

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

Université Mohamed Khider – Biskra
Faculté des Sciences et de la technologie
Département : Chimie Industrielle



جامعة محمد خيضر بسكرة
كلية العلوم و التكنولوجيا
قسم: الكيمياء الصناعية

Mémoire présenté en vue de l'obtention
du diplôme de Master en : Génie des Procédés

Option : Génie Chimique

Etude Dynamique D'un Bioréacteur De Type RAC

Présentée par :
KEBKOUB SOUFIANE

Devant le jury composé de :

Président : Mr. NEDJAR ZOHIR

Encadreur : Mr. BENDJAOUHDOU CHAOUKI

Examineur : Mr. FADEL AMMAR

Promotion Juin 2017



Remerciement

Je remercie toutes les personnes qui nous ont aidé à réaliser ce travail.

Et surtout notre encadreur Mr. BENDJAOUAHDOU CHAOUKI qui me aidés à réaliser ce travail et qui ont fait beaucoup de chose pour moi.

Je remercie vivement Monsieur le président de jury Mr. NEDJAR Zohir et Mr. FADEL Ammar qui ont accepté de juger notre travail.

Et je remercie toutes les enseignants de département de chimie industrielle.

Merci a tous

DÉDICACE

Je dédie ce travail :

À mes très chers parents

À mes frères et mes sœurs

À toute ma famille

Ainsi qu'à tous mes professeurs, enseignants

*Et tous mes amis du primaire
jusqu'à l'université.*

 *Soufiane*

SOMMAIRE

INTRODUCTION GÉNÉRALE.....	1
----------------------------	---

CHAPITRE I : GENERALITE SUR LES REACTEURS

I.1. Introduction.....	3
I.2. Définition des réacteurs chimiques.....	3
I.3. Classification des réacteurs chimiques.....	3
I.3.1. Classification selon le type de réacteur.....	3
I.3.1.1. Réacteur cuve	3
I.3.1.2. Réacteur tube	4
I.3.2. Classification selon le type d'opération.....	4
I.3.2.1. Opération continue.....	4
I.3.2.2. Opération discontinue.....	5
I.3.2.3. Opération semi-continue.....	5
I.3.3. Classification des réacteurs selon le type de réaction.....	6
I.3.3.1. Phase homogène gazeuse.....	7
I.3.3.2. Phase homogène liquide.....	7
I.3.3.3. Phases hétérogènes gaz-solide.....	7
I.3.3.4. Phases hétérogènes gaz-liquide.....	8
I.3.3.5. Phases hétérogènes liquide-liquide.....	8
I.3.3.6. Phases hétérogènes liquide-solide.....	8
I.3.3.7. Phases hétérogènes gaz-liquide-solide.....	9
I.3.3.8. Circulation des phases.....	9
I.4. Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique.....	10
I.5. Les critères de choix d'un réacteur.....	11

CHAPITRE II : GENERALITE SUR LES BIOREACTEURS

II.1. Introduction	13
--------------------------	----

II.2.Reaction enzymatiques.....	13
II.2.2.Réaction homogène et hétérogène.....	13
II.2.2.1.Cinétique enzymatique homogène	13
II.2.2.2. Cinétique enzymatique hétérogène	14
II.2.3.Réacteurs enzymatiques.....	14
II.2.3.1. Réacteurs discontinus.....	14
II.2.3.2. Réacteurs continus.....	15
II.3. Les réacteurs microbiens.....	15
II.3.1. Notations et définitions.....	15
II.3.2. Cinétique de croissance microbienne.....	16
II.3.2.1. Influence des substrats.....	18
II.3.2.2. Facteurs inhibant la croissance cellulaire.....	19
II.3.2.3. Influence de la température et du pH sur la croissance.....	20
II.3.3. Cinétique d'utilisation d'un substrat.....	21
II.3.3.1. Conversion à rendement constant du substrat en biomasse.....	21
II.3.3.2. Conversion a rendement $Y_{x/s}$ constant avec un terme de maintenance...22	22
II.3.4. Cinétiques de formation des produits.....	22
II.3.5. Calcul des réacteurs microbiens.....	23
II.3.5.1. Fermenteur discontinu parfaitement agité.....	23
II.3.5.2. Fermenteur continu parfaitement agité.....	24
II.3.5.3. Fermenteur continu avec recyclage.....	26
II.3.6.Aération des fermenteurs.....	26

CHAPITRE III : GENERALITE SUR LA REGULATION

III.1.Introduction	29
III.2.Notion de base sur le système.....	29
III.3.La boucle de régulation.....	29

III.4. Les types de fonctionnement d'une boucle de contrôle	30
III.4.1. La Régulation.....	30
III.4.2. Asservissement.....	31
III.5. Les principaux types des boucles de contrôle.....	31
III.5.1. La boucle fermée	31
III.5.2. La boucle ouverte	32
III.6. Contrôle par PID.....	33
III.7. Les actions d'un régulateur PID.....	34
III.7.1. L'action proportionnelle P.....	34
III.7.2. L'action Intégrale I.....	35
III.7.3. L'action dérivée D.....	35
III.7.4. Association des actions proportionnelle, intégrale et dérivée	36
III.8. Les types de régulateurs PID.....	37
III.8.1. Régulateurs PID en série	37
III.8.2. Régulateurs PID en parallèle	38
III.8.3. Régulateurs PID mixte.....	38
III.9. Méthodes de réglage des actions PID.....	39
III.9.1. Méthode par approches successives	39
III.9.2. Méthode nécessitant l'identification du procédé	40
III.9.3. Méthode de Ziegler et Nichols	40
III.9.3.1. Méthode Ziegler-Nichols en boucle ouverte	40
III.9.3.2. Méthode Ziegler-Nichols en Boucle fermée	42
CHAPITRE IV : DESCRIPTION DU PROCEDE ETUDIE	
IV.1. Introduction.....	45
IV.2. Description du procédé.....	45

IV.3. Model mathématique du bioréacteur continu (CSTB).....	46
IV.3.1.Hypothèses adoptées.....	46
IV.3.2.Développement du modèle mathématique dynamique.....	47
IV.3.3. Modèle de Monod.....	51
IV.4. Modèle dynamique définitif du procédé étudié	53
IV.5.Méthodes numériques de résolution du modèle dynamique du procédé.....	53
IV.6. Algorithme utilise dans la simulation	53
IV.7. L’organigramme utilisé dans la simulation.....	54

CHAPITRE V : RESULTATS ET DISCUSSION

V.1. Introduction.....	56
V.2.Identification du procédé et détermination des paramètres du contrôleur PID...56	
V.2.1. Identification du procédé.....	56
V.2.2. Détermination des paramètres du contrôleur PID.....	57
V.3.Etude du système en boucle ouverte et en absence de contrôle.....	58
V.3.1. Etude du système en absence de contrôle et de toute perturbation.....	58
V.3.2. Etude du système en absence de contrôle et en présence de perturbation...60	
V.4. Etude du système en boucle ferme (avec contrôle).....	61
V.4.1. Etude du système en boucle fermé et en absence de perturbation.....	61
V.4.2. Etude du système en boucle fermé et en présence de perturbations.....	62
V.5. Etude du système en mode asservissement (cas de changement de consigne).....	63
V.6. Conclusion.....	64
CONCLUSION GÉNÉRALE.....	65

ANNEXES

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

LISTE DES FIGURES

Figure	Titre	Page
Figure I.1	Réacteur cuve.	4
Figure I.2	Réacteur tube.	4
Figure I.3	Opération continue.	5
Figure I.4	Opération discontinue.	5
Figure I.5	Opération semi-continue.	6
Figure I.6	Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique.	11
Figure II.1	courbe de la croissance d'un micro-organisme en bioréacteur continu	16
Figure II.2	Evolution de la vitesse spécifique de croissance μ en fonction de la concentration S en substrat.	18
Figure II.3	Représentation schématique d'un bioréacteur microbien continu parfaitement agité à l'état stationnaire.	24
Figure II.4	Représentation schématique des étapes du transfert de l'oxygène d'une bulle gazeuse jusqu'au sein d'une cellule.	27
Figure III.1	Schéma simple d'un système.	29
Figure III.2	Schéma de principe d'une boucle de régulation.	30
figure III.3	Réponse d'un système en mode régulation.	31
Figure III.4	Réponse d'un système en mode asservissement.	31
Figure III.5	Schéma général d'un système de contrôle en boucle fermée.	32
Figure III.6	Schéma général d'un système de contrôle en boucle ouverte.	32
Figure III.7	Schéma d'un régulateur PID.	34
Figure III.8	Modélisation de l'action proportionnelle.	34
Figure III.9	Modélisation de l'action intégrale.	35
Figure III.10	Modélisation de l'action dérivée.	36
Figure III.11	Différentes actions du régulateur PID.	37
Figure III.12	Forme série de régulateur PID.	37
Figure III.13	Forme parallèle de régulateur PID.	38

Figure III.14	Forme mixte de régulateur PID.	39
Figure III.15	Méthode de Ziegler et Nicholas en boucle ouverte.	41
Figure III.16	Méthode de Ziegler et Nicholas en boucle fermée.	43
Figure IV.1	Représentation schématique du réacteur continu biologique CSTB.	46
Figure V.1	Réponse indicielle du bioréacteur à une entrée échelon relative au signal de contrôle sf.	56
Figure V.2	Oscillations du signal de commande en boucle fermée avec une valeur du gain critique (K_z) égale à 145.	58
Figure V.3	Evolution temporelle de la concentration en biomasse x en absence de tout contrôle et de toute perturbation.	59
Figure V.4	Evolution temporelle de la concentration en biomasse x en absence de tout contrôle et en présence d'une perturbation sur le débit volumique (q), injectée à 10 heure, durant 60 minutes et valant +30%..	59
Figure V.5	Evolution temporelle de la concentration en biomasse x en absence de tout contrôle et en présence d'une perturbation sur le débit volumique (q), injectée à 10 heure, durant 60 minutes et valant -30%	60
Figure V.6	Régulation de la concentration CA_3 à 0.1 kg/m ³ en absence de toute perturbation sur CA_d .	61
Figure V.7	Régulation de la concentration de la biomasse x à 0.1 kg/m ³ en présence d'une perturbation sur le débit volumique (q) injectée à 10 heure, durant 60 minutes et valant +30 %	62
Figure V.8	Régulation de la concentration en biomasse x à 0.1 g/l en présence d'une perturbation impulsion sur le débit volumique (q) injectée à 1 heure, durant 10 minutes et valant -30%..	62
Figure V.9	Evolution de la concentration en biomasse (x) en fonction du temps en mode asservissement dans lequel la consigne sur x varie de 1.4 à 1.6 g/l à partir de 10 heures.	63
Figure V.10	Evolution de la concentration en biomasse (x) en fonction du temps en mode asservissement dans lequel la consigne sur x varie de 1.4 à 1.2 g/l à partir de 10 heures.	63

LISTE DES TABLEAUX

Tableau	Titre	Page
Tableau III.1	Paramètres du contrôleur PID selon la méthode Ziegler et Nichols en boucle ouverte.	42
Tableau III.2	Réglages de Ziegler et Nichols en boucle fermée.	43
Tableau IV.1	Lois cinétiques des modèles de fermentation	52

Résumé :

Dans ce travail, on a contrôlé par simulation un bioréacteur agité continue dans lequel se déroule une réaction de consommation d'un substrat (S) par de la biomasse (x), selon une loi cinétique de Monod.

La modélisation a été la première étape de travail, après cela les paramètres du contrôleur PID ont été calculés dans le but de contrôler la concentration en biomasse x du mélange réactionnel. Ensuite on a fait la simulation du contrôle en boucle ouverte et en boucle fermée en absence et en présence de la perturbation. Finalement on a discuté les résultats obtenu .

Mots clés : bioréacteur agité continue (CSTB), contrôleur PID, boucle ouverte, boucle fermée, modélisation.

Abstract:

In this work, we controlled by simulation a continuous stirred tank bioreactor in which a consumption reaction occurs between a substrate (S) and a biomass (x), according to Monod kinetic law.

The modeling was the first step, after that the PID controller parameters have been calculated in order to regulate the biomass concentration x. Then we did the simulation of open and closed loop with and without disturbance. Finally we discussed the obtained results

Keywords: continuous stirred tank bioreactor (CSTB), PID controller, open loop, close loop, modeling.

ملخص :

في هذا العمل، قمنا بمراقبة مفاعل بيولوجي متجانس مستمر عن طريق المحاكاة والذي يجري فيه تفاعل ركيزة مع كتلة بيولوجية و هذا وفق قانون حركية مونود.

النمذجة كانت الخطوة الأولى في هذا العمل، وبعدها قمنا بحساب معاملات المراقب PID بهدف تعديل تركيز الكتلة البيولوجية، وبعدها قمنا بمحاكاة المراقب في حلقة مفتوحة ثم في حلقة مغلقة بغياب وجود الاضطراب. في الأخير قمنا بمناقشة النتائج المتحصل عليها .

كلمات مفتاحية : مفاعل بيولوجي متجانس مستمر، مراقب PID، حلقة مفتوحة، حلقة مغلقة، النمذجة.

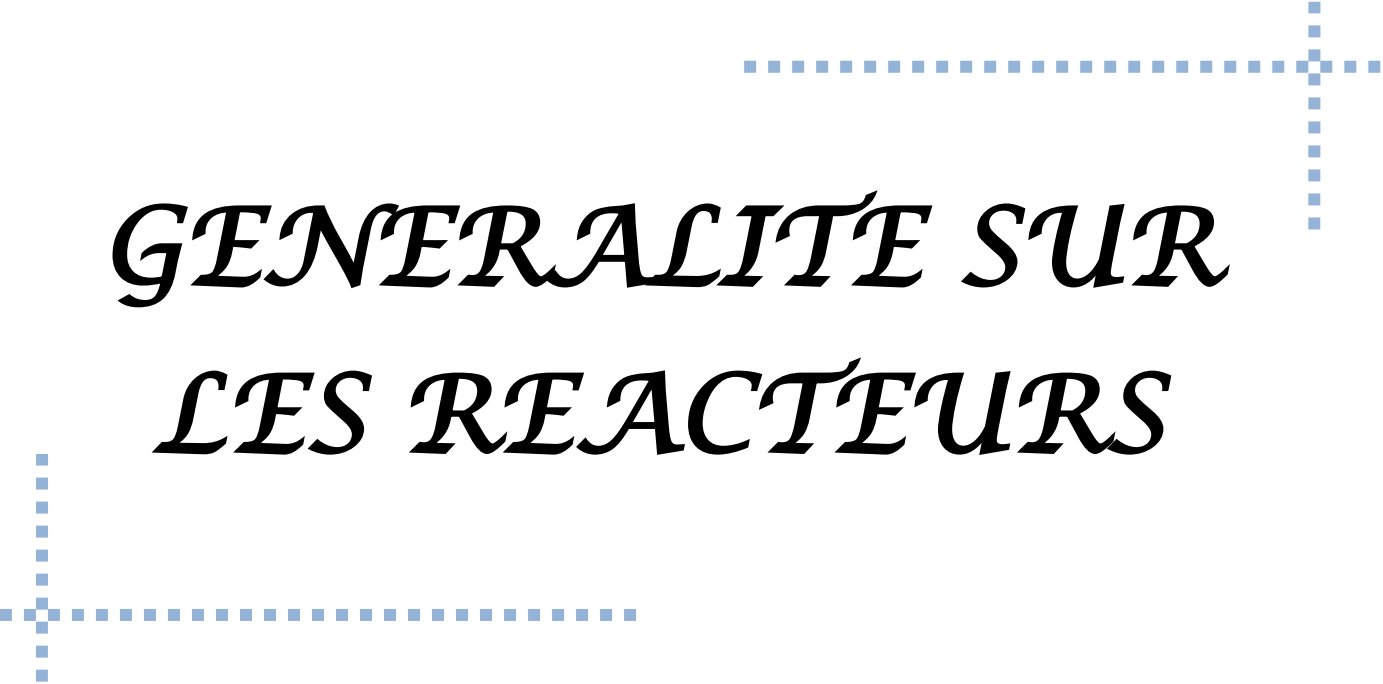
INTRODUCTION GÉNÉRALE

L'une des branches importantes du génie des procédés est la biotechnologie ou génie biotechnologique qui s'intéresse aux méthodes de mise en œuvre rationnelle des transformations biochimiques et en particulier aux appareils dans lesquels sont conduites ces réactions : les bioréacteurs.

Le bon fonctionnement des bioréacteurs est conditionné par la bonne maîtrise des paramètres opératoires en particulier la concentration en biomasse qui doit être maintenue constante dans le milieu de culture, car un excès ou une baisse de la concentration en biomasse serait très préjudiciable à la productivité de l'installation. Ceci met en évidence l'importance du contrôle de la concentration en biomasse pour maintenir un bon niveau de la productivité sur les plans qualitatifs et quantitatifs.

Le but de ce travail est de faire la simulation du contrôle de la concentration de la biomasse d'un bioréacteur continu de type microbien en utilisant la concentration d'alimentation en substrat comme variable de commande.

CHAPITRE I :



*GENERALITÉ SUR
LES REACTEURS*

I.1. INTRODUCTION

Le réacteur chimique est l'équipement siège des réactions chimiques, il a un rôle très important et incontournable dans l'industrie chimique. La nature des réactifs et des produits et la réaction chimique qui aura lieu imposent le type de réacteur à choisir. Ce chapitre est consacré à l'étude des réacteurs du point de vue classification et comparaison.

I.2. DEFINITION DES REACTEURS CHIMIQUES

Le réacteur est un appareil permettant de réaliser une réaction chimique, c'est-à-dire la transformation de produits de caractéristiques données en d'autres produits de caractéristiques et propriétés différentes. Il est à la fois le siège de phénomènes chimiques et de phénomènes physiques; ces derniers se divisent en deux catégories : les phénomènes physiques à dominante hydrodynamique (écoulements monophasiques ou polyphasiques, création et suppression d'interface entre phases, etc.) et les phénomènes physiques à dominante cinétique relevant de la science des transferts, soit à l'intérieur d'une phase (homogénéisation des concentrations et des températures), soit entre phases (dissolution d'un gaz dans un liquide)[1].

I.3. CLASSIFICATION DES REACTEURS CHIMIQUES

L'union réacteur-réaction chimique va être principalement conditionnée par trois facteurs spécifiques, à savoir le réacteur, l'opération et le type de réaction.

I.3.1. Classification selon le type de réacteur

Actuellement, il est considéré qu'il y a deux types fondamentaux de réacteur industriel. Ce sont la cuve et le tube.

I.3.1.1. Réacteur cuve

Le réacteur est un récipient où les trois dimensions sont comparables. Il est presque toujours muni d'un dispositif qui assure une agitation du mélange réactionnel. Le rapport surface sur volume n'est pas très grand.

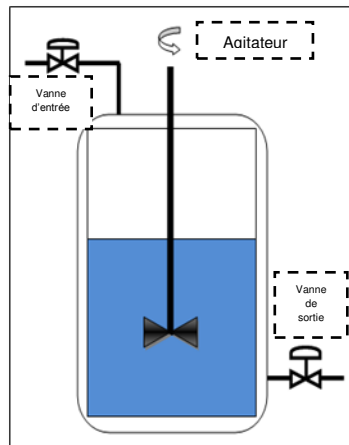


FIG.I.1. Réacteur cuve

I.3.1.2. Réacteur tube

Le réacteur tube est caractérisé par une certaine longueur où le mélange réactionnel se déplace à la manière d'un piston. Le rapport surface sur volume est assez grand.

