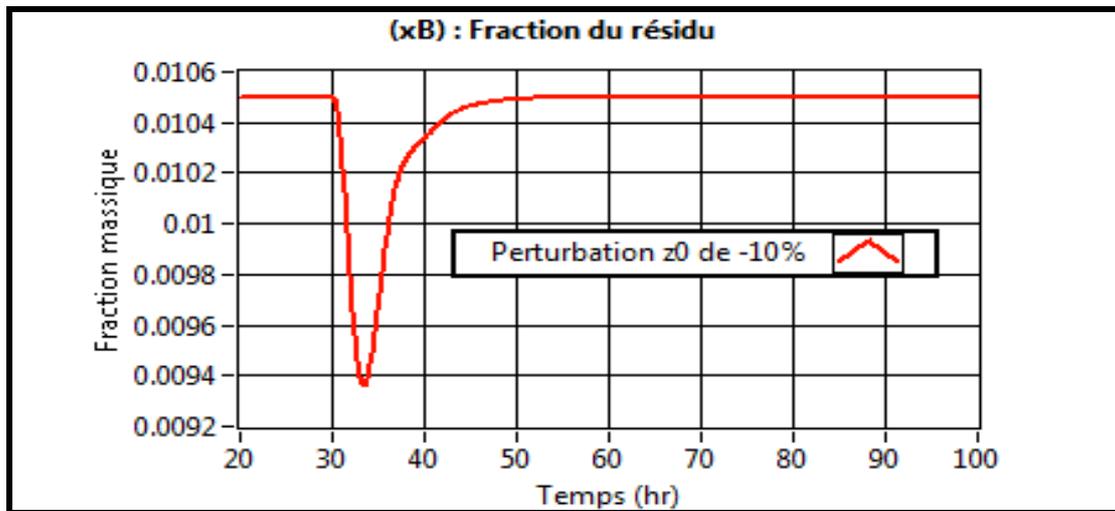


Figure 2.14 : Réponse de la composition  $x_B$  du résidu

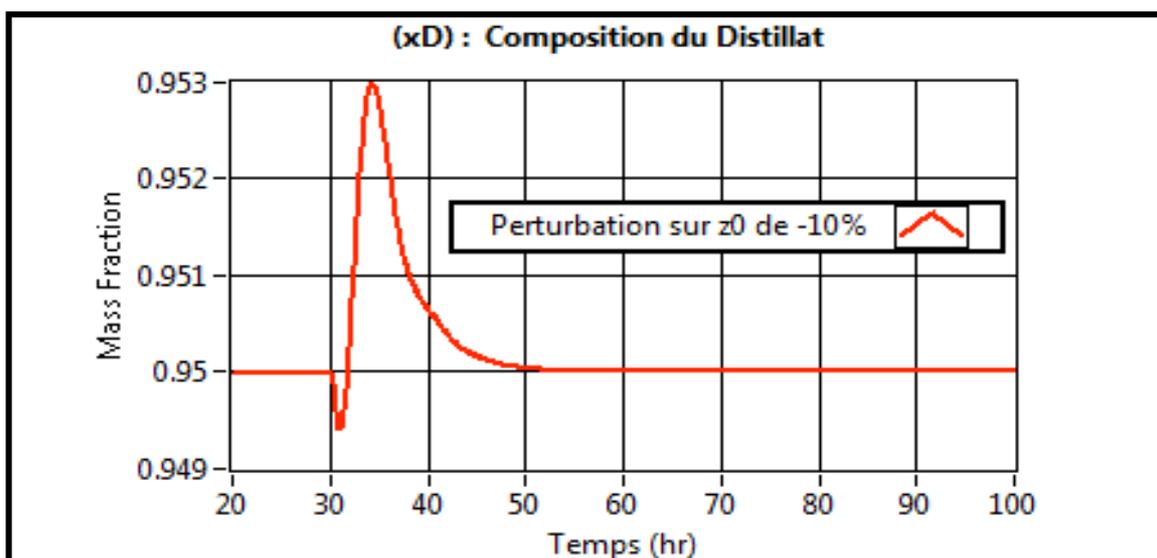


Figure 2.15 : Réponse de la composition  $x_D$  du distillat

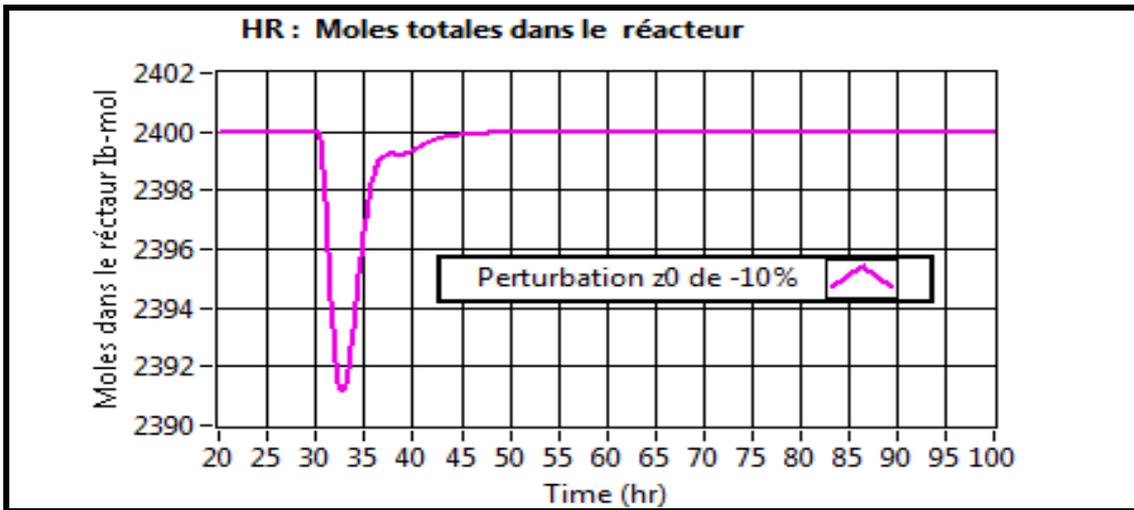


Figure 2.16 : Réponse du nombre de moles totale dans le réacteur  $H_R$

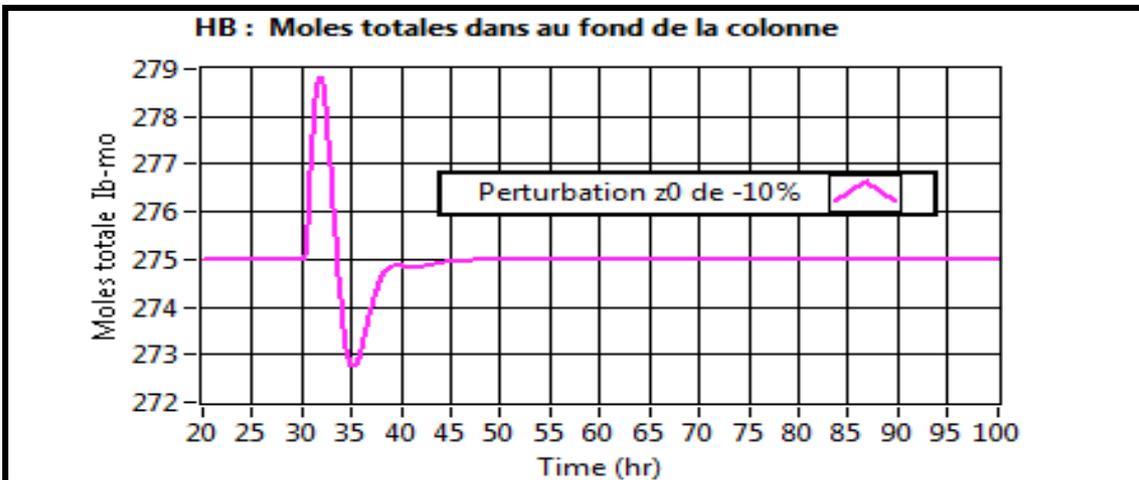


