



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

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

معهد الصيانة و الأمن الصناعي
Institut de Maintenance et de Sécurité Industrielle

Département de Maintenance en Instrumentation

MÉMOIRE

Pour l'obtention du diplôme de Master

Filière : Génie Industriel
Spécialité : Génie Industriel

Thème

Modélisation et commande d'un réacteur chimique

Présenté et soutenu par :

Zidane Cherifa

Ameur Soumia

Devant le jury composé de :

Nom et Prénom	Grade	Etablissement	Qualité
ADJELOUA Abdel Aziz	MAA	IMSI-Univ d'oran 2	Président
MEKKI Ibrahim El Khalil	MCB	IMSI-Univ d'oran 2	Encadreur
BELEFFEKIR Abdelrahim	MCB	IMSI-Univ d'oran 2	Examinateur

juin 2018

Remerciement

Louange à notre seigneur ' ALLAH ' qui nous a dotées de la merveilleuse faculté de raisonnement. Louange à notre créateur qui nous a incitées à acquérir le savoir. C'est à lui que nous adressons toutes nos gratitudes en premier lieu.

Nous voudrions remercier les personnes qui ont contribué de près ou de loin à l'aboutissement de ce travail.

Tout d'abord, ce PFE ne serait pas aussi riche et n'aurait pu voir le jour sans l'aide et l'encadrement de notre encadreur **Mr. MEKKI IBRAHIM EL KHALIL**, nous le remercions pour la qualité de son encadrement, sa rigueur et sa disponibilité, ses remarques fructueuses et ses directives précieuses, qui ont contribué efficacement à l'avancement de ce travail.

Nous remercions également tous les membres de jury qui ont fait l'honneur d'accepter de participer à cette soutenance.

Nous n'oublions pas d'adresser notre gratitude à tous nos amis et collègues pour leurs soutiens et encouragements.

Finalement, nous pensons que nous ne sommes arrivées à ce stade que grâce aux encouragements et aides apportés par nos parents et nos frères et sœurs à qui nous devons beaucoup de respect et d'admiration, et nous leur disons mille mercis.



Merci!
Cherifa 2018
Soumia

DEDICACE

*Je dédie ce modeste travail : à l'esprit de mes chers parents
que Dieu lui accorde sa grâce et sa
Miséricorde et les accueille dans son vaste paradis.*

A mes chères sœurs et mes chers frères.

A mes chères cousines.

A tous les nombre de ma famille.

A tous mes enseignants

A tous mes collègues.

A mon encadreur Mr. Mekki Ibrahim El Khalil.



Cherifa

Liste des figures

Figure I.1 : Schéma des différents types des réacteurs.....	07
Figure I.2 : Réacteur tubulaire a écoulement.....	08
Figure I.3 : Réacteur parfaitement agité.....	08
Figure II.1 : Schéma du réacteur chimique continu parfaitement agité.....	15
Figure II.2 : Schéma du système d'un CSTR	18
Figure II.3 : Schéma Simulink du réacteur en boucle ouverte(sans régulation)	22
Figure II .4 : Evaluation de la température du réacteur.....	22
Figure III.1 : Schéma générale d'un système de régulation.....	25
Figure III.2 : Schéma fonctionnel d'un régulateur.....	25
Figure III.3 : Schéma fonctionnel d'un régulateur P.....	26
Figure III.4 : Réponse indicielle du régulateur P.....	27
Figure III.5 : Schéma fonctionnel d'un régulateur I.....	28
Figure III.6 : Réponse indicielle du régulateur I.....	28
Figure III.7 : Schéma fonctionnel d'un régulateur PI.....	29
Figure III.8 : Réponse indicielle du régulateur PI.....	29
Figure III.9 : Schéma fonctionnel d'un régulateur D.....	30
Figure III.10 : Réponse indicielle du régulateur D.....	30
Figure III.11 : Schéma fonctionnel d'un régulateur PD.....	31
Figure III.12 : Réponse indicielle du régulateur PD.....	32
Figure III.13 : Schéma fonctionnel d'un régulateur PID.....	32
Figure III.14 : Réponse indicielle du régulateur PID.....	33
Figure III.15 : Réponse indicielle 1.....	34
Figure III.16 : Réponse indicielle 2.....	34
Figure III.17 : Réponse indicielle 3.....	34
Figure III.18 : Schéma du réacteur continu parfaitement agité avec régulation.....	37
Figure III.19 : Schéma d'un système CSTR commandé par le PID	37
Figure III.20 : Schéma Simulink d'un réacteur et régulateur PID.....	38
Figure III.21 : Réponse du réacteur avec 3 changements de consigne.....	38
Figure III.22 : Schéma Simulink d'un réacteur avec régulateur PID et perturbation.....	39
Figure III.22 : Réponse du réacteur avec rejet de perturbation.....	40

Liste des tableaux :

Tableau I.1: Exemple de classes des réacteurs.....	09
Tableau II.1 : Les paramètres et ces valeurs.....	20
Tableau II.2 : Les fonctions de transfert des 3 entrées.....	21
Tableau III.1 : Effets des régulateurs P, I, et D sur les régimes statique et dynamique du système en boucle fermée.....	33
Tableau III.2 : Structure du régulateur proportionnelle intégrale dérivée PID.....	35
Tableau III.3 : Résumé des effets respectifs des actions P, I, et D.....	36

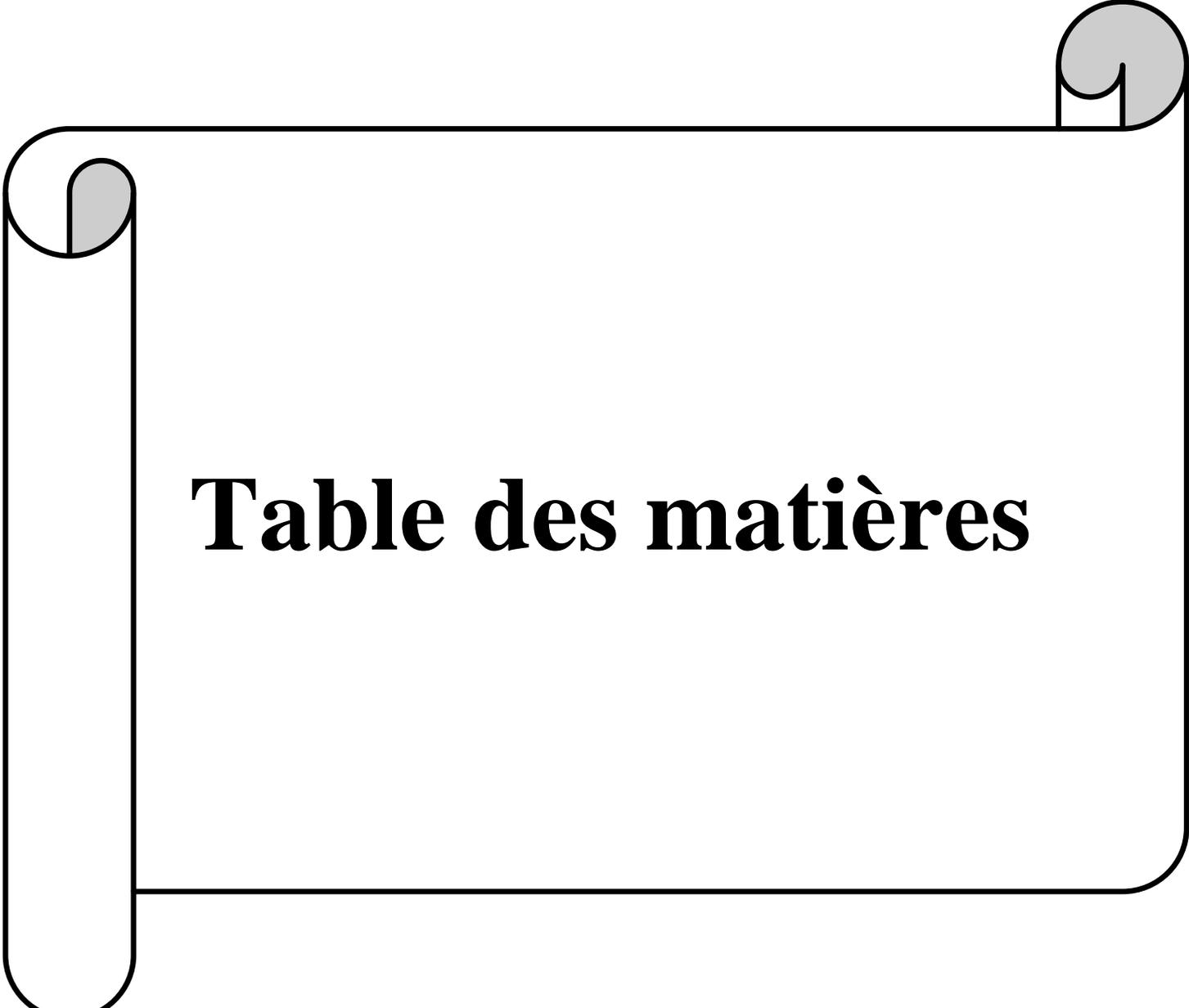


Table des matières

TABLE DES MATIERES

Liste des figures	i
Liste des tableaux	ii
Introduction générale	iii
Chapitre I : Etude bibliographique sur les réacteurs chimiques	
I.1 Introduction.....	02
I.2 Définition des réacteurs chimiques.....	02
I.3 Types de réacteurs chimiques.....	02
I.3.1 Réacteurs monophasiques.....	02
A. Réacteurs discontinus.....	02
B. Réacteurs continus.....	03
C. Réacteurs parfaitement agités.....	03
D. Réacteurs tubulaires.....	03
I.3.2 Réacteurs à deux phases	04
A. Réacteurs à deux phases fluides.....	04
B. Réacteur catalytique.....	04
C. Réacteur à lit fixe	04
D. Réacteur à lit mobile.....	04
E. Réacteur à lit fluidisé.....	05
I.3.3 Réacteurs spéciaux.....	05
A. Réacteurs thermiques.....	05
B. Réacteurs électrochimiques.....	05
C. Réacteurs à couche mince.....	05
I.3.4 choix d'un réacteur.....	06
I.4 Classification des réacteurs.....	06
I.4.1 Selon la nature des phases en présence.....	06
A. Systèmes monophasiques	06
B. Systèmes poly phasiques (ou hétérogènes).....	06
I.4.2 Selon le mode de fonctionnement	07
A. En discontinu.....	07
B. En continu.....	07
I.4.3 Selon le degré de mélange des substances en réaction.....	07
A. Écoulement de type piston.....	07
B. Ecoulement à travers un réacteur parfaitement mélangé.....	08

C. Ecoulement à travers un réacteur étagé.....	08
I.4.4 Selon la mise en contact des phases.....	08
I.5 Généralité sur les réacteurs chimiques.....	09
I.5.1 La cinétique chimique	09
A. vitesse de réaction.....	09
B. Expression de la loi de vitesse.....	09
C. les facteurs influant la vitesse de réaction.....	10
I.6 Sécurité des réacteurs chimiques.....	10
I.6.1 L'emballlement d'un réacteur	10
I.7 Conclusion.....	11

Chapitre II : modélisation du réacteur parfaitement agité continu non Isotherme(CSTR)

II.1. Introduction.....	13
II.2. Modélisation Des Procédés Industriels.....	13
II.2.1. La Notion Du Modèle.....	13
II.2.2. Classification des modèles.....	14
A. Modèle déterministes (modèles de connaissance.....	14
B. Modèles de comportement (boite noire).....	14
II.2.3. Intérêt de La modélisation et la simulation En génie des procédés.....	14
II.3. Modélisation du réacteur parfaitement agité continu non isotherme (CSTR) sans régulation.....	14
II.3.1. Description du processus.....	15
II.3.2 Les hypothèses.....	16
II.3.3 Modèle mathématique.....	16
II.3.4 linéarisation du modèle mathématique de CSTR	17
II.3.5 Simulation du réacteur en boucle ouverte.....	21
II.4 Conclusion.....	22

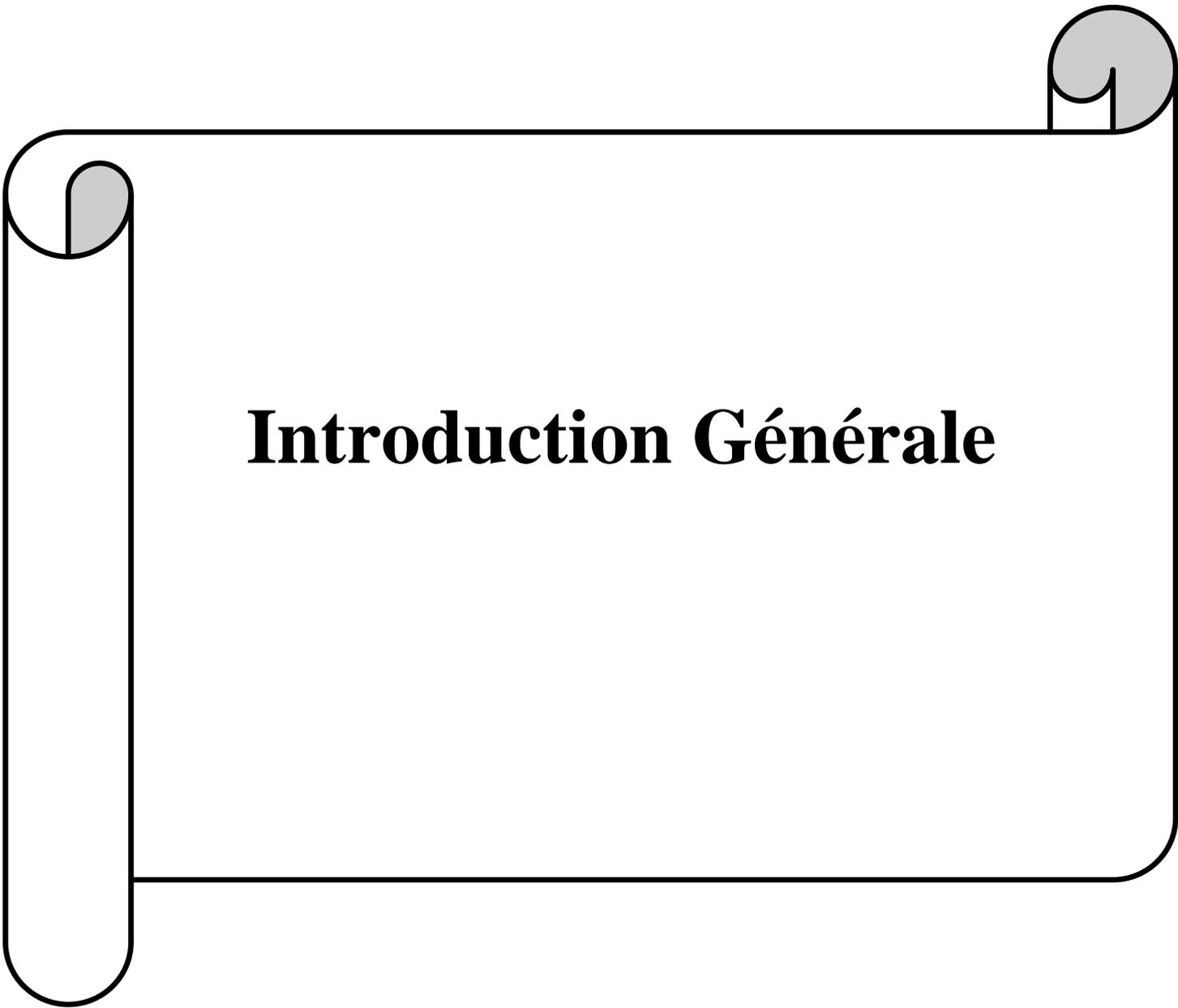
Chapitre III : Régulateur PID

III.1 Introduction.....	24
III.2 Objectif globale de la régulation.....	24
III. 3 Schéma fonctionnel d'une boucle de régulation	24
III.3.1 Une boucle de régulation.....	24
III.3.2 Les types de boucles	25
III.4. Action de régler	25
III.5. Fonction de transfert	25

III.6. régulateurs de Base	26
III.6.1. Régulateur à action proportionnelle (P).....	26
A. Principe	26
B. Schéma fonctionnel	26
C. Fonction de transfert	26
D. Réponse indicielle	27
E. Effet de l'action proportionnelle	27
III.6.2. Régulateur à action intégrale (I)	27
A. Principe	27
B. Schéma fonctionnel	28
C. Fonction de transfert	28
D. Réponse indicielle	28
E. Effet de l'action intégrale	28
III.6.3. Régulateur à action proportionnelle et intégrale (PI)	29
A. Principe	29
B. Schéma fonctionnel.....	29
C. Fonction de transfert	29
D. Réponse indicielle	29
E. Effet de l'action proportionnelle et intégrale	29
III.6.4. Régulateur à action dérivée (D)	30
A. Principe	30
B. Schéma fonctionnel	30
C. Fonction de transfert	30
D. Réponse indicielle	30
E. Effet de l'action dérivée	30
III.6.5. Régulateur à actions proportionnelle et dérivée (PD)	31
A. Principe	31
B. Schéma fonctionnel	31
C. Fonction de transfert	31
D. Réponse indicielle	32
E. Effet de l'action proportionnelle dérivée	32
III.6.6. Régulateur à actions proportionnelle, intégrale et dérivée (PID)	32
A. Définition PID	32
B. Principe	32
C. Schéma fonctionnel	32

Table des matières

D. Fonction de transfert	32
E. Réponse indicielle	33
F. Effet de l'action proportionnelle, intégrale et dérivée	33
G. Variation des paramètres de PID.....	34
H. Structure du régulateur proportionnelle intégrale dérivée.....	35
I. PID avantages et inconvénients	35
III.7.Cahier de charge	36
III.7.1. Robustesse	36
III.7.2. Rapidité	36
III.7.3. Critère de précision	36
III.8 Modélisation d'un réacteur parfaitement agité continu non isotherme avec régulation de température.....	36
III.8.1 Description de la stratégie de régulation.....	37
III.8.2 Simulation du réacteur en boucle fermé (avec régulateur)	37
III.9 Conclusion	40
Conclusion générale	42
Référence bibliographique	41



Introduction Générale

Introduction générale

Les réacteurs sont des appareils autorisant d'effectuer une réaction chimique, c'est-à-dire la transformation de produits de caractéristiques données en d'autres produits de caractéristiques et propriétés différentes.

