

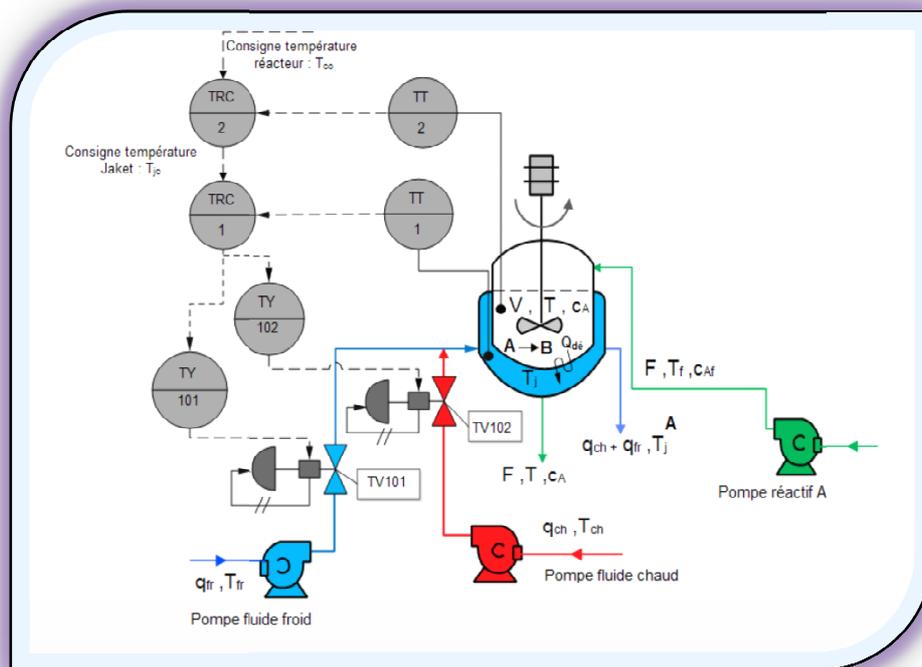


UNIVERSITE SIDI MOHAMED BEN ABDELLAH
ECOLE SUPERIUR DE TECHNOLOGIE -FES -
DEPARTEMENT GENIE DES PROCEDES
OPTION INDUSTRIES CHIMIQUES



Rapport de projet de fin d'étude

Simulation de la Conduite Automatisée d'un Réacteur Chimique à Cuve Parfaitement Agitée



Réalisé par : **Encadrée :**

- REMISSA Imane Mr. RABI
- FERGHASS Abdellatif

2013/2014

REMERCIEMENT

C'est avec notre enthousiasme le plus vif et le plus sincère que nous voudrions rendre mérite à toute personne qui a contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail.

Nos vifs remerciement a notre encadreur Mr. RABI MOHAMMED Docteur d'état en sciences appliquées , et Ingénieur en génie des procédés pour ses directives , pour son aide et son encouragement pour sa compétence, qui est malgré les occupations et les responsabilités qu'il assume, il a toujours eu le temps pour nous écouter, et nous conseiller et nous fournir la documentation nécessaire.

A toute l'équipe pédagogique de l'école supérieure de Technologie de Fèset les intervenants professionnels responsables de la formation génie des procédés, pour leurs temps précieux qu'ils nous ont toujours consacré durant deux années dans cet établissement.

Nous remercions enfin les membres de jury pour avoir accepté d'évaluer notre travail.



Merci

Abréviations :

- **EPAO** : Etude de Procèdes Assistée par Ordinateur.
- **CSTR** : Réacteur Chimique non Isotherme a Cuve Parfaitement Agitée
(Diabetic Continuous Stirred-Tank Reactor)
- **SNCC** : Système Numérique de Contrôle Commande.

Notations et symboles

Symboles	Signification (unité)
F	débit volumique (m³/h)
K₀	Gain (h⁻¹)
(-ΔH)	Chaleur de réaction (kcal/kgmol)
ΔE	Energie d'activation (kcal/kgmol)
C_p	Capacité calorifique de réactif (kcal/kg.K)
T_j	Température de la jacket (K)
C_{Af}	Concentration du réacteur (kgmol/m³)
U	Coefficient de transfert de chaleur (kcal/h.m².K)
A	Surface d'échange (m²)
ρ	Densité (kg/m³)

Table des matières

INTRODUCTION :	9
Première partie :	
1.1 Modélisation et simulation des procédés industriels :	12
Approche EPAO.	12
1.2 Modélisation d'un réacteur chimique non isotherme à cuve parfaitement agitée (CSTR) :	15
a. Modèle mathématique du réacteur sans régulation	
b. Simulation en régime stationnaire du réacteur	
Deuxième partie :	
2.1 MATLAB outil de simulation :	22
2.2 Proposition d'une stratégie de conduite du réacteur	22
2.3 Modèle mathématique du réacteur automatisé	24
2.4 Modèle de représentation d'état du réacteur et stabilité.....	25
2.5 Etude de l'influence et de la compensation des principales perturbations	33
Conclusion général	45
Référence	47

LISTE DES FIGURES

Première partie :

Figure 1.1 : Schéma simplifié d'un réacteur à cuve parfaitement agitée. **Erreur ! Signet non défini.**

Figure 1.2: Multiplicité de point de fonctionnement dans un réacteur chimique exothermique.....**Erreur ! Signet non défini.**

Figure 1.3: Multiplicité de point de fonctionnement dans un réacteur chimique exothermique.....**Erreur ! Signet non défini.**

Deuxième partie :

Figure 2.1 : Régulation en cascade et à échelle partagée de la température du réacteur au point de fonctionnement instable.....**Erreur ! Signet non défini.**

Figure 2.2: Régulation en cascade et à échelle partagée de la température du réacteur au point de fonctionnement instable.....**Erreur ! Signet non défini.**

Figure 2.3: Schéma fonctionnel du réacteur sans régulation **Erreur ! Signet non défini.**

Figure 2.4: Schéma fonctionnel du réacteur automatisé : régulation à échelle partagée de la température T_j de la Jacket et en cascade de la température T dans le réacteur.**Erreur ! Signet non défini.**

Figure 2.5: Evolution des variables d'état T_j , CA , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une augmentation de $+1^\circ\text{C}$ de T_f . Sans régulation de température du réacteur.....**Erreur ! Signet non défini.**

Figure 2.6: Evolution des variables d'état T_j , CA , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une augmentation de $+1^\circ\text{C}$ de T_f . Sans régulation de température du réacteur.....**Erreur ! Signet non défini.**

Figure 2.7: Evolution des variables d'état T_j , CA , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une diminution de -1°C de T_f . Sans régulation de température du réacteur.**Erreur ! Signet non défini.**

Figure 2.8: Evolution des variables d'état T_j , CA , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une diminution de -1°C de T_f . Avec régulation de la température du réacteur.**Erreur ! Signet non défini.**

Figure 2.9 : Evolution des variables d'état T_j , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite une multiplication de la concentration du réactif $CA_f \times 0,96$. Sans régulation de température du réacteur.....**Erreur ! Signet non défini.**

Figure 2.10 : Evolution des variables d'état T_j , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une augmentation de la concentration du réactif. Avec régulation de la température du réacteur.....**Erreur ! Signet non défini.**

- Figure 2.11: Evolution des variables d'état T_j , CA, T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite une augmentation de débit F d'alimentation. Sans régulation de température du réacteur.....**Erreur ! Signet non défini.**
- Figure 2.12 : Evolution des variables d'état T_j , CA, T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une augmentation de débit F. Avec régulation de la température du réacteur.**Erreur ! Signet non défini.**
- Figure 2.13 : Evolution des variables d'état T_j , CA, T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une diminution de $-15\text{ }^\circ\text{C}$ de la température froid d'eau de refroidissement du réactif .Sans régulation de température du réacteur..**Erreur ! Signet non défini.**
- Figure 2.14: Evolution des variables d'état T_j , CA, T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite une diminution de $-15\text{ }^\circ\text{C}$ de la température froid d'eau de refroidissement du réactif. Avec régulation de la température du réacteur.**Erreur ! Signet non défini.**
- Figure 2.15: Evolution des variables d'état T_j , CA, T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une diminution de $-15\text{ }^\circ\text{C}$ de la température chaud d'eau de chauffage réactif .Sans régulation de température du réacteur**Erreur ! Signet non défini.**
- Figure 2.16: Evolution des variables d'état T_j , CA, T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite une diminution de $-15\text{ }^\circ\text{C}$ de la température chaud d'eau de chauffage réactif. Avec régulation de la température du réacteur.**Erreur ! Signet non défini.**

TABLEAUX

Tableau 1.1 Paramètres de fonctionnement du réacteur pour trois cas.....16

Tableau 2.1 Paramètres de fonctionnement du réacteur relatif aux fluides chaud et froid.....31

INTRODUCTION

En industrie chimique la conduite d'un réacteur chimique exothermique est délicate à cause de ses problèmes de sécurité rencontrés et de la possibilité de son comportement exotique. En effet, à cause de la multiplicité du point de fonctionnement de cet appareil, il peut présenter un phénomène d'hystérésis dans son fonctionnement (emballement : allumage/extinction du réacteur).

Des études ont montré que le point de fonctionnement désiré de ce réacteur est instable, et la moindre perturbation sur ses paramètres de fonctionnement peut emballer le réacteur soit vers un point chaud de grand rendement ou vers un point froid de faible rendement [1], [3]. Ce qui rend la conduite de cet appareil délicate, et donc il est indispensable qu'il soit entièrement automatisé autour du point de fonctionnement désiré.

Ce travail constitue la deuxième partie de l'étude en simulation de la conduite automatisée d'un réacteur chimique à cuve parfaitement agitée 'CSTR'. Dans lequel se déroule une réaction chimique de premier ordre exothermique. Plus précisément dans cette partie, nous allons proposer une stratégie de contrôle automatique permettant de stabiliser la température du réacteur au point de fonctionnement instable pour l'empêcher de s'emballer vers un point de fonctionnement chaud ou froid. Dans ce cas nous aurons besoin de deux fluides utilitaires chaud pour chauffer ou froid pour refroidir le réacteur à travers une double enveloppe ou Jacket. Ce qui nous suggère de penser à une régulation à échelle partagée d'une part de la température de la Jacket et d'autre part à une régulation de la température du réacteur en cascade sur la température de la Jacket.

Pour tester les performances de cette stratégie de conduite automatique du réacteur, nous utilisons comme outil de simulation le logiciel Matlab qui est un environnement destiné au calcul scientifique et avec lequel on peut réaliser des simulations de la dynamique des systèmes ou procédés industriels.

Matlab est peu utilisé en génie des procédés et la mise en œuvre des simulations des procédés industriels par Matlab est délicate, c'est ce que nous avons constaté dans notre travail. En conséquence, les applications de Matlab en génie des procédés nécessitent une double compétence : Programmation en Matlab/Simulink et modélisation des phénomènes physico-chimiques rencontrés en génie des procédés. Ainsi ce rapport est structuré comme suit :

Au préalable nous avons présenté une brève étude bibliographique. L'étude a été ensuite consacrée à la modélisation et simulation du réacteur complètement automatisé face aux principales perturbations qui peuvent l'embêter au point de fonctionnement. Ce qui a permis d'évaluer les performances de la stratégie de contrôle ainsi proposée.



*I. Première partie :
Etude bibliographique*

L'étude bibliographique a été effectuée dans un travail antérieur [4]. Nous nous limitons ici à reprendre la présentation de l'intérêt de l'étude des procédés assistée par ordinateur ainsi que les équations du modèle sans régulation et à rappeler les principaux résultats que les auteurs ont obtenus.

1. 1. Modélisation et simulation des procédés industriels :Approche EPAO.

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 fidèlement 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 déterminé.

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 fermée, 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 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.

1.2. Modélisation d'un réacteur chimique non isotherme à cuve parfaitement agitée (CSTR) :

a. Modèle mathématique du réacteur sans régulation

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 tel appareil est représenté sur la figure 1.1.

