

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique

Université ABDERRAHMANE MIRA-Bejaïa
Faculté de Technologie
Département d'automatique de télécommunication
et d'électronique

Mémoire de fin d'études

En vue d'obtention du diplôme Master en Automatique

Thème

Commande non linéaire appliquée sur un procédé
de digestion anaérobie

Présenté par :

Mr. SAHNOUNE Abdelhakim
Mr. TAKHEDMIT Amirouche

Devant le jury composé de :

M^{me}. N.BELLAHSENE
Mr. H.HADDAR

Encadrés par :

Mr. H.LEHOUCHE
Mr. A.GAIDI

Promotion 2016

Remerciements

Avant tout, nous remercions profondément le bon dieu de nous avoir donné la force et le courage pour réaliser ce travail.

Ce travail n'aurait pas pu être réalisé sans le soutien et l'aide de nombreuses personnes.

Nous tenons tout d'abord à remercier notre encadreur Mr. **H.LEHOUCHE**, de nous avoir dirigé en nous faisant profiter de ses compétences, sa contribution, ses encouragements et ses conseils assez utiles et fructueux, qu'il n'a pas hésité à nous accorder.

Nous tenons à remercier aussi Mr. **GAIDI Abderrahmane** pour tous ses conseils, sa présence et son soutien, en tant que Co-encadreur.

Nos remerciements s'adressent également, à M^{me}. **N.BELLAHSENE** et Mr. **H.HADDAR** qui nous ont fait l'honneur d'évaluer notre travail.

Enfin, on remercie toutes les personnes ayant contribuées de près ou de loin à réaliser ce travail, spécialement Mr. **TAIB Nabil**, et Mr. **Belhadi Zahir** et pour finir Mr. **Tighzert Lyes**.

Dédicaces

Je dédie cet humble travail à :

❖ *A mes chers et respectueux parents*

Vraiment aucune dédicace ne saurait exprimer mon attachement, mon amour et mon affection, je vous offre ce modeste travail en témoignage de votre patience, votre amour, votre soutien et vos encouragements.

❖ *A mon frère Moumouh et ma sœur Lisa*

❖ *A ma chère Aldja*

Qui m'a aidé et supporté dans les moments difficiles

❖ *A mon ami Amirouche avec qui j'ai passé d'agréables moments.*

❖ *A tous mes amis et copains de chambre I408*

(Hmana, farid, faycel, ferhat, riské, toufik, chawki)

❖ *Sans oublier tous mes professeurs*

❖ *Toute ma promotion automatique 2016*

Hakim Sahnoune



Dédicaces

Je dédie ce mémoire à

- *Mes chers et respectueux parents*

Pour leur patience, leur amour, leur soutien et leurs encouragements qu'ils m'ont porté depuis mon enfance, les sacrifices qu'ils ont consenti pour mon instruction et mon bien être, c'est grâce à eux que je me retrouve ici aujourd'hui. Aucune dédicace ne saurait exprimer mon respect ma considération pour eux "Fatima, Tayeb".

- *Mes frères, leurs épouses et leurs enfants*

Surtout mes chères sœurs, Samira, Souad et Ghenima qui m'ont soutenu et encouragé depuis mon enfance, leurs époux et leurs enfants

- *Sans oublier la meilleure personne, que j'ai rencontrée durant ma période universitaire, qui m'a vraiment aidé et supporté, dans mes études et ainsi..., Sabrina*

- *A tous mes amis et camarades, copain de chambre "Fares et Chawki". Toute la promotion Automatique (2015).*

- *Bien sûr mon ami et camarade Hakim, tous mes professeurs*

Amirouche takhedmit



Tables des matières

Table des matières

Liste des figures.....	IV
Liste des tableaux.....	VII
Nomenclature.....	VIII
Introduction générale.....	1

Chapitre n°I :

Etat de l'art sur les procédés de digestion anaérobie

I.1.Introduction.....	3
I.2.Qu'est-ce qu'un bioréacteur à digestion anaérobie ?.....	3
I.3.Processus biologique.....	3
I.3.1.Hydrolyse.....	3
I.3.2.Acidogenèse.....	4
I.3.3.Acétogenèse.....	4
I.3.4.Méthanogenèse.....	5
I.3.5.Autres voies de production.....	5
I.4.Conditions Physico-chimiques nécessaires à la digestion anaérobie.....	6
I.5.Composition et valorisation de biogaz.....	7
I.5.1.Composition du biogaz	7
I.5.2.Valorisation énergétique du biogaz.....	7
I.6.Evolution des bioréacteurs anaérobie	7
I.6.1.Réacteurs à boues libres ou « contact ».....	8
I.6.2.Réacteurs UASB ou à boues granuleuses.....	8
I.6.3.Réacteurs EGSB.....	9
I.6.4.Réacteurs IC.....	10
I.6.5.Réacteurs à boues immobilisées et Réacteurs à lits fluidisés.....	10
I.6.6.Réacteurs à lits fixe.....	11
I.7.Avantages et inconvénients de la digestion anaérobie.....	12
I.8.Conclusion.....	13

Chapitre n°II :

Modélisation des procédés de digestion anaérobie

II.1.Introduction.....	14
II.2.Modèles existants de bioréacteurs.....	14
II.2.1.Présentation des modèles de processus biologiques.....	15
II.2.2.Modèles de bioréacteurs anaérobies.....	16

II.2.2.1.Modèle ADM1.....	16
II.2.2.2. Modèle AM2.....	19
II.3. Conclusion.....	20

Chapitre n° III :
Modèle anaérobique à deux étapes(AM2)

III.1.Introduction.....	21
III.2.Modèle AM2.....	21
III.2.1.processus biochimique.....	21
III.2.2.Modèle d'état dynamique	23
III.2.3.Paramètres.....	24
III.3.Etude de la stabilité	25
III.4.Simulation du modèle en boucle ouverte.....	27
III.5.Résultats de Simulation	29
III.6.Discussion des résultats.....	32
III.7.Conclusion.....	33

Chapitre n°IV

**Commande linéarisante basée sur le régulateur PID appliquée sur
un procédé de digestion anaérobie**

IV.1.Introduction.....	34
IV.2.Régulateur PID	34
IV.2.1.Objectif de la régulation automatique.....	34
IV.2.2.Principe général de la régulation.....	34
IV.2.3.Schéma fonctionnel d'un régulateur.....	35
IV.2.4.Actions correctives classiques	36
IV.2.4.1.Action proportionnelle	36
IV.2.4.2.Action intégrale.....	36
IV.2.4.3.Action dérivée.....	37
IV.2.5.Régulateur PI.....	38
IV.2.6.Régulateur PD.....	38
IV.2.7.Régulateur PID.....	39
IV.2.7.1.Principe de fonctionnement.....	39
IV.3.Réglage du PID.....	40

IV.3.1.Méthode simple.....	40
IV.3.2.Algorithme PID auto-ajustable.....	41
IV.4.Application d'un régulateur PID sur le modèle AM2.....	41
IV.4.1.Entrée de commande	42
IV.4.2.Résultats de la simulation.....	42
IV.4.3.Discussion des résultats.....	43
IV.5.Linéarisation par bouclage d'état.....	44
IV.5.1.Objectifs.....	44
IV.5.2.Hypothèses.....	44
IV.5.3.Modèle.....	44
IV.5.4.Linéarisation entrée/sortie.....	44
IV.5.4.1.Principe.....	45
IV.6.Commande linéarisante appliquée sur un système de digestion anaérobie.....	47
IV.6.1.Système.....	47
IV.6.2.Calcul de la commande u	47
IV.6.3.Régulation mixte « linéarisante-PID »appliqué sur le modèle AM2.....	49
IV.6.4.discussion des résultats.....	50
IV.7.Etudes comparatives de différentes commandes.....	50
IV.7.1.Etude des performances	51
IV.7.1.1.Cas d'une commande Proportionnelle-intégrale.....	51
IV.7.1.2.Cas d'une commande Proportionnelle-dérivée.....	53
IV.7.1.3.Cas d'une commande Proportionnelle-intégrale-dérivée.....	54
IV.7.1.4.Cas d'un retour unitaire.....	56
IV.7.2.Etude de la stabilité.....	57
IV.8.Une stratégie de commande basée sur la consommation du COD.....	59
IV.8.1.Résultats et interprétations.....	59
IV.9.Conclusion.....	63
Conclusion générale.....	64
Références bibliographiques.....	66
Annexes.....	70

Liste des figures

Liste des figures

Figure I.1	Schéma des étapes de la méthanisation	06
Figure I.2	Réacteur à boues libres équipé d'un système de rétention de biomasse [17].....	08
Figure I.3	Vue Schématique d'un réacteur UASB	09
Figure I.4	schéma d'un réacteur EGSB [19].....	09
Figure I.5	Schéma d'un réacteur IC	10
Figure I.6	Schéma d'un réacteur a boues immobilisées.....	11
Figure I.7	Schéma d'un réacteurs a lits fluidisés.....	11
Figure I.8	Schéma d'un réacteur à lit fixe à flux ascendant.....	12
Figure I.9	Biofilm.....	12
Figure II.1	Schéma synoptique du bioréacteur à lit fixe de l' INRA de Narbonne.....	15
Figure II.2	Processus de conversion dans la digestion anaérobie utilisé pour le modèle ADM1 [24].....	17
Figure II.3	Processus biochimique dans ADM1	18
Figure II.4	Schéma du processus biochimique de la digestion anaérobie à 2 phases.....	20
Figure III.1	schéma de fonctionnement biochimique du modèle AM2	21
Figure III.2	Bloc du modèle AM2	25
Figure III.3	Occurrence des équilibres pour différentes valeurs du taux de dilution.....	27
Figure III.4	Bloc <i>simulink</i> simplifié du modèle AM2	28
Figure III.5	Représentation schématique du système de dilution.....	29
Figure III.6	Evolution temporelle du taux de dilution.....	29
Figure III.7	Evolution temporelle des bactéries acidogènes.....	30
Figure III.8	Evolution temporelle des bactéries méthanogènes.....	30
Figure III.9	Evolution temporelle du substrat carboné.....	31

Figure III.10	Evolution temporelle des acides gras volatils.....	31
Figure III.11	Evolution temporelle du débit biogaz.....	32
Figure IV.1	schéma de principe d'une chaine de régulation.....	35
Figure IV.2	Schéma fonctionnel d'un régulateur.....	35
Figure IV.3	Action proportionnelle.....	36
Figure IV.4	Action intégral.....	36
Figure IV.5	Action Dérivée.....	37
Figure IV.6	Récapitulatif de l'influence d'un PID sur le système qu'il corrige si l'on augmente séparément l'action proportionnelle (P), intégrale (I) ou dérivée (D).....	37
Figure IV.7	Schéma synoptique d'un régulateur proportionnel intégral (PI).....	38
Figure IV.8	Schéma synoptique d'un régulateur proportionnel dérivé (PD).....	39
Figure IV.9	Schéma synoptique d'un régulateur PID.....	39
Figure IV.10	Signal de consigne.....	42
Figure IV.11	Régulation du débit du biogaz par un contrôleur PID.....	43
Figure IV.12	Schéma d'une commande linéarisante par bouclage d'état.....	47
Figure IV.13	Régulation du débit du biogaz par un contrôleur mixte « linéarisant-PID».....	49
Figure IV.14	Consigne.....	51
Figure IV.15	Régulation du débit du biogaz par un contrôleur mixte « linéarisant-PI».....	52
Figure IV.16	Signal de commande.....	52
Figure IV.17	Régulation du débit du biogaz par un contrôleur mixte « linéarisant-PD ».....	53
Figure IV.18	Signal de commande.....	54
Figure IV.19	Régulation du débit du biogaz par un contrôleur mixte « linéarisant-PID ».....	54
Figure IV.20	Signal de commande.....	55
Figure IV.21	Régulation du débit du biogaz par un retour unitaire.....	56
Figure IV.22	Signal de commande.....	56

Figure IV.23	Plan de phase du système en BO.....	57
Figure IV.24	Plan de phase du système avec PID.....	58
Figure IV.25	Plan de phase du système avec contrôleurs mixtes.....	59
Figure IV.26	Evolution temporelle de la consommation du COD.....	60
Figure IV.27	Evolution temporelle du débit de biogaz.....	60
Figure IV.28	Signal d'entrée.....	61
Figure IV.29	consommation du COD avec PID.....	62
Figure IV.30	débit de biogaz avec contrôleur PID.....	62
Figure A.1	Taux de croissance en fonction du substrat d'une population bactérienne régit par une cinétique de Monod.....	70
Figure A.2	Taux de croissance en fonction du substrat d'une population bactérienne régit par une cinétique de Haldane.....	70
Figure B.1	Taux de croissance des bactéries $\mu_2(s_2)$	73
Figure B.2	Taux de croissance des bactéries $\mu_1(s_1)$	73
Figure B.3	Schéma bloc <i>simulink</i> du système.....	74
Figure C.1	Bloc <i>simulink</i> du système avec contrôleur.....	75
Figure C.2	Evolution temporelle des états du système.....	76
Figure C.3	Bloc <i>simulink</i> du système avec contrôleur mixte.....	76
Figure C.4	Evolution temporelle des états du système.....	77
Figure C.5	Evolutions temporelles des états du système avec contrôleur mixte-PI.....	78
Figure C.6	Evolutions temporelles des états du système avec contrôleur mixte-PD.....	78
Figure C.7	Evolutions temporelles des états du système avec contrôleur mixte-PID.....	79
Figure C.8	Evolutions temporelles des états du système avec retour unitaire.....	79
Figure C.9	Bloc simulink de la régulation de la consommation du COD.....	80

Liste des tableaux

Liste des tableaux

Tableau IV.1	Erreurs moyennes de régulation et écarts-type des contrôleurs PID et mixte.....	17
Tableau A.1	Différences de complexité des modèles ADM1 et AM2.....	71
Tableau B.1	Estimation des paramètres cinétiques du modèle AM2.....	71
Tableau B.2	Estimation des coefficients de rendement du modèle AM2.....	72
Tableau B.3	Niveaux du taux de dilution et la stabilité des équilibres.....	72
Tableau C.1	Effets de l'augmentation des paramètres.....	75

Nomenclature

Nomenclature

Abréviations

ADM1	Anaérobic Digestion Model N°1
AGV	Acides Gras Volatiles
AMOCO	Project Advanced Monitoring and Control System for anaerobic processes
AM2	Anaérobique Modèle N°2.
BF	Boucle Fermé
BO	Boucle Ouverte
CEIT	Centre d'Etudes et d'Investigations Techniques de Guipuscoa
COST	European Co-operation in the field of Scientific and Technical Research,
D	Dépassement
D	Action Dérivées
DCO	Dégradation Chimique Organique
EGSB	Expanded Granular Sludge Bed
I	Action Intégrale
IC	Internal Circulation
INRA	Institut National de Recherche Agronomique
INRIA	Institut National de Recherche et innovations Agronomique
IWA	International Water Association
LCFA	Long Chains of Fatty-Acid
MES	Matières En Suspension
P	Action Proportionnelle
PD	Proportionnelle-Dérivée
pH	Proportion d'Hydrogène
PI	Proportionnelle-Intégral
PID	Proportionnel, intégral, et dérivé
PWM	Plant-Wide Modeling
TL	Transformé de Laplace
UASB	Upstream Anaerobic Sludge Blanket

Composés chimiques

H_2S	Sulfure de dihydrogène
CO_2	Dioxyde de carbone
H_2	L'hydrogène
$CH_3CH_2OO^-$	Ethyl hydroperoxide
CH_3CO_2OH	L'éthanol
$HCOOH$	L'acide méthanoïque
CH_3OH	Le méthanol
CH_4	Méthane
NaOH	L'hydroxyde de sodium