Les réacteurs sont fortement utilisés dans l'industrie chimique, tels que l'industrie de pétrochimie, de la chaîne fine de la pharmacie. Pour améliorer la qualité des produits et assurer leur reproductibilité, il est nécessaire de développer l'automatisation de tels procédés. Dans l'industrie la commande de ces réacteurs est généralement réalisée à l'aide des régulateurs PID. Ainsi l'ajustement de ces régulateurs est souvent réalisé à l'aide de modèle linéaire.

La modélisation d'un réacteur chimique n'est pas un sujet nouveau. Le modèle mathématique basé sur la formulation des bilans de matières et énergétique pour n'importe quel type de réacteur est largement couvert et étudié dans les ouvrages de génie chimique.

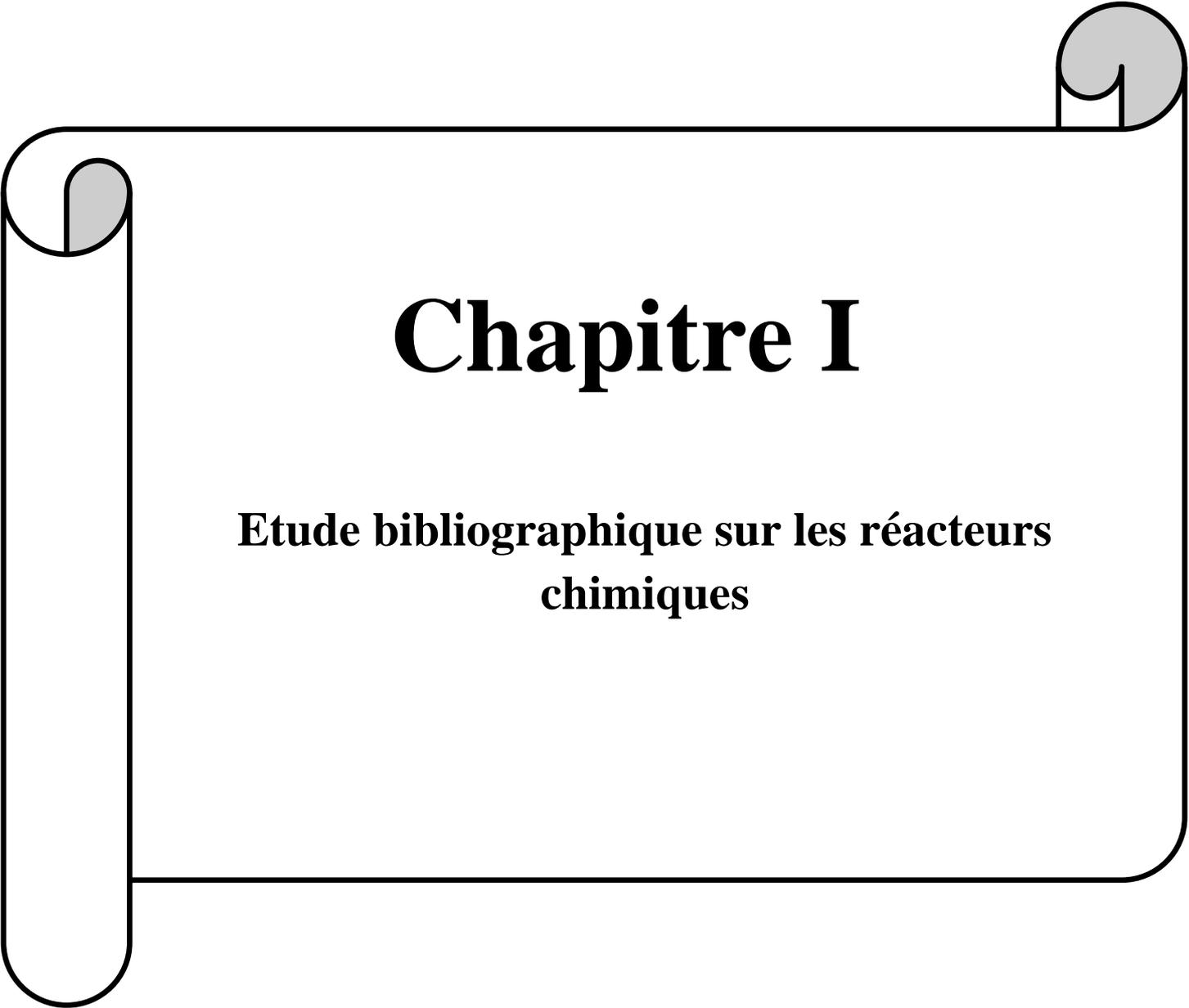
Le travail présenté dans ce mémoire est divisé en trois chapitres. Après cette introduction générale, dans le premier chapitre nous présentons une étude bibliographique sur les réacteurs chimiques concernant les différents types de réacteurs avec leur classification et leur données de base qu'on doit savoir un préalable pour mieux comprendre la problématique.

Dans le deuxième chapitre, nous aborderons la modélisation mathématique d'un réacteur chimique parfaitement agité continu ; cette modélisation est constituée d'un ensemble d'équations de conservation de matière, d'énergie et de quantité de mouvement, les variables de sortie à celles d'entrée et aux paramètres.

L'outil avec lequel nous allons développer toutes nos simulations est le logiciel Matlab avec son interface graphique Simulink. C'est un environnement destiné au calcul scientifique, de simulation numérique de la dynamique des systèmes ou procédés.

Le troisième chapitre porte une généralité sur les régulateurs de base et leurs actions et une étude sur le régulateur proportionnel intégral dérivée ensuite, les méthodes nécessaires pour choisir un bon régulateur, qu'est le rôle de contrôler la température d'un réacteur chimique continu parfaitement agité

La dernière partie de ce mémoire englobe une conclusion générale du travail.



Chapitre I

**Etude bibliographique sur les réacteurs
chimiques**

I.1 Introduction

Le réacteur constitue le cœur des unités de fabrication chimique, rencontrées aussi bien dans les raffineries ou les complexes métallurgiques que dans les usines chimiques ou para chimiques. Dans de telles unités industrielles, le réacteur est généralement entouré d'appareillage, placés en amont et en aval, permettant les traitements physiques des matières premières et des produits de la réaction. Si, visitant diverses usines réalisant des fabrications chimiques variées, on s'attache à repérer les appareillages dans lesquels s'opèrent précisément les transformations chimiques, on peut être surpris par la variété des formes et des dimensions de ces derniers. Aussi, à première vue, pourrait-on être tenté de considérer toute tentative de classification des réacteurs chimiques comme illusoire et de penser que chaque appareillage rencontré en pratique constitue un cas particulier.

I.2 Définition

En chimie, un réacteur est une enceinte ou récipient apte à la réalisation et l'optimisation de réactions chimiques et généralement de procédés de transformation de la matière (génie des procédés). Le but recherché dans un réacteur est l'homogénéité du milieu réactionnel du point de vue de la température et du mélange des réactifs.

En fonction des limitations imposées par la sécurité, la thermodynamique ou la cinétique, l'ingénieur-chimiste est chargé de dimensionner le réacteur afin d'optimiser la performance du procédé. Comme il n'est pas possible d'obtenir un taux de conversion de 100 %, un bon dimensionnement permet de réduire les coûts de séparation et de réduire la quantité de déchets.

Une réaction chimique est un processus au cours duquel une ou plusieurs molécules, appelées réactifs, se transforment en une ou plusieurs molécules différents appelées produits l'enceinte ou le récipient dans lequel s'effectue la réaction qui l'optimise est appelé réacteur. Dans une installation industrielle un réacteur chimique est généralement associé à un ensemble de composants industriels tels que des pompes, des vannes, des réservoirs, des échangeurs de chaleur, des chaudières, ..., ces composants placés en amont et en aval, permettent les traitements physiques des réactifs et des produits des réactions en cours. [VII93], [TRA04].

I.3. Types de réacteurs

I.3.1. Réacteurs monophasique

A. Réacteurs discontinus

La transformation chimique se déroule en fonction du temps (régime non-stationnaire). Il n'y a pas de flux de matière entrant ou sortant du système ; ce type d'appareil a la faveur des industriels pour les opérations jugées très délicates et les petites productions [TRA02].

➤ **Avantage**

- Installation simple et offrant une très grande polyvalence.
- Permet des réactions nécessitant des variations des conditions opératoires (notamment changement de la température) [WEB].

➤ **Désavantage**

-Travaille à des concentrations de réactifs élevées au début de la réaction (problème de sécurité, moins bonne conversion en cas d'inhibition par le substrat).

-Nécessite un temps mort entre chaque opération (remplissage, vidange, nettoyage) qui nuit à la performance[WEB].

B. Les réacteurs continus

Les hypothèses liées au modèle du réacteur continu sont les suivantes :

- mélange homogène au niveau moléculaire ;
- température homogène du milieu ;
- volume et densité constants (débit d'entrée = débit de sortie) ;
- concentrations et température du flux de sortie sont les mêmes que celles dans le réacteur.

Il satisfait au bilan suivant : ENTRÉE + SOURCE + PUIITS = SORTIE

Un tel bilan est dit stationnaire c'est-à-dire que la température ainsi que les concentrations des composants du milieu ne changent pas avec le temps [WEB].

- **Avantage**

- Peu de variation dans la qualité d'un produit sur une longue période de temps.

- Haute performance.

- Bon pour des études cinétiques.

-Travaille à des faibles concentrations de réactifs (meilleure sécurité, meilleure conversion pour des ordres de réactions inférieurs à 1 ou en cas d'inhibition par le substrat)[WEB].

- **Désavantage**

- Moins bonne conversion pour des ordres de réactions supérieurs à 1 ou en cas d'inhibition par le produit.

- Nécessite un excellent contrôle des flux (entrée et sortie).

- Ne permet pas des réactions nécessitant des variations des conditions opératoires [WEB].

C. Réacteurs parfaitement agités

Dans la pratique industrielle, les réacteurs parfaitement agités sont de simples récipients cylindriques munis d'un dispositif d'agitation interne efficace ainsi que d'une tubulure d'alimentation et d'une tubulure de soutirage. Le temps de séjour est situé entre dix minutes et quatre heures. Ces réacteurs se distinguent le plus souvent les uns des autres par leur système d'agitation et par leur mode de chauffage ou de refroidissement [EMI05].

D. Réacteurs tubulaires

Très répandus à l'échelle industrielle, ces réacteurs sont exploités pour les réactions en phase gazeuse homogène nécessitant une température élevée, des conditions d'écoulement piston (temps de séjour compris entre une demi-seconde et une heure) et un important débit d'échange thermique[EMI05].

Les avantages liés au modèle du réacteur piston sont les suivantes :

- Peu de variation dans la qualité d'un produit sur une longue période de temps.
- Haute performance.

Mais il a un inconvénient qui nécessite un excellent contrôle des flux (entrée et sortie).

I.3.2 Réacteurs à deux phases[EMI05]

Parmi les plus répandus dans cette catégorie, on trouve les réacteurs à deux phases fluides et les réacteurs catalytiques.

A. Réacteurs à deux phases fluides

Il s'agit habituellement des réacteurs dans lesquels sont présentes soit une phase gazeuse et une phase liquide, soit deux phases liquides non miscibles.

La condition essentielle pour obtenir une réaction efficace étant le transfert rapide de masse, les critères importants pour évaluer un tel réacteur sont :

- l'aire interfaciale ;
- le rapport du débit masse (ou volume) de gaz au débit de liquide ;
- l'énergie nécessaire pour mélanger les phases.

B. Réacteurs catalytiques

Ce sont les plus répandus. Ils se distinguent à la fois par le mode de chauffage, le mode de travail (continu, périodique, cyclique); la nature du catalyseur (solide, liquide), le mode de récupération ou de régénération du catalyseur.

La phase fluide (liquide ou gaz) doit entrer en contact avec la phase solide qui constitue le catalyseur. On distingue trois types principaux de réacteurs catalytiques : à lit fixe, à lit mobile et à lit fluidisé.

C. Réacteurs à lit fixe

Dans un réacteur à lit fixe, le catalyseur de forme solide (particules sphériques ou cylindriques de 1 à 5 mm) est disposé en général dans des tubes de plusieurs mètres de long ou même de plusieurs dizaines de mètres. Le fonctionnement (pour une bonne rentabilité le catalyseur doit durer des milliers d'heures) est assuré jusqu'à ce que le catalyseur soit épuisé. Si le lit de catalyseur est constitué par un seul tube (l'enveloppe du réacteur) le réacteur est dit à lit fixe adiabatique.

D. Réacteurs à lit mobile

Les réacteurs à lit mobile ont un lit de catalyseur en mouvement ; c'est-à-dire que le catalyseur s'écoule de haut en bas par gravité, tandis que la phase fluide peut s'écouler à co-courant, à contre-courant ou horizontalement.

Ce type de réacteur permet ainsi la régénération du catalyseur en continu mais les applications sont limitées étant donné le phénomène d'attrition (l'usure des grains de catalyseur par frottement).

E. Réacteurs à lit fluidisé

La technique du lit fluidisé, dans laquelle le catalyseur en particules très fines est devenu fluide par entraînement avec les réactifs, présente des avantages dans les deux cas suivants :

- lorsque l'appareil requiert une élimination ou un apport important de chaleur ;
- lorsqu'il est nécessaire de régénérer fréquemment le catalyseur.

I.3.3 Réacteurs spéciaux

A. Réacteurs thermiques

La réaction recherchée s'effectue sans autre concours que celui de la chaleur, enportant la matière première à la température convenable pour provoquer, en général, unedissociation des molécules. Le cas le plus souvent cité est celui du craquage thermique decertains produits pétroliers. Le chauffage peut se faire par action direct de flamme ou degaz de combustion ou par rayonnement d'une voûte ou de blocs réfractaires chauffés àhaute température, la matière brute et les produits finis circulent dans une enceintegénéralement constituée par un faisceau de tubes en série ou en parallèle. Éventuellement,l'intérieur de l'enceinte contenant les produits peut être sous pression, sous vide ou tousimplet à la pression atmosphérique. Exception faite des cas où la chaleur estdirectement produite au sein de la masse à chauffer, sa transmission se fait essentiellementpar rayonnement [EMI05].

B. Réacteurs électrochimiques

Tout dispositif dans lequel se produit une réaction sous l'effet d'un apport d'énergieélectrique peut être désigné par l'expression « réacteur électrochimique ». En conséquence,un réacteur électrochimique désignera indifféremment des appareillages plushabituellement connus sous les dénominations « électrolyseur », « cellule d'électrolyse »ou « cellule électrochimique ». Les cellules (ou cuves) électrolytiques sont réalisées avecdifférents matériaux (verre, métal, matière plastique) et peuvent recevoir deux électrodesappelées anode et cathode, ainsi que la solution à électrolyser.

Les réactions électrochimiques anodique et cathodique se produisant au niveau d'interfacesliquide-solide (ou électrolyte électrode), l'analogie avec les réacteurs chimiqueshétérogènes est suffisamment importante pour tenter d'appliquer une méthodologie ainsique des méthodes de résolution identiques. Bien entendu, l'existence d'une force motricesupplémentaire liée au potentiel électrique constitue la spécificité du réacteurélectrochimique, de même que la forme particulière et plus complexe des lois de cinétiqueaux électrodes ; les préoccupations restent cependant sensiblement identiques quant à laprise en compte des phénomènes de transferts simultanés de matière, chaleur et quantité demouvement, au couplage des phénomènes de cinétiques physique et électrochimique[EMI05].

C. Réacteurs à couche mince

Bien que conçus pour réaliser des opérations physiques d'évaporation, dedistillation, d'adsorption ou de désorption, les appareils à couche mince ont descaraéristiques particulières qui peuvent être exploitées avec profit aussi dans le domainedu génie de la

réaction chimique. Dans le domaine, ce type d'appareil peut donc être envisagé en tant que réacteur continu pour mettre en œuvre :

- soit des réactions homogènes en phase liquide (la phase gazeuse ne joue alors aucun rôle) ;
- soit des réactions hétérogènes gaz-liquide.

I.3.4 Choix d'un réacteur

Pour concevoir le meilleur réacteur possible afin de réaliser une réaction donnée, il faut d'abord choisir le ou les facteurs que l'on a intérêt à privilégier, qui peuvent être :

- le taux de conversion d'un réactif donné ;
- le rendement en produit cherché,
- la minimisation de la formation d'une impureté très difficile à séparer, ou susceptible de créer des problèmes (pour la sécurité, l'environnement, sa destruction, etc.) ;
- la minimisation du volume global, autrement dit la maximisation de la capacité de production, ou la minimisation des investissements ;
- la sécurité du fonctionnement ;
- la qualité du produit obtenu.