Figure 2.17 : Réponse du nombre de moles totale au fond de la colonne  $H_B$

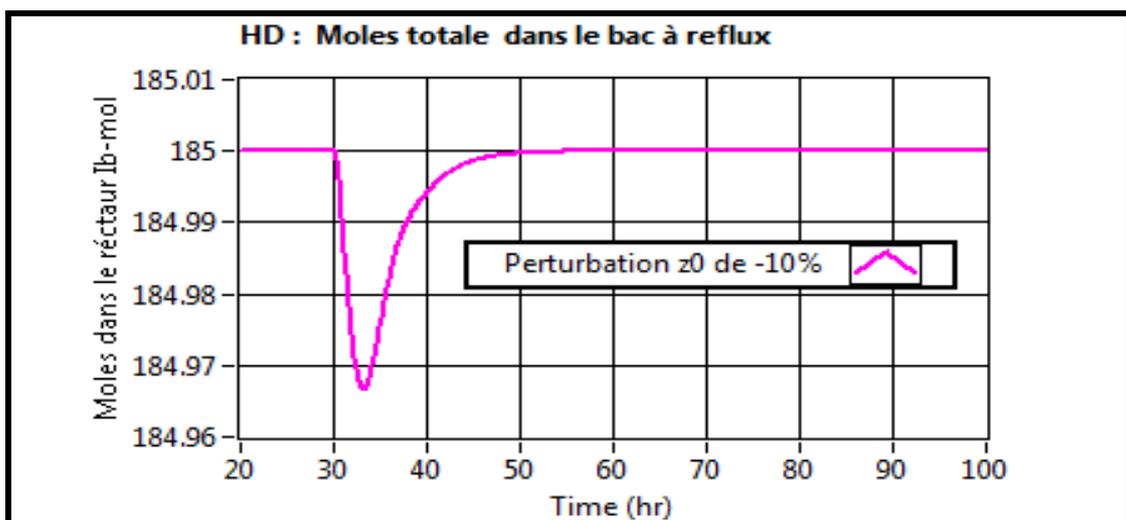


Figure 2.18 : Réponse de la composition  $H_D$  du distillat

### 2.5.2-Changement de $F_0$ de -10%

A l'instant  $t = 30\text{h}$ , on crée une perturbation sur  $F_0$  de -10%, les résultats de la simulation montrent les évolutions de :  $F, D, R, V, z, T_R, x_B, x_D, H_R, H_B, H_D$ , (Figures 2.19 à 2.29)