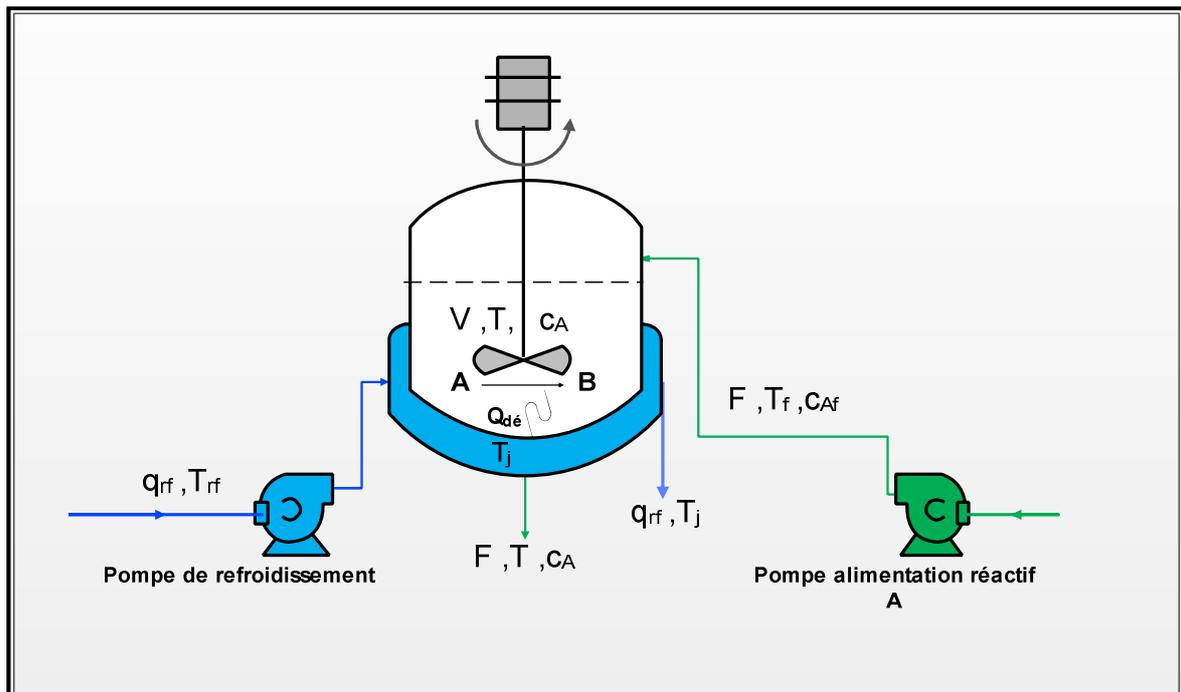


Figure 1.1 : Schéma simplifié d'un réacteur à cuve parfaitement agitée

Hypothèses :

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

➤ **Bilan de matière partiel du réactif A:**

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{F}{V} (C_{Af} - C_A) - k.C_A \quad (1.1)$$

➤ **Bilan thermique du réacteur :**

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F}{V} (T_f - T) - \frac{\Delta H}{\ell C_p} .k.C_A - \frac{UA}{V\ell C_p} (T - T_j) \quad (1.2)$$

b. Simulation en régime stationnaire du réacteur :

La simulation du réacteur consiste à résoudre le système formé des équations de son modèle (1.1 à 1.2), le point de fonctionnement en régime stationnaire est obtenu en résolvant ce système pour $\frac{dC_A}{dt} = 0$ et $\frac{dT}{dt} = 0$ soit :

$$0 = \frac{F}{V} (C_{Af} - C_A) - k.C_A \quad (1.3)$$

$$0 = \frac{F}{V} (T_f - T) - \frac{\Delta H}{\ell C_p} .k.C_A - \frac{UA}{V\ell C_p} (T - T_j) \quad (1.4)$$

Les auteurs ont effectué la simulation avec la routine **fsolve ('cstr_ss', x0)** de Matlab qui utilise les méthodes quasi-Newton et Levenberg-Marquardt (B. W Bequette, 1998). Où '**cstr_ss**' est un sous-programme fonction qui évalue les valeurs des équations (1.3) et (1.4) du modèle statique à chaque couple de valeurs (C_A , T) et $X_0 = [C_{A0}; T_0]$ est le point initial.

Pour le jeu de paramètres du tableau (1.1) (cas 2) et en partant respectivement des conditions initiaux $X_0 = [C_{A0} = 9 \text{ kgmol/m}^3 ; T_0 = 300 \text{ K}]$, $x_0 = [C_{A0} = 5 \text{ kgmol/m}^3 ; T_0 = 350 \text{ K}]$ et

$X_0 = [C_{A0} = 1 \text{ kgmol/m}^3; T_0 = 450 \text{ K}]$, on trouve trois points de fonctionnements possibles :

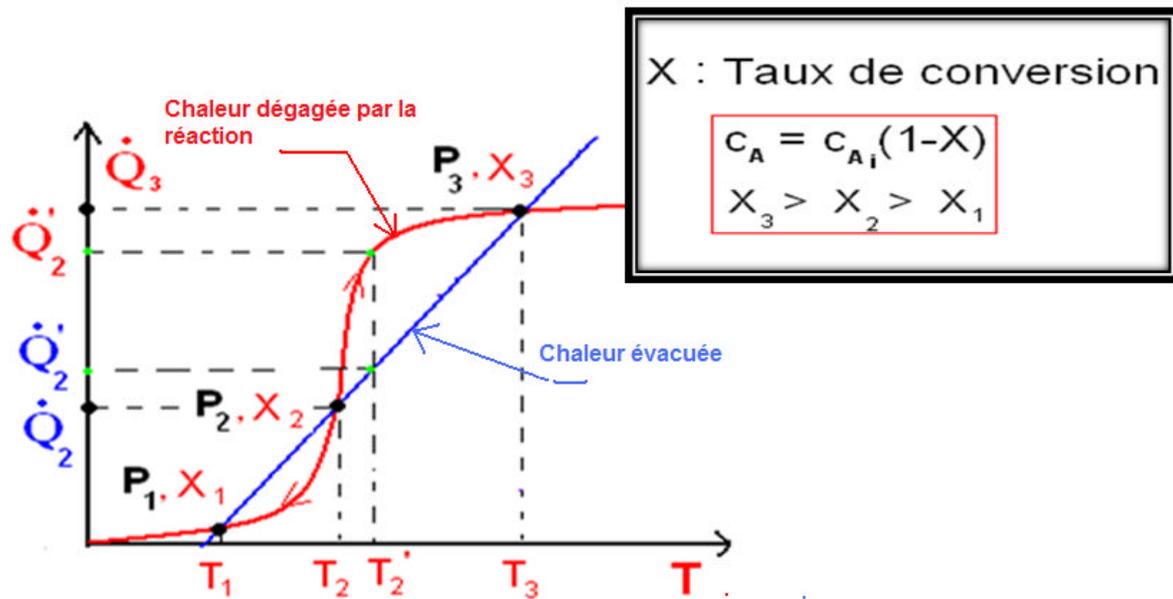
- ✓ $[C_{As}, T_s] = [8.5636 \text{ kgmol/m}^3, 311.1710 \text{ K}]$: un point de fonctionnement de grande concentration et donc de faible conversion.
- ✓ $[C_{As}, T_s] = [5.5179 \text{ kgmol/m}^3, 339.0971 \text{ K}]$: un point de fonctionnement intermédiaire.
- ✓ $[C_{As}, T_s] = [2.3589 \text{ kgmol/m}^3, 368.0629 \text{ K}]$: un point de fonctionnement de faible concentration et donc de grande conversion.

Tableau 1.1 : Paramètres de fonctionnement du réacteur pour trois cas :

Paramètres	cas 1	cas 2	cas 3
F/V, h ⁻¹	1	1	1
K ₀ , h ⁻¹	14,825*3600	9,703*3600	18,194*3600
(-ΔH), kcal/kgmol	5215	5960	8195
ΔE, kcal/kgmol	11,843	11,843	11,843
ρC _p , kcal/(m ³ .K)	500	500	500
T _f (°C)	25	25	25
C _{Af} , (kgmol/m ³)	10	10	10
UA/V, kcal/(m ³ .°C.h)	250	150	750
T _j (°C)	25	25	25

Quel que soit le point initial x_0 ou point de départ, les auteurs n'ont trouvé qu'un point de fonctionnement parmi ces trois. Ce qui montre que ce sont les seuls points de fonctionnement possibles du réacteur pour le jeu de paramètres adoptés. Le point de fonctionnement intermédiaire est instable, résultat qu'ils ont confirmé par simulation en montrant qu'au moins une valeur propre de la matrice d'état du réacteur est négative.

Graphiquement ceci signifie que si on trace les courbes des deux chaleurs dégagée par la réaction et absorbée par le fluide de refroidissement [4] (Figure 1.2) , on trouve trois point de fonctionnement . Le point intermédiaire (2) est instable.



Trois points de fonctionnement possibles P_1, P_2 et P_3

Figure 1.2 : Multiplicité de point de fonctionnement dans un réacteur chimique exothermique

- Une autre façon de comprendre l'unicité des deux points de fonctionnement stable, basse et haute température, est de faire varier les conditions initiales et à chaque fois déterminer, par simulation en régime dynamique, l'état stationnaire vers lequel évoluera le réacteur (Figure 1.3).

- On note que pour les conditions initiales de faible concentration (0.5 kgmol/m^3) et des températures entre 300 K et 365 K le réacteur évolue vers le point de fonctionnement stable (1) de basse température et faible conversion : $[C_{As}, T_s] = [8.5636 \text{ kgmol/m}^3, 311.1710 \text{ K}]$. Au-delà de 365 K, le réacteur évolue vers le point de fonctionnement stable (3) de haute température et forte conversion : $[C_{As}, T_s] = [2.3589 \text{ kgmol/m}^3, 368.0629 \text{ K}]$.

- Par ailleurs, si on parte d'une grande concentration (9.5 kgmol/m^3) et des températures entre 300 K et 325 K le réacteur évolue vers le point de fonctionnement stable (1). Au-delà de 325 K, le réacteur évolue vers le point de fonctionnement stable (3). Une fois, au voisinage de 340 K, un grand dépassement de température au-delà de 425 K se produit d'abord avant que le réacteur se stabilisera en régime stationnaire au point de fonctionnement chaud (3). Ce dépassement peut même atteindre parfois 500 K pour les grandes températures initiales. Ceci met en cause de grands problèmes de sécurité. En effet, à cette température, il pourrait se produire des réactions de décomposition qui toucheraient directement la qualité du produit fabriqué. Donc l'analyse dans le plan de phase montre clairement les conditions initiales à éviter et qui peuvent engendrer de tels problèmes.

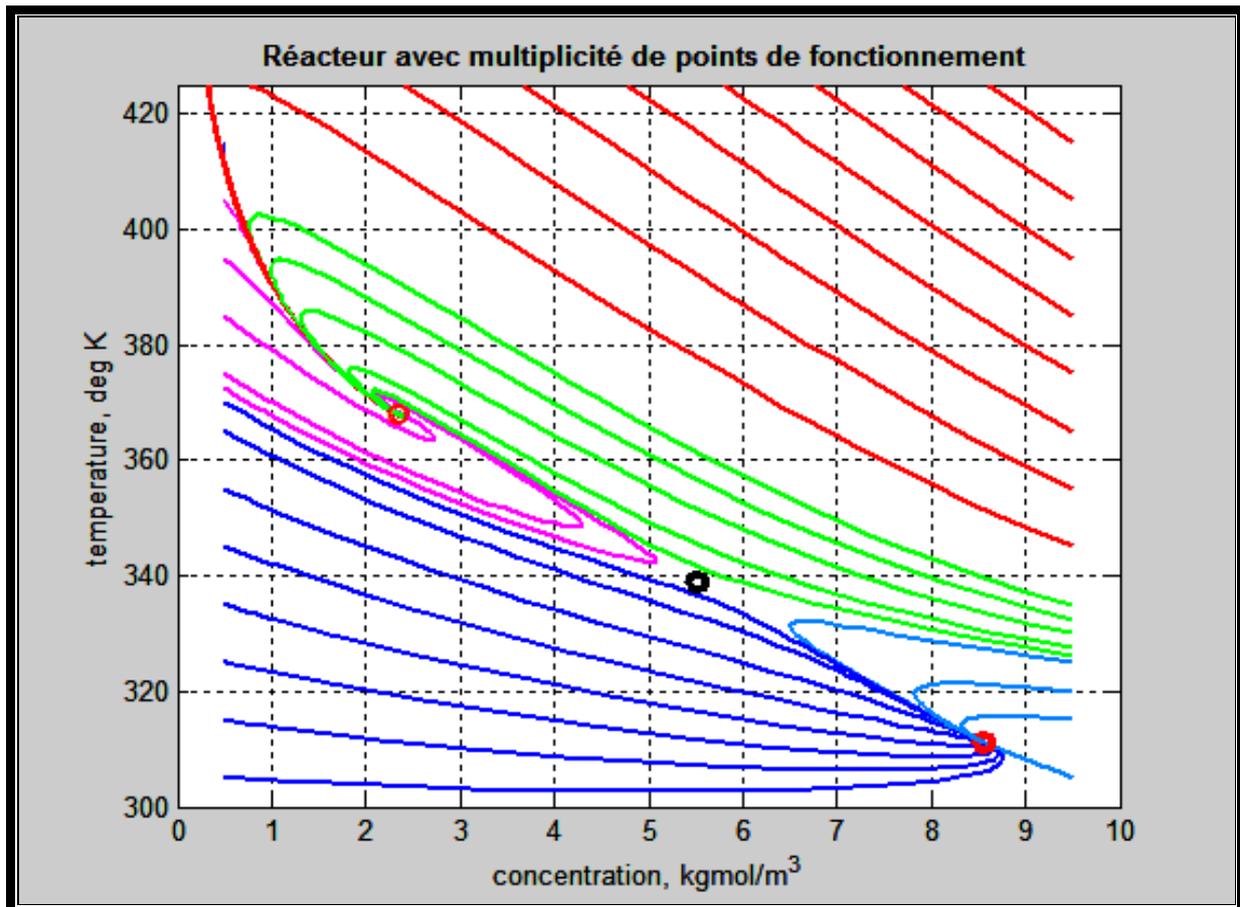


Figure 1.3 : Plan de phase du réacteur obtenu pour différentes conditions initiales.

Aussi, on note bien qu'aucune condition initiale ne converge vers le point de fonctionnement intermédiaire (2) : $[C_{As}, T_s] = [5.5179 \text{ kgmol/m}^3, 339.0971 \text{ K}]$. Ce qui montre clairement que ce point est bien instable. Donc, le réacteur ne pourrait fonctionner à ce point de fonctionnement qu'avec un contrôle en boucle fermée de la température. Aussi, le contrôle en boucle fermée permettra de stopper, pour certaines conditions initiales, les grands dépassements de températures si on décide de travailler avec le point de fonctionnement stable (2). L'étude du contrôle du réacteur fera l'objet du présent travail.

II. Deuxième partie :

Etude de la conduite automatique d'un réacteur chimique exothermique non isotherme à cuve parfaitement agitée(CSTR)

2.1 MATLAB outil de simulation :

L'outil de simulation que nous allons utiliser dans ce travail est MATLAB [2],[3] qui est à la fois un langage de programmation et un environnement de développement développé et commercialisé par la société américaine The Math Works. MATLAB est utilisé dans les domaines de l'éducation, de la recherche et de l'industrie pour le calcul numérique mais aussi dans les phases de développement de projets.

