



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

جامعة وهران 2 محمد بن أحمد
Université d'Oran 2 Mohamed Ben Ahmed
معهد الصيانة والأمن 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 : Ingénierie de la Maintenance en Instrumentation

Thème

Modélisation et application des régulateurs PID et MPC sur un réacteur chimique

Présenté et soutenu publiquement par :

BENSADOK Nacera

et

BENYAHLOU Asmaa

Devant le jury composé de :

Nom et Prénom	Grade	Etablissement	Qualité
AOUIMER Yamina	MAA	IMSI-Univ. D'Oran2	Présidente
MEKKI Ibrahim El Khalil	MCA	IMSI-Univ. D'Oran2	Encadreur
HAIMOUR Rachida	MCB	IMSI-Univ. D'Oran2	Examinatrice

Année 2019/2020

Dédicace

Avant tout, je tiens à remercier ALLAH, de m'avoir donné la volonté pour terminer ce mémoire.

Je dédie ce modeste travail :

A Mon père et ma mère qui m'ont donné le courage pour réussir.

A mes grands-parents que Dieu les gardes.

A mes sœurs : Naima, Chaimaa, Fatima.

A mes petits frères Adem, Zaki, Ibrahim.

A tous les enseignants qui m'ont aidé de proche ou de loin.

A ma collègue Bensadok Nacera qui m'a accompagné pendant le long de cette période pour réaliser ce modeste travail.

A tous mes amies Karima, Naima, Amina, Asmaa, Sarah, Leila.

A tous les étudiants de l'institut promo 2020.

A tous ceux qui m'ont aidé, de près ou de loin, même s'il s'agit d'un mot d'encouragement et de gentillesse.

Benyahlou Asmaa

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à toute la famille **BENSADOK** et **MEKKI**.

À la lumière de mes jours, la flamme de mon cœur, à celle qui a partagé mes joies et mes soucis, et qui a consacré sa vie pour mes études. A ma vie et mon bonheur ma mère.

À mon cher père

A la source de mes efforts ; mon cher frère **Sadek**, qui est présent dans tous les moments difficiles de ma vie, et pour ses encouragements.

À mes chères sœurs **Hadjira**, **Halima**, **Fatima** et **Alia** pour tout l'amour quel m'ont apporté.

À ma belle-sœur **Wassila**

À mes chers neveux et nièces, spécialement mon ange Farah

À mes chers oncles et tantes, particulièrement à mon oncle **Ahmed**, pour son soutien moral, les mots ne suffisent guère pour exprimer l'attachement, le respect que je dois pour lui.

A mes chers cousins et cousines

À ma chère sœur avant d'être mon amie et ma binôme **Asmaa**

A toutes mes amies **Fatima**, **Karima**, **Naima**, **Amina**.

Remerciements

Remerciements

Tout d'abord nous remercierons le bon Dieu, le tout puissant, de nous avoir donné le courage, la volonté et la patience durant toutes ces années d'études. Ce travail ne serait pas aussi riche et n'aurait pas pu avoir le jour sans l'aide et l'encadrement de Mr MEKKI Ibrahim El Khalil , nous tenons à le remercier pour sa disponibilité, de ses conseils précieux, de ses remarques pertinentes et pour le suivi continué durant notre préparation de ce mémoire.

Nos vifs remerciements vont également aux membres du jury pour l'intérêt qu'il ont porté à notre recherche en acceptant d'examiner notre travail.

En fin, nous tenons à remercier toutes les personnes qui ont participés de près ou de loin à la réalisation de ce travail.



Nacera et Asmaa

Nomenclature

Symbole	Description	Unité
A	Surface d'échange	[m ²]
A _j	Constituant chimique	-
D	Opérateur différentiel	-
E	Energie d'activation	[J/mol]
F _{A0}	Débit molaire initial	[mol/s]
F _A	Débit molaire	[mol/s]
F _{ie}	Débit molaire entrant	[mol/s]
F _{is}	Débit molaire sortant	[mol/s]
H	L'enthalpie	[J/mol]
g(c)	Fonction de concentration	-
J	Elévation de température adiabatique	[K]
K	Constante de la vitesse	[1/s]
k _B	Constant de Boltzmann	-
L	Distance	[m]
N	Ordre de la réaction	-
n _i	Nombre de moles à un instant donné	[mol]
n _{i0}	Nombre de mole initial	[mol]
P	Pression	[Pascal]
P	La masse volumique	[kg/m ³]
Q	Flux de chaleur	[m ³ /s]
Q	Débit volumique	[m ³ /s]
Q _s	Débit volumétrique du soutirage	[m ³ /s]
r _i	Vitesse de la réaction i	[mole.m ⁻³ .s ⁻¹]
R	Constante des gaz parfait	[8.31J/mol K]
R _i	Vitesse de transformation du composé <i>i</i>	
η _c	temps de refroidissement	[s]
S	la section droite du tube	[m]

t_R	temps de réaction	[s]
t_{R0}	temps initiale de réaction	[s]
V	Volume	[m ³]
V_R	Volume de réacteur	[m ³]
X_i	le taux de conversion	
X_s	taux de conversion à la sortie	
Exp	Exponentiel	
Δ	Opérateur différence	
Σ	Opérateur somme	
X_e	Taux de conversion à l'entrée	
PID	Proportionnelle Intégrale Dérivée	
MPC	Model Prédictive Control	
CSTR	Continuous Stirred Tank Reactor	
Z(t)	Perturbation	
W(t), Yc(t)	Consigne	
$\mathcal{E}(t)$	Erreur	
Y(t)	La mesure de la variable à réguler.	
E	Erreur	
Kp	Gain proportionnel	
Ti	Temps d'intégration	[s]
C(p), H(p)	fonction de transfert	
E(p), U(p)	L'entrée	
S (p)	La sortie	
Td	Temps dérivatif seconde	[s]
Kd	Gain dérivé	
T	Temps	[s]
P	Opérateur de Laplace	

ملخص

التحكم في المفاعل الكيميائي ذو التحريك المستمر الذي يعمل في درجة حرارة ثابتة، مهمة صعبة للمهندس بسبب سلوكه غير الخطي. مكننا هذا العمل من التحكم في تركيز الناتج عن المادة الكيميائية باستخدام جهازي تحكم المتناسب الكامل المشتق والمتحكم التنبؤي.

بدأنا أولاً وقبل كل شيء بنمذجة النظام لاستخراج معادلة تحوله أي تحويله إلى نظام خطي، لدراسة هذا الأخير من قبل جهازي تحكم المطبقة في البرنامج ماتلاب / سيميولينك، يتم الحساب معاملات المتحكم المتناسب الكامل المشتق بطريقتين زيغلرنيكولز والمضبط التناسبي التكاملية التفاضلي ومعاملات المتحكم التنبؤي بالمضبط.

وفي النهاية قمنا بمقارنة النتائج التي تم الحصول عليها من قبل جهازي التحكم، استنتجنا ان المنظم التنبؤي يعطي نتائج أفضل من المنظم المتناسب الكامل المشتق

الكلمات المفتاحية: مفاعل تحريك المستمر، المتحكم المتناسب الكامل المشتق، المتحكم التنبؤي، النمذجة، سيميولينك، ماتلاب.

Résumé

Le réacteur chimique CSTR isotherme est une tâche difficile pour l'ingénieur en système de contrôle à cause de son comportement non linéaire. Ce travail a permis de contrôler la concentration de sortie d'un produit chimique à l'aide de deux contrôleurs tels que les régulateurs PID et MPC.

Nous avons commencé, tout d'abord par une modélisation du système pour déduire sa fonction de transfert. Le contrôle de la concentration est obtenu par deux régulateurs : les régulateurs PID et MPC appliqués sous environnement Matlab/Simulink. Les paramètres de régulateur PID sont calculés par deux méthodes Zeigler-Nichols et PID tuner.

Finalement, on a fait une comparaison entre les résultats obtenus par les différents régulateurs PID et MPC. On a conclu que le régulateur MPC donne une meilleure performance que le régulateur PID.

Mots-clés : CSTR, modélisation, concentration, PID, MPC, Matlab/Simulink.

Abstract

The insulated CSTR chemical reactor is a demanding task for any control system engineer due to its non-linear behavior. This project has allowed the concentration of a chemical to be controlled by two controllers, namely PID and MPC.

We started, first by modelling the system to reduce its transfer function in order to find the regulator parameters PID using two methods: Zeigler-Nichols and PID tuner. Later, the latter regulator and the MPC regulator were implemented using the MATLAB/Simulink.

Finally, a comparison was made between the results obtained by of both regulators. In conclusion, the performance of MPC regulator is better than that of the PID regulator.

Keywords: CSTR, modeling, concentration, PID, MPC, Matlab / Simulink.

Table de matière

Dédicace.....	a
Remerciements	c
Nomenclature	d
Résumé.....	f
Table de matière	i
Liste des figures.....	iv
Liste des tableaux	vi
Introduction générale	2

Chapitre I : Les réacteurs chimiques.

I.1 Introduction.....	4
I.2 Les types des réacteurs chimiques.....	4
I.2.1 Réacteurs idéaux	4
I.2.2 Réacteurs à deux phases	6
I.2.3 Réacteurs particuliers	7
I.3 Classification des réacteurs chimiques	7
I.3.1 Selon la nature des phases en présence.....	7
I.3.2 .Selon le types d'opération.....	8
I.3.3 Selon le type de réacteur chimique.....	9
I.3.4 Selon le mode de circulation de phase.....	10
I.4 Association des réacteurs chimiques	11
I.4.1 Association en série	11
I.4.2 Association en parallèle	12
I.5 Risques d'emballement thermiques.....	12
I.5.1 Risques thermiques et sécurité des réacteurs	12
I.5.2 Description du phénomène d'emballement thermique	13
I.6 Système chimique.....	13
I.6.1 Définition de la réaction chimique	13
I.6.2 La cinétique chimique	14
I.6.3 Les facteurs cinétiques.....	14
I.7 Choix d'un réacteur	15
I.8 Conclusion	16

Chapitre II : Modélisation d'un réacteur CSTR isotherme.

II.1 Introduction.....	18
II.2 Modélisation des procédés industriels.....	18
II.2.1 Notion du modèle.....	18
II.2.2 Intérêt de la modélisation et la simulation en génie de procédés	19
II.3 Réacteur isotherme.....	19
II.4 Modélisation de réacteur continu parfaitement agité (CSTR) isotherme.....	20
II.4.1 Réacteur continu parfaitement agité (CSTR).....	20
II.4.2 Réacteur Van de Vusse CSTR	21
II.5.1 Bilans de matière.....	22
II.5.2 Les paramètres opératoires	23
II.5.3 Les bilans de matière	23
a. Bilan de la substance A	23
b. Bilan de la substance B	24
c. Bilan de la substance C	24
d. Bilan de la substance D	24
II.6 Bilan énergétique	25
II.7 Linéarisation du modèle mathématique de CSTR	25
II.7.1 Etape 1 : déterminer le point de fonctionnement ou l'état de l'équilibre	25
II.7.2 Etape 2 : Modèle d'espace d'état	27
II.8 Le modèle dans le domaine de Laplace.....	29
II.9 Comparaison entre le système linéaire et non linéaire	30
II.10 La simulation du réacteur en boucle ouverte	31
II.11 Conclusion	32

Chapitre III : Régulateur PID.

III.1. Introduction	34
III.2. La régulation.....	34
III.2.1 Notion de la régulation.....	34
III.2.2 L'objectif global de régulation.....	34
III.3. Éléments constitutifs d'une boucle de régulation.....	35
III.3.1. Une boucle de régulation.....	35
III.3.2 Les type de boucle de régulation	35
III.3.3 performance d'une régulation	36
III.4 Régulateur PID	38
III.4. 1. Définition	38

III.4 .2 Les différents actions du régulateur PID	39
III.4.3. structures de PID.....	41
III.4.4. Les avantages et les inconvénients d'un régulateur PID	42
III.5 Méthode de synthèse du régulateur PID	42
III.5.1 Approche de Ziegler-Nichols pour les systèmes en boucle fermée	42
III.5.2 : Régulation du système par PID avec les paramètres de Ziegler-Nichols.....	44
III.6 Réglage du système avec PID tuner.....	45
III.7 Etude comparative de rejet de perturbation avec régulateur PID (par des paramètres de Ziegler-Nichols et PID tuner).....	48
III.8 Conclusion.....	49

Chapitre IV : Régulateur MPC.

IV.1 Introduction	51
IV.2 Historique	51
IV.3 Principe de base.....	52
IV.4 Structure et importance	53
IV.5 Choix des paramètres de réglage :.....	54
IV.6 Présentation de l'interface de MPC Toolbox.....	54
IV.7 La comparaison entre PID et MPC	58
IV.8 Conclusion.....	60
Conclusion générale	61
Bibliographie	62

Liste des figures

Figure I.1 : Schématisation de différentes phases d'opération discontinue	8
Figure I. 2 : Schématisation d'opération continue	8
Figure I.3 : Schématisation de différentes phases d'opération semi continue	9
Figure I.4 : Schéma d'un réacteur tubulaire	9
Figure I.5 : Schéma d'un réacteur à cuve parfaitement agitée	10
Figure I.6 : Schéma d'un réacteur étagé.	10
Figure I.7 : Association de réacteurs en série	12
Figure I.8 : Associations des réacteurs en parallèle	12
Figure II.1 : Logigramme pour la modélisation-simulation d'un processus	19
Figure II.2 : Réacteur CSTR (continous-stirred tank reactor).	20
Figure II.3 : Schéma d'un réacteur Van de Vusse.	21
Figure II.4 : Comportement des concentrations du réacteur.	26
Figure II.5 : Schéma Simulink du réacteur CSTR linéaire et non linéaire.	30
Figure II.6 : Comparaison entre le système linéaire et non linéaire.	31
Figure II.7 : Schéma Simulink du réacteur en boucle ouverte (sans régulation).	31
Figure II.8 : Evaluation de la concentration C_b du réacteur.	32
Figure III.1 : Représentation fonctionnelle d'une boucle de régulation	35
Figure III.2 : Schéma générale d'une régulation en boucle ouverte	35
Figure III.3 : Schéma fonctionnelle d'une régulation en boucle fermée	36
Figure III.4 : Stabilité du système	36
Figure III.5 : Précision de deux Système apériodique	37
Figure III.6 : Rapidité de deux Systèmes apériodiques	37
Figure III.7 : Schéma fonctionnel du régulateur PID	38
Figure III.8 : Réponse d'un système par méthode d'oscillation (Ziegler-Nichols)	43

Figure III.9 : Réponse du système par différents régulateurs (P, PI et PID) avec les paramètres de Ziegler Nichols	44
Figure III.10 : Schéma bloc du système en boucle fermée avec le contrôleur PI tuner	45
Figure III.11 : Réponses avec le contrôleur PI tuner	46
Figure III.12 : Schéma bloc du système en boucle fermée avec le contrôleur PID tuner	46
Figure III.13 : Réponses avec le contrôleur PID tuner	47
Figure III.14 : Schéma bloc du système avec perturbation	48
Figure III.15 : Réponses de rejet de perturbation par régulateur PID (avec des paramètres de Ziegler Nichols et de PID tuner).	49
Figure IV.1 : Principe de la commande prédictive.	52
Figure IV.2 : Principe de base de la commande prédictive.	52
Figure IV.3 : Algorithme MPC de base.	53
Figure IV.4 : L'emplacement MPC sur la bibliothèque Simulink.	55
Figure IV.5 : Réalisation de schéma bloc sous Simulink.	55
Figure IV.6 : Cliquer sur MPC.	56
Figure IV.7 : Entrer dans le design de MPC.	56
Figure IV.8 : Réponse de commande.	57
Figure IV.9 : Réponse de sortie.	57
Figure IV.10 : Schéma bloc du système.	58
Figure IV.11 : Réponses de la simulation du système avec le contrôleur MPC.	58
Figure IV.12 : Schéma bloc du système avec perturbation.	59
Figure IV.13 : Réponse de rejet de perturbation avec le contrôleur MPC.	60

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Classification des réacteurs avec indication de la fréquence d'utilisation et exemple d'application	11
Tableau II.1 : Condition initiale à l'état d'équilibre	27
Tableau II.2 : Les paramètres de réacteur Van de Vusse	29
Tableau III.1 : L'influence des trois Actions (P, I et D)	41
Tableau III.2 : Différentes structures des régulateurs PID	41
Tableau III.3 : Les avantages et les inconvénients d'un régulateur PID	42
Tableau III.4 : Paramètres de conception de contrôleurs P, PI et PID avec Ziegler-Nichols2	43
Tableau III.5 : Paramètres calculés des contrôleurs P, PI et PID avec Ziegler-Nichols2	44
Tableau IV.1 : Comparaison entre les performances de PID et MPC.	59

Introduction générale

Introduction générale

Depuis longtemps la production dans l'industrie chimique a été fondée sur l'expérience, mais pour des considérations économiques on évite de faire ou de se lancer dans des expériences coûteuses. L'utilisation des méthodes de simulation passe par des modèles mathématiques permettant de prédire les relations entre la modification des paramètres expérimentaux ou de production et les résultats observés dans la pratique sont devenus nécessaires.

Dans ce mémoire, on présente comment modéliser et régler un réacteur chimique. En effet un réacteur chimique a une grande importance dans l'industrie chimique et pétrochimique, il joue un rôle central dans un procédé.

Notre travail s'intéresse particulièrement à l'étude d'un réacteur parfaitement agité isotherme continu (CSTR), ce dernier fonctionne à une température constante. Ce système est complexe, il est toujours difficile pour l'ingénieur de le contrôler à cause de son comportement non linéaire.

Le but de ce travail est le contrôle de la concentration de sortie qui est essentielle pour protéger l'environnement de travail ainsi que le personnel.

Le contrôle passe par une linéarisation du système à partir des équations mathématiques pour rendre le système facile à régler, puis procéder à une régulation par deux types de régulateurs le PID (Proportionnel, intégral, dérivé) et MPC (Model Predictive Control), puis on va faire une comparaison entre les résultats de performances obtenus après des simulations sous environnement Matlab/Simulink.

Cette comparaison permet de choisir le meilleur régulateur pour ce système et répondre au cahier de charge. Cette simulation permet à l'ingénieur de résoudre une grande variété des problèmes. Ce mémoire est organisé comme suivant :

Dans le premier chapitre, on va citer les notions générales sur les réacteurs chimiques allant de la description de leur principe de fonctionnement ainsi que la classification des réacteurs chimiques qu'ils soient ouverts ou fermés, monophasique ou polyphasique.

Le deuxième chapitre est consacré à la modélisation d'un réacteur isotherme appelé Van de Vusse non linéaire. Une étape de linéarisation autour des points de fonctionnement est présentée avec une fonction de transfert. Elle nous permet de simuler le comportement du système et de le contrôler par des différents types de régulateurs.

Le régulateur PID est détaillé en troisième chapitre. Il est consacré à étudier la commande de notre système en boucle fermée par régulateur PID pour contrôler la concentration de sortie du réacteur, mais vu que il est très difficile de régler les gains de régulateur PID avec des méthodes de réglage classiques, on applique deux méthodes pour optimiser ces gains : la première se fait avec la méthode de Ziegler Nichols et la deuxième celle du PID tuner. Une comparaison des résultats de performance du système obtenus par simulation.

Le quatrième chapitre permet d'éclaircir la commande prédictive ainsi que son application à partir de l'espace d'état du système. Une étude comparative des résultats obtenus par les deux régulateurs PID et MPC. En fin on terminera notre travail par une conclusion générale.

CHAPITRE I :

Les réacteurs chimiques

I.1 Introduction

On appelle un réacteur chimique tout appareillage permettant d'accomplir une transformation chimique ou biochimique pour convenir des constituants moléculaires en autres constituants. Cette appellation est limitée au cas où la transformation chimique est effectuée dans l'objectif de produire une ou plusieurs espèces chimiques prédéfinies ou d'éliminer d'un mélange un ou plusieurs composés.

Un réacteur chimique occupe une place centrale dans les unités de fabrications chimiques ou parachimiques. Ces composants placés en amont et en aval permettant des traitements physiques des matières et des produits de la réaction.

Dans une installation industrielle un réacteur chimique est généralement associé à un ensemble de composants (des fours, des bacs, des mélangeurs, des chaudières) [TRA84].

Tous les réacteurs doivent répondre aux conditions principales suivantes :

- Assurer un rendement élevé.
- Fournir un taux de transformation le plus grand possible dans les conditions de sélectivité maximale du procédé.
- Consommer une énergie minimale pour le transport et l'agitation des réactifs.
- Etre suffisamment simple et peu cher.
- Utiliser au mieux la chaleur des réactions exothermiques et la chaleur amenée de l'extérieur pour les processus endothermiques.
- Avoir un fonctionnement sûr.
- Présenter la mécanisation la plus complète possible et permettre un contrôle automatique du procédé [MAR13].

I.2 Les types des réacteurs chimiques

I.2.1 Réacteurs idéaux

a). Réacteurs monophasiques discontinus

Un réacteur monophasique discontinu est un appareil simple, convenant au traitement de petites quantités de produits coûteux, ou à des travaux de recherche et de mise au point. Son fonctionnement discontinu est assez coûteux. Le réacteur reçoit une charge initiale de réactifs. Pendant la réaction, il n'y a pas d'échange de matière avec l'extérieur. Les produits sont extraits en fin d'opération. Le fonctionnement est discontinu (régime transitoire)[Web1].

- **Les avantages**
 - Adapté aux solides, liquides et gaz
 - Souplesse d'utilisation
 - Multifonctionnalité.

- **Les inconvénients** [Web2]

- Rendement global faible
- Coût de fonctionnement élevé
- Qualité finale pouvant varier
- Surveillance accrue.

b). les réacteurs continus

Ce régime ne s'applique qu'aux réacteurs ouverts. Tous les paramètres sont stationnaires, la variable temps disparaît. On dit aussi que le réacteur fonctionne en continu. C'est le régime le plus intéressant dans la pratique industrielle.