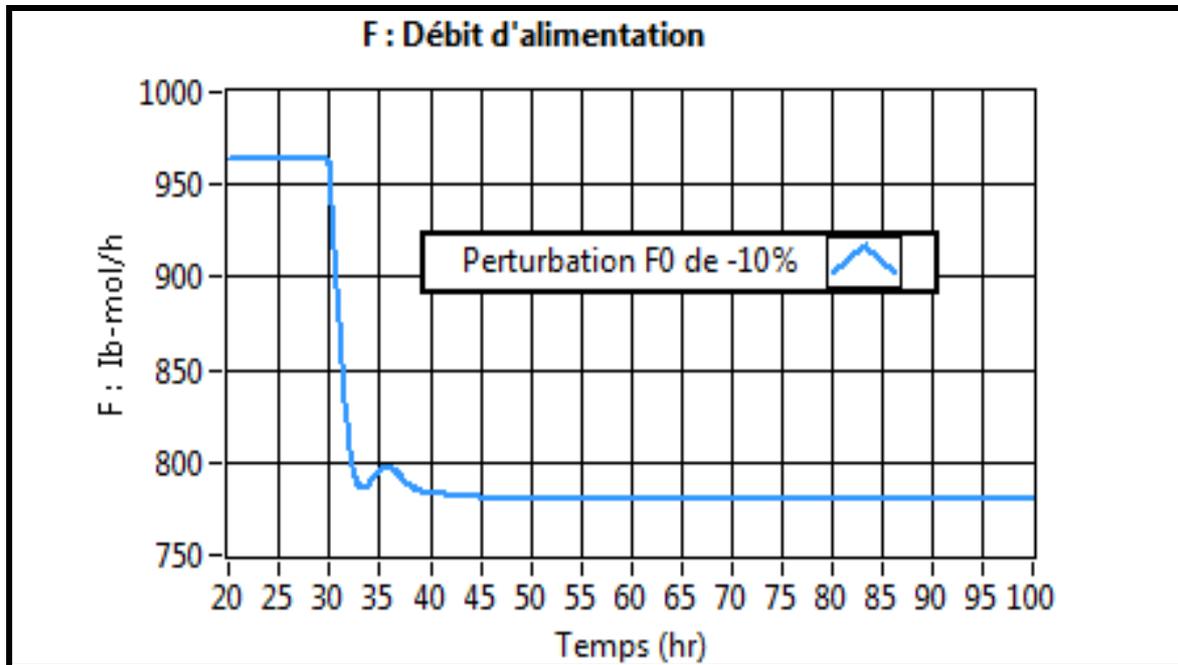


Figure 2.19 : Réponse du débit  $F$  d'alimentation de la colonne

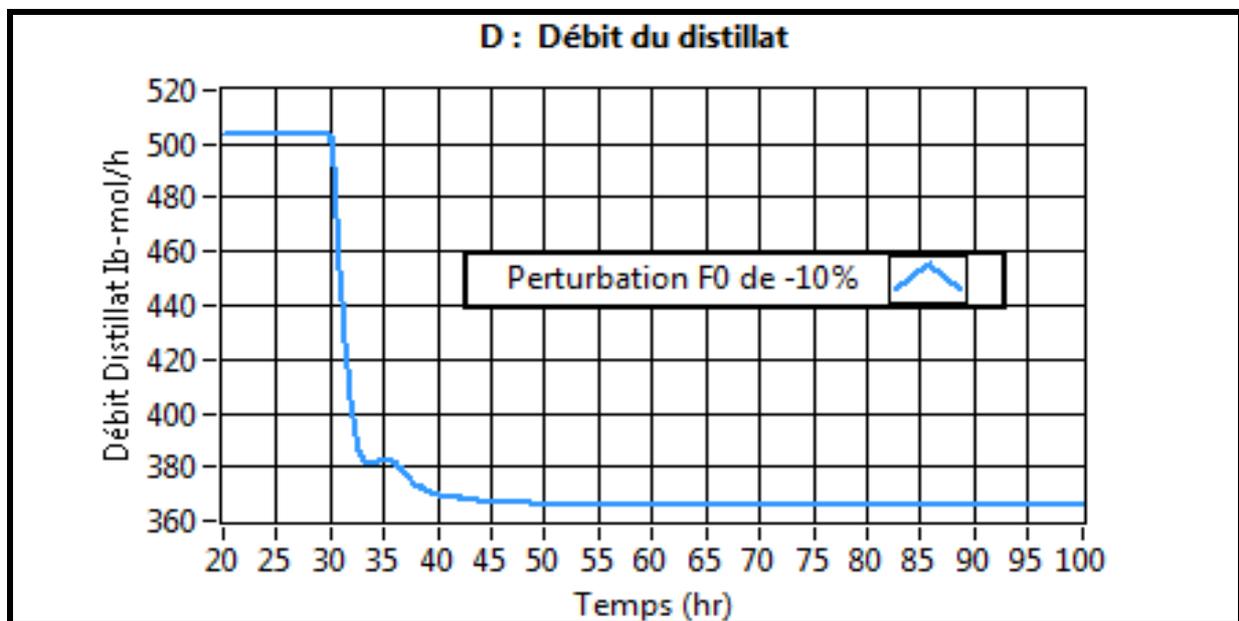


Figure 2.20 : Réponse du débit distillat  $D$  t suite à une perturbation de -10 sur  $F_0$ .