MATLAB est un environnement puissant, complet et facile à utiliser destiné au calcul scientifique. Il apporte aux ingénieurs, chercheurs et à tout scientifique un système interactif intégrant calcul numérique et visualisation. C'est un environnement performant, ouvert et programmable qui permet de remarquables gains de productivité et de créativité.

MATLAB comprend aussi un ensemble d'outils spécifiques à des domaines, appelés Toolboxes (ou Boîtes à Outils). Indispensables à la plupart des utilisateurs, les Boîtes à Outils sont des collections de fonctions qui étendent l'environnement MATLAB pour résoudre des catégories spécifiques de problèmes. Les domaines couverts sont très variés et comprennent notamment le traitement du signal, l'automatique, l'identification de systèmes, les réseaux de neurones, la logique floue, le calcul de structure, les statistiques, etc.

MATLAB fait également partie d'un ensemble d'outils intégrés dédiés au Traitement du Signal.

2.2 Proposition d'une stratégie de conduite du réacteur

Le but de notre travail est d'étudier une bonne conduite automatisée du réacteur en question, lui permettant de travailler à la température du point de fonctionnement instable pour les raisons qui ont été expliquées précédemment.

L'étude de sensibilité du réacteur face aux principales perturbations [4] :

$T_f, T_j, (F/V), C_{Af}$, a montré que ce réacteur peut s'emballer vers un point de

fonctionnement stable chaud ou froid. Donc pour réguler la température du réacteur

au point de fonctionnement instable, nous aurons besoin de deux fluides chaud, pour chauffer, et froid pour refroidir. Ce qui nous conduit à penser à une régulation chaud/froid à échelle partagée. Les fluides chaud et froid que nous avons choisis pour cette étude sont tout simplement de l'eau chaude et froide dont les débits et températures sont respectivement q_{ch} , T_{ch} pour l'eau chaude et q_{fr} , T_{fr} pour l'eau froide. Les grandeurs réglantes seront donc q_{ch} et q_{fr} (Figure 2.1). Or généralement, ces grandeurs peuvent subir des fluctuations dues aux pressions de refoulements des deux pompes ce qui est nuisible pour la régulation et donc de la stabilité en boucle fermée du réacteur. Dans ce cas, le choix d'une boucle de régulation en cascade sur grandeur intermédiaire T_j se justifie. Cette stratégie de régulation (Figure 2.2) est une meilleure solution pour compenser les fluctuations sur les grandeurs réglantes et toute autre perturbation sur la température du réacteur.

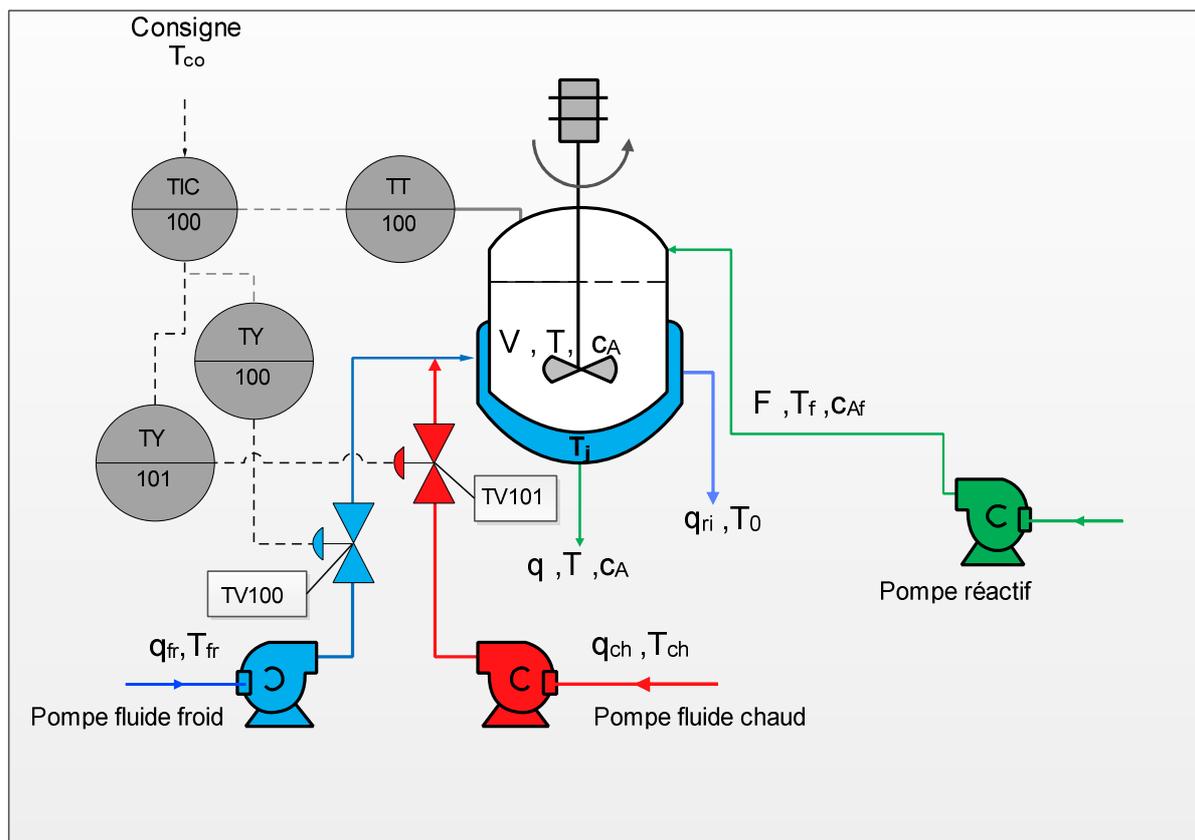


Figure 2.1 : Régulation en cascade et à échelle partagée de la température du réacteur au point de fonctionnement instable.

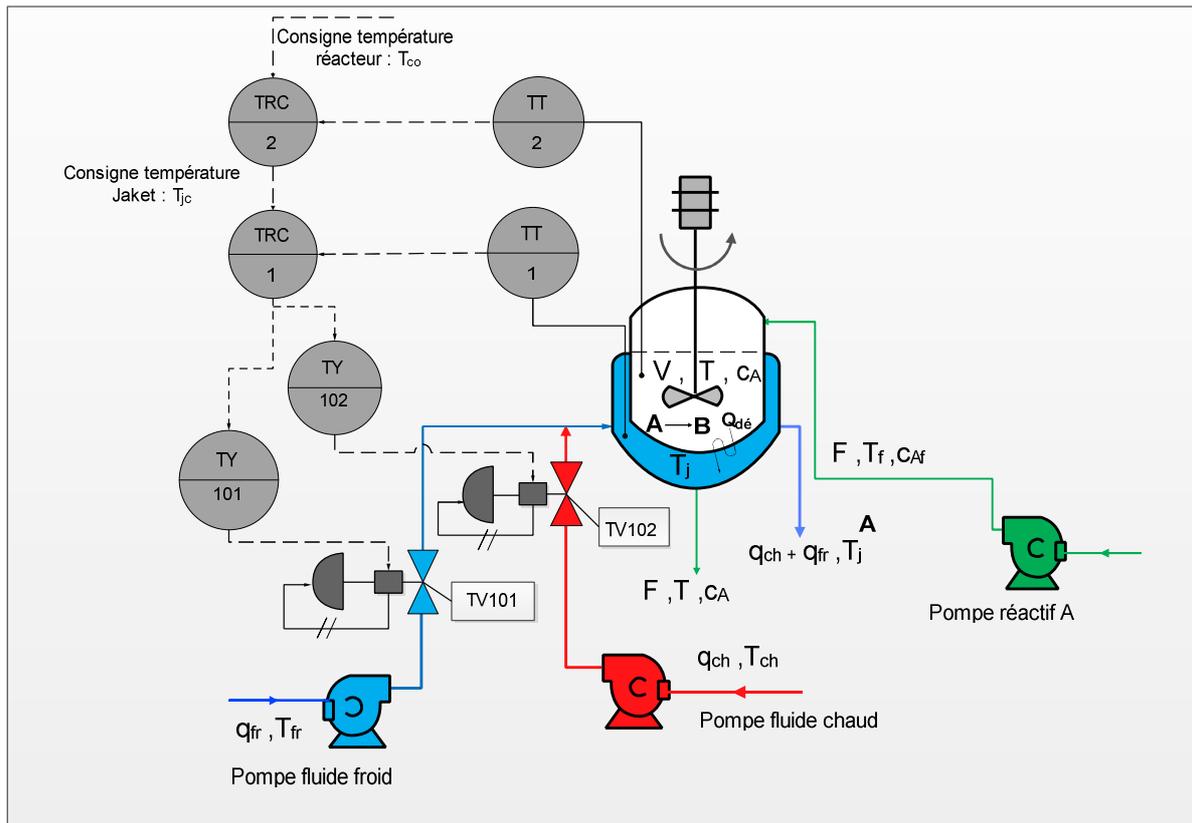


Figure 2.2 : Régulation en cascade et à échelle partagée de la température du réacteur au point de fonctionnement instable.

2.3 Modèle mathématique du réacteur automatisé

Le point de fonctionnement instable du réacteur est stabilisé par régulation automatique à échelle partagée de la température T_j de la Jacket et en cascade sur grandeur intermédiaire de la température T dans le réacteur.

▪ **Bilan de matière partiel du réactif A:**

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{F}{V} (C_{Af} - C_A) - k \cdot C_A \quad (2.1)$$

▪ **Bilan thermique du réacteur :**

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F}{V} (T_f - T) - \frac{\Delta H}{\ell C_p} \cdot k \cdot C_A - \frac{UA}{V \ell C_p} (T - T_j) \quad (2.2)$$

▪ Bilan thermique de la carcasse de la (Jacket) du réacteur.

$$\frac{dT_j}{dt} = \frac{q_{ch}c_{pe}(T_{ch} - T_j) + q_{fr}c_{pe}(T_{fr} - T_j) - UA(T_j - T)}{c_M} \quad (2.3)$$

▪ Equations régulateurs :

$$\frac{dI_1}{dt} = \frac{K_{R1}(T_{jc} - T_j)}{T_{i1}} \quad (2.4)$$

$$\frac{dI_2}{dt} = \frac{K_{R2}(T_s - T)}{T_{i2}} \quad (2.5)$$

$$u = u_0 + K_{R1}(T_{jc} - T_j) + I_1 ; \quad ov_c = u ; \quad ov_f = 100 - u$$

$$q_{ch} = q_{chm} \cdot ov_c / 100 ; \quad q_{fr} = q_{frm} \cdot ov_f / 100 ;$$

$$T_{jc} = T_{js} + K_{R2}(T_s - T) + I_2$$

2.4 Modèle de représentation d'état du réacteur et stabilité

On cherche une représentation d'état du réacteur avec comme entrées uniquement les perturbations, c'est-à-dire toute autre entrée autre que q_{ch} et q_{fr} qui sont ici des entrées commandables.

:

$$\begin{aligned}
 x_1 &= C_A \text{ et } X_1 = C_A - C_{As} ; x_2 = T \text{ et } X_2 = T - T_s ; x_3 = T_j \text{ et } X_3 = T_j - T_{js} \\
 X &= \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \\ X_3 \end{bmatrix} ; u_1 = C_{Af} \text{ et } U_1 = C_{Af} - C_{Afs} ; u_2 = T_f \text{ et } U_2 = T_f - T_{fs} ; \\
 u_3 &= \frac{F}{V} \text{ et } U_3 = \frac{F}{V} - \left(\frac{F}{V}\right)_s ; u_4 = T_{ch} \text{ et } U_4 = T_{ch} - T_{chs} ; u_5 = T_{fr} \text{ et } U_5 = T_{fr} - T_{frs} \\
 u_6 &= c_M \text{ et } U_6 = c_M - c_{Ms} ; u_7 = UA \text{ et } U_7 = UA - (UA)_s ; u_8 = q_{ch} \text{ et } U_8 = q_{ch} - q_{chs} \\
 u_9 &= q_{fr} \text{ et } U_9 = q_{fr} - q_{frs} \\
 U &= \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \\ U_3 \\ U_4 \\ U_5 \\ U_6 \\ U_7 \\ U_8 \\ U_9 \end{bmatrix} ; Y = \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \\ X_3 \end{bmatrix} ; x = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \end{bmatrix} ; x_s = \begin{bmatrix} x_{1s} \\ x_{2s} \\ x_{3s} \end{bmatrix} ; u = \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \\ u_4 \\ u_5 \\ u_6 \\ u_7 \\ u_8 \\ u_9 \end{bmatrix} ; u_s = \begin{bmatrix} u_{1s} \\ u_{2s} \\ u_{3s} \\ u_{4s} \\ u_{5s} \\ u_{6s} \\ u_{7s} \\ u_{8s} \\ u_{9s} \end{bmatrix}
 \end{aligned}$$

Avec ces notations les équations (2.1),(2.2) et (2.3) deviennent donc :

$$f_1(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3, u_4, u_5) = \frac{dx_1}{dt} = \frac{dX_1}{dt} = u_3(u_1 - x_1) - k(x_2)x_1 \quad (2.6)$$

$$f_2(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3, u_4, u_5) = \frac{dx_2}{dt} = \frac{dX_2}{dt} = u_3(u_2 - x_2) - \frac{\Delta H}{lC_p} k(x_2)x_1 - \frac{u_7}{VlC_p}(x_2 - x_3) \quad (2.7)$$

$$f_3(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3, u_4, u_5) = \frac{dx_3}{dt} = \frac{dX_3}{dt} = \frac{u_8 c_{pe}(u_4 - x_3) + u_9 c_{pe}(u_5 - x_3) - u_7(x_3 - x_2)}{u_6} \quad (2.8)$$