- **Les avantages**

- Meilleur rendement énergétique
- Faible coût de fonctionnement
- Qualité finale constante
- Automatisation possible

- **Les inconvénients**

- Plus sensible à la fiabilité de chaque équipement
- Peu adapté aux solides et pâtes
- Manque de flexibilité (changement de produits) [Web2].

c). Réacteur tubulaire à écoulement piston

Il se compose d'un tuyau cylindrique avec des ouvertures à chaque extrémité pour permettre aux réactifs et aux produits de s'écouler. Généralement dans l'état stationnaire, les réactifs sont continuellement consommés lorsqu'ils s'écoulent à travers la longueur du réacteur. Les réacteurs à écoulement piston peuvent être comme un tube long ou un certain nombre de tubes plus courts [Web3].

- **Les avantages :**

- Mécaniquement simple
- Les tubes sont faciles à nettoyer

- **L'inconvénient :**

- Température du réacteur difficile à contrôler [Web3].

d). Réacteurs continus parfaitement agités

L'écoulement du mélange réactionnel se fait dans une cuve où le mélange réactionnel est considéré parfaitement agité. Ainsi, les concentrations des constituants réactifs entrant sont différentes de celles du milieu réactionnel qui a une composition

identique à celle du flux sortant du réacteur. Ceci dit, à l'entrée du réacteur on a donc une discontinuité des concentrations des constituants réactifs dans le flux entrant, alors que dans l'ensemble du milieu réactionnel les concentrations des divers constituants sont uniformes.

I.2.2 Réacteurs à deux phases

a). Réacteurs catalytiques

Dans lesquels le catalyseur est déjà présent dans le mélange réactionnel sous forme suspendue, ou fixée par un dispositif incorporé dans le réacteur appelé un lit.

Pour augmenter la vitesse d'une réaction et améliorer ainsi la productivité d'un procédé, les catalyseurs chimiques sont souvent utilisés pour interagir avec les molécules des réactifs et accélérer leur transformation et obtenir ainsi plus rapidement les produits désirés. Ces catalyseurs peuvent être sous forme de : particules solides (largement utilisés en génie des procédés)

b). Réacteurs à lit fixe

Un réacteur à lit fixe est de type de réacteur à écoulement piston. Les réacteurs à lit fixe sont composés d'une forme cylindrique à têtes convexes. Généralement sont verticaux. Ils sont principalement utilisés pour des réactions catalytiques hétérogènes. En mettant en contact avec les pastilles de catalyseur, les réactifs réagissent pour former des produits qui sortent en suite du réacteur au fond.

Dans ce cas les réactifs circulent dans le réacteur par la gravité autour de lit de catalyseur.

Le réacteur à lit fixe présente un certain nombre d'inconvénients.

- **Les inconvénients :**

- Coût élevé
- Il est nécessaire de prendre plusieurs réacteurs en parallèle pour les grandes usines.
- Faible facteur d'efficacité à cause de la nécessité de grande particules de catalyseur pour éviter une chute de pression élevée dans le tube de réacteur.
- Faible transfert de chaleur du lit de catalyseur et variation de température dans les tubes.

- **Les avantages :**

- Facile à construire
- Plus de contact entre le réactif et le catalyseur [HAF19].

c). Réacteur à lit mobile

Un réacteur à lit mobile est un réacteur dans lequel une couche de catalyseur sous forme de granules est déplacée entre une zone de réaction et une zone de régénération. Il peut être coûteux [Web4].

d). Réacteur à lit fluidisé

Les réacteurs à lit fluidisé sont les plus utilisés dans les industries de transformation du pétrole et des produits chimiques.

L'apport de matière première est introduit et se déplace à travers des particules chauffées par introduction de gaz sous pression au fond du réacteur.

- **Les avantages :**

- Contrôle de la température et transfert de chaleur au cours des réactions
- Limite la vitesse de la réaction.
- Grâce à la fluidisation on obtient un meilleur mélange des particules [ROG14].

I.2.3 Réacteurs particuliers

a). Réacteur isotherme

Pour ce type de réacteurs, on note que les différences d'apparence sont assez souvent à l'origine de la localisation de la surface d'échange thermique.

Ainsi, l'échange thermique peut être réalisé : à l'intérieur du réacteur; à travers les parois du réacteur; à l'extérieur du réacteur [TRA84].

b). Réacteur adiabatique

Souvent rencontré dans l'industrie, ils constituent simplement un cas particulier du cas général correspondant à une surface d'échange nulle entre le réacteur et le milieu extérieur, autrement dit il n'y a pas d'échange de chaleur entre le réacteur et le milieu extérieur [TRA84].

I.3 Classification des réacteurs chimiques

Tous les réacteurs chimiques en une fonction commune permettant de réaliser un transformateur chimique. Donc on devrait être capable de définir un certain nombre de critères qui nous permettent de classer ces réacteurs.

Ces critères sont :

I.3.1 Selon la nature des phases en présence

a). Système monophasiques (homogènes)

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

b). Systèmes polyphasiques (ou hétérogènes)

D'une manière générale : fluide + solide, liquide + liquide, gaz + liquide, gaz + solide, liquide + solide, gaz + solide + liquide.

I.3.2 .Selon le types d'opération

a). Opération discontinue

Dans une opération discontinue, les réactifs sont chargés dans le réacteur en début d'opération. Les produits sont retirés quand la transformation est considérée comme terminée. 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 ; le système est alors fermé [Web1].

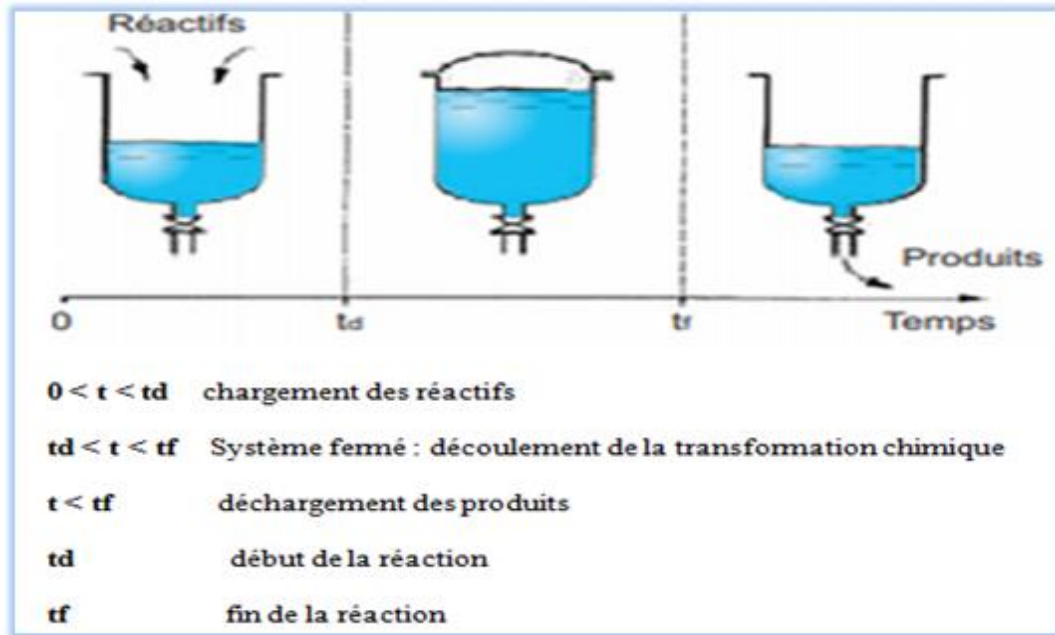


Figure I.1 : Schématisation de différentes phases d'opération discontinue

b). Opération continue :

Elle est dotée d'une ou plusieurs entrées pour produire les réactifs et d'une ou plusieurs sorties pour lesquelles les produits de transformation sont évacués et soutirés du réacteur. Le système est alors ouvert.

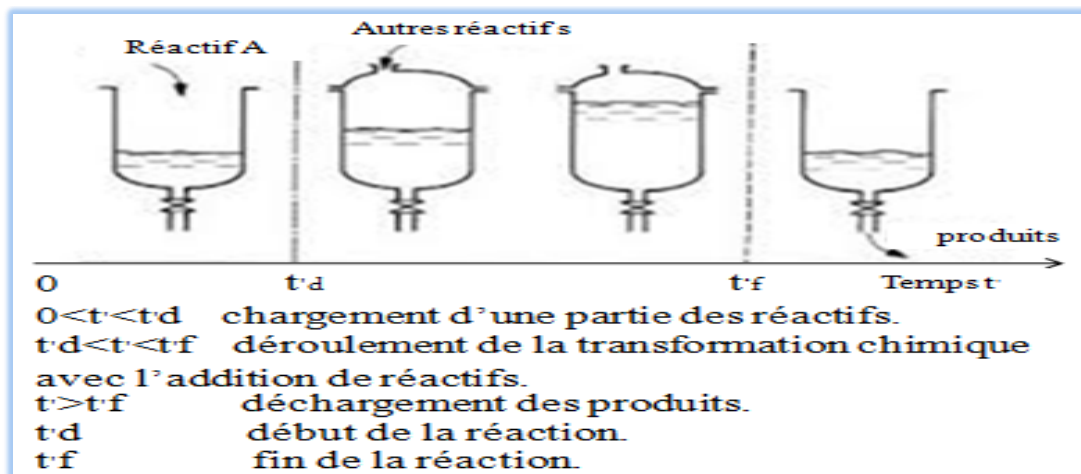


Figure I.2 : Schématisation d'opération continue

c). Opération semi continue

Un des réactifs ou un des produits est constamment ajouté ou soutiré du réacteur, le système est alors semi-ouvert ou semi-fermé.

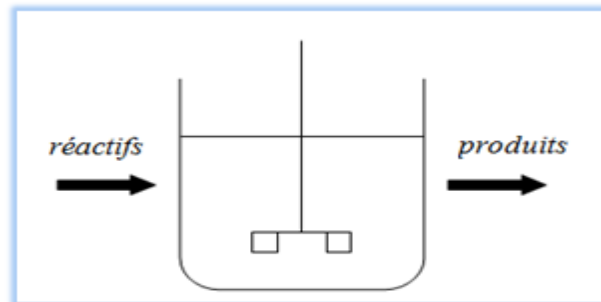


Figure I.3 : Schématisation de différentes phases d'opération semi continue

I.3.3 Selon le type de réacteur chimique

On considère qu'il ya deux types de réacteurs industriels idéaux : la cuve et le tube.

a). Réacteur tubulaire

On appelle parfois ce type de réacteur un réacteur à gradient de concentration car il a un profil continu et décroissant de concentration du réactif considéré entre l'entrée et la sortie du réacteur. Dans ce cas l'espèce chimique va progresser en même temps que son environnement tout ou long du tube en se transformant progressivement [TRA84]

Parmi les principaux avantages des réacteurs tubulaires sont :

- Les polymérisations peuvent être poussées jusqu'à des taux de conversion très élevés.
- La qualité du produit varie faiblement.
- Le rapport surface sur volume y est important, ce qui est un atout dans le contrôle et la régulation de la température.
- Il est possible de programmer la température le long du tube afin d'obtenir des polymères aux propriétés spécifiques.

Malgré tous ces avantages ce type de réacteurs présente quelques défauts. En effet, l'hypothèse d'un écoulement purement piston n'est pas toujours applicable pour des solutions très visqueuses de polymère [MAR13].

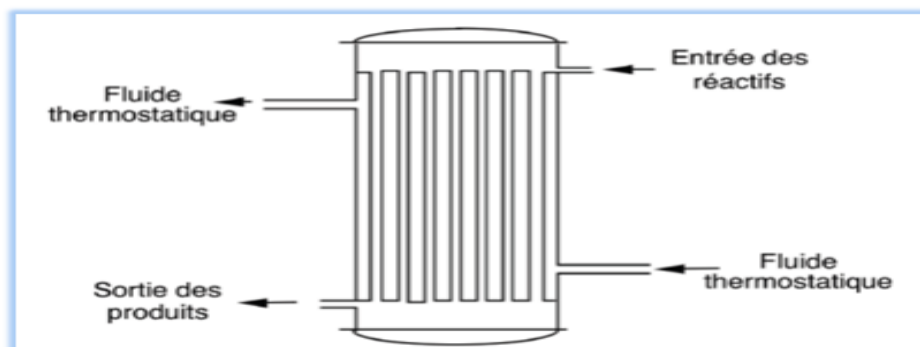


Figure I.4 : Schéma d'un réacteur tubulaire

b). Réacteur à cuve parfaitement agitée

Le réactive entrant dans le réacteur se trouve brusquement plongé dans un environnement (milieu réactionnel) qui a une composition identique à celle du flux entrant, alors que dans l'ensemble du milieu réactionnel contenu dans le réacteur, les concentrations des diverses espèces chimiques sont uniformes [TRA84].

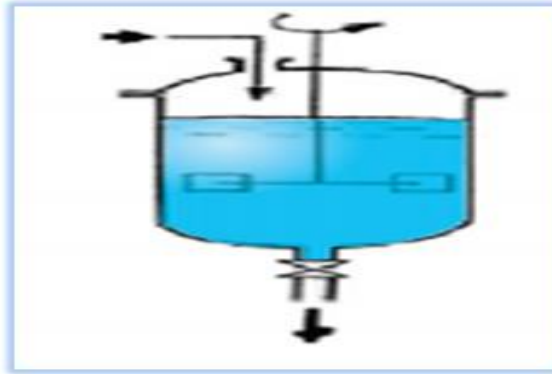


Figure I.5 : Schéma d'un réacteur à cuve parfaitement agitée

Un cas intermédiaire entre ces deux modèles idéaux est ce qu'on appelle réacteur étagé, constitué par une série de zones parfaitement agitées. Au lieu d'avoir une brusque discontinuité moindre à l'entrée de chacune des zones parfaitement agitées.

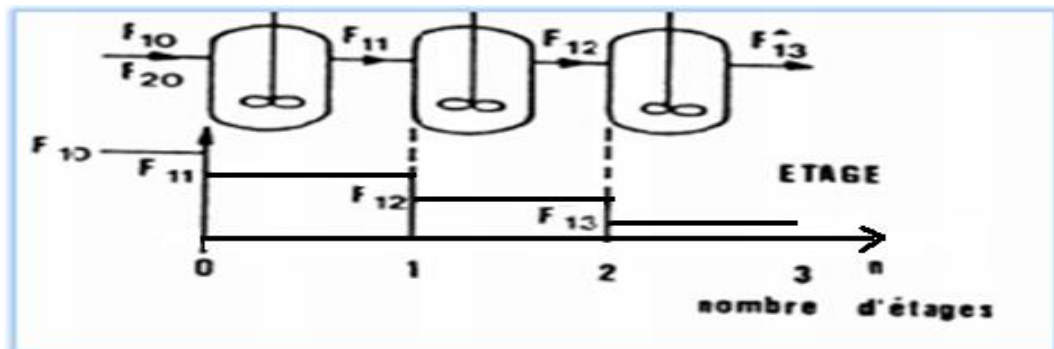


Figure I.6 : Schéma d'un réacteur étagé

I.3.4 Selon le mode de circulation de phase

On a trois modes de circulation :

- Courants parallèles
- Courants croisés
- Courant contre-courant

Quelques exemples de classification des réacteurs chimiques avec l'indication de la fréquence d'utilisation en industrie :

Tableau I.1 : Classification des réacteurs avec indication de la fréquence d'utilisation et l'exemple d'application

Phase en présence		Mode d'opération			
		Discontinu	Continu		
			Tubulaire	Etagé	Parfaitement agité
Monophasique	G	+	+++ vapocraquage	+	+
	L	+++ polymérisation solution	++ Fabrication urée	++ polymérisation	+++ estérification
Polyphasique	G+L	++ fermentation	+++ Tour d'absorption	++ Oxydation	+++ Traitement biologique des eaux
	L+L	++ Sulfonation d'aromatique	++ Hydrolyse d'esters	++ polymérisation	++ Nitration d'aromatique
	F+S (catalyseur)	++ hydrogénation	+++ Lit fixe ++Lit mobile	++ Lit fluide à étages	+++ Lit fluide catalyseur en suspension
	F+S	++ Régénération de catalyseur	++ Lit mobile	++ Grillage de minerais	++ Combustion
Fréquence d'utilisation : + plus rarement rencontrée ++ souvent rencontrée +++ réalisation préférée					
L : liquide G : Gaz F : Fluide S : Solide					

I.4 Association des réacteurs chimiques

Association des réacteurs chimiques est de les disposer en parallèle ou en série.

I.4.1 Association en série

L'association des réacteurs en série permet une intervention extérieure entre chaque réacteur. Dans cette association, chaque réacteur de la cascade fait progresser l'avancement de la réaction. L'ajout des réacteurs en série n'accroît pas la capacité de production mais permet d'augmenter le temps de passage, donc la conversion [CHE17].

Soit la série de « n » réacteurs de même type associés en série suivante :

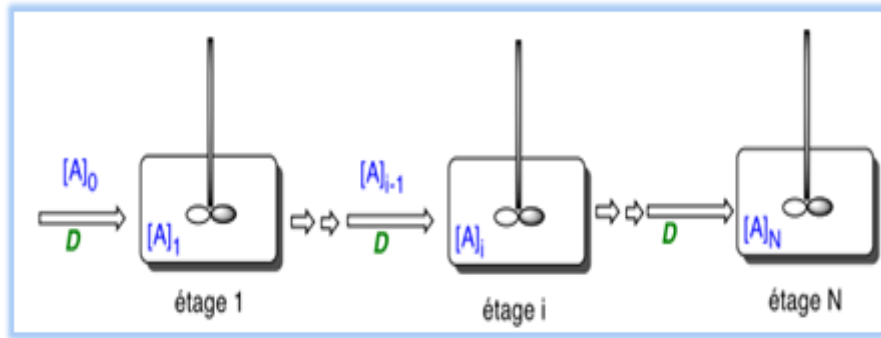


Figure I.7 : Association de réacteurs en série

I.4.2 Association en parallèle

Association des réacteurs en parallèle vise à augmenter la capacité de production de la section rationnelle.

Soit l'association de « n » réacteurs continus de même type en parallèle suivante :

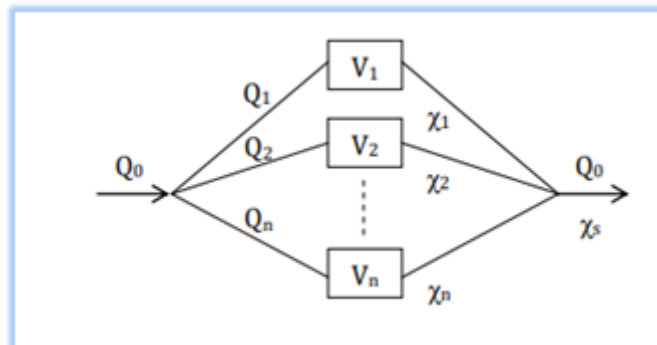


Figure I.8 : Associations des réacteurs en parallèle

- Cette association ne permet pas d'augmenter le taux de conversion mais elle est particulièrement intéressante :
- Lorsque la vitesse de réaction est lente.
- Lorsque la conversion que l'on peut obtenir est faible [CHE17].

I.5 Risques d'emballement thermiques

I.5.1 Risques thermiques et sécurité des réacteurs

Les accidents industriels sont provoqués par des réactions chimiques, en vertu des énergies considérables qu'elles impliquent. Elles peuvent mener si elles sont conduites de manière non contrôlée à des explosions qui peuvent être mortelles.

Généralement l'accident survient par le phénomène d'emballement thermique, ce phénomène se produit lorsque la quantité de chaleur produite au sein du milieu réactionnel est supérieure à la quantité de chaleur évacuable vers l'extérieur, ce qui provoque une accumulation d'énergie, sous l'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 est en particulier celle des réacteurs. Elle est de nos jours une préoccupation majeure de cette industrie [OUA06].

I.5.2 Description du phénomène d'emballlement thermique

L'emballlement d'un réacteur survient lorsque son système de refroidissement ne parvient plus à évacuer la chaleur produite par la réaction chimique. La température augmente, alors cette augmentation non contrôlée provoque une accélération de la réaction, qui à son tour augmente la puissance thermique de la réaction. Dans la mesure où cette dernière augmente exponentiellement avec la température, tandis que la puissance de refroidissement n'augmente que linéairement, la température du milieu réactionnel va croître de plus en plus rapidement : c'est l'emballlement de la réaction qui peut mener à des situations extrêmement graves.

Ce phénomène d'emballlement est un problème qui concerne principalement les réacteurs fermés et tubulaires, puisqu'ils contiennent au début de la réaction une quantité énorme d'énergie sous forme de réactifs. Les réacteurs continus de type cuve agité, ainsi que les réacteurs semi-ouverts, ne sont concernés par ce point que dans une moindre mesure, car les réactifs ne sont généralement présents qu'en faibles concentrations résiduelles au sein de la cuve. Le principal danger d'un emballlement de température est l'amorçage, notamment des réactions de décompositions des réactifs ou des produits. Ce type de réactions est très exothermique, c'est-à-dire qu'il produit une très grande chaleur. De plus, les réactions de décompositions produisent en grande partie des gaz. Ces gaz sont dangereux pour deux raisons :

La première consiste en une augmentation de la pression dans le réacteur, augmentation qui peut conduire à l'explosion du réacteur.

La deuxième raison de la dangerosité des gaz est leur possibilité d'inflammation, notamment si la surpression dans le réacteur conduit à un dégagement via une rupture dans l'étanchéité du réacteur [MAR13].

I.6 Système chimique

Un système chimique est un ensemble d'espèces chimiques (molécules, atomes ou ions) qui peuvent interagir entre eux. L'état d'un système chimique précis par :

- L'état physique (Gaz (G), solide(S) et liquide(L)).
- La température.
- La pression.
- La quantité de matière et des espèces chimiques.

Et l'évolution d'un système est modélisée par réaction chimique.

I.6.1 Définition de la réaction chimique

La réaction chimique est la transformation d'espèces chimiques en d'autres espèces chimiques, dans laquelle la réaction conserve les éléments chimiques et la charge électrique

totale, autrement dit les noyaux des éléments chimiques ne sont pas modifiés, seuls participent les électrons des niveaux externes des atomes.

I.6.2 La cinétique chimique

La cinétique chimique est l'étude des paramètres qui influencent les taux de réaction chimique et l'évaluation dans le temps des systèmes chimiques lors d'un passage de l'état initial à l'état final ne se fait pas instantanément.