Mais il faut tenir compte de bien d'autres facteurs, notamment :

- de la nature des réactifs et des produits de la réaction (les différentes phases gaz ; liquide ; solide) ;
- de la gamme de température et de pression à l'intérieur de laquelle la réaction se déroule ;
- de la quantité de chaleur mise en jeu dans la transformation. Cette dernière peut être endothermique, athermique ou exothermique [EMI05].

I.4 Classification des réacteurs

La configuration d'un réacteur dépend de nombreux facteurs liés à la nature chimique de la transformation qui s'y opère : réaction homogène ou hétérogène, écart à l'équilibre, présence de catalyseurs, turbulence, état thermodynamique (pression, température, etc.) [EMI05].

I.4.1 Selon la nature des phases en présence

A. Systèmes monophasiques (homogène)

Le système réactionnel est constitué par une phase gazeuse ou phase liquide.

B. Systèmes polyphasiques (ou hétérogènes)

Il existe dans le milieu réactionnel deux phases ou plusieurs phases [TRA02] :

- mélange liquide-liquide ;
- système gaz-liquide ;
- système gaz-solide ;
- système gaz-solide ;
- système gaz-liquide-solide.

I.4.2 Selon le mode de fonctionnement

A. En discontinu

On qualifie parfois ces appareils de systèmes fermés, car durant le laps de temps pendant lequel la réaction se déroule il n'y a pas de flux de matière entrant ou sortant du système; ce type d'appareil a la faveur des industriels pour les opérations jugées très délicates et les petites productions [EMI05].

B. En continu

Les appareillages continu sont dotés pour introduire les réactifs, et d'une ou plusieurs sorties d'une ou plusieurs entrées par lesquelles les produits de la transformation sont évacués. Le réacteur continu est conçu pour travailler en régime stationnaire. [TRA02]

Une opération est dite en **semi-continu** lorsqu'il y a chargement des matières premières et vidange de l'appareil de manière périodique, mais il y a évacuation continué d'un produit ou sous-produit de telle sorte que pendant une période relativement longue, on peut rajouter de nouvelles quantités de matières premières. Le réacteur en semi-continu ne diffère de la marche en discontinu que par les appareils annexes [EMI05].

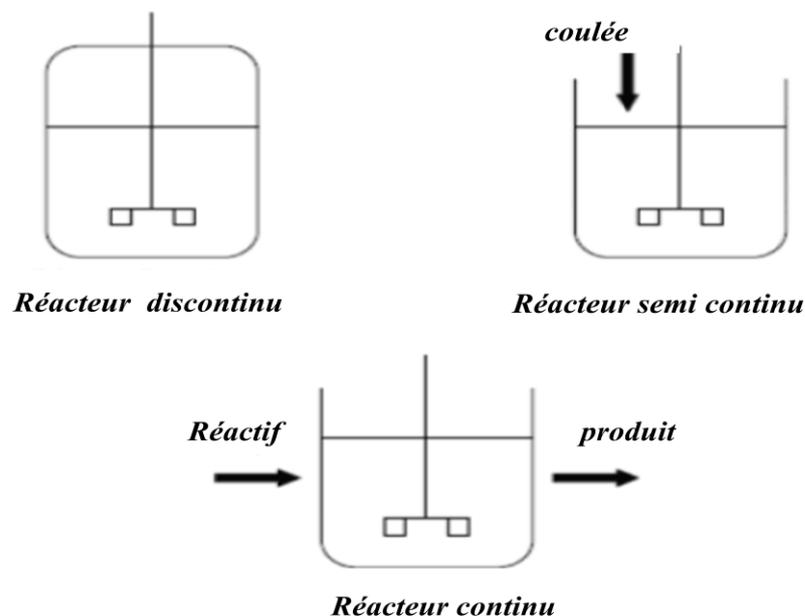


Figure I.1 Schéma des différents types des réacteurs

I.4.3 Selon le degré de mélange des substances en réaction

Le cheminement des diverses phases de leurs points d'entrée à leurs points de sortie. Cet écoulement interne peut revêtir diverses formes qui dépendent évidemment de la structure de l'appareillage.

A. Écoulement de type piston

Dans le réacteur tubulaire la transformation de l'espèce chimique se fait progressivement le long du tube ; il s'établit, entre les extrémités de l'appareil, un profil de concentration décroissant du réactif qualifiant cet appareil de réacteur à gradient de concentration [BEN14].

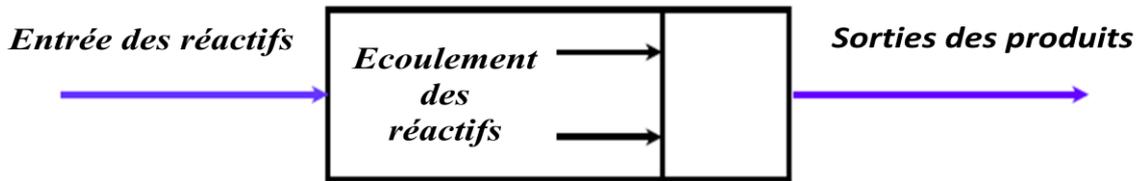


Figure I.2 : Réacteur tubulaire à écoulement

B. Ecoulement à travers un réacteur parfaitement mélangé

Dans le cas du réacteur parfaitement agité, la concentration du milieu réactionnel est uniforme en tout point de l'appareil, à l'exception du point d'admission dans le réacteur où il y a une discontinuité de la concentration [BEN14].

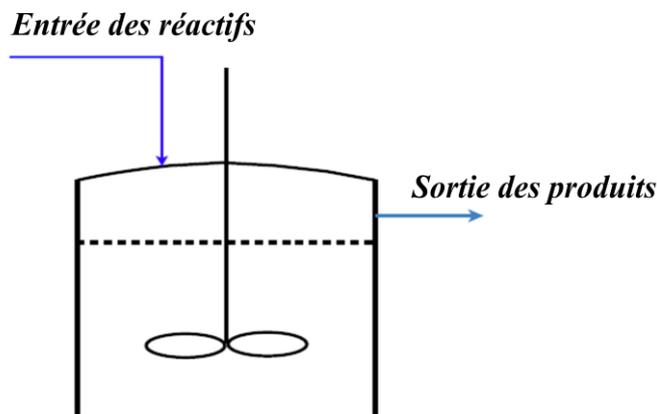


Figure I.3 : Réacteur parfaitement agité

C. Ecoulement à travers un réacteur étagé

Un cas intermédiaire entre ces deux modèles idéaux est appelé réacteur étagé (Constitué par une série de zones parfaitement agitées). Ses caractéristiques se situent entre le réacteur à gradient et le réacteur parfaitement agité.

Le fonctionnement des appareils industriels s'écartant de ces modèles idéaux, certains termes correctifs sont nécessaires. Parmi les réacteurs industriels les plus proches des réacteurs idéaux on trouve les réacteurs à cuve agitée mécaniquement et le réacteur tubulaire [BEN14].

I.4.4 Selon la mise en contact des phases

On distingue les circulations des phases à :

- courants parallèles ;
- courants croisés ;
- contre-courant. ;

Si ce dernier mode de circulation est le plus utilisé, dans le cas des processus purement physiques c'est la rétention des phases (spécialement celle de la phase réactionnelle) qui constituera l'un des paramètres essentiels lors de l'étude d'un réacteur polyphasique [BEN14].

Tableau I.1 : Exemple de classes des réacteurs

Phases en présence	Mode de fonctionnement	
	Discontinu Fermi ou semi continu	Continu Tubulaire ou CSTR
L	Polymérisation	Estérification
G+L	Fermentation	Absorption de polluants
L+L	Sulfonation d'aromatique	Hydrolyse d'esters
(L ou G)+S+Catalyseur	Hydrogénation	Cracking catalytique
(L ou G)+S	Régénération de catalyseur	Combustion en lit fluidisé
G : gaz ;	L : liquide ;	S :solide

I.5 Généralité sur la réaction chimique

Une réaction chimique correspond à la transformation d'espèces chimiques (molécules, atomes ou ions) en d'autres espèces chimiques. Au cours d'une réaction chimique les noyaux des éléments chimiques ne sont pas modifiés, seuls participent les électrons des niveaux externes des atomes.

I.5.1 La cinétique chimique

La cinétique chimique permet de définir des lois d'avancement des réactions en fonction du temps de séjour des réactifs au sein du réacteur. L'introduction de ce paramètre temps est essentiel pour définir le volume réactionnel nécessaire à la réalisation d'une transformation chimique jusqu'à un avancement donné [HAF92].

A. Vitesse de la réaction

La vitesse d'une réaction chimique est définie comme étant la quantité de matière transformé (apparition ou disparition) par unité de temps et par unité d'une extensive qui dépend du problème traité : volume, masse, surface etc. la vitesse mesure donc un débit spécifique de transformation chimique[VIL82], [HOR81].

B. Expression de la loi de vitesse

Dans le cas d'une réaction $A \rightarrow B$, la vitesse de la réaction est donnée par le nombre de mole de A qui disparaissent de l'unité de volume dans l'unité de temps du fait de la réaction chimique.

Formulation mathématique de la vitesse [TRA02]

$$v_i r = \frac{1}{V} \frac{dn_i}{dt} \quad (I.1)$$

$\frac{dn_i}{dt}$: est la vitesse d'apparition (ou disparition) de l'espèce A_i en fonction du temps.

C. Les facteurs influant la vitesse de la réaction

Les paramètres qui influencent directement sur l'évolution d'un système chimique sont :

- Les concentrations initiales des réactifs ;
- La température ;
- La présence d'un catalyseur ;

- **Influence de la concentration sur la vitesse de la réaction**

Il a été constaté expérimentalement que la vitesse peut se mettre se forme d'un monôme de concentrations instantanées des réactifs.

En effet si on considère l'équation stœchiométrique :



On peut écrire :

$$r_A = -\frac{1}{a} \frac{dc_A}{dt} = kC_A^n C_b^m \quad (I.3)$$

- **Influence de la température (la loi d'Arrhenius)**

L'effet de la température obéit à une relation presque générale. En effet pour presque toutes les réactions la vitesse de réaction croit d'une manière exponentielle avec la température.

La constante de vitesse k d'une réaction dont l'unité dépend de l'ordre de la réaction, varie avec la température, en première approximation selon la loi d'Arrhenius[TRA02].

$$k = k_0 \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) \quad (I.4)$$

I.6 Sécurité des réacteurs chimiques

La réaction chimique, en vertu des énergies considérables qu'elle implique, peut mener, si elle est conduite de manière non contrôlée, à des accidents extrêmement graves, comme des explosions, qui peuvent être mortelles. De manière générale, l'accident survient lorsque la chaleur produite par la réaction chimique ne peut plus être intégralement évacuée par le système de refroidissement, ce qui provoque une accumulation d'énergie, sous forme d'augmentation de température et de pression, qui peut mener à l'explosion.

Les problèmes de sécurité liés à l'énergie libérée par les réactions chimiques ne surviennent pas forcément au laboratoire, mais apparaissent plus tard lors du passage à l'échelle industrielle. La sécurité des procédés chimiques, et en particulier celle des réacteurs est de nos jours une préoccupation majeure de cette industrie[HOR81].

I.6.1 Emballement d'un réacteur

L'emballlement thermique est la conséquence de la perte de contrôle de la température d'une substance chimique d'un mélange de réactif et de produits ou d'un procédé dans une enceinte. Les conséquences de la perte de contrôle de la température se traduisent par :

L'augmentation de la vitesse des réactions chimiques.

L'apparition de réactions secondaires industrielles, le plus souvent des réactions de décomposition du mélange réactionnel.

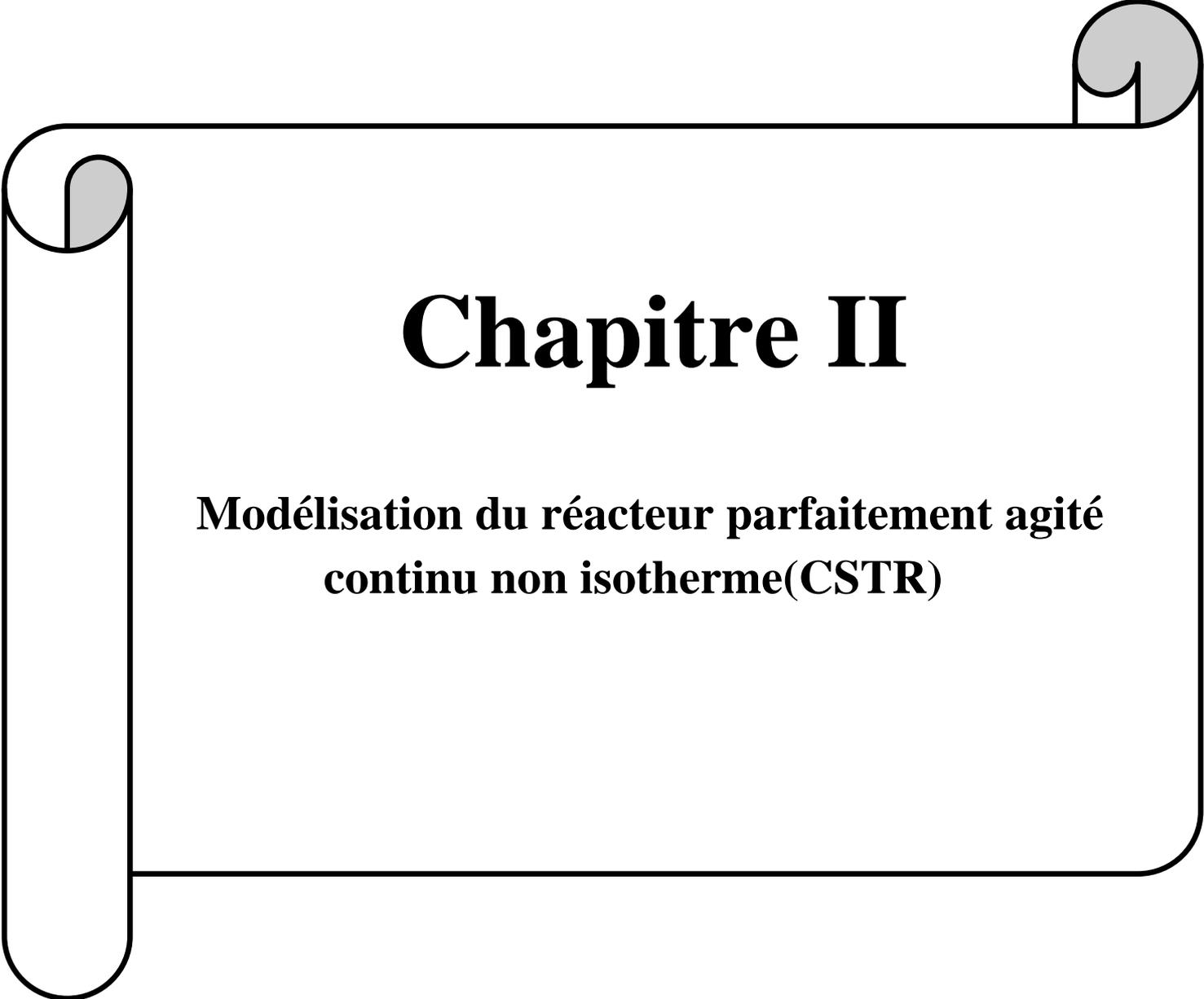
L'augmentation de la pression totale engendrée soit par l'accroissement de la pression de vapeur saturante du mélange réactionnel en fonction de l'élévation de température, soit par la production de gaz incondensable de décomposition, soit simultanément par les deux processus.

Cette dernière conséquence entraîne souvent l'éclatement de l'enceinte d'où parfois la terminologie d'explosion thermique. Cette perte de confinement peut entraîner des émissions toxiques et/ou inflammables, des effets de souffle ainsi que des effets mécaniques et thermiques [VIL96].

I.7 Conclusion

Ce chapitre constitue une étude bibliographique assez générale sur les réacteurs chimiques. Différents types de réacteurs chimiques ainsi que leurs classifications ont été présentés. En effet, ces critères permettent de définir un certain nombre de catégories de réacteurs idéaux utilisés pour représenter le comportement des réacteurs réels.

Après avoir passé en revue les différents types de réacteurs chimiques dans ce chapitre, le chapitre suivant sera consacré au réacteur parfaitement agité continu non isotherme, ainsi on présentera son modèle mathématique dans le but de simuler son comportement en boucle ouverte.

A decorative border resembling a scroll, with a black outline and grey shaded areas at the top and bottom corners, framing the text.

Chapitre II

**Modélisation du réacteur parfaitement agité
continu non isotherme(CSTR)**

II.1. Introduction

La modélisation des réacteurs chimiques non isothermes occupe une place très importante dans l'industrie chimique, car dans de nombreux cas l'expérience est irréalisable ou trop chère, ou bien elle présente des risques sur les installations, donc c'est pour cela on fait recours à la technique de modélisation qui permettra de déduire les résultats à travers l'exploitation d'un modèle mathématique.