Symboles

Symboles	Signification
S	Concentration en substrat dans le bioréacteur (g/L)
s_i^n	La concentration en substrat d'entrée (g/L)
X	La concentration de la biomasse (g/L)
u	le taux de dilution (le rapport entre le débit d'entrée et le volume de réacteur) (jours⁻¹)
K_S	concentration de demi-saturation (g/L)
K_I	concentration d'inhibition (mmol.l⁻¹)
μ	le taux de croissance (jours⁻¹)
μ_{max}	Taux de croissance maximal (jours⁻¹)
x_1	Concentration de la population bactérienne acidogène (g/L)
x_2	Concentration de la population bactérienne méthanogène (g/L)
s_1	Concentration du substrat de matière carbonée (g/L)

s_2	Concentration des acides gras volatils ($mmol/L$)
k_1	Coefficients de Rendement pour la dégradation de la DCO
k_2	Coefficients de Rendement pour la production d'AGV ($mmol.g^{-1}$)
k_3	Coefficients de Rendement pour la consommation d'AGV ($mmol.g^{-1}$)
k_4	Coefficients de Rendement de la production de méthane CH_4 ($mmol.g^{-1}$)
k_5	Rendement pour la production de dioxyde de carbone ($mmol.g^{-1}$)
k_6	Rendement pour la production de dioxyde de carbone ($mmol.g^{-1}$)
r_1, r_2	Vitesses de réaction ($mol/unité\ de\ temps$)
$\mu_1(s_1)$	Taux de croissance spécifique des bactéries acidogènes ($jours^{-1}$)
μ_{max}	Taux de croissance maximale de la population bactérienne acidogène ($jours^{-1}$)
$\mu_2(s_2)$	Taux de croissance spécifique des bactéries méthanogènes ($jours^{-1}$)
μ_0	Taux de croissance maximale de la population bactérienne méthanogène ($jours^{-1}$)
k_{s1}	Constante de saturation associée au substrat acidogène s_1 (g/L)
k_{s2}	Constante de saturation associée au substrat méthanogène s_2 ($mmol.l^{-1}$)
k_I	Constante d'inhibition associée au substrat méthanogène s_2 ($mmol.l^{-1}$)
ξ	Vecteur des variables d'état
s_1^i	La concentration de s_1 dans l'alimentation (g/L)
s_2^i	La concentration de s_2 dans l'alimentation (g/L)
Q	Débit de biogaz (méthane) ($L/jour$)
α	Le degré d'agitation du bioréacteur
u	Taux de dilution ($jours^{-1}$)
Δ	Delta : expression analytique des équilibres
$\xi_A, \xi_B, \xi_C, \xi_D,$ ξ_E, ξ_F	Etats équilibres
z	Concentration de l'alcalinité (g/L)
c	Concentration du carbone inorganique. (g/L)

k_p	Gain proportionnelle
k_I	Gain intégrale
T_d	Constante de dérivation
e	Erreur statique
u	Commande en taux de dilution
v	Commande linéaire
y	sortie du system
x	Vecteur d'état
$L_g h$	Dérivée de Lie de h par rapport à g
$L_f h$	Dérivée de Lie de h par rapport à f
r	Degré relatif
α, β, γ	Variables
D	Dépassement (%)
TL	Transformé de Laplace
t_m	Temps de monté (jours)
t_r	Temps de réponse (jours)
in	Entrant
out	Sortant

Introduction générale

Introduction Générale

Aujourd'hui, le retraitement des déchets, œuvrant pour la sauvegarde de l'environnement est devenu un des thèmes prioritaire à la fois pour l'écologie, la politique et l'industrie. L'eau, symbole de la vie par excellence, a été pendant des siècles utilisée sans considération. Elle a été utilisée, souillée, puis rejetée sans le souci de la gestion de la pollution occasionné dans le milieu naturel.

Cependant, des avancées importantes ont été réalisées, depuis le siècle dernier pour la dépollution de cette ressource naturelle essentielle. Après une utilisation inconsidérée pendant des siècles, une prise de conscience a favorisée l'essor des moyens de dépollution. Cela pousse les gouvernements et les industries à rechercher des solutions technologiques permettant un traitement efficace et moins coûteux de la dépollution des polluants présents dans les eaux. Une des technologies permettant le traitement de ces derniers est la digestion anaérobie (bio méthanisation), qui consiste en une dégradation biologique, en absence d'oxygène, de la matière organique en un mélange de méthane CH_4 et de dioxyde de carbone CO_2 appelé 'biogaz'. Grâce à la digestion anaérobie, les déchets deviennent une source de richesses. Cette technologie devient essentielle dans le processus de réduction des volumes de déchets et la production de biogaz, qui est une source d'énergie renouvelable pouvant être utilisée dans la production d'électricité et de la chaleur. [1]

Le fonctionnement de ce procédé, pose un certains nombres de problèmes pratiques, parce que la digestion anaérobie est connue pour devenir facilement instable, ce déséquilibre influence le rendement de production du biogaz. L'objectif principale de cette étude consiste au contrôle du système et à l'amélioration de la production de biogaz, ainsi que de déterminer les profils de commande optimaux, à savoir une régulation classique en premier temps et synthétiser une commande mixte, combinant un régulateur PID et une commande non linéaire, à travers le calcul d'une loi de commande " u " par bouclage d'états de type entrée/sortie qui permettent d'atteindre le débit du biogaz désiré. Et d'initier une approche innovatrice de commande pour aboutir aux résultats souhaités. [2]

L'aspect de cette recherche concerne la simulation de la digestion anaérobie utilisant le modèle **AM2**, développé à l'**INRA** de Narbonne (France), et notre travail a permis de mettre en évidence les conditions de fonctionnement optimales du point de vue stabilité et bio méthanisation. [3]

Ce document est organisé en quatre chapitres, en plus d'une introduction et une conclusion générale.

Le chapitre I présente l'état de l'art sur les systèmes de digestion anaérobie ; la sera expliqué les différentes étapes de la digestion anaérobie à savoir l'hydrolyse, l'acidogène, l'acétogène et finalement la méthanogène. Rappelant les différents types de bioréacteur existant. Par ailleurs, les conditions physico-chimiques nécessaires au bon fonctionnement de ce procédé sont énumérées avec la citation des avantages et des inconvénients de ce système de traitement.

Dans le chapitre II, sont abordées la modélisation des bioprocédés et les deux (02) modèles mathématiques les plus étudiés à savoir le modèle **ADM1** et **AM2** et une description du bioréacteur utilisé pour notre travail est donné.

Le troisième chapitre consiste en une présentation détaillée du modèle à deux étapes utilisé, nommé **AM2**, ainsi que la modélisation du comportement dynamique du processus et l'étude de la stabilité est explicitée pour aboutir à un modèle global non linéaire d'ordre 4.

Le dernier chapitre aborde le contrôle du débit du biogaz du système via l'application de différentes commandes non linéaire et régulations classiques en taux de dilution afin de maximiser le débit de production du méthane, rappelant tout d'abord quelques notions élémentaires sur la régulation et le concept de la commande linéarisante par retour d'état d'un point de vue entrée/sortie. Ensuite une loi de commande adaptée à notre modèle est calculée, des simulations faites avec différents contrôleurs sont réaliser dans le but de les valider. Une approche de contrôle du système basé sur la consommation du COD a été proposée, nous énonçons cette stratégie de la perspective d'obtenir une production maximale de biogaz.

A la fin une conclusion générale est présentée, où seront rappelés les objectifs fixés et les résultats obtenus avec des recommandations.

Chapitre I

Etat de l'art sur les procédés de digestion anaérobie

I.1. Introduction

Actuellement, la digestion anaérobie des polluants suscite une vive attention auprès de la communauté scientifique et industrielle.

La méthanisation (ou digestion anaérobie) est un processus naturelle biologique de dégradation de la matière organique en absence d'oxygène.

Les parties suivantes, présentent ce qu'est un bioréacteur à digestion anaérobie, son fonctionnement biochimique et leurs évolutions ainsi que les avantages et inconvénients de la méthanisation.

I.2. Qu'est-ce qu'un bioréacteur à digestion anaérobie ?

La méthanisation est une digestion anaérobie, ou fermentation méthanique, qui transforme la matière organique en compost, méthane et gaz carbonique par un écosystème microbien complexe fonctionnant en absence d'oxygène. Il se produit naturellement dans certains sédiments, les marais, les rizières, ainsi que dans le tractus digestif de certains animaux.

Un bioréacteur, ou réacteur biologique est un contenant dans lequel un substrat, généralement des déchets organiques solubilisés dans l'eau, sont réduits puis digérés par des organismes vivants, par exemple des bactéries. [1]

I.3. Processus biologique

Cette partie présente d'une manière détaillée les différentes étapes intervenant dans le processus de digestion anaérobie [2] et [3].

I.3.1 Hydrolyse

L'étape d'hydrolyse est une étape enzymatique extracellulaire dans laquelle les macromolécules issues de l'étape de désagrégation sont réduites en monomères de la façon suivante :

- Les polysaccharides sont transformés en monosaccharides.
- Les lipides sont transformés en longues chaînes d'acides gras.
- Les protéines sont transformées en acides aminés.
- Les acides nucléiques sont transformés en bases azotées.

I.3.2 Acidogénèse

Lors de cette étape, les produits de l'hydrolyse sont absorbés par des bactéries fermentaires qui métabolisent les monomères pour produire des acides gras volatiles (AGV) (acétate, préopinate, butyrate, isobutyrate, valérate et isovalérate), des alcools, du sulfure de dihydrogène, (H_2S) responsable de l'odeur caractéristique des méthaniseurs, du dioxyde de carbone (CO_2), et de l'hydrogène (H_2). Ainsi, on obtient des produits fermentés et simplifiés. Notons que cette étape est très rapide et que les bactéries y participant ont un temps de duplication très court par rapport aux autres étapes et aux taux de duplications des autres populations de bactéries. Ainsi, il peut y avoir une accumulation de ces produits intermédiaires de digestion anaérobie qui peut déstabiliser et arrêter les autres étapes à cause du pouvoir inhibiteur d'une grande concentration de ces éléments.

I.3.3 Acétogénèse

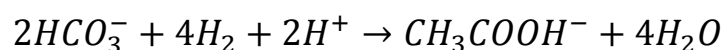
Pendant cette étape, les produits issus de l'acidogénèse sont transformés par les bactéries acétogènes en acétate, en dioxyde de carbone, et en hydrogène. Le temps de dédoublement de ces bactéries est beaucoup plus long que ceux de l'acidogénèse. On distingue 2 groupes de bactéries qui participent à cette étape :

1. Les premières sont les bactéries productrices obligées d'hydrogène qui produisent de l'acétate, de l'hydrogène et du gaz carbonique à partir des produits de l'acidogénèse. Leur fonctionnement est défavorable d'un point de vue thermodynamique (Consommation d'énergie) avec une pression d'hydrogène trop importante. Ainsi l'accumulation d'hydrogène peut conduire à l'arrêt de l'acétogénèse, ce qui implique que ce groupe de bactérie doit être associé à un groupe consommateur d'hydrogène.

Ci-dessous, les réactions chimiques mises en jeu lors de la dégradation :

- De l'éthanol : $CH_3CO_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COO^- + H_2O + OH^+$
- Du propionate: $CH_3CH_2OO^- + 2H_2O \rightarrow CH_3COO^- + 3H_2 + CO_2$
- Du butyrate: $CH_3(CH_2)_2COO^- + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + 2H_2 + H^+$

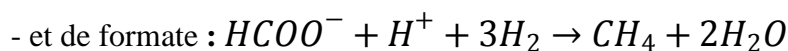
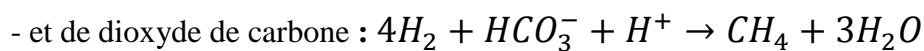
2. Les secondes produisent principalement de l'acétate à partir de l'hydrogène et du dioxyde de carbone comme le montre la réaction chimique suivante :



I.3.4. Méthanogénèse

Durant cette étape, les produits des réactions précédentes, principalement l'acétate, le formate, le dioxyde de carbone et l'hydrogène, sont convertis en méthane par les bactéries dites méthanogènes. Leur temps de dédoublement est un peu plus rapide que les populations de bactéries acétogènes. Deux familles principales de bactéries méthanogènes existent :

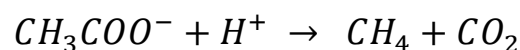
1. La première population comprend les méthanogènes hydrogénophiles qui produisent du méthane à partir d'hydrogène :



Ces bactéries permettent donc à l'acétogénèse de se dérouler correctement en utilisant l'hydrogène, qui en trop grande quantité peut inhiber l'acétogénèse.

2. La deuxième population comprend les méthanogènes acétoclastes qui produisent le méthane à partir d'acide acétique, de méthanol, et de méthylamine. On rencontre principalement deux types de bactéries méthanogènes acétoclastes dans les digesteurs anaérobies, les premières utilisent uniquement l'acétate pour produire le méthane alors que les secondes peuvent utiliser l'acétate, le dioxyde de carbone, l'hydrogène, le méthanol, et les méthylamines comme substrat pour produire le méthane.

La réaction suivante montre la conversion de l'acétate en méthane et en dioxyde de carbone



I.3.5 Autres voies de production du méthane

D'autres substrats possibles pour la méthanogénèse tels que l'acide méthanoïque ($HCOOH$), le méthanol (CH_3OH) et les méthylamines n'ont qu'une contribution très secondaire dans la plupart des processus de dégradation anaérobie. [4]

La **Figure I.1** ci-dessous inspiré du modèle de l'article [2] schématise les différentes étapes Biochimiques impliquées dans le processus anaérobie.

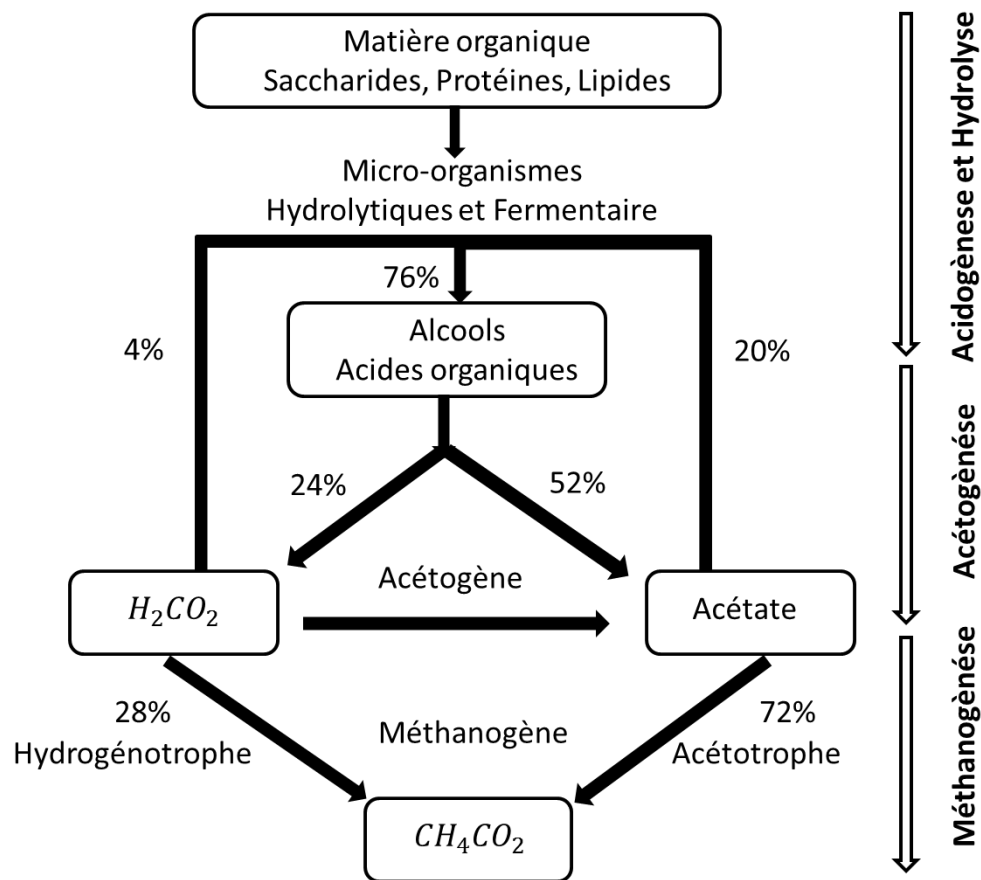


Figure I.1 Schéma des étapes de la méthanisation

I.4. Conditions physico-chimiques nécessaires à la digestion anaérobie

La digestion anaérobie ne peut être réalisée que sous certaines conditions :

- absence d'oxygène, de nitrates ou de sulfates [5]
- pH proche de la neutralité : optimum 6,8 – 7,5 [6]
- concentration en acide gras volatils (AGV) inférieures à 1000 mmol/L [7]
- une pression partielle en hydrogène très faible : 10 – 20 Pa au maximum [8]
- un potentiel d'oxydoréduction inférieur a -300 mV [9]
- absence d'éléments inhibiteurs : agent chlorés, antibiotiques,...
- une température stable optimale pour les micro-organismes épurateurs [10]

I.5. Composition et valorisation du biogaz

La méthanisation transforme essentiellement la matière organique en un gaz énergétique appelé « biogaz » composé de différents gaz issus des réactions biologiques.