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].

- Vitesse de réaction

La vitesse d'une réaction est la dérivée par rapport au temps de l'avancement de la réaction chimique, sa vitesse de disparition est égale à l'opposé de sa vitesse de formation. [CEC12].

$$v_r = \frac{dn}{dt} \quad (I.1)$$

a) vitesse de disparition :

$$v_{rd} = - \frac{dn}{dt} \quad (I.2)$$

vitesse de formation :

$$v_{rf} = \frac{dn}{dt} \quad (I.3)$$

Unité de vitesse de réaction (mol/s) [WEB 5].

I.6.3 Les facteurs cinétiques

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

- Les concentrations des réactifs.
- la température du milieu.
- L'éclairement.
- la présence des catalyseurs.

a). Facteur de concentration

L'influence de la concentration sur la vitesse de la réaction est une relation directe, lorsque la concentration des réactifs augmente automatiquement la vitesse augmente. Il a été constaté expérimentalement que dans le cas d'une réaction mettant en jeu un catalyseur solide, la vitesse de réaction sera définie comme une masse de réactif consommée par unité de temps et de masse de catalyseur, donc la vitesse s'exprime en fonction des concentrations des réactifs A et B [MAR09], [CEC12].

Si on considère l'équation stœchiométrique dans le cas général :



On peut écrire :

$$r_A = -\frac{1}{a} \frac{dc_A}{dt} = kC_A^n C_B^m \quad (I.5)$$

- K : constante de vitesse de la réaction.
- n, m : ordres partiels par rapport aux réactifs A et B.

b). Facteur de température

L'influence de la température sur la vitesse de la réaction obéit à une relation directe, est une fonction 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].

$$K = k_0 \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) \quad (I.6)$$

K : Constante de vitesse de la réaction.

k_0 : Facteur de fréquence.

E : Energie d'activation de la réaction (j/mol).

R : Constante des gaz parfait (=8.314 j/mol.k ou 2cal/mol.k).

T : Température (k).

Il est souvent préférable d'utiliser la relation d'Arrhénius sous une forme différente [TRA02] :

$$K_T = K_{T_0} \exp\left(\frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_0} - \frac{1}{T}\right)\right) \quad (I.7)$$

T_0 : Température à l'entrée du réacteur ou au début de la réaction, température moyenne du fluide de refroidissement...etc.

I.7 Choix d'un réacteur

Afin de choisir le meilleur réacteur possible pour réaliser une réaction donnée (spécifique), il faut d'abord tenir les facteurs essentiels qui peuvent être :

- le taux de conversion d'un réactif donné.
- Le rendement en produit cherché.
- La maximisation de la capacité de production, le coût d'investissement.
- 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 sécurité de fonctionnement, c'est-à-dire la qualité du produit obtenu et le tonnage demandé autrement dit qu'un fort tonnage favorisant le choix d'un réacteur fonctionnant en continu, et vice versa.
- La nature des réactifs et des produits de la réaction, le type de réaction entre deux phases liquides, entre gaz-liquide, entre des solides fondus, ...etc.
- La gamme de température et pression.
- La quantité de chaleur.

Le choix d'un réacteur peut influencer fortement les grandeurs auxquelles on veut accorder une priorité :

Taux de conversion, sélectivité, volume et coût des appareils [RHA11].

I.8 Conclusion

Dans ce chapitre nous avons présenté une étude bibliographique des réacteurs chimiques. Cette étude est la base nécessaire pour réaliser notre travail. Premièrement nous avons cité les types de réacteurs chimiques et comme ils sont communs au même objectif, on essaye de les classer à l'aide des critères prédéfinis.

CHAPITRE II :

Modélisation d'un réacteur CSTR isotherme

II.1 Introduction

La modélisation des réacteurs chimiques isothermes occupe une place très importante dans la recherche scientifique et l'industrie chimique, car dans de nombreux cas d'expériences irréalisables ou trop chers donc on fait recours à la technique de modélisation qui permettra de déduire les résultats. En d'autres termes la modélisation est une méthode pour étudier le comportement d'un système (dans ce cas de réacteur) à l'aide d'un modèle qui est une représentation à l'abstrait du système.

Dans ce chapitre, on représente premièrement les notions de modélisation. Ensuite nous allons faire l'étude à la modélisation de notre modèle de réacteur (réacteur parfaitement agité continu isotherme CSTR). Pour réaliser cette modélisation, il faut d'abord donner une description détaillée du réacteur CSTR. On fait le bilan massique et la linéarisation de notre modèle de réacteur mathématiquement sans régulation, en fin on va mettre une stratégie de régulation en boucle ouverte qui va permettre de stabiliser la concentration du réacteur autour du point de fonctionnement [MAR 13].

II.2 Modélisation des procédés industriels

La modélisation est la représentation d'un système par un autre plus facile à comprendre. On peut encore définir la modélisation comme une technique d'identification qui consiste à construire un modèle d'un système réel, c'est-à-dire l'expérimentation indirecte sur un modèle et non sur un système lui-même, Cette technique peut prendre des différentes formes telles que la modélisation mathématique, physique ou graphique. Elle est nécessaire à l'étude, la réalisation et le contrôle des systèmes ou des unités industrielles. En génie des procédés, la modélisation consiste à un ensemble d'équations mathématiques construit sur la base de données expérimentales et permettant de représenter les relations entre les sorties et les entrées du système [Web 6].

II.2.1 Notion du modèle

Un modèle est une structure formalisée pour rendre compte d'un ensemble de phénomènes à l'aide d'une représentation mathématique-physique ou graphique. Donc la modélisation est une combinaison entre les connaissances acquises sur la physique et la chimie du système (rôle du physicien). Elle est la capacité de résoudre les équations résultant de cette analyse (rôle du mathématicien).

- Pour modéliser un procédé chimique, on dispose plusieurs possibilités parmi les différents types de modèles :

A. Modèle phénoménologique

Ce modèle est basé sur les principes physico-chimiques de conservation de matière de la quantité de mouvement et du bilan d'espèces.

B. Modèle mathématique

Le modèle mathématique prend en compte des termes différentiels caractéristique du comportement dynamique du réacteur, cet outil donne alors accès à l'évolution, au cours du temps, des différentes variables du réacteur (concentration, température) [KHA07], [XUÂ09].

C. Modèles empiriques

Les modèles empiriques sont décrits sur la base d'expérience et ils sont souvent employés en automatique. Ils décrivent en temps continu ou discret le comportement dynamique des systèmes concernés. Les modèles empiriques doivent faire l'objet d'une identification de leurs propres paramètres pour reproduire un comportement plus proche au comportement réel du système modélisé. Parmi ces modèles, le modèle entrée-sortie est le modèle qui consiste la relation linéaire entre l'entrée et la sortie des systèmes [KHA 07].

II.2.2 Intérêt de la modélisation et la simulation en génie de procédés

Les techniques de modélisation-simulation dans le domaine des procédés représentent des simplifications qui permettent une meilleure analyse du procédé grâce à des modèles. Le modèle mathématique permet d'approcher la compréhension de système par la résolution des relations mathématiques entre les entrées et sorties du système.

La simulation représente un système réel pour effectuer des expériences, il s'agit d'utiliser des logiciels pour la programmation des modèles analytiques ou descriptifs et leur manipulation afin de réaliser et visualiser des expérimentations [Web7].

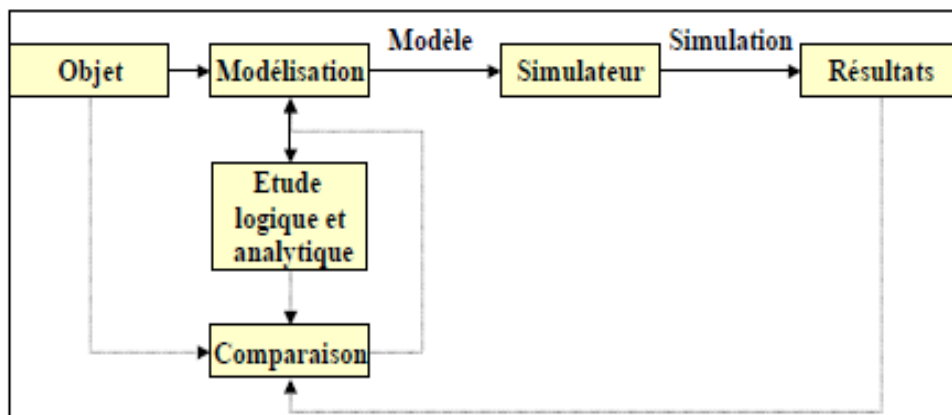


Figure II.1 : Logigramme pour la modélisation-simulation d'un processus.

II.3 Réacteur isotherme

Dans le réacteur isotherme, il y' aura un changement entre la quantité de chaleur et le milieu environnant, mais seulement si la température de la matière reste constante, si la réaction est exothermique, la chaleur dégagée dans le réacteur est transmise au milieu environnant.

Par contre, dans le cas d'une réaction endothermique, la situation est inversée, on chauffe le réacteur de l'extérieur pour compenser la chaleur absorbée par la réaction. Il faut que la température du réacteur soit supérieure à celle du milieu environnant.

C'est cette différence de température ΔT qui est relativement faible, qui caractérise les réacteurs isothermes [RAH11].

Trambouze a également indiqué que :

- Dans le domaine thermique :
 - La température doit être constante.
 - La circulation de la chaleur tend vers la chaleur de réaction.
- On peut réaliser l'échange thermique :
 - à l'intérieur du réacteur.
 - à l'extérieur du réacteur [TRA04].

II.4 Modélisation de réacteur continu parfaitement agité (CSTR) isotherme

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 [LUY07].

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

II.4.1 Réacteur continu parfaitement agité (CSTR)

A. Description du processus

Les réacteurs CSTR « en anglais (Continuous-Stirred Tank Reactor) ou « les réacteurs continus parfaitement agités » sont des équipements très importants dans l'industrie. Ils appartiennent à la classification des réacteurs idéaux, ils sont des simples récipients cylindriques munis d'un dispositif d'agitation interne ainsi que d'une tubulure d'alimentation et d'une tubulure de soutirage comme illustré ci-dessous (figure II.2). Appelés réacteurs à cuve, réacteurs à Backmix. Ils sont principalement utilisés pour la réaction en phase liquide.

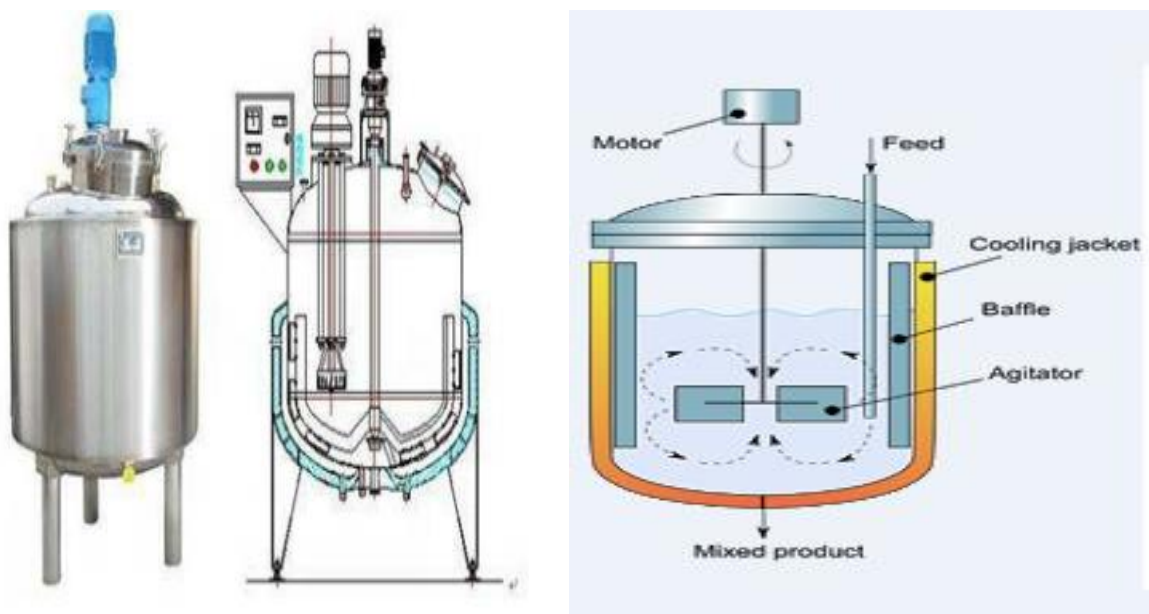


Figure II.2 : Réacteur CSTR (continuous-stirred tank reactor).

B. Caractéristiques de réacteur CSTR :

- fonctionnement en état stationnaire.
- Parfaitement mélangé (mélange jusqu'au niveau moléculaire).
- Volume et densité constants (débit d'entrée = débit de sortie).
- Température et concentration constantes et sont les mêmes dans le cuve.
- Les conditions ne changent pas avec le temps de réaction.

II.4.2 Réacteur Van de Vusse CSTR

A .Description

Le réacteur de Van de Vusse est très connu comme un processus non linéaire et fréquemment utilisé comme référence pour divers stratégies de contrôle.

Dans cette réaction, la substance A dans le réacteur réagit avec une autre substance pour produire la substance B en continu isotherme CSTR. La substance B devient dégradé en substance C. cette dernière produit une autre substance D'un schéma simplifié de tel appareil est représenté dans la figure suivante [HIR02].

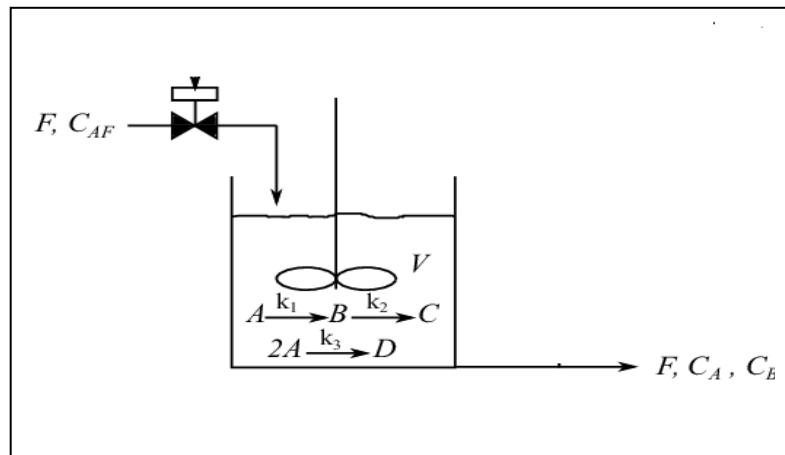
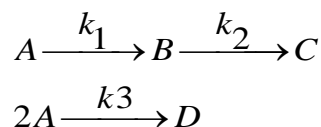


Figure II.3 : Schéma d'un réacteur Van de Vusse.

En plus de cette réaction consécutive, une réaction parallèle d'ordre élevé se produit A est converti en substance D et sous-produit par la réaction de Diels-Alder. Ci-dessous on présente le schéma de réaction [HIR02] :



k_1, k_2, k_3 sont des vitesses de réaction.

B. Principe du fonctionnement du procédé et de la problématique d'opération

La figure II.3 présente le réacteur parfaitement mélangé où se produit la réaction Van deVusse dont il est question dans cette section. La problématique principale de ce réacteur

consiste à réguler la concentration de l'espèce intermédiaire B (C_B) en jouant sur la variable manipulée du débit d'alimentation de l'espèce A (F) à concentration fixe. Aux conditions nominales d'opération indiquées au tableau II.1, Afin de simplifier la problématique, on fait l'hypothèse d'un mélange parfait à l'intérieur du réacteur. Cette hypothèse permet de considérer que les concentrations C_A et C_B des espèces A et B sont les mêmes à l'intérieur et à la sortie du réacteur. On considère aussi que le réacteur est exploité en mode continu, ce qui signifie que le débit d'entrée F est le même que le débit de sortie. [JEA10]

II.5.1 Bilans de matière

Ce bilan est écrit au moyen de quantité ou de débits mesurés en moles, masse, nombre d'atomes etc, et chaque espèce obéit à une équation de bilan. [RHA11].

Dans ce type de réacteur, la quantité de matière est représentée par le débit molaire. Le réacteur est considéré comme un système ouvert, qui échange de la matière (après le début de la réaction chimique) avec le milieu extérieur à travers l'entrée (introduction continu des réactifs) et la sortie du réacteur (soutirage des produits de la réaction).

La forme générale du bilan matière :

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Débit de} \\ \text{matière entrant} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Débit de} \\ \text{production} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Débit de} \\ \text{matière sortant} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Débit} \\ \text{d'accumulation} \end{array} \right\}$$

Les premier et troisième termes sont des débits de matière. Le second terme traduit le rôle des réactions chimiques. Le débit de production est la différence entre le débit de réaction et le débit destruction par ces réactions. Enfin, le quatrième terme traduit l'évolution dans le temps.

Généralement on a deux modes de réacteurs continus parfaitement agités ce sont :

- Mode stationnaire (isotherme).
- Mode non stationnaire (non isotherme).

On s'intéresse particulièrement à étudier notre système (CSTR) en mode stationnaire. Alors le réacteur ouvert en régime permanent est l'état de ce réacteur qui est supposé indépendant du temps. C'est-à-dire, rien ne s'accumule [RAH11].

Le bilan se traduit à :

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Débit de} \\ \text{matière entrant} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Débit de} \\ \text{production} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Débit de} \\ \text{matière sortant} \end{array} \right\}$$

- **Mathématiquement :**

$$\frac{d(\rho V)}{dt} = \rho F_0 - \rho F \Rightarrow F_0 = F \quad \text{car } V \text{ et } \rho \text{ constants} \quad (\text{II.1})$$

Il existe deux types de systèmes réactionnels :

- Simple (ci-dessous).
- Multiples.

II.5.2 Les paramètres opératoires

Avant d'aborder le bilan de matière, il faut définir les paramètres opératoires permettant d'avoir un :

- a) **Taux de réaction r** : représente la vitesse de consommation nombre de mole pour former un autre produit , un autre terme taux de réaction est le produit entre la vitesse de réaction et la concentration du produit à la sortie.

$$r = k \cdot C_i \quad (\text{II.2})$$

- b) **Temps de passage τ** : c'est le rapport du volume et du débit volumique, défini par la relation suivante : [CHE17]

$$\tau = \frac{V_R}{Q_0} \quad \rightarrow \quad \tau = \frac{C_0(x_s - x_e)}{r} \quad (\text{II.3})$$

- c) **Taux de conversion X_i** : [CHE17].

$$X_i = \frac{C_{i0} - C_i}{C_{i0}} = \frac{n_{i0} - n_i}{n_{i0}} \quad (\text{II.4})$$

II.5.3 Les bilans de matière :

La forme générale de bilan des substances est :

$$\frac{dC_i V}{dt} = C_i F_e - C_{is} F_s + r_i V \quad (\text{II.5})$$

- a. **Bilan de la substance A :**

$$\frac{d(V C_A)}{dt} = F C_{Af} - F C_A - V k_1 C_A - V k_3 C_A^2 \quad (\text{II.6})$$

Taux de réaction du produit A est :

$$r_A = -k_1 \cdot C_A - k_3 \cdot C_A^2 \quad (\text{II.7})$$

Alors après la simplification on aura :

$$\frac{d(C_A)}{dt} = \frac{F}{V}(C_{Af} - C_A) - k_1 C_A - k_3 C_A^2 \quad (\text{II.8})$$

La nomenclature relative à cette équation est indiquée au tableau II.1, Les deux premiers termes de l'équation (II.7) correspondent à la dynamique de consommation de l'espèce A alors que le dernier terme correspond à l'apport en continu de l'espèce A au réacteur. Pour ce qui est de l'espèce B [JEA10].

b. Bilan de la substance B :

$$\frac{d(C_B)}{dt} = -\frac{F}{V} C_B + k_1 C_A - k_2 C_B \quad (\text{II.9})$$

$$r_B = k_1 \cdot C_A - k_2 \cdot C_B \quad (\text{II.10})$$

Le nomenclature relatif à cette équation est indiqué aux tableaux II.1, Le premier terme de l'équation (II.9) correspond à la partie de la cinétique de consommation de l'espèce A qui a trait à la génération de l'espèce B et les deux derniers termes correspondent à la cinétique de consommation de l'espèce B, l'une étant liée à l'apport de l'espèce A [JEA10].

c. Bilan de la substance C :

$$\frac{d(C_C)}{dt} = -\frac{F}{V} C_C + k_2 C_B \quad (\text{II.11})$$

$$r_C = k_2 \cdot C_B \quad (\text{II.12})$$

d. Bilan de la substance D :

Taux de réaction du produit D est :

$$r_D = \frac{1}{2} k_3 \cdot C_A^2 \quad (\text{II.13})$$

Alors on a :

$$\frac{d(C_D)}{dt} = -\frac{F}{V} C_D + \frac{1}{2} k_3 C_A^2 \quad (\text{II.14})$$

Dans notre expérience, nous voulons obtenir le composant B par rapport au composant d'entrée du produit A, et les bilans énergétiques récents ne dépendent pas des équilibres C et D. Alors, les équations pour C_C et C_D sont négligées car C_B ne dépend pas d'eux. Donc, on prend juste les deux équations différentielles suivantes:

$$\frac{d(C_A)}{dt} = \frac{F}{V}(C_{Af} - C_A) - k_1 C_A - k_3 C_A^2 \quad (\text{II.15})$$

$$\frac{d(C_B)}{dt} = -\frac{F}{V} C_B + k_1 C_A - k_2 C_B \quad (\text{II.16})$$

Ces deux équations représentent le phénomène non linéaire du réacteur Van de Vusse.