Dans ce chapitre, on présente, dans un premier temps, quelques notions sur la modélisation. Ensuite nous allons consacrer notre étude à la modélisation du réacteur parfaitement agité continu non isotherme, pour cela on va donner une description détaillée du réacteur. A cet égard, le modèle mathématique du réacteur sans régulation sera présenté. Ensuite une stratégie de régulation qui va permettre de stabiliser la température du réacteur autour du point de fonctionnement instable pour l'empêcher de s'emballer vers un point de fonctionnement chaud ou froid sera mise en évidence. Aussi le modèle mathématique du réacteur avec régulation de température sera considéré dans l'objectif de la simulation de son comportement.

II.2. Modélisation des procédés industriels

La modélisation est une technique nécessaire à l'étude, la réalisation et le contrôle des systèmes ou des unités industrielles, cette technique peut prendre de différentes formes telles que la modélisation physique, mathématique ou graphique. La complexité des systèmes modernes a orienté la recherche vers l'utilisation des meilleures méthodes afin d'obtenir le modèle le plus proche (ou fiable) du système réel.

Définir la modélisation en génie des procédés est une tâche délicate tant elle recouvre d'actions et d'objectifs divers. On pourrait néanmoins lui donner la définition synthétique suivante : la modélisation est une démarche qui permet, à partir de faits expérimentaux, de construire un outil mathématique reliant les sorties d'un système à ses entrées. L'ensemble d'équations ou la représentation graphique de ces systèmes et qui doit aussi prédire leur comportement futur constitue un modèle[GOU95].

II.2.1. La notion du modèle

Un modèle est une représentation mathématique, physique ou graphique susceptible de se comporter comme le système physique si les deux sont soumis à la même excitation d'entrée.

Un modèle est caractérisé par son domaine de validité, c'est-à-dire par le domaine de l'espace des entrées dans lequel l'accord entre les valeurs des sorties du processus calculées par le modèle, et leurs valeurs mesurées, est considéré comme satisfaisant compte tenu de l'utilisation que l'on fait du modèle.

La modélisation s'effectue selon le degré de connaissance qui doit être le plus élevé possible chez le concepteur, mais il est nécessaire en général de faire des hypothèses simplificatrices afin de limiter la complexité du modèle [RAH12].

Ceci nous conduit à classer les modèles en deux types :

- Modèles de connaissance.
- Modèles de comportement ou de représentation.

II.2.2. Classification des modèles

On distingue deux sortes de modèle en fonction des informations mise en jeu pour leur conception.

A. Modèle déterministes (modèles de connaissance)

Les modèles mathématique déterministes ou de connaissance décrivent le procédé par un ensemble d'équations qui résultent d'une loi traduisant les effets mécaniques, thermique, physico-chimiques et thermodynamiques couplés dans le procédé modélisé.

- Les modèles mathématiques expriment couramment
- Les bilans de matière, quantité de mouvement et de l'énergie
- Les couplages entre les phénomènes de transfert (matière, chaleur, quantité de mouvement).

Parmi les modèles mathématiques déterministes, on distingue les modèles à paramètres localisés qui se traduisent par des équations différentielles ordinaires (cas du réacteur parfaitement agité), et les modèles à paramètres distribués se traduisant par des équations aux dérivées partielles (cas du réacteur tubulaire).

B. Modèles de comportement (boite noire)

Les modèles boite noire sont construits essentiellement sur la base des mesures effectuées sur les entrées et les sorties de processus à modaliser. Il représente le résultat de fonctionnement du processus sans voir le sens physique. La modélisation consiste alors à utiliser, pour représenter les relations entre les entrées et les sorties, des équations (algébriques, différentielles, récurrentes) paramétrées, et à estimer les paramètres à partir des mesures disponible, de manière à obtenir la meilleur précision possible avec le plus petit nombre possible de paramètres ajustables.

II.2.3. Intérêt de la modélisation et la simulation en génie des procédés

En génie des procédés, l'intérêt de la modélisation et de la simulation, consiste en l'étude du procédé par la manipulation de sa représentation mathématique. Tout d'abord, le développement d'un modèle mathématique permet d'améliorer la connaissance et la compréhension du système, car la démarche de la modélisation mathématique amène inévitablement à un questionnement qui favorise le progrès dans la compréhension des phénomènes mis en jeu. Les modèles ont donc un rôle éducatif certains. Disposer d'un modèle mathématique d'une opération unitaire donnée permet le calcul de paramètres difficilement mesurable ou inaccessibles et l'extrapolation, offrant ainsi la possibilité de tester des gammes de conditions opératoires extrêmes, éventuellement impossibles de mettre en œuvre dans l'usine réelle. Les modèles peuvent constituer d'équipements ou encore pour assurer la sécurité des procédés [MAR10].

II.3. Modélisation du réacteur parfaitement agité continu non isotherme (CSTR)

Le réacteur parfaitement agité continu que nous utilisons dans ce travail appartient à une classe de réacteurs idéaux où les conditions hydrodynamiques et physiques sont supposées idéalisées et bien déterminées. Ce type de réacteur permet d'approcher le fonctionnement des réacteurs industriels et constitue la base des méthodes utilisés pour les décrire [LUY07].

Avant de développer le modèle mathématique du réacteur, il est important de donner une description du processus (réacteur) qu'on veut étudier.

II.3.1. Description du processus

Le processus considéré ici est constitué d'un réacteur chimique à cuve parfaitement agitée continue non isotherme (CSTR), refroidie avec une double enveloppe, dans lequel se déroule une réaction chimique irréversible et exothermique du premier ordre $A \rightarrow B$ avec une vitesse de réaction $r = k C_A$. Un schéma simplifié de tel appareil est représenté sur la figure suivante.

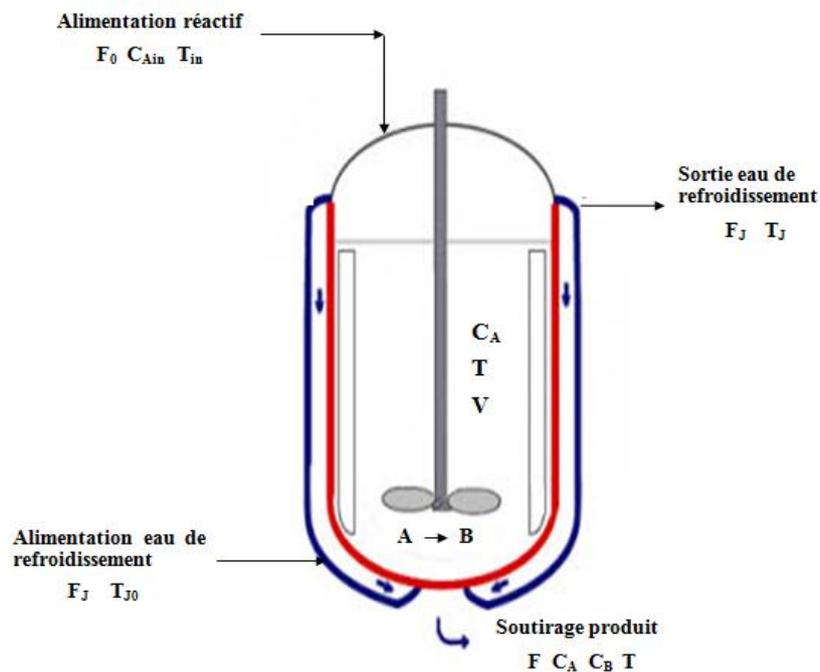


Figure II.1 : Schéma du réacteur chimique continu parfaitement agité

Ce réacteur chimique continu parfaitement agité est le siège d'une réaction exothermique $A \rightarrow B$ d'ordre 1, qui fournit une chaleur de réaction ΔH . Le réactif A est alimenté en continu dans le réacteur avec un débit volumétrique F_0 , et une concentration molaire d'alimentation C_{Ain} et une température T_{in} . Le contenu du réacteur est mélangé avec un agitateur motorisé. Un courant de sortie, qui contient un mélange des deux composés (le réactif A et le produit B), est retiré du réacteur en continu avec un débit volumétrique F , une composition C_A et C_B et une température T .

Pour soutirer la chaleur générée par cette réaction exothermique, le réacteur est entouré d'une double enveloppe (indiquée 'j') avec une surface d'échange A et de volume constant V_j traversée par un fluide de refroidissement (eau) avec un débit F_j variable et une température d'entrée T_{j0} constante [GOU95].

Les paramètres du réacteur et les conditions opératoires utilisées dans notre étude sont ceux utilisés par Luyben.

Après avoir donné une description détaillée du réacteur à étudier nous allons maintenant établir le modèle mathématique de ce dernier.

II.3.2 Les hypothèses

Le développement du modèle initial du **CSTR** est basé sur les hypothèses suivantes [DAL04] :

- Le CSTR est parfaitement agité.
- Les densités massiques du composant d'entrée et celui produit sont égaux et identiques (désignés par ρ).
- Le volume de liquide V dans le réacteur est conservé constant par un conduit d'évacuation.
- Le taux de réaction (r) est d'ordre par un par rapport à A . est donnée par :

$$r = K.C_A \quad (II.1)$$

- K étant la vitesse de réaction qui suit une loi d'Arrhenius [DAL04] de type :

$$K = K_0 \cdot \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (II.2)$$

Avec :

- K_0 : le facteur de fréquence [$1 \text{ mol}^{-1} \text{ min}^{-1}$].
- E : énergie d'activation [J. mol^{-1}].
- R : est la constante universelle des gaz parfait [$\text{J. mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$].
- T : la température du milieu réactionnelle [K].

II.3.3 Modèle mathématique

Le modèle mathématique prend en compte des termes différentiels caractéristiques du comportement dynamique du réacteur. Cet outil donne alors accès à l'évolution, au cours du temps, des différentes variables du réacteur (concentrations, température). La modélisation est réalisée sous les hypothèses précédentes.

- **Bilan matière global**

$$\frac{d(\rho V)}{dt} = \rho F_0 - \rho F \Rightarrow F_0 = F \quad \text{car } V \text{ et } \rho \text{ constants} \quad (II.3)$$

- **Bilan molaire partiel sur le réactif A**

$$\frac{d(V C_A)}{dt} = F C_{Ain} - F C_A - V K C_A \quad (II.4)$$

Après simplification on a

$$\frac{d(C_A)}{dt} = \frac{F}{V} (C_{Ain} - C_A) - K C_A \quad (II.5)$$

• **Bilan thermique du réacteur**

$$\frac{d(VT)}{dt} = FT_j - FT - \left(\frac{\Delta HK C_A}{\rho C_p} \right) - \frac{UA}{\rho C_p} (T - T_j) \quad (II.6)$$

Après simplification, on à

$$\frac{d(T)}{dt} = \frac{F}{V} (T_{in} - T) - \left(\frac{\Delta HK C_A}{\rho C_p} \right) - \frac{UA}{V \rho C_p} (T - T_j) \quad (II.7)$$

Avec :

- V : volume constant du réacteur [m³].
- A : surface d'échange entre le réacteur et la double enveloppe [m²].
- ΔH : enthalpie de réaction [KJ. Mol⁻¹].
- K : constante de vitesse de la réaction [1mol⁻¹.min⁻¹].
- C_A : concentration du produit à la sortie [mol. m⁻³].
- P : masse volumique dans le réacteur [kg. m³].
- U : coefficient d'échange thermique entre le réaction et la double enveloppe [KJ. m⁻². s⁻¹].
- T : température dans la réaction [K].
- T_i : température d'alimentation dans le réacteur [K].
- T_j : température de double enveloppe [K].
- C_{Ain} : concentration d'alimentation [mol. m⁻³].
- C_p : la chaleur spécifique de réactif [KJ.kg⁻¹.K⁻¹].
- F : le débit volumique [m³.s⁻¹].
- t : temps [s]

Le bilan matière (équation II.5) et énergétique (équation II.7) des différentes grandeurs physiques du système pourrait être comme suite :

L'état est (C_A, T), les commandes sont le débit d'alimentation(F₀) et la débit de refroidissement (F_r) dans le chemise, et comme sortie la concentration du produit (C_A) et la température de réservoir (T).le système est donc clairement un système non linéaire (K est une exponentielle) auquel il faut ajouter les contrainte physique d'exploitation : seuil sur la sortie (zone de fonctionnement limitée), amplitude et vitesse d'entrée limité (débit et variation de débit d'alimentation). Il est possible toutefois, de trouver une approximation à la fonction de transfert linéaire liant les entrées et la sortie (linéarisation). Ceci est possible par la détermination de point de fonctionnement.

II.3.4 Linéarisation du modèle mathématique de CSTR

Représentation d'état du réacteur et stabilité

On pose :

$$C_A = x_1 \quad \text{et} \quad X_1 = C_A - C_{AS}; \quad T = x_2 \quad \text{et} \quad X_2 = T - T_S$$

$$X = \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \end{bmatrix}; \quad u_1 = C_{Ain} \quad \text{et} \quad U_1 = C_{Ain} - C_{AinS}; \quad u_2 = T_{in} \quad \text{et} \quad U_2 = T_{in} - T_{inS}$$

$$u_3 = T_j \quad \text{et} \quad U_3 = T_j - T_{jS} \quad (\text{II.8})$$

$$U = \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \\ U_3 \end{bmatrix}; \quad X = \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \end{bmatrix}; \quad x = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix}; \quad x_S = \begin{bmatrix} x_{1S} \\ x_{2S} \end{bmatrix}; \quad u = \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix}; \quad u_S = \begin{bmatrix} u_{1S} \\ u_{2S} \\ u_{3S} \end{bmatrix}$$

Le système d'équation (II.5) et (II.7) deviennent donc :

$$f_1(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3) = \frac{dx_1}{dt} = \frac{dX_1}{dt} = \frac{F}{V}(u_1 - x_1) - k(x_2)x_1 \quad (\text{II.9})$$

$$f_2(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3) = \frac{dx_2}{dt} = \frac{dX_2}{dt} = \frac{F}{V}(u_2 - x_2) - \frac{\Delta H}{\rho C_p} k(x_2)x_1 + \frac{UA}{\rho V C_p}(u_3 - x_2) \quad (\text{II.10})$$

D'où le système bloc du réacteur est celui d'un système 3 entrées et 2 sorties :



Figure II.2 : Schéma du système d'un CSTR

Etape 1 : déterminer le point de fonctionnement ou l'état de l'équilibre

Le système d'équation (II.8) et (II.9) autour d'un régime stationnaire, on obtient :

$$f_1(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3) = f_1(x_{1S}, x_{2S}, u_{1S}, u_{2S}, u_{3S}) + \sum_1^2 \frac{\partial f_1}{\partial x_i}(x_S - u_S)(x_i - x_{iS}) + \sum_1^3 \frac{\partial f_1}{\partial u_i}(x_S - u_S)(u_i - u_{iS}) \quad (\text{II.11})$$

$$f_2(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3) = f_2(x_{1S}, x_{2S}, u_{1S}, u_{2S}, u_{3S}) + \sum_1^2 \frac{\partial f_2}{\partial x_i}(x_S - u_S)(x_i - x_{iS}) + \sum_1^3 \frac{\partial f_2}{\partial u_i}(x_S - u_S)(u_i - u_{iS}) \quad (\text{II.12})$$

En régime stationnaire on a :

$$f_1(x_{1S}, x_{2S}, u_{1S}, u_{2S}, u_{3S}) = f_2(x_{1S}, x_{2S}, u_{1S}, u_{2S}, u_{3S}) = 0 \quad (\text{II.13})$$

D'où on obtient :

$$\begin{aligned} f_1(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3) &= \frac{dx_1}{dt} \\ &= -\left(\frac{F}{V} - k(x_{2S})\right)X_1 - x_1 \frac{dk}{dx_2}(x_{2S})X_2 + \frac{F}{V}U_1 \end{aligned} \quad (\text{II.14})$$

$$\begin{aligned} f_2(x_1, x_2, u_1, u_2, u_3) &= \frac{dx_2}{dt} \\ &= -\frac{\Delta H}{\rho C_p} k(x_{2S})X_1 - \left(\frac{F}{V} + \frac{\Delta H}{\rho C_p} x_{1S} \frac{dk}{dx_2}(x_{2S}) + \frac{UA}{\rho V C_p}\right)X_2 \\ &\quad + \frac{UA}{\rho V C_p}U_3 + \frac{F}{V}U_2 \end{aligned} \quad (\text{II.15})$$

Etape 2 : Modèle d'espace d'état

$$\frac{dX_1}{dx} = A_{11}X_1 + A_{12}X_2 + B_{11}U_1 + B_{12}U_2 + B_{13}U_3 \quad (\text{II.16})$$

$$\frac{dX_2}{dx} = A_{21}X_1 + A_{22}X_2 + B_{21}U_1 + B_{22}U_2 + B_{23}U_3 \quad (\text{II.17})$$

$$Y_1 = X_1; Y_2 = X_2$$

soit :

$$\frac{dX}{dx} = A.X + BU \quad (\text{II.18})$$

$$Y = CX + DU \quad (\text{II.19})$$

Avec :

$$\begin{aligned} A &= \begin{bmatrix} A_{11} & A_{12} \\ A_{21} & A_{22} \end{bmatrix} \quad \text{et} \quad A_{11} = -\left(\frac{F}{V} + k(x_{2S})\right) = -\left(\frac{F}{V} + k(T_S)\right) \\ A_{12} &= x_{1S} \frac{dk}{dx_2}(x_{2S}) = -C_{As} \frac{dk}{dx_2}(T_S); \quad A_{21} = -\frac{\Delta H}{\rho C_p} k(x_{2S}) = -\frac{\Delta H}{\rho C_p} k(T_S) \\ A_{22} &= -\left(\frac{F}{V} + \frac{\Delta H}{\rho C_p} x_{1S} \frac{dk}{dx_2}(x_{2S}) + \frac{UA}{\rho V C_p}\right) = -\left(\frac{F}{V} + \frac{\Delta H}{\rho C_p} C_{As} \frac{dk}{dx_2}(T_S) + \frac{UA}{\rho V C_p}\right) \\ B &= \begin{bmatrix} B_{11} & B_{12} & B_{13} \\ B_{21} & B_{22} & B_{23} \end{bmatrix} \quad \text{et} \quad B_{11} = \frac{F}{V}; \quad B_{12} = 0 \\ B_{13} &= 0; \quad B_{21} = 0; \quad B_{22} = \frac{F}{V}; \quad B_{23} = \frac{UA}{\rho V C_p} \\ C &= \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}; \quad D = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (\text{II.20})$$