En linéarisant le système d'équations (2.6)à (2.8) autour du régime stationnaire, on obtient :

$$\begin{aligned}
f_1(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3, u_4, u_5, u_6, u_7, u_8, u_9) &= f_1(x_{1s}, x_{2s}, u_{1s}, u_{2s}, u_{3s}, u_{4s}, u_{5s}, u_{6s}, u_{7s}, u_{8s}, u_{9s}) \\
&+ \sum_1^3 \frac{\partial f_1}{\partial x_i}(x_s, u_s)(x_i - x_{is}) + \sum_1^9 \frac{\partial f_1}{\partial u_i}(x_s, u_s)(u_i - u_{is}) \\
f_2(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3, u_4, u_5, u_6, u_7, u_8, u_9) &= f_2(x_{1s}, x_{2s}, u_{1s}, u_{2s}, u_{3s}, u_{4s}, u_{5s}, u_{6s}, u_{7s}, u_{8s}, u_{9s}) \\
&+ \sum_1^3 \frac{\partial f_2}{\partial x_i}(x_s, u_s)(x_i - x_{is}) + \sum_1^9 \frac{\partial f_2}{\partial u_i}(x_s, u_s)(u_i - u_{is}) \\
f_3(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3, u_4, u_5, u_6, u_7, u_8, u_9) &= f_3(x_{1s}, x_{2s}, u_{1s}, u_{2s}, u_{3s}, u_{4s}, u_{5s}, u_{6s}, u_{7s}, u_{8s}, u_{9s}) \\
&+ \sum_1^3 \frac{\partial f_3}{\partial x_i}(x_s, u_s)(x_i - x_{is}) + \sum_1^9 \frac{\partial f_3}{\partial u_i}(x_s, u_s)(u_i - u_{is})
\end{aligned}$$

Or en régime stationnaire on a :

$$\begin{aligned}
f_1(x_{1s}, x_{2s}, u_{1s}, u_{2s}, u_{3s}, u_{4s}, u_{5s}, u_{6s}, u_{7s}, u_{8s}, u_{9s}) &= 0. \\
f_2(x_{1s}, x_{2s}, u_{1s}, u_{2s}, u_{3s}, u_{4s}, u_{5s}, u_{6s}, u_{7s}, u_{8s}, u_{9s}) &= 0. \\
f_3(x_{1s}, x_{2s}, u_{1s}, u_{2s}, u_{3s}, u_{4s}, u_{5s}, u_{6s}, u_{7s}, u_{8s}, u_{9s}) &= 0.
\end{aligned}$$

D'où on obtient :

$$\begin{aligned}
f_1(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3, u_4, u_5, u_6, u_7, u_8, u_9) &= \frac{dX_1}{dt} = (-u_{3s} - k(x_{2s}))X_1 - x_{1s} \frac{dk}{dx_2}(x_{2s})X_2 \\
&+ (u_{1s} - x_{1s})U_3 + u_{3s}U_1 \quad (2.9)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
f_2(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3, u_4, u_5, u_6, u_7, u_8, u_9) &= \frac{dX_2}{dt} = -\frac{\Delta H}{\ell C_p} k(x_{2s})X_1 - (u_{3s} + \frac{\Delta H}{\ell C_p} x_{1s} \frac{dk}{dx_2}(x_{2s})) \\
&+ \frac{u_{7s}}{V\ell C_p} X_2 + \frac{u_{7s}}{V\ell C_p} X_3 + u_{3s}U_2 + (u_{2s} - x_{2s})U_3 - \frac{(x_{2s} - x_{3s})}{V\ell C_p} U_7 \quad (2.10)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
f_3(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3, u_4, u_5, u_6, u_7, u_8, u_9) &= \frac{dX_3}{dt} \\
&= \frac{u_{7s} X_2 - (q_{ch} c_{pe} + q_{fr} c_{pe} + u_{7s}) X_3 + q_{ch} c_{pe} U_4 + q_{fr} c_{pe} U_5}{u_{6s}} + \\
&\frac{q_{ch} c_{pe} (u_{4s} - x_{3s}) + q_{fr} c_{pe} (u_{5s} - x_{3s}) - u_{7s} (x_{3s} - x_{2s})}{u_{6s}^2} U_6 - \frac{(x_{3s} - x_{2s}) U_7}{u_{6s}} + \frac{c_{pe} (u_{4s} - x_{3s})}{u_{6s}} U_8 \\
&+ \frac{c_{pe} (u_{5s} - x_{3s})}{u_{6s}} U_9
\end{aligned} \tag{2.11}$$

Ou encore sous forme d'une représentation d'état :

$$\begin{aligned}
\frac{dX_1}{dt} &= A_{11} X_1 + A_{12} X_2 + A_{13} X_3 + B_{11} U_1 + B_{12} U_2 + B_{13} U_3 + B_{14} U_4 + B_{15} U_5 \\
&+ B_{16} U_6 + B_{17} U_7 + B_{18} U_8 + B_{19} U_9
\end{aligned} \tag{2.12}$$

$$\begin{aligned}
\frac{dX_2}{dt} &= A_{21} X_1 + A_{22} X_2 + A_{23} X_3 + B_{21} U_1 + B_{22} U_2 + B_{23} U_3 + B_{24} U_4 + B_{25} U_5 \\
&+ B_{26} U_6 + B_{27} U_7 + B_{28} U_8 + B_{29} U_9
\end{aligned} \tag{2.13}$$

$$\begin{aligned}
\frac{dX_3}{dt} &= A_{31} X_1 + A_{32} X_2 + A_{33} X_3 + B_{31} U_1 + B_{32} U_2 + B_{33} U_3 + B_{34} U_4 + B_{35} U_5 \\
&+ B_{36} U_6 + B_{37} U_7 + B_{38} U_8 + B_{39} U_9
\end{aligned} \tag{2.14}$$

On pose comme sorties : $Y_1 = X_1$; $Y_2 = X_2$; $Y_3 = X_3$

Soit sous forme de représentation d'état :

$$\frac{dX}{dt} = A.X + B.U$$

$$Y = C.X + D.U$$

Avec :

$$A = \begin{bmatrix} A_{11} & A_{12} & A_{13} \\ A_{21} & A_{22} & A_{23} \\ A_{31} & A_{32} & A_{33} \end{bmatrix} ; B = \begin{bmatrix} B_{11} & B_{12} & B_{13} & B_{14} & B_{15} & B_{16} & B_{17} & B_{18} & B_{19} \\ B_{21} & B_{22} & B_{23} & B_{24} & B_{25} & B_{26} & B_{27} & B_{28} & B_{29} \\ B_{31} & B_{32} & B_{33} & B_{34} & B_{35} & B_{36} & B_{37} & B_{38} & B_{39} \end{bmatrix}$$

$$C = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} ; D = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$A_{11} = (-u_{3s} - k(x_{2s})) = -\left(\left(\frac{F}{V}\right)_s + k.(T_s)\right) ; A_{12} = -x_{1s} \frac{dk}{dx_2}(x_{2s}) = -C_{As} \cdot \frac{dk}{dT}(T_s) ; A_{13} = 0. ;$$

$$B_{11} = u_{3s} = \left(\frac{F}{V}\right)_s ; B_{12} = B_{14} = B_{15} = B_{16} = B_{17} = 0 ; B_{13} = (u_{1s} - x_{1s}) = (C_{Afs} - C_{As})$$

$$A_{21} = -\frac{\Delta H}{lC_p} \cdot k(x_{2s}) = -\frac{\Delta H}{lC_p} \cdot k(T_s)$$

$$A_{22} = -(u_{3s} + \frac{\Delta H}{lC_p} \cdot x_{1s} \frac{dk}{dx_2}(x_{2s}) + \frac{u_{7s}}{VlC_p}) = -\left(\left(\frac{F}{V}\right)_s + \frac{\Delta H}{lC_p} \cdot C_{As} \frac{dk}{dT}(T_s) + \frac{(UA)_s}{VlC_p}\right)$$

$$A_{23} = \frac{u_{7s}}{VlC_p} = \frac{(UA)_s}{VlC_p} ; B_{22} = u_{3s} = \left(\frac{F}{V}\right)_s ; B_{23} = (u_{2s} - x_{2s}) = (T_{fs} - T_s) ;$$

$$B_{27} = -\frac{(x_{2s} - x_{3s})}{VlC_p} = -\frac{(T_s - T_{js})}{VlC_p} ; B_{21} = B_{24} = B_{25} = B_{26} = B_{18} = B_{28} = B_{19} = B_{29} = 0$$

$$A_{31} = 0. ; A_{32} = \frac{u_{7s}}{u_{6s}} = \frac{(UA)_s}{c_{Ms}} ; A_{33} = \frac{-(q_{chs}c_{pe} + q_{frs}c_{pe} + u_{7s})}{u_{6s}} = \frac{-(q_{chs}c_{pe} + q_{frs}c_{pe} + (UA)_s)}{c_{Ms}}$$

$$B_{31} = B_{32} = B_{33} = 0. , B_{34} = \frac{q_{chs}c_{pe}}{u_{6s}} = \frac{q_{chs}c_{pe}}{c_{Ms}} ; B_{35} = \frac{q_{frs}c_{pe}}{u_{6s}} = \frac{q_{frs}c_{pe}}{c_{Ms}} ;$$

$$B_{36} = -\frac{q_{chs}c_{pe}(u_{4s} - x_{3s}) + q_{frs}c_{pe}(u_{5s} - x_{3s}) - u_{7s}(x_{3s} - x_{2s})}{u_{6s}^2}$$

$$B_{36} = -\frac{q_{chs}c_{pe}(T_{chs} - T_{js}) + q_{frs}c_{pe}(T_{frs} - T_{js}) - (UA)_s(T_{js} - T_s)}{c_{Ms}^2} ; B_{37} = \frac{-(x_{3s} - x_{2s})}{u_{6s}}$$

$$B_{37} = \frac{-(x_{3s} - x_{2s})}{u_{6s}} = \frac{-(T_{js} - T_s)}{c_{Ms}} ; B_{38} = \frac{c_{pe}(u_{4s} - x_{3s})}{u_{6s}} = \frac{c_{pe}(T_{chs} - T_{js})}{c_{Ms}} ;$$

$$B_{39} = \frac{c_{pe}(u_{5s} - x_{3s})}{u_{6s}} = \frac{c_{pe}c_{pe}(T_{frs} - T_{js})}{c_{Ms}}$$

Dans le domaine temporel, le modèle dynamique linéaire du réacteur automatisé autour du régime stationnaire est donné par sa représentation d'état (A, B, C, D) avec 9 entrées et trois sorties.

On montre que dans le domaine de Laplace, ce même modèle se présente sous forme d'une matrice de transfert, $\underline{H}(s) = C(sI - A)^{-1}B$, de 9 entrées et trois sorties (Figure 2.3)

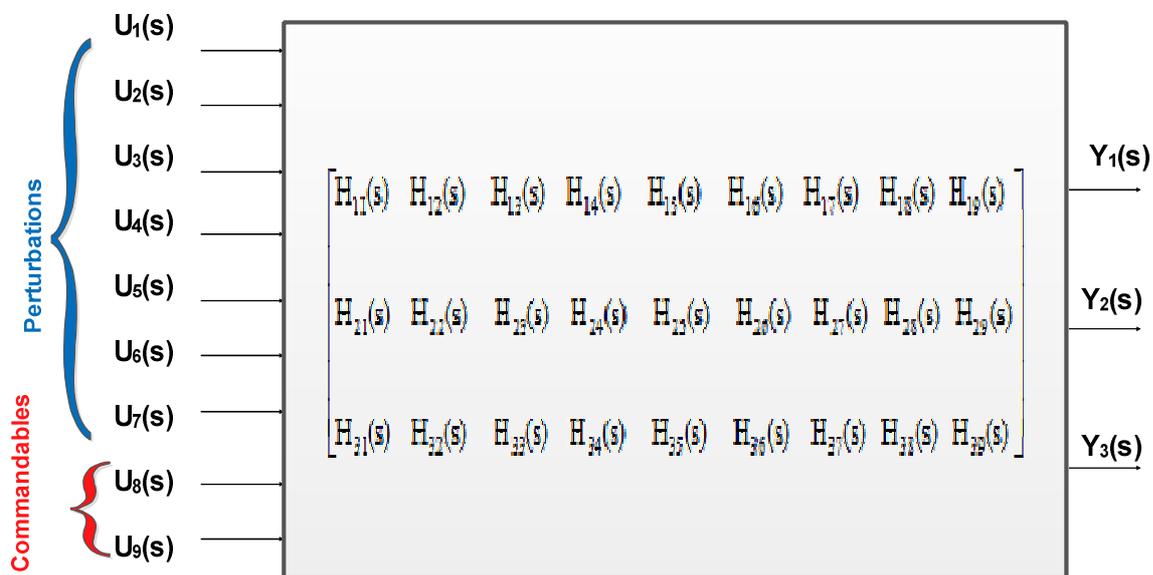


Figure 2.3 : Schéma fonctionnel du réacteur sans régulation.