I.5.1 Composition du biogaz

Les rendements en méthane et la composition du biogaz produit sont variables et sont liés à plusieurs facteurs [11] :

- nature des effluents à traiter (proportion de carbone, hydrogène, azote, soufre et oxygène) ;
- teneur en MES des effluents ;
- technologie d'épuration mise en œuvre.

De différentes sources de production conduisent à des compositions spécifiques et variables [4], [12], [13] Durant la digestion méthanique, les composés organiques sont finalement convertis en:

- méthane (CH_4) : sa teneur dans le biogaz peut varier de 50 à 80 % ;
- dioxyde de carbone (CO_2): le biogaz issu de la méthanisation des liquides contient généralement entre 10 et 30 % (moyenne 20 - 25 %) de(CO_2). Le biogaz issu de ladigestion des solides en contient une quantité généralement supérieure de 35 à 50 % ;
- autres gaz détectables : hydrogène sulfuré (H_2S), ammoniac (NH_3), gaz hydrogène.

I.5.2 Valorisation énergétique du biogaz

Le biogaz est utilisé en tant que combustible ou carburant pour éviter le rejet à l'atmosphère du méthane, gaz participant à l'effet de serre. Il peut servir à la production de la chaleur ou de l'électricité ou les deux à la fois (cogénération) [14], [15]. Par ailleurs, il peut aussi être injecté dans les réseaux locaux de gaz naturel. Les quantités de biogaz récupérées lors du traitement des effluents sur les installations anaérobies peuvent être importantes et l'économie énergétique non négligeable.

I.6.Evolution des bioréacteurs anaérobie

Les auteurs de l'article [16] ont schématiquement parlé de quatre générations de procédés qui sont apparues successivement. Nous pouvons les énumérer dans l'ordre d'apparition et de complexité :

- première génération : réacteurs à boues libres ou « contact » ;
- deuxième génération : réacteurs **UASB** ou à boues granuleuses;

- troisième génération : réacteurs à boues immobilisées ou « fixées »;
- quatrième génération : réacteurs à lits fluidisés.

I.6.1 Réacteurs à boues libres ou « contact »

C'est la première technologie disponible qui consiste en la mise en œuvre d'une biomasse libre dans un réacteur infiniment mélangé s'apparentant à la technologie aérobie des boues activées.

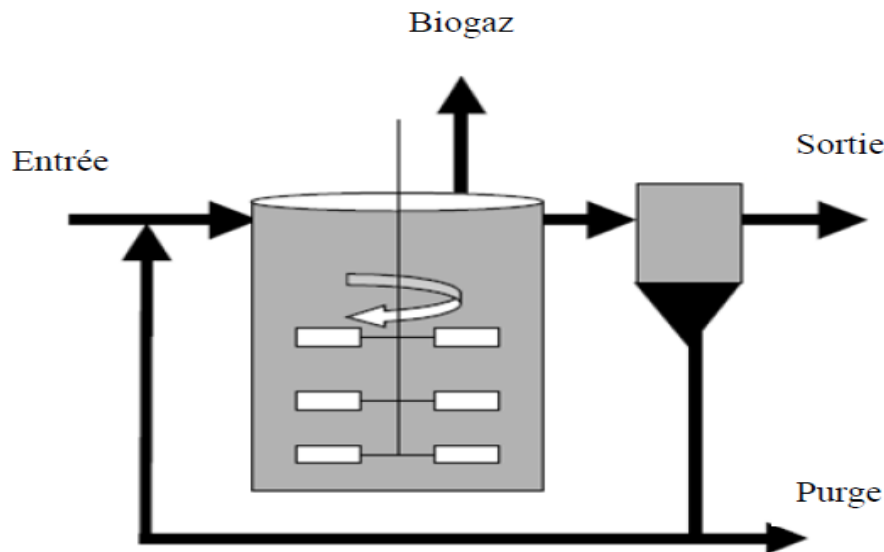


Figure I.2 Réacteur à boues libres équipé
D'un système de rétention de biomasse [17]

I.6.2 Réacteurs UASB ou à boues granuleuses

Elle est considérée comme la technologie de seconde génération **Figure I.3** Elle correspond à un réacteur composé d'un lit granuleux. La croissance de ce lit est essentiellement due aux particules solides en suspension qui entrent dans le réacteur et à la croissance des bactéries. C'est la technique la plus développée puisqu'elle représente plus de 80 % des réacteurs construits. Elle a donné lieu à un développement de variantes que sont les réacteurs **EGSB** et la technologie à double étage (**IC**).

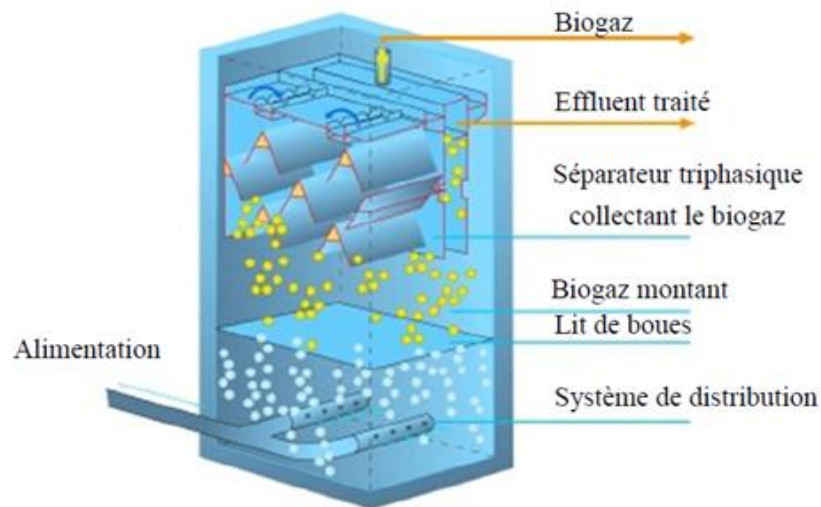


Figure I.3 Vue schématique d'un réacteur UASB

I.6.3 Réacteurs EGSB

Dans ce réacteur, les boues granulaires peuvent croître et se maintenir sous de fortes vitesses de fluide ascendant ($<12,5\text{mh}^{-1}$) [18]. De plus, ces réacteurs peuvent opérer avec des temps de séjour hydraulique extrêmement faible et un taux de chargement en boue plus important que dans les réacteurs UASB.

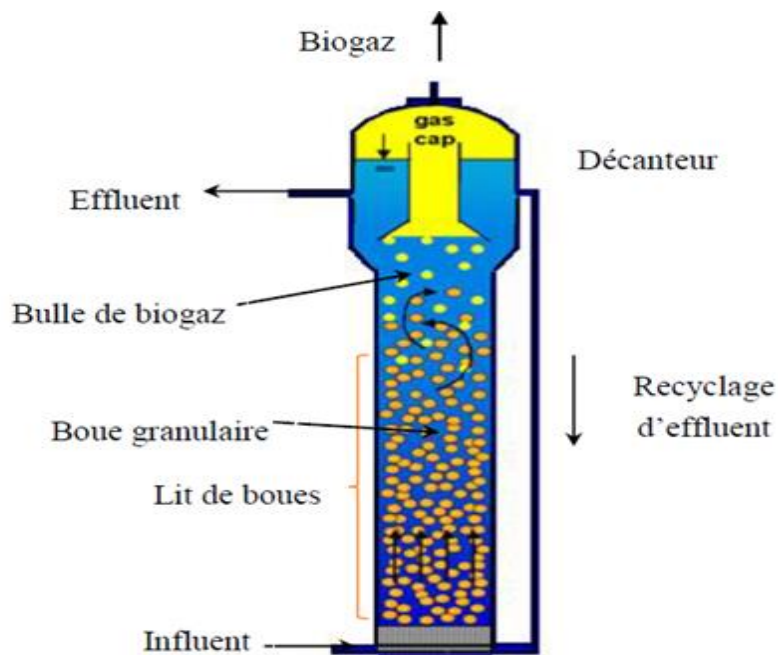


Figure I.4 Schéma d'un réacteur EGSB[19]

I.6.4 Réacteur IC

Les réacteurs **IC**, étudiés et réalisés par Pâques BV (Pays Bas), représentent la solution idéale pour les industries qui ont à disposition, pour le traitement de leurs effluents, des espaces limités. Dans le monde entier, une centaine d'industries de différents secteurs, se servent à aujourd'hui de la technologie **IC** pour le traitement de leurs effluents. Le traitement des effluents par **IC** a atteint une haute fiabilité technologique, avec des centaines d'installations dans le monde entier dans les différents secteurs industriels. [20]

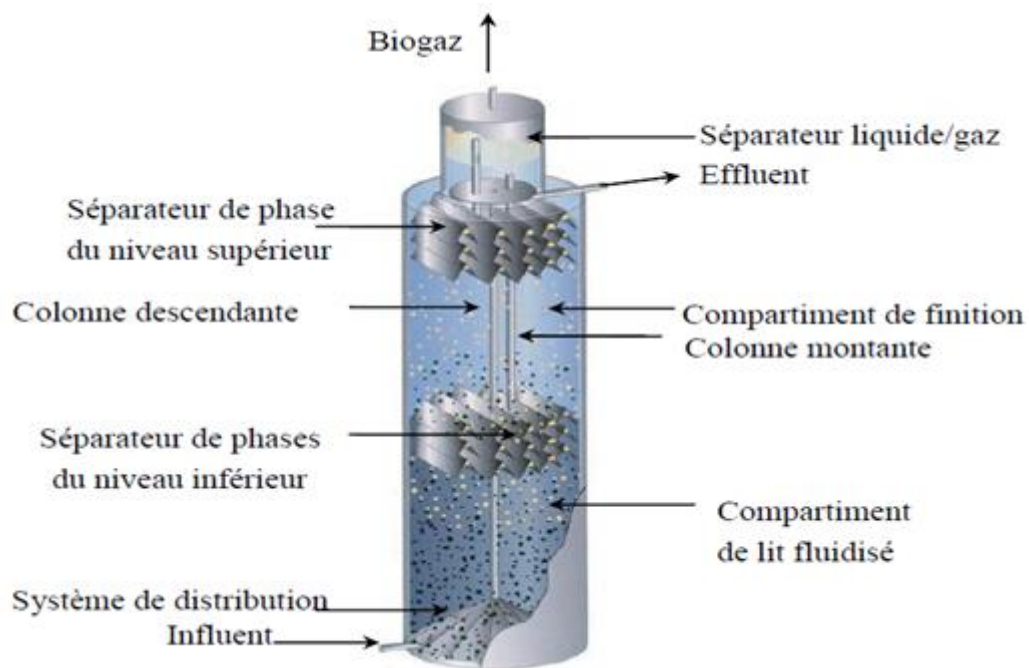


Figure I.5 Schéma d'un réacteur **IC**

I.6.5 Réacteurs à boues immobilisées et réacteurs à lits fluidisés :

Pendant les années 1980, les autres constructeurs parmi lesquels les constructeurs français, ont porté leurs efforts de recherche sur des réacteurs dits « de troisième génération » (réacteur à boues fixées) et de « quatrième génération » (réacteurs à lits fluidisés).

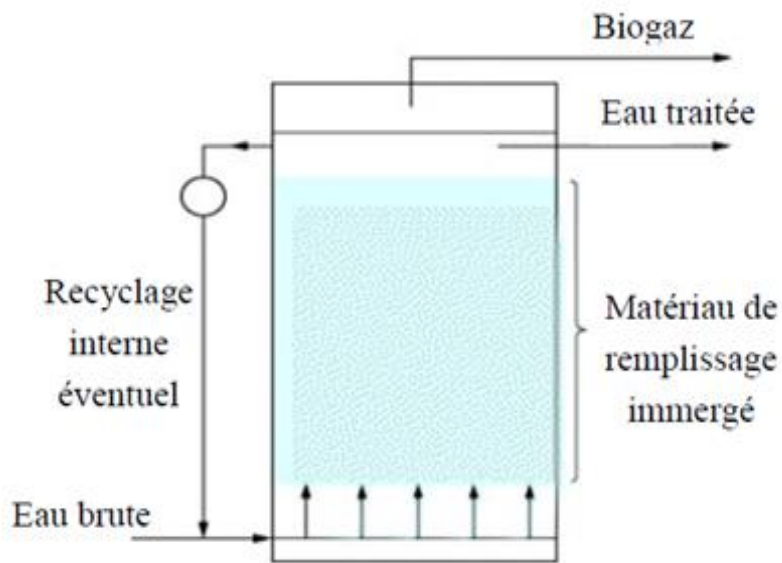


Figure I.6 Schéma d'un réacteur à boues immobilisées

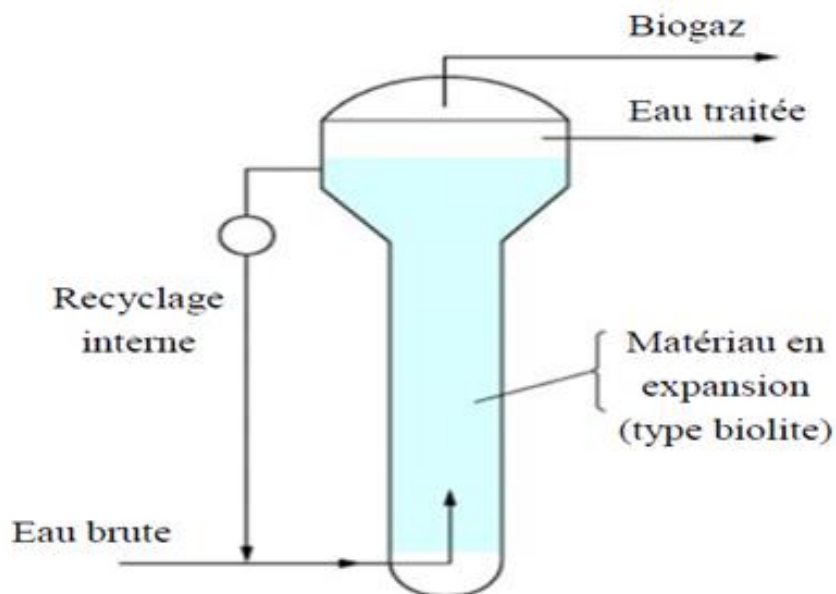


Figure I.7 Schéma d'un réacteur à lits fluidisés

I.6.6 Réacteurs à lits fixe:

Les digesteurs à lit fixe ont été développés vers la fin des années soixante sur la base des filtres aérobies.