Tableau II.1 :Les paramètres et ces valeurs

Paramètre	valeur	Unité
F	100	m ³ .s ⁻¹
V	100	m ³
T _j	270	K
C _p	0.239	J.kg ⁻¹ .K ⁻¹
ΔH	5e4	J. Mol ⁻¹
P	1000	kg. m ³
E/R	8750	
K ₀	7.2e10	s ⁻¹
UA	5e4	w. m ⁻² . K ⁻¹
C _{Ain}	1	mol. m ⁻³
T _{in}	350	K
C _A	0.989	mol. m ⁻³
T	296.6	K

On utilisant les valeurs numériques des paramètres du processus chimique donnés par le tableau(II.1) on trouve :

$$A = \begin{bmatrix} -1.0111 & -0.0011 \\ 2.3216 & -2.8611 \end{bmatrix} \quad (II.21)$$

$$B = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 1195 \end{bmatrix} \quad (II.22)$$

$$C = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (II.23)$$

$$D = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (II.24)$$

On étudie la stabilité du système par le calcul des valeurs propres de la matrice A (par l'instruction de Matlab :eig(A)) :

$$\det(\lambda I - A) = 0 \Rightarrow \begin{cases} \lambda_1 = -1.0125 \\ \lambda_2 = -2.8598 \end{cases} \quad (II.25)$$

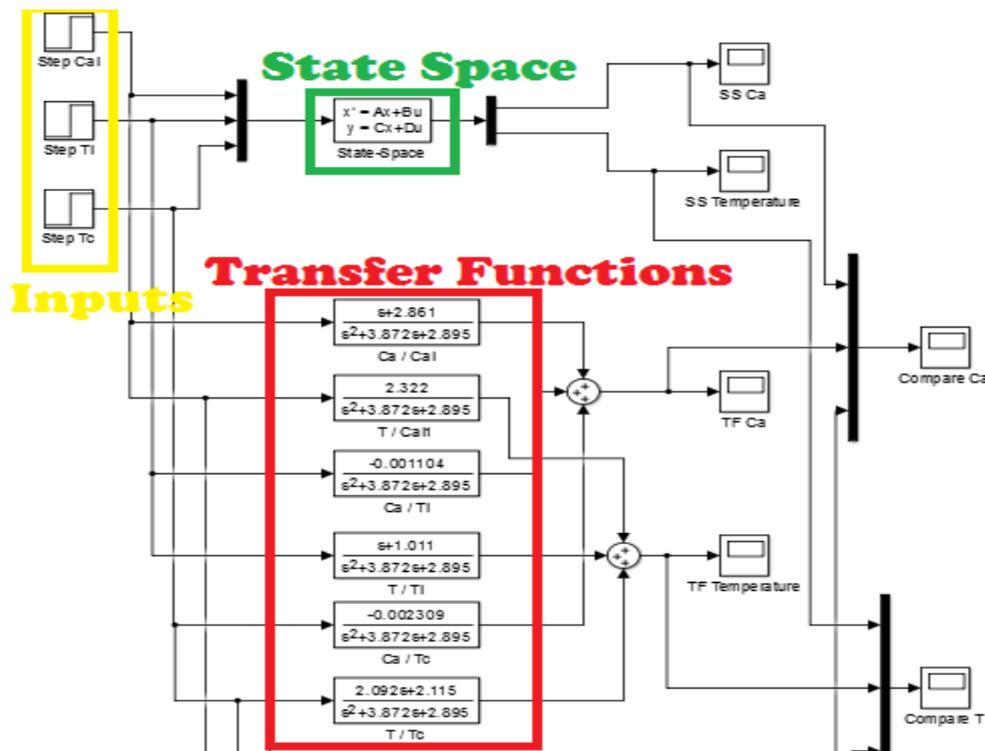
Les deux valeurs propres sont négatives ou appartiennent au demi-plan gauche, ce qui signifie que notre système est stable.

Etape 3 : le modèle dans le domaine de Laplace

Dans le domaine temporel, le modèle dynamique linéaire du réacteur autour du régime stationnaire est donné par sa représentation d'état (A, B, C, D) avec 3 entrées et deux sorties. On montre que dans le domaine de Laplace, ce même modèle se présente sous forme d'une matrice de transfert, $H(s) = C (sI - A)^{-1} B$, de 3 entrées et deux sorties.

Tableau II.2 : Les fonctions de transfert des 3 entrées

Les sorties Les entrées	$x_1=C_A$	$x_2=T$
$u_1=C_{Ain}$	$\frac{s + 2.861}{s^2 + 3.872 s + 2.895}$	$\frac{2.322}{s^2 + 3.872 s + 2.895}$
$u_2=T_{in}$	$\frac{-0.001104}{s^2 + 3.872 s + 2.895}$	$\frac{s + 1.011}{s^2 + 3.872 s + 2.895}$
$u_3=T_j$	$\frac{-1.319}{s^2 + 3.872 s + 2.895}$	$\frac{1195 s + 1208}{s^2 + 3.872 s + 2.895}$



II.3.5 La simulation du réacteur en boucle ouverte

Avant de développer différents algorithmes de régulation, il est important d'avoir une idée de comportement du réacteur en boucle ouverte afin de montrer que le réacteur ne peut pas fonctionner sans régulation.

- Conditions initiales
 $C_A=1 \text{ mol.m}^{-3}$; $T_{in}=350 \text{ k}$; $T_j=304 \text{ k}$.

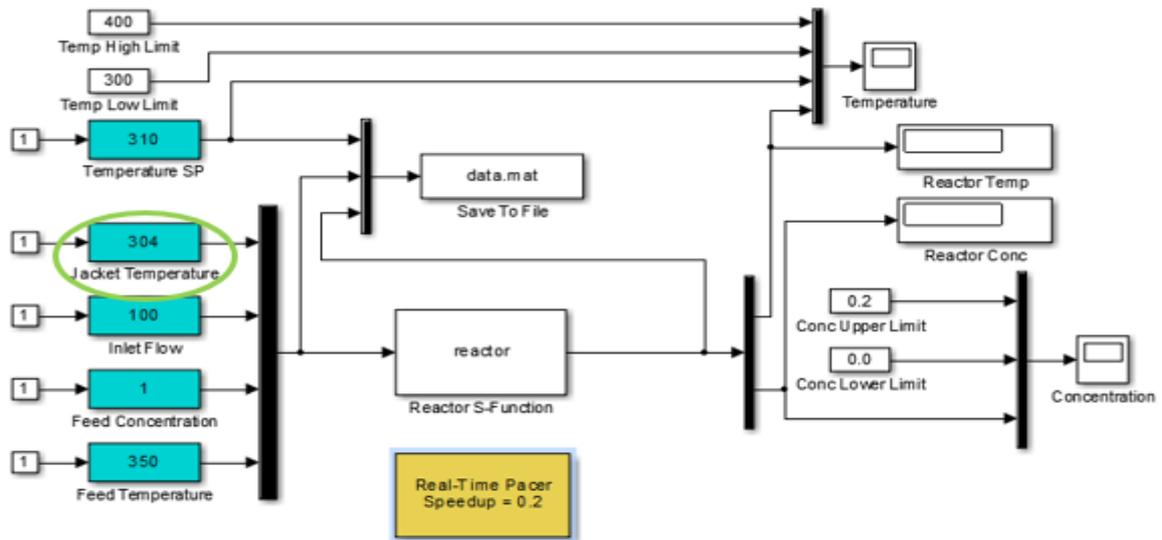


Figure II.3 : Schéma Simulink du réacteur en boucle ouverte (sans régulation).

Le résultat de la simulation est représenté dans la figure suivante

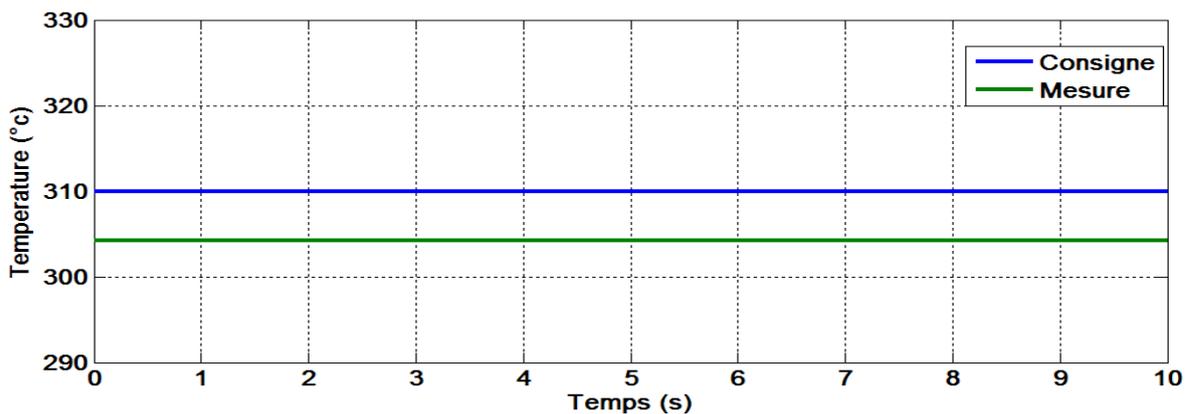
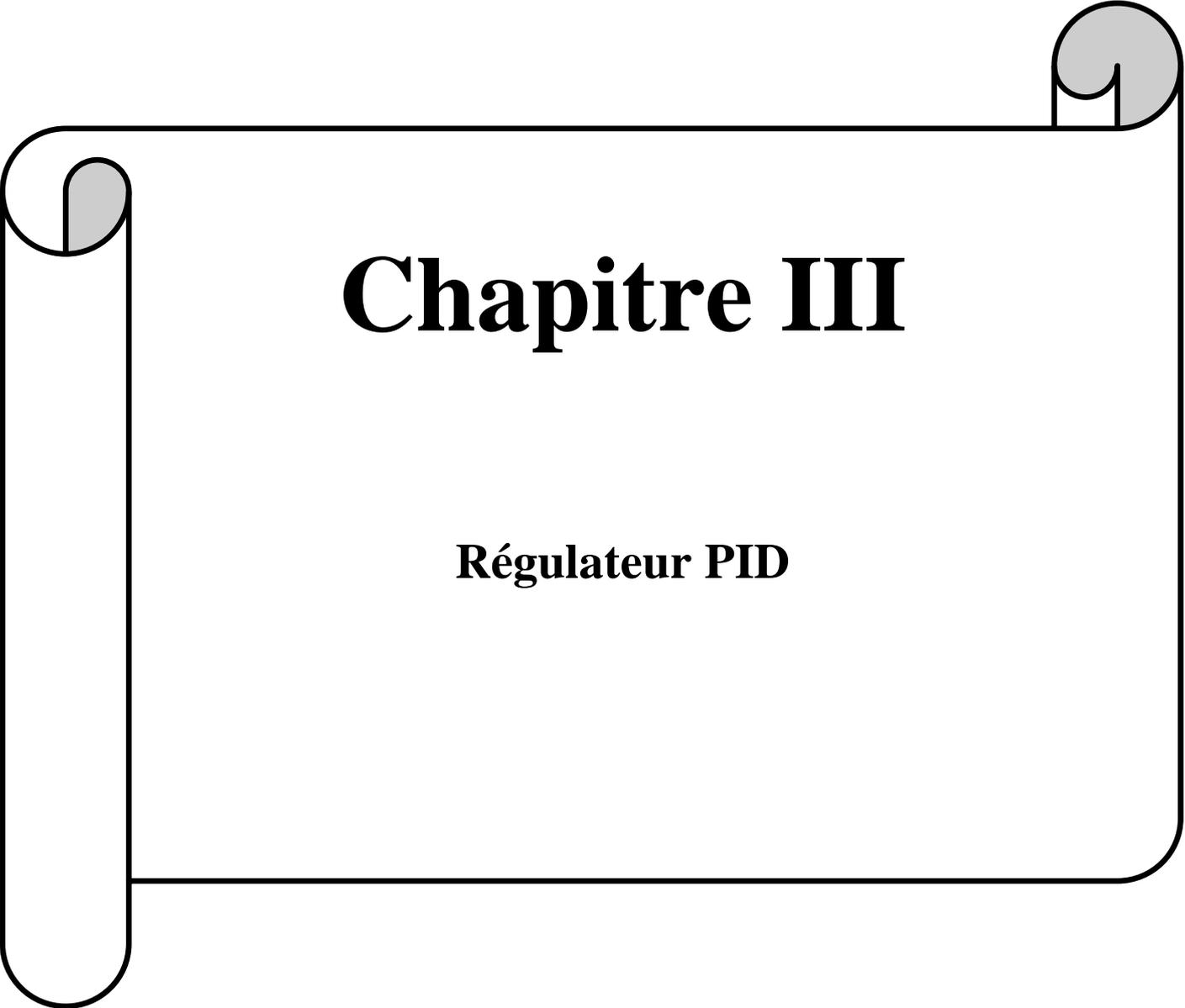


Figure II.4 : Evaluation de la température du réacteur.

D'après cette figure, on constate que la température du réacteur reste constante au cours du temps, avec une erreur entre la valeur de la consigne (310 °C) et la valeur mesurée (304°C).

II.4 Conclusion

Dans ce chapitre on a établi des modèles mathématiques du réacteur parfaitement agité continu pour les deux régimes de fonctionnement, stationnaire et dynamique. Ce modèle concerne le réacteur en boucle ouverte (sans régulation) de température.



Chapitre III

Régulateur PID

III.1 Introduction

Tout système à régler possède un régulateur, qu'il soit analogique ou numérique. Dans ce chapitre, nous nous intéresserons aux régulateurs. Ces régulateurs ont pour tâche de comparer, en premier lieu, une valeur de consigne avec la valeur de mesure correspondante. En second lieu, le régulateur agit sur la grandeur de commande pour rendre la valeur de mesure aussi proche que possible de la valeur de consigne [COR09].

Les régulateurs PID répondent à plus de 90% des besoins industriels et le nombre de régulateurs installés dans une usine pétrolière, par exemple, se compte par milliers. Malheureusement, malgré l'expérience acquise au fil des ans, les valeurs choisies pour les paramètres P, I et D ne sont pas toujours satisfaisantes, ni adaptées au processus à régler [MUD02].

III.2 L'objectif global de la régulation :

La régulation peut résumer par ces trois mots clefs : mesurer, comparer, corriger. Cependant, chaque procédé possède ses exigences propres, chaque appareil possède ses propres conditions de fonctionnement. Il est donc indispensable que la régulation soit conçue pour satisfaire aux besoins particuliers liés à la sécurité, aux impératifs de production et aux matériels.

La régulation est l'action de régler automatiquement une grandeur de telle sorte que celle-ci garde constamment sa valeur ou reste proche de la valeur désirée, quelles que soient les perturbations qui peuvent subvenir [SIL05].

III.3 Eléments constitutifs d'une boucle de régulation :

III.3.1 Une boucle de régulation :

Doit comporter au minimum les éléments suivants :

- Un capteur de mesure ;
- Un transmetteur souvent intégré au capteur ;
- Un régulateur
- Un actionneur.

Elle est souvent complétée par :

- Un enregistreur,
- Des convertisseurs,
- Des sécurités.

Le régulateur reçoit deux informations :

- Le signal de mesure provenant du capteur,
- La consigne (qui peut être locale ou externe),

En fonction de l'écart entre ces deux valeurs et de l'algorithme de calcul pour lequel il a été configuré, il délivre un signal de sortie dirigé vers l'actionneur afin d'annuler cet écart et de ramener la mesure vers la valeur de consigne [BAR08].

III.3.2 Les types de boucles :

a. Boucle ouverte:

Le régulateur PID est en **mode manuel**. Le technicien agit directement sur la commande de l'actionneur. L'avantage est de pouvoir modéliser le procédé par une fonction de transfert en adéquation avec le comportement observé.

b. Boucle fermée :

Le régulateur, mis en mode automatique, contrôle le procédé, limitant les risques dangereux d'emballement. [PRO10]

III.4. Action de régler :

La plupart des systèmes comportent une réaction naturelle qui s'oppose à l'action et conduit à un nouvel état d'équilibre. Cet état n'est que rarement satisfaisant. On est donc amené à concevoir des ensembles, dans lesquels la grandeur désirée s'aligne rigoureusement sur une grandeur de consigne [MUD02].