II.6 Bilan énergétique

Le bilan énergétique est la différence entre flux d'énergie transporté par le fluide réactionnel à la sortie et le flux d'énergie transporté par le fluide réactionnel à l'entrée.

$$P = Fh_s - Fh_e \quad (\text{II.17})$$

$$P = \sum F_{is} h_{is} + F_I h_{IS} - \sum F_{ie} h_{ie} - F_I h_{Ie} + (\sum F_{ie} h_{is} - \sum F_{ie} h_{is}) \quad (\text{II.18})$$

On a :

$$F_{is} = F_{ie} + v_i F_0 (X_s - X_e) \quad (\text{II.19})$$

Et finalement après la simplification, on aura :

- Le réacteur isotherme $T_e = T_s$.

$$P = \Delta H_{Rs} F_0 (X_s - X_e) + C_{pe} (T_s - T_e) \quad (\text{II.20})$$

$$P = \Delta H_{Rs} F_0 (X_s - X_e)$$

II.7 Linéarisation du modèle mathématique de CSTR

L'objectif de cette partie est linéarisation de système à l'état stationnaire. Les équations de bilan que nous avons étudiées maintenant seront écrites sous la forme matricielle.

- On suppose qu'en état stationnaire l'accumulation est égale à 0.
- système isotherme $T_e = T_s$.
- On remplace les concentrations par :

$$\begin{aligned} C_A &= x_1 \quad \text{et} \quad C_B = x_2; \\ u &= F / V \end{aligned} \quad (\text{II.21})$$

II.7.1 Etape 1 : déterminer le point de fonctionnement ou l'état de l'équilibre

Avant linéarisation de modèle non linéaire pour trouver la forme de l'espace d'état, nous devons trouver les valeurs des variables d'état à l'état stationnaire.

L'état d'équilibre est obtenu en résolvant les équations dynamiques pour :

- **La substance A :**

$$\begin{aligned} \frac{F_s}{V} (C_{Afs} - C_{As}) - k_1 C_{As} - k_3 C_{As}^2 &= 0 \\ \text{alors on a :} & \\ C_{As} \left(k_1 + \frac{F_s}{V} \right) + k_3 C_{As}^2 - \frac{F_s}{V} C_{Afs} &= 0 \end{aligned} \quad (\text{II.22})$$

Pour résoudre l'équation ci-dessus en utilisant la formule générale et on prend la racine positive.

Finalement on a :

$$C_{As} = \frac{-\left(k_1 + \frac{F_s}{V}\right) + \sqrt{\left(k_1 + \frac{F_s}{V}\right)^2 + 4k_3 \frac{F_s}{V} C_{As}}}{2k_3} \quad (II.23)$$

$$C_{As} = \frac{-\left(\frac{5}{6} + \frac{4}{7}\right) + \sqrt{\left(\frac{5}{6} + \frac{4}{7}\right)^2 + 4 \frac{1}{6} \frac{4}{7} 10}}{2\left(\frac{1}{6}\right)}$$

$$C_{As} = 3 \text{ mol/l}$$

➤ **La substance B :**

$$-\frac{F_s}{V} C_{Bs} + k_1 C_{As} - k_2 C_{Bs} = 0$$

$$\frac{F_s}{V} C_{Bs} + k_2 C_{Bs} = k_1 C_{As} \Rightarrow C_{Bs} = \frac{k_1 C_{As}}{\frac{F_s}{V} + k_2} \quad (II.24)$$

$$C_{Bs} = \frac{\left(\frac{5}{6}\right)3}{\frac{4}{7} + \left(\frac{5}{3}\right)}$$

$$C_{Bs} = 1.117 \text{ mol/l}$$

Déterminer les points de fonctionnement à l'état d'équilibre graphiquement :

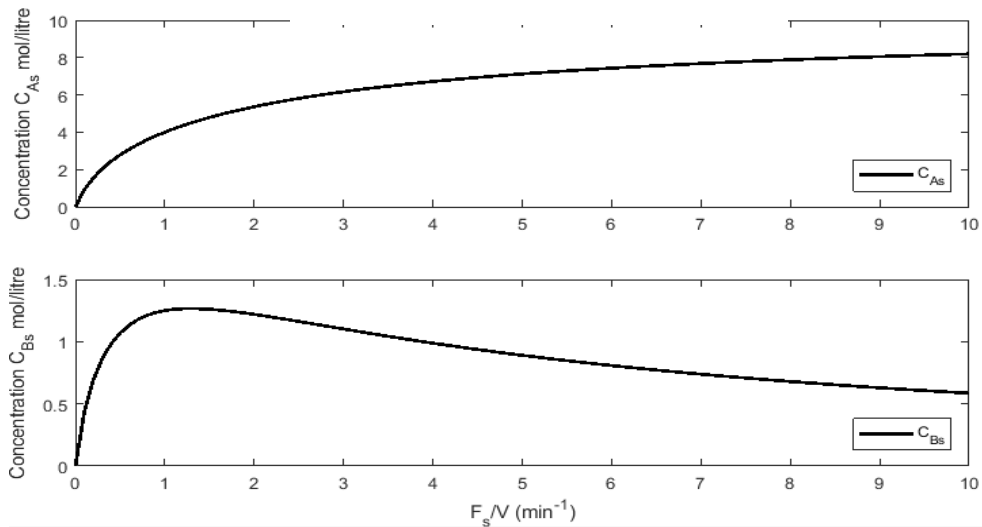


Figure II.4 : Comportement des concentrations du réacteur.

La figure ci-dessus représente le comportement des concentrations par rapport à l'entrée

$$u = \frac{F_s}{V}.$$

On remarque que lorsque l'entrée u devient supérieure à une certaine valeur la sortie (la concentration C_B) commence à diminuer.

Tableau II.1 : condition initiale à l'état d'équilibre.

Variable	Description	Valeur mathématiquement	Valeur Graphiquement (la projection)
C_A	Concentration de l'espèce A	3 mol/l	3 mol/l
C_B	Concentration de l'espèce B	1.117 mol/l	1.2 mol/l

II.7.2 Etape 2 : Modèle d'espace d'état

Le modèle d'espace d'états linéaire est représenté par :

$$\begin{cases} \dot{\mathbf{x}} = \mathbf{A}\mathbf{x} + \mathbf{B}u \\ \mathbf{y} = \mathbf{C}\mathbf{x} \end{cases}$$

A : matrice d'état.

B : matrice de command.

C : matrice d'observation.

x : représente les variables d'état (x_1, x_2).

Y : représente la sortie.

Avec :

$$\begin{cases} x_1 = C_A; x'_1 = \frac{dC_A}{dt} \\ x_2 = C_B; x'_2 = \frac{dC_B}{dt} \\ u = \frac{F}{V} \end{cases}$$

Écriture matricielle : On va écrire les deux équations des bilans massiques sous la forme matricielle en suivant la matrice Jacobienne.

➤ Matrice Jacobienne :

Écrite sous la forme suivante :

$$A = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} \end{bmatrix} \quad (II.25)$$

$$B = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial u} \\ \frac{\partial f_2}{\partial u} \end{bmatrix}$$

Matrice A :

$$A_{11} = \frac{\partial f_1}{\partial x_1} = -\frac{F_s}{V} - k_1 - 2k_3 C_{As} \quad A_{21} = \frac{\partial f_1}{\partial x_2} = k_1$$

$$A_{12} = \frac{\partial f_2}{\partial x_1} = 0 \quad A_{22} = \frac{\partial f_2}{\partial x_2} = -\frac{F_s}{V} - k_2$$

$$A = \begin{bmatrix} -\frac{F_s}{V} - k_1 - 2k_3 C_{As} & 0 \\ k_1 & -\frac{F_s}{V} - k_2 \end{bmatrix} \quad (II.27)$$

Matrice B :

$$B_{11} = \frac{\partial f_1}{\partial u} = C_{Afs} - C_{As}$$

$$B_{21} = \frac{\partial f_2}{\partial u} = -C_{Bs}$$

$$B = \begin{bmatrix} C_{Afs} - C_{As} \\ -C_{Bs} \end{bmatrix} \quad (II.28)$$

Matrice de sortie et d'entrée

$$x' = \begin{bmatrix} -\frac{F_s}{V} - k_1 - 2k_3 C_{As} & 0 \\ k_1 & -\frac{F_s}{V} - k_2 \end{bmatrix} x + \begin{bmatrix} C_{Afs} - C_{As} \\ -C_{Bs} \end{bmatrix} u$$

$$y = [0 \quad 1] x$$

$$U = \left(\frac{F}{V} \quad -\frac{F_s}{V} \right)$$

Avant de calculer la fonction de transfert, Il faut d'abord déterminer les paramètres du système.

Tableau II.2 : Les paramètres de réacteur Van de Vusse.

Paramètre	valeur	Unité
F/V	4/7	min ⁻¹
k_1	5/6	l/min
k_2	5/3	l/min
k_3	1/6	l/min
C_{Afs}	10	mol. m ⁻³

Point de fonctionnement à l'état d'équilibre :

$$C_{A_0} = 3 \text{ mol/l} \quad C_{B_0} = 1.117 \text{ mol/l}$$

$$A = \begin{bmatrix} -2.4048 & 0 \\ 0.8333 & -2.2381 \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} 7 \\ 1.117 \end{bmatrix}$$

$$I = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$$

$$C = [0 \quad 1]$$

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

$$\det(\lambda I - A) = 0 \Rightarrow \begin{cases} \lambda_1 = -2.4053 \\ \lambda_2 = -2.2379 \end{cases} \quad (\text{II.29})$$

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

II.8 Le modèle dans le domaine de Laplace

Dans le domaine de Laplace, ce modèle se présente sous forme d'une matrice de transfert, représentée ci-dessous (II.28).

La matrice de fonction de transfert qui lie les entrées et les sorties est :

$$Y(s) = G(s).U(s)$$

D'où :

$$G(s) = C (SI - A)^{-1} B$$

On peut calculer théoriquement ou bien utilisée MATLAB.

Donc la fonction de transfert est :

$$G(s) = \frac{-1.117s + 3.1472}{s^2 + 4.6429s + 5.3821}$$

II.9 Comparaison entre le système linéaire et non linéaire

Dans ce schéma Simulink, on a voulu confirmer la modélisation de notre système non linéaire avec le modèle linéarisé présenté par la fonction de transfert $G(s)$.

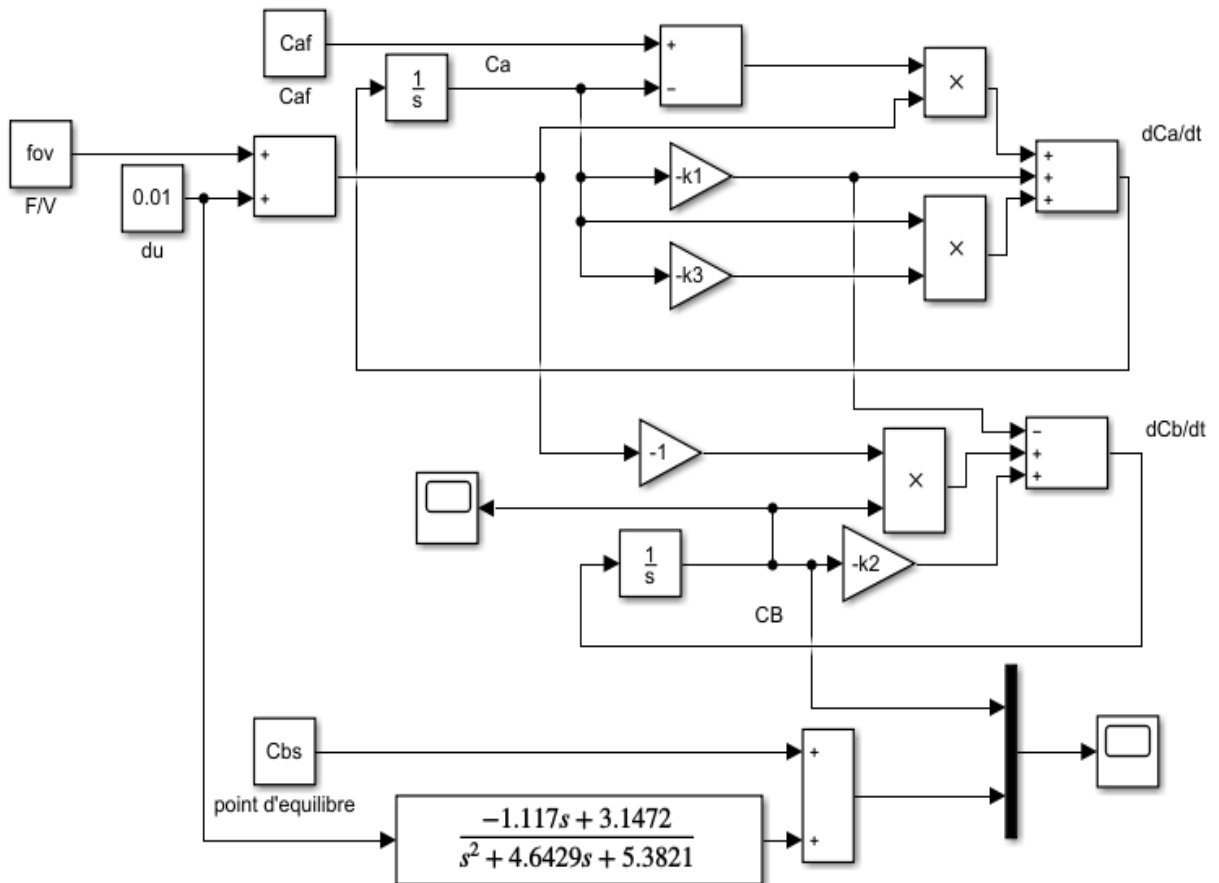


Figure II.5 : Schéma Simulink du réacteur CSTR linéaire et non linéaire.

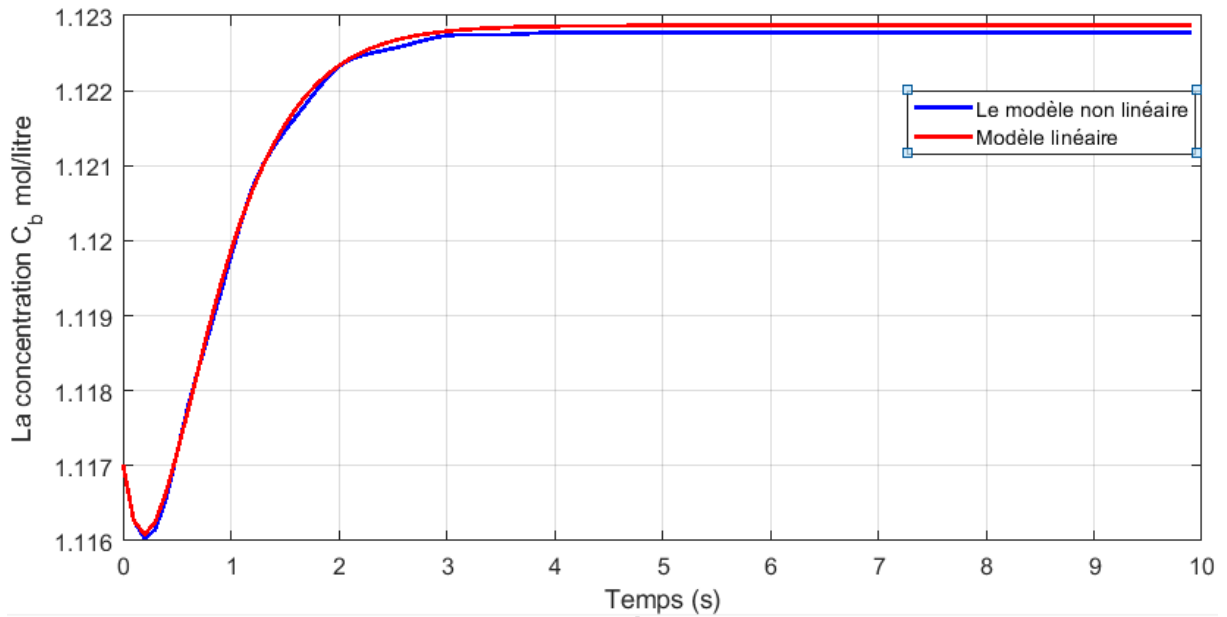


Figure II.6 : Comparaison entre le système linéaire et non linéaire.

Remarque : On remarque que le système linéaire et non linéaire au point d'équilibre est presque identique.

II.10 La simulation du réacteur en boucle ouverte

Le réacteur Van de Vusse est connu comme un processus non linéaire et fréquemment utilisé comme test référence pour divers stratégies de contrôle, pour cela notre but 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.

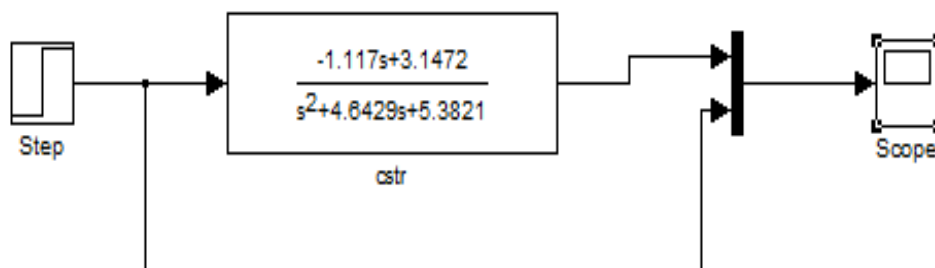


Figure II.7 : Schéma Simulink du réacteur en boucle ouverte (sans régulation).

La réponse sur Matlab :

Dans cette figure, on voit que la mesure C_B ne suit pas la consigne d'où la nécessité d'introduire un régulateur en boucle fermée.

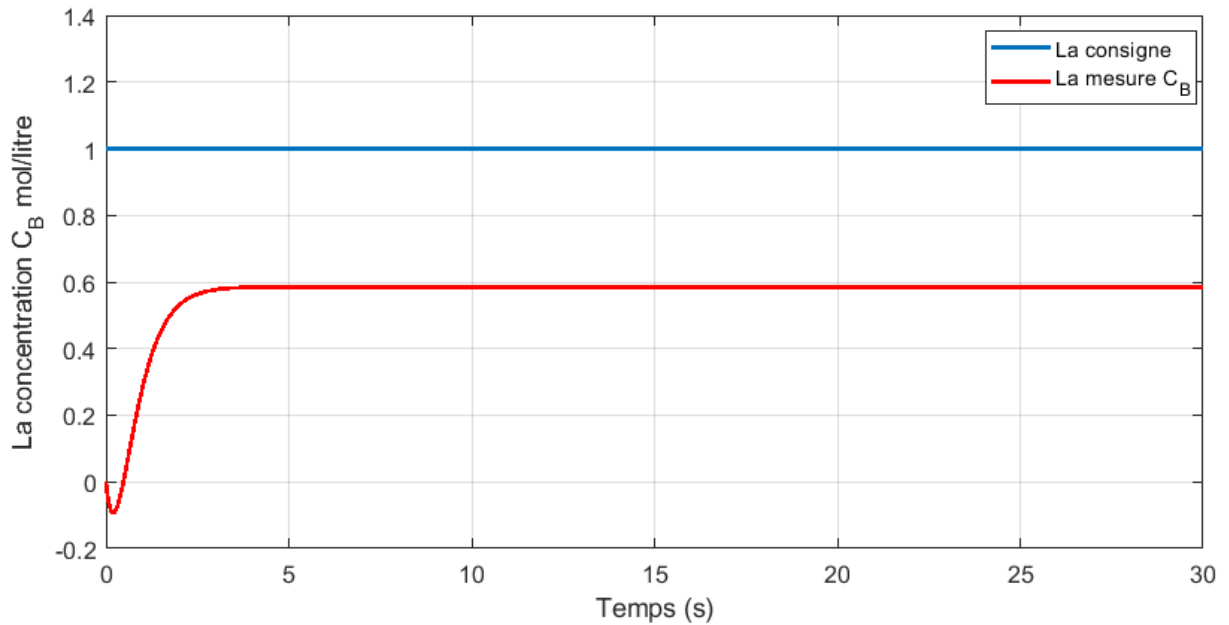


Figure II.8 : Evaluation de la concentration C_B du réacteur en boucle ouverte.

II.11 Conclusion

Dans ce chapitre nous avons représenté les modèles mathématiques du réacteur parfaitement agité isotherme Van de Vusse pour les deux régimes de fonctionnement, stationnaire et dynamique. Ce modèle concerne le réacteur en boucle ouverte (sans régulation), notre objectif est de connaître les comportements dynamiques avant de passer à la régulation qui sera détaillée dans les chapitres suivants.

CHAPITRE III :

Régulateur PID

III.1.Introduction

La majorité des processus nécessitent le contrôle d'un certain nombre de grandeurs tel que la température la pression, la vitesse, la position etc.

Il existe plusieurs types de commande qui diffèrent par leurs principes et leurs mises en œuvre. En contrepartie plusieurs paramètres doivent être prises en compte tels que : la précision, la stabilité, le temps de réponse, la fiabilité et la robustesse. La commande d'un système doit être robuste en grande partie de telle sorte que celle-ci garde un bon fonctionnement du processus quel que soit l'erreur de modélisation ou de perturbation.

Il existe nombreuses méthodes de réglage disponibles et il est bien que jusqu'à présent le contrôleur proportionnel, intégral et dérivé (PID) est le plus utilisé dans l'industrie en raison de sa structure. D'autre part le régulateur PID répond à plus du 90 % des besoins industriels. Malheureusement, il été très difficile de régler le gain de régulateur PID correctement parce que beaucoup d'installation industrielles sont souvent accablés par des problèmes tel que l'ordre supérieur, les retards, et les non linéarité, il est difficile de déterminer le paramètre PID optimal ou presque optimale avec les méthodes de réglage classique.

Pour toutes ces raisons il est très souhaitable d'augmenter les capacités du contrôleur PID en ajoutant des nouvelles caractéristiques, pour cela on peut déterminer les paramètres de PID en utilisant la règle de Ziegler-Nichols [JEA94], [BEN16].

Ce chapitre consacré à l'optimisation des paramètres du régulateur PID pour le contrôle de la concentration d'un réacteur chimique continue parfaitement agité CSTR isotherme.

III.2. La régulation

III.2.1 Notion de la régulation

La régulation est employée lorsqu'on cherche à combattre des perturbations afin de garder une valeur constante.

III.2.2 L'objectif global de régulation

On peut résumer l'objectif de régulation par ces trois mots :mesurer, comparer et corriger.

- Chaque procédé possède ses propres exigences et 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.

- Stabiliser un procédé le plus près possible de son point de fonctionnement optimal dicté par :

La sécurité: Assurer d'une part la sécurité du personnel en minimisant son intervention près des installations et produits dangereux et d'autre part la sécurité des unités ou installation en les automatisant, ce qui évitera leurs pannes fréquentes et permettra donc d'augmenter leur durée de vie.