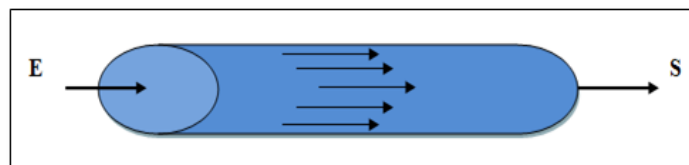


FIG.I.2. Réacteur tube

I.3.2. Classification selon le type d'opération

Il est reconnu qu'un réacteur peut fonctionner selon trois sortes d'opérations, à savoir :

- opération continue ;
- opération discontinue ;
- opération semi-continue.

I.3.2.1. Opération continue

Dans une opération continue, les réactifs et les produits sont constamment chargés et soutirés du réacteur. [2]

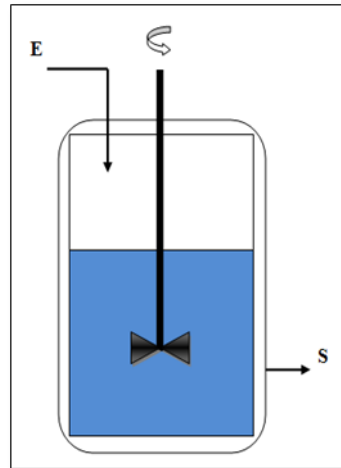


FIG.I.3. Opération continue

I.3.2.2. 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.

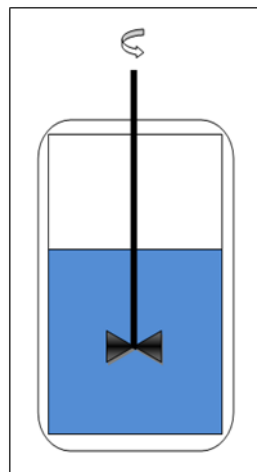


FIG.I.4. Opération discontinue

I.3.2.3. Opération semi-continue

Un des réactifs ou un des produits est constamment ajouté ou soutiré du réacteur, les autres sont traités comme dans une opération discontinue.

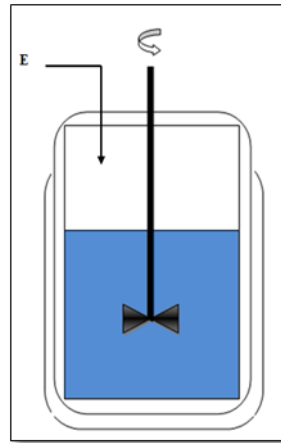


FIG.I.5. Opération semi-continue

Remarque : Il faut préciser que chaque fois qu'un gaz est en jeu, l'opération sera très certainement continue pour des raisons pratiques. Un gaz a une faible masse spécifique ce qui entraînerait un grand volume pour une opération discontinue pratiquement impensable industriellement.

I.3.3. Classification des réacteurs selon le type de réaction

Parmi les réactions chimiques industrielles, il existe sept grandes espèces de réactions. Les réactions peuvent se dérouler totalement en phase vapeur ou liquide, et il est alors dit que la réaction a lieu en phase homogène.

Si les réactions se déroulent dans deux ou plusieurs phases, c'est-à-dire des combinaisons entre les phases vapeur, liquide(s) et solide(s), alors les réactions se déroulent en phase hétérogène.

Les réactions homogènes se produisent uniformément dans le volume, ce qui rend plus aisés les transferts de matière. Le problème se situe dans les réactions fortement exothermiques, le contrôle de la température risque de poser des problèmes de transfert de chaleur. Ces réactions ne sont pas très répandues dans l'industrie, sauf si cela se passe en phase gazeuse.

Les réactions hétérogènes se produisent dans un petit volume bien déterminé, d'ailleurs lié à l'hétérogénéité du milieu (le contact des réactifs n'est possible qu'à l'interface entre les phases. Ceci rend les transferts de matière et aussi de chaleur encore beaucoup plus cruciaux et délicats.

I.3.3.1. Phase homogène gazeuse

Ces réactions sont toujours réalisées dans des réacteurs tube (un ou plusieurs) fonctionnant en continu. Le diamètre du tube est de l'ordre du cm (ou dm) et sa longueur varie d'un mètre à plusieurs dizaines de mètres. Le débit est assez élevé pour que l'écoulement soit turbulent (donc bien mélangé localement), la température et la pression sont généralement élevées.

I.3.3.2. Phase homogène liquide

Ces réactions sont réalisées dans un réacteur cuve en opération discontinue ou continue. Le volume du réacteur peut varier de quelques litres à quelques dizaines de milliers de litres. Il est aussi possible d'utiliser des réacteurs tube pour des raisons pratiques de mise en œuvre. En tout cas, si la réaction est très rapide et exothermique et que le liquide est plutôt visqueux, le réacteur cuve doit plutôt s'imposer car une bonne agitation à l'intérieur peut assurer un bon transfert de chaleur. Un exemple industriel est donné par la polymérisation du styrène (polymérisation en masse).

I.3.3.3. Phases hétérogènes gaz-solide

Ces réactions impliquent un ou plusieurs solides comme catalyseurs ou comme réactifs, avec un ou plusieurs gaz. L'opération sur le gaz sera nécessairement continue et dans des réacteurs tube, tandis que pour la phase solide, elle pourra être continue ou discontinue. Ces types de réactions sont présentes dans 80% des cas de la chimie industrielle.

Il faut cependant distinguer trois types de couplage réacteur-réaction :

- le réacteur est tubulaire à lit solide fixe, dans ce cas, le solide joue surtout le rôle de catalyseur (lit de grains solides de quelques mm, parfois des toiles métalliques). Une caractéristique de cet appareil est la faible conductibilité thermique du lit granulaire, ce qui peut être gênant dans le cas des réactions exothermiques. Par contre, si le solide est lui-même un réactif, on utilisera moins ce genre de réacteur à cause justement de la manipulation du solide (à fixer dans des petits tubes). Des exemples industriels sont donnés par les synthèses de l'ammoniac, du méthanol, de l'oxyde d'éthylène.
- Le réacteur est à lit solide fluidisé, le solide, composé de granules de quelques microns, est mis en suspension (en état fluidisé) par le gaz ascendant. Le tube peut avoir une hauteur de plusieurs mètres. Par son état de fluidisation, le solide se comporte comme un pseudo liquide,

ce qui lui confère de meilleures propriétés de transfert thermique que s'il était fixe, plus la possibilité de traiter le solide en continu.

- Le réacteur est à lit mouvant, le solide, sous forme de lit granulaire, se déplace vers le bas par gravité. Ce type de réacteur est parmi les réacteurs les plus difficiles à maîtriser et à étudier. Un exemple industriel est donné par le haut-fourneau de métallurgie.

I.3.3.4. Phases hétérogènes gaz-liquide

Ces réactions se déroulent dans des réacteurs tube ou cuve. Le gaz (en opération continue) sera dispersé sous forme de bulles dans la phase liquide ou bien au contraire, le liquide sera dispersé dans la phase gazeuse.

Un exemple industriel est la chloration du benzène dans un réacteur tubulaire à bulles ou encore l'enlèvement du CO₂ d'un gaz par une solution basique dans une tour d'absorption à garnissage.

I.3.3.5. Phases hétérogènes liquide-liquide

Ces réactions peuvent se réaliser dans des réacteurs tube ou cuve, en opération continue ou discontinue par rapport à chacune des deux phases. Un exemple industriel est la nitration du toluène par les acides nitrique et sulfurique dans un réacteur continu à cuve.

I.3.3.6. Phases hétérogènes liquide-solide

Ces réactions peuvent se réaliser dans des réacteurs tube ou cuve, en opération continue ou discontinue par rapport à chacune des deux phases. Un exemple industriel est donné par les nombreuses réactions de la métallurgie (fabrication de l'aluminium par traitement de bauxite par la soude caustique).

I.3.3.7. Phases hétérogènes gaz-liquide-solide

Quoique plus complexes au point de vue des divers transferts, ces réactions sont assez répandues dans l'industrie. Le solide en lit fixe granulaire sert pratiquement toujours de catalyseur. Le gaz et le liquide circulent généralement à contre-courant.

I.3.3.8 Circulation des phases

De la même façon que pour les appareils de séparation, on a le choix entre divers modes de circulation des phases : à contre-courant, à courants parallèles ou à courants croisés.

Le rôle primordial joué par la transformation chimique fait que l'arrangement à contre-courant n'est pas forcément optimum, comme dans le cas d'un processus purement physique. C'est pour cette raison aussi que la rétention des phases, en particulier celle de la phase réactionnelle, se révèle être un paramètre important lors de l'étude d'un réacteur polyphasique. Il faut enfin remarquer que pour les systèmes polyphasiques, le type d'écoulement associé à chacune des phases n'est pas forcément le même pour toutes. On peut ainsi imaginer un système gaz-liquide pour lequel la phase liquide serait parfaitement agitée alors que la phase gazeuse aurait un écoulement du type tubulaire (cas d'un fermenteur par exemple).

Remarque :

- Dans les milieux hétérogènes, comme il est possible de s'en rendre compte, les transferts de matières et de chaleur au niveau moléculaire devront être suffisamment accélérés (agitation, débit suffisant, granulométrie appropriée), afin qu'ils ne ralentissent pas la réaction chimique elle-même. Le choix entre un réacteur cuve (récipient) et un réacteur piston (long tube) dépend de plusieurs critères.

Le type de phase à traiter est un premier critère, les tubes conviennent mieux pour les gaz que les cuves (les transferts de chaleur par un gaz ne sont guère favorisés), tandis que les cuves conviennent mieux aux liquides (les pertes de charge risquent d'être plus élevées dans un tube parcouru par un liquide).

-Pour les réactions en phase hétérogène, le choix dépendra des phases en présence et surtout de la phase qui va assurer essentiellement le transfert de chaleur. Cela va aussi dépendre de l'exothermicité ou de l'endothermicité de la réaction. Les transferts de chaleur sont inévitablement déterminants dans le choix du type de réacteur. S'il faut évacuer ou amener de la chaleur rapidement, il faut un réacteur où le rapport surface sur volume soit assez grand comme dans le cas du tube de petit diamètre.

-Si on reconnaît que le réacteur chimique est d'abord conçu en fonction de la transformation de matière, il ne faut tout de même pas perdre de vue l'aspect thermique, ce qui veut dire que le réacteur doit aussi être adapté à la capacité de transférer la chaleur efficacement en vue d'assurer sa stabilité.

I.4. FACTEURS GOUVERNANT LE FONCTIONNEMENT D'UN REACTEUR CHIMIQUE

La figure(I.1) indique, sous forme d'un schéma systémique, les principaux facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique. Ce sont d'abord les données physico-chimiques sur la nature des transformations mises en jeu : vitesse des réactions thermicité, présence d'équilibres, influence de la pression de la température, de l'état de dilution sur ces paramètres. Ce sont ensuite les données hydrodynamiques sur l'écoulement des phases et leur mode de mélange et de mise au contact.

L'hydrodynamique est à son tour étroitement liée aux phénomènes de transfert de chaleur, de matière et de quantité de mouvement qui accompagnent les réactions. Les données de transfert à l'intérieur d'une phase, entre phases ou entre les mélanges réactionnel et la paroi du réacteur, relevant de la cinétique physique, jouent un rôle aussi important que les vitesses de transformations proprement dites, qui sont du domaine de la cinétique chimique ou biologique.

Tous les facteurs que nous venons d'énumérer concourent à relier l'ensemble des paramètres opératoires (nature des espèces chimiques entrant dans le réacteur, pression, température, concentrations, débits et temps de séjour des phases) à l'ensemble des résultats de l'opération (taux de conversion des réactifs, nature et distribution des produits, rendements matériels et énergétiques). Suivant le point de vue auquel on se place, ces relations sont utilisées dans des sens différents. Le chercheur qui étudie une transformation s'efforce de maîtriser les conditions opératoires, la structure du réacteur et l'hydrodynamique. Dans tous les cas il est nécessaire de connaître les relations qui existent entre tous les facteurs gouvernant le fonctionnement du réacteur (figure I.6).

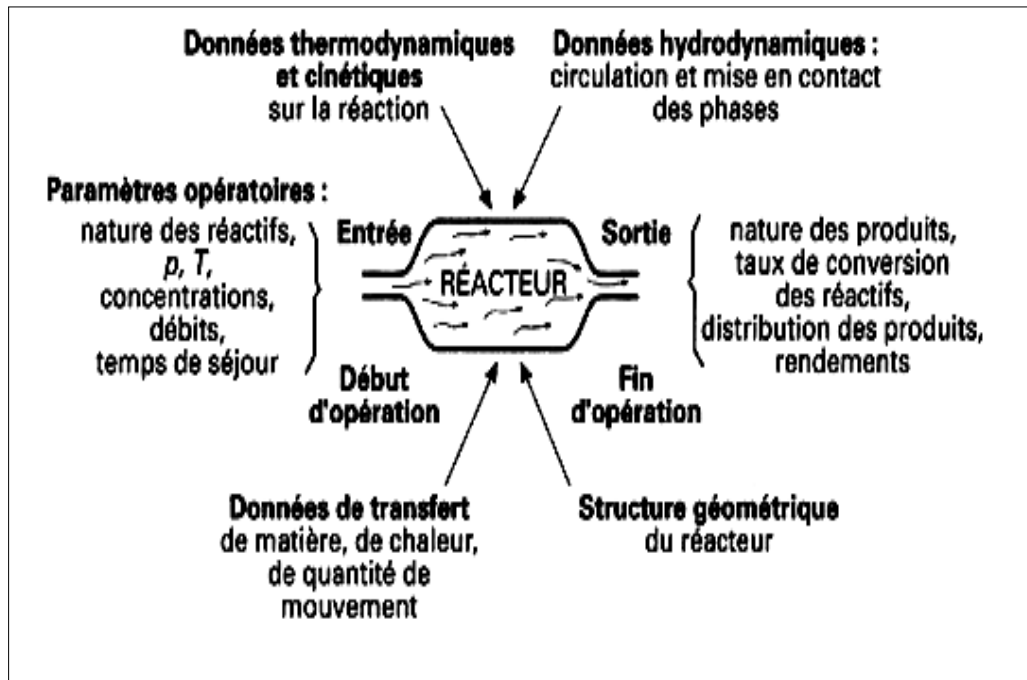


FIG. I.6. Facteurs gouvernant le fonctionnement d'un réacteur chimique.

I.5. LES CRITERE DE CHOIX D'UN REACTEUR

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

- ✓ le taux de conversion d'un réactif donné.
- ✓ le rendement en produit cherché.
- ✓ la minimisation de la formation d'une impureté très difficile à séparer (pour la sécurité, l'environnement, etc.).
- ✓ la minimisation du volume global, autrement dit la maximisation de la capacité de production.
- ✓ la sécurité du fonctionnement.
- ✓ la qualité de produit obtenu. [2]

II.1.INTRODUCTION

Construits en général sur les mêmes modèles que les réacteurs chimiques, ce sont des cuves ou enceintes en verre (pour les modèles de laboratoire) ou en acier inoxydable. Ils sont pourvus pour réaliser des réactions enzymatiques (réacteurs enzymatiques) ou des réactions à cellules (fermenteurs ou cytotculteurs). Les réacteurs biologiques sont aussi appelés bioréacteurs. Le bioréacteur permet de contrôler les conditions de culture (température, pH, biomasse, aération, etc.), et de par ce fait, il permet de récolter des informations de plus grande fiabilité. Les bioréacteurs industriels permettent la fabrication de nombreux produits : yaourts, vaccins, antibiotiques, anticorps, vitamines, acides organiques ...

Un fermenteur est construit en général sur le modèle d'un bioréacteur muni en plus d'un système d'aération. Cependant, le terme de fermenteur qui est parfois utilisé sans aucune distinction par rapport à celui de bioréacteur, permet de différencier le type de culture (bactérie, levure pour fermenteur et cellules animales pour bioréacteur).

II.2-REACTION ENZYMATIQUES

La plupart des réactions biologiques sont catalysés par des substances particulières appelées « enzymes ». Ce sont des catalyseurs biologiques appartenant à la classe des protéines qui sont des polymères polypeptidiques. Ces macromolécules résultent de la polycondensation d'acide-aminés du type : $\text{NH}_2\text{-CHR-COOH}$. Dans les réactions enzymatiques le réactif s'appelle : substrat (S) [3].

II.2.2.Réaction homogène et hétérogène

II.2.2.1. Cinétique enzymatique homogène

L'activité catalytique d'une enzyme dépend du pH (pH optimal). Cette activité augmente avec la température, mais au-dessus d'une température limite, la structure de la protéine est dénaturée et l'activité catalytique diminue. Une solution enzymatique possède un nombre fixe de sites catalytiques actifs auxquels le substrat peut se lier aussi, à partir d'une certaine concentration en substrat, tous les sites sont occupés et la vitesse de réaction devient indépendante de la concentration en substrat [3].

II.2.2.2. Cinétique enzymatique hétérogène

Pour séparer facilement les enzymes des milieux liquides après réaction, on peut les fixer soit à la surface de particules non poreuses, soit à l'intérieur de particules poreuses. On dit que les enzymes sont immobilisées. L'immobilisation les rend plus stables grâce à la présence d'un micro-environnement favorable (température, pH...) et leurs liaisons avec le support. Les méthodes d'immobilisation enzymatique classiques sont décrites selon le mécanisme de fixation de l'enzyme au support. On distingue 3 principales méthodes d'immobilisation :

- l'immobilisation par adsorption
- l'immobilisation par liaison covalente
- l'immobilisation par inclusion

II.2.3. Réacteurs enzymatiques

Les réactions enzymatiques sont conduites généralement dans des réacteurs dont le choix du design et de la configuration est fait en considérant plusieurs paramètres tels que le type de la réaction mise en œuvre, la nature de la molécule d'intérêt, la quantité à produire, la forme de l'enzyme utilisée (libre ou immobilisée) et son coût. Ainsi, il existe des réacteurs industriels pour la catalyse homogène (enzymes libres) quand le coût du catalyseur est suffisamment faible pour permettre son utilisation unique et pour la catalyse hétérogène (enzymes immobilisées) qui permet la récupération et la réutilisation du catalyseur quand celui-ci est au contraire coûteux [3].

II.2.3.1. Réacteurs discontinus

Dans les bioprocédés, les réactions sont généralement conduites dans des réacteurs fermés où le catalyseur (sous forme libre ou immobilisée) est mis en contact avec les substrats dans une cuve fermée agitée pendant un temps donné durant lequel le pH et la température sont contrôlés. La récupération des produits qui suit chaque cycle de biotransformation se fait, généralement, par filtration, par centrifugation ou par précipitation. Malgré sa simplicité, ce type de réacteur comporte plusieurs inconvénients inhérents aux réacteurs fermés tels que la variabilité de la qualité des produits, le coût de main d'œuvre lié à la fréquence des démarrages et des arrêts, l'utilisation de grands volumes, la perte des enzymes souvent actives en fin de cycle (pour les enzymes solubles) et la nécessité d'une étape supplémentaire de séparation des enzymes du milieu réactionnel.