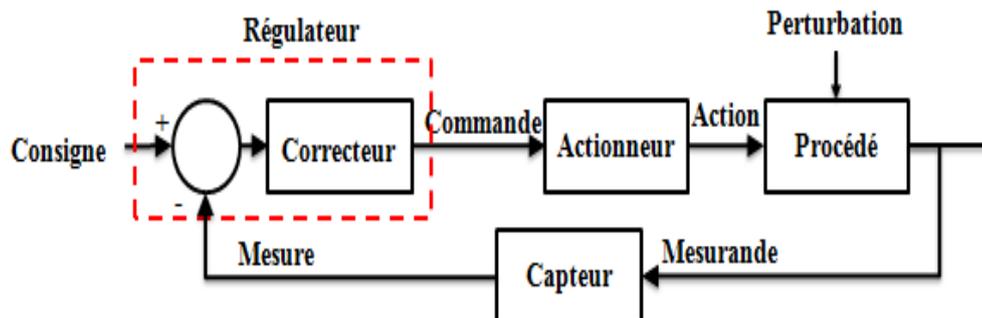


Figure III.1 : Schéma général d'un système de régulation [MUD02].

III.5 Fonction de transfert :

A l'aide de la fonction de transfert $G(s)$ d'un régulateur, on peut écrire la relation générale [COR09]

$$U(s) = G(s) \cdot U_e(s) \tag{III.1}$$

Qui correspond au schéma bloc de la Figure III.2

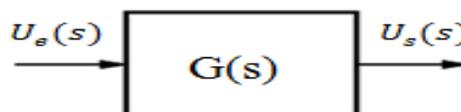


Figure III.2 : Schéma fonctionnel d'un régulateur [COR09].

III.6 Régulateurs de Base :

Un régulateur est un algorithme de calcul qui délivre un signal de commande à partir de la différence entre la consigne et la mesure.

Les régulateurs industriels les plus utilisés peuvent être classés, selon leurs actions de correction, de la manière suivante :

- Régulateur à action proportionnelle (P),
- Régulateur à action intégrale (I),
- Régulateur à actions proportionnelle et intégrale (PI),
- Régulateur à action dérivée (D),
- Régulateur à actions proportionnelle et dérivée (PD),
- Régulateur à actions proportionnelle, intégrale et dérivée (PID) [BEK16].

III.6.1 Régulateur à action proportionnelle (P) :

A. Principe :

Le régulateur à action proportionnelle, est le régulateur le plus simple, puisqu'il est défini par un simple gain K_p . La relation entre la sortie du régulateur (ou signal de commande) $u(t)$ et le signal d'entrée du régulateur (signal d'erreur) $\varepsilon(t)$ est [BEK16] :

$$U(t) = K_p \cdot \varepsilon(t) \quad (\text{III.2})$$

B. Schéma fonctionnel :

Quel que soit le mécanisme et la source d'énergie utilisée, le régulateur proportionnel est essentiellement un amplificateur à gain variable. Son schéma fonctionnel est celui de la figure III.3

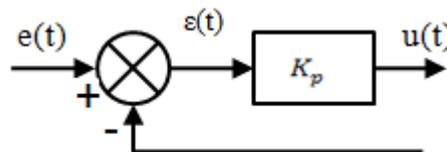


Figure III.3 : Schéma fonctionnel d'un régulateur P.

C. Fonction de transfert :

La fonction de transfert du régulateur P prend la forme générale suivante [BEK16] :

$$C(s) = \frac{U(s)}{\varepsilon(s)} = K_p \quad (\text{III.3})$$

Où :

K_p : gain proportionnel.

D. Réponse indicielle :

Figure III.4 : Réponse indicielle du régulateur P [ETI14].

E. Effet de l'action proportionnelle :

L'action proportionnelle (P) crée un signal de commande $u(t)$ proportionnel au signal d'erreur $\varepsilon(t)$. Elle agit donc principalement sur le gain du système asservi et permet d'améliorer notablement la précision.

L'action proportionnelle entraîne une augmentation du gain, d'où une diminution de l'erreur statique (amélioration de la précision), mais augmente la bande passante du système, ce qui améliore la rapidité du système et augmente l'instabilité du système.

Le régulateur proportionnel (P) n'est généralement pas utilisé seul. On verra que tout régulateur possède au moins l'action proportionnelle [BEK16].

On constate que l'augmentation de K_p , entraîne :

- Une amélioration de l'erreur statique
- Une décroissance du temps de montée
- Une faible amélioration du temps d'établissement

Mais également une diminution de la marge de phase et une augmentation du dépassement (augmentation de l'instabilité du système) [BEK16].

III.6.2 Régulateur à action intégrale (I) :**A. Principe :**

La relation entre la sortie $u(t)$ et le signal d'erreur $\varepsilon(t)$ est :

$$\frac{dU(t)}{dt} = K_1 \cdot \varepsilon(t) \quad (\text{III.4})$$

L'erreur est intégrée sur un intervalle de temps, puis multipliée par une constante [BEK16]

$$U(t) = K_i \int_0^t \varepsilon(t) dt \quad (\text{III.5})$$

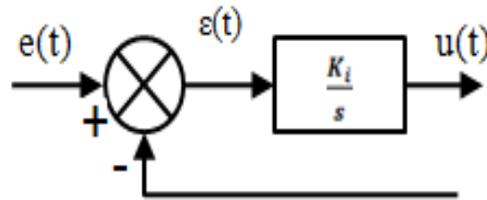
B. Schéma fonctionnel :

Figure III.5 : Schéma fonctionnel d'un régulateur I.

C. Fonction de transfert :

La fonction de transfert du régulateur I prend la forme générale suivante :

$$C(s) = \frac{U(s)}{\varepsilon(s)} = \frac{K_i}{s} = \frac{1}{T_i s} \quad (\text{III.6})$$

Où : K_i : gain intégral.

T_i : constante de temps d'intégration.

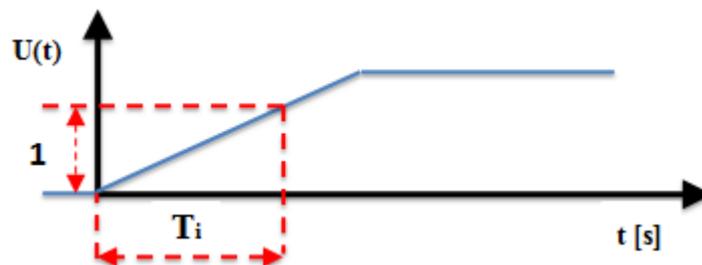
D. Réponse indicielle :

Figure III.6 : Réponse indicielle du régulateur I [ETI14].

E. Effet de l'action intégrale :

L'intérêt principal de ce régulateur est d'ajouter dans la chaîne de commande une intégration. Nous savons que la présence d'une intégration dans la FTBO augmente la classe du système et réduit ou annule, selon le type d'entrée, l'erreur statique du système.

L'action intégrale pure :

- Améliore la précision en réduisant ou annulant l'erreur statique
- Introduit un déphasage de -90° qui risque de déstabiliser le système (diminution de la marge de phase)

Le régulateur à action exclusivement Intégrale n'est pratiquement jamais utilisé, en raison de sa lenteur et de son effet déstabilisant. Il est, en général, associé au régulateur proportionnel [BEK16].

III.6.3 Régulateur à actions proportionnelle et intégrale (PI) :

A. Principe :

La relation entre la sortie $u(t)$ et le signal d'erreur $\varepsilon(t)$ est [COR09] :

$$U(t) = K_p \cdot \varepsilon(t) + K_i \int_0^t \varepsilon(t) dt \tag{III.7}$$

B. Schéma fonctionnel :

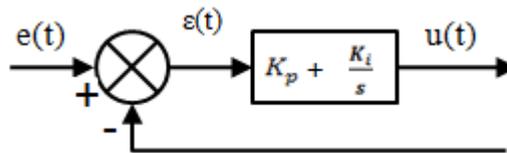


Figure III.7 : Schéma fonctionnel d'un régulateur PI.

C. Fonction de transfert :

La fonction de transfert du régulateur PI prend la forme générale suivante [COR09]

$$C(s) = \frac{U(s)}{\varepsilon(s)} = K_p + \frac{K_i}{s} = K_p \left(\frac{K_i}{s \cdot K_p} \right) = K_p \left(1 + \frac{1}{s \cdot T_n} \right) \tag{III.8}$$

Où :

K_p : Gain proportionnel.

k_i : Gain intégral.

$T_i = \frac{1}{K_i}$: Constante de temps d'intégration.

$T_n = \frac{K_p}{K_i} = K_p \cdot T_n$: Dosage de corrélation d'intégrale.

D. Réponse indicielle :

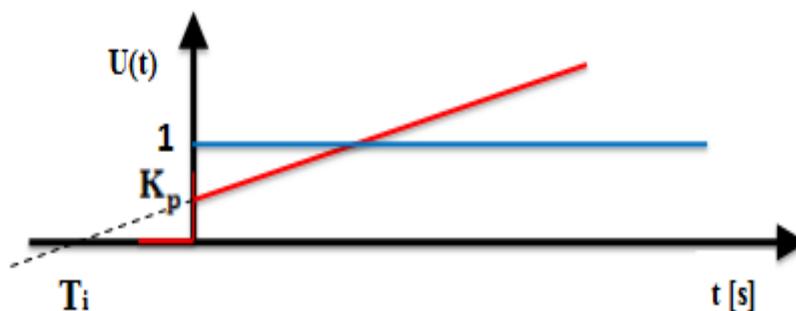


Figure III.8 : Réponse indicielle du régulateur PI [ETI14].

E. Effet de l'action proportionnelle et intégrale :

La réponse indicielle montre qu'un régulateur PI assure une transmission instantanée du signal d'erreur, suivi d'une intégration de ce signal.

- Ce régulateur sera utilisé chaque fois qu'une erreur permanente doit être annulée ou minimisée, c'est à dire une amélioration de la précision du système.
- En effet, il introduit une augmentation du gain global du système aux basses fréquences.
- Par ailleurs, le régulateur PI a un effet déstabilisant en raison du pôle à l'origine, le zéro supplémentaire introduit tend à minimiser cette instabilité.
- K_p et K_i sont tous deux réglables. K_i ajuste l'action intégrale, tandis que K_p affecte à la fois les actions intégrale et proportionnelle. [BEK16]

III.6.4 Régulateur à action dérivée (D):

A. Principe :

La relation entre la sortie $u(t)$ et le signal d'erreur $\varepsilon(t)$ est : [BEK16]

$$U(t) = K_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \tag{III.9}$$

B. Schéma fonctionnel :

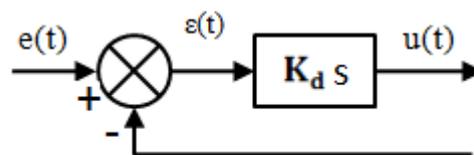


Figure III.9 : Schéma fonctionnel d'un régulateur D.

C. Fonction de transfert :

$$C(s) = \frac{U(s)}{\varepsilon(t)} = K_d \cdot s = T_d \cdot s \tag{III.10}$$

Où : K_d : Gain dérivé

T_d : constante de temps de dérivation.

D. Réponse indicielle :

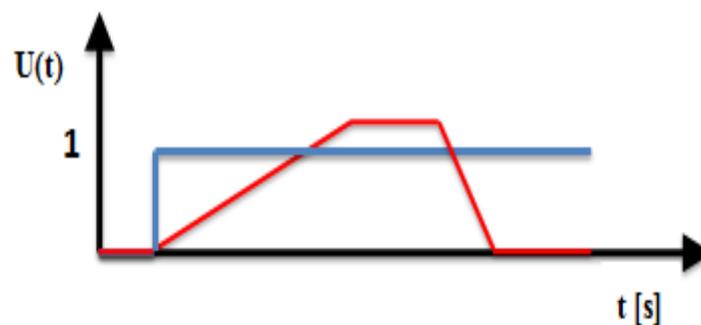


Figure III.10 : Réponse indicielle du régulateur D [ETI14].

E. Effet de l'action dérivée :

La réponse indicielle montre qu'un régulateur à action exclusivement dérivée ne permet pas la transmission d'un signal. L'action dérivée ne peut donc être utilisée seule. On fait appel à elle lorsque le signal de commande u doit être particulièrement efficace. En effet, ce régulateur permet de faire intervenir la dérivée du signal d'erreur ; il sera d'autant plus actif que la variation de $\varepsilon(t)$ est rapide [BEK16].

Plus la constante T_d est grande plus l'action dérivée est forte.

L'action dérivée, bien dosée, permet de :

- Réduire le dépassement ou les oscillations obtenues en action proportionnelle seule,
- D'accélérer la réponse de la mesure,
- D'améliorer la stabilité de la boucle (apport d'avance de phase),

L'action dérivée est limitée :

- Par une amplification des bruits de la mesure dégradant la commande de l'actionneur,
- Par un excès d'action dérivée qui peut conduire à l'instabilité du système bouclé [PRO10].

III.6.5 Régulateur à actions proportionnelle et dérivée (PD) :

A. Principe :

La relation entre la sortie $u(t)$ et le signal d'erreur $\varepsilon(t)$ est [BEK16] :

$$U(t) = K_p \cdot \varepsilon(t) + K_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \quad (\text{III.11})$$

B. Schéma fonctionnel :

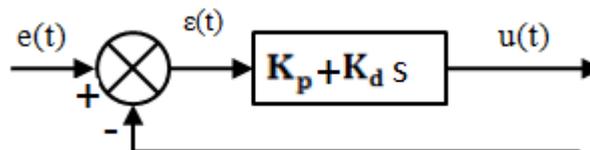


Figure III.11 : Schéma fonctionnel d'un régulateur PD.

C. Fonction de transfert :

Ce type de régulateur est utilisé pour augmenter la marge de phase. Pour des fréquences élevées, la partie dérivée pose un problème majeur de stabilité.

La fonction de transfert de ce type de régulateur est donnée par la relation [COR09].

$$C(s) = \frac{U(s)}{\varepsilon(s)} = K_p + K_d s = K_p \left(1 + \frac{K_d}{K_p} s \right) = K_p (1 + K_d s) \quad (\text{III.12})$$

Où :

K_p : gain proportionnel.

K_d : gain dérivé,

T_d : constante de temps de dérivation.

D. Réponse indicielle :

Figure III.12 : Réponse indicielle du régulateur PD [ETI14].

E. Effet de l'action proportionnelle et dérivée:

- Amélioration de l'amortissement et réduction du dépassement.
- Réduction du temps de montée et du temps d'établissement (temps de réponse).
- Augmentation de la bande passante.
- Amélioration de la marge de phase et de la marge de gain.
- Possibilité d'accentuation des bruits aux hautes fréquences [BEK16].

III.6.6 Régulateur à actions proportionnelle, intégrale et dérivée PID :**A. Définition PID : Proportionnel Intégral Dérivé**

C'est un organe de contrôle permettant d'effectuer une régulation en boucle fermée d'un système industriel. C'est le régulateur le plus utilisé dans l'industrie, et il permet de contrôler un grand nombre de procédés [CAM10].

B. Principe :

Le régulateur PID combine les actions des 3 correcteurs P, I et D [BEK16].

La relation entre la sortie $u(t)$ et le signal d'erreur $\varepsilon(t)$ est :

$$U(t) = K_p \varepsilon(t) + K_i \int_0^t \varepsilon(t) dt + K_d \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \quad (\text{III.13})$$

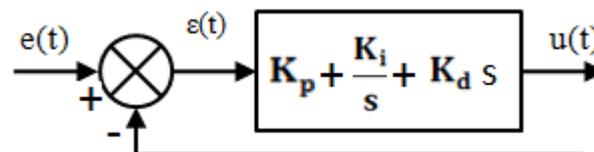
C. Schéma fonctionnel :

Figure III.13 : Schéma fonctionnel d'un régulateur PID [BEK16].

D. Fonction de transfert :

$$C(s) = \frac{U(s)}{\varepsilon(t)} = K_p + \frac{K_i}{s} + K_d s = K_p \left(1 + \frac{K_d}{K_p} s + \frac{K_i}{K_p} \frac{1}{s} \right) = K_p \left(1 + T_d s + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (\text{III.14})$$

Où :

K_p : Gain proportionnel.

K_i : Gain intégral.

K_d : Gain dérivé,

$T_d = \frac{K_d}{K_p}$: Constante de temps de dérivation.

$T_i = \frac{K_p}{K_i}$: Constante de temps d'intégration.

E. Réponse indicielle :

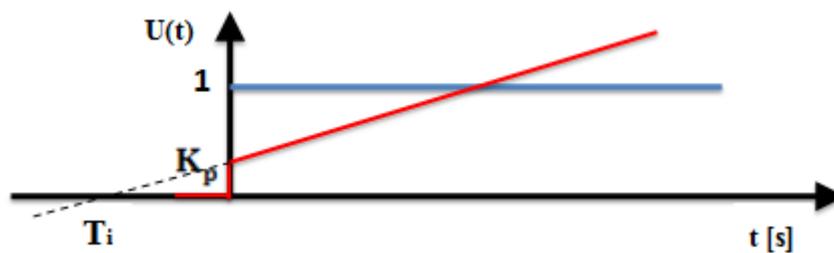


Figure III.14 : Réponse indicielle du régulateur PID [ETI14].