Réglementations environnementales : Protéger l'environnement en fixant par la régulation automatique la composition autorisée des rejets toxiques.

Économie : Rationaliser la consommation de la matière première et d'énergie.

Spécification de la production : Atteindre les quantités et les qualités souhaitées [RAB10].

III.3. Éléments constitutifs d'une boucle de régulation [AOU14]

III.3.1. Une boucle de régulation

Dans le cas général la boucle de régulation doit comporter au minimum les éléments suivants :

- Un capteur de mesure
- Un transformateur
- Un régulateur
- Un actionneur

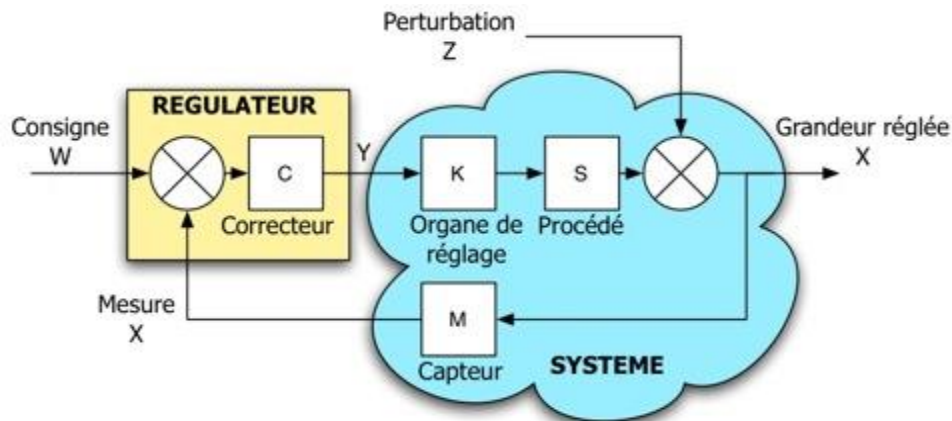


Figure III.1 : Représentation fonctionnelle d'une boucle de régulation.

III.3.2 Les type de boucle de régulation

A. Régulation en boucle ouverte

On parlera de fonctionnement en boucle ouverte quand l'organe de contrôle ne réagit pas à travers le processus sur la grandeur mesurée.

Le régulateur est en manuel consiste à laisser à l'utilisateur le choix de la valeur de signal de commande appliquée à l'actionneur.

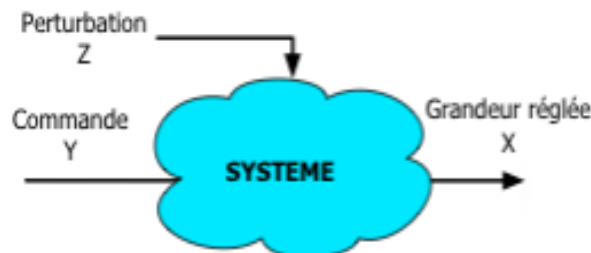


Figure III.2 : Schéma général d'une régulation en boucle ouverte

B. Régulation en boucle fermée

Afin de résoudre les problèmes en boucle ouverte et d'automatiser le système (éliminer l'action humaine). On introduit une boucle de retour. Dans cette stratégie la grandeur régnante exerce une influence sur la grandeur réglée, pour la maintenir dans des limites définies malgré les perturbations.

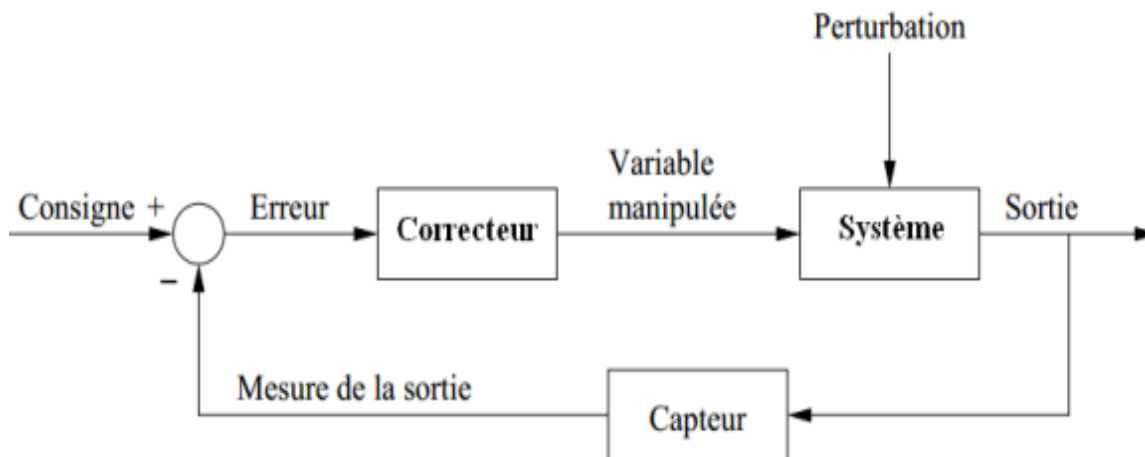


Figure III.3 : Schéma fonctionnelle d'une régulation en boucle fermée

III.3.3 performance d'une régulation [BOU17] [AGG19]

A. La stabilité

La qualité essentielle pour un système régulé est la stabilité. Un système est considéré comme stable si à une entrée donnée $e(t)$ correspond une sortie donnée $s(t)$, dans une proche simplifiée un système est dite stable si pour une grandeur à maîtriser se stabilise à une valeur finie.

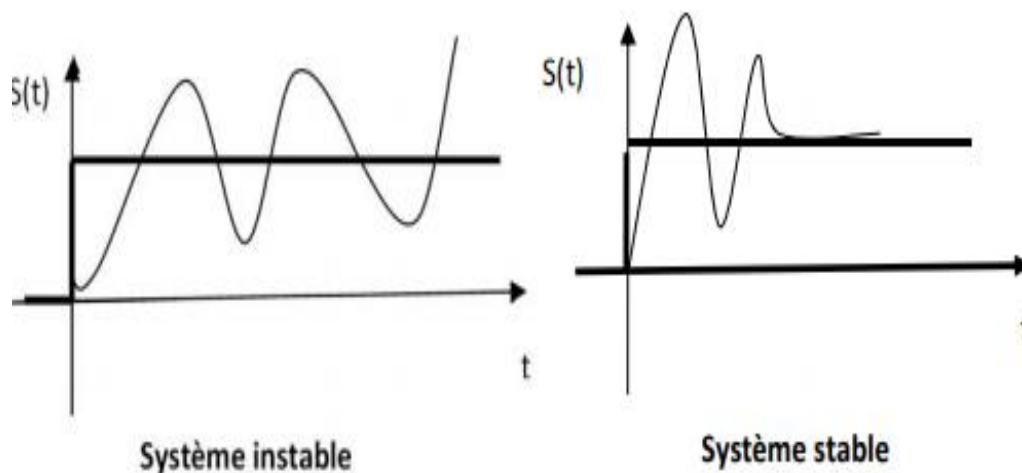


Figure III.4 : Stabilité du système

B. La précision

Un système est précis si la sortie suit la consigne et toutes circonstances avec un écart inférieur à la valeur définie dans un cahier des charges. On distingue deux types de précision :

Précision dynamique : Tant que la partie transitoire de la réponse n'est pas devenue négligeable.

Précision statique : L'erreur statique et l'erreur subsiste en régime permanent, c'est-à-dire quand t tend vers l'infini.

1. Consigne.

2. Système peu précis.

3. Système précis.

E_2 : Erreur statique liée à la courbe 2.

E_3 : Erreur statique liée à la courbe 3.

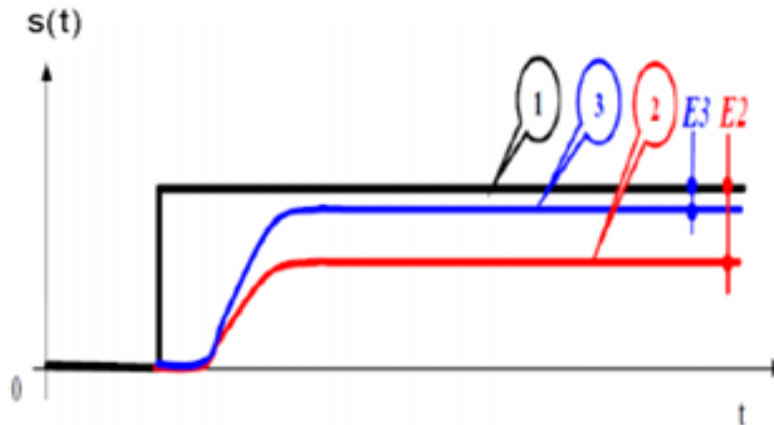


Figure III.5 : Précision de deux Systèmes apériodiques

C. La rapidité

Un système est rapide si son temps de réponse est jugé satisfaisant, la sortie doit atteindre la valeur de consigne le plus rapidement possible. Le temps de réponse d'un système dans l'intervalle $[95\%, 105\%]$ de la valeur finale.

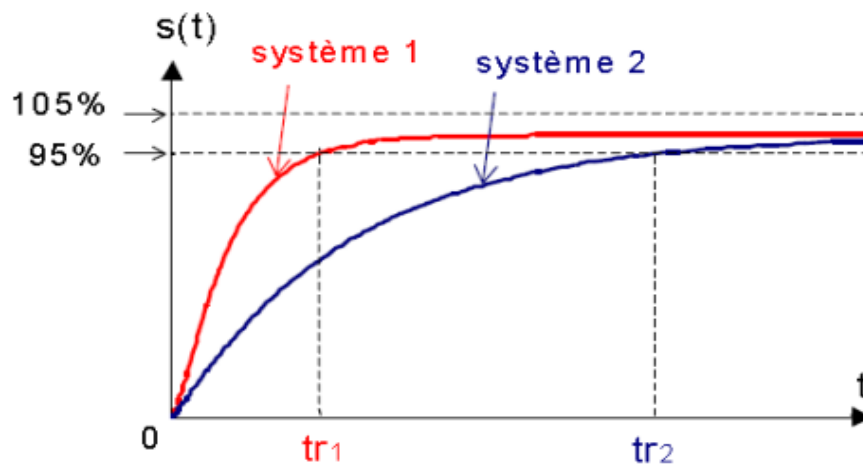


Figure III.6 : Rapidité de deux Systèmes apériodiques

III.4 Régulateur PID

III.4. 1. Définition

Le régulateur PID appelé aussi correcteur PID et un système d'autorégulation. Il permet d'effectuer une régulation en boucle fermée d'un système industriel ou procédé qui cherche à réduire l'erreur entre la consigne et la mesure [BOU17].

$$e = \text{consigne} - \text{mesure}$$

Loi de commande du régulateur PID

$$u(t) = k_p \cdot \left(e(t) + \frac{1}{T_i} \cdot \int_{-\infty}^t e(\tau) \cdot d(\tau) + T_d \cdot \frac{de}{dt} \right) \quad (\text{III.1})$$

Fonction de transfert du régulateur PID

$$C(p) = \frac{U(p)}{E(p)} = K_p \cdot \frac{1 + p \cdot T_i + p^2 \cdot T_i \cdot T_d}{p \cdot T_i} \quad (\text{III.2})$$

Le régulateur PID obtenu par l'association de trois actions (proportionnel, intégral, dérivé), ces trois actions permet au régulateur PID à remplir essentiellement les trois fonctions suivantes :

- Il fournit un signal de commande en tenant compte de l'évolution du signal de sortie par rapport à la consigne.
- Il élimine l'erreur statique grâce à terme intégrateur.
- Il anticipe les variations de la sortie grâce à terme dérivateur [MUD02].

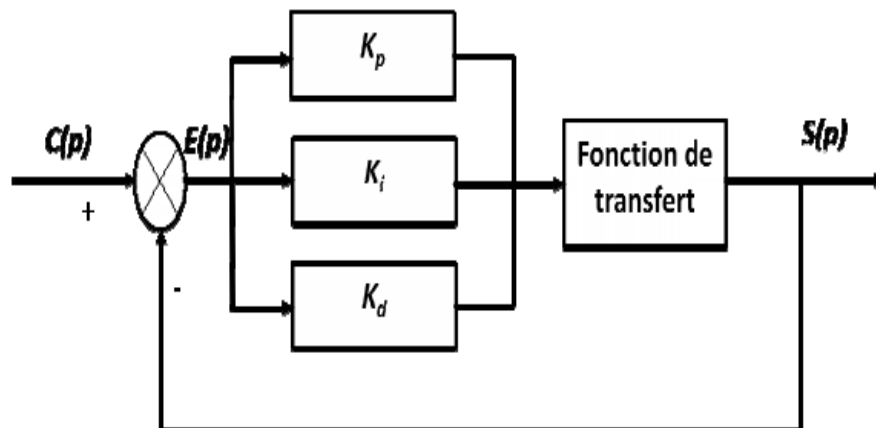


Figure III.7 : Schéma fonctionnel du régulateur PID

III.4 .2 Les différents actions du régulateur PID [SLI18]

A. Action proportionnelle (P)

L'action est dit proportionnelle lorsque le signal de commande est proportionnelle au signal d'erreur, elle corrige de manière instantanée tous écart de la grandeur à régler. Afin de diminuer l'écart de réglage et rendre le système plus rapide, on augmente le gain mais on est limité par la stabilité du système.

- Le régulateur P est utilisé lorsqu'on désire régler un paramètre dont la précision ce n'est pas important.

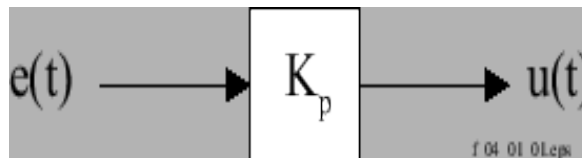
Loi de commande du régulateur P :

$$u(t) = K_p \cdot e(t) \quad (\text{III.3})$$

Fonction de transfert du régulateur P :

$$H(p) = \frac{U(p)}{E(p)} = K_p \quad (\text{III.4})$$

Schéma fonctionnel du régulateur P :



B. Action intégral (I)

L'action est dit intégrale lorsque le signal de commande est proportionnel à l'intégrale du signal d'erreur. Elle complète l'action proportionnelle et permet d'éliminer l'erreur résiduelle en régime permanent.

On diminue l'action Intégrale ce qui provoque l'augmentation du déphasage ce qui génère l'instabilité en état fermé pour rendre le système plus dynamique (diminuer le temps de réponse).

- L'action intégrale est utilisée lorsqu'on désire avoir une précision parfaite, elle permet aussi de filtrer la variable à régler d'où l'utilité pour le réglage de variables bruitées.

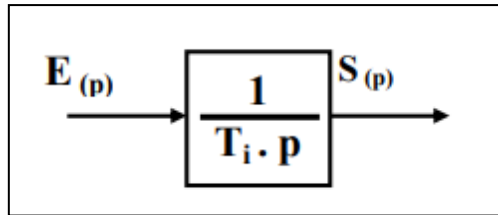
Loi de commande du régulateur I :

$$u(t) = \frac{K_p}{T_i} \cdot \int_{-\infty}^t e(t') \cdot d\tau = K_i \cdot \int_{-\infty}^t e(\tau) \cdot d\tau \quad (\text{III.5})$$

Fonction de transfert du régulateur I :

$$H(p) = \frac{U(p)}{E(p)} = \frac{K_p}{p \cdot T_i} = \frac{K_i}{p} \quad (\text{III.6})$$

Schéma fonctionnel du régulateur I :



C. Action dérivé (D)

L'action est dit dérivée lorsque le signal de commande est proportionnel à la dérivée du signal d'erreur. Elle accélère la réponse du système et améliore la stabilité de la boucle, en permettant notamment à l'amortissement rapide des oscillations dues à l'apparition d'une perturbation ou à une variation de la consigne. Dans la pratique l'action dérivée est appliquée aux variations de la grandeur à régler seul et non de l'écart mesure-consigne afin d'éviter les à-coups dus à une variation subit de la consigne.

- L'action D est utilisée dans l'industrie pour le réglage des variables lentes telle que la température, elle n'est pas recommandée pour le réglage d'une variable bruitée ou trop dynamique.

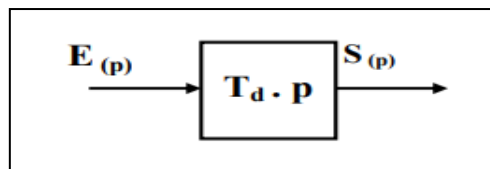
Loi de commande du régulateur D :

$$u(t) = K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (\text{III.7})$$

Fonction de transfert du régulateur D :

$$H(p) = K_p T_d p \quad (\text{III.8})$$

Schéma fonctionnel du régulateur D :



D. Résumé sur l'influence des trois actions

Dans le tableau ci-dessous on peut voir l'influence des trois actions de régulateur PID.

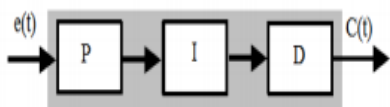
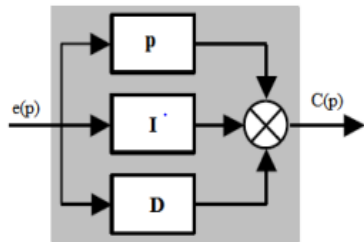
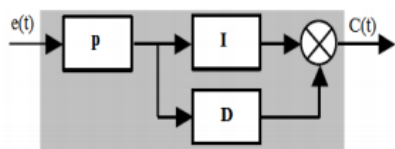
Tableau III.1 : L'influence des trois actions (P, I et D)

Actions \ Performances	Action proportionnelle	Action intégral I :	Action dérivé D
Précision	↘	↗	-
Stabilité	↘	↘	↗
Rapidité	↗	↘	↘

III.4.3. structures de PID

Dans un régulateur PID, il existe plusieurs façons d'associer les paramètres P, I et D. En effet le correcteur PID peut avoir une structure série, parallèle ou mixte, illustrés dans le tableau suivant [AOU14] :

Tableau III.2 : Différentes structures des régulateurs PID

Structure de régulateur PID	Schéma	Fonction de transfert
Série		$H(p) = \left(\frac{T_i + T_d}{T_i} + \frac{1}{pT_i} + pT_d \right)$
Parallèle		$H(p) = K_p + \frac{1}{pT_i} + pT_d$
Mixte		$H(p) = K_p \left(1 + \frac{1}{pT_i} + pT_d \right)$

III.4.4. Les avantages et les inconvénients d'un régulateur PID

La régulation par PID est l'un des régulations les plus utilisés en raison de sa structure de contrôle simple, sa conception facile, et son coût très faible, et s'avère efficace pour la plupart des systèmes réels.

D'une autre part il est limité par un certain nombre de contraintes. Tout d'abord, il peut s'avère inefficace pour certains systèmes qui contiennent du bruit ou qui ne sont pas linéaires [ETI10].

Dans le tableau ci-dessous on résume les avantages et les inconvénients de PID classés par les effets de chaque action :

Tableau III.3 : Les avantages et les inconvénients d'un régulateur PID

Action	Avantage	Inconvénient
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.5 Méthode de synthèse du régulateur PID

Les méthodes expérimentales permettent d'avoir de bonnes estimations génériques pour un système raisonnablement simple (c'est à dire réglable par un PID).

Cependant il faut très souvent procéder à un réglage des coefficients jusqu'à obtenir un système respectant le cahier des charges.

III.5.1 Approche de Ziegler-Nichols pour les systèmes en boucle fermée

Pour notre système de fonction de transfert suivante :

$$G(s) = \frac{-1.117s + 3.1472}{s^2 + 4.6429s + 5.3821}$$

Principe :

Amener le système dans un état d'oscillations puis en déduire les valeurs des coefficients.

Protocole :

Fixer K_i et K_d à 0 puis faire varier K_p jusqu'à obtenir des oscillations périodiques stables, c'est à dire non amorties et non amplifiées.

On ajuste le gain K à une valeur faible. On augmente ensuite le gain K jusqu'à ce que le système soit marginalement stable (limite de stabilité). On note le gain critique : K_u .

On doit aussi mesurer la période des oscillations (T_u) comme montre la figure III.8, et on a trouvé que : $K_u= 4.15$ et $T_u=1.46$

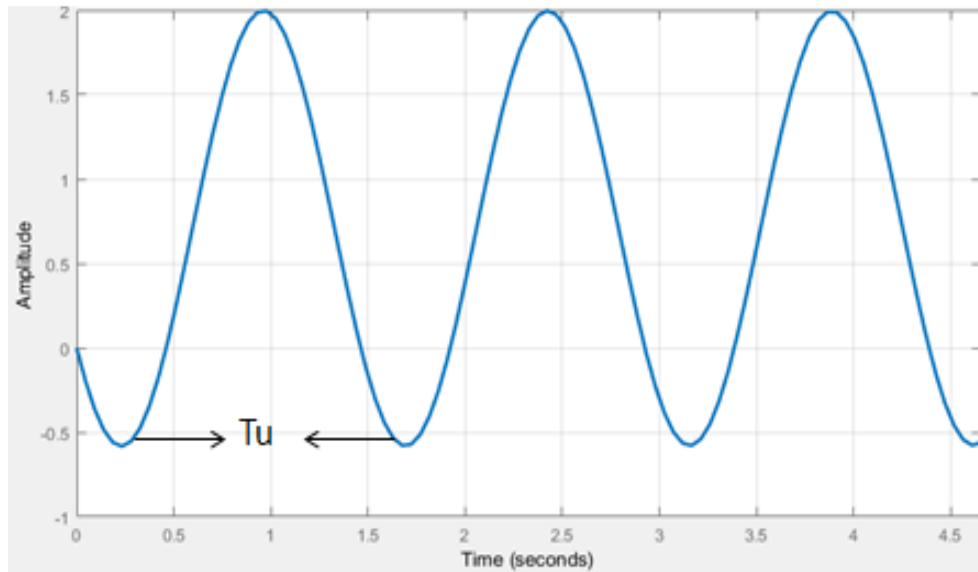


Figure III.8 : Réponse d'un système par méthode d'oscillations (Ziegler-Nichols).