II.2.3.2. Réacteurs continus

Il existe, plusieurs types de réacteurs enzymatiques qui fonctionnent en continu.

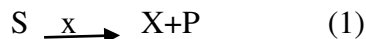
Parmi les différents réacteurs enzymatiques continus on distingue :

- les réacteurs continus parfaitement agité ;
- les réacteurs à lit fixe ;
- les réacteurs à lit fluidisé ;
- les réacteurs membranaires (REM).

II.3. LES REACTEURS MICROBIENS

II.3.1. Notations et définitions

Une bioconversion microbienne peut être étudiée en premier abord selon un schéma réactionnel simplifié où l'on considère la transformation d'un substrat principal (souvent limitant) en biomasse (les cellules) et en un produit autre que les cellules), selon le schéma suivant :



Où S, X et P désignent, respectivement, les concentrations massiques en substrat, en cellules sèches, appelées aussi biomasse, et en produit. Les vitesses de réaction, associées à ces trois constituants, sont généralement exprimées en $g L^{-1}.h^{-1}$ Elles sont notées

r_s : la vitesse de consommation du substrat S ;

r_x : la vitesse de formation de la biomasse, appelée aussi vitesse de croissance ;

r_p ; la vitesse de formation du produit P.

Lorsque ces vitesses sont rapportées à la concentration du catalyseur, ici la biomasse, on obtient des vitesses spécifiques. Cette notion est très importante car elle permet de prendre en compte la formation du catalyseur lui-même. On notera dans ce chapitre :

$-\mu = r_x/X$, la vitesse spécifique de croissance, en g de biomasse formée/g de biomasse présente/h soit en h^{-1} , dite aussi taux de croissance ;

$-q_s = r_s/X$, la vitesse spécifique d'utilisation du substrat S, en g de substrat utilisé/g de biomasse présente/h ;

$-q_p = r_p /X$ la vitesse spécifique de formation du produit P, en g de produit formé/g de biomasse présente/h.

Les informations stœchiométriques peuvent être avantageusement substituées par les rendements de conversion. Chaque rendement associe deux constituants du système. Plusieurs combinaisons sont possibles et peuvent être déduites les unes des autres :

$Y_{X/S} = r_X / r_S = \mu / q_S$: rendement de conversion du substrat en g de biomasse X /g de substrat S utilisé ;

$-Y_{P/S} = r_P / r_S = q_P / q_S$ rendement de conversion du substrat S en produit P, en g de produit P formé/g de substrat S utilisé ;

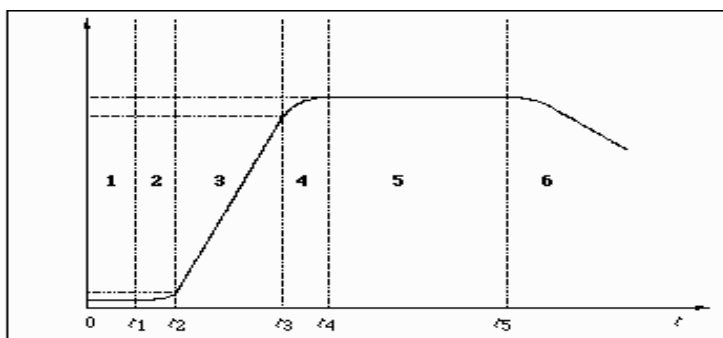
$Y_{P/X} = r_P / r_X = q_P / \mu$ taux de formation du produit formé P par rapport à la biomasse X, en g de produit P formé /g de biomasse X consommée. Ce taux s'obtient aussi comme suit :

$$Y_{P/X} = Y_{P/S} / Y_{X/S}.$$

Ces rendements sont par définition instantanés, puisqu'ils se calculent directement à partir des vitesses de réactions. Néanmoins, dans certaines conditions opératoires, ils peuvent être constants. Cela présente un intérêt évident qui consiste à relier les vitesses deux à deux par des constantes de proportionnalité qui ne sont autres que les rendements eux-mêmes [4].

II.3.2. Cinétique de croissance microbienne

Lorsqu'un milieu de culture approprié, préalablement stérilisé, estensemencé d'une quantité initiale de cellules actives, celles-ci s'y multiplient et leur concentration évolue avec le temps. En l'absence d'un quelconque apport ou soutirage, il s'agit donc d'un système continu. La concentration initiale en biomasse dans le volume réactionnel est notée X_0 . La figure II.1 décrit, dans le cas général, l'évolution de la concentration en biomasse dans un bioréacteur continu. La concentration X est celle de la biomasse à un instant donné, souvent exprimée en gramme de biomasse sèche par litre de volume réactionnel.



- 1. la phase de latence.
- 2. la phase d'accélération.
- 3. la phase exponentielle.
- 4. la phase de décélération.
- 5. la phase stationnaire.
- 6. la phase de décroissance.

FIG.II.1: courbe de la croissance d'un micro-organisme dans un bioréacteur continu.

La figure. II.1 montre qu'une culture microbienne peut être subdivisée en six phases. La première correspond à une période de latence où les cellules s'acclimatent au milieu de culture dans lequel elles ont été transférées. Cette phase peut être réduite en propageant les cellules dans des précultures successives et de compositions voisines de celle du milieu final. Une fois adaptées à leur nouvel environnement, les cellules commencent à se multiplier pendant la courte phase 2 pour atteindre une croissance exponentielle maintenue durant la phase 3.

Pendant ce temps, la biomasse consomme les nutriments. Le milieu de culture s'appauvrit, au fur et à mesure que la réaction avance, Les cellules ralentissent alors leur croissance jusqu'à l'arrêt total (phases 4 et 5). Dans certains cas, après une phase stationnaire plus ou moins longue, les cellules subissent une lyse spontanée c'est la phase de déclin « 6 » (fig. II.1).

L'essentiel de la croissance s'effectue entre les instants t_1 et t_2 correspondant aux concentrations en biomasse X_1 et X_2 . Cette phase « 3 » présente un tracé logarithmique linéaire. Les concentrations peuvent ainsi être reliées au temps suivant l'équation d'une droite :

$$\frac{\ln X_2 - \ln X_1}{t_2 - t_1} = a \quad (2)$$

Où a est la pente du tracé $\ln(X)$ évaluée sur la phase « 3 ». Plus généralement, l'équation (2) est présentée sous sa forme exponentielle :

$$X = X_1 \exp [a(t - t_1)] \quad (3) \text{ avec } t_1 \leq t \leq t_2$$

Cette écriture montre bien une évolution exponentielle de la biomasse. On parle alors de la phase de croissance exponentielle. En outre, pendant cette phase « 3 » les vitesses spécifiques de croissance μ sont constantes. Ces vitesses spécifiques se calculent en rapportant les vitesses instantanées r_x aux concentrations en biomasse correspondantes. Le bilan sur la biomasse appliqué au bioréacteur discontinu fournit

$$\frac{dX}{dt} = r_x \quad (4)$$

En divisant de part et d'autre l'équation (4) par la concentration X , on obtient :

$$\frac{1}{X} \frac{dX}{dt} = \frac{r_x}{X} = \mu \text{ ou encore } \frac{d(\ln X)}{dt} = \mu \quad (5)$$

Si μ est constante, l'intégration de l'équation (5) entre t_1 et t avec $X(t_1) = X_1$ donne

$$X = X_1 \exp [\mu(t - t_1)] \text{ avec } t_1 \leq t \leq t_2 \quad (6)$$

Ce résultat est parfaitement identique à celui de l'équation (3) et montre que la pente « a » du tracé logarithmique n'est autre que la vitesse spécifique de croissance, μ .

Plus généralement, au cours d'une culture discontinue la vitesse spécifique de croissance n'est pas constante. Cependant, les conditions de culture sont favorables, μ s'établit assez rapidement à une valeur élevée pendant une longue période qui représente la phase principale de la culture.

La vitesse spécifique de croissance est un paramètre cinétique important. Elle dépend du micro-organisme (de son patrimoine génétique) et des conditions de culture (température, pH, abondance des nutriments, inhibiteurs...). Les vitesses spécifiques maximales de croissance, notées μ_{\max} , sont autour de 2 h^{-1} chez les bactéries, de $0,6 \text{ h}^{-1}$ chez les levures, de $0,3 \text{ h}^{-1}$ chez les champignons et supérieures à 1 jour^{-1} pour les cellules animales. En culture, les micro-organismes se développent souvent à des vitesses inférieures à μ_{\max} . La relation fondamentale qui décrit la cinétique de croissance d'un micro-organisme est :

$$\mu = \frac{r_x}{X} \text{ ou plus couramment } r_x = \mu \cdot X \quad (7)$$

Lorsque la température et le pH sont constants, la vitesse spécifique observée dépend de la concentration du nutriment limitant (souvent le substrat carboné). L'accumulation de produits inhibiteurs ou un manque d'oxygène chez les micro-organismes aérobies peuvent provoquer un ralentissement, voire l'arrêt de la croissance [4].

II.3.2.1. Influence des substrats

La vitesse spécifique de croissance est modulée par la concentration des substrats. Elle augmente avec leurs concentrations jusqu'à μ_{\max} , la fonction $\mu(S)$ est (figure. II.2).

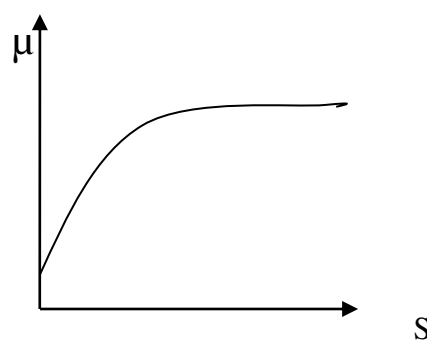


FIG.II.2: Evolution de la vitesse spécifique de croissance μ en fonction de la concentration S en substrat.

Loi de Monod

En 1949, Monod propose une loi décrivant l'évolution de μ en fonction de la concentration d'un substrat limitant S (équation 8). Elle est similaire à celle de Michaelis pour les enzymes :

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} \quad (8)$$

La loi de Monod est la plus utilisée car elle a l'avantage de représenter la croissance microbienne par un nombre limité de paramètres μ_{\max} et K_S . Ces derniers peuvent être facilement déterminés en utilisant des méthodes de linéarisations. Dans certains cas, la loi de Monod peut être généralisée à plusieurs substrats (équation 9). L'effet de chaque substrat est représenté par un module ou groupement de saturation caractérisé par une constante de saturation K_S qui lui est propre :

$$\mu = \mu_{\max} \left(\frac{S_1}{K_{S1} + S_1} \right) \left(\frac{S_2}{K_{S2} + S_2} \right) \dots \left(\frac{S_n}{K_{Sn} + S_n} \right) \quad (9)$$

D'autres lois de croissance décrivent des limitations de la croissance par des fonctions de saturation, mais n'ont pas de fondements biologiques semblable la loi de Monod. On peut citer :

- la loi de Teisser $\mu = \mu_{\max} [1 - \exp (-S/K_S)] ;$
- loi de Contois $\mu = \mu_{\max} \frac{S}{XK_S + S}$

(où X est la concentration en biomasse)

II.3.2.2. Facteurs inhibant la croissance cellulaire

Il est relativement courant chez les micro-organismes que leur croissance se trouve ralentie, voire arrêtée, par la présence de facteurs (molécules inhibitrices) dans le milieu de culture. Généralement, si la formulation du milieu est optimisée celui-ci doit être exempt d'inhibiteurs. Toutefois, certains substrats cibles de la bioconversion peuvent avoir un effet inhibiteur sur la croissance ou même sur leur propre transformation. En outre, certains produits métabolites, en s'accumulant dans le milieu de culture, peuvent atteindre des concentrations inhibitrices [4].

- **Inhibition par le substrat**

Lorsqu'un substrat intervient directement dans la formation de la biomasse et présente un effet inhibiteur, la vitesse spécifique de croissance peut être représentée par la loi suivante :

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_S + S + S^2/K_I} \quad (10)$$

Où K_I désigne une constante d'inhibition de dimension homogène à la concentration S .

- **Décès cellulaire par excès de substrat**

Certains substrats, nécessaires à la bioconversion envisagée, peuvent être toxiques et provoquer un décès cellulaire. Dans ce cas, la vitesse de croissance observable n'est qu'apparente car elle englobe le processus de croissance net et celui du décès cellulaire. La vitesse r_x peut être présentée sous la forme :

$$r_x = \mu X - k_d X \quad (11)$$

Où le premier terme représente la croissance effective, le second correspond à une cinétique de décès cellulaire de premier ordre par rapport à la concentration de biomasse. K_d est une constante de décès qui selon certains auteurs peut être approchée par une expression du type :

$$k_d = K_d^{\max} \left(1 - \frac{S}{K' + S}\right) \quad (12)$$

Cette expression de k_d peut être aussi employée pour décrire des décès cellulaires provoqués par d'autres molécules tels que des produits de conversion. Les concentrations S sont alors remplacées par celles du composé responsable de l'effet.

- **Inhibition par des produits de réactions**

Plusieurs lois ont été proposées pour décrire des effets d'inhibition sur la croissance cellulaire. L'expression de la vitesse spécifique de croissance est généralement le produit de deux ou plusieurs groupement ou module saturable de type Monod associé au substrat en plus de plusieurs autres modules qui décrivent les effets d'inhibition par les produits formés. Les expressions les plus courantes sont de la forme suivante :

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_S + S} \left(\frac{1}{1 + \left(\frac{P}{K_I}\right)^n} \right)^m \quad (13)$$

où n et m sont le plus souvent proches de l'unité et K_I est une constante d'inhibition

II.3.2.3. Influence de la température et du pH sur la croissance

Les cellules microbiennes sont capables de proliférer grâce à leur matériel enzymatique, leur structure et leur sélectivité membranaire.. Le bon fonctionnement de l'ensemble dépend de celui de chacun des constituants cellulaires. La défaillance ou le mauvais fonctionnement d'un constituant peut être fatal pour la cellule. Par la sélection naturelle, les micro-organismes

se sont adaptés à des milieux très variés en adaptant leurs métabolismes à des conditions parfois extrêmes. Cependant, la croissance maximale ne s'obtient que sur une plage restreinte de température et de pH. Des variations plus ou moins importantes de ces paramètres au cours d'une culture peuvent avoir des conséquences néfastes sur la productivité du procédé mettant en oeuvre le micro-organisme.

Les micro-organismes sont classés selon leur température de croissance optimale en :

- ✓ Psychrophiles, organismes dont la température de croissance optimale se situe vers 15 °C.
- ✓ Mésophiles, pour des températures optimales voisines de 30-40 °C.
- ✓ Thermophiles, organismes dont la température optimale est de l'ordre de 50-60 °C.

De même, chaque espèce microbienne a son propre pH optimal. Selon les familles de micro-organismes, les bactéries vont avoir des pH optimaux compris entre 4 et 8 unités, les levures entre 3 et 6, et les champignons de 1 à 9. La bonne conduite d'une culture microbienne exige un contrôle rigoureux de la température car celle-ci a tendance à évoluer rapidement au cours du processus de fermentation [4].

II.3.3. Cinétique d'utilisation d'un substrat

Un substrat peut être converti de plusieurs façons en fonction du micro-organisme ou des conditions de sa mise en oeuvre. La vitesse r_s d'utilisation du substrat peut alors avoir une expression complexe. Elle combine en une somme de termes les bilans des voies métaboliques parallèles conduisant à des produits distincts. La formulation d'une loi d'utilisation d'un substrat doit reposer sur des faits expérimentaux [4].

II.3.3.1. Conversion à rendement constant du substrat en biomasse

Cette hypothèse suppose que la quantité de biomasse formée est toujours proportionnelle à la quantité totale de substrat qui disparaît. Cela revient à supposer que le rendement $Y_{x/s}$ soit constant. r_s est alors proportionnelle à r_x :

$$r_x = \frac{r_s}{Y_{x/s}} \quad (14)$$

Dans ce cas de figure, l'équation (14) indique clairement que la loi cinétique de disparition du substrat S est identique à celle de la croissance pondérée par $1/Y_x$. La vitesse spécifique d'utilisation du substrat q_s , s'obtient en divisant de part et d'autre celle égale par la concentration en biomasse :

$$q_s = \frac{r_s}{X} = \frac{\mu}{Y_{x/s}} \quad (15)$$

Par exemple, si la croissance suit la loi de Monod décrite par (8), on en déduit l'expression de la vitesse volumique d'utilisation du substrat r_s :

$$r_s = \frac{\mu_{max} S}{K_S + S} X \frac{1}{Y_{x/s}} \quad (16)$$

et l'expression de la vitesse spécifique d'utilisation du substrat, q_s :

$$q_s = \frac{r_s}{X} = \frac{\mu_{max}}{Y_{x/s}} \frac{S}{K_S + S} \quad (17)$$

II.3.3.2. Conversion a rendement $Y_{x/s}$ constant avec un terme de maintenance

Les processus biochimiques au sein des cellules se résument rarement à des rendements à conversion constants. L'une des caractéristiques majeures de ces systèmes vivants est leur capacité à se maintenir en vie sans qu'il y ait nécessairement de croissance, c'est le phénomène de maintenance. En effet, les cellules convertissent une fraction des sources de carbone absorbées en énergie (ATP) qu'elles dévouent à la conservation de leur viabilité. Schématiquement, les cellules luttent pour leur survie lorsque les conditions deviennent défavorables à leur croissance, elles dépensent alors davantage d'énergie de maintenance. Cette maintenance est indépendante du processus de croissance en tant que tel, mais son ampleur est proportionnelle au nombre de cellules en vie, donc proportionnelle à la concentration en biomasse vivante [4].

II.3.4. Cinétiques de formation des produits

La formation des produits microbiens résulte de processus enzymatiques successifs et complexes. En outre, un même produit peut être obtenu suivant des voies métaboliques différentes d'un micro-organisme à un autre. La formulation d'une loi cinétique globale doit être cohérente avec les données expérimentales et en accord avec le rôle du produit dans le métabolisme du micro-organisme. Bien que les métabolismes soient très divers, les cinétiques de formation de leurs produits peuvent néanmoins être regroupées en trois catégories :

- ✓ produit associé à la croissance ;
- ✓ produit non associé à la croissance ;
- ✓ produit à cinétique de formation mixte (se dit aussi produit mixte).

Les produits non associés à la croissance dérivent généralement du métabolisme secondaire. Ces molécules, telles que les antibiotiques, ne sont pas nécessaires à la formation de la biomasse. Elles apparaissent souvent à l'arrêt de la croissance cellulaire. Leur production industrielle se déroule en deux phases. La première consiste à obtenir le maximum de biomasse en favorisant la croissance dans la deuxième phase, on ajuste les conditions opératoires et la composition du milieu de culture afin d'apporter les précurseurs du métabolite recherché et assurer la maintenance cellulaire pour conserver une bonne activité métabolique [4].

II.3.5. Calcul des réacteurs microbiens

Le calcul des réacteurs microbiens est un outil :

- ✓ de suivi et d'évaluation d'une opération de production en cours, il aide à la prise de décisions relatives au déroulement de la fermentation et s'appuie sur les lois de conservation de la matière (combinant éléments et molécules chimiques) ;
- ✓ de dimensionnement des équipements et d'optimisation des opérations, de ce point de vue il s'agit de prédire les performances d'un mode de culture ou d'anticiper l'évolution d'une opération en cours en agissant sur des paramètres opératoires tels que le pH, la température, les concentrations l'agitation... La qualité de la prédiction dépend de la justesse des lois cinétiques et des modèles hydrodynamiques retenus.