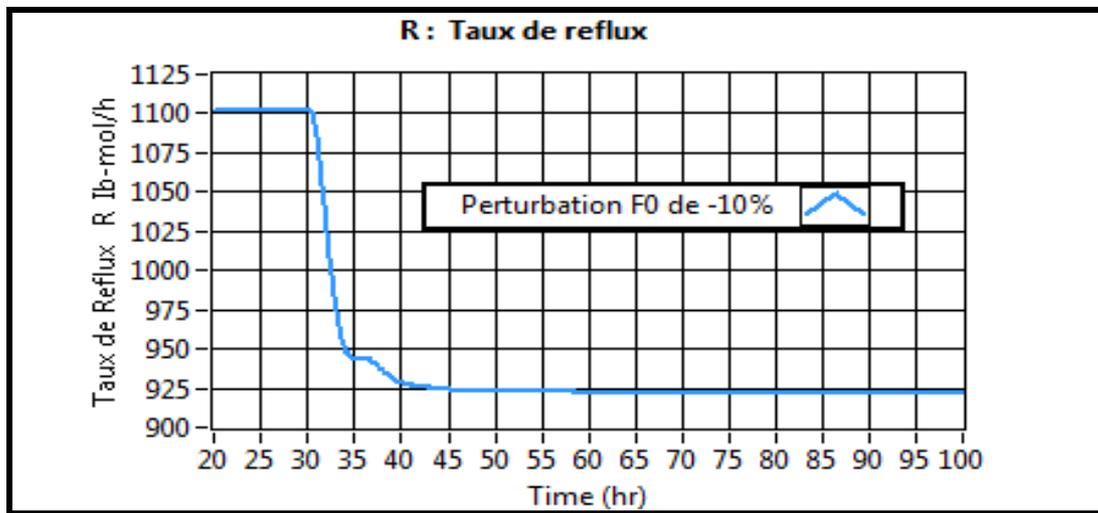


Figure 2.21: Réponse de la composition  $R$  du distillat

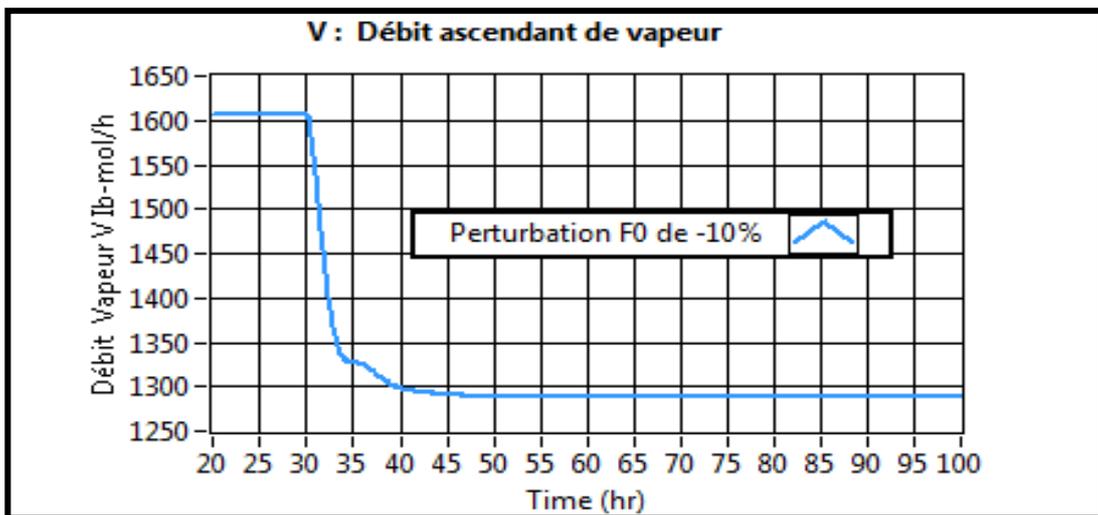


Figure 2.22 : Réponse de la composition  $V$  du distillat