Après, on utilise les valeurs du tableau III.4 pour calculer les paramètres des contrôleurs.

Tableau III.4 : Paramètres de conception de contrôleurs P, PI et PID avec Ziegler-Nichols2.

	K_p	K_i	K_d
P	$0.5 K_u$		
PI	$0.45 K_u$	$\frac{0.54 K_u}{T_u}$	
PID	$0.6 K_u$	$\frac{1.2 K_u}{T_u}$	$0.075 K_u T_u$

On a trouvé les paramètres de contrôleur P, PI et PID comme suivant :

Tableau III.5 : Paramètres calculés des contrôleurs P, PI et PID avec Ziegler-Nichols2.

	K_p	K_i	K_d
P	2.07		
PI	1.86	1.27	
PID	2.49	3.41	0.45

III.5.2 : Régulation du système par PID avec les paramètres de Ziegler-Nichols

Pour comparer la réponse du système, on va procéder à une simulation avec un contrôleur P, un contrôleur PI et un contrôleur PID, en utilisant les valeurs appropriées du tableau III.5. Les différentes réponses sont données à la figure III.9.

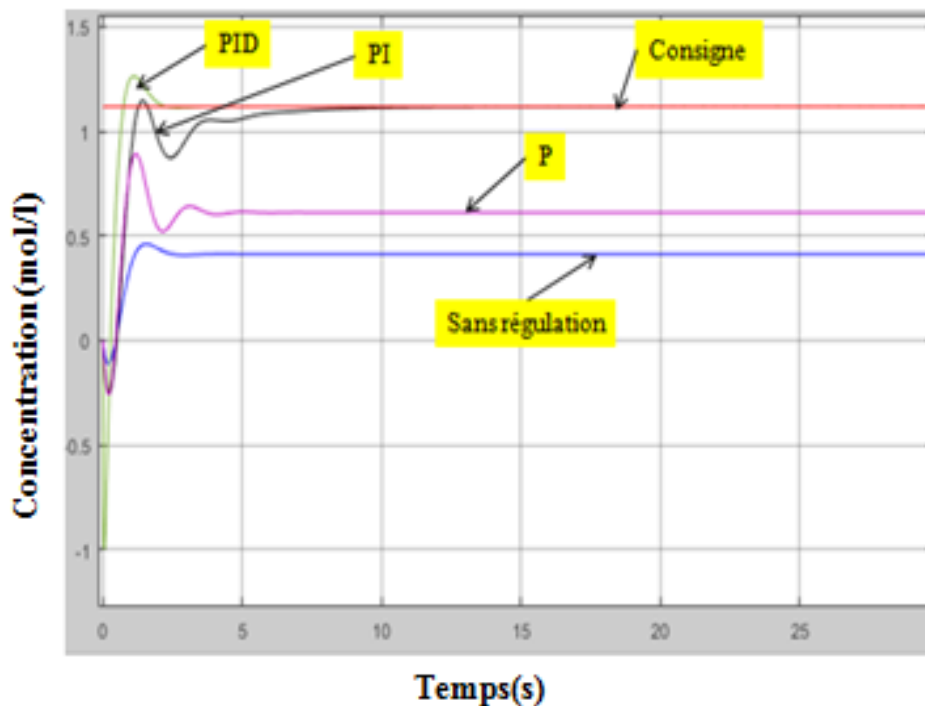


Figure III.9 : Réponse du système par différents régulateurs (P, PI et PID) avec Ziegler Nichols.

D'après la figure on remarque :

- Lorsqu'il n'y a pas de contrôle du système, il y a une réponse inversée et une erreur statique de 0.7.
- Si on ajoute le contrôleur P seulement, on remarque qu'il n'y a pas beaucoup d'effet sur la réponse de sortie par rapport au système non contrôlé, on obtient une réponse inversée et une erreur statique de 0.5.

- Si on utilise le régulateur PI avec les paramètres de K_p et K_i obtenus dans le tableau III.5 on obtient les résultats suivants :

Temps de réponse (sec)	Temps de stabilité (sec)	Dépassement%
2.54	12.5	2.62%

On remarque que le temps de stabilité est élevé, alors on va essayer d'ajouter une action D pour minimiser le temps de réponse et avoir un temps de stabilisation du système plus bas.

- Si on utilise le régulateur PID, on obtient les résultats suivants :

Temps de réponse (sec)	Temps de stabilité (sec)	Dépassement%
2.06	3.7	13.2 %

On remarque que le temps de réponse est diminué ainsi que la valeur du temps de stabilisation du système à une valeur de 3.7s, c'est plus bas à celle obtenue par le régulateur PI. Ce régulateur nous permet aussi à diminuer la réponse inverse.

Alors le régulateur PID nous a fourni la stabilité du système et la rapidité de réponse.

Les paramètres donnés dans le tableau III.4 ne sont que des valeurs nominales, et non pas optimales. Il est nécessaire de varier ces paramètres afin d'obtenir une meilleure réponse. De plus, d'autres méthodes peuvent donner des meilleurs résultats, comme par exemple le PID tuner.

III.6 Réglage du système avec PID tuner

Cette méthode nous permet d'arriver à des paramètres de PID (K_p , K_i et K_d) qui répondent au cahier de charges qui sert à diminuer le temps de réponse, le temps de stabilisation et diminuer la réponse inverse.

- Si on utilise le régulateur PI, les paramètres du système simulé sont :

$$\begin{cases} K_p = 1.10 \\ K_i = 1.25 \end{cases}$$

La consigne (Step) = 1.117mol/litre

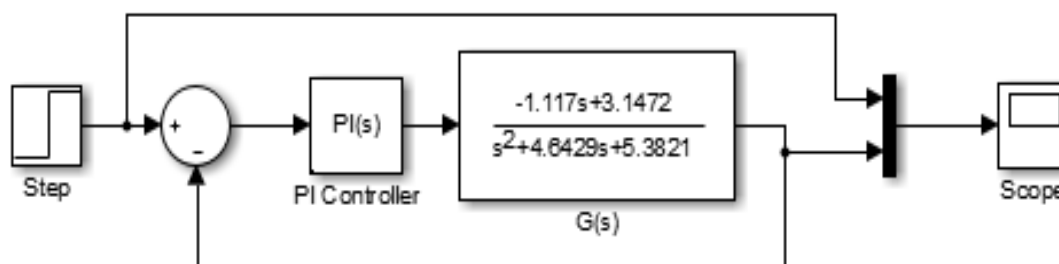


Figure III.10 : Schéma bloc du système en boucle fermée avec le contrôleur PI tuner.

On a réalisé le schéma de la figure III.10 sous Matlab/Simulink et on a trouvé les résultats suivants :

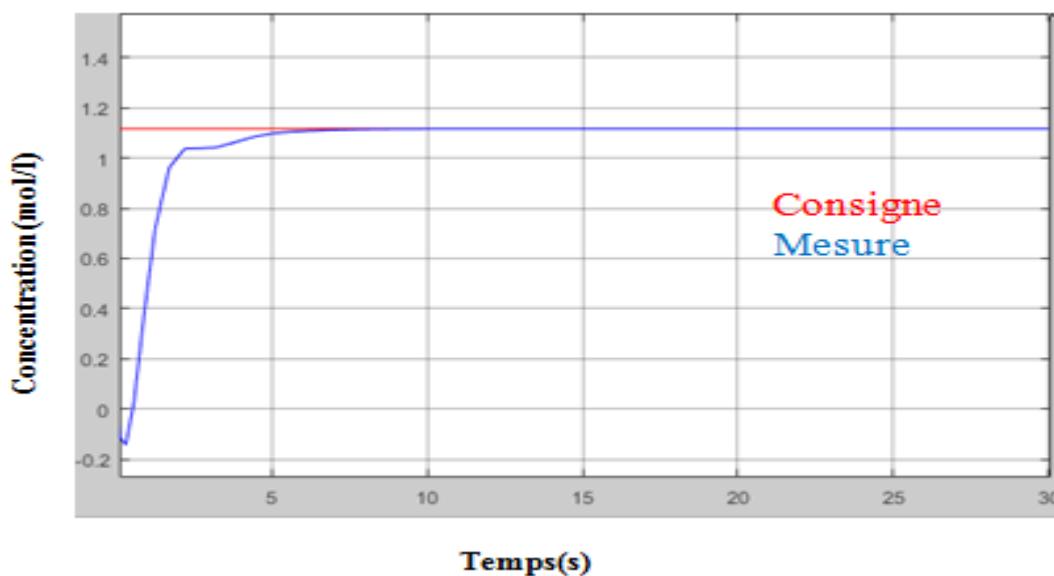


Figure III.11 : Réponses avec le contrôleur PI tuner.

On obtient les mesures ci-dessous :

Temps de réponse (sec)	Temps de stabilité (sec)	Dépassement%
2.52	11	0%

On remarque que si on utilise le régulateur PI avec le réglage des paramètres de k_p et k_i , on obtient des résultats mieux que celle obtenus par la méthode de zeigler-Nichols.

C. Contrôle du système avec K_p , K_i et K_d

Les paramètres du système simulé sont : La consigne (Step) = 1.117 mol/litre ; Paramètres du régulateur PID :

$$\left\{ \begin{array}{l} K_p = 0.57 \\ K_i = 1.08 \\ K_d = 0.01 \end{array} \right.$$

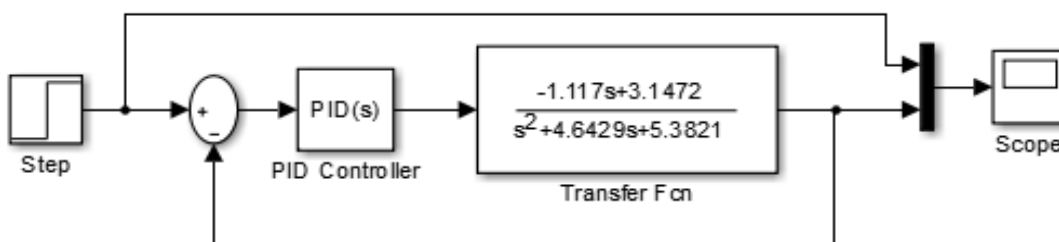


Figure III.12 : Schéma bloc du système en boucle fermée avec le contrôleur PID.

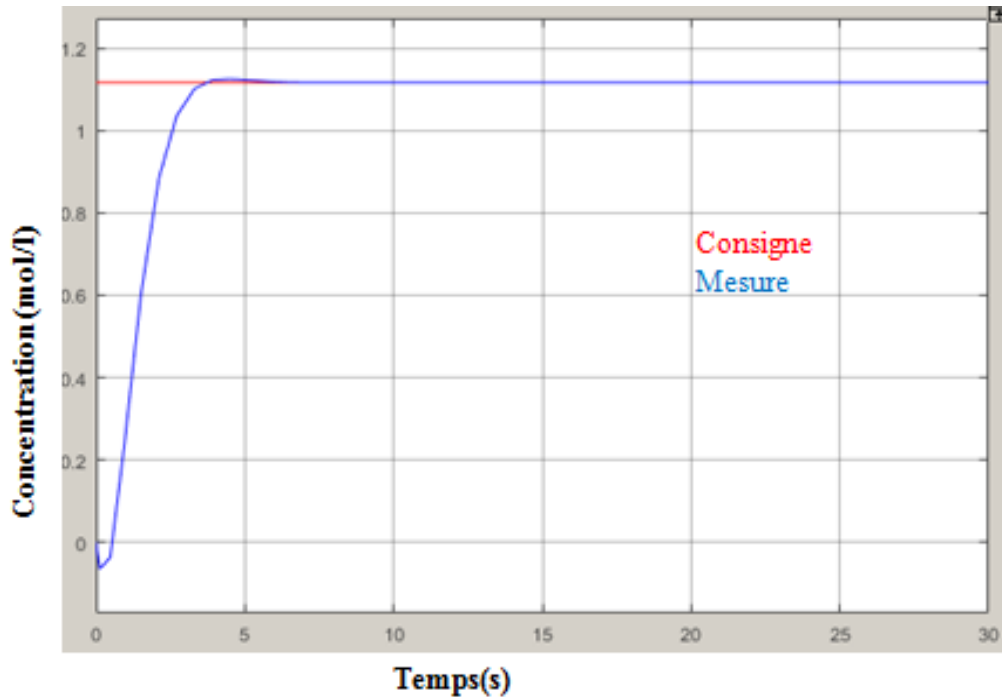


Figure III.13 : Réponses avec le contrôleur PID tuner.

On obtient les mesures ci-dessous :

Temps de réponse (sec)	Temps de stabilité (sec)	Dépassement%
0.57	7.8	1.59%

Interprétation des résultats

D'après les résultats obtenus on remarque que les paramètres des PID obtenus par le réglage PID tuner permettent de minimiser le temps de réponse, le dépassement et la réponse inversée.

Les résultats obtenus dans les simulations précédentes nous confirment que le régulateur PID nous donne un bon contrôle sur notre système soit par les paramètres de Ziegler-Nichols ou les paramètres de PID tuner.

Après la comparaison entre les régulateurs PID par Zeigler-Nichols et celui de PID tuner, on trouve que la meilleure réponse qu'on peut obtenir pour notre système c'est la régulation avec PID tuner puisqu'elle assure la stabilité et la rapidité, c'est-à-dire atteindre la valeur optimale de la concentration C_b .

Malgré le temps de stabilité avec la méthode de Zeigler-Nichols est inférieure à celle de PID tuner, on peut dire que la réponse avec PID tuner reste toujours la meilleure car elle est plus stable que celle par la méthode de Zeigler-Nichols qui présente une oscillation à la phase transitoire. On remarque aussi la stabilité de la valeur de concentration si on change la consigne.

III.7 Etude comparative de rejet de perturbation avec régulateur PID (par des paramètres de Ziegler-Nichols et PID tuner)

Afin de vérifier la fiabilité des paramètres obtenue en ajoutant une perturbation au système et on vérifie les résultats obtenus. La perturbation ajoutée au système est la lumière, cette perturbation à un effet sur la vitesse de réaction qui est représentée dans la fonction de transfert suivante :

$$H(s) = \frac{0.4762}{s^2 + 4.6429s + 5.3821}$$

Les paramètres du système simulé sont :

- **Par la méthode de Ziegler Nichols :**

La consigne (Step1) = 1.117 ; perturbation (Step2) =4 ;

Paramètres du PID :

$$\left\{ \begin{array}{l} K_p = 2.49 \\ K_i = 3.41 \\ K_d = 0.45 \end{array} \right.$$

- **Par PID tuner :**

La consigne (Step1) = 1.117mol/litre ; la perturbation (step2) = 4 mol/litre.

Paramètres du PID :

$$\left\{ \begin{array}{l} K_p = 0.57 \\ K_i = 1.08 \\ K_d = 0.01 \end{array} \right.$$

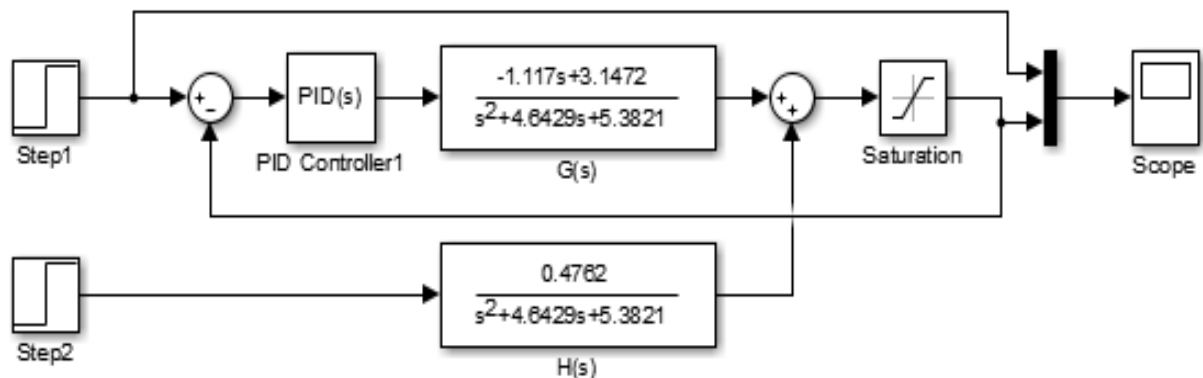


Figure III.14 : Schéma bloc du système avec perturbation.

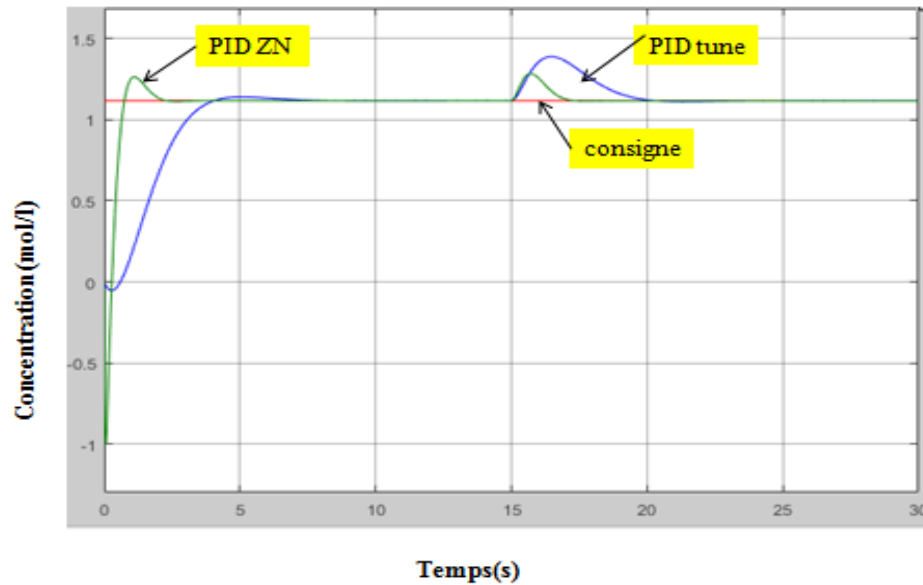


Figure III.15 : Réponses de rejet de perturbation par régulateur PID (avec des paramètres de Ziegler Nichols et de PID tuner).

On remarque que le régulateur PID avec les paramètres de Ziegler-Nichols réagit avec la perturbation rapidement (après 2.1s) que le régulateur PID tuner (après 3.1 s), mais toujours la réponse avec méthode de Zeigler-Nichols présente un dépassement lors du changement de consigne.

III.8 Conclusion

Dans ce chapitre, on a présenté les notions de base de régulation ainsi que le régulateur PID et leurs différentes actions P, PI et PID. Puis, on a ajusté les paramètres en utilisant deux méthodes Ziegler-Nichlos et par PID tuner. Dans ce dernier, il est nécessaire de continuer à faire varier les coefficients jusqu'à l'obtention d'une réponse satisfaisante au cahier des charges. Pour cela on a suivi les règles de PID :

- Lorsque K_p augmente le temps de montée devient plus rapide mais plus de dépassement.
- Lorsque K_i augmente le temps de montée devient plus rapide mais un régime stationnaire plus long avec une erreur statique plus faible.
- Lorsque K_d augmente va engendrer une diminution de dépassement mais augmentation de la sensibilité au bruit.

PID tuner est plus difficile à régler mais il reste plus performant par rapport à Zigler-Nichols. Les performances de cette commande sont satisfaisantes et la concentration bien réglée et le plus important est que le régulateur puisse réagir rapidement si on a une perturbation.

CHAPITRE IV :

Régulateur MPC

IV.1 Introduction

MPC est une méthode avancée de contrôle des procédés qui est utilisée dans les industries de transformation telles que les usines chimiques et les raffineries de pétrole depuis les années 1980 et qui a fait ses preuves. Les contrôleurs prédictifs modèles s'appuient sur les modèles dynamiques du processus, le plus souvent des modèles empiriques linéaires obtenus par identification du système. MPC possède de nombreux attributs qui en font une approche réussie de la conception de contrôle industriel :

- **Simplicité** : Les idées de base du MPC ne nécessitent pas de mathématiques complexes et sont « intuitives ».
- **Richesse** : Tous les composants MPC de base peuvent être adaptés aux détails du problème en main.
- **Aspect pratique** : C'est souvent la résolution des problèmes tels que la satisfaction des contraintes de contrôle ou de sortie, qui détermine l'utilité d'un contrôleur.
- **Démonstrabilité** : Comme le montrent de nombreuses applications réelles dans l'industrie où MPC maintient régulièrement la rentabilité employée.

Dans ce chapitre, historique, structure et importance, principe de base, étude comparative entre PID et MPC vont être présentés.

IV.2 Historique

La commande prédictive est une méthode relativement récente, qui n'a connu un réel essor que depuis le milieu des années 80, grâce aux travaux de D.W Clarke et de son équipe à Oxford. Elle fait partie des méthodes de commande utilisables comme commande adaptative.

L'initiateur de la théorie était Zadeh et Whalen au début de 1962. Puis Propoy, fut l'un des premiers à proposer explicitement une forme de commande prédictive. La fin de la décennie 70 a été marquée par un intérêt pour le MPC et surtout dans ses développements industriels. En Europe, on peut citer les travaux de Richalet et al. (1976), (1978) sous le nom Identification et Commande (IDCOM). Aux Etats-Unis, Cutler et Ramaker (1980), ont développé ce qui sera connu, plus tard, comme DMC "Dynamic Matrix Control". Un modèle dynamique du processus est utilisé dans les deux contributions (la réponse impulsionnelle dans la première et la réponse indicielle dans la seconde) en vue de quantifier l'effet des actions de commande sur la sortie, les commandes sont calculées pour minimiser l'erreur prédite sous restrictions d'exécution (fonction/objectif). L'optimisation est répétée à chaque période d'échantillonnage, s'appuyant aussi sur les données mesurées sur le processus. La deuxième génération qui apparaît au début des années 1980 permet en plus la prise en compte de contraintes sur les entrées et les sorties en posant un problème quadratique (Quadratic Dynamic Matrix Control). Enfin, la génération actuelle (SMOC, IDCOM-M, PCT, RPMC) permet de distinguer divers degrés de contraintes, permet de prendre en compte certains problèmes d'infaisabilité, utilise l'estimation d'état et permet de résoudre pour des systèmes stables ou instables en boucle ouverte divers objectifs de commande. C'est en 1985 que D.W Clarke et de son équipe présentent la première version de la commande prédictive généralisée (GPC). L'élaboration de la loi de commande s'apparente fortement au comportement naturel d'un conducteur au

volant de sa voiture, il est important pour lui d'analyser l'état de la route sur un horizon assez lointain afin de déterminer la stratégie de conduite à adopter. Prédire le comportement futur, relève donc d'un concept intuitif et naturel, de sorte que la commande prédictive est en fait présente dans bon nombre d'activités humaines quotidiennes comme par exemple : marcher, jouer (jeux d'échecs), conduire, travailler... L'idée de cette méthode provient du fait que pour une consigne connue ou pré calculée (au moins sur un certain horizon), il est ainsi possible d'exploiter pleinement les informations de trajectoires prédéfinies situées dans le futur, puisque le but de la stratégie prédictive est de faire coïncider la sortie du processus avec cette consigne dans le futur, sur un horizon fini [DJO18].