Ce bioréacteur est dit à « lit fixe » car les bactéries sont agglutinées en un biofilm sur des supports prévus à cet effet voir la **Figure I.9**, Il existe différents types de bioréacteur à lit fixe

(lit mobile, Fixé aéré submergé, lit rotatif). Le flux de la solution entrante peut être ascendant, ou descendant ou bien à lit mobile, aère submerger, rotatif. La **Figure I.8** illustre un bioréacteur à lit fixe ascendant avec A : alimentation, S : sortie, G : biogaz, R : Recirculation. [3]

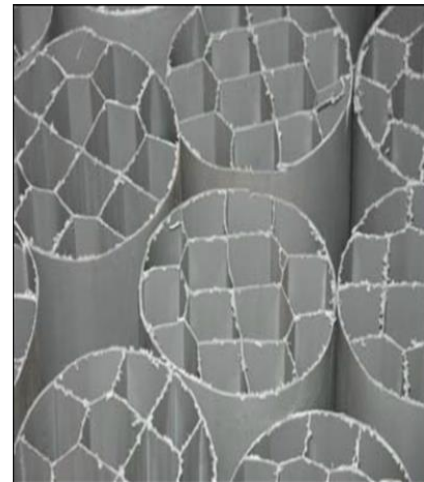
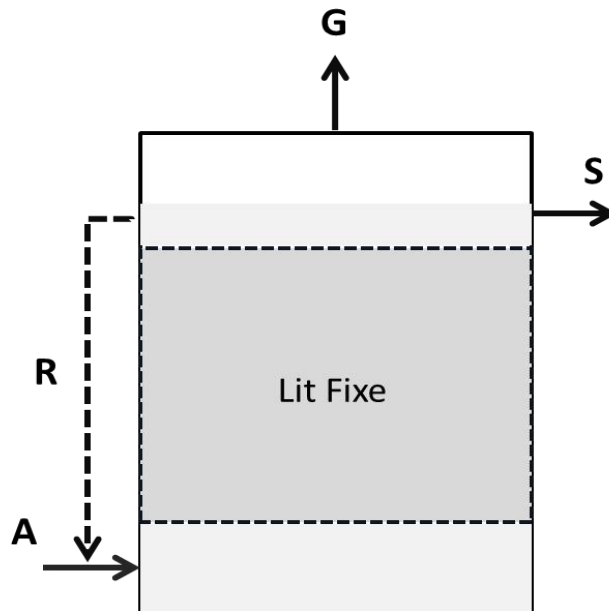


Figure I.8 Schéma d'un réacteur à lit fixe à flux ascendant **Figure I.9** Biofilm

I.7. Avantages et inconvénients de la digestion anaérobie

L'article [21] détaille les avantages et les inconvénients de la digestion anaérobie.

Les avantages de la digestion anaérobie sont :

- bonne efficacité obtenue dans la dépollution à débits élevés ;
- adaptation aux faibles températures;
- simplicité et flexibilité du système;
- faible besoin d'espace;
- faible consommation d'énergie;
- faible production de boues (2 à 30 fois moindre qu'en traitement aérobie) ;
- besoin de peu d'éléments nutritifs ou de produits chimiques pour le fonctionnement ;
- adaptation des bactéries pour la destruction de nombreux produits toxiques

Cependant, elle comporte aussi quelques inconvénients :

- Une forte sensibilité aux variations de charges et aux composés toxiques.
- Une dégradation plus lente que pour les procédés aérobies.
- Des coûts d'investissement importants.
- Du fait de la faible vitesse de croissance bactérienne, la cinétique d'épuration est lente et les périodes de démarrage des réacteurs relativement longues.
- Les populations microbiennes sont sensibles aux perturbations, en particulier à l'oxygène et aux métaux lourds ou encore aux surcharges organiques et le procédé se révèle souvent instable.
- Le traitement par digestion anaérobie est souvent insuffisant pour rejeter directement les effluents dans le milieu naturel : un post-traitement aérobie de finition est nécessaire pour achever l'élimination du carbone et éventuellement de l'azote et du phosphore.
- Mauvaise odeur.

I.8. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons donné un aperçu sur la digestion anaérobie et avons rappelé ses étapes biologiques, par la suite nous avons présenté les différents type de bioréacteur anaérobie, leurs intérêts et leurs fonctionnement. Et finis par citer les avantages et inconvénients de la digestion anaérobie.

Dans le chapitre 2, nous allons définir la modélisation des bioprocédés, et nous allons présenter et comparer les deux principaux modèles existant. L'un de ces deux derniers sera mis en valeur et étudié dans le chapitre 3.

Chapitre II

Modélisation des procédés de digestion anaérobie

II.1. Introduction

La notion de modèle évoque une représentation simplifiée d'un concept ou d'un processus, la formulation mathématique de cette représentation par des équations conduit à la notion de modèle mathématique.

Les premiers modèles mathématiques de bioréacteurs anaérobies ont été définis dans les années 1970 ; ces modèles sont plus au moins complexes selon le nombre de processus biochimiques représentés. Dans le travail qui suit nous allons donner un aperçu sur les modèles les plus utilisés. Et décrire le bioréacteur utilisé pour cette étude.

Une analyse extensive de la littérature bibliographique a montré que tous les travaux réalisés précédemment sont basés sur 02 modèles principaux le **ADM1** et le **AM2** respectivement pour Anaerobic digestion model N°1 et Anaérobique modèle N°2.

II.2. Modèles existants de bioréacteurs

La modélisation des processus biochimiques et d'autant plus des bioprocédés, est un travail délicat, car il n'existe pas en biologie de lois ou de modèles universels, à la différence de la physique ou des modèles connus et validés depuis des siècles (attraction universelle, principes de thermodynamique, lois des gaz parfait,...); peuvent servir de base à la construction des modèles mécanistes, Les modèles de croissance bactérienne sont essentiellement empiriques.

Le modèle sur lequel portait notre travail a été développé à partir d'un bioréacteur réalisé par des chercheurs de l'**INRA** de Narbonne et de l'**INRIA** de Sophia-Antipolis, en 2001. Il s'agit d'un digesteur anaérobie à lit fixe dont le synoptique de fonctionnement est présenté par la **Figure II.1**, constitué d'un réacteur formé par une colonne circulaire, d'une hauteur de 3,5m et d'un diamètre de 0,6m, soit un volume total de 982litres. Le digesteur est équipé d'un système de dilution en entrée du réacteur afin de faire varier la concentration en carbone. Une régulation du pH de l'alimentation s'effectue par apport de soude (NaOH) grâce à un régulateur intégré au pH-mètre qui actionne une pompe doseuse à partir d'une consigne prédéfinie. Une pompe péristaltique pilotable à débit variable assure l'alimentation du réacteur. L'alimentation est mélangée au liquide recyclé avant de pénétrer à la base du réacteur où il est homogénéisé par une pompe de mélange. Une fois dans le réacteur, le liquide passe au niveau de la zone réactionnelle jusqu'à la sortie qui s'effectue par sur versé. A ce niveau, un séparateur permet le dégazage du milieu liquide et la recirculation de la phase

liquide. La régulation de température à une valeur de 35°C s'effectue grâce à une double enveloppe placée à la base du réacteur, dont le fluide est chauffé par une résistance électrique. La recirculation est assurée par une pompe centrifuge à un débit constant de 600 L.h⁻¹ garantissant un bon mélange de la phase liquide du réacteur, ainsi qu'une régulation correcte de la température.[3]

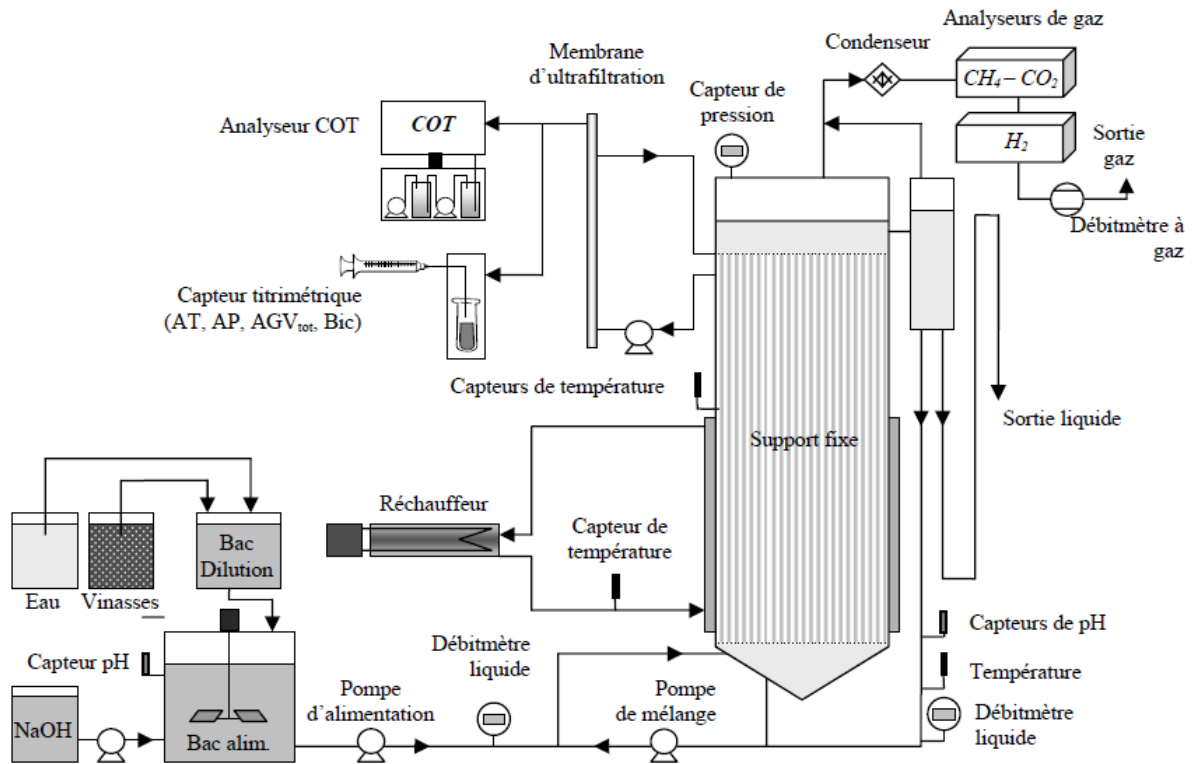


Figure II.1 Schéma synoptique du bioréacteur à lit fixe de l'INRA de Narbonne.

II.2.1 Présentation des modèles de processus biologiques

Les articles [22] et [23] présentent de manière détaillée les équations permettant de modéliser les processus biologiques de façon générale.

Généralement un processus biochimique dans un bioréacteur parfaitement agité peut se modéliser sous la forme :

$$\begin{cases} \dot{X} = (\mu - u)X \\ \dot{s} = (s_i^n - S) - \mu X \end{cases} \quad (2.1)$$

- s : la conentration en substrat dans le bioréacteur
- s_i^n : La concentration en substrat d'entrée
- X : La concentration de la biomasse

- μ :le taux de croissance
- u :le taux de dilution (le rapport entre le débit d'entrée et le volume de réacteur)

Plusieurs équations permettent de modéliser des comportements de croissance différents.

Par exemple le taux de croissance d'une population de bactéries peut être modélisé par :

- Equation de Monod :

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{S + K_S} \quad (2.2)$$

Avec : μ_{max} le taux de croissance maximal, K_S la concentration de demi saturation

Cette équation permet de modéliser la croissance d'une population de bactéries se nourrissant d'un substrat et dont la croissance maximale est limitée. **Figure A.1 d'Annexe A**

- Equation de Haldane :

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{S + K_S + \frac{S^2}{K_I}} \quad (2.3)$$

avec K_I la concentration d'inhibition

Cette équation permet de modéliser en plus le fait qu'une trop grande concentration en substrat inhibe le développement des bactéries. Il y a donc un taux de substrat optimal pour la croissance des bactéries. **Figure A.2 de l'Annexe A.**

II.2.2 Modèles de bioréacteurs anaérobies

II.2.2.1 Modèle ADM1

Le model **ADM1** pour Anaerobic Digestion Model No 01, a été développé par les chercheurs de l'IWA (International Water Association) en 2002, le but était de créer un modèle complet basé au plus près du modèle phénoménologique permettant de simuler au mieux les réactions anaérobies. La **DCO**, communément utilisée pour caractériser les composés organiques dans les eaux usées, est considérée comme étant l'unité de la plupart des modèles décrivant les processus de traitement des eaux usées. L'intérêt de l'**ADM1** réside dans le fait qu'il repose sur le fractionnement de la **DCO** ce qui permet de faire facilement des bilans. De plus, les trois phases (solide, liquide et gazeuse) sont modélisées **Figure II.2.**

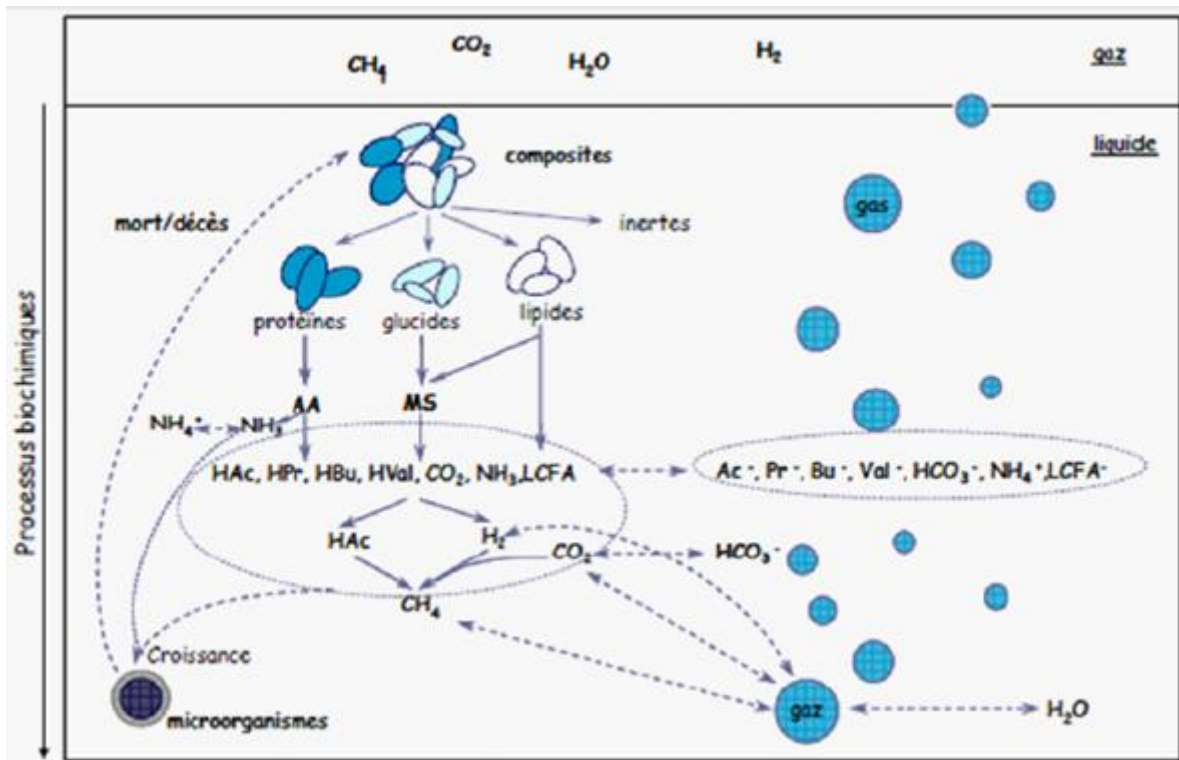


Figure II.2 Processus de conversion dans la digestion anaérobie utilisé pour le modèle **ADM1** [24]

Dans la littérature on distingue 3 versions principales de l'**ADM1** : (i) la description standard, donnée par le groupe de travail de l'**IWA** pour le modèle mathématique des processus de la digestion anaérobie. (ii) La version **COST**. (iii) La version **CEIT** (Université de Navarre) adaptée pour le plant-wide-modelling (**PWM**). La différence entre ces versions de l'**ADM1** réside principalement dans les équilibres de masse du modèle. [25]

Comme on peut le constater sur la **Figure II.3**, **ADM1** est un modèle complexe ; en effet il décrit 19 processus biochimique, 3 processus cinétiques de transfert gaz-liquide et compte 7 populations bactériennes différentes, dont deux biomasses pour la dégradation des sucres solubles et des acides aminés, trois pour le propionate, le butyrate et valérate et les acides gras longues chaînes et enfin deux biomasses pour l'hydrogène et l'acétate dans la phase de méthanogénèse. L'**ADM1** est actuellement le modèle le plus complet pour décrire le processus de la digestion anaérobie. En effet, très utile pour le 'benchmarking', il a été largement utilisé dans des applications académiques et pratiques et été testé avec succès sur divers systèmes. Et il permet d'accéder à 32 sorties de simulation ; pour pouvoir l'utiliser il faut prévoir de régler 80 paramètres, donc ce modèle est très compliqué à identifier et demande de grandes connaissances des paramètres cinétiques et coefficients stœchiométriques du bioréacteur à modéliser.