Les résultats exposés ci-après ont été établis pour des bioréacteurs à biomasse libre suivant le schéma réactionnel global de l'équation (1), La masse volumique du milieu réactionnel est supposée constante. L'ensemble des cas étudiés n'est pas exhaustif mais traite des situations les plus fréquentes en combinant lois cinétiques et modes de fonctionnement de réacteurs [4].

II.3.5.1. Fermenteur discontinu parfaitement agité

Également appelé fermenteur batch, ce mode de conduite est le plus répandu en industrie, car il ne nécessite pas beaucoup d'interventions. Le système de fermentation est généralement muni de régulations du pH et de la température. Au besoin, il peut recevoir un équipement d'aération. L'ensemble doit être stérilisable et capable de maintenir cette propriété tout au long de la production. La culture débute par l'inoculation du milieu en introduisant dans le réacteur une quantité de biomasse préalablement acclimatée. A l'instant initial, les concentrations sont X_0 pour la biomasse, S_0 pour le substrat et P_0 pour le produit.

II.3.5.2. Fermenteur continu parfaitement agité

En pratique, la phase de fermentation continue est précédée d'une culture discontinue qui a lieu dans le même réacteur afin que les cellules s'adaptent aux conditions de culture et amorcent une croissance exponentielle. Lorsque la concentration en biomasse atteint un niveau suffisant, l'alimentation par une solution nutritive et le soutirage du milieu réactionnel sont démarrés simultanément au même débit, pour assurer la constance du volume réactionnel.

Le système se stabilise après une phase transitoire qui dure 5 à 10 fois le temps de passage T ($T=V/Q$). Le réacteur est dit en régime permanent (ou à l'état stationnaire) lorsque la concentration de chaque constituant, à la sortie du système devient constante. Dans le cas des cuves parfaitement agitées, ces concentrations sont identiques à celles qui règnent dans le fermenteur.

Dans ce qui suivra, les calculs seront développés en supposant que l'état stationnaire est atteint. On supposera également que la solution d'alimentation est exempte de biomasse ou de produit. Le fermenteur continu parfaitement agité est représenté schématiquement dans la figure. II. 3 où S_0 désigne la concentration en substrat dans la solution d'alimentation S , X et P , respectivement, les concentrations en substrat, en biomasse et en produit au sein du réacteur et au soutirage. Q est le débit volumique d'alimentation et de soutirage. V est le volume réactionnel suppose constant.

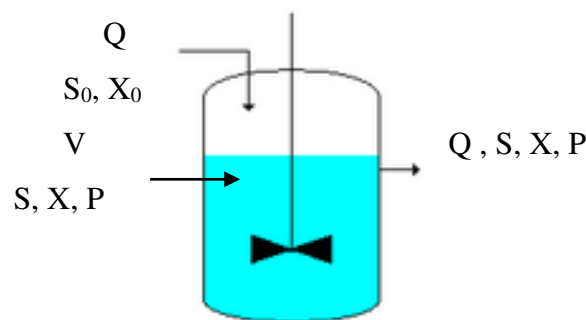


FIG.II.3: Représentation schématique d'un bioréacteur microbien continu parfaitement agité à l'état stationnaire.

La spécificité d'un réacteur continu en régime permanent est l'absence de variations internes à volume constant, les concentrations des différents constituants sont également constantes dans le temps. En outre, comme le réacteur est parfaitement agité, les équations de conservation de la matière prennent des formes algébriques simples [4].

• **Bilan sur la biomasse**

$$QX_0 + r_x V = QX$$

flux d'entrée flux de production flux soutirée

Soit $D = \frac{Q}{V} = \frac{r_x}{X - X_0}$ (18)

D est appelé vitesse (ou taux de dilution, qui n'est autre que l'inverse du temps de passage. En l'absence de biomasse dans l'alimentation, $X_0=0$, l'expression (18) conduit à :

$$D = \frac{Q}{V} = \frac{r_x}{X} = \mu \quad (19)$$

Cette relation (19) est caractéristique des chemostats (les bioréacteurs continus parfaitement agités). Elle montre que si l'on fixe le rapport $D=Q/V$, le micro organisme ajuste sa croissance pour atteindre en régime permanent une vitesse spécifique de croissance égale à D. En d'autres termes, le fait d'imposer la vitesse de dilution revient à fixer la vitesse spécifique de croissance du micro-organisme indépendamment de ses lois cinétiques.

• **Bilan sur le substrat**

$$QS_0 + r_s V = QS \iff D = \frac{Q}{V} = \frac{r_s}{S - S_0} \quad (20)$$

flux d'entrée flux de production flux soutiré

Cette équation (20) permet de calculer la vitesse volumique d'utilisation du substrat r_s

$$r_s = \frac{Q}{V} (S_0 - S) = D (S_0 - S) \quad (21)$$

La division de r_s par la concentration en biomasse dans le réacteur fournit la vitesse spécifique d'utilisation du substrat :

$$q_s = \frac{r_s}{X} = \frac{Q}{V} \frac{S_0 - S}{X} = D \frac{S_0 - S}{X} \quad (22)$$

La relation (22) montre que l'évaluation expérimentale de q_s nécessite la connaissance des concentrations X et S. celles-ci peuvent être accessibles par des méthodes de dosage appropriées.

• **Bilan sur le produit**

Comme la solution d'alimentation est généralement exempte du produit ($P_0 = 0$) l'équation de conservation du produit se résume à :

$$r_p V = QP \longleftrightarrow D = \frac{Q}{V} = \frac{r_p}{P} \quad (23)$$

flux de production flux soutiré

II.3.5.3. Fermenteur continu avec recyclage

Les performances d'un bioréacteur continu sont limitées par le phénomène de lessivage qui se manifeste à des vitesses de dilution toujours inférieures à μ_{\max} . La productivité peut être améliorée en maintenant une biomasse plus importante dans le réacteur. Cela est possible par immobilisation des cellules ou simplement par recyclage partiel de la biomasse soutirée.

Les réacteurs avec recyclage sont associés à des unités de séparation, par filtration, par décantation ou par centrifugation. La biomasse est concentrée puis renvoyée partiellement dans le réacteur [4].

II.3.6. Aération des fermenteurs

Au cours de leur croissance, les micro-organismes produisent du gaz carbonique en tant que molécule ultime du métabolisme des substances organiques. Par ailleurs, les organismes aérobies exigent, pour leur développement, l'oxygène comme récepteur terminal électrons. Les procédés de fermentation microbienne doivent prendre en considération ces aspects en favorisant à la fois l'apport en oxygène et la désorption du CO_2 . De ce point de vue, les échanges gazeux peuvent représenter des facteurs limitant la faisabilité ou la rentabilité globale d'un procédé. Chez les micro-organismes anaérobies, la désorption du CO_2 est facilitée par injection dans le milieu de culture d'un gaz inerte tel que l'azote. Alors que l'injection d'air comprimé assure aux cultures aérobies l'apport en oxygène et l'élimination du CO_2 formé. Généralement, les dispositifs d'aération combinent un système d'injection d'air par bullage et une agitation mécanique favorisant l'uniformité du milieu de culture. L'apport en oxygène dans les milieux aqueux se heurte à plusieurs difficultés, notamment :

- ✓ la faible solubilité de l'oxygène;
- ✓ des vitesses de transfert gaz-liquide lentes ;
- ✓ une tolérance limitée des micro-organismes aux cisaillements mécaniques.

En outre, il a été rapporté que des concentrations en oxygène dissous inférieures à une valeur critique affaiblissent le métabolisme énergétique et peuvent conduire à un décès cellulaire. Cependant, chez certains micro-organismes, le manque d'oxygène déclenche des voies métaboliques secondaires aboutissant à des molécules recherchées [4].

✚ Description du transfert de l'oxygène dans les fermenteurs

Le cheminement de l'oxygène de la phase gazeuse jusqu'à l'intérieur des cellules se fait en plusieurs étapes :

- ✓ l'oxygène traverse le film gazeux (1), se dissout à interface (2) puis diffuse dans le film liquide (3) ;
- ✓ à l'état dissous, l'oxygène migre alors du milieu vers les cellules (étape 4). Le contact milieu liquide cellule constitue une interface solide-liquide, donc une étape de transfert supplémentaire (étape 5) ;
- ✓ enfin, dans la cellule l'oxygène diffuse vers les sites réactionnels.

Dans la plupart des fermentations en milieu liquide aéré, le cheminement de l'oxygène (figure II.4) peut être décrit d'un point de vue quantitatif par les étapes 1, 2 et 3. Les étapes 4, 5 étant suffisamment rapides, leur résistance au transfert est souvent négligée devant celle des étapes 1, 2 et 3. En régime permanent s'établit l'égalité entre les flux spécifiques (mole par unité de temps et par unité d'aire de surface d'échange) dans les deux films gazeux et liquide. A l'interface, la concentration en oxygène dissous peut être supposée en équilibre avec sa pression partielle locale, car le changement de phase est très rapide [4].

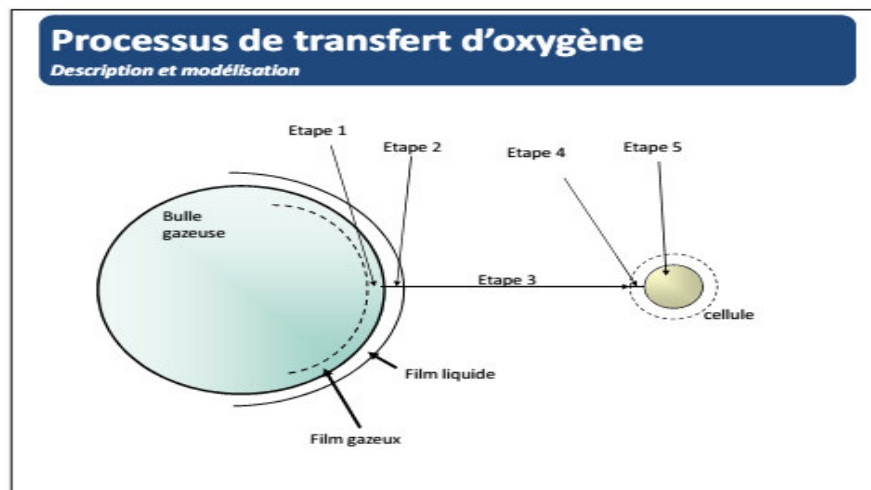


FIG.II.4 : Représentation schématique des étapes du transfert de l'oxygène d'une bulle gazeuse jusqu'au sein d'une cellule.

CHAPITRE II :

*GENERALITÉ SUR
LES BIOREACTEURS*

III.1.INTRODUCTION

Dans ce chapitre on va présenter les boucles de régulation avec ses principaux types (ouverte, fermée). On va également présenter le régulateur PID. Enfin, On terminera avec la présentation de quelques méthodes de réglage.

III.2.NOTION DE BASE SUR LE SYSTEME

Un système est de manière générale, est un ensemble de composants agencés de façon à produire un certain résultat, son état est affecté par plusieurs variables, qui sont les entrées du système. Le résultat de l'action des entrées sur le système constitue sa réponse, caractérisée par le comportement d'une ou de plusieurs variables de sortie (figure III.1) [5].



FIG.III.1.Schéma simple d'un système.

III.3. BOUCLE DE REGULATION

Une boucle de régulation est un dispositif constitué d'un ou de plusieurs capteurs mesurant une grandeur physique à contrôler, fournissant ainsi les données nécessaires au système de commande d'une machine ou d'un processus dont l'état est susceptible de modifier cette grandeur (figure III.2.).

La régulation d'un système a pour objet le maintien à valeur constante et prédéterminée d'un paramètre opératoire (grandeur réglée) en dépit de l'influence de paramètres incontrôlés (perturbation).on cherche à atteindre cet objectif par l'action des variations de la grandeur réglée sur un autre paramètre du système (paramètre de réglage) [6].

Généralement la boucle de régulation est constituée de :

- **Grandeur réglée** : est une grandeur physique que l'on désire contrôler ou c'est la variable à contrôler (pression, débit, température).

- **Consigne** : est une valeur que doit prendre la grandeur réglée.
- **Grandeur réglant** : est une grandeur physique qui a été choisie pour contrôler la grandeur réglée (la variable de commande).
- **Grandeurs perturbatrices** : ce sont des grandeurs physiques qui influencent la grandeur réglée (des entrées parasites).
- **L'organe de réglage** : est un élément qui agit sur la grandeur réglant, aussi c'est l'actionneur de la boucle de régulation (vanne, résistance, moteur).

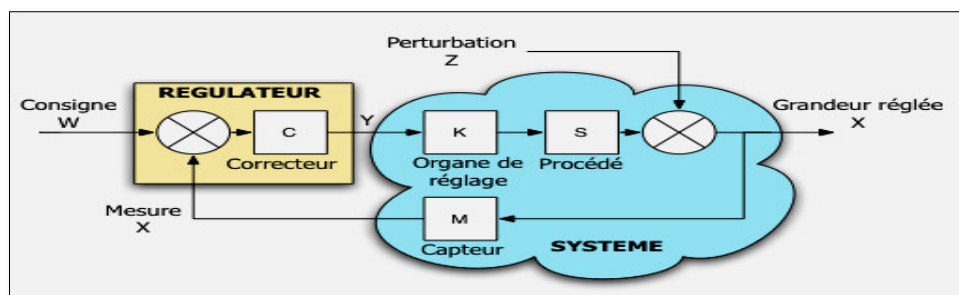


FIG.III.2.Schéma de principe d'une boucle de régulation.

III.4.LES TYPES DE FONCTIONNEMENT D'UNE BOUCLE DE CONTROLE

On peut distinguer deux types de fonctionnement d'une boucle de contrôle : la régulation et l'asservissement.

III.4.1.La Régulation

La consigne est maintenue constante (figure. III.3) et il se produit sur le procédé une modification (ou une variation) d'une des entrées perturbatrices.

L'aspect régulation est considéré comme le plus important dans le milieu industriel, car les valeurs des consignes sont souvent fixées, la performance sera définie par la vitesse d'atteinte de la consigne ainsi que de la valeur du dépassement de la mesure [7].

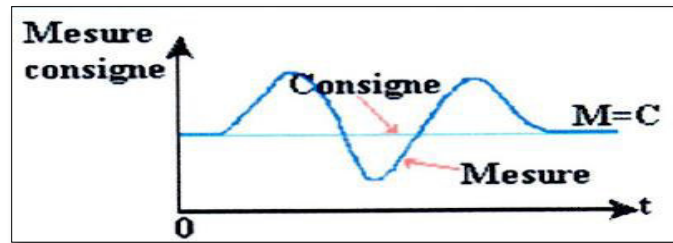


FIG.III.3.Réponse d'un système en mode régulation.

III.4.2.Asservissement

L'opérateur effectue un changement de la valeur de la consigne (Figure. III.4), ce qui correspond à une modification du point de fonctionnement du processus.

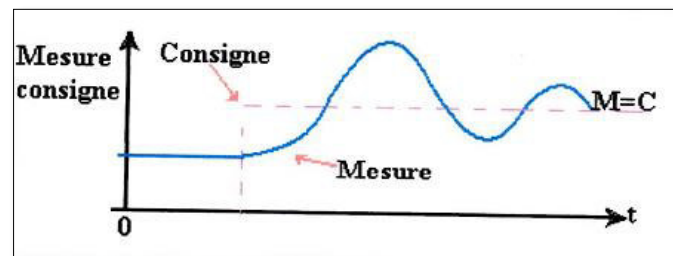


FIG.III.4.Réponse d'un système en mode asservissement.

Si le comportement en asservissement est correct, on démontre que la boucle de contrôle réagit bien, même lorsqu'une perturbation se produit [8]. Sa performance est définie par la vitesse de rejection de la perturbation.

III.5.LES PRINCIPAUX TYPES DES BOUCLES DE CONTROLE

III.5.1.La boucle fermée

La variable à régler agit sur la variable réglante . C'est la boucle de contrôle de base par excellence. Elle se reconnaît à la présence d'une consigne. (Figure. III.5) donc le contrôle en boucle fermée est un système qui maintient une relation prescrite entre la sortie et l'entrée de référence et les comparent est utilise la différence en tant que moyen de commande, il est appelé aussi système de commande à rétroaction [9].

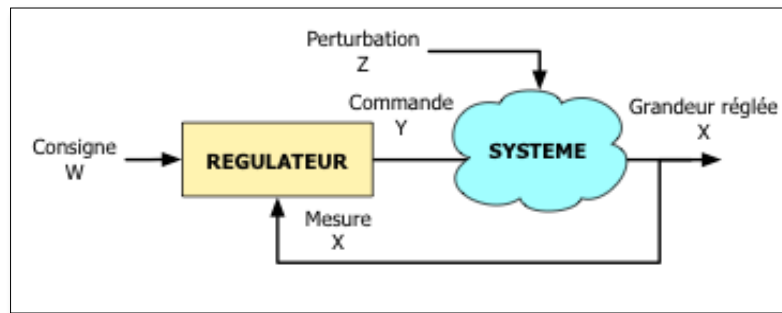


FIG.III.5.Schéma général d'un système de contrôle en boucle fermée.

III.5.2.La boucle ouverte

La variable perturbatrice agit sur la variable réglante. La boucle ouverte permet d'anticiper les phénomènes, Elle s'utilise principalement pour anticiper l'évolution d'une perturbation en agissant directement sur l'organe de réglage [8].

Donc les Systèmes de contrôle en boucle ouverte ne sont pas des systèmes de rétroaction, En présence de perturbations, un système de contrôle en boucle ouverte ne peut pas effectuer la tâche désirée de s'apposer aux perturbations, elle n'est pas suivie par des changements dans l'entrée pour corriger la sortie [9]. Dans le cas de boucle ouverte il n'y a aucun moyen de contrôle (figure III.6).

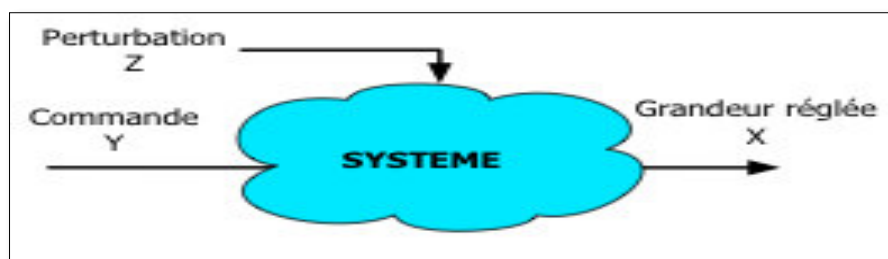


FIG.III.6.Schéma général d'un système de contrôle en boucle ouverte.

Le contrôle en boucle ouverte ne compense pas les facteurs perturbateurs. Cette boucle est rapide, mais relativement peu précise.

III.6.CONTROLE PAR PID

Le régulateur standard le plus utilisé dans l'industrie chimique est le régulateur PID (proportionnel intégral dérivé), car il permet de régler à l'aide de ses trois paramètres les performances (amortissement, temps de réponse) d'une régulation d'un processus (Figure.III.7).