Le schéma fonctionnel du réacteur automatisé est donc :

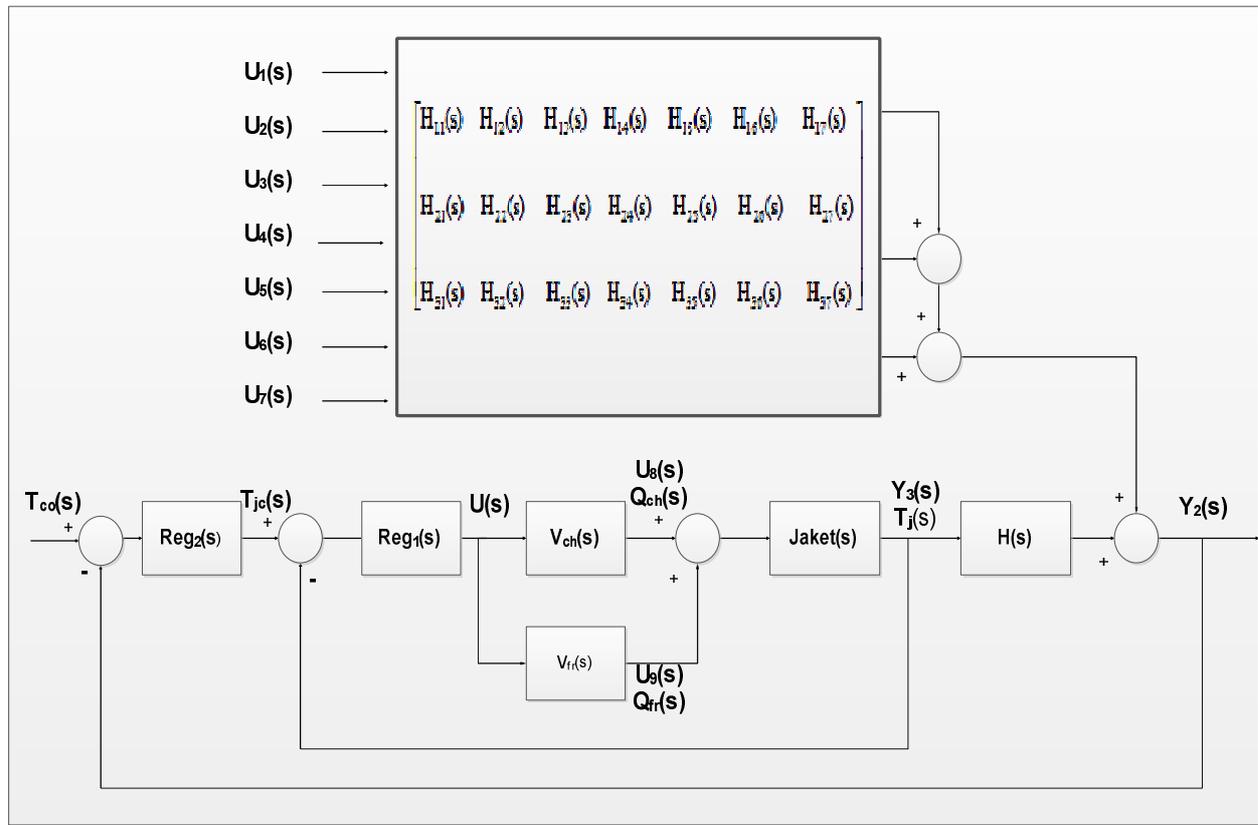


Figure 2.4: Schéma fonctionnel du réacteur automatisé : régulation à échelle partagée de la température T_j de la Jacket et en cascade de la température T dans le réacteur.

En régulation multivariable, on montre facilement que pour un point de fonctionnement donné en régime stationnaire, le réacteur sera stable si les valeurs propres de la matrice d'état A qui sont les pôles de $H(s)$ sont à parties réelles négatives.

Pour calculer la matrice d'état A , on considère les mêmes paramètres de fonctionnement (Tableau 1.1) auquel on ajoute les valeurs des débits et températures des fluides chaud et froid qui sont (Tableau 2.1):

Tableau2.1 : Paramètres de fonctionnement du réacteur relatif aux fluides chaud et froid.

	Fluide chaud (eau)	Fluide froid (eau)
Débit (kg/h)	$q_{ch} = 49.08$	$q_{fr} = 98.15$
Température (°C)	$T_{ch} = 35$	$T_{fr} = 5$
c_{pe} de l'eau (kcal/kg.°C)	4.187	4.187
Débit maxi (kg/h)	98.16	196.30
Capacité calorifique de la carcasse de la Jacket c_M kcal/°C	1000.	

$$A = \begin{bmatrix} -1.8123 & -0.2323 & 0 \\ 9.6823 & 1.4693 & 0.3000 \\ 0 & 0.1500 & -0.7665 \end{bmatrix}$$

Les 3 valeurs propres sont : **0.5520** ; **-0.8307 + 0.1777 i** ; **-0.8307 - 0.1777 i**

- On constate qu'une valeur propre est à partie réelle positive ce qui explique que le point de fonctionnement correspondant est instable.

2.5 Etude de l'influence et de la compensation des principales perturbations

2.5.1 Changement de la température d'alimentation du réactif T_f de $\pm 1^\circ\text{C}$

Sans régulation, le comportement du réacteur suite à une augmentation de $+1^\circ\text{C}$ de la température d'alimentation du réactif (Figure 2.5) , montre qu'il s'emballé du point de fonctionnement intermédiaire : [$C_A = 5.5245 \text{ kgmol/m}^3$; $T = 339.0549 \text{ K}$; $T_j = 297.9922 \text{ K}$] vers le point de fonctionnement chaud de grand rendement : [$C_A = 1.8634 \text{ kgmol/m}^3$; $T = 374.9705 \text{ K}$; $T_j = 305.020 \text{ K}$]. Le temps d'emballé est environ 6 h.

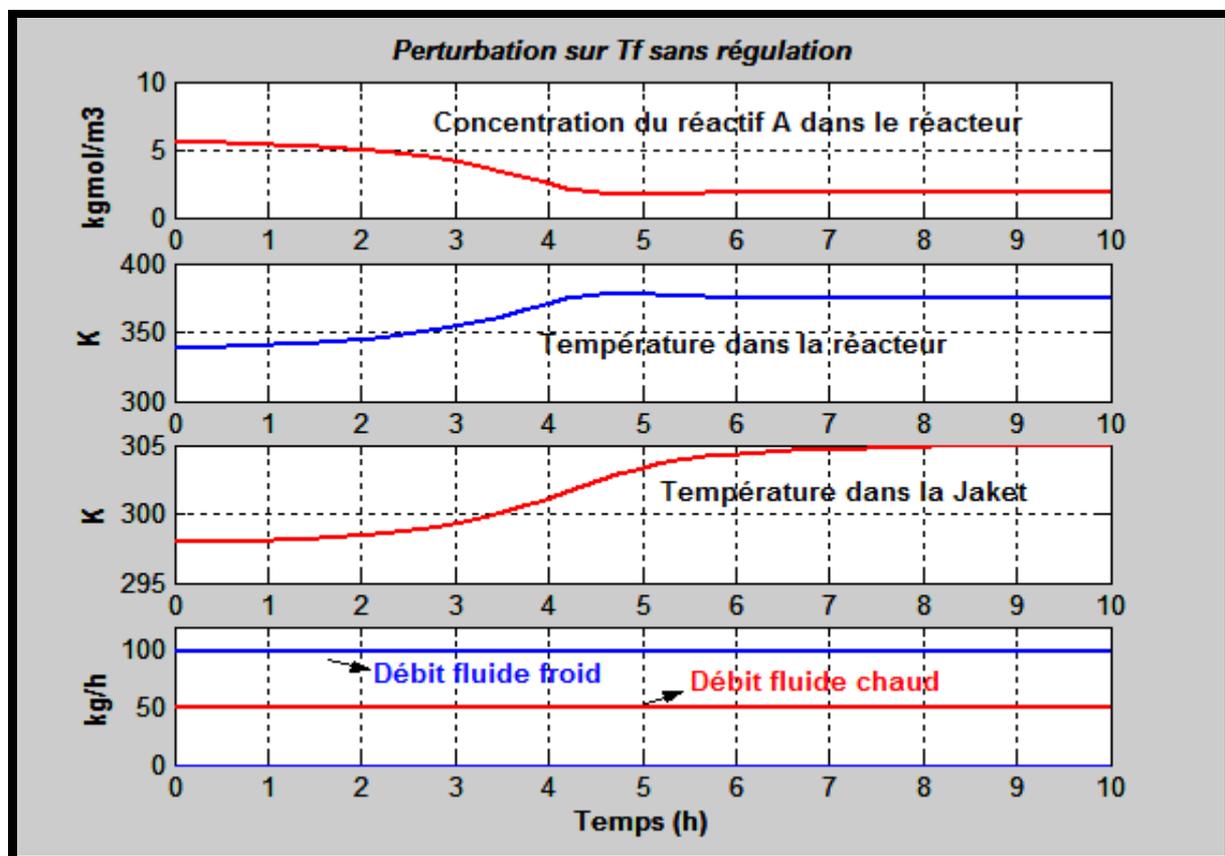


Figure 2.5 : Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une augmentation de $+1^\circ\text{C}$ de T_f . Sans régulation de température du réacteur.

La compensation ou rejet de la même perturbation est obtenue avec la stratégie de régulation ainsi proposée (Figure 2.6). En effet, la température du réacteur est maintenue à sa consigne 339.0549 K. Dans ce cas le régulateur change la température de la Jacket de 297.9922 K à 294.6001 K (refroidissement) par action sur le débit chaud en le diminuant de 49.08 kg/h à 35.6543 kg/h et sur le débit froid en l'augmentant de 98.15kg/h à 124.9997 kg/h.

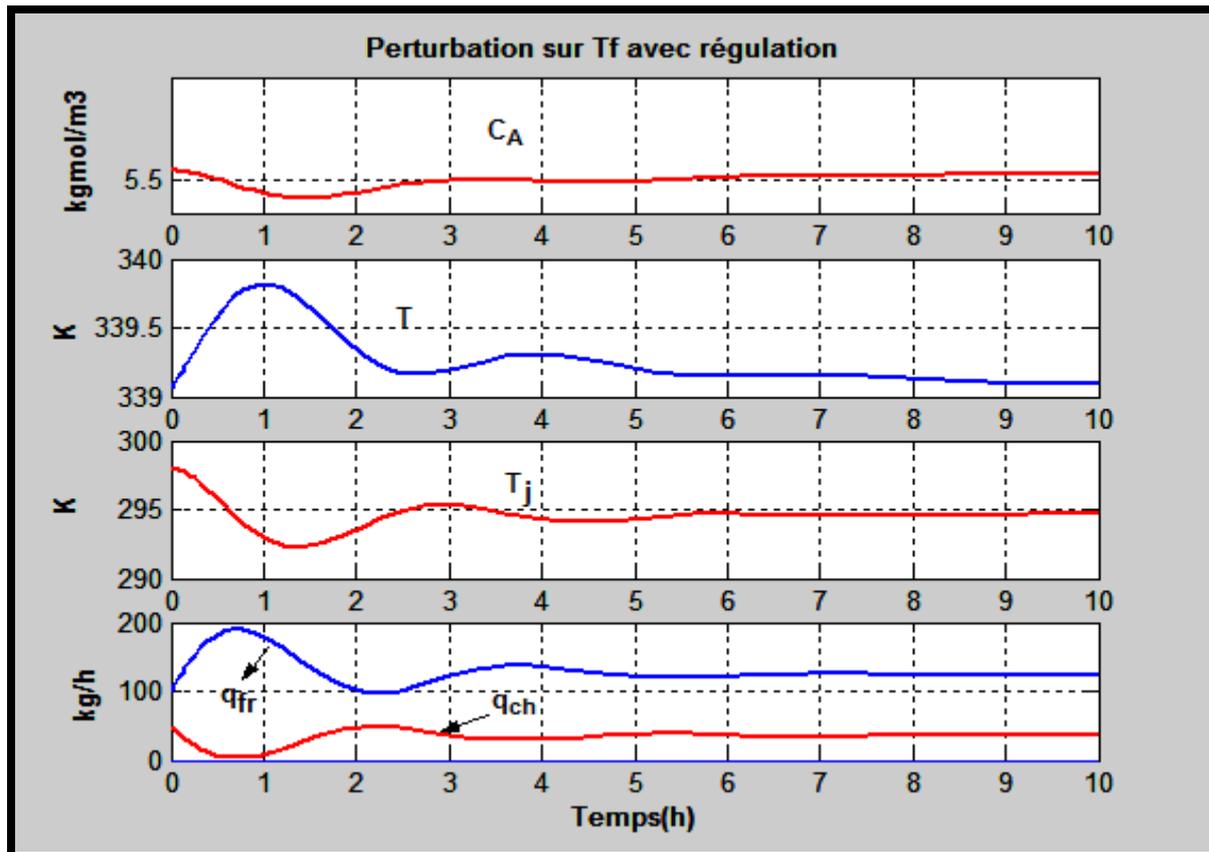


Figure 2.6 : Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une augmentation de $+1^\circ\text{C}$ de T_f . Avec régulation de la température du réacteur.

On peut aussi noter que la déviation maximale de la température par rapport à sa consigne est inférieure à 0.8 K en comparaison à sa variation de 46 °C sans régulation.

Si maintenant la température d'alimentation du réactif T_f diminue de -1 °C (Figure 2.7) , le réacteur s'emballle du point de fonctionnement intermédiaire : $[C_A = 5.5245\text{ kgmol/m}^3 ; T = 339.0549\text{ K} ; T_j = 297.9922\text{ K}]$ vers le point de fonctionnement froide faible rendement : $[C_A = 8.9690\text{ kgmol/m}^3 ; T = 305.1523\text{K} ; T_j = 291.3573\text{K}]$. Le temps d'emballlement est environ 8 à 9 h.