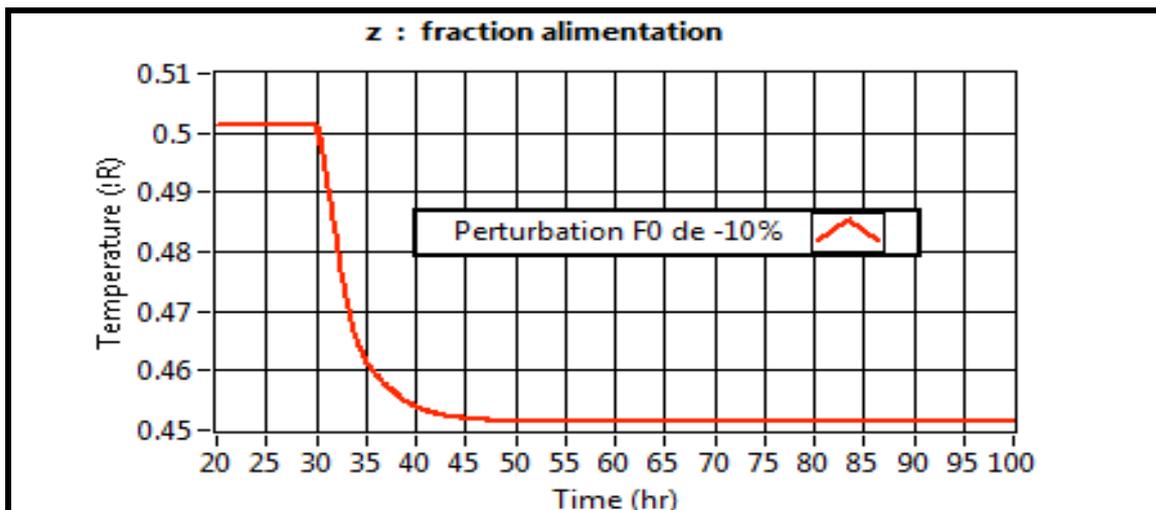


Figure 2.23 : Réponse de la composition  $z$  du distillat

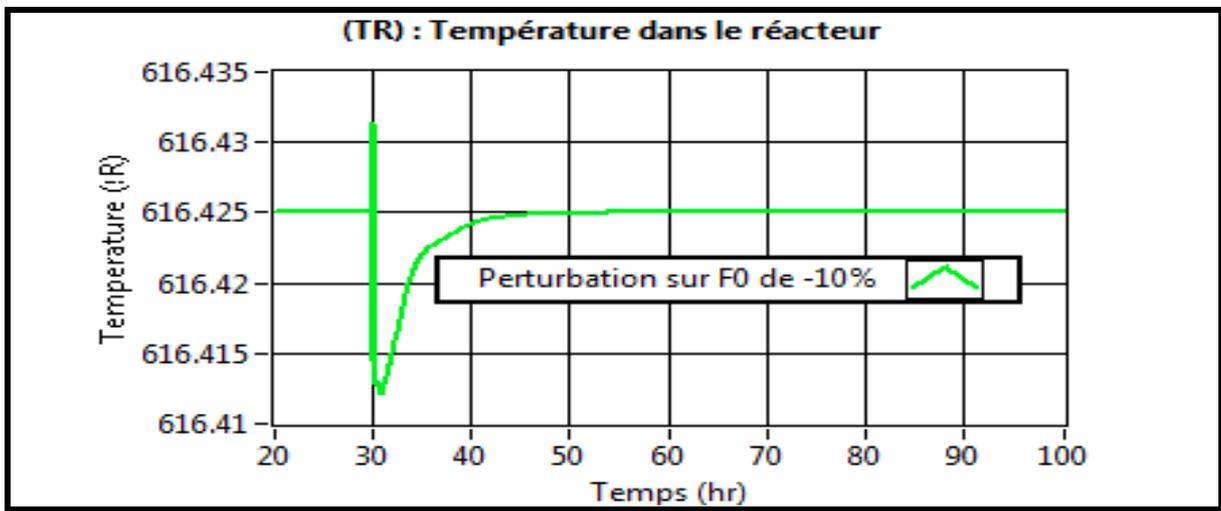


Figure 2.24: Réponse de la composition  $T_R$  du distillat