Nombreux sont les systèmes physiques qui, même en étant complexes, ont un comportement voisin de celui d'un système de deuxième ordre, dans une certaine échelle de temps. Par conséquent, le régulateur PID est bien adapté à la plupart des processus de type industriel et est relativement robuste par rapport aux variations des paramètres du procédé (température, pression, débit) quand on n'est pas trop exigeant pour les performances de la boucle fermée par rapport à celles de la boucle ouverte (par exemple, accélération très importante de la réponse ou augmentation très importante de l'amortissement en boucle fermée).

Si la dynamique dominante du système est supérieure à un deuxième ordre, ou si le système contient un retard important ou plusieurs modes oscillants, le régulateur PID n'est plus adéquat et un régulateur plus complexe (avec plus de paramètres) doit être utilisé, aux dépens de la sensibilité aux variations des paramètres du procédé.

La réalisation d'une boucle de contrôle par PID est un problème très important, car il influence :

- la qualité de la régulation sur un site industriel ;
- le temps de mise en œuvre de la commande ;
- le réglage du régulateur PID, pour lequel la connaissance d'un modèle dynamique du procédé d'une part et les performances désirées d'autre part déterminent le choix de la méthode de synthèse.
- l'implantation du régulateur dans une version analogique ou numérique et dans une configuration série, parallèle ou mixte.

De plus en plus, les régulateurs PID commercialisés offrent la possibilité d'autoréglage, qui réalise le calcul automatique des paramètres, à la demande de l'utilisateur [10].

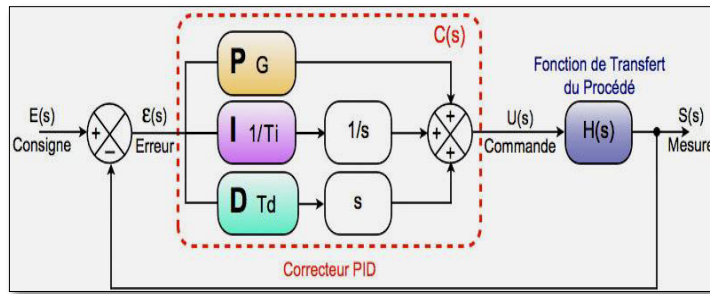


FIG.III.7.Schéma d'un régulateur PID.

III.7. ACTION D'UN REGULATEUR PID

III.7.1.L'action proportionnelle P

Dans le cas d'un contrôle proportionnel, l'erreur est virtuellement amplifiée d'un certain gain constant qu'il conviendra de déterminer en fonction du système.

$$\text{Consigne}(t) = K_p \cdot e(t)$$

Ce qui en domaine de Laplace donne :

$$\text{Consigne}(p) = K_p \cdot e(p)$$

L'idée étant d'augmenter l'effet de l'erreur sur le système afin que celui-ci réagisse plus rapidement aux changements de consignes. Plus la valeur de K_p est grande, plus la réponse l'est aussi. En revanche, la stabilité du système s'en trouve détériorée et dans le cas d'un K_p démesuré le système peut même diverger.

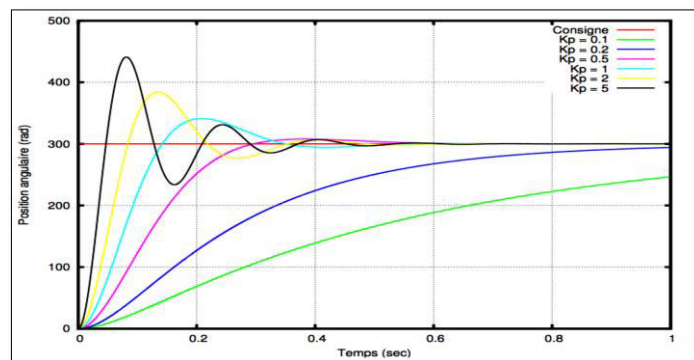


FIG.III.8.Modélisation de l'action proportionnelle.

III.7.2.L'action Intégrale I

Au contrôle proportionnel, nous pouvons ajouter l'intégration de l'erreur. Dans ce cas nous obtenons une régulation PI (proportionnelle et intégrée).

L'erreur entre la consigne et la mesure est ici intégrée par rapport au temps et multipliée par une constante qu'il faudra aussi déterminer en fonction du système.

$$\text{Consigne}(t) = K_p \cdot \varepsilon(t) + K_i \cdot \int_0^t \varepsilon(\tau) \, d\tau$$

Ce qui en domaine de Laplace donne :

$$\text{Consigne}(p) = K_p \cdot \varepsilon(p) + K_i \cdot \frac{\varepsilon(p)}{p}$$

Lors d'un simple contrôle proportionnel, il subsiste une erreur statique. Lorsque le système s'approche de sa consigne, l'erreur n'est plus assez grande pour faire avancer le moteur. Le terme intégral permet ainsi de compenser l'erreur statique et fournit, par conséquent, un système plus stable en régime permanent. Plus K_i est élevé, plus l'erreur statique est corrigée.

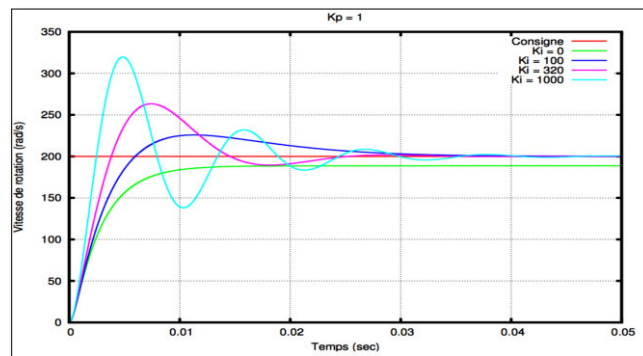


FIG.III.9.Modélisation de l'action intégrale.

III.7.3.L'action dérivée D

Pour obtenir un contrôle en PID, il nous faut encore rajouter un terme. Celui-ci consiste à dériver l'erreur entre la consigne et la mesure par rapport au temps et a le multiplier lui aussi par une constante.

$$\text{Consigne}(t) = K_p \cdot \varepsilon(t) + K_i \cdot \int_0^t \varepsilon(\tau) \, d\tau + K_d \cdot \frac{d}{dt} \varepsilon(t)$$

Ce qui en domaine de Laplace donne :

$$\text{Consigne}(p) = K_p \cdot \varepsilon(p) + K_i \cdot \frac{\varepsilon(p)}{p} + K_d \cdot p \cdot \varepsilon(p) = \varepsilon(p) \cdot [K_p + K_i \cdot \frac{1}{p} + K_d \cdot p]$$

Le contrôle PI peut amener à un dépassement de la consigne, ce qui n'est pas toujours très souhaitable. Le terme dérivé permet de limiter cela. Lorsque le système s'approche de la consigne, ce terme freine le système en appliquant une action dans le sens opposé et permet ainsi une stabilisation plus rapide.

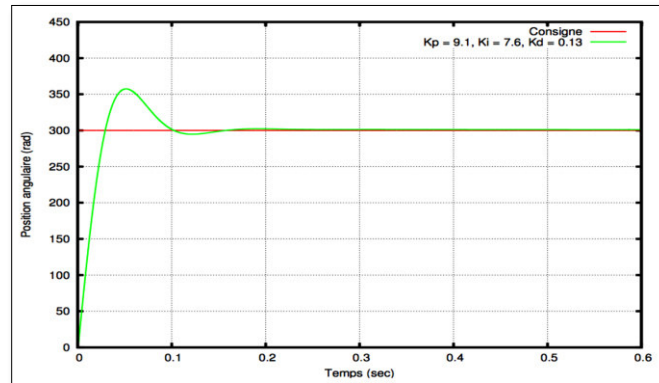


FIG.III.10.Modélisation de l'action dérivée

III.7.4.Association des actions proportionnelle, intégrale et dérivée

Les régulateurs d'usage général associent les trois types de correction examinés précédemment, d'où leur dénomination de PID (figure .III.12).

Cette combinaison des actions proportionnelle et intégrale est une solution industrielle qui permet de résoudre la majorité des problèmes de régulation qui se posent en raffinage. On fait alors, si nécessaire, appel à l'action dérivée pour repousser les frontières du domaine de stabilité [5].

D'une manière sommaire, on peut dire que, dans ces régulateurs :

→L'action proportionnelle tend à corriger de manière instantanée, donc rapide, tout écart de la grandeur réglée.

→L'action intégrale complète l'effet de l'action proportionnelle en annulant l'écart résiduel en régime permanent.

→L'action dérivée, en compensant en partie les inerties, accélère la réponse du régulateur et améliore la stabilité de la boucle [11].

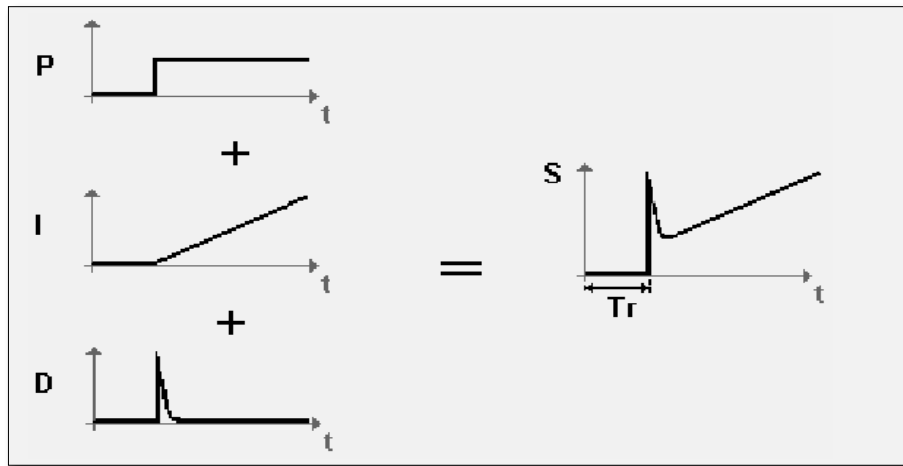


FIG.II.11. Différentes actions du régulateur PID.

III.8.LES TYPES DE REGULATEURS PID

Pour des raisons technologiques, de nombreux régulateurs PID ont associé les actions proportionnelles, intégrale et dérivée en série, en parallèle et mixte.

III.8.1.Régulateurs PID en série

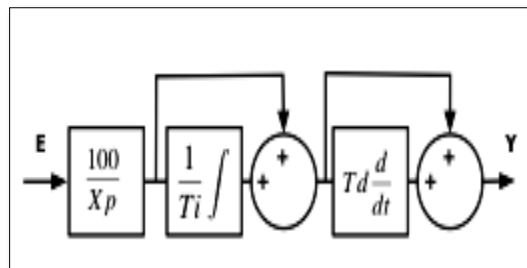


FIG.III.12.Forme série de régulateur PID.

Pour des raisons technologiques, de nombreux régulateurs PID ont associé les actions proportionnelle, intégrale et dérivée selon des structures entremêlée, dont la plus courante s'exprimait sous la forme dite série (Figure .III.12).

Cette structure est encore souvent proposée par les constructeurs pour des raisons historiques. Chaque effet dépend d'un autre, la structure est dite interactive [12].

La forme série de la fonction de transfert du régulateur PID est :

$$G_C(s) = \frac{y(s)}{\varepsilon(t)} = \frac{y(s)}{er(s)} = K_C \left[1 + \frac{1}{\zeta_i s} \right] (1 + \tau_d .s) \quad (II.5)$$

Cette forme permet de mettre plus facilement en relation les paramètres du régulateur avec les constantes de temps du procédé [12].

III.8.2. Régulateurs PID en parallèle

Cette structure, séparant totalement les paramètres, n'est pas forcément la plus appréciée des exploitants du point de vue de la facilité des réglages [11]. (Figure .III.13)

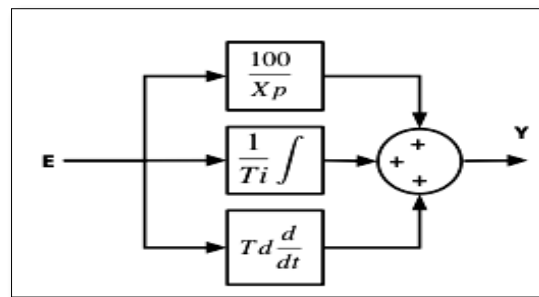


FIG.III.13. Forme parallèle de régulateur PID.

Elle est aussi appelée structure non interactive car chaque effet est indépendant des autres, une variation sur l'effet proportionnel K est sans effet sur l'effet intégrale (1/τi).

La forme parallèle de la fonction de transfert du régulateur PID est :

$$G_C(s) = \frac{y(s)}{er(s)} = K_C + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_d .s \quad (II.6)$$

L'avantage de cette forme vient du fait qu'une action proportionnelle, intégrale ou dérivée pure peut être obtenue avec des paramètres finis du régulateur. Par contre, les paramètres n'ont pas une interprétation physique évidente. [13].

III.8.3. Régulateurs PID mixte

Beaucoup préfèrent régler l'action intégrale et dérivée en se basant sur l'action proportionnelle c'est pourquoi la majorité des régulateurs proposent en fait une structure dite mixte [11]. (Figure .III.14)

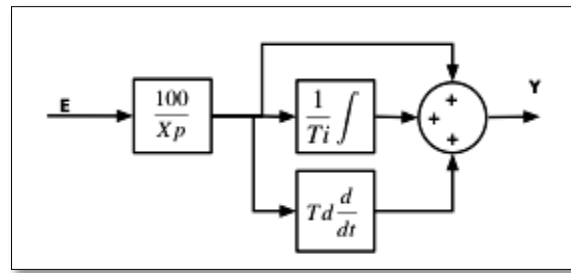


FIG.III.14.Forme mixte de régulateur PID.

Dans cette structure, l'effet proportionnel influence l'effet intégral et l'effet dérivé, c'est aussi une structure interactive [12].

La forme mixte de la fonction de transfert du régulateur PID est :

$$G_C(s) = \frac{y(s)}{er(s)} = K_C \left[1 + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_d s \right] \quad (II.7)$$

III.9.METHODES DE REGLAGE DES ACTIONS PID

Le réglage d'une boucle de régulation (choix de structure et calcul des paramètres du régulateur) doit permettre de répondre au plus grand nombre de contrainte exigée par le cahier des charges du procédé à réguler. De nombreuses méthodes de réglage d'une boucle sont possibles selon les besoins en régulation ou en asservissement. Les exigences du cahier des charges sont décrites soit dans le domaine temporel, soit dans le domaine fréquentiel.

Le réglage d'un régulateur PID consiste à déterminer les coefficients K , τ_d et τ_i afin d'obtenir une réponse adéquate du procédé.

Il existe de nombreuses démarches de test pour le réglage. Que le procédé soit stable ou instable. Que l'on veuille travailler en boucle ouverte ou en boucle fermée, on choisira l'une des méthodes ci-après.

III.9.1.Méthode par approches successives

Elle consiste à modifier les actions du régulateur et à observer les effets sur la mesure enregistrée, jusqu'à obtenir la réponse optimale. La plupart des méthodes par essais successifs commencent par une évaluation du fonctionnement dynamique du procédé sous action proportionnelle que l'on intensifie jusqu'à obtenir un comportement correct, la valeur de K_P

ainsi obtenue est maintenue constante et l'on introduit progressivement une action intégrale, on poursuit de même avec l'action dérivée, donc on règle l'action proportionnelle, puis l'action dérivée et l'intégrale [14]. Cette technique présente l'intérêt d'être simple et utilisable sur n'importe quel type de système.

III.9.2.Méthode nécessitant l'identification du procédé

Si l'on connaît les paramètres du procédé, suite à une modélisation de sa fonction de transfert, et si l'on est en possession de la structure du régulateur. Il est alors possible de calculer rapidement les paramètres de réglage qu'on pourra affiner suite à des essais, afin d'obtenir la réponse souhaitée. Cette méthode nécessite un enregistreur à déroulement rapide [15].

L'identification d'un système en boucle fermée plus complexe et souvent moins précise que l'identification en boucle ouverte. Le spécialiste de la régulation préfère cependant souvent, en particulier pour les processus instable, effectuer l'identification en boucle fermée [16].

III.9.3.Méthode de Ziegler et Nichols

En 1942, Ziegler et Nichols ont proposé deux approches basées sur leur expérience et quelques simulations pour ajuster rapidement les paramètres des régulateurs P, PI et PID.

D'une certaine façon, l'approche de Ziegler et Nichols propose un moyen terme entre modèle dynamique du procédé et le réglage par essai qui ne nécessite qu'une série limitée d'expériences en boucle fermée. La méthode consiste à caractériser le comportement du système sans réellement faire l'effort d'une modélisation: on cherche simplement un minimum d'information sur le processus en vue d'un réglage «moyen» du régulateur PID [14].

III.9.3.1.Méthode Ziegler-Nichols en boucle ouverte

On travaille avec cette méthode si le processus est stable, lorsqu'il est possible de provoquer une variation indiciaire de commande, on enregistre la réponse en boucle ouverte. Sur la plupart des régulateurs industriels, il est possible de réaliser cette opération en passant en mode manuel et en procédant par incrément de commande [17].

On définit un modèle simplifié du processus caractérisé par deux coefficients (a, τ_r). Si l'échelon est lancé à l'instant 0, on construit la tangente à la réponse indicielle au point d'inflexion. L'intersection avec l'axe des temps fournit le paramètre τ_r et la pente de la tangente le coefficient a (figure. III.15). Le modèle simplifié adopté pour le processus s'écrit alors :

$$y(t) = a (t - \tau_r) \tag{II. 8}$$

Soit en domaine de Laplace :

$$U(s) = 1/s \quad \text{et} \quad Y(s) = \frac{a}{s^2} e^{-s\tau_r} \tag{II. 9}$$

D'où la fonction de transfert :

$$F(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{a}{s} e^{-s\tau_r} \tag{II. 10}$$

Il correspond à un intégrateur de gain a avec un retard τ_r [16]

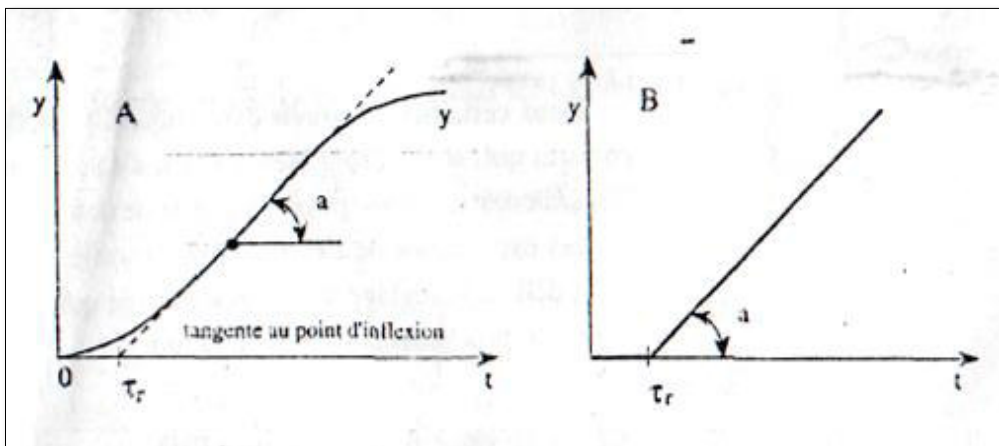


FIG.III.15.Méthode de Ziegler et Nichols en boucle ouverte.

L'avantage de Cette méthode c'est quelle ne nécessite pas la présence de contrôleur, mais par contre Elle nécessite plus de matériel (enregistrement d'une courbe de réponse).