IV.3 Principe de base

L'un des objectifs les plus importants d'un contrôleur prédictif est l'amélioration d'un ordre qui, en présence de perturbations, diminue l'écart de la production autour de la trajectoire du gisement, qu'il soit continu ou variable.

Le MPC est mieux expliqué par la stratégie de contrôle utilisée dans la conduite d'une voiture. Les décisions du conducteur concernant lesquelles les actions de commande (accélérateur, freins, direction) à prendre afin de suivre la trajectoire souhaitée sont basées sur la connaissance du conducteur de la ligne de base souhaitée à l'avance (la route) sur un horizon de contrôle fini (son champ visuel), et les caractéristiques de la voiture, (Figure IV.1, figure IV.2) [DJO18], [MEH15].



Figure IV.1 : Principe de la commande prédictive.

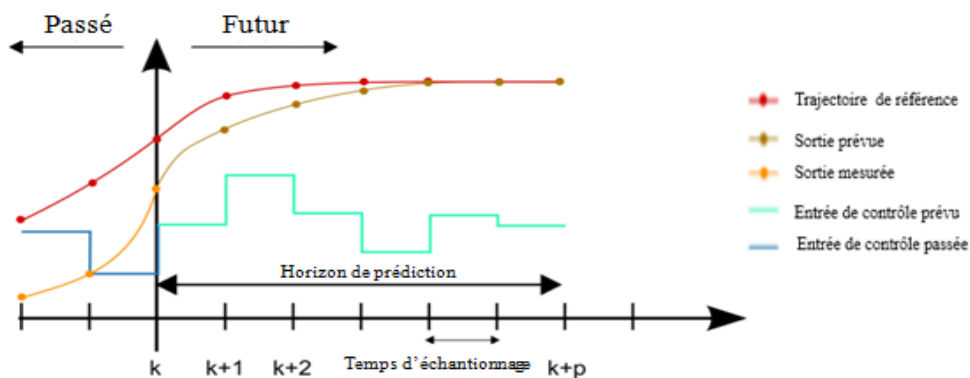


Figure IV.2 : Principe de base de la commande prédictive.

IV.4 Structure et importance

Bien que MPC est adapté à presque n'importe quel type de problème, il affiche sa principale force lorsqu'il est appliqué à des problèmes avec :

- Un grand nombre de variables manipulées et de contrôleurs.
- Contraintes imposées à la fois aux variables manipulées et contrôlées.
- Modification des objectifs de commande et/ou de la défaillance de l'équipement (capteur/actionneur).
- Retards de temps.

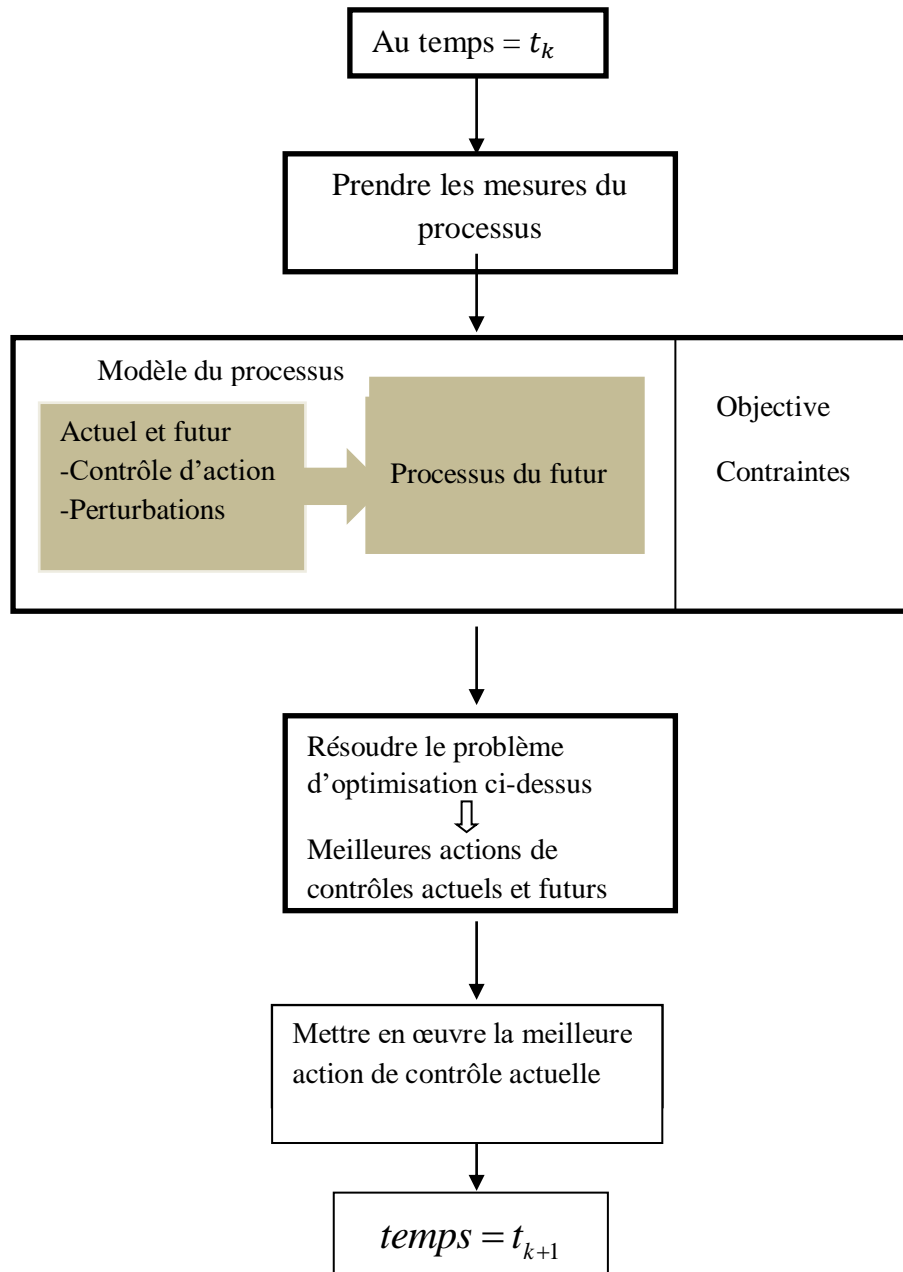


Figure IV.3 : Algorithme MPC de base.

Les modèles MPC prédisent le changement dans les variables dépendantes du système modélisé qui sera causé par des changements dans les variables indépendantes. Dans un processus chimique, les variables indépendantes qui peuvent être ajustées par le contrôleur

sont souvent soient les points définis des contrôleurs PID réglementaires (pression, débit, température, etc.) soit l'élément de commande finale (vannes, amortisseurs, etc.).

Les variables indépendantes qui ne peuvent pas être ajustées par le contrôleur sont utilisées comme perturbations. Les variables dépendantes de ces processus sont d'autres mesures qui représentent soient des objectifs de contrôle, soient des contraintes de processus. MPC utilise les mesures actuelles de l'usine, l'état dynamique actuel du processus, les modèles MPC, et les cibles et limites variables du processus, pour calculer les changements futurs dans les variables indépendantes. Ces modifications sont calculées pour maintenir les variables dépendantes près de la cible tout en honorant les contraintes sur les variables indépendantes et dépendantes. Le MPC n'envoie généralement que le premier changement dans chaque variable indépendante à implémenter et répète le calcul lorsque la prochaine modification est nécessaire [FER11].

IV.5 Choix des paramètres de réglage :

- ✓ N_1 : horizon minimum de prédiction, correspond au retard pur du système, si le retard est connu sinon on convient d'initialiser à 1.
- ✓ N_2 : horizon maximum, est choisi de sorte que le produit $N_2 T_e$ soit limité par la valeur du temps de réponse souhaité. En effet augmenter la prédiction au-delà du temps de réponse n'apporte aucune information supplémentaire. Par ailleurs, plus N_2 est grand, plus le système corrigé est stable et lent.
- ✓ N_u : horizon de commande, on convient de le choisir égal à 1 et n'excédant pas la valeur deux.
- ✓ λ : Facteur de pondération de la commande, c'est le paramètre le plus compliqué à régler puisque il influence sur la stabilité du système bouclé. En effet, si λ est très élevé, il permet de pondérer l'influence des commandes dans l'optimisation et ainsi permet de générer un correcteur plus ou moins énergique donc plus ou moins rapide [DJO18].

Avec :

- ✓ N_1 : Horizon de prédiction minimale sur la sortie,
- ✓ N_2 : Horizon de prédiction maximale sur la sortie avec $N_2 \geq N_1$,
- ✓ N_u : Horizon de prédiction sur la commande,
- ✓ λ : Coefficient de pondération sur la commande.

IV.6 Présentation de l'interface de MPC Toolbox

Les étapes de simulation par MPC sous Matlab/Simulink:

Étape 1 : Prendre un nouveau modèle de la bibliothèque Simulink.

Étape 2 : Pour ouvrir la boîte à outils MPC dans MATLAB, il faut sélectionner "model prédictive".

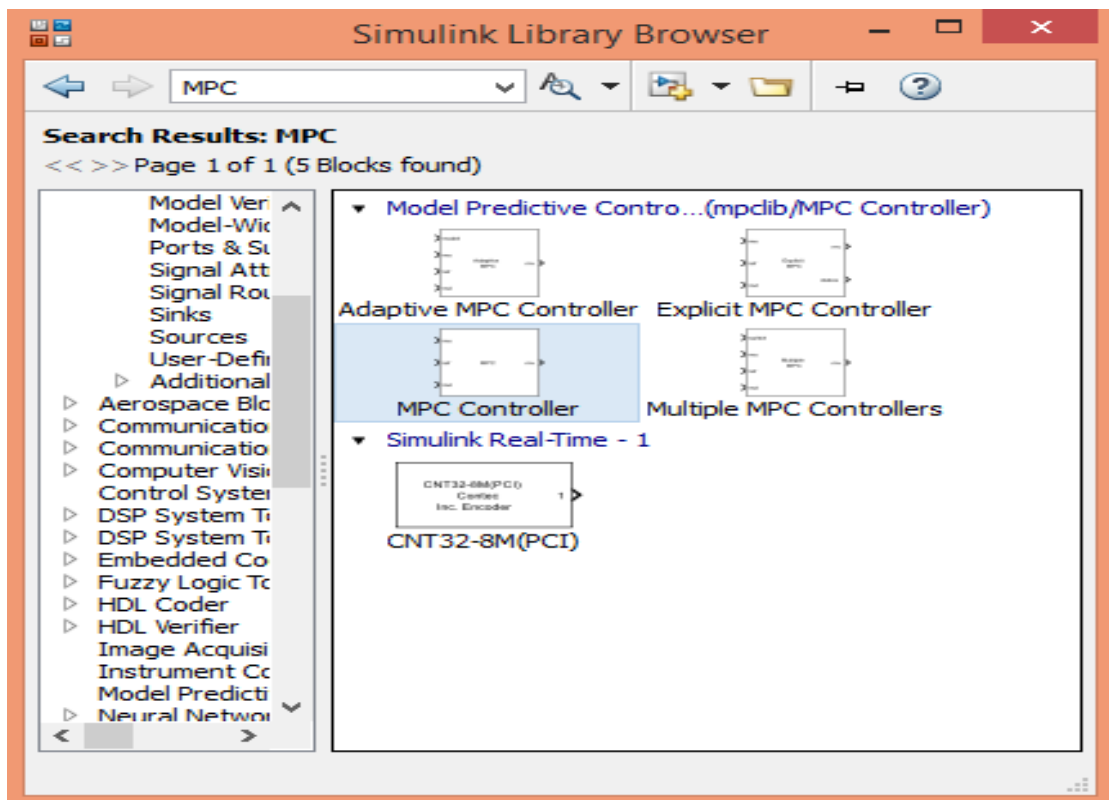


Figure IV.4 : L'emplacement MPC sur la bibliothèque simulink.

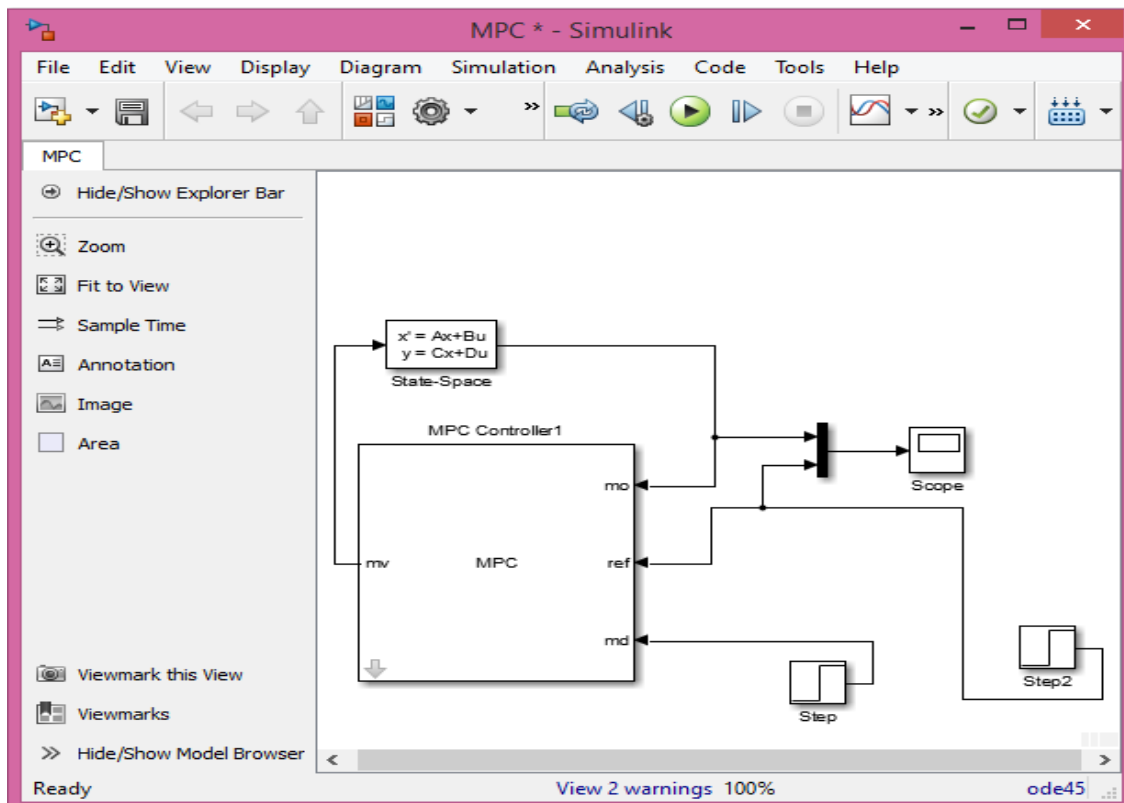


Figure IV.5 : Réalisation de schéma bloc sous Simulink.

Après, on a relié les entrées et les sorties de régulateur MPC avec le schéma bloc de notre système qui est définie par une espace d'état

Étape 3 : On clique sur MPC, en obtient la fenêtre : fonction block parameters. On clique sur design pour régler les paramètres.

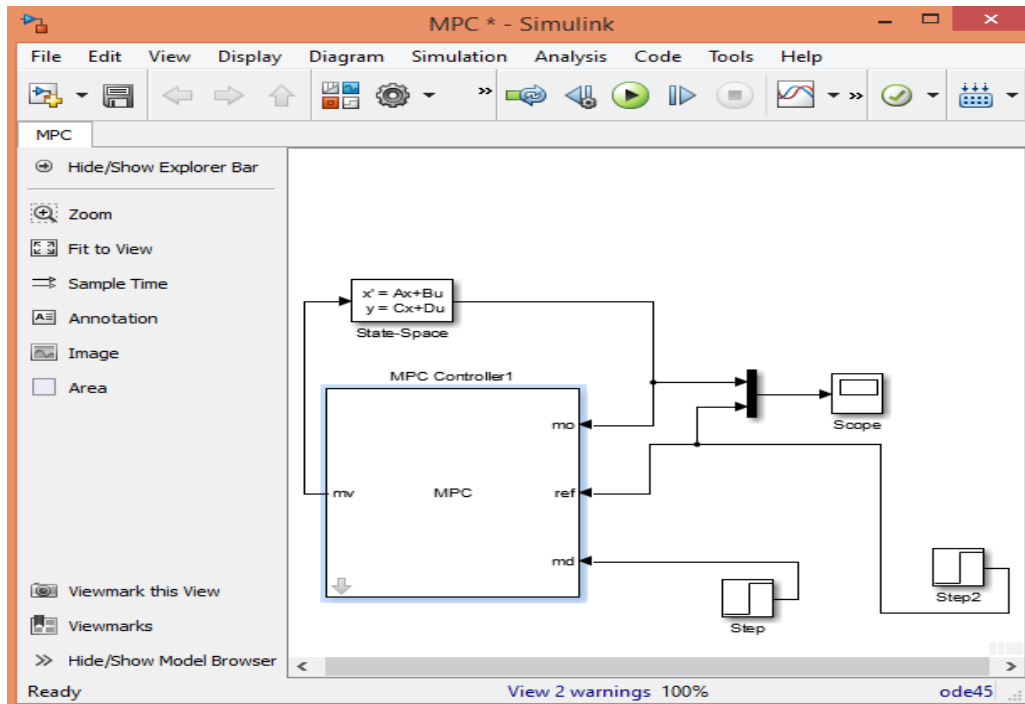


Figure IV.6 : Cliquer sur MPC.

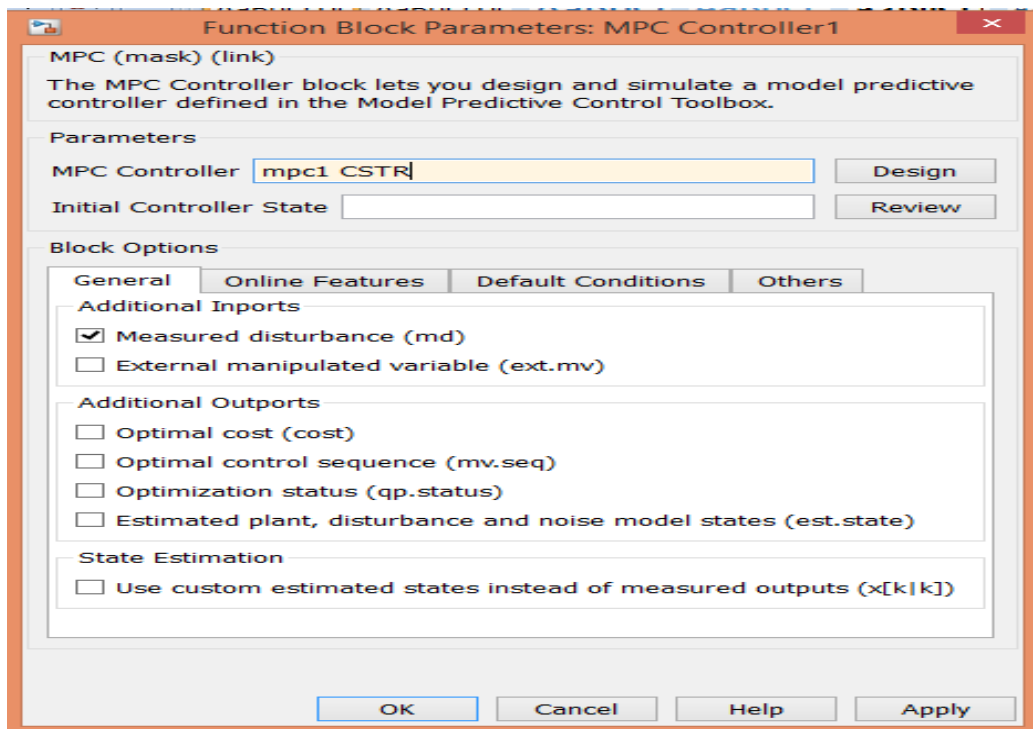


Figure IV.7 : Entrer dans le design de MPC.

Étape 4 : On a choisi les paramètres selon le cahier des charges après les linéarisations du système avec MPC, il nous donne les réponses de sortie et l'entrée suivant.