Pour résumer ce modèle s'avère complexe, et sa structure représente un handicap de taille pour faire de l'optimisation ou synthétiser des lois de commande, de plus sa complexité le rend difficile à implanter numériquement, c'est pour ces raisons qu'il n'a pas été retenue.

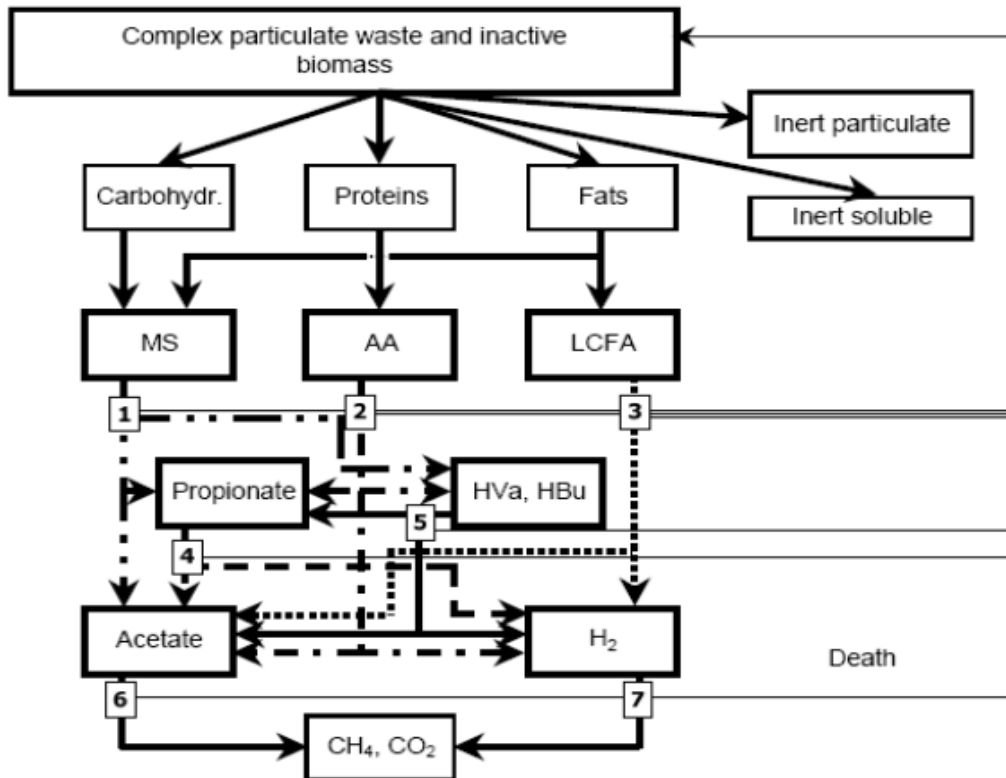


Figure II.3 Processus biochimique dans ADM1

1. Acidogénèse à partir des sucres
2. Acidogénèse à partir des acides aminés
3. Acétogénèse à partir des longues chaînes d'acides gras (LCFA)
4. Acétogénèse à partir du propionate
5. Acétogénèse à partir du butyrate et du valérate
6. Méthanogénèse acétoclastique
7. Méthanogénèse hydrogéntrophique

II.2.2.2 Modèle AM2

Comme nous l'avons mentionné dans l'introduction, les modèles **AM2** (à deux étapes), ont été largement utilisés pour la supervision des procédés, plusieurs études plus au moins approfondies ont été consacrées à l'analyse de la stabilité et l'optimisation ou encore la synthèse de lois de commande. Cependant, ces études ont toutes été réalisées pour des cas particuliers et non en toute généralité.

Ce Modèle a été développé dans le cadre du projet européen **AMOCO** [3], sur la modélisation et le contrôle de procédés de digestion anaérobie. Ce modèle a été développé à partir des résultats expérimentaux obtenus sur le réacteur à lit fixe de l'**INRA** de Narbonne. Dans ce modèle, le processus a été simplifié en considérant deux populations de bactéries, il est de tendance beaucoup plus simple à utiliser que le modèle **ADM1** pour faire du contrôle ou de l'optimisation. (**Tableau A.1 de l'annexe A**)

Ce modèle présente l'intérêt de reproduire à 97.8% la variabilité du système réel. [3] Son ordre dynamique modéré facilite l'estimation des paramètres cinétiques et coefficients stœchiométriques. Les sorties principales les plus intéressantes sont accessibles directement. L'article [26] illustre la robustesse de ce modèle ce qui rend son utilisation possible pour des conditions expérimentales assez variées.

Un des défauts principaux de ce modèle est qu'il ne prend pas en compte l'acétogénèse qui est implicitement intégrée à l'acidogénèse. Ceci implique qu'il est impossible de prédire le taux des différents **AGV**, comme par exemple le propionate qui a un fort potentiel inhibiteur sur le processus général. Les **AGV** sont tous comptabilisés comme de l'acétate directement méthanisable. Un des autres défauts majeurs du modèle est que, lors des phases transitoires de démarrage du bioréacteur, la biomasse est mal prédite.

Toutefois, la bonne représentation de la dynamique du système réel et sa relative simplicité par rapport à des modèles beaucoup plus complexes comme l'**ADM1** font de ce modèle un très bon candidat pour la synthèse de commande ou des travaux d'optimisation. C'est donc le modèle que nous avons choisi pour notre travail.

Une fois ce modèle choisi, un modèle numérique va être développé sur Matlab pour pouvoir faire de la simulation en appliquant une entrée de commande.

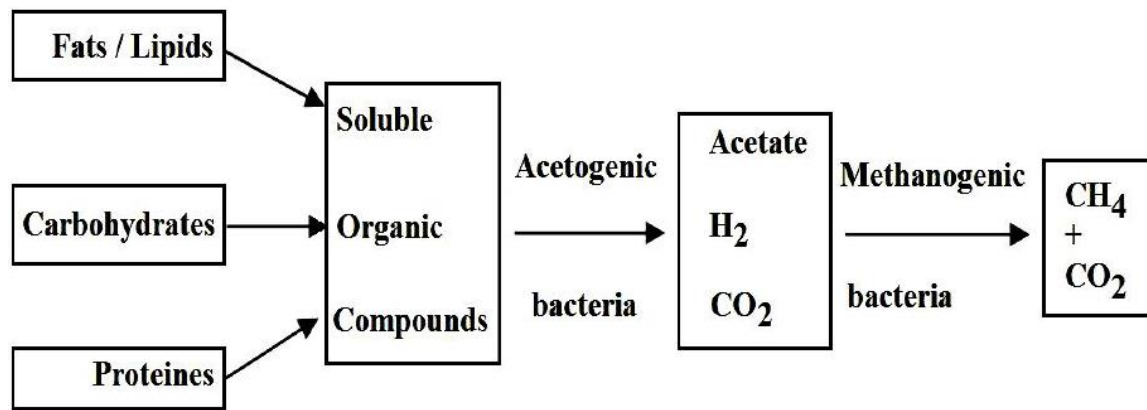


Figure II.4 Schéma du processus biochimique de la digestion anaérobie à 2 phases

II.3. Conclusion

Dans ce chapitre nous avons, présenter un bref historique sur la modélisation des bioréacteurs anaérobie, et donner une courte description sur le bioréacteur duquel a été tiré le modèle étudié, et montrer un aperçu sur les 2 modèles mathématiques principaux disponible à savoir l'ADM1 et le AM2, et avons mis en valeur le model AM2 en comparaison avec l'ADM1.

Vu les avantages que présentent le modèle AM2 pour le contrôle et la commande, nous avons décidé d'utiliser ce modèle pour notre simulation. Donc c'est sur ce dernier que se baseront les 2 chapitres qui suivent de notre travail. A savoir une étude et simulation dans le chapitre 3 et application de différents algorithmes de commande dans le chapitre 4.

Chapitre III

Modèle Anaérobique à deux étapes (AM2)

III.1. Introduction

Nous consacrons ce chapitre à l'analyse mathématique d'un modèle de digestion anaérobie à deux étapes. Ce modèle nommé AM2 est capable de reproduire le comportement dynamique du système. Dans un premier temps, nous présentons le modèle d'état dynamique. Par la suite, nous étudions ses équilibres et leur stabilité, et enfin une simulations numériques est présenté et discuté pour illustrer les caractéristiques de ce modèle.

III.2. Modèle AM2

Le modèle AM2 sera implémenté et utilisé pour la simulation, ce derniers est de tendance beaucoup plus simple à étudier et à modéliser pour faire du contrôle ou de l'optimisation comme nous l'avons mentionné précédemment. La suite décrit de manière détaillée ce modèle.

III.2.1 Processus biochimique

La modélisation comprend deux processus et deux populations bactériennes comme on peut le voir sur la **Figure III.1**

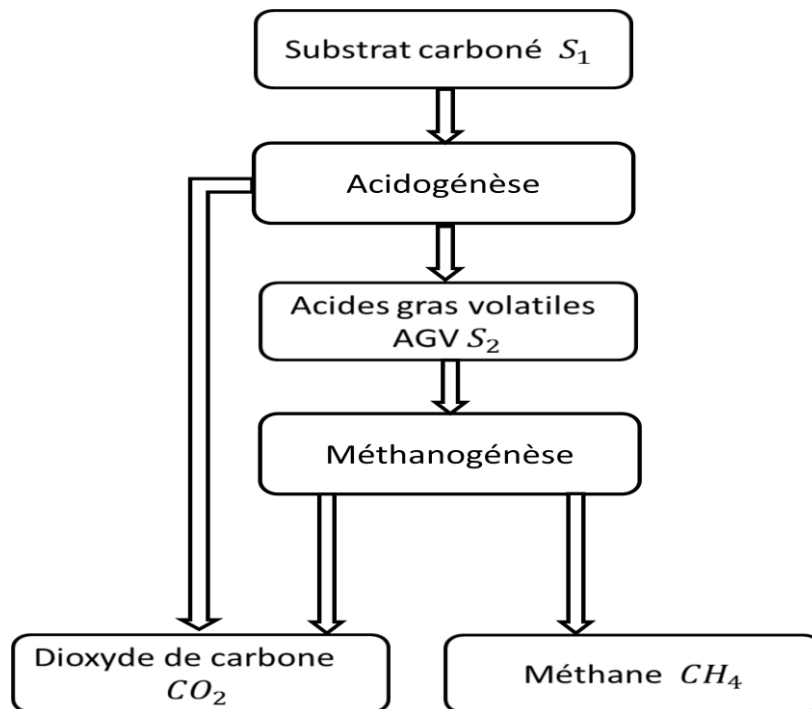


Figure III.1 schéma de fonctionnement biochimique du modèle AM2

La première étape est celle de l'acidogénèse modélisée par une population de bactéries acido-acétogènes de concentration x_1 qui décompose le substrat carboné S_1 en acides gras volatiles (**AGV** qui devient le substrat S_2), et en dioxyde de carbone. [3]

On considère dans ce modèle simplifié que les **AGV** sont uniquement présents sous forme non ionisée et se comportent comme de l'acide acétique. Notons que les deux substrats sont aussi présents dans l'alimentation du réacteur.

La réaction chimique modélisée est donc la suivante:



Avec la vitesse de réaction $r_1 = \mu_1(S_1)x_1$.

La croissance de cette population suit une cinétique de Monod **Figure B.1**

$$\mu_1(S_1) = \frac{\mu_{max} S_1}{k_{S_1} + S_1} \quad (3.2)$$

Ou μ_{max} , représente le taux de croissance maximal et k_{S_1} Paramètre de saturation lié à S_1 .

La seconde étape est celle de la méthanogénèse modélisée par une population de bactéries méthanogènes acétoclastes de concentration x_2 qui transforment les AGV (substrat S_2 , provenant de l'alimentation et/ou issu de l'acidogénèse) en méthane et en dioxyde de carbone. Selon la réaction chimique suivante:



Avec la vitesse de réaction $r_2 = \mu_2(S_2)x_2$.

La croissance de cette population suit une cinétique de Haldane **Figure B.2**

qui permet de modéliser l'inhibition des méthanogènes par l'accumulation des **AGV**. On a:

$$\mu_2(S_2) = \frac{\mu_0 S_2}{k_{S_2} + S_2 + \frac{S_2^2}{k_I}} \quad (3.4)$$

Ou μ_0 , représente le taux de croissance maximal, k_{S_2} la constante de saturation et k_I la constante d'inhibition.

III.2.2 Modèle d'état dynamique :

Le modèle général AM2 à deux étapes tel qu'il a été proposé dans la littérature [27] considère 6 variables d'état nommées : $\xi = [x_1, x_2, s_1, s_2, z, c]^T$, avec :

x_1	Concentration de la population bactérienne acidogène
x_2	Concentration de la population bactérienne méthanogène
s_1	Concentration du substrat de matière carbonée
s_2	Concentration des acides gras volatils (AGV)
z	Concentration de l'alcalinité
c	Concentration du carbone inorganique.

Par la suite, nous ne prenons pas en compte les variables z et c et nous notons $\xi = [x_1, x_2, s_1, s_2]^T$ le vecteur des variables d'état. Cela ne posera pas de problème pour l'analyse mathématique du modèle d'ordre 4, car il est indépendant des deux variables z et c (voir le modèle original dans [28], Les variables z et c peuvent être rajoutées ultérieurement si nécessaire, afin de synthétiser des observateurs par exemple).

x_1 Et x_2 , sont respectivement la concentration de la population bactérienne acidogène et la concentration de la population bactérienne méthanogène.

s_1 Et s_2 , sont respectivement la Concentration du substrat de matière carbonée et la concentration du substrat en acides gras volatils.