Cette méthode suppose une certaine précision sur le trace de la tangente et la détermination de l'asymptote ceci peut poser quelque problème, car dans un certains nombre de cas, il est difficile de trouver un intervalle de temps sans perturbations assez long ; il est

nécessaire de réaliser plusieurs essais afin d'obtenir une courbe moyenne représentative [18]. On peut alors calculer les coefficients du régulateur à l'aide du tableau (III.1.)

Tableau.III.1. Paramètres du contrôleur PID selon la méthode Ziegler et Nichols en boucle ouverte.

Type du régulateur	Identification intégrateur + retard (a, τ_r)
P	$k_p = 1/a \tau_r$
PI	$k_p = 0.9 /a \tau_r$ $\tau_i = 3.3 \tau_r$
PID	$k_p = 1.2 /a \tau_r$ $\tau_i = 2 \tau_r$ $\tau_d = 0.5 \tau_r$

III.9.3.2.Méthode Ziegler-Nichols en Boucle fermée

Il est possible de réaliser cette opération sur la plupart des régulateurs industriels, Si le processus est instable en boucle ouverte, l'essai précédent est impossible. On opère alors en boucle fermée avec un régulateur proportionnel et on cherche le gain limite d'obtention des oscillations limites (pompage) [12].

Cette méthode a l'avantage d'être utilisée avec le système en boucle fermée .les actions intégrales et dérivée sont préalablement annulées et l'action proportionnelle est augmentée jusqu'au moment ou apparait une oscillation entretenue (figure. III.16), on obtient le gain maximal k_z du régulateur et la période d'oscillation T_z [17].

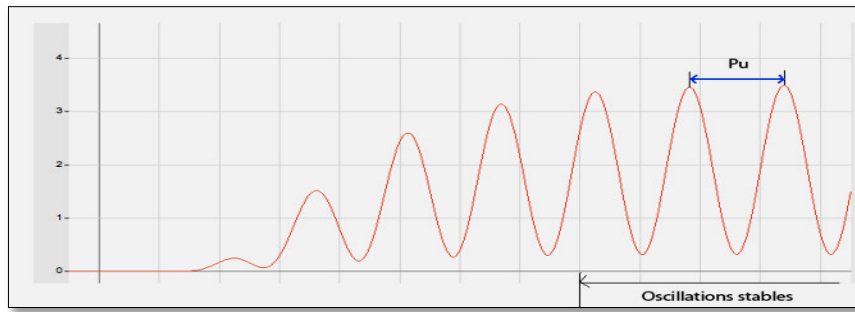


FIG.III.16.Méthode de Ziegler et Nichols en boucle fermée.

Avec les paramètres T_z, k_z on peut calculer les paramètres de régulateurs PID à partir le Tableau (III.2).

Tableau.III.2.Réglages de Ziegler et Nichols en boucle fermée.

Type du régulateur	Pompage limite (T_z, k_z)
P	$k_p = 0.5 k_z$
PI	$k_p = 0.45 k_z$ $\tau_i = 0.83 T_z$
PID	$k_p = 0.6 k_z$ $\tau_i = 0.5 T_z$ $\tau_d = 0.125 T_z$

Cette méthode est facile à mettre en œuvre physiquement et au point de vue calcul mais l'inconvénient c'est que le système peut devenir instable ou passer dans des états dangereux (par exemple pour les systèmes chimiques), aussi, la méthode peut nécessiter beaucoup de temps si le système réagit très lentement (jours, semaine dans le cas de certaines réactions chimiques) [19].

CHAPITRE III :

*GENERALITÉ SUR LA
REGULATION*

IV.1.INTRODUCTION

Dans ce chapitre, on va commencer par décrire en détail le procédé qu'on se propose de contrôler, ensuite on présentera son modèle mathématique dynamique ainsi que les méthodes de résolution de ce modèle. Enfin, on terminera ce chapitre par la présentation de l'algorithme et de l'organigramme utilisés pour faire la simulation du contrôle du procédé.

IV.2.DESCRPTION DU PROCÉDÉ

De façon simple, le réacteur biologique peut être défini comme un réservoir dans lequel plusieurs réactions biochimiques se produisent simultanément dans un milieu liquide. Dans le bioréacteur, le processus de fermentation est couramment réalisé avec le substrat, en présence d'autres nutriments dans le milieu, par l'action de microorganismes, dans des conditions biologiques optimales. Les fermentations donnent lieu à une variété de produits, tels que: les métabolites primaires (par exemple l'alcool, l'acide citrique, etc.), la biomasse [par exemple, la levure de boulanger, la protéine à cellule unique (SCP), des substrats transformés (par exemple des stéroïdes) et des solvants purifiés comme dans le cas du traitement de l'eau.

Dans une étude de cas de réacteur biochimique simple, nous avons examiné deux composantes, la biomasse et le substrat. Le substrat est la source d'alimentation des cellules. Considérons le schéma d'un réacteur biochimique de la figure .IV.3, où x est la concentration de la biomasse (gramme de biomasse/litre) et S la concentration du substrat (gramme de substrat /litre). F représente le débit volumétrique du flux d'alimentation (litre/s), V le volume du bioréacteur, et X_f et S_f , respectivement, les concentrations de biomasse et de substrat dans le courant d'alimentation.

Dans le bioréacteur étudié, l'alimentation est fournie en continu. Pour maintenir les cellules en suspension, une légère agitation est permise dans le réacteur. La vitesse d'agitation est choisie pour fournir un mélange suffisant tout en évitant des forces de cisaillement excessives qui peuvent endommager les cellules (Lee, 1992). Un courant est éliminé en continu du bioréacteur. Le courant d'effluent contient le substrat et la biomasse n'ayant pas réagi. La croissance de cellules microbiennes dans un milieu approprié conduit à la consommation de substrat et à la formation de produits. Dans cette étude, les produits souhaités sont les cellules elles-mêmes (x) [20].

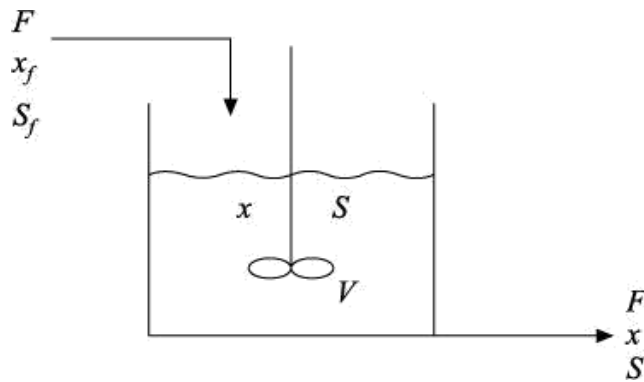


FIG .IV.3 : Représentation schématique du réacteur continu biologique (CSTB)

Ce système est choisi parce que, malgré ce processus le plus simple, son comportement dynamique est complexe (Agrawal, Lee, Lim et Ramakrishna, 1982). De plus, plusieurs procédés industriels importants appartiennent à cette classe (par exemple, le procédé de traitement des eaux usées) [21].

IV.3.MODEL MATHEMATIQUE DU BIOREACTEUR CONTINU (CSTB)

IV.3.1.HYPOTHESES ADOPTEES

Les hypothèses suivantes ont été considérées pour développer le modèle mathématique du bioréacteur continu :

- le contenu du réacteur est parfaitement mélangé (uniforme) ;
- le réacteur fonctionne à une température constante (c'est-à-dire qu'il est isotherme) ;
- l'alimentation est stérile (absence de biomasse dans le flux d'alimentation) ;
- le flux d'alimentation et le contenu du réacteur ont une densité égale et constante :
- les flux d'alimentation et de produit ont le même débit ($F_f = F$) ;
- la culture microbienne implique une seule biomasse se développant sur un seul substrat.

IV.3.2. DEVELOPPEMENT DU MODELE MATHEMATIQUE DYNAMIQUE

*Équation de continuité totale (bilan massique total)

Le bilan massique total s'écrit comme suit :

$$\frac{d(\rho V)}{dt} = F\rho - F\rho = 0 \quad (1)$$

Or il est évident que le volume du réacteur (V) est constant car $F_f = F$ et $\rho_f = \rho$, donc $\frac{dV}{dt} = 0$

*Equation de continuité de la biomasse

Nous avons :

Débit de biomasse entrant dans le bioréacteur = Fx_f ,

Débit de la biomasse sortant du bioréacteur = Fx ,

Taux de génération de biomasse par réaction = Vr_1 , et

Taux d'accumulation de la biomasse dans le bioréacteur = $\frac{d(Vx)}{dt}$

En remplaçant tous ces termes (masse / temps) dans l'équation (3.2), nous avons

$$\frac{d(Vx)}{dt} = Fx_f - Fx + Vr_1 \quad (2)$$

Où r_1 est la vitesse de génération des cellules [= (masse des cellules générées) / (volume) (temps)]. En divisant les deux côtés de l'équation ci-dessus par V, on obtient

$$\frac{dx}{dt} = \frac{F}{V}x_f - \frac{F}{V}x + r_1 \quad (3)$$

$$\frac{dx}{dt} = Dx_f - Dx + r_1 \quad (4)$$

Ou aussi

$$\frac{dx}{dt} = D(x_f - x) + r_1 \quad (5)$$

Où D désigne le taux de dilution.

***Équation de continuité du substrat**

Pour le substrat, nous avons :

Débit de substrat entrant dans le bioréacteur = FS_f ,

Débit du substrat sortant du bioréacteur = FS ,

Taux de génération du substrat par réaction = $-Vr_2$

Taux d'accumulation du substrat dans le bioréacteur = $\frac{d(VS)}{dt}$

On obtient

$$\frac{d(VS)}{dt} = FS_f - FS - Vr_2 \quad (6)$$

En Réarrangeant l'équation ci-dessus, nous obtenons

$$\frac{dS}{dt} = D(S_f - S) - r_2 \quad (7)$$

Où r_2 est la vitesse de consommation du substrat [(masse du substrat consommé) / (volume) (temps)].

***Cinétique de réaction biochimique**

En général, une réaction biochimique se produit avec l'intervention des organismes vivants (ou cellules) en présence de nutriments du milieu dans des conditions optimales de température, de pH etc. Les cellules se développent en consommant le substrat et les nutriments essentiels du milieu de fermentation. Les organismes unicellulaires (organismes composés uniquement d'une cellule), qui finissent par se diviser à mesure qu'ils poussent, augmentent le nombre de cellules (croissance démographique) ou augmentent la biomasse, tandis que les moisissures [champignons qui se développent comme un maillage de filaments ramifiés fins Mycélium)] augmentation de la taille et donc la densité des cellules, mais pas nécessairement en nombre.

Maintenant, nous voulons définir le rendement. Il est généralement défini comme le rapport de masse ou de moles de produit formé à la masse ou aux moles de réactifs

consommés. Il est également appelé coefficient de rendement ou coefficient de production. Le rendement Y du produit P par rapport au réactif A s'exprime comme suit :

$$Y = (\text{masse de produit formé}) / (\text{masse du réactif A consommé}) \quad (8)$$

Pour le cas du bioréacteur microbien, on aura

$$Y = (\text{masse de cellules formé}) / (\text{masse de substrat consommé}) \quad (9)$$

$$Y = \frac{r_1}{r_2} \quad (10)$$

$$r_2 = \frac{r_1}{Y} \quad (11)$$

La cinétique r_1 est proportionnelle à la concentration de la biomasse $r_1 = \mu \cdot x$. Le coefficient de proportionnalité μ est appelé taux de croissance spécifique (Ramaswamy, Cutright et Qammar, 2005). En insérant l'expression de r_1 dans l'équation (11), on obtient :

$$r_2 = \frac{\mu x}{Y} \quad (12)$$

En fait, le coefficient de rendement varie linéairement avec la concentration du substrat (Ramaswamy, Cutright et Qammar, 2005) comme suit :

$$Y(S) = a + bS \quad (13)$$

Où a et b sont des constantes positives. Dans la présente étude, nous avons supposé que Y est un paramètre constant.

***Forme finale des équations de modélisation**

En remplaçant r_1 et r_2 par leurs expressions dans les équations (6) et (7) on obtient les équations suivantes :

$$\frac{dx}{dt} = D(x_f - x) + \mu x \quad (14)$$

$$\frac{dS}{dt} = D(S_f - S) - \frac{\mu x}{Y} \quad (15)$$

Nous avons supposé que le flux d'alimentation ne contenait pas de biomasse ($x_f = 0$). Par conséquent, les équations de modélisation du bioréacteur prennent finalement les formes suivantes :

$$\frac{dx}{dt} = (\mu - D)x \quad (16)$$

$$\frac{dS}{dt} = D(S_f - S) - \frac{\mu x}{Y} \quad (17)$$

❖ Taux de croissance spécifique et substrat limitant

Le taux de croissance spécifique (μ) n'est pas un paramètre constant ; il est généralement fonction de la concentration de certains éléments nutritifs. L'objectif général d'un bioréacteur est de soutenir une bonne croissance ou des taux élevés de synthèse de produits. Cela ne signifie pas nécessairement que tous les constituants du milieu ou nutriments doivent être fournis au bioréacteur en grand excès. Il importe de noter que la concentration excessive d'un nutriment peut inhiber ou même empoisonner la croissance cellulaire. En outre, si les cellules poussent trop largement, leurs produits finis métaboliques accumulés vont souvent perturber les processus biochimiques normaux des cellules. Par conséquent, il est de pratique courante de contrôler la croissance cellulaire totale en limitant la quantité d'un nutriment dans le milieu. Souvent, un substrat unique exerce une influence dominante sur le taux de croissance et ce composant est connu comme le substrat limitant la croissance, ou plus simplement le substrat limitant.

Nous allons par la suite discuter du modèle de Monod. Ce modèle est utilisé pour exprimer la croissance cellulaire sur la base d'un seul substrat limite S. Le modèle de Monod est couramment utilisé dans la modélisation des réacteurs biochimiques et est la base de presque tous les modèles de croissance [22].

IV.3.3. MODELE DE MONOD

La variation du taux de croissance spécifique avec la concentration du substrat limitant la croissance est bien expliquée par une équation empirique proposée par Monod (1942). Cette équation a la forme suivante [23]:

$$\mu = \frac{\mu_m S}{K_m + S} \quad (18)$$

Où μ_m est le taux de croissance spécifique maximum réalisable et K_m représente la concentration limite du substrat lorsque le taux de croissance spécifique est égal à la moitié de la vitesse de croissance spécifique maximale. Ces paramètres (μ_m et K_m) sont obtenus expérimentalement et généralement ils n'ont pas d'interprétation physique directe (Bailey et Ollis, 1986) [24]. Il faut noter que l'équation de Monod n'est valable que pour une croissance équilibrée et ne doit pas être appliquée lorsque les conditions de croissance changent rapidement.

Il existe des variantes du modèle de Monod qui ont aussi été utilisées, comme les modèles de Tessier, Moser, Contois, etc. (tableau .IV.1). Ces modèles diffèrent quant à leur dépendance au substrat et certains incluent des termes pour tenir compte de la saturation due à la concentration élevée du substrat, l'inhibition due au produit ou à un inhibiteur concurrent. Mais ces modèles ne diffèrent pas significativement du modèle de Monod dans le fait qu'ils sont empiriques et représentent tous les processus cellulaires avec juste une seule équation pour le taux de croissance spécifique.

Tableau IV.1 : Quelques lois cinétiques des modèles de fermentation

Monod (1942)	$\mu(S) = \frac{\mu_m S}{K_m + S}$
Tessier (1942)	$\mu(S) = \mu_m \left(1 - \exp\left(-\frac{S}{K_m}\right) \right)$
Moser (1958)	$\mu(S) = \frac{\mu_m S^\lambda}{K_m + S^\lambda}, \lambda > 0$
Contois (1959)	$\mu(S, x) = \frac{\mu_m S}{K_c x + S}$
Aiba et al. (1965)	$\mu(S, P) = \mu_m \left[\frac{S}{K_m + S} \right] \left[\frac{1}{1 + (P/K_p)} \right]$
Powell (1967)	$\mu(S) = \frac{\mu_m}{2K_m} (K_m + S - \sqrt{K_m^2 + S^2 - 4K_m S})$

S = concentration du substrat, x = concentration de la masse cellulaire, P = concentration du produit, K (tout indice) = constante.

IV.4. MODELE DYNAMIQUE DEFINITIF DU PROCEDE ETUDIÉ

Le modèle mathématique définitif du bioréacteur continu (CSTB) étudié se compose donc des trois équations suivantes :

$$\frac{dx}{dt} = (\mu - D)x \quad (16)$$

$$\frac{dS}{dt} = D(S_f - S) - \frac{\mu x}{Y} \quad (17)$$

$$\mu = \frac{\mu_m S}{K_m + S} \quad (18)$$

IV.5.METHODES NUMERIQUES DE RESOLUTION DU MODELE DYNAMIQUE DU PROCÉDÉ

Pour résoudre le système algébrique différentiel ci-dessus (16) et (17), (18) nous avons utilisé l'algorithme d'Euler. La simulation dynamique du bioréacteur a été effectuée en utilisant un programme écrit en langage Fortran qui nous a permis d'obtenir les évolutions de la concentration en biomasse(x) et la concentration en substrat(S) en fonction du temps.