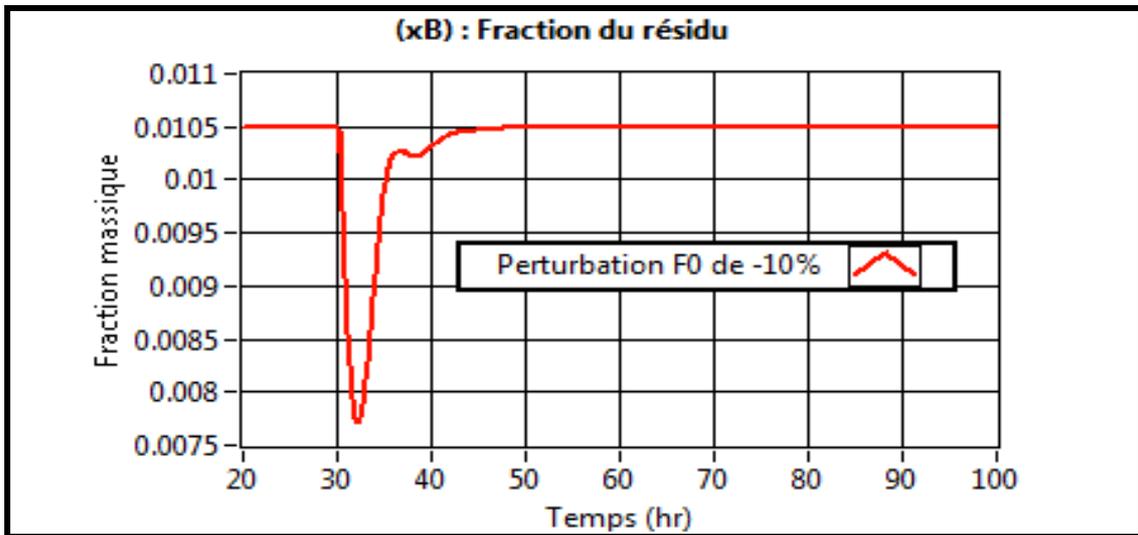


Figure 2.25 : Réponse de la composition  $x_B$  du distillat

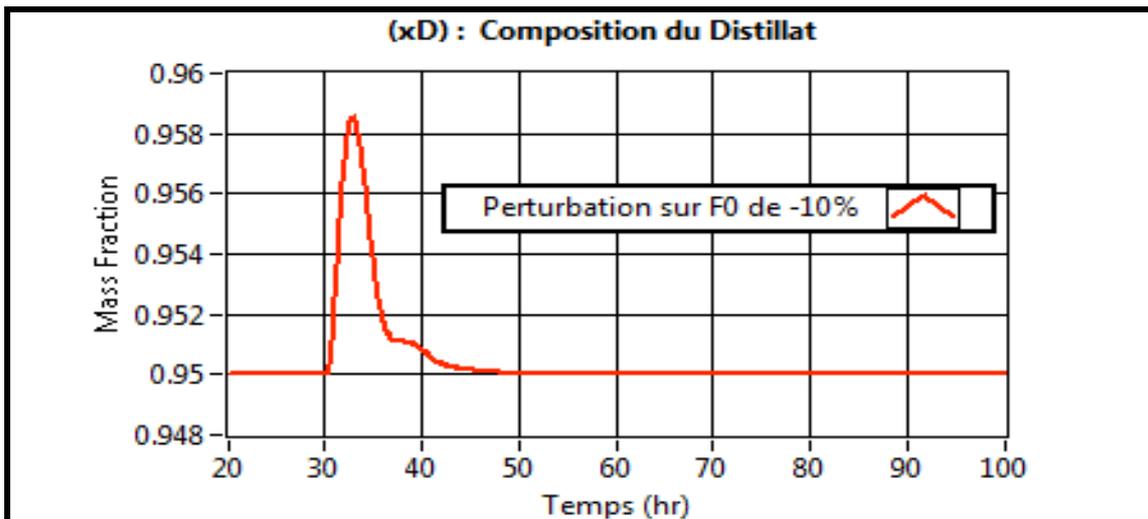


Figure 2.26: Réponse de la composition  $x_D$  du distillat