Le modèle dynamique est alors le suivant :

$$\frac{ds_1}{dt} = u(s_1^i - s_1) - k_1\mu_1(s_1)x_1 \quad (3.5)$$

$$\frac{dx_1}{dt} = (\mu_1(s_1) - \alpha u)x_1 \quad (3.6)$$

$$\frac{ds_2}{dt} = u(s_2^i - s_2) + k_2\mu_1(s_1)x_1 - k_3\mu_2(s_2)x_2 \quad (3.7)$$

$$\frac{dx_2}{dt} = (\mu_2(s_2) - \alpha u)x_2 \quad (3.8)$$

$$Q = k_4\mu_2(s_2)x_2 \quad (3.9)$$

Nous supposons que le débit du méthane est le rendement mesurable et le dénotons par Q , qui dépend directement de la croissance de la population bactérienne méthanogène x_2 . Pour résumer, notre modèle dynamique s'agit d'un système d'équations différentielles du premier ordre qui sont couplés.

Le terme α représente le degré d'agitation du bioréacteur avec $0 \leq \alpha \leq 1$.

- le réacteur est complètement agité pour $\alpha = 1$
- le réacteur est parfaitement à lit fixe pour $\alpha = 0$

Les concentrations en substrat d'entrée s_1^i et s_2^i respectivement les concentrations de matières organiques du substrat et d'acides gras volatils dans l'affluent sont supposées pour être constantes, avec $s_1^i = 40 \text{ g/l}$ et $s_2^i = 175 \text{ mmol/l}$. Le taux u de dilution est considéré comme entrée de commande avec $u \in [0 \text{ } 1.5] \text{ j}^{-1}$.

III.2.3 Paramètres

Lors des travaux d'O. Bernard et al. Les résultats expérimentaux ont été divisés en deux groupes : l'un destiné pour l'identification des paramètres et l'autre pour la validation du modèle.

L'un des objectifs primaires du modèle AM2 est d'élaborer un prototype capable de prédire proprement les états d'équilibre du processus. Pour cela un ensemble de valeurs à l'état d'équilibre a été sélectionné pour le calibrage.

La structure du modèle est composée de combinaisons entre termes hydrodynamiques, termes de transfert liquide-gaz et de termes de conversion (cinétique et rendement). Les termes de conversion et de transfert liquide-gaz contiennent des paramètres à calibrer, par contre les termes liés à l'hydrodynamique sont caractérisés par les valeurs (connues) des débits d'effluents. [28]

Une analyse extensive de la littérature bibliographique a montré que très peu de travaux ont fourni une estimation de quelques-uns des paramètres de ce modèle. Pour les variables qui ont été fournis par différents auteurs, il existe une forte dispersion y compris lorsqu'il s'agit de la méthanisation en utilisant les eaux usées comme substrat [27], [29], [30].

En réalité, en dehors des paramètres des taux de croissance maximum pour les bactéries acidogènes et méthanogènes, la littérature ne fournit presque pas de données concernant les autres paramètres. Les paramètres de notre modèle AM2 sont présentés en **Annexe B**.

Voir le **tableau B.1** et le **tableau B.2**.

La figure ci-dessous résume notre modèle.

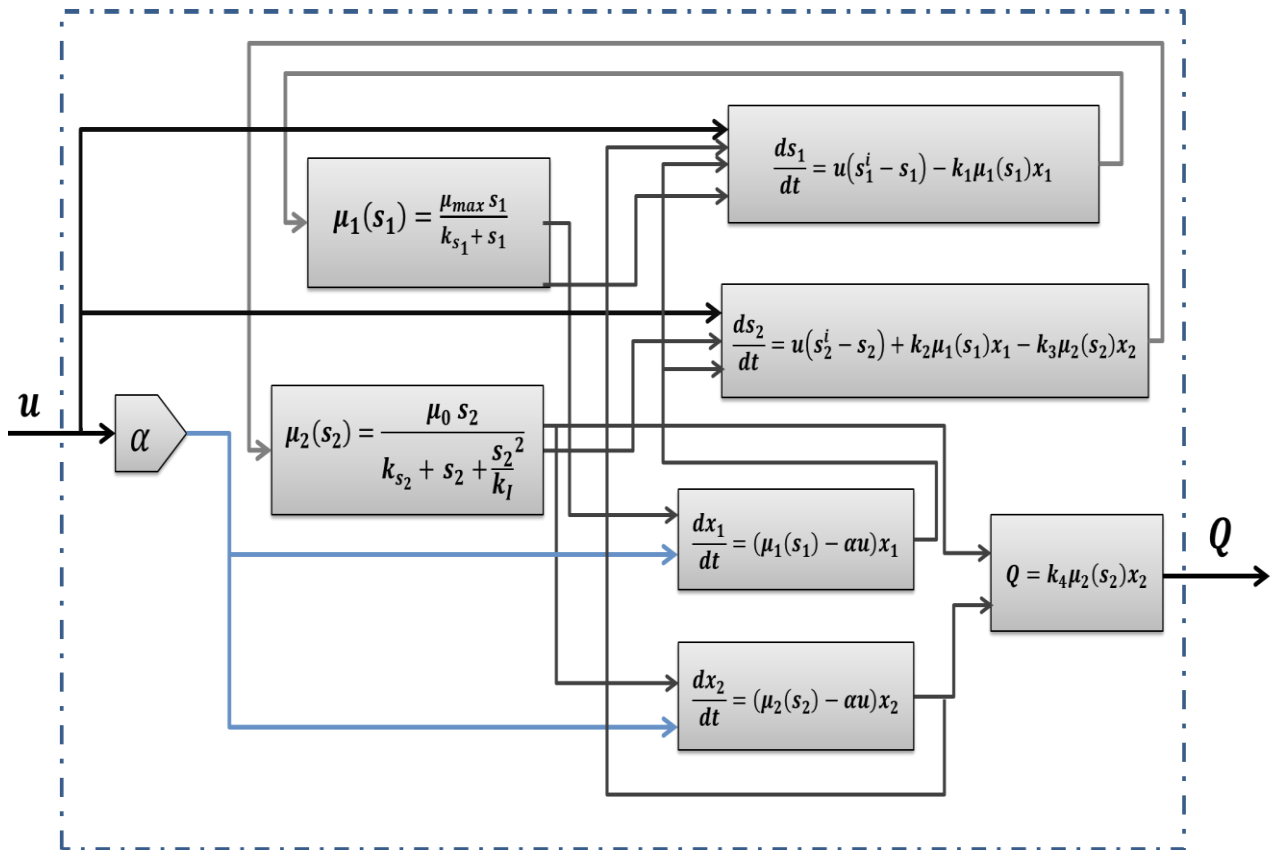


Figure III.2 Bloc du modèle AM2

III.3. Etude de la stabilité

Lors du fonctionnement du procédé de digestion anaérobie, un équilibre entre l'acidogénèse et la méthanogénèse doit être maintenue. Pour le travail qui suit nous allons prendre $\alpha = 1$ (réacteur complètement agité), les réacteurs continus sont généralement exploités autour d'un état stable (équilibre).

Afin de faire un bon choix de consigne et concevoir une stratégie efficace de commande pour conduire le système d'un point initial arbitraire au point d'équilibre choisis, la connaissance qualitative sur le nombre et les types d'équilibres du système est nécessaire ainsi que les conditions de leurs apparitions.

Les auteurs de l'article [31] ont montré que l'ensemble des points d'équilibres du système est globalement convergent : à mesure que le temps augmente, chaque solution converge à un point d'équilibre qui se trouve tous sur le plan Δ .

$$\Delta = \{ \xi \in \mathbb{R}^{+4}; s_1 + k_1 x_1 = s_i^1, s_2 - k_2 x_1 + k_3 x_2 = s_i^2 \}$$

Delta : expression analytique des équilibres, ainsi que les conditions pour leur présences en fonction u , s_i^1 , s_i^2 sont fournis. Ici nous considérons que les concentrations des composant de l'affluent sont constants et connus. Ainsi l'apparition de l'équilibre est entièrement déterminée par l'amplitude du taux de dilution.

Il existe quatre(04) types d'états stables caractérisé par :

- A. **Lessivage total** : il existe un seul état stable de ce type, dénoté par ξ_A ; qui est toujours physiquement indépendant de l'amplitude du taux de dilution.
- B. **Lessivage des bactéries méthanogènes** : la peut exister seulement un état d'équilibre de ce type noté par ξ_B ; qui se produit seulement si $u < \hat{u}$.
- C. **lessivage des bactéries acidogènes** : la peut exister tout au plus deux états d'équilibre de ce type noté par ξ_C ; et ξ_D ; qui se produise simultanément si $u^* < u < \tilde{u}$ ou seulement ξ_C ; si $u \leq u^*$.
- D. **coexistence des 02 populations bactériennes** : il peut exister deux (02) états stables de ce type, dénoté par ξ_E ; et ξ_F ; qui se produit simultanément si $\bar{u} \leq u < \tilde{u}$ ou seulement ξ_E ; si $u < \bar{u}$.

\bar{u} : Est le taux de dilution pour lequel $s_{2,F} + k_2/k_1 s_{1,F} = s_2^i + k_2/k_1 s_1^i$, ou $s_{1,F}$ est la solution de $\mu_1(s_1) = \bar{u}$ et $s_{2,F}$ est la solution la plus élevé (max) de $\mu_2(s_2) = \bar{u}$

La **Figure III.3** montre le nombre et le type d'équilibres pour des valeurs du taux de dilution dans chaque intervalle défini par les niveaux donnés dans le **Tableau B.3** présenté en **Annexe B**. Ces niveaux ont été déterminés à partir des paramètres du system indiqués dans les **Tableau A.1&A.2** de l'**annexe B**.

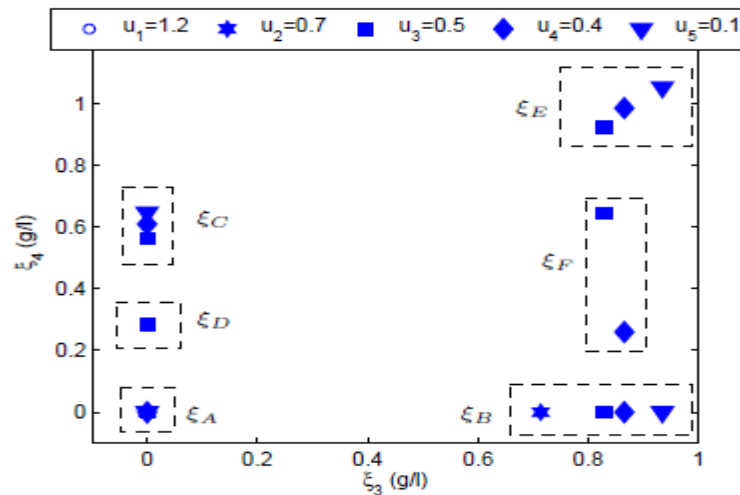


Figure III.3 Occurrence des équilibres pour différentes valeurs du taux de dilution

D'un point de vue pratique, les seuls équilibres intéressants sont E et F, caractérisés par la présence des deux populations bactériennes qui assurent la conversion des substrats et la production de biogaz. Parmi ces deux états d'équilibre, un taux de biogaz plus élevé est obtenu à l'équilibre E par rapport à F [27], parce que ξ_E est caractérisé par une concentration plus élevée de bactéries méthanogènes. Intuitivement, le rendement élevé (en terme de quantité d'eau traité) du système anaérobie et la production élevée de biogaz sont réalisés en actionnant le processus avec le taux élevé de dilution, de telle sorte que ξ_E correspondant est atteint.

Cependant, ξ_E est le seul équilibre stable du système à une évaluation basse du taux de dilution ($u < \bar{u}$); pour une dilution plus élevée ($u > \bar{u}$), ξ_B (lessivage des bactéries méthanogènes) et le point opérationnel ξ_E sont tous les deux asymptotiquement localement stable; Par conséquent pour quelques conditions initiales qui peuvent représenter un sous-ensemble large de l'espace d'état le système sera irréversiblement conduit au point d'acidification ξ_B , où les acides gras volatils s'accumulent dans le réacteur car leur conversion en biogaz n'a pas lieu en raison de l'absence des bactéries méthanogènes. Ainsi, une stratégie efficace de commande est nécessaire au démarrage sans risque du réacteur pour le conduire vers un équilibre significatif en termes de production élevée de biogaz et traitement efficace d'eau usagée.

III.4. Simulation du modèle en boucle ouverte :

Le modèle considéré a été implémenté sous un bloc *simulink* de Matlab permettant la simulation du fonctionnement du bioréacteur anaérobie. Différentes lois de commande lui

seront appliquées dans les chapitres qui viennent. Ce modèle utilise le taux de dilution u comme entrée, la simulation permet de visualiser graphiquement l'évolution temporelle du débit du Biogaz et des substrats et des bactéries.

Le schéma de la **Figure III.4** représente le bloc *Simulink* du modèle **AM2**, sa représentation détaillée est donnée en **Annexe B Figure B.3**.

L'objectif de la simulation en boucle ouverte est de montrer l'influence de la variation du taux de dilution sur notre système et d'observer l'évolution des différents états et de la sortie du biogaz, sans qu'il y ait recours à une boucle fermée ou à un contrôleur.

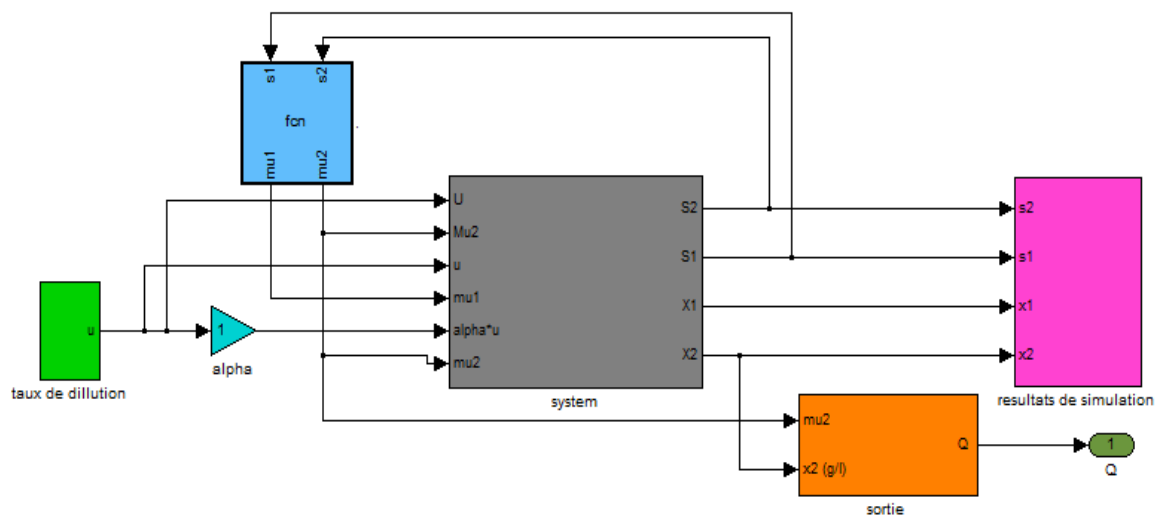


Figure III.4 Bloc *simulink* simplifié du modèle AM2

- **Système de dilution**

À fin de procéder à la validation de ce modèle en boucle ouverte, on doit avoir la présence d'une entrée en taux de dilution (le rapport entre le débit d'entrée et le volume du réacteur) variante, afin de modifier la concentration en Carbone, et pour la fixation des bactéries sur les biofilms, le taux de dilution du système doit être inférieur au taux maximum de croissance des bactéries (μ_{max}) concernées afin d'éviter la mobilisation du substrat par les bactéries libres au détriment des microorganismes attachés et favoriser le lessivage des bactéries libres. La dilution de l'effluent est réalisée avec de l'eau du réseau. [3]