IV.6. ALGORITHME UTILISE DANS LA SIMULATION

L'algorithme utilisé se résume par les trois étapes suivantes :

Étape I initialisation des paramètres du procédé

$$\mu_m = 0.53 \text{ h}^{-1}$$

$$K_m = 0.12 \text{ g/litre}$$

$$D = 0.3 \text{ h}^{-1}$$

$$S_f = 4.0 \text{ g/litre}$$

$$Y = 0.4$$

Étape II

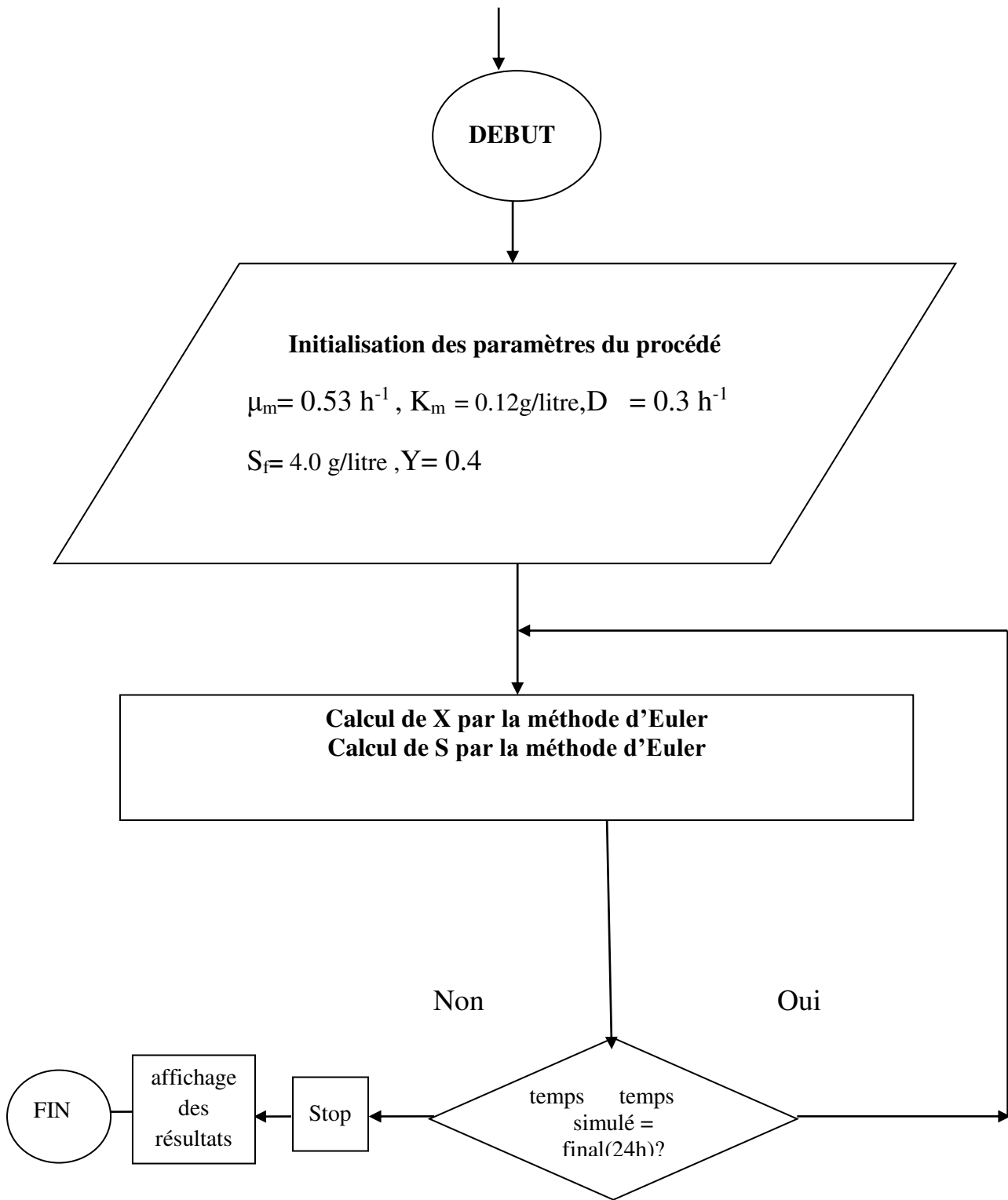
Résolution de l'équation (16) par la méthode d'Euler pour obtenir x

Résolution de l'équation (17) par la méthode d'Euler pour obtenir S

Étape III Si : temps simulé \leq temps final de simulation (24heures) ; répéter l'étape II

Sinon : stop (arrêt des calculs)

IV.7. ORGANIGRAMME UTILISÉ DANS LA SIMULATION



CHAPITRE IV :

DESCRIPTION DU PROCÉDÉ ÉTUDIÉ

V.1.INTRODUCTION

Dans ce chapitre, on va présenter les résultats de l'identification du système ainsi que les résultats de la simulation du contrôle du bioréacteur en absence et en présence de perturbation, et enfin, on terminera par un test du système de contrôlé en mode asservissement (consigne variable).

V.2.IDENTIFICATION DU PROCEDE ET DETERMINATION DES PARAMETRES DU CONTROLEUR PID

V.2.1. Identification du procédé

Le procédé étudié a été identifié en étudiant la réponse à un échelon ou réponse indicielle selon la méthode de BROIDA en boucle ouverte [25]. On a fait accroître le signal de contrôle sf de 20 % (à $t=10$ heures) et on a enregistré la réponse du système $x = f(\text{temps})$. On a obtenu une courbe en forme de S caractéristique de la réponse d'un système de type intégrateur avec retard pur (figure. V.1)

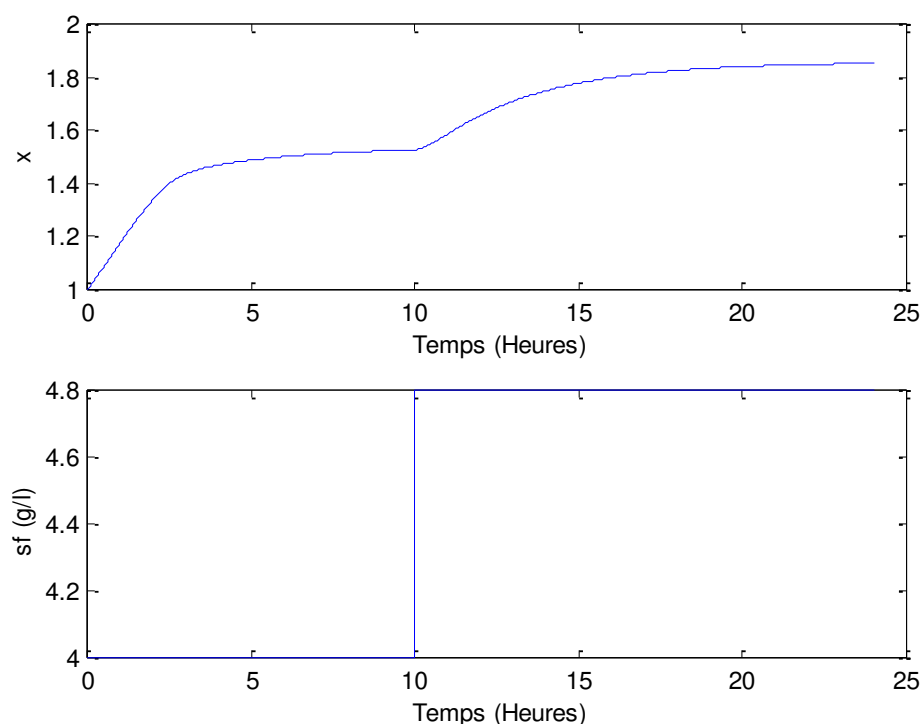


FIG V.1. Réponse indicielle du bioréacteur à une entrée échelon relative au signal de contrôle Sf .

En exploitant la courbe de la réponse du procédé, on a déterminé les valeurs caractéristiques de sa fonction de transfert, à savoir : le retard pur, t_r , et la pente de la tangente de la courbe au point d'inflexion, a . Après calcul, on trouve :

$$t_r = 0.4 \text{ heure ;}$$

$$a = 0.07 \text{ g/ (litre. Heure).}$$

Il en résulte que la fonction de transfert du procédé (réacteur étagé) est telle que :

$$H(p) = Y(p)/E(p) = 0.07 \cdot (e^{-0.4p})/p$$

V.2.2. Détermination des paramètres du contrôleur PID

Les paramètres du contrôleur ont été déterminés par la méthode de Ziegler-Nichols en boucle fermée [25] en réalisant, en boucle fermée, des oscillations plus ou moins entretenues du système. Ces oscillations seront provoquées en augmentant graduellement le gain de l'action proportionnelle jusqu'à ce la sortie du procédé présente des oscillations entretenues. Si on note par K_z (gain critique) le gain qui a provoqué la naissance des oscillations entretenues et par T_z , la période de ces oscillations, les paramètres du contrôleur PID seront telles que :

$$K_c = 0.6 K_z \text{ (gain du contrôleur)}$$

$$\tau_i = 0.5 \cdot T_z \text{ (temps d'intégration)}$$

$$\tau_D = 0.125 T_z$$

La figure V.2 montre que les oscillations entretenues sont obtenues pour une valeur du gain critique tel que $K_z = 145$. il ressort aussi de cette dernière figure que $T_z = 1.25$ heures. On en déduit que les valeurs des paramètres du contrôleur PID doivent être telles que :

$$K_c = 87$$

$$\tau_i = 0.625 \text{ heures}$$

$$\tau_D = 0.156 \text{ heure}$$

Par la suite, on utilisera ces dernières valeurs de K_c , τ_i et τ_D pour simuler le contrôle du système en mode régulation et en mode asservissement.

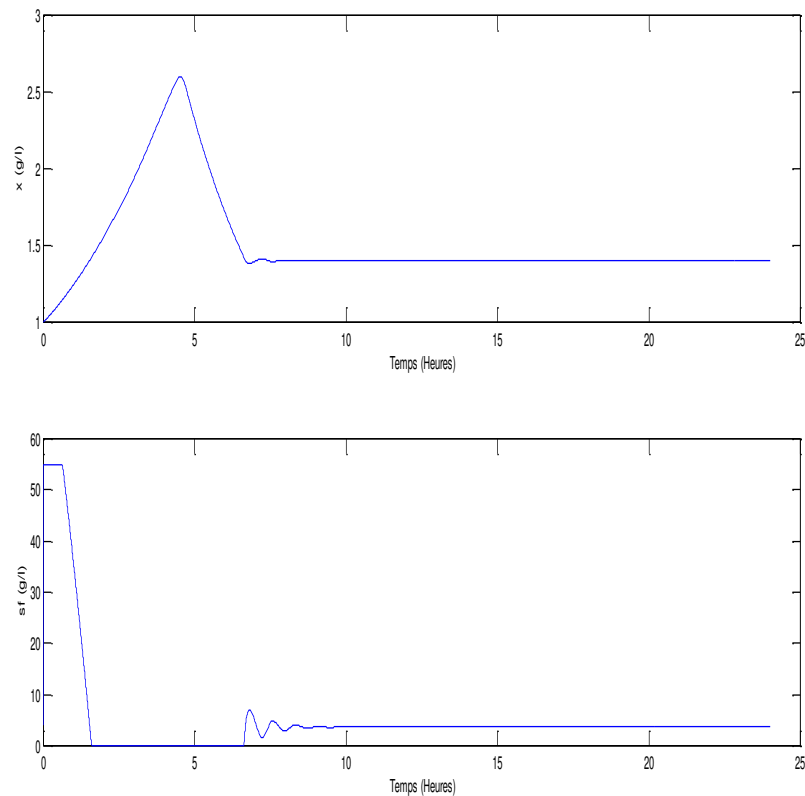


FIG V.2. Oscillations du signal de commande en boucle fermée avec une valeur du gain critique (K_z) égale à 145.

V.3. ETUDE DU SYSTEME EN BOUCLE OUVERTE ET EN ABSENCE DE CONTROLE

Dans ce paragraphe, on va étudier le procédé (bioréacteur) en boucle ouverte en absence et en présence de perturbation relative à la grandeur q (débit volumique d'alimentation).

V.3.1. Etude du système en absence de contrôle et de toute perturbation

La figure V.3 montre l'évolution temporelle de la concentration en biomasse x en absence de contrôle et de toute perturbation. D'après cette figure, on remarque que la concentration x n'est pas contrôlée ou régulée, elle évolue de 1 à 1.54 g/l. Il en résulte que, d'une part, le débit à la sortie B sera trop riche ou trop concentré en biomasse entraînée hors du réacteur (phénomène de lessivage) et, d'autre part ceci signifie que la concentration en biomasse dans le réacteur serait élevée et peut être néfaste à la productivité en provoquant une inhibition par excès de biomasse. Donc la figure V.3 montre clairement qu'une régulation de la concentration en biomasse x à une valeur de consigne bien déterminée est donc nécessaire.

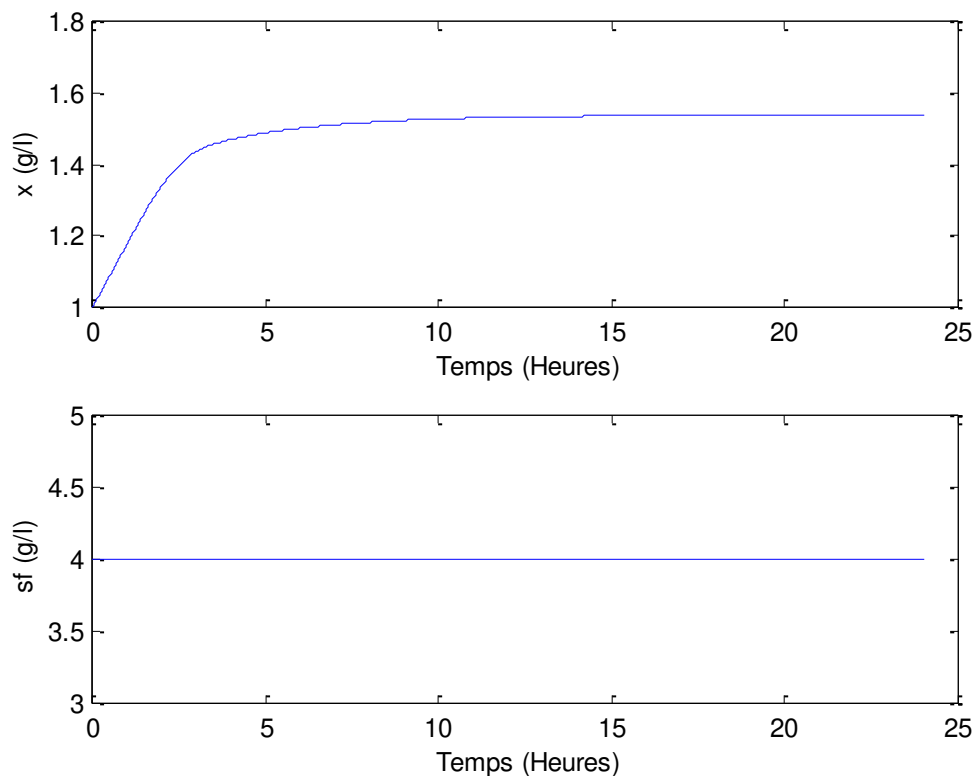


FIG V.3. Evolution temporelle de la concentration en biomasse x en absence de tout contrôle et de toute perturbation.

V.3.2. Etude du système en absence de contrôle et en présence de perturbation

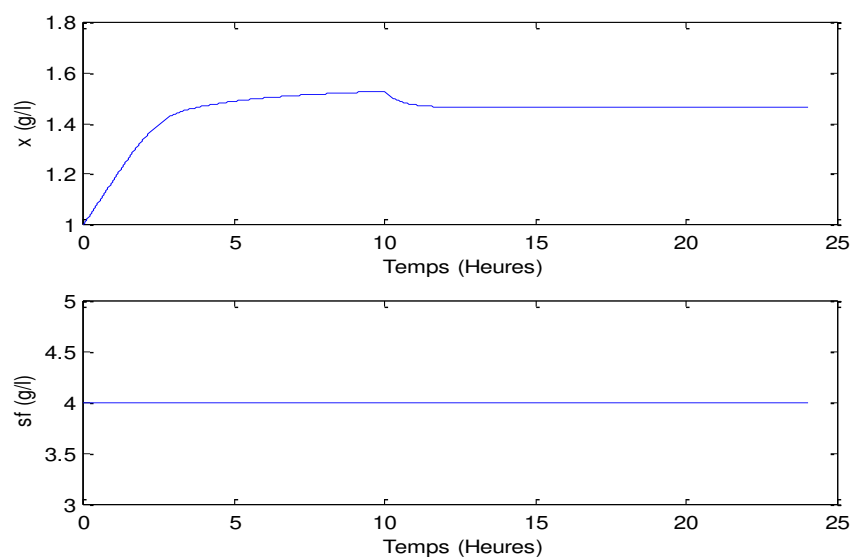


FIG V.4. Evolution temporelle de la concentration en biomasse x en absence de tout contrôle et en présence d'une perturbation sur le débit volumique (q), injectée à 10 heure, durant 60 minutes et valant +30%..

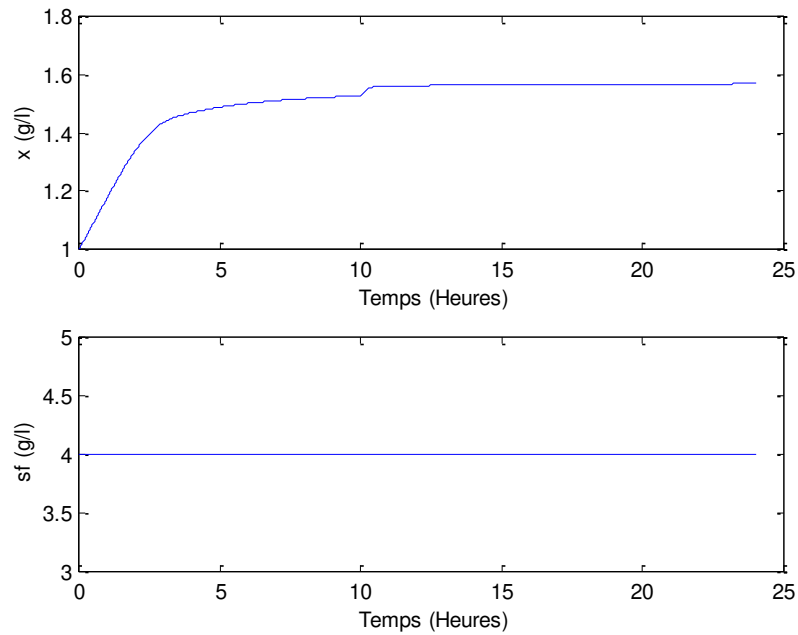


FIG V.5. Evolution temporelle de la concentration en biomasse x en absence de tout contrôle et en présence d'une perturbation sur le débit volumique (q), injectée à 10 heure, durant 60 minutes et valant -30%...

On remarque à partir des figures V.4 et V.5 que la concentration en biomasse x varie fortement sous l'influence de la perturbation (débit volumique d'alimentation du bioréacteur). La figure V.4 montre que si le débit volumique d'alimentation (q) augmente, x diminue ; et la figure V.5 montre que si le débit volumique diminue, la concentration x augmente. Ceci met en évidence la nécessité de réguler la concentration en biomasse x .

V.4. ETUDE DU SYSTEME EN BOUCLE FERME (AVEC CONTROLE)

V.4.1. Etude du système en boucle fermé (avec contrôle) et en absence de perturbation

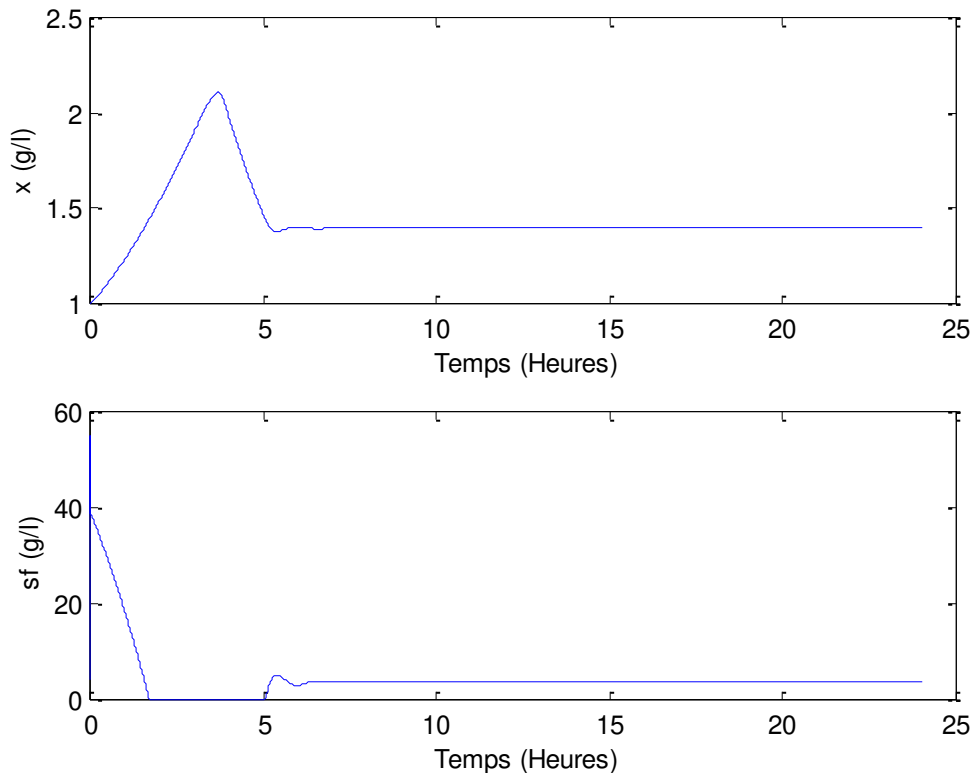


FIG V.6. Régulation de la concentration CA3 à 0.1 kg/m³ en absence de toute perturbation sur CA4

En comparant la figure V.6 avec la figure V.3, on remarque que le système de contrôle arrive à réguler rapidement la concentration de la biomasse à sa valeur de consigne (1.4 g/litre) sans que x présente des dépassements excessifs, et aussi sans que le signal de contrôle ne présente des oscillations importantes.