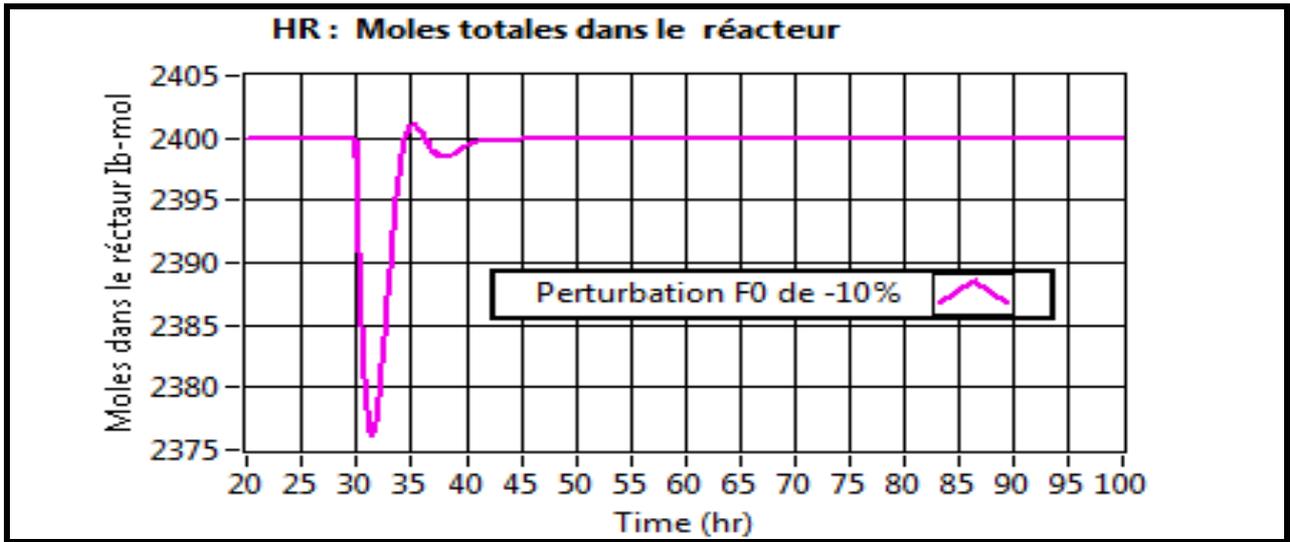


Figure 2.27: Réponse de la composition  $H_R$  du distillat

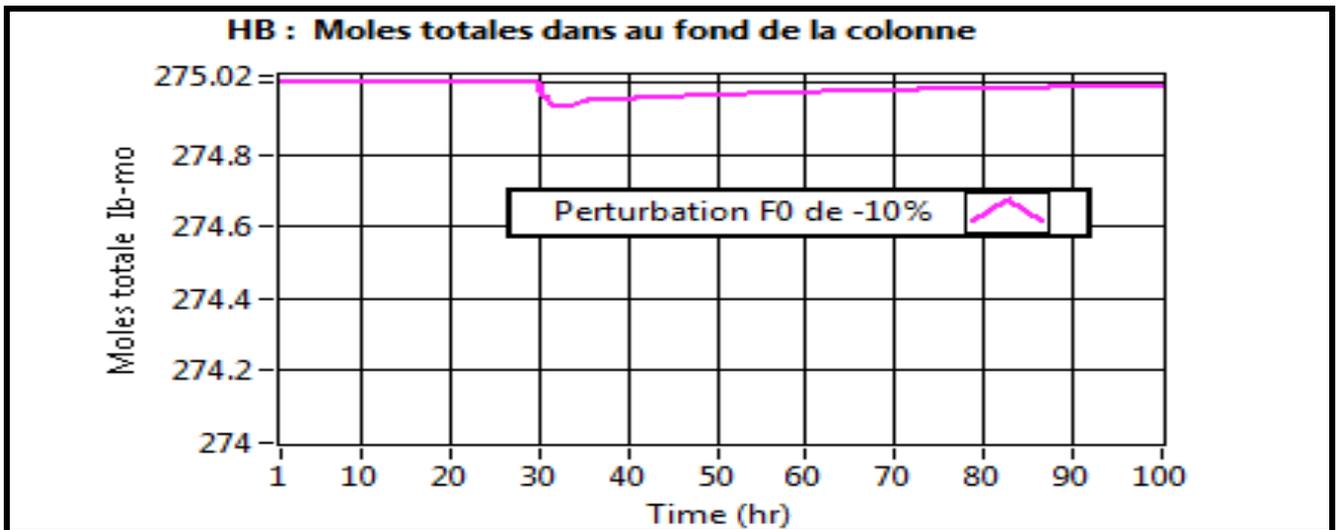
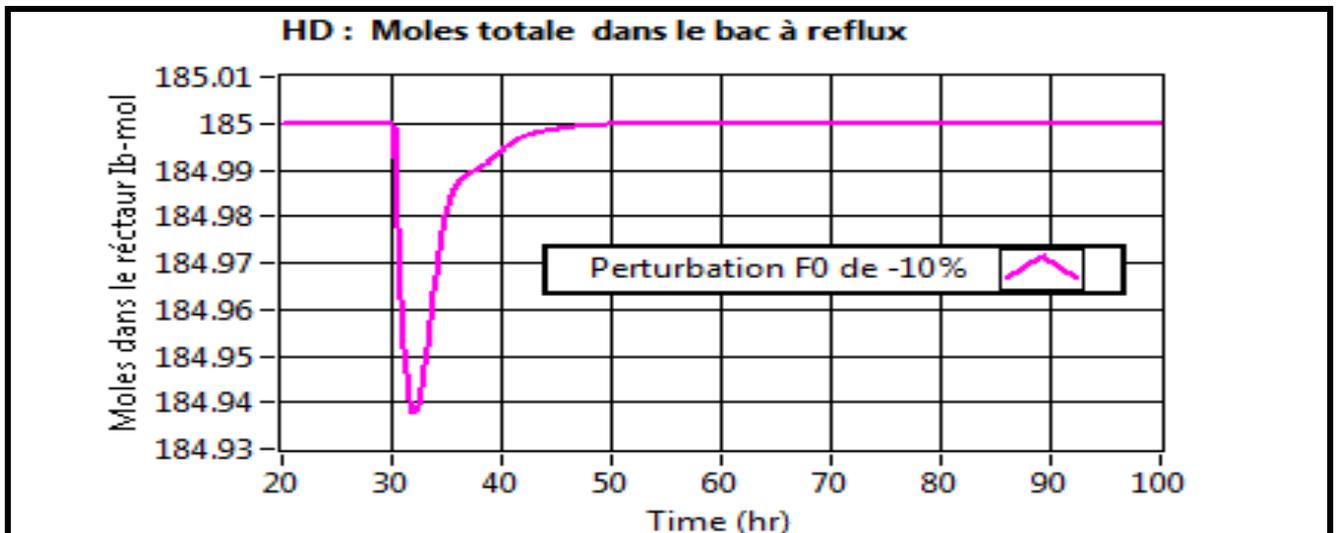