F. Effet de l'action proportionnelle, intégrale et dérivée :

Les effets de chaque régulateur (K_p , K_i et K_d) sur la réponse en boucle fermée du système sont regroupés sur le tableau I.1 [BEK16] :

Tableau III.1 : Effets des régulateurs P, I, et D sur les régimes statique et dynamique du système en boucle fermée [BEK16].

	Temps démontée	Dépassement	Temps d'établissement	Erreur statique
Si K_p croît	Diminue	Augmente	Peu de changements	Diminue
Si K_i croît	Diminue	Augmente	Augmente	Éliminée
Si K_d croît	Peu de changements	Diminue	Diminue	Peu de changements

Il est à noter que ces corrélations ne sont pas exactement précises, car K_p , K_i et K_d sont dépendants les uns des autres. En fait, le changement de l'une de ces variables peut modifier l'effet de l'autre.

G. Variation des paramètres de PID :
 Plus K_p est grand, plus la réponse est rapide

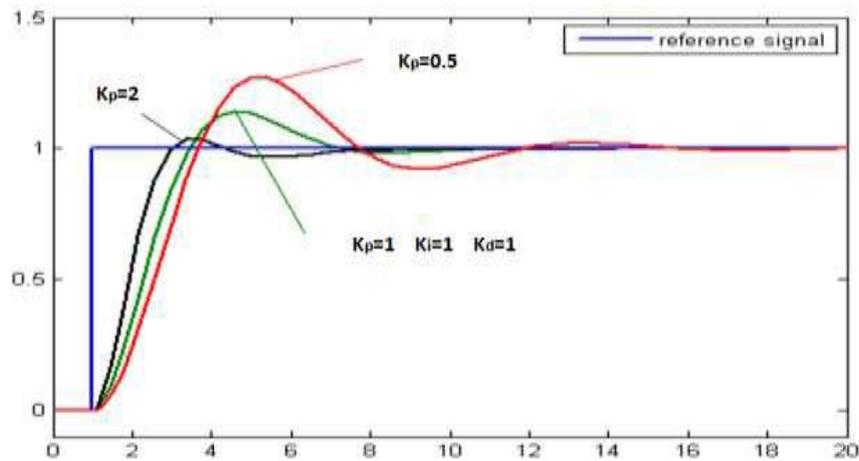


Figure III.15 : Réponse indicielle 1 [CAM10].

Plus K_i est élevé, plus l'erreur statique est corrigée

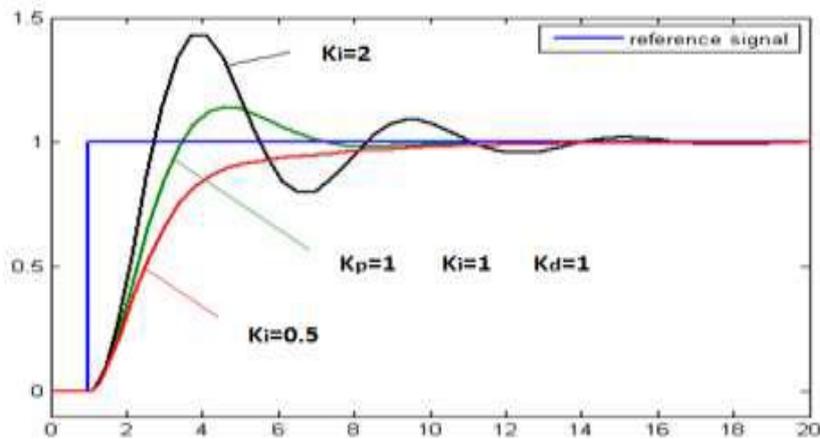


Figure III.16 : Réponse indicielle 2 [CAM10].

Réduit le dépassement et le temps de stabilisation, Sensible au bruit

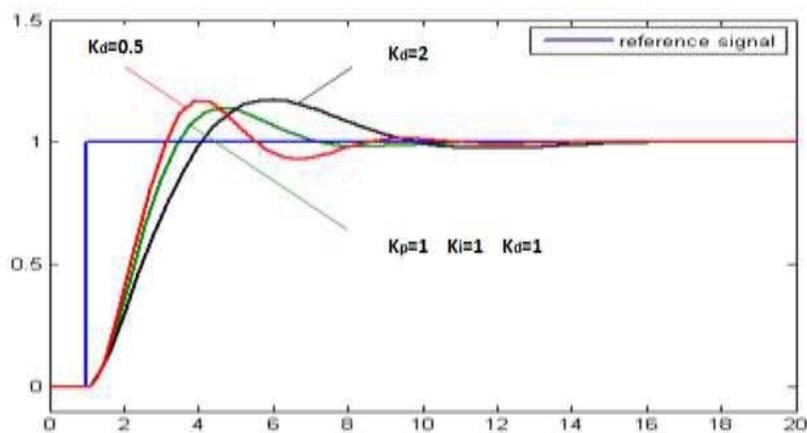
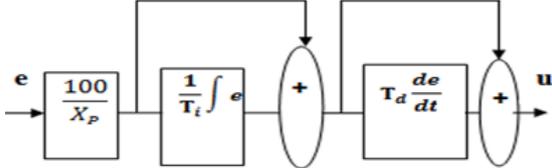
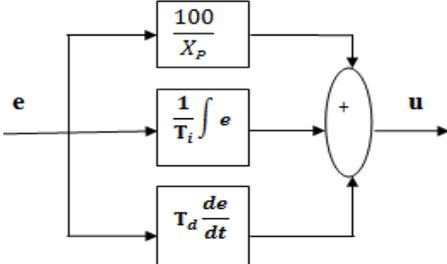
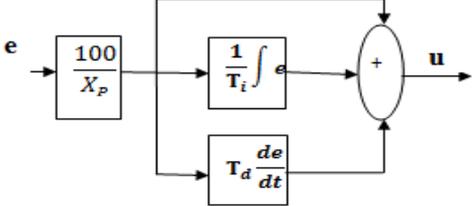


Figure III.17 : Réponse indicielle 3 [CAM10].

H. Structure du régulateur proportionnelle intégrale dérivée :

Les trois corrections, proportionnelle, intégrale et dérivée, permettent de définir trois structures de régulateur différentes [SIL05] :

Tableau III.2. Structure du régulateur proportionnelle intégrale dérivée PID

Structure	Symbole et équation
Série	 $U(t) = K_p * \left\{ \left(+ \frac{T_d}{T_i} \right) e + \frac{1}{T_i} \int_0^t e * dt + T_d * \frac{de}{dt} \right\}$
Parallèle	 $\left\{ U(t) = K_p * + \frac{1}{T_i} \int_0^t e * dt + T_d * \frac{de}{dt} \right\}$
Mixte	 $\left\{ U(t) = K_p * + \frac{1}{T_i} \int_0^t e * dt + T_d * \frac{de}{dt} \right\}$

I. PID avantages et inconvénients :

a. Avantages :

Matériel standardisé, conception et méthodes de calcul standard est simples, souvent empiriques [ZAM09].

b. Inconvénients :

Il n'est jamais utilisable pour les systèmes fortement non linéaires ou pour les systèmes multi variables [ZAM09].

Tableau III.3 : Résumé des effets respectifs des actions P, I, et D [ZAM09].

Action	Avantage	Désavantage
P	Dynamique	Ne permet pas d'annuler une erreur statique
I	annulation d'erreur statique amélioration de la robustesse	Action lente, ralentit le système (effet déstabilisant)
D	Action très dynamique, améliore la rapidité (effet stabilisant)	Sensibilité aux bruits, forte sollicitation de l'organe de commande

III.7 Cahier de charges :

Pour caractériser les performances d'un procédé en boucle fermée, on utilise trois paramètres : Robustesse ; Précision ; Rapidité.

III.7.1 La robustesse :

La robustesse est sans doute le paramètre le plus important et délicat. On dit qu'un système est robuste si la régulation fonctionne toujours même si le modèle change un peu. Un régulateur doit être capable d'assurer sa tâche même avec ces changements afin de s'adapter à des usages non prévus/testés (dérive de production, vieillissement mécanique, environnements extrêmes...) [ALO06].

III.7.2 La rapidité :

Elle dépend du temps de montée et du temps d'établissement du régime stationnaire [ALO06].

III.7.3 Le critère de précision : est basé sur l'erreur statique.

L'analyse du système avec un PID est très simple mais sa conception peut être délicate, voire difficile, car il n'existe pas de méthode unique pour résoudre ce problème. Il faut trouver des compromis, le régulateur idéal n'existe pas. En général on se fixe un cahier des charges à respecter sur la robustesse, le dépassement et le temps d'établissement du régime stationnaire [ALO06].

III.8 Modélisation d'un réacteur parfaitement agité continu non isotherme avec régulation de température

Les réacteurs chimiques non isothermes sièges de réactions exothermiques, présentent plusieurs points stationnaires et doivent souvent être réglé autour d'un point instable. Leurs caractéristiques sont fortement non linéaires. C'est pour ces raisons que nous intéressent à la régulation de ce type de réacteur.

Avant d'établir le bilan mathématique du réacteur avec régulation nous allons présenter une description de la stratégie de régulation adoptée.

III.8.1 Description de la stratégie de régulation

Le but de notre travail est d'établir une bonne stratégie de régulation de la température du réacteur, pour assurer un fonctionnement autour de la température de l'état stationnaire instable.

Pour maintenir la température, T , du réacteur autour de la valeur désirée, T_j , on a proposé un mécanisme de contrôle et régulation qui va permettre d'agir sur le débit d'alimentation de liquide de refroidissement de tel façon à maintenir la température constante au sein du réacteur (autour de la valeur désirée). Ce mécanisme est constitué d'un capteur de température (thermocouple), un régulateur à action proportionnelle intégrale dérivée PID et d'une vanne de régulation automatique servant à régler le débit d'eau de refroidissement à l'entrée de la double enveloppe (jacket). La figure (III.18) illustre bien le fonctionnement du réacteur considéré avec régulation de température.

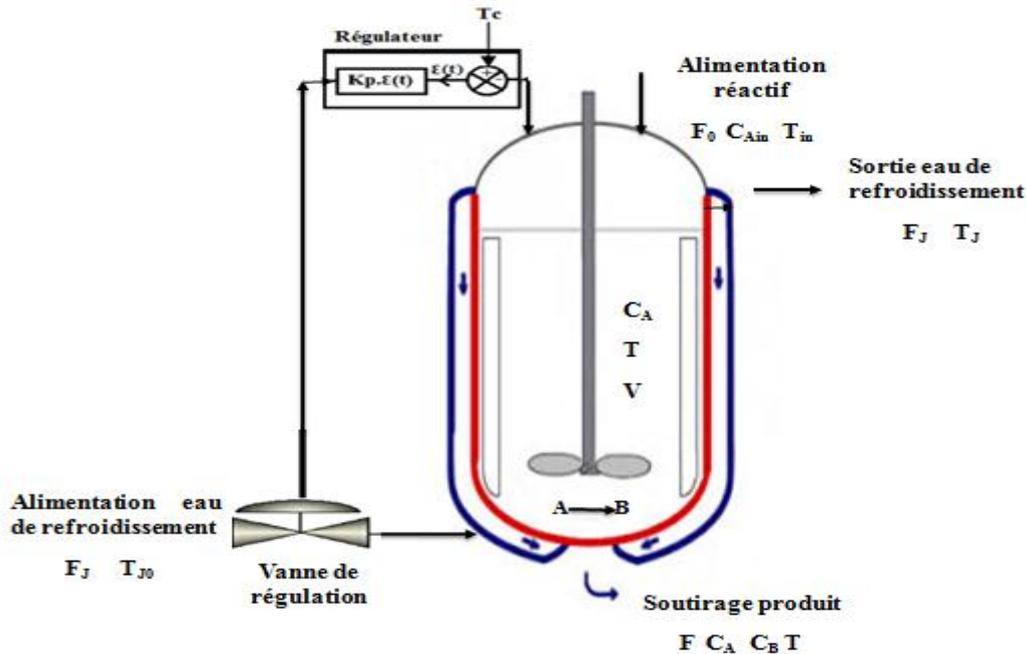


Figure III.18 : Schéma du réacteur parfaitement agité avec régulation

III.8.2 Simulation du réacteur en boucle fermée (avec régulateur)

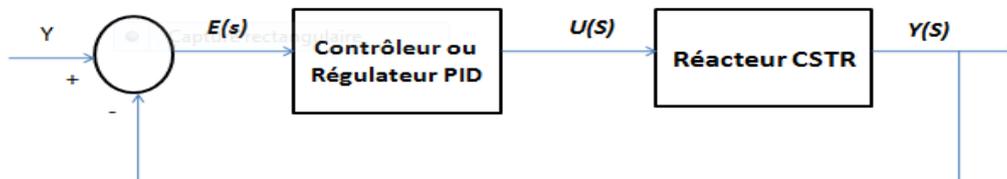


Figure III.19 : Schéma d'un système CSTR commandé par le PID.

Les gains de PID : K_p , K_i , K_d .

Le contrôleur PID nouvellement formé est placé en cascade avec la fonction de transfert du système CSTR dans une boucle à retour unitaire donné par le bloc de diagramme de la figure (III.19).

Dans notre système on a :

$U(s)$: VM variable manipulée T_j

$Y(s)$: VC variable commandée (T sortie mesurée)

Y représente la consigne désirée (T désirée)

Changements de consigne :

Des changements de consigne ont été effectués de la température du réacteur de 310 °F entre [0 – 3] min, 320 entre [3 - 6] min et 330 entre [6 - 10]

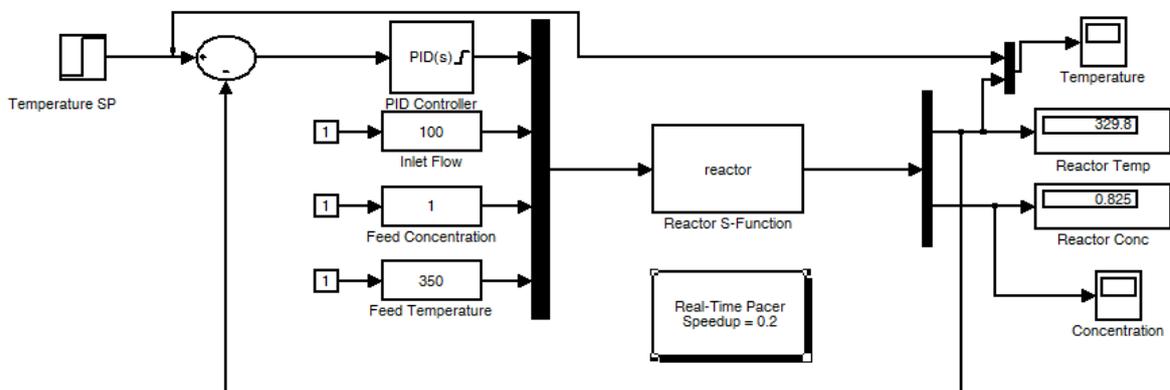


Figure III.20 : Schéma Simulink d'un réacteur et régulateur PID

Les résultats présentés dans la figure (III.21) montrent que la température mesurée du réacteur suit parfaitement la consigne désirée en réglant la température du Jacket.

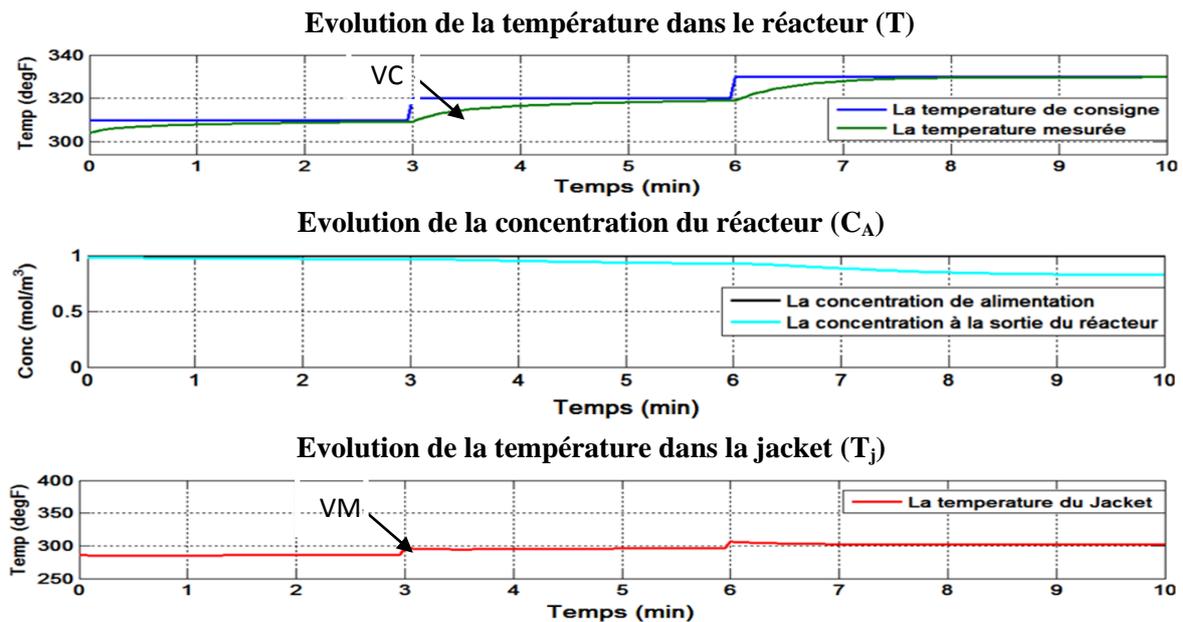


Figure III.21 : Réponse du réacteur avec 3 changements de consigne

D'après cette figure on constate que la variation de la variable manipulée (température du Jacket Tj) est la même variation de la variable commandée (température du réacteur T).