V.4.2. Etude du système en boucle fermé (avec contrôle) et en présence de perturbation

Les figures V.7 et V.8 montre que le système de contrôle arrive à réguler la concentration en biomasse x à sa valeur de consigne (1.4 kg/m³) malgré la présence d'une perturbation intense relative au débit volumique d'alimentation (q). Afin de mieux illustrer l'excellente performance du système de commande, il faut comparer la figure V.7 avec la figure V.4, et la figure V.8 avec la figure V.5.

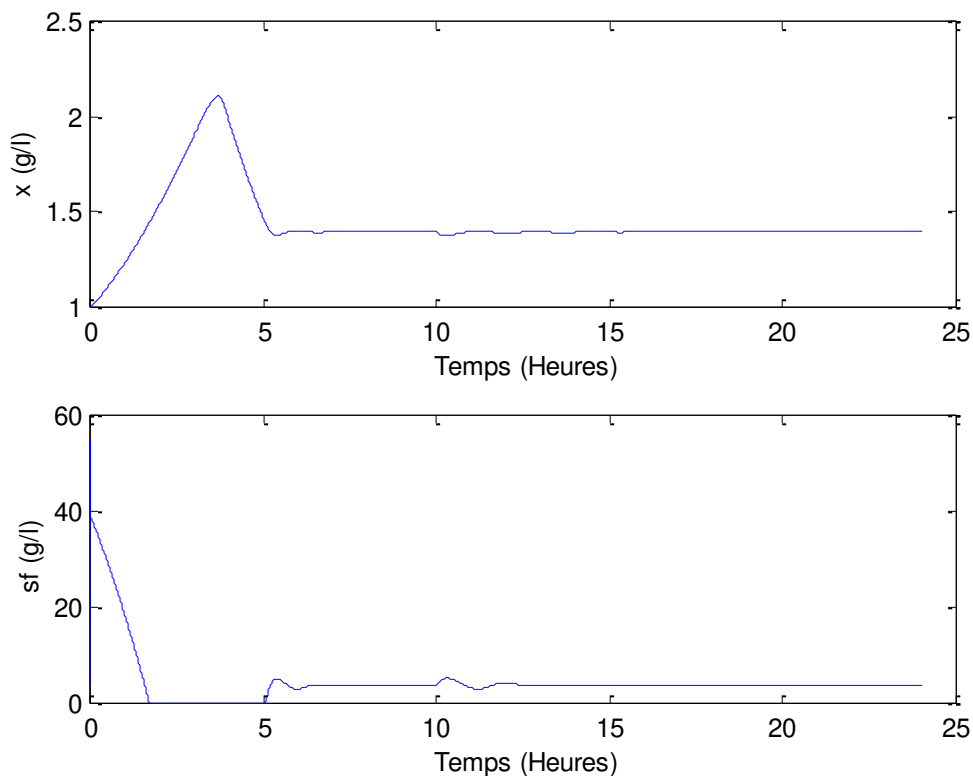


FIG V.7. Régulation de la concentration de la biomasse x à 0.1 kg/m³ en présence d’une perturbation sur le débit volumique (q) injectée à 10 heure, durant 60 minutes et valant +30 %..

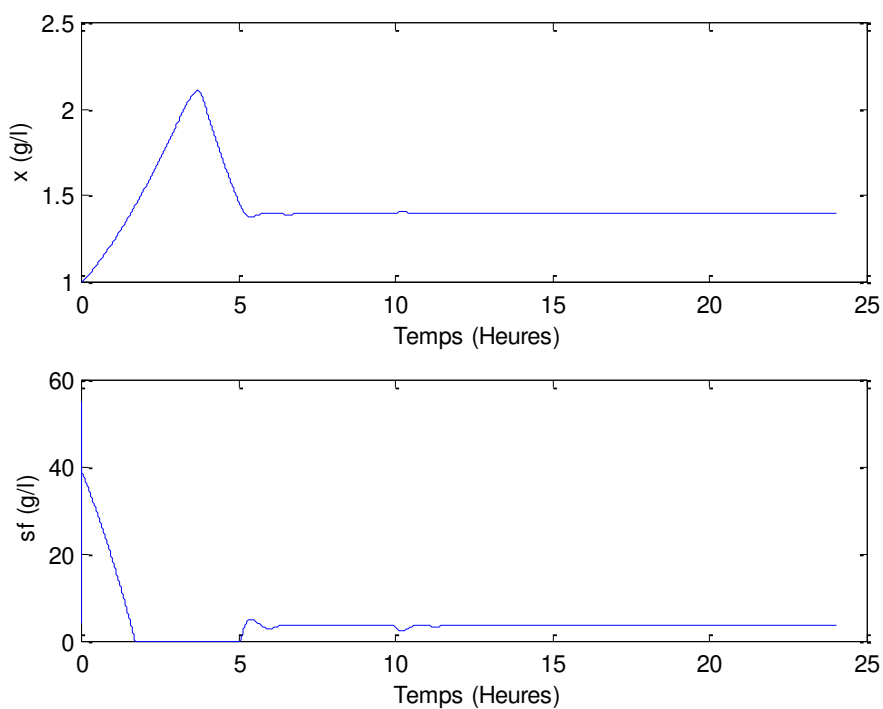


FIG V.8. Régulation de la concentration en biomasse x à 0.1 g/l en présence d’une perturbation impulsion sur le débit volumique (q) injectée à 1 heure, durant 10 minutes et valant -30%..

V.5. Etude du système en mode asservissement (cas de changement de consigne)

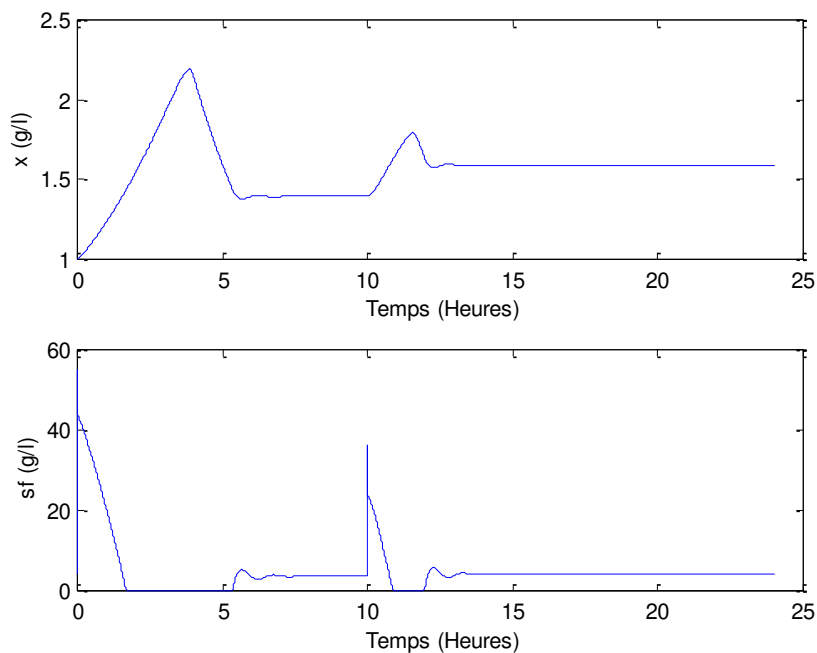


FIG V.9. Evolution de la concentration en biomasse (x) en fonction du temps en mode asservissement dans lequel la consigne sur x varie de 1.4 à 1.6 g/l à partir de 10 heures.

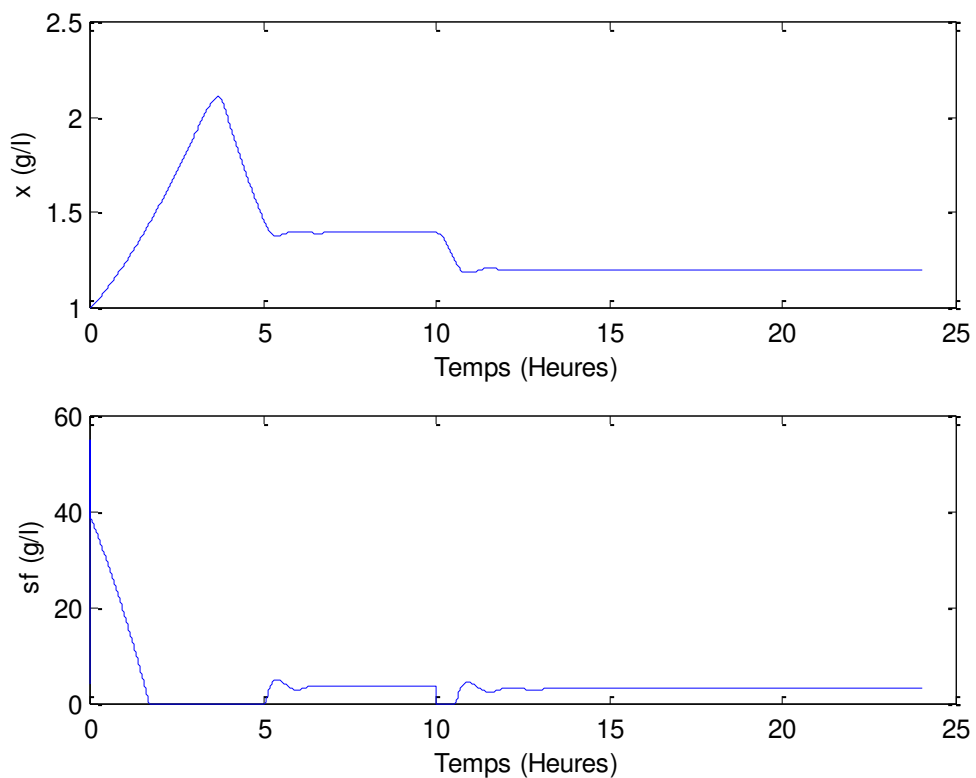


FIG V.10. Evolution de la concentration en biomasse (x) en fonction du temps en mode asservissement dans lequel la consigne sur x varie de 1.4 à 1.2 g/l à partir de 10 heures.

Les figures V.9 et V.10 montrent que le système de commande se comporte d'une manière satisfaisante dans le cas d'un changement de consigne relatif à la concentration en biomasse x . En effet, la grandeur contrôlée(x) rejoint rapidement sa nouvelle valeur de consigne et le signal de commande varie régulièrement et ne présente pas de variations excessives préjudiciables à l'organe de contrôle (vanne).

V.6. CONCLUSION

Le système de commande utilisé (contrôleur PID) se comporte très bien tant en mode régulation (rejection efficace des perturbations) qu'en mode asservissement (excellent suivi de la valeur de consigne).

CHAPITRE V :

*RESULTATS ET
DISCUSSION*



CONCLUSION GÉNÉRALE

Ce mémoire nous a permis de voir comment simuler un problème industriel relatif aux bioréacteurs, et cela pour mieux comprendre les principales notions ayant trait à leur contrôle.

Notre étude avait pour but de contrôler la concentration en biomasse (x) d'un mélange réactionnel dans un bioréacteur microbien à cuve agitée continue. Le calcul des paramètres du contrôleur PID a été basé sur la méthode de Ziegler-Nichols en boucle fermée.

La simulation qui a été réalisée montre clairement que le correcteur PID arrive à contrôler efficacement la concentration en biomasse du mélange réactionnel en mode régulation (en présence et en absence de perturbation) et en mode asservissement. Les paramètres optimaux du contrôleur PID ont été trouvés tels que : $K_c = 87$; $\tau_i = 0.625$ heure ; $\tau_d = 0.156$ heure.

Enfin, on souhaite que ce travail serve de référence pour la connaissance, l'exploitation et le contrôle des bioréacteurs microbiens.

NOMENCLATURES

symbole	définition	l'unité
K_p	Gain du contrôleur	/
$e(t)$	Erreur temporelle	/
$e(p)$	Erreur de Laplace	/
K_i	Constante d'intégration	/
K_d	Constante de dérivation	/
K_c	Le gain proportionnel de contrôleur	/
τ_i	Temps d'intégration	heures
τ_d	Temps de dérivation	heures
S	Le variable de Laplace	/
K_z	Le gain maximal	/
T_z	La période d'oscillation	heures
s	Nombre total de constituant	/
R	Nombre total de réaction	/
G_c	La fonction de transfert de contrôleur	/

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] **EMILIAN KOLLER**, *Aide-Mémoire Génie Chimique*, Paris, Dunod, 2e édition, 2005, page 457.
- [2] **E. KOLLER**, *Aide-Mémoire Génie Chimique*, Paris, édition Dunod, 2010.
- [3] **J-Pierre RIBA**, Professeur à l'Institut National Polytechnique de Toulouse (INPT).
École Nationale Supérieure d'Ingénieurs de Génie Chimique (ENSIGC).
- [4] **D- RONZE**, Introduction de génie des procédés page 687,729.
- [5] **J.GILLE**, système et signaux déterministes, technique de l'ingénieur R7010.
- [6] **P.WUITHIER**, le pétrole, raffinage et génie chimique, publication de l'institut français du pétrole, 2^{ème} édition, tome 1, paris, 1972.
- [7] **N.BEN SAHLA, H.TIRARAST**, dynamique et contrôle d'une colonne de distillation binaire, mémoire de master, université M^{ed} Kheider Biskra, 2011.
- [8] la régulation industrielle site web : [www.mesures.com/archives/fiche 25%, PDF](http://www.mesures.com/archives/fiche%2025%PDF).
- [9] **A.ANAND KUMAR**, control systems, prentice-hall of India, New Delhi, 2007.
- [10] **M.BERTRAND**, chaine de régulation, technique de l'ingénieur R 7100.
- [11] **C.SOURISSE**, principes des chaines *de régulation*, technique de l'ingénieur R2090.
- [12] **A.RACHID**, système de régulation, édition Masson, paris, 1996.
- [13] **A.BESANCON-VODA, S.GENTIL**, régulation PID analogique et numérique, technique de l'ingénieur R 7416.
- [14] **J.LIETO**, le génie chimique à l'usage des chimistes, édition TEC & DOC Lavoisier, paris, 2004.
- [15] Ajustage Des Paramètres D'un Régulateur PID, site web : [freddy.
Mudry.org/public/notes_applications/NAPidaj-06.pdf](http://freddy.Mudry.org/public/notes_applications/NAPidaj-06.pdf).

- [16] **P.BORNE, G.DAUPHIN-TANGUY, G.P.RICHARD, F.ROTELLA, I.ZAMBETTAKIS** , Analyse Et Régulation Des Processus Industriels, tome 1, édition technip, paris, 1993.
- [17] **E.GODOY ET COLL**, régulation industrielle, édition Dunod, paris, 2007.
- [18] **D.RONZE**, Introduction Au Génie Des Procédé, édition TEC & DOC Lavoisier, paris, 2008.
- [19] **D.ROSS, E.DEGUINE, M.CAMUS**, Asservissement Par PID, édition TEC &DOC Lavoisier, paris, 2010.
- [20] **A.K. JANA** .Modélisation de processus chimique et simulation informatique, deuxième édition, 2011.
- [21] **P.AGRAWAL, C. LEE, H.C.LIM, et D.RAMKRISHNA** (1982). Etude théorique du comportement dynamique de réacteurs biologiques à cuve agitée continue isotherme, Chem. Eng. Sei., 37, 453-462.
- [22] **D.CONTOIS** (1959). Cinétique de la relation de croissance bactérienne entre la densité de la population et le taux de croissance spécifique des cultures continues, J. Gen. Microbiol, 21, 40-50.
- [23] **J.MONOD** (1942). Recherches sur la croissance des cultures bactériennes, Paris, Hermann.
- [24] **J.E.BAILEY, ET D.F.OLLIS** (1986). Biochemical Engineering Fundamentals, 2e éd, Mc Graw-Hill, Singapour.
- [25] **J. LIETO**, le génie chimique à l'usage des chimistes.

C'est la méthode la plus simple, dite de première approximation. En un point quelconque M de la courbe intégrale, la pente de la tangente est connue et a pour valeur

$\alpha = f(t,y)$. Le principe de la méthode d'Euler consiste à remplacer sur chaque intervalle $[t_i, t_{i+1}]$ la courbe intégrale par sa tangente au point $M_i(t_i, y_i)$ (FIG. A 1), qui a pour équation

$$Y = f(t_i, y_i)(T - t_i) + y_i$$

En utilisant l'approximation

$$y(t_i + h) = y(t_i) + hf(t_i, y_i)$$

C'est-à-dire les deux premiers termes de la formule de Taylor, en partant du point $M_0(t_0, y_0)$ nous calculons l'ordonnée y_1 du point suivant M_1 :

$$Y_1 = y_0 + hf(t_0, y_0)$$

qui donne une valeur approchée de $y(t_1)$.

Nous calculons ensuite

$$y_2 = y_1 + hf(t_1, y_1)$$

qui donne une valeur approchée de $y(t_2)$.

Ainsi nous calculons tous les y_i par la relation de récurrence

$$y_{i+1} = y_i + hf(t_i, y_i)$$

Nous avons ainsi trouvé les valeurs approchées de la solution aux points d'abscisses t_0, t_1, \dots, t_n . En réunissant sur la figure les points M_i par des segments de droite, nous obtenons une ligne brisée, qui est l'approximation de la courbe intégrale cherchée.[20]

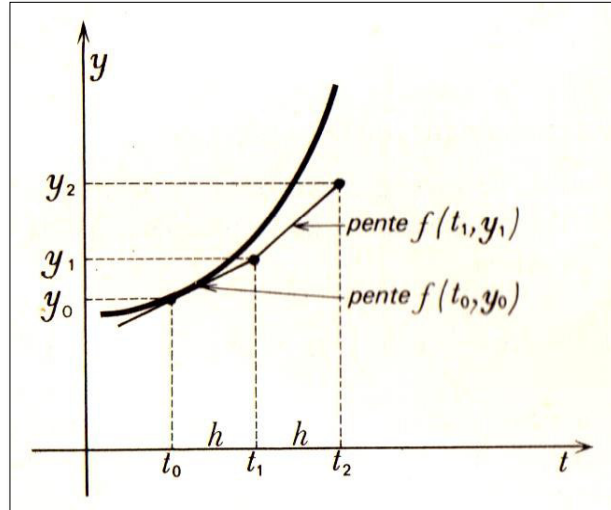


FIG. A 1 :principe de la méthode d'Euler-Cauchy.