Le système de dilution (**Figure III.5**) a été fabriqué et se compose d'un bac de 20 L équipé de deux capteurs de niveau et de deux pompes commandables qui régulent les proportions d'eau et d'influent "brut", [32] le reste du système a été détaillé en chapitre 2. Le signal d'entrée en taux de dilution obtenu après simulation est illustré dans la **Figure III.6**

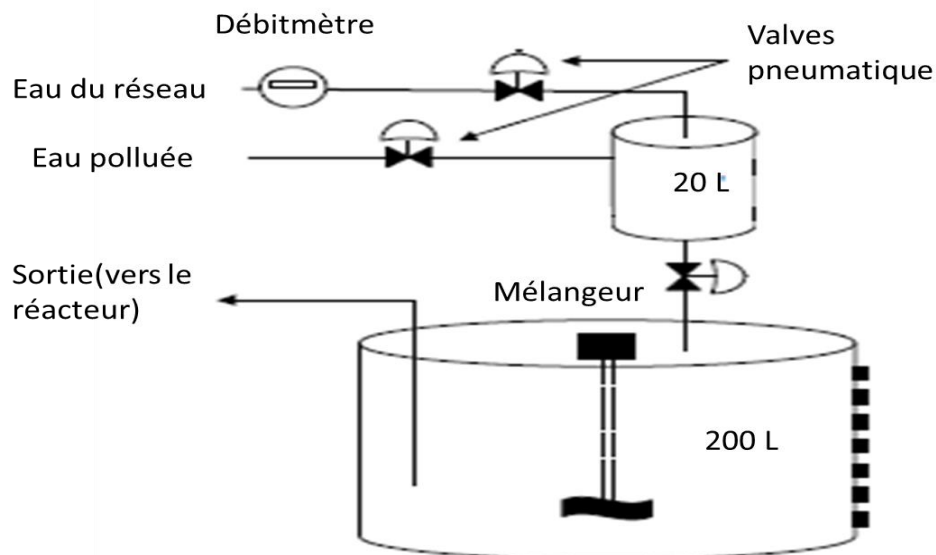


Figure III.5 Représentation schématique du système de dilution

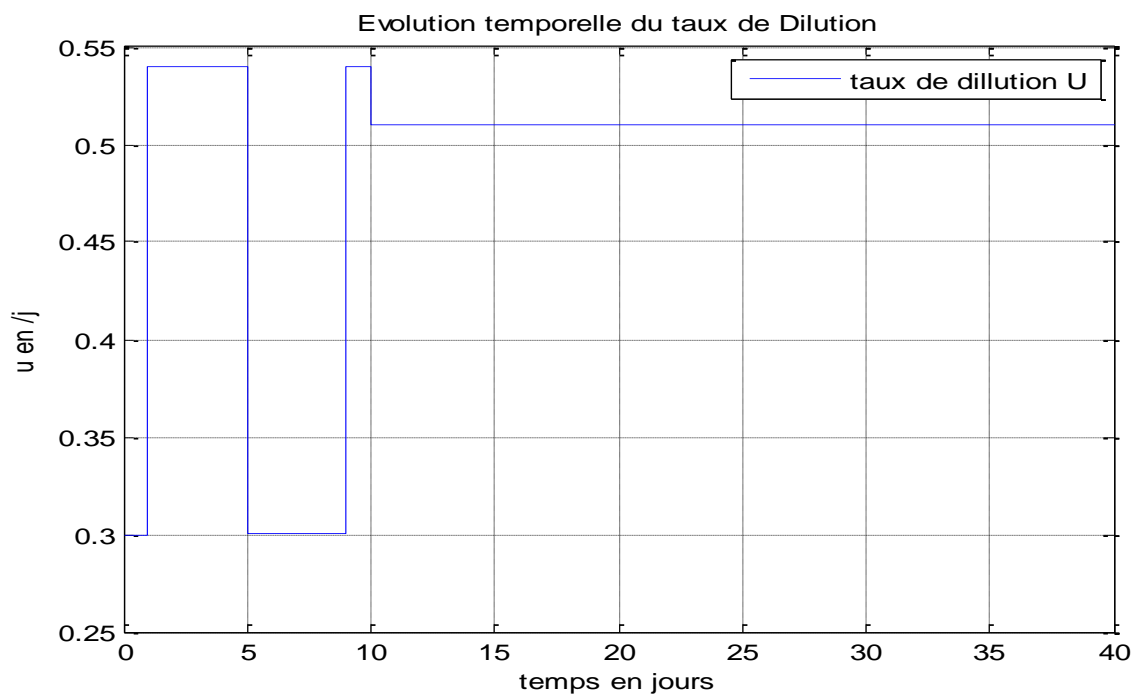


Figure III.6 Evolution temporelle du taux de dilution

III.5. Résultats de simulation :

La simulation du bloc *Simulink* de la **Figure III.4** a été faite pour une valeur de Proportion du taux de dilution $\alpha = 1$, et un taux de dilution correspondante à celui de la figure de la **Figure III.6** ainsi que des valeurs paramètres du système de digestion anaérobique présentés dans les **Tableau 1** et **Tableau 2** de l'**annexe B** et un vecteur d'état initiale

$\xi = [37.89 \ 42.41 \ 0.05 \ 0.52]'$. Les résultats de la simulation faite en boucle ouverte sont montrés dans les figures qui suivent.

La **Figure III.7** illustre l'évolution temporelle des bactéries acidogènes

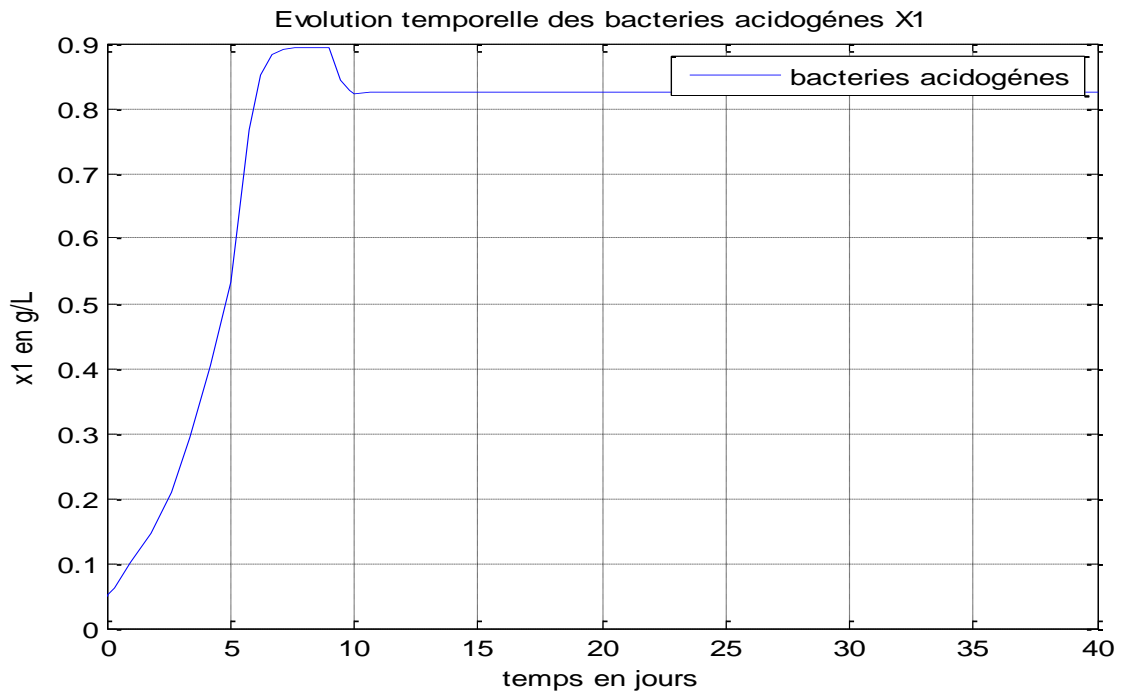


Figure III.7 Evolution temporelle des bactéries acidogènes

La **Figure III.8** ci-dessous retrace l'évolution temporelle des bactéries méthanogènes

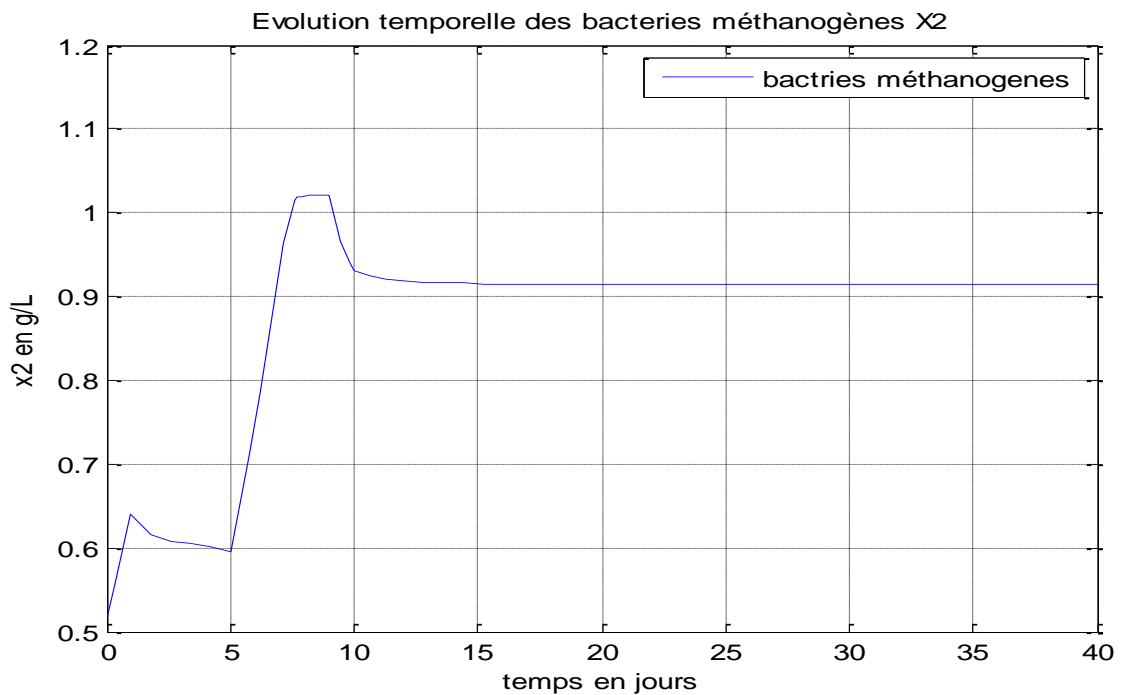


Figure III.8 Evolution temporelle des bactéries méthanogènes

Les deux figures suivantes **Figure III.9 et III.10** ci-dessous représentent l'évolution temporelle des substrats.