Figure 2.28: Réponse de la composition  $H_B$  du distillat



### 2.6.3. Conclusion

Le schéma de contrôle (1) permet bien de compenser les deux perturbations principales  $F_0$  et  $z_0$  mais son inconvénient est qu'il fait apparaître le phénomène "Snowball Effect" qui peut bien engendrer des problèmes au niveau des actionneurs et des conduites de recyclages. C'est pourquoi on devrait aussi tester les autres schémas de contrôle et retenir celui qui donne un effet de "Snowball" le plus atténué. Ce travail a été programmé au prochain PFE 2014/2015 "inchaallah".

## CONCLUSION GÉNÉRALE

Le but de notre projet de fin d'étude est d'étudier l'analyse de schémas alternatifs de contrôle d'un procédé industriel avec comme application un procédé de réacteur chimique exothermique couplé à une colonne de distillation.

Un décompte d'équations et variables globales du modèle mathématique du procédé montre que son degré de liberté est de six. Cela veut dire que pour maîtriser la conduite de ce procédé, il faut six boucles de régulations. Le choix des six grandeurs réglées est fixé par le cahier des charges lui-même dicté par les contraintes de la production. Mais le choix des grandeurs réglantes est fait de manière à minimiser au maximum les interactions entre les différentes boucles de régulation [3].

En conséquence nous avons proposés trois schémas de contrôle et on s'est limité à en tester, en simulation, uniquement un seul schéma. Les six régulateurs utilisés sont des PI. Le programme de base de simulation du procédé a été développé sur LabView par National Instrument [2] et présenté comme exemple de contrôle de procédés industriels dans la rubrique: "exemples". Nous avons apporté quelques modifications au niveau des fenêtres de la face avant et de du digramme du programme pour l'adapter à notre étude.

Ensuite et afin de tester le schéma de contrôle proposé, nous avons créé deux perturbations à l'entrée du procédé l'une sur le débit d'alimentation  $F_0$  et l'autre sur la composition en réactif  $z_0$ .

Les résultats de la simulation ont montré que les deux perturbations sont bien compensées pour les 6 boucles de régulations mais au détriment de grandes variations des débits de recyclage : débit d'alimentation  $F$  de la colonne de distillation, le débit distillat  $D$ , le débit de recyclage ou de reflux  $R$  et le débit de vapeur ascendant dans la colonne.

Ce phénomène est connu sous le nom de l'effet de la boule de neige ou "Snowball Effect" et peut être nuisible pour le procédé. En effet, il peut bien engendrer des problèmes au niveau des actionneurs et des conduites de recyclages

Donc le schéma de contrôle testé permet bien de compenser les deux perturbations principales  $F_0$  et  $z_0$  mais son inconvénient est qu'il fait apparaître le phénomène "Snowball Effect". C'est pourquoi on devrait aussi tester les autres schémas de contrôle puis retenir celui qui donne un effet de Snowball le plus atténué. Or ce travail a été réservé au prochain PFE 2014/2015"inchaallah".

# Références

[1]: Dale E. Seborg et all, 2004. Pocess Dynamics and control. Second Edition. John Wiley & Son, Inc.

[2] : National Instruments, 2012. LabVIEW™ Fondamental 1 et 2. Manuel de cours. USA.

[3]: Rabi M., 2004. Contribution à l' étude de la conduites d'ateliers d'évaporation de sucreries : Application à la sucrerie nationale de betteraves de Loukkos (SUNABEL), usine Ksar El Kebir. Thèse de doctorat d'état.

[4] :G.Stephanopoulus . Chemical process control: An introduction to theory and practice