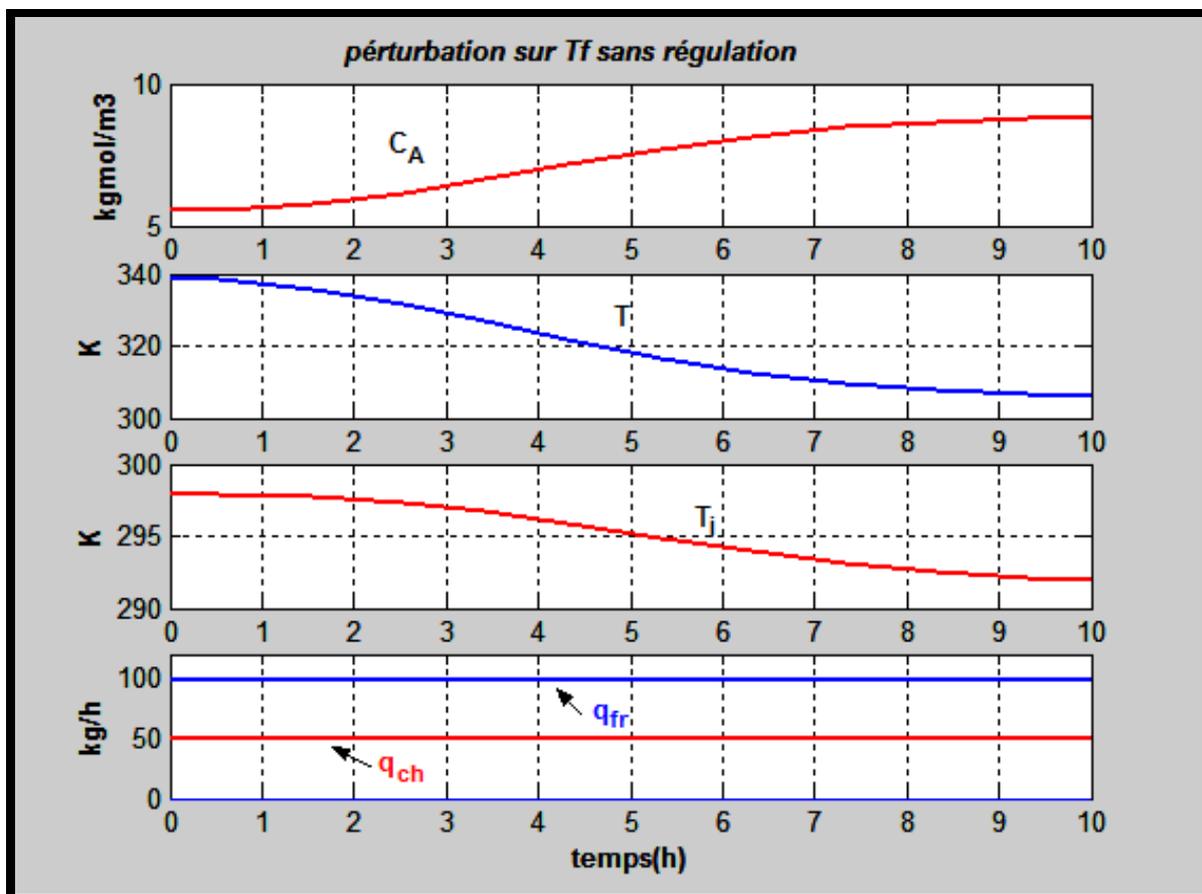


Figure 2.7: Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une diminution de -1 °C de T_f . Sans régulation de température du réacteur.

La compensation ou rejet de la même perturbation est représentée sur la (figure 2.8) On constate bien que la température du réacteur a été maintenue à sa consigne 339.0549 K. Dans ce cas le régulateur change la température de la Jacket de 297.9922 K à 301.3961K(chauffage) par action sur le débit froid en le diminuant de 98.15kg/h à 74.7475kg/h et le débit chaud en l'augmentant de 49,077 kg/h à 60.7804 kg/h.

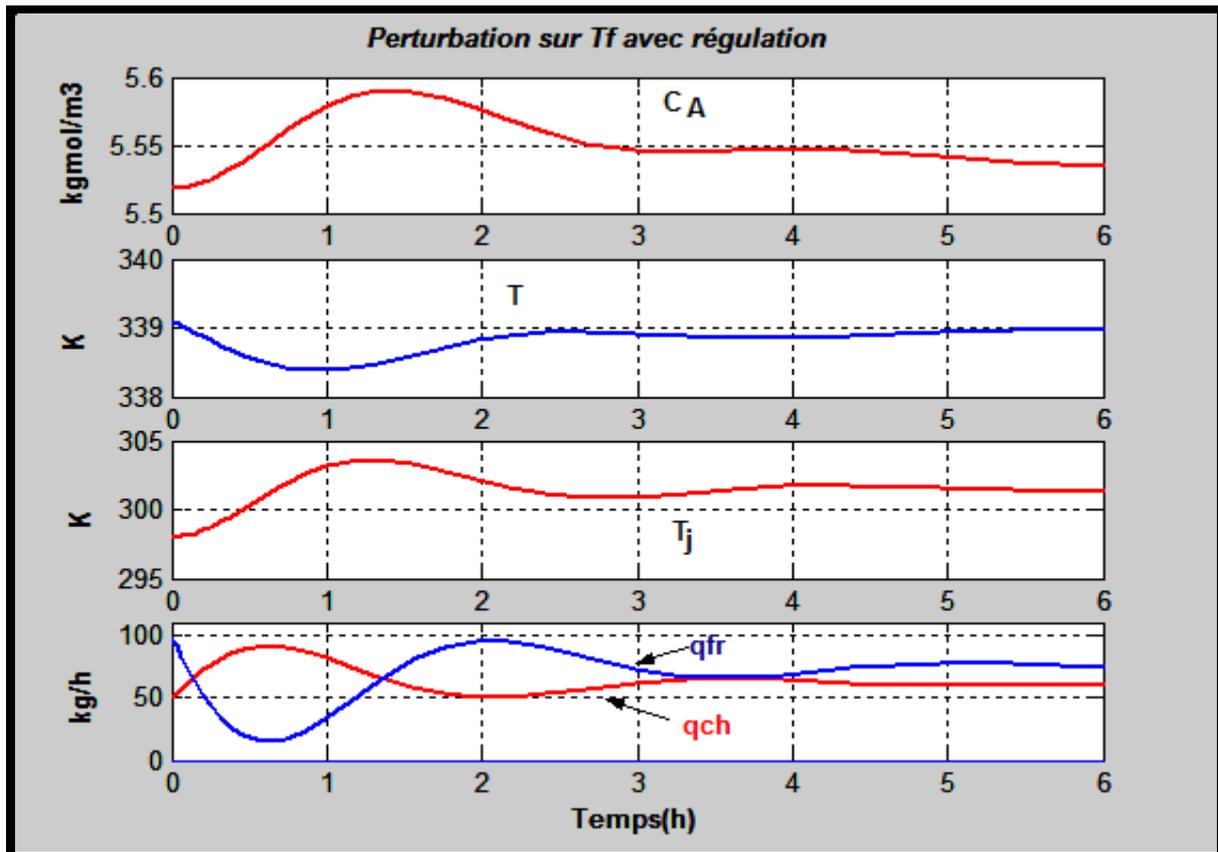


Figure 2.8 : Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une diminution de -1°C de T_f . Avec régulation de la température du réacteur.

De même, on peut aussi noter que la déviation maximale de la température dans ce cas par rapport à sa consigne est inférieure à 0.8 K en comparaison à sa variation de 35°C sans régulation.

2.5.2. Changement de la concentration d'alimentation du réactif C_{Af} :

Sans régulation, le comportement du réacteur suite à une multiplication fois 0,96 de la concentration du réactif (Figure 2.9) , montre qu'il s'emballé du point de fonctionnement intermédiaire : [$C_A = 5.5245 \text{ kgmol/m}^3$; $T = 339.0549 \text{ K}$; $T_j = 297.9922 \text{ K}$] vers le point de fonctionnement froid de faible rendement : [$C_A = 8,5566 \text{ kgmol/m}^3$; $T = 306,0763\text{K}$; $T_j = 291,5379\text{K}$]. Le temps d'emballement est environ 7 à 8 h.

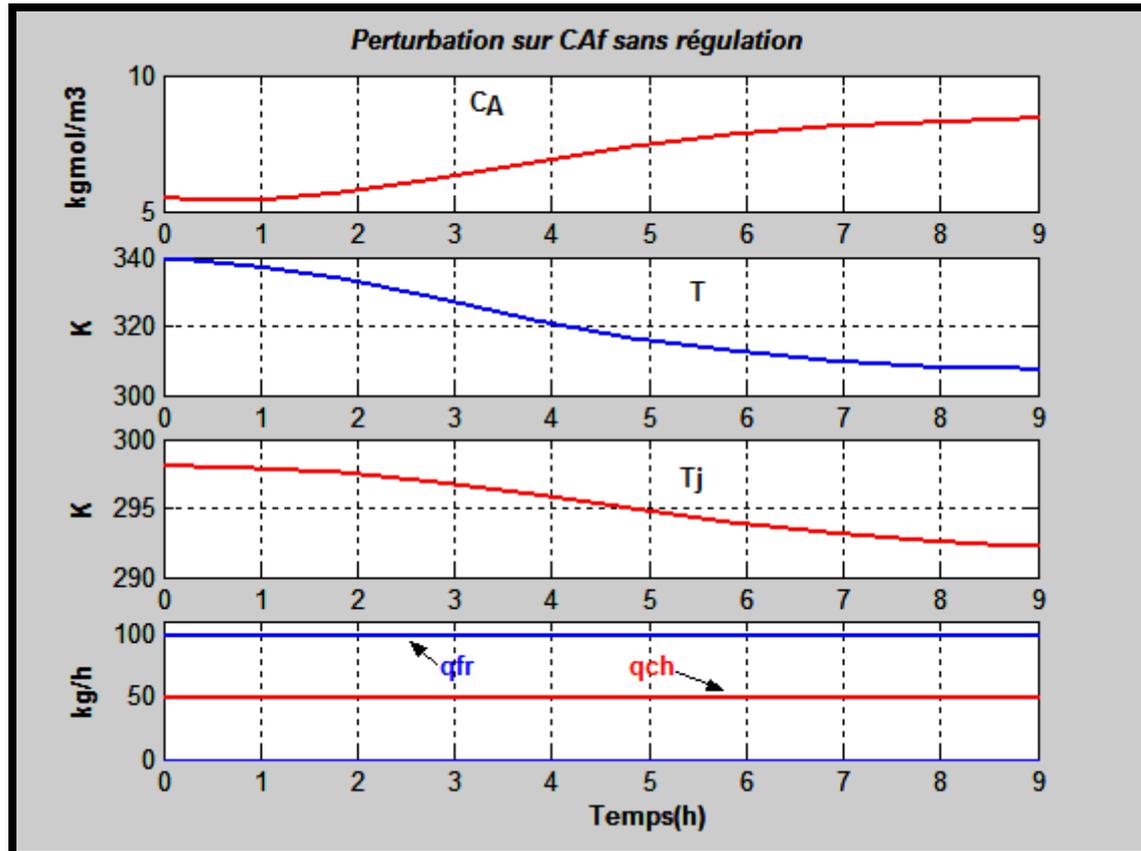


Figure 2.9: Evolution des variables d'état T_j , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite une multiplication de la concentration du réactif $C_{Af} \times 0,96$. Sans régulation de température du réacteur.

La compensation ou rejet de la même perturbation est obtenue avec la stratégie de régulation ainsi proposée (Figure 2.10). En effet, la température du réacteur a connu une petite variation de sa valeur initiale de 339.0549 K à 338,9210. Dans ce cas le régulateur change la température de la Jacket de 297.9922 K à 305,2235K (Chauffage) par action sur le débit chaud en l'augmentant de 49.08 kg/h à 72,2950kg/h et sur le débit froid en le diminuant 98.15kg/h à 51,7182kg/h.

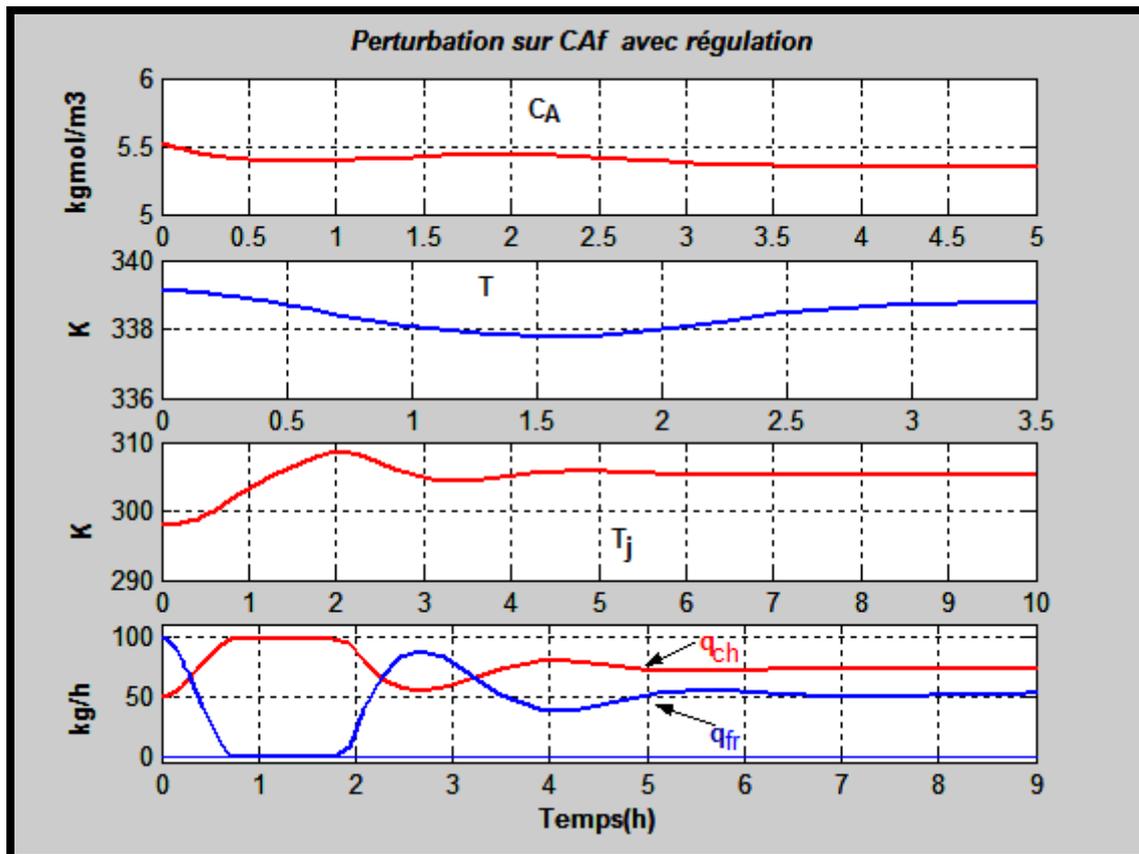


Figure 2.10: Evolution des variables d'état T_j , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une augmentation de la concentration du réactif. Avec régulation de la température du réacteur.