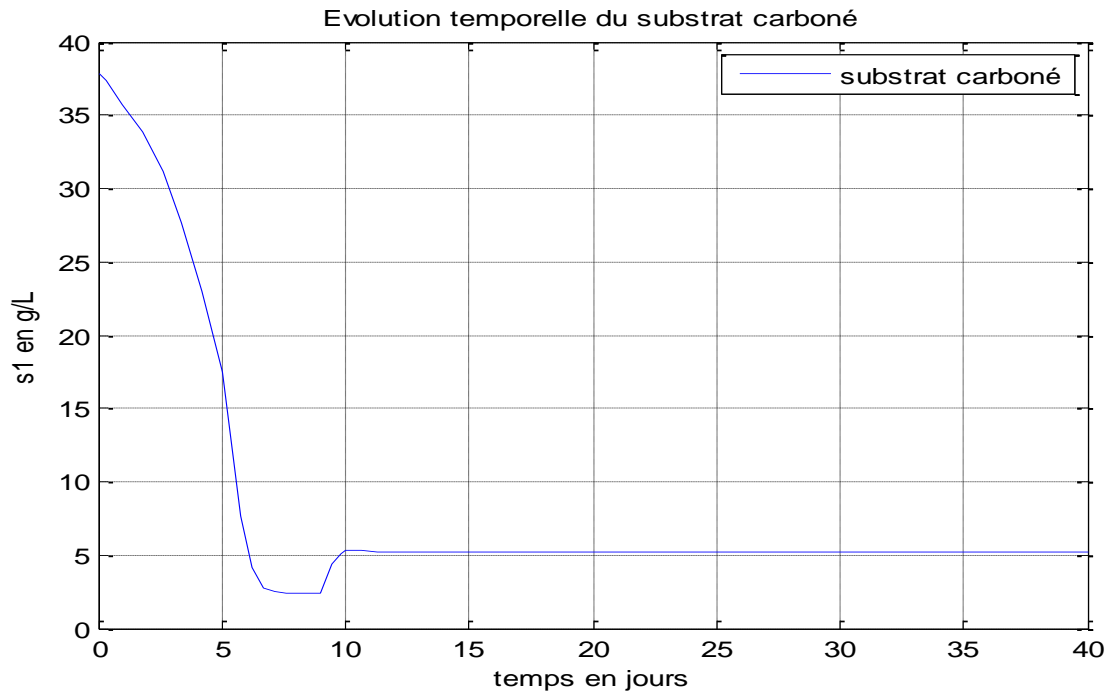


Figure III.9 Evolution temporelle du substrat carboné

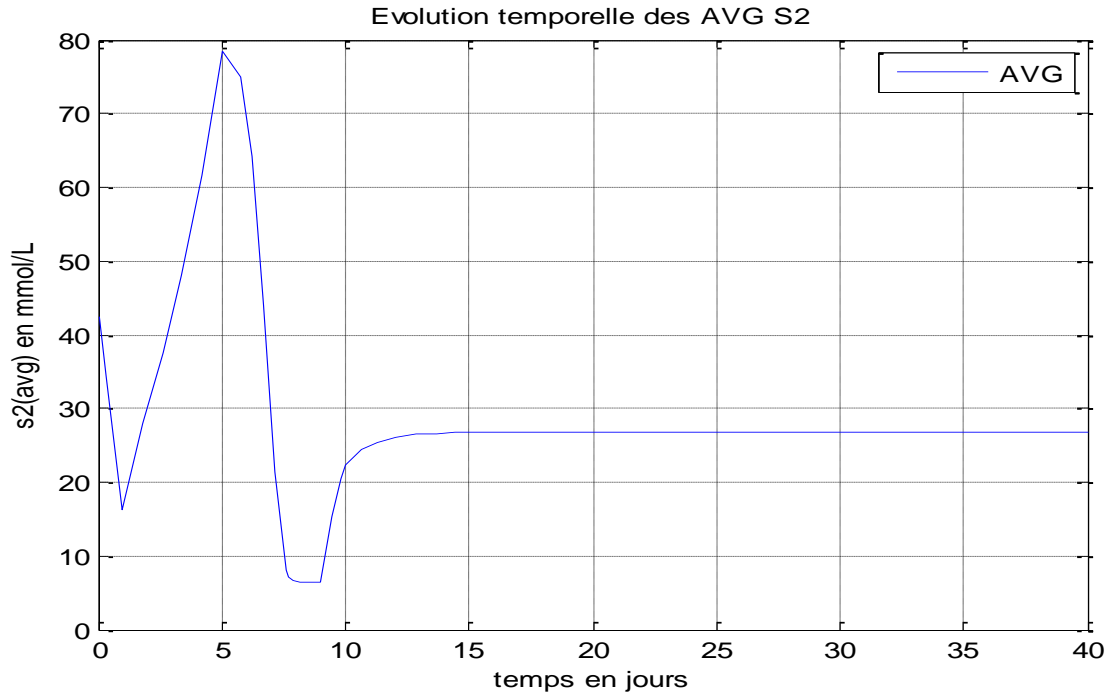


Figure III.10 Evolution temporelle des acides gras volatils

L'évolution temporelle de la sortie du system est illustré en **Figure III.11**

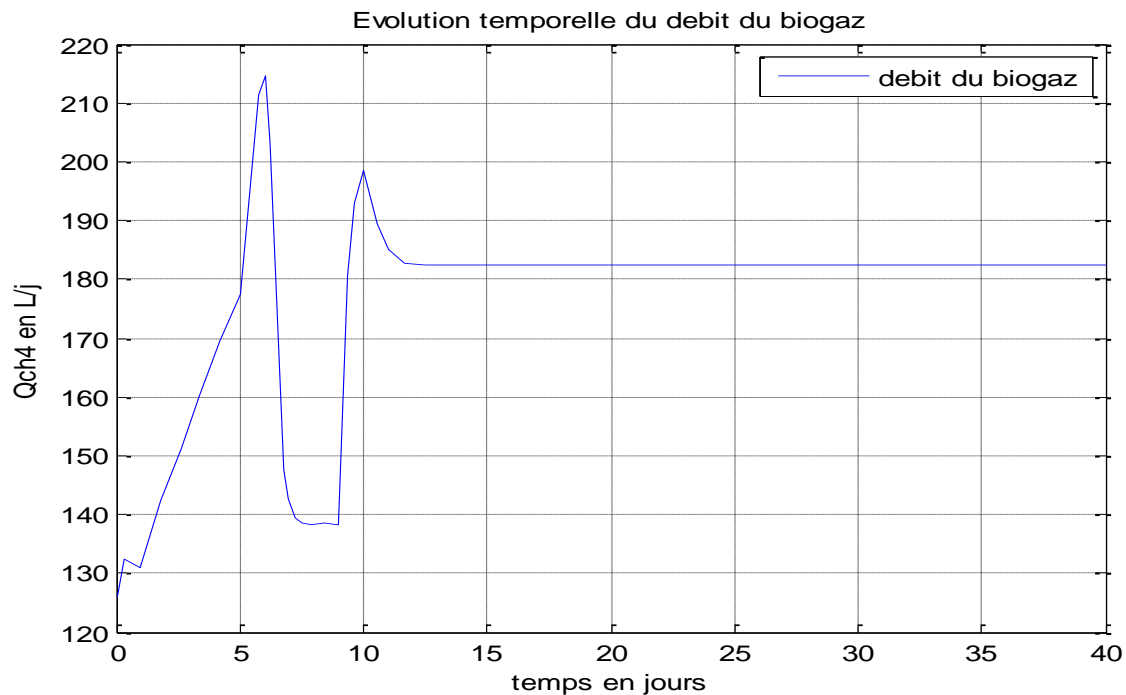


Figure III.11 Evolution temporelle du débit biogaz

III.6. Discussion des résultats

Les **Figures III.7 à III.10** illustrent l'évolution temporelle des substrats et bactéries de notre système.

On constate pour les valeurs des paramètres utilisées **Tableau B.1 et B.2 annexe B**, qu'il y a une décroissance exponentielle du substrat S_1 , ce dernier sera réduit en 10 *jours* et ce du fait de sa décomposition par les bactéries acétogènes x_1 .

Parallèlement, La variation de la concentration des acides gras volatils dans le digesteur influe directement sur le rendement de la digestion ainsi que sur le volume du biogaz produit. En effet un déséquilibre entre les phases acidogène et méthanogène résulte en une accumulation d'acides. Comme rapporté dans la littérature, une concentration des AGV inférieure à 1000 *mmol/L* [33] assure une stabilité du fonctionnement du digesteur. Les résultats représentés dans **Figure III.10** montrent que cette dernière varie entre 5 et 80 *mmol/L*. Ces valeurs représentent en pourcentage, par rapport à la valeur limite de 1000 *mmol/L* où le processus de digestion anaérobique peut être inhibé, 0.8 et 8%, respectivement. Ce substrat sera pratiquement décomposé en biogaz au bout d'environ 15 *jours* par les bactéries méthanogènes x_2 .

Après diminution radicale des substrats sur une période de deux (02) semaines, les concentrations de bactéries acétogènes et méthanogènes se stabilisent à des valeurs constantes aux alentours de 0.9 g/l et le modèle mathématique ne prévoit par leurs évolutions ultérieures. Pour la production de méthane, la littérature fournit des données pratiquement comparables pour le paramètre k_4 qui est estimé dans notre cas $k_4 = 453 \text{ mmol/g}$. [27]

Compte tenu de cette valeur, le profil du débit $Q(t)$ du méthane (*litre/jours*) est représenté en **Figure III.11**, qui illustre la variation du volume de biogaz produit dans le digesteur. Qui est importants pour le contrôle et la surveillance du processus de la digestion anaérobie. En effet une production conséquente de biogaz reflète le bon fonctionnement du digesteur. Le débit du méthane varie de 130 L/j à 200 L/j , avec un accroissement rapide dès le début du lancement du bioréacteur et atteint un maximum en quelques jours (environ 15), puis se stabilise sur une durée de 40 jours . Cette variation peut être expliquée par le changement de la composition du substrat. De plus le débit d'alimentation dans le digesteur n'est pas constant ce qui peut influencer la production de biogaz.

III.7. Conclusion

Nous venons de décrire le modèle AM2 qui est un modèle de dimension 4, basé sur deux étapes (l'Acidogénèse et la Méthanogénèse), établi via un bilan de matières, C'est le modèle le plus approprié pour superviser et commander les digesteurs anaérobies, qui peuvent se déstabiliser facilement à cause de l'accumulation des AGV pendant la réaction de méthanogénèse. Le premier objectif été d'analyser les équilibres du système et comprendre son comportement, nous avons trouvé qu'un tel système (modèle a deux étapes en générale) peut avoir au maximum six points d'équilibres.

Le deuxième objectif du chapitre concernait l'implémentation du model sous *matlab/simulink*, un bloc a été créé et simulé en boucle ouverte afin de valider notre travail. Dans le chapitre suivant, nous allons étudier différentes stratégies de commande proposées, dans le but d'améliorer la production du biogaz.

Chapitre IV

*Commande linéarisante basée sur le régulateur PID
appliquée sur un procédé de digestion anaérobie*

IV.1.Introduction

Après avoir présenté les notions générales sur la digestion anaérobie et plus particulièrement sur le modèle **AM2**, il est maintenant intéressant de voir, l'application de commande non linéaire sur ce modèle, afin de maximiser le débit de production de biogaz.

Dans ce chapitre, nous rappelons tout d'abord quelques notions élémentaires sur la régulation et nous présentons quelques régulateurs classiques pour les bioprocédés. Afin de réguler la sortie.

Ensuite, nous exposant le concept de la commande linéarisante par retour d'état d'un point de vue entrée/sortie, et calculer une loi de commande lié au système. Des résultats de simulation obtenus de l'application de différents contrôleurs mixtes sont présentés et discutés. Enfin, nous proposons une autre approche de commande du système.

IV.2. Régulateur PID

IV.2.1 Objectif de la régulation automatique

Réguler une grandeur, c'est obtenir d'elle un comportement donné, dans un environnement susceptible de présenter des variations [34].

Les systèmes automatiques assurent deux types de fonctions :

- Maintenir la grandeur commandée, ou grandeur réglée, à une valeur de référence malgré les variations des conditions extérieures ; on parle de la régulation au sens strict.
- Répondre à des changements d'objectifs, ou à un objectif variable, on parle d'un fonctionnement d'asservissement.

IV.2.2 Principe général de la régulation

Dans la plupart des appareils et installations industrielles, il est nécessaire de maintenir des grandeurs physiques à des valeurs déterminées, en dépit des variations externes ou internes influant sur ces grandeurs. Si les perturbations influant sur la grandeur à contrôler sont lentes ou négligeables, un simple réglage (dit en boucle ouverte) permet d'obtenir et de maintenir la valeur demandée (par exemple : action sur un robinet d'eau) dans la majorité des cas, cependant, ce type de réglage n'est pas suffisant, parce que trop grossier ou instable. Il faut alors comparer, en permanence, la valeur mesurée de la grandeur réglée à celle que l'on souhaite obtenir et agir en conséquence sur la grandeur d'action, dite grandeur réglante. Dans

ce cas, on a constitué une boucle de régulation et plus généralement une boucle d'asservissement.

Toute chaîne de régulation (ou d'asservissement) comprend trois maillons indispensables : l'organe de mesure, l'organe de régulation et l'organe de contrôle [34].

La figure ci-dessous définit le principe d'une chaîne de régulation.

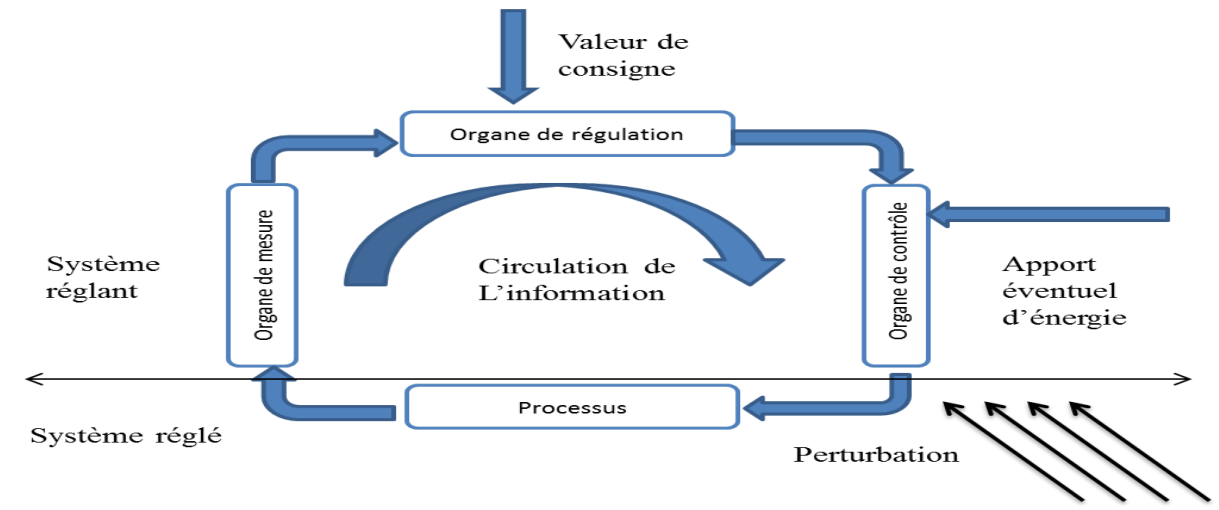


Figure IV.1 schéma de principe d'une chaîne de régulation

IV.2.3 Schéma fonctionnel d'un régulateur

Le régulateur est un appareil qui a pour rôle essentiel de contrôler le procédé, c'est-à-dire de garantir les comportements dynamique et statique du procédé conformes au cahier des charges défini. Ceci est réalisé par réglage et par adaptation des paramètres de sa fonction de transfert au procédé à contrôler.

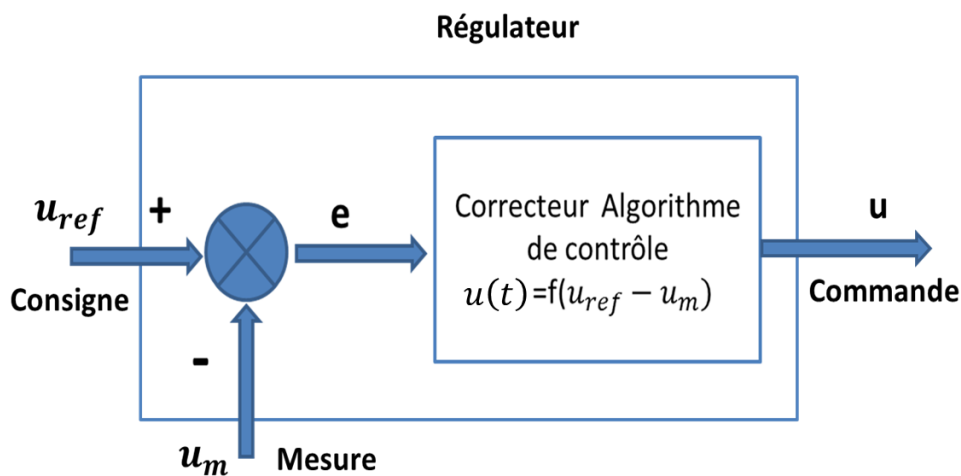


Figure IV.2 Schéma fonctionnel d'un régulateur

IV.2.4 Actions correctives classiques

Le correcteur PID fonctionne selon les trois actions suivantes [35] :

IV.2.4.1 Action Proportionnelle

L'action est dite proportionnelle lorsque le signal de commande est proportionnel au signal d'erreur. Elle corrige de manière instantanée, donc rapide, tout écart de la grandeur à régler, elle permet de vaincre les grandes inerties du système.

Afin de diminuer l'écart de réglage et rendre le système plus rapide, on augmente le gain, mais on est limité par la stabilité du système.

L'action P est utilisée lorsqu'on désire régler un paramètre donc la précision n'est pas importante.

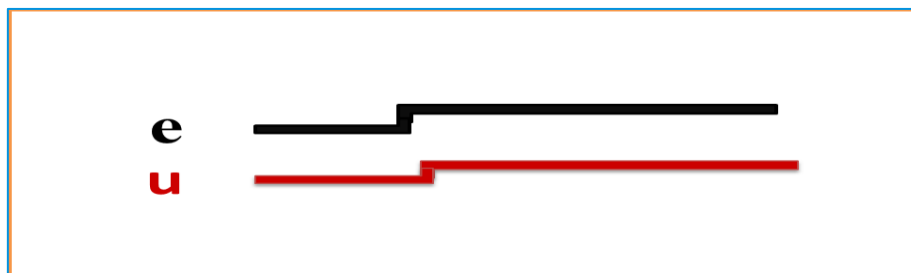


Figure IV.3 Action proportionnelle

IV.2.4.2 Action intégrale

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

Afin de rendre le système plus dynamique, on diminue l'action intégral mais, ceci provoque l'augmentation du déphasage ce qui amène à l'instabilité à l'état fermé.

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

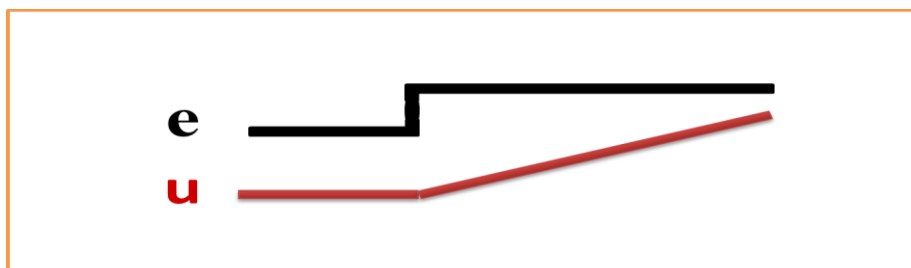


Figure IV.4 Action intégral

IV.2.4.3 Action Dérivée

L'action est dite dérivée lorsque le signal de commande est proportionnel à la dérivée du signal d'erreur.

L'action dérivée, en compensant les inerties dues au temps mort, accélère la réponse du système et améliore la stabilité de la boucle, en permettant notamment un amortissement rapide des oscillations dues à l'apparition d'une perturbation ou à une variation subite de la consigne.

L'action D est utilisée dans l'industrie pour le réglage des variations lentes, elle n'est pas recommandée pour le réglage d'une variable bruitée ou trop dynamique.

En dérivant un bruit, son amplitude risque de devenir plus importante que celle du signal utile.