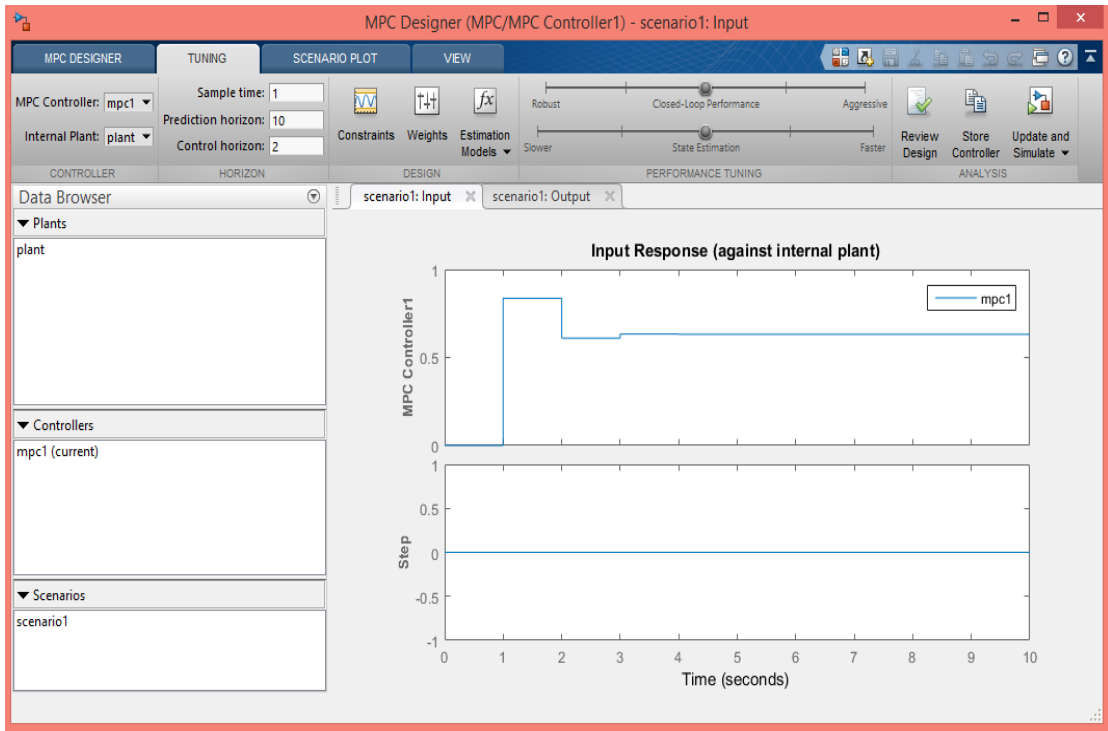


Figure IV.8 : Réponse de commande.

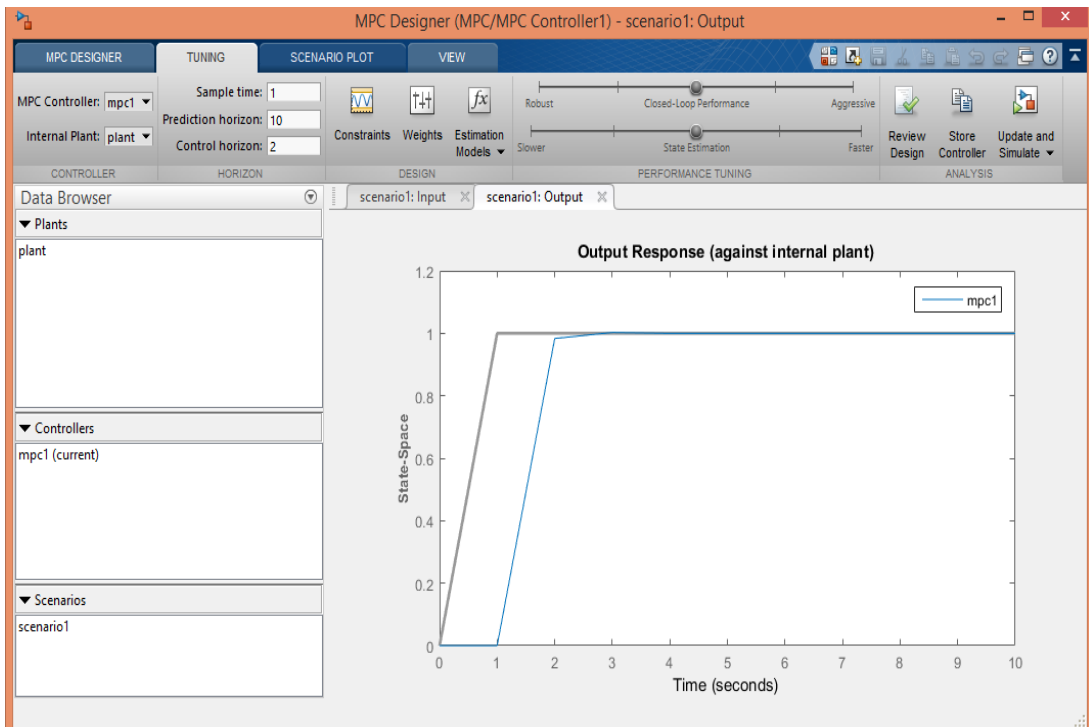


Figure IV.9 : Réponse de sortie.

IV.7 La comparaison entre PID et MPC

Les paramètres du système simulé sont : la consigne (Step)=1.117mol/litre

Sample time : 1 ;

Prédiction horizon : 2 ;

Control horizon : 1.

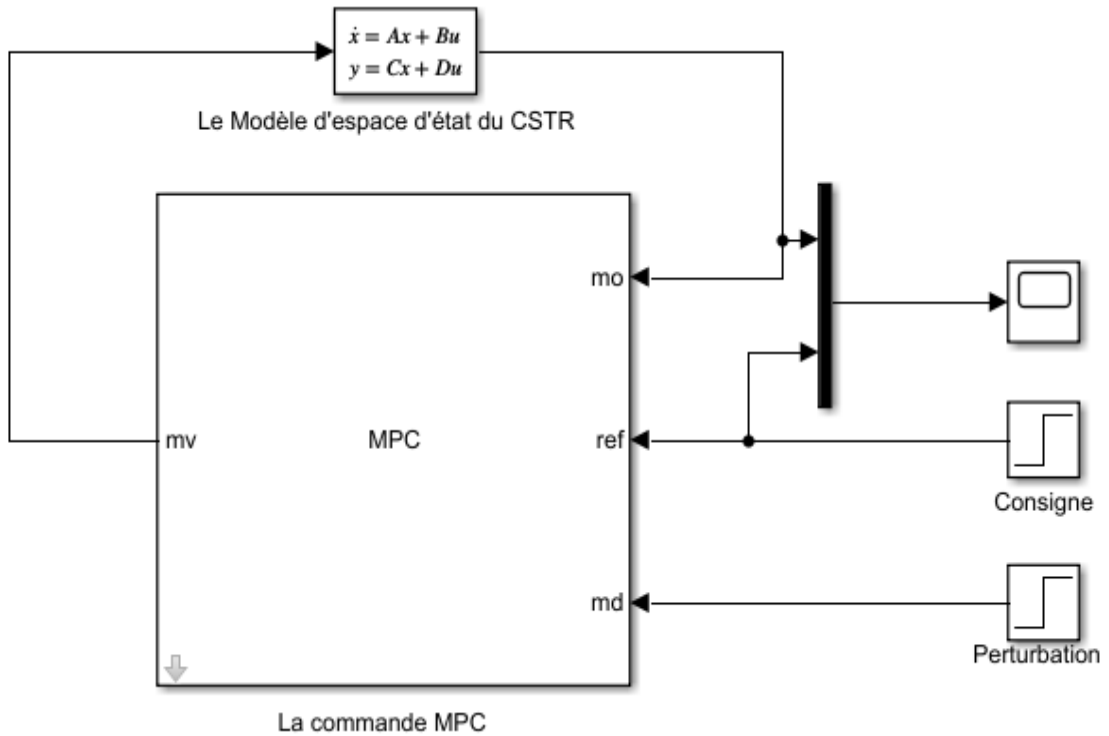


Figure IV.10 : Schéma bloc du système.

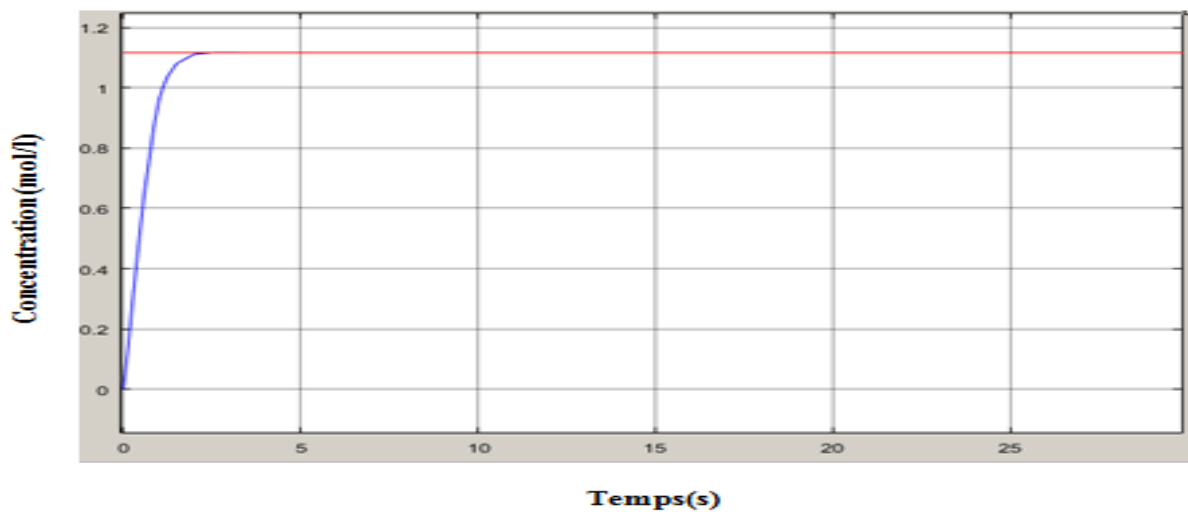


Figure IV.11 : Réponses de la simulation du système avec le contrôleur MPC.

Tableau IV.1 : Comparaison entre les performances de PID et MPC.

Les performances Les régulateurs	Temps de réponse (sec)	Temps de stabilité (sec)	Dépassement (%)
PID tuner	2.54	12.5	2.62%
MPC	1.38	2.5	0%

Interprétation des résultats

D’après les résultats obtenus de la simulation précédente, on remarque que ce régulateur nous permet de diminuer le temps de réponse, temps de stabilisation et d’éliminer la réponse inverse mieux que le PID.

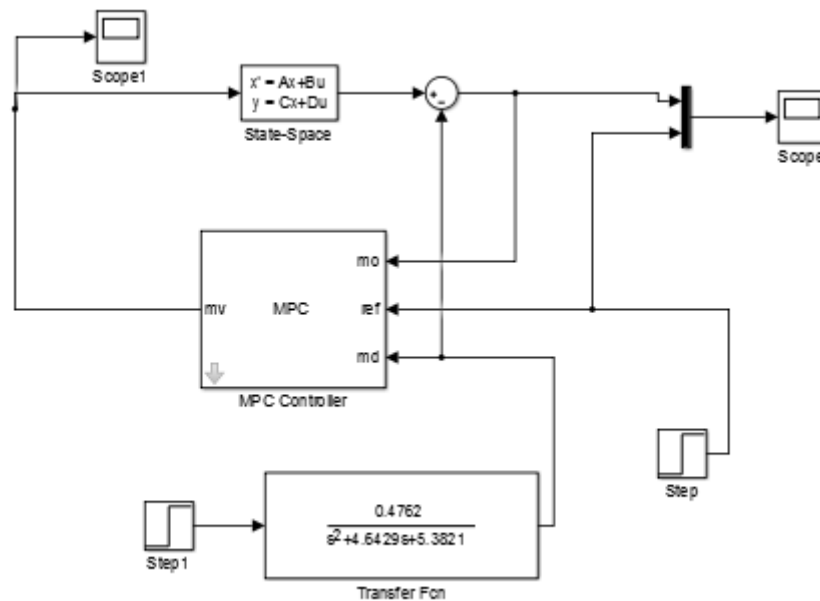


Figure IV.12 : Schéma bloc du système avec perturbation.

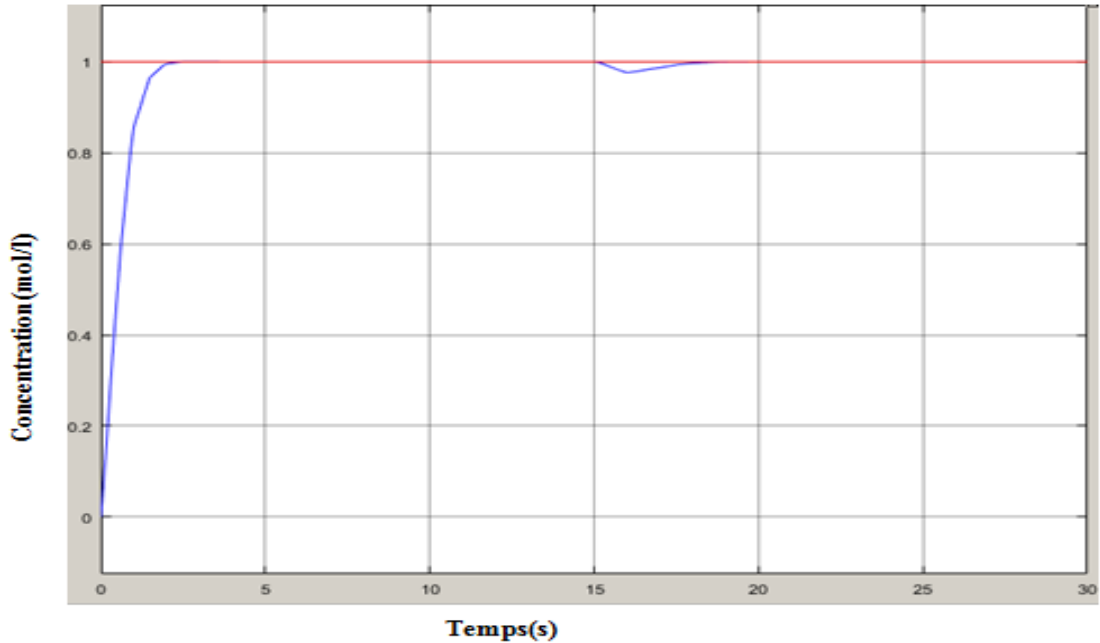


Figure IV.13 : Réponse de rejet de perturbation avec le contrôleur MPC.

On remarque que le régulateur MPC réagit avec la perturbation rapidement (après 2,5s) que le régulateur PID tuner (après 3.1 s), donc les performances de cette commande sont satisfaisantes et la concentration bien réglée et le plus important que le régulateur puisse réagir rapidement si on a une perturbation.

IV.8 Conclusion

Dans ce chapitre, on a présenté les notions de base de régulateur MPC. Ensuite, on a présenté comment utilisé le régulateur et on a ajusté les paramètres en MPC tuner. Dans ce dernier, il est nécessaire de continuer à faire varier les coefficients jusqu'à obtenir une réponse satisfaisant le cahier des charges.

MPC est plus simple. Les performances de cette commande sont satisfaisantes et la concentration bien réglée et le plus important que le régulateur puisse réagir rapidement si on a une perturbation plus que régulateur PID.

Conclusion générale

Aujourd'hui la simulation des systèmes chimiques est devenue nécessaire pour garantir la sécurité des personnes et l'environnement de travail.

L'objectif de ce travail est la modélisation et commande d'un réacteur chimique à cuve parfaitement agité CSTR isotherme pour contrôler la concentration de sortie C_b .

L'approche utilisée est d'abord une modélisation suivie par une simulation.

La modélisation est faite à partir un modèle mathématique qu'a été développé à partir des bilans de matière du réacteur pour déduire sa fonction de transfert.

Deux régulateurs ont été proposés tels que le régulateurs PID et MPC avec des applications sous environnement Matlab/Simulink. Des tests de changement de consigne et rejet de perturbation ont été appliqués pour voir les performances obtenues des réponses de concentrations par ces deux régulateurs.

Une comparaison entre les deux régulateurs nous a permis de dire que le régulateur MPC contrôle notre système mieux que le régulateur PID, il permet d'atteindre la consigne plus rapide et d'éliminer la réponse inverse, donc le régulateur MPC nous assure la stabilité et la rapidité du système.

En fin comme perspective de notre travail, on souhaite que notre travail va apporter une aide précieuse au futur à tous ce qui désire comprendre comment régler un procédé industriel.

D'autres types de régulateurs peuvent être appliqués sur ce réacteur chimique tels que : la commande floue, réseaux neurones.

Bibliographie

- [AGG19] : AGGONE.L : Système asservis. [PDF] (01/2019), disponible sur : <https://ft.univ-setif.dz/externe/divers/Module-sysasservi.pdf> , page consultée le 05/07/2020
- [AOU14] : AOUS Walid, SEDDAOUI Ghies «Conception et réalisation d'un régulateur PID numérique à base d'un microcontrôleur PIC 16f 877a ».Mémoire de MASTER, Université de Tizi-Ouzou, 2014.
- [BEN16] : BENBRAHIMM, Abdelkarim A : Eude d'un régulateur PID à réaction intégrale floue de systèmes dynamiques. [PDF] (12/2016), disponible sur : file:///C:/Users/MicroStore/Downloads/etude_dun_regulateur_pid_a_action_integrale_floue_de_systemes_dynamiques.pdf , page consultée le 23/06/2020
- [BOU17] : BOUKERCHE Ghania, « Etude et synthèse d'un contrôleur PI et application ». Mémoire de MASTER, Université Badji Mokhtar Annaba.
- [BOU17] : BOUJIDAM, ChrifElIdrissi A : commande par PID. [PDF] (01/2017), disponible sur : <https://www.slideshare.net/MohammedBoujida2/presentation-de-projet-en-automatique-regulation-par-pid> , page consultée le 8/07/2020
- [CEC12] : Cécile VANHAVERBEKE « <Cinétique chimique chapitre 1 >, université Joseph Fourier de Grenoble2011/2012.
- [CHE17] :N.CHERCHOUR « réacteurs homogènes cours et exercices » Univ-BEJAIA 2017.
- [DJO18]: DJOUMAM «Embedded controller designe for diabets ». Thèse de doctorat, Université Batna 2, 2018, disponible sur <https://www.researchgate.net/scientific-contributions/Mounir-Djouima-2137150684> , page consultée le 12/11/2020.
- [ETI10] : ETIQUEM : Régulateur PID. [PDF] (03/2010), disponible sur : <file:///C:/Users/MicroStore/Desktop/m%C3%A9moire%20M/le%20PID/regulationcours.pdf> , page consultée le 14/07/2020.32.
- [FER11]:FERKIS.E: Automation technology in hydrocarbon fuel processing plant. [PDF] (2011), disponible sur :<https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/model-predictive-control>, page consultée le 10/11/2020.
- [HAF19]: HAFEEZS, PALLARI E, MANOS G, CONSTANTINOU A. (2019). Conversion catalytique et récupération chimique. William Andrew, p.147-172.
- [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.
- [HIR02] : K.HIROSHI, LI RONG « identification of voltterrakermels of non linear van de vusse reactor»2 juin 2002, page consultée le 14/06/2020.

- [JEA94] : Jean-Marie F, 1994.La régulation industrielle : régulateur PID, prédictif et flou, Harnes science publication, Paris, 350p.
- [KHA07] : Khaled Ahmed Redouane «contribution de l’outil bond graph pour la modélisation des réacteurs chimiques en vue de leur supervision». Thèse de doctorat, Université des Sciences et Technologies de Lille, 2007.
- [MAR13] : MARGHSI Mohamed «Modélisation et simulation d'un réacteur chimique tubulaire». Thèse de doctorat, Université de Sétif 1, 2013.
- [MUD02] : MUDRY F : Ajustage des paramètres d’un régulateur PID. [PDF] (02/2002) disponible sur : http://freddy.mudry.org/public/NotesApplications/NAPidAj_06.pdf , page consultée le 12/07/2020.
- [MEH15]: MehtaB, Reddy Y: Advanced process control systems. [PDF] (2015), disponible sur : <https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/model-predictive-control>, page consultée le 11/11/2020.
- [OUA06] : OUAGUED Malika «Contribution au développement d’un simulateur dynamique pour le contrôle thermique d’un réacteur discontinu», mémoire de magister, université Hassiba Ben Bouali de Chlef, 2006.
- [ROG14]: Roghair I, Gallucci F, van Sint Annaland M, 2014.Novel Developments in Fluidized Bed Membrane Reactor Technology, ELSEVIER, 47: p.159 -283.
- [RAH11] : RHASKIL Ibtissam, HAMIDANI Salima, mémoire « modélisation et simulation d’un réacteur opérant en mode polytropique », OumEl Bouaghi, 2011.
- [RAB10] : RABI M : commande analogique d’un procédé ou système. [PDF] (2010), disponible sur : <http://www.est-usmba.ac.ma/Rabi> , page consultée le 29/06/2020.
- [ROS10] : Ross D, Deguine E, Camus M : Asservissement par PID. [PDF] (03/2010), disponible sur : <https://rose.telecom-paristech.fr/2010/wp-content/uploads/2010/03/pid.pdf>, page consultée le 18/07/2020.
- [TRA84] : P.TRAMBOUZE, H. VANLANDEGHEM, J.P. WAUQUIER(1984)
(Les réacteurs chimiques conception/ calcul/ mise en œuvre).
- [TRA02] :P.TRAMBOUZE, J.P EUZEN « les réacteurs chimiques de la conception à la mise en œuvre, édition Technip, juillet 2002.
- [Web1] : Réacteurs chimiques idéaux. [PDF] (05/2016), disponible sur : <http://lpagrocasa.e-monsite.com/medias/files/reacteurs-chimiques-i-gaa.pdf> , page consultée le 05/05/2020.
- [Web2] : Les réacteurs chimiques [PDF] (09/2010), disponible sur : <https://energie.wallonie.be/servlet/Repository/dai-fichsureindustrie/reacteurschimiques.pdf?ID=16795> , page consultée le 08/04/2020.

[Web3] : Réacteurs à débit enfichable. (08/2011), disponible sur : <http://encyclopedia.che.engin.umich.edu/Pages/Reactors/PFR/PFR.html> , page consultée le 10/05/2020.

[Web4] : Réacteur à lit mobile. (03/2020), disponible sur : <https://www.collinsdictionary.com/dictionary/english/moving-bed-reactor> , page consultée le 24/04/2020.

[Web 5] : Université du Mans disponible sur : <http://ressources.univlemans.fr/AccesLibre/UM/Pedago/chimie/06/deug/CHIM104B/pdf/cine-6.pdf>, page consultée le 22/09/2013.

[Web 6] : La modélisation. (2020), disponible sur : <https://www.futura-sciences.com/sciences/definitions/matiere-modelisation-11321/ce>.

[Web7] : Extraction et modélisation de connaissance (2012), disponible sur : <https://pdfs.semanticscholar.org/5a59/e081d9273aec1d9ff7bc96228051c5ab4ad8.pdf> .

[XUÂ09] : XUâ M, TRUOG M, 2009. Modélisation en génie de procédés, 1, page consultée le 15/06/2020.