On note que le réacteur retrouve sa stabilité après un dépassement de 10 °F par rapport à la température de la consigne ce dépassement peut diminuer le gain K_p de la régulateur.

Sous l'effet des changements de consigne de la température du réacteur, une légère variation de la concentration de sortie C_A par rapport à celle correspondante à l'alimentation reste fixée a été constaté.

On a :

$$K = \frac{\text{lavariationdelasortie}}{\text{lavariationdel'entrée}}$$

Avec : K : le gain statique du système

On trouve :

$$K_P = \frac{\Delta Y}{\Delta U} = \frac{10}{10} = 1 ; K_c = \frac{1}{K_p} P = K_c = 1$$

$$I = \frac{K_c}{\tau_i} = 2$$

$$\tau_i = \tau_p D = K_c \cdot T_d = 0$$

Rejet de perturbation :

La température de réacteur T est fixée à 320 °F. La température d'alimentation est variée de 350 °F à 360 °F à t = 5 min.

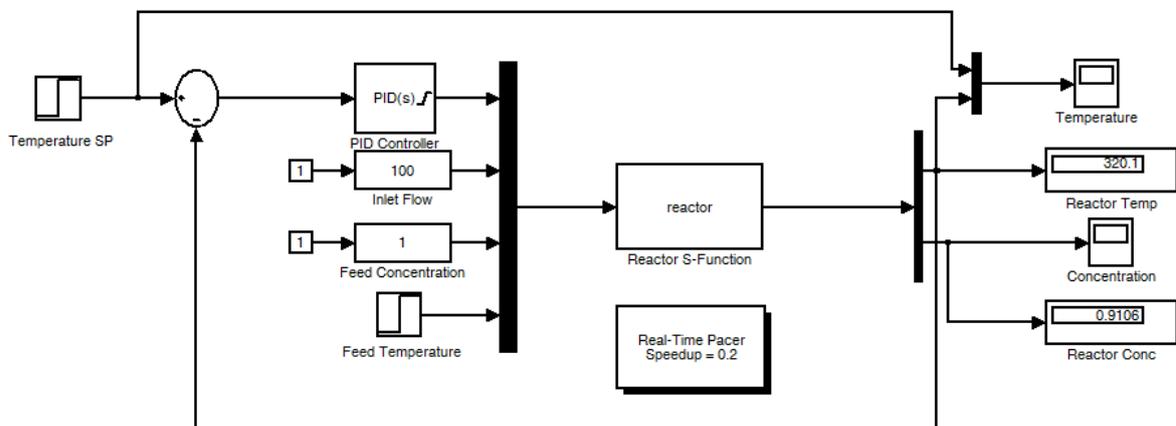


Figure III.22 : Schéma Simulink d'un réacteur avec régulateur PID et perturbation

La figure III.23 montre que le régulateur PID a rejeté rapidement la perturbation et la réponse de la température du réacteur tend vers la consigne désirée $T = 320^\circ\text{F}$.

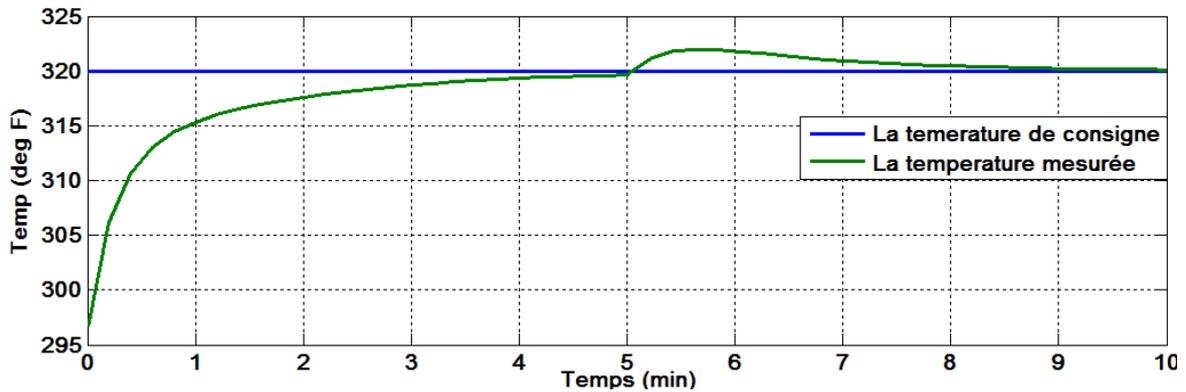
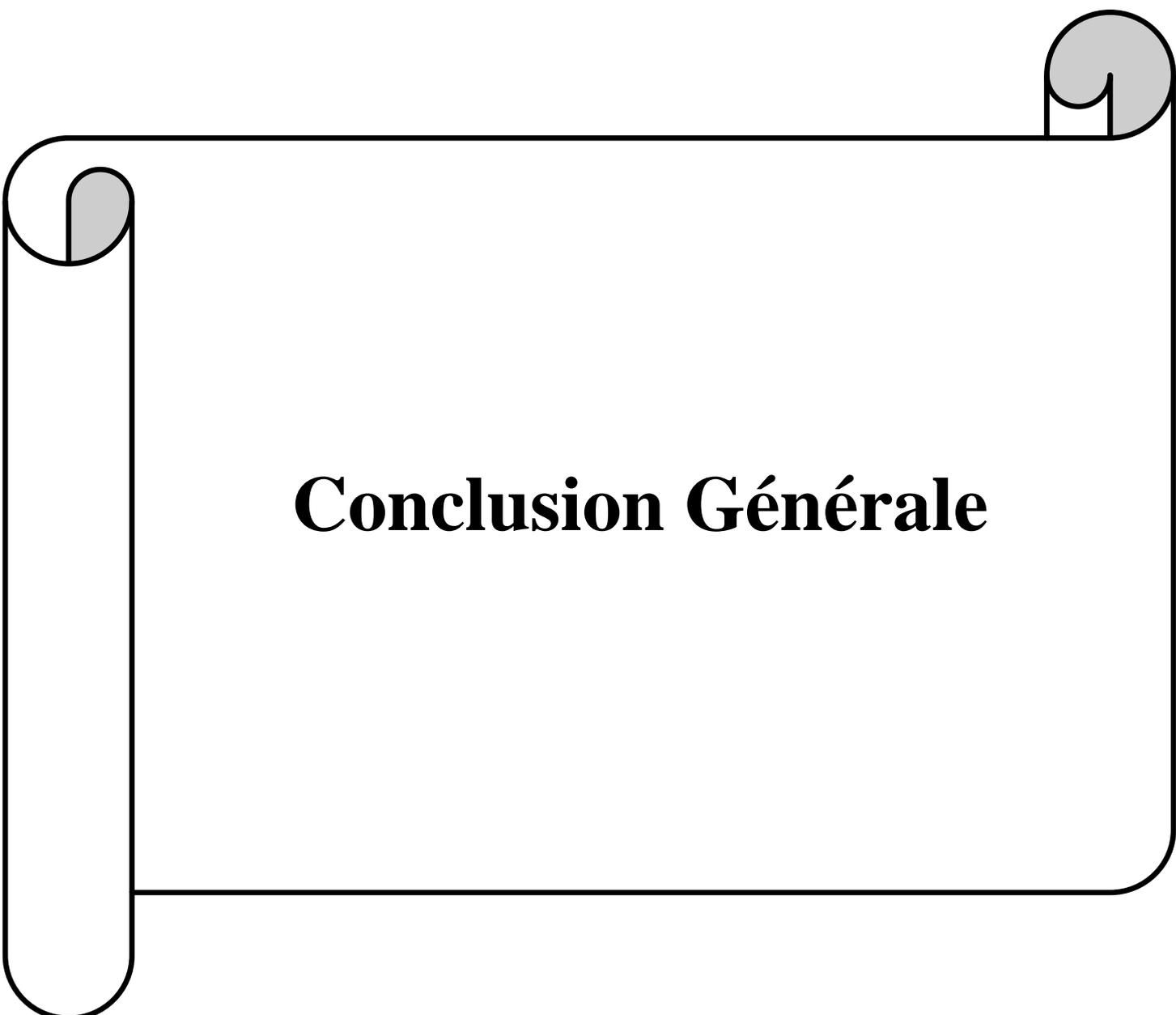


Figure III.23 : Réponse du réacteur avec rejet de perturbation

III.9 Conclusion :

Dans ce chapitre nous avons présenté d'une façon générale le régulateur PID. Le régulateur PID (proportionnel intégral dérivé), est le régulateur le plus utilisé dans l'industrie car il permet de régler à l'aide de ses trois paramètres, les performances(amortissement, temps de réponse, ...) d'un processus.

Le choix de régulateur reste la clé de réussite de la régulation industrielle, un bon réglage d'une boucle de régulation est celui qui répondra au meilleur compromis global du cahier des charges.



Conclusion Générale

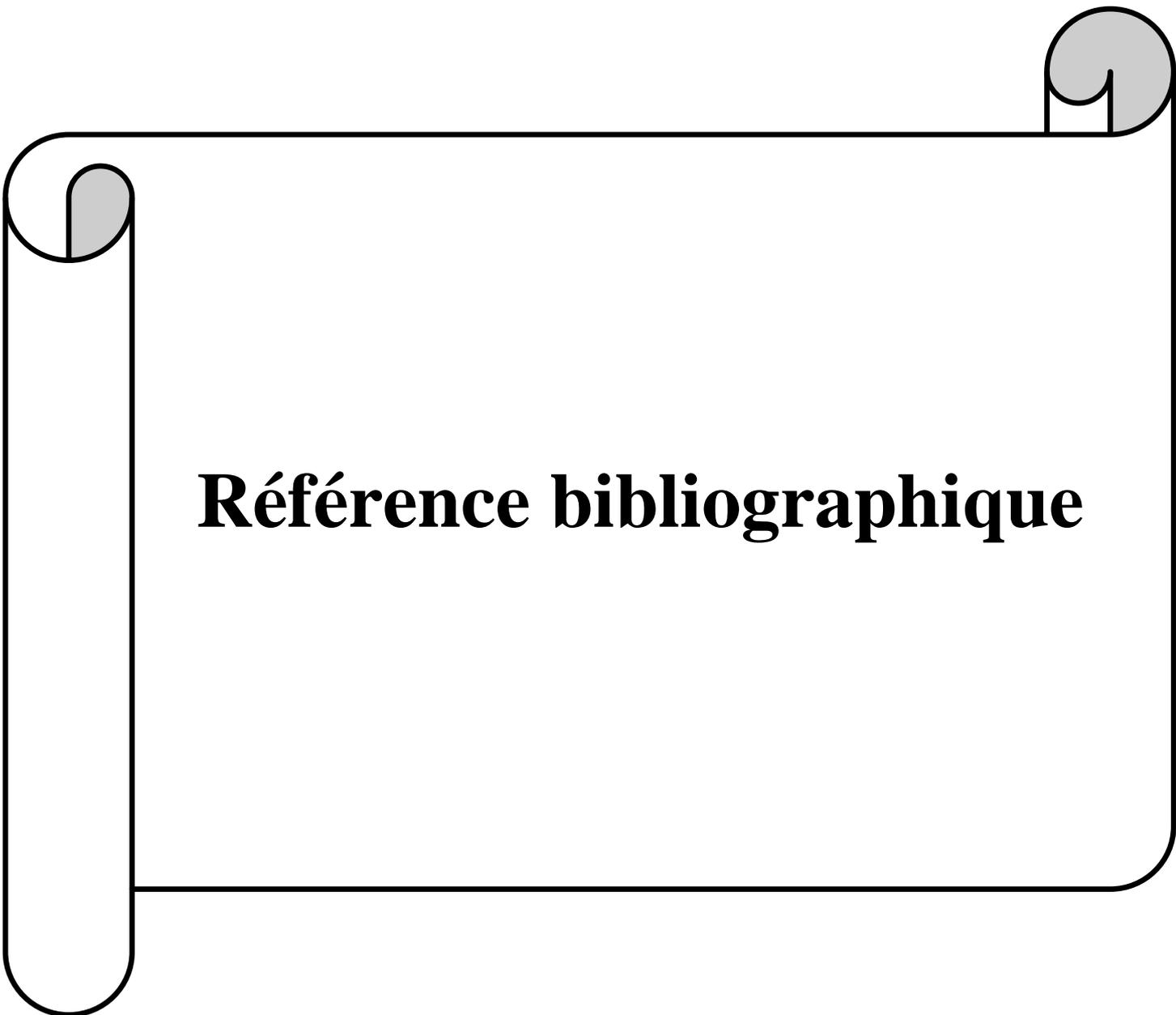
Conclusion générale

Le but de ce travail consiste principalement à analyser le comportement d'un réacteur chimique à cuve parfaitement agitée ou 'CSTR'. L'approche utilisée est d'abord une modélisation du réacteur suivi par une simulation.

Le modèle mathématique a été développé à partir des bilans de matière et thermique du réacteur. Le modèle obtenu est qualifié, en termes de commande/régulation, de type physico-chimique.

Les performances obtenues avec le régulateur PID ont été analysées en termes de suivi de consigne et rejet de perturbations avec Matlab/Simulink.

On a obtenu des très bons résultats de commande /régulation de la température d'un réacteur chimique CSTR en terme de rapidité, rejet de perturbation suivi de consigne avec la commande PID.



Référence bibliographique

Références bibliographiques

[VII93] : VILLERMOX Jacques : « Génie de la réaction chimique conception et fonctionnement des réacteurs », Technip Réf : J4010 v1 Lavoisier ,1993.

[TRA04]: TRAMBOUZE Pierre: « Chemical reactors from design to operation», Technip edition, 2004.

[WEB] : Réacteur piston en phase liquide,

www.m5zn.com/newuploads/2014/03/20/pdf/c60df7dd3485ec2.pdf

[EMI05] : EMILIAN Koller : « Aide-mémoire Génie Chimique », Paris, Dunod, 2e édition, page 457, 2005.

[BEN14] : BENABDI Mourad : « control d'un système PH-CSTR mémoire de master », Université Mohamed Khider, Biskra, 2014.

[HAF92] : HAFSAOUI Mohamed, Yarou Mouloud : « étude de la stabilité d'un système catalytique complexe », Mémoire d'ingénieur d'état. Université Abderrahmane Mira – Bejaia, Algérie, juin 1992.

[VIL82] : VILLERMAUX, Jacques : « Génie de la réaction chimique : conception et fonctionnement des réacteurs ». Tec-Doc Lavoisier, 1982.

[HOR81] : HORAK, Josef, PAŠ EK, Josef : « Conception des réacteurs chimiques industriels sur la base des données de laboratoire », Eyrolles, 1981.

[TRA02] : TRAMBOUZE Pierre, EUZEN. Jean-Paul : « Les réacteurs chimiques : de la conception à la mise en œuvre », publications de l'institut français du pétrole, 2002.

[VIL96] : VILLERMAUX Jacques : « *Réacteurs chimiques Principes* », Techniques de l'Ingénieur, Génie des procédés vol. J4010, 1996.

[GOU95] : GOURLIA, Jean-Paul : « Modélisation en génie des procédés », Techniques de l'ingénieur. Génie des procédés 1 : J1022-1. (1995)

[RAH12] : RAHLI, Oussama : « Modélisation et commande d'un réacteur chimique ». Mémoire de master. SETIF, 2012.

Référence bibliographique

[MAR10] : Marie -Amélie : « Contribution à l'élaboration d'un outil de simulation de procédés de transformation de physico-chimique de matières issues des agro-ressources ». Thèse de doctorat. École centrale paris, France Juillet 2010.

[LUY07] : LUYBEN, William : «Chemical reactor design and control». John Wiley & Sons, 2007.

[DAL04] : DALE E – Seborg; Thomas. F. Edgar et Duncan A Mellichamp: « process dynamique and control», second edition, john willy, 2004.

[ETI14] : ETIQUE Michel : « régulation automatique (reg)» 2014.

[COR09] : CORREVON Marc : « systèmes électroniques».2009.

[MUD02] : MUDRY Freddy : « Ajustage des paramètres des régulateurs pid » Ecole d'ingénieurs du canton de Vaud-Département d'électricité et informatique. 2002.

[ALO06] : ALOUAN Fouad : « Commande par Logique Floue Appliquée aux pendules Inversés et au Simulateur de Vol d'Hélicoptère : Simulation et Expérimentation», l'Université de Mohamed Boudiaf de M'sila, 2006.

[CAM10] : CAMUS Michael, DEGUINE Etienne, ROSS Daniel : « régulation par PID» 2010.

[ZAM09] : ZAMBETTAKIS. I : « la régulation PID ».IUT de Tarbes.2009.

[BEK16] : BEKAKRA Youcef : « cours techniques de commande», l'université d'Eloued, 2016.

[PRO10] : PROUVOST. P : « Instrumentation et régulation en 30 fiches », Dunod, Paris, 2010.

[SIL05]: SILVA. P: « PID controllers for Time-Delay Systems», Springer, 2005.

[BAR08]: BARRIOS.C, NICULESCU.S, MORARESCU.C, And K. Gu: «On the Fragility of PI Controllers for Time-Delay SISO Systems», 16th Mediterranean Conference on Control and Automation, pp.529- 534, 2008.