2.5.3 Changement de débit d'alimentation F d'alimentation

Dans ce cas nous avons étudié l'influence sur le comportement du réacteur on multiplions le débit $F * 0,95$, on observe alors que le réacteur passe du point de fonctionnement intermédiaire : [$C_A = 5.5245 \text{ kgmol/m}^3$; $T = 339.0549 \text{ K}$; $T_j = 297.9922 \text{ K}$] vers le point de fonctionnement chaud de grand rendement : [$C_A = 1,9463 \text{ kgmol/m}^3$; $T = 372,5101\text{K}$; $T_j = 304,5390 \text{ K}$]. Le temps d'emballement est environ 5 à 6 h.

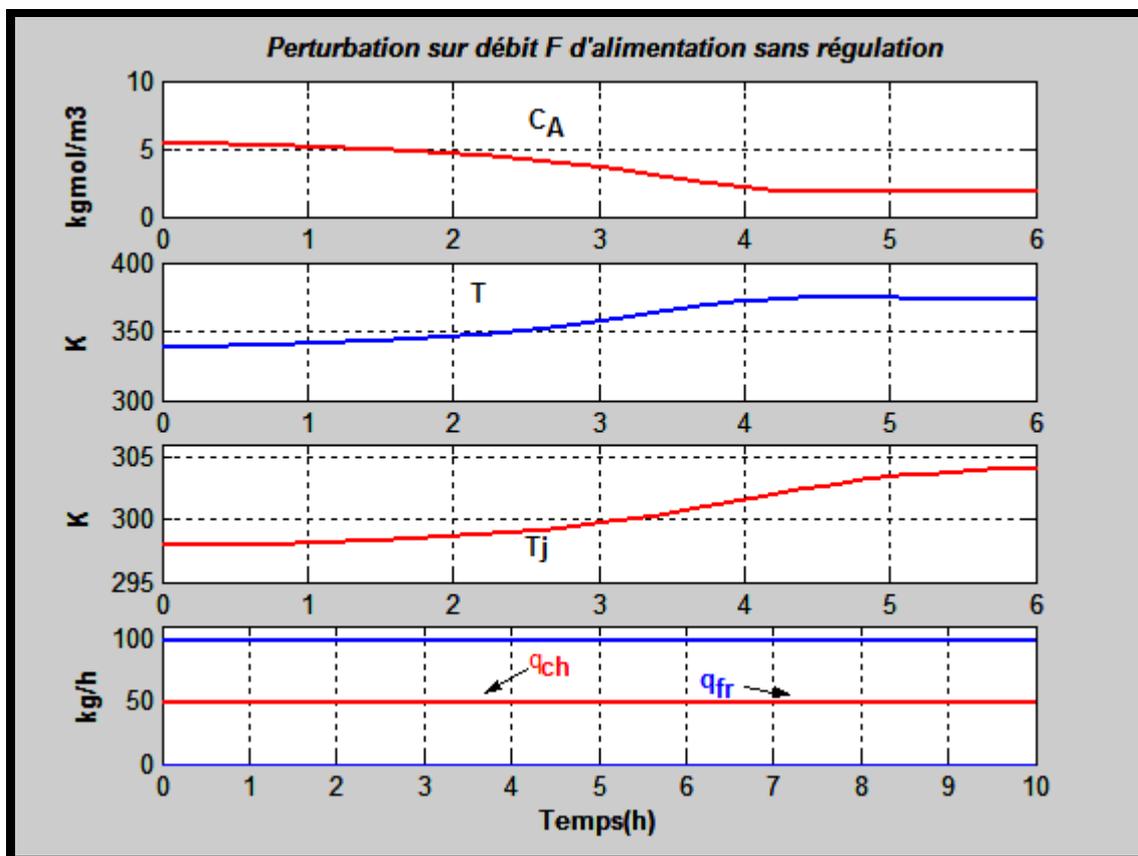


Figure 2.11: Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite une augmentation de débit F d'alimentation. Sans régulation de température du réacteur.

Après la compensation (Figure 2.12) on note que la température du réacteur a été maintenue à sa consigne 339.1459 K.

Au contraire le régulateur change la température de la jacket de 297.9922 K à 295,1207 K par action sur le débit chaud en le diminuant de 49.08 kg/h à 37,8576kg/h et sur le débit froid en l'augmentant de 98.15kg/h à 120,5930kg/h.

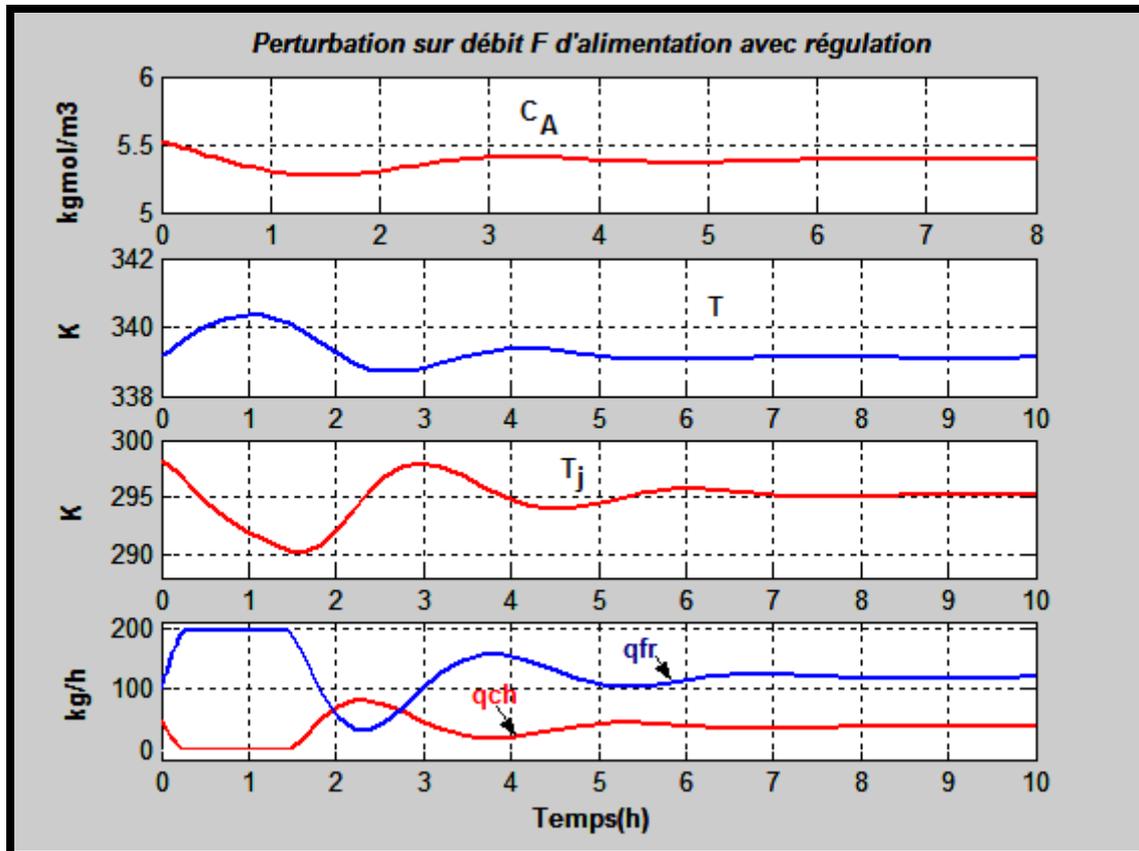


Figure 2.12: Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une augmentation de débit F . Avec régulation de la température du réacteur.

2.5.4 Changement de la température froid d'eau de refroidissement

Sans régulation, le comportement du réacteur suite à une diminution de $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$ de la température froid d'eau de refroidissement du réactif (Figure 2.13) , montre qu'il s'emballe du point de fonctionnement intermédiaire : [$C_A = 5.5245\text{ kgmol/m}^3$; $T = 339.0549\text{ K}$; $T_j = 297.9922\text{ K}$] vers le point de fonctionnement froid de faible rendement r : [$C_A = 9,1069\text{kgmol/m}^3$; $T = 302,6879\text{ K}$; $T_j = 282,8314\text{ K}$]. Le temps d'emballement est environ 8 h.

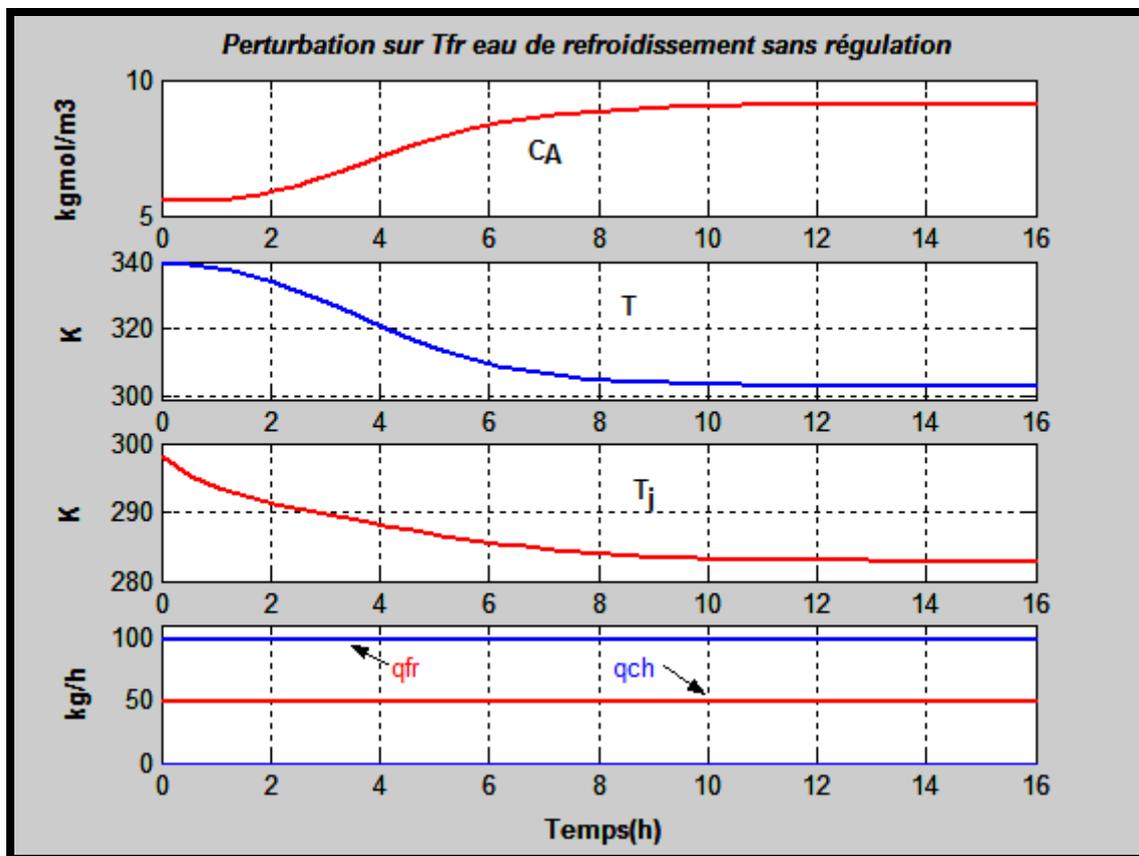


Figure 2.13: Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une diminution de $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$ de la température froid d'eau de refroidissement du réactif. Sans régulation de température du réacteur.

Suite à une compensation (Figure 2.14) les deux températures de réacteur et de la jacket sont maintenues à leurs valeurs principales 339 K et 297,9990 K. On note aussi que la concentration est maintenue constante à $5,52 \text{ kgmol/m}^3$. La compensation a été réalisée par action sur le débit chaud en l'augmentant de 49.08 kg/h à 67,4794 kg/h et sur le débit froid en le diminuant de 98.15kg/h à 61,3493 kg/h.

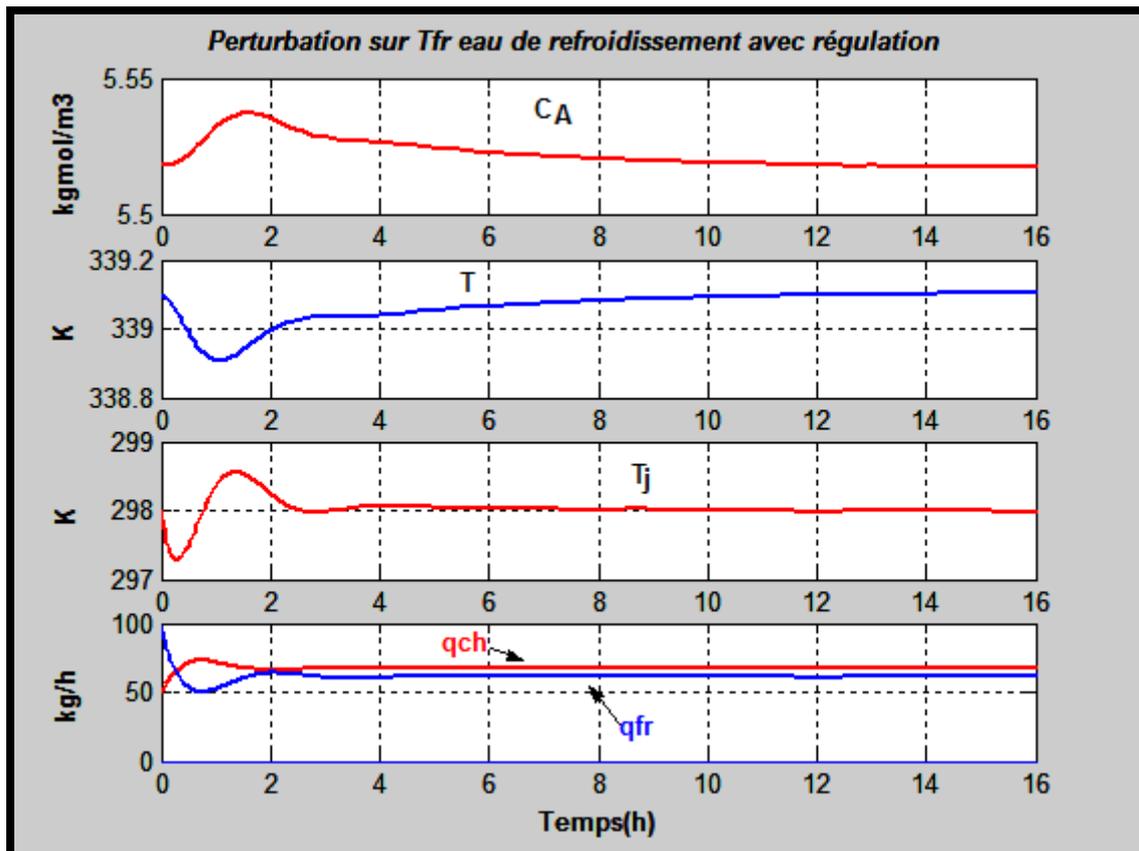


Figure 2.14: Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite une diminution de $-15 \text{ }^\circ\text{C}$ de la température froid d'eau de refroidissement du réactif. Avec régulation de la température du réacteur.

2.5.5 Changement de la température de chaud d'eau de chauffe

Sans régulation, le comportement du réacteur suite à une diminution de $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$ de la température chaud d'eau de chauffage (Figure 2.15), montre qu'il s'emballé du point de fonctionnement intermédiaire : $[C_A = 5.5245\text{ kgmol/m}^3 ; T = 339.0549\text{ K} ; T_j = 297.9922\text{ K}]$ vers le point de fonctionnement chaud de grand rendement : $[C_A = 1,8330\text{kgmol/m}^3 ; T = 375,4432\text{K} ; T_j = 309,134\text{K}]$. Le temps d'emballlement est environ 8 h.

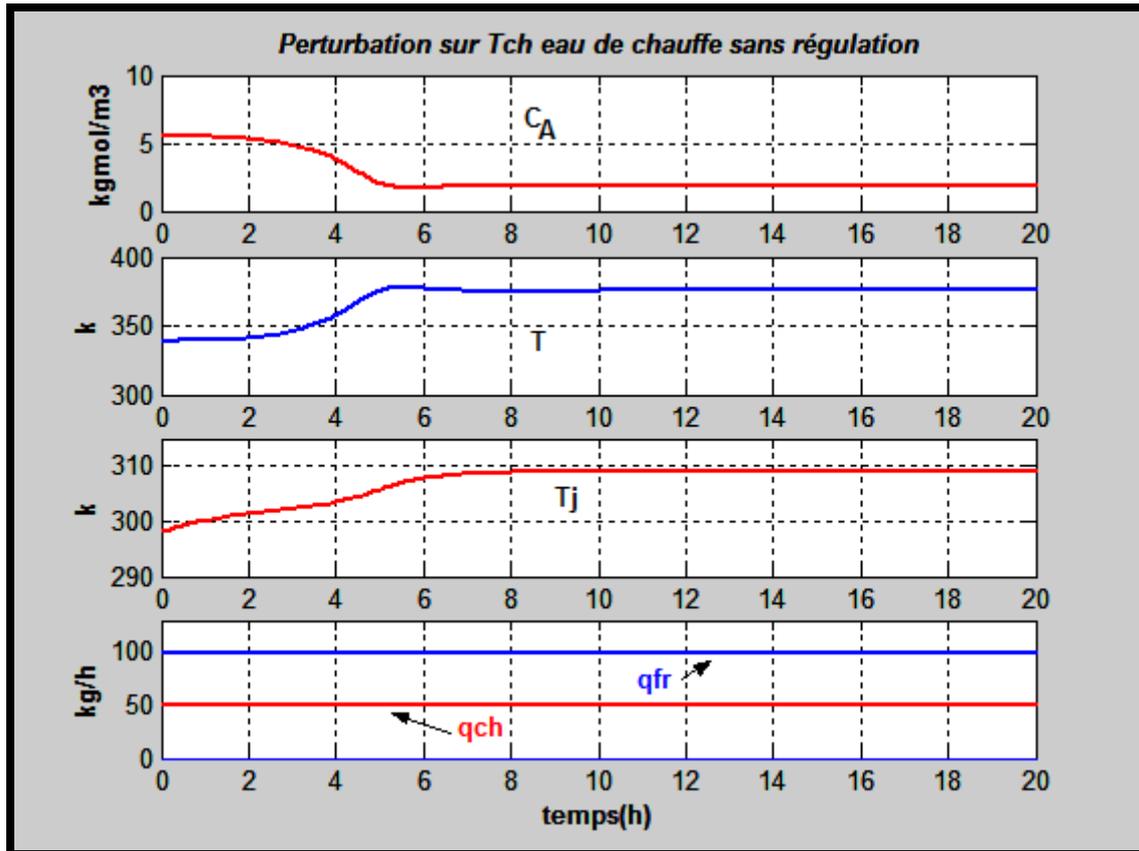


Figure 2.15 : Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite à une diminution de $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$ de la température chaud d'eau de chauffage réactif .Sans régulation de température du réacteur.

Après la compensation (Figure 2.16) on note que la température du réacteur et la température de la jacket sont maintenues à leurs valeurs initiales 339.1459 K et 298K par action sur le débit chaud en le diminuant de 49.08 kg/h à 37,9060 kg/h et sur le débit froid en l'augmentant de 98.15kg/h à 120,4961 kg/h.

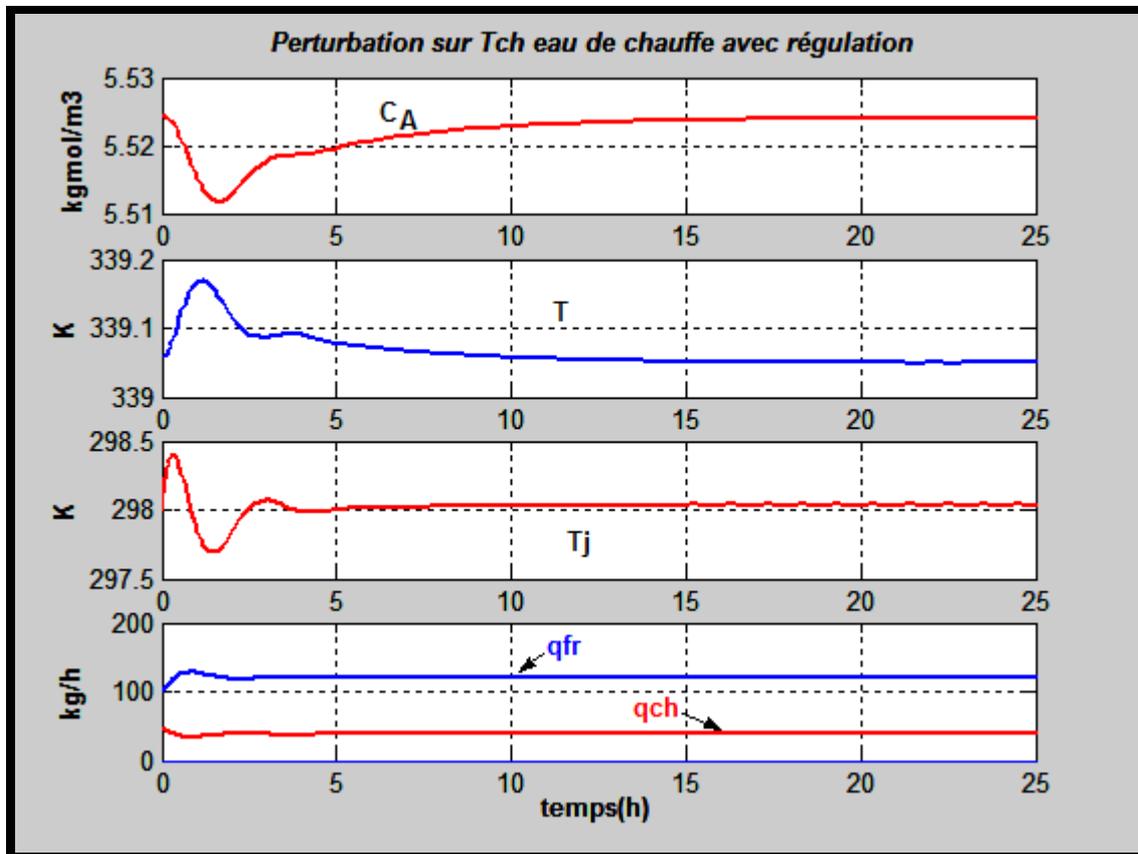


Figure 2.16: Evolution des variables d'état T_j , C_A , T et des débits commandables q_{ch} et q_{fr} suite une diminution de $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$ de la température chaud d'eau de chauffage réactif. Avec régulation de la température du réacteur.

Conclusion général

Notre projet de fin d'étude est la suite d'un travail antérieur [3], son but principal est d'étudier en simulation la conduite automatisée d'un réacteur chimique à cuve parfaitement agitée 'CSTR' dans lequel se déroule une réaction chimique de premier ordre exothermique.

La conduite de tel appareil est délicate à cause de son comportement exotique. En effet, il peut présenter une multiplicité de point de fonctionnement et donc on peut assister à un phénomène d'hystérésis (emballement : allumage/extinction du réacteur). Le point de fonctionnement qui semble intéressant est malheureusement naturellement instable. Donc notre objectif est de proposer une stratégie de conduite automatique de ce réacteur lui permettant de travailler à température constante (celle du point instable) et par suite de stopper l'emballement du réacteur à cause des principales perturbations qui peuvent avoir lieu.

Comme il s'agit d'une régulation de température d'un point instable, nous avons proposé comme solution une régulation multiple : une régulation à échelle partagée de la température de la Jacket en cascade avec une boucle de régulation de la température du réacteur.

Le modèle mathématique du réacteur automatisé a été développé à partir des bilans de matière et thermique du réacteur et des équations des boucles de régulation en question. En régime dynamique, nous avons interprété l'instabilité du point de fonctionnement adopté en calculant et sans régulation, après linéarisation des équations du modèle, les valeurs propres des matrices d'état du modèle.

Les résultats obtenus concordent bien avec les théorèmes de la régulation et de la commande d'une manière générale.

La stratégie de conduite ainsi proposée a été testée ensuite, par simulation, faire faces aux principales perturbations qui, sans régulation, emballent le réacteur vers un point très loin de son point de fonctionnement et qui peut être chaud ou froid. Les résultats ont montré une grande efficacité de la

stratégie ainsi proposée. En effet, nous avons testé l'influence des principales perturbations qui sont la température, la concentration du réactif et le débit d'alimentation à l'entrée du réacteur. Sans régulations et selon le sens de variation de chaque perturbation, le réacteur s'emballé vers un point de fonctionnement chaud ou froid mais loin du point de fonctionnement désiré (instable). Ces mêmes perturbations ont été efficacement compensées par la stratégie ainsi proposées.

Nous avons aussi testé la compensation des autres perturbations (non présenté dans ce rapport) comme les températures des fluides utilitaires chaud et froid et nous avons constaté que leur effet est très négligeable par rapport aux perturbations précédentes.

L'outil avec lequel nous avons développé toutes nos simulations est le logiciel Matlab avec son interface graphique Simulink. C'est un logiciel qui est peu utilisé en génie des procédés et la mise en oeuvre de simulation des procédés industriels par ce logiciel est très délicate, c'est ce que nous avons constaté dans notre travail. En conséquence, les applications de Matlab en génie des procédés nécessitent une double compétence: Programmation en Matlab/Simulink et modélisation des phénomènes physico-chimiques rencontrés en génie des procédés.

Comme il a été signalé dans ce rapport, l'étude du réacteur en question sans régulation a été publié dans un bouquin de renommé international [1].

Notre travail en constitue exactement la suite en montrant qu'on peut stabiliser cet appareil par une conduite automatisée. En conséquence nous considérons que notre travail est bien prêt à une publication dans une revue spécialisée dans le contrôle des procédés chimiques.

Référence

[1]:B.W. Bequette, 1998. Process Dynamics;Modeling, Analysis, and Simulation, Prentice Hall.

[2] :B.LeBallais, 2001. Matlab / Simulink, Application à l'automatique linéaire, ellipse.

[3] :MATH WORKS, 1998. Control tool box for Matlab, the Math works Inc., Mass., Etats- Unis.

[4] : O.Jellal et F.Behoussane, 2013. Contribution à l'étude de la conduite automatique d'un réacteur chimique exothermique non isotherme à cuve parfaitement agitée(CSTR), PFE, 2013, EST de Fès-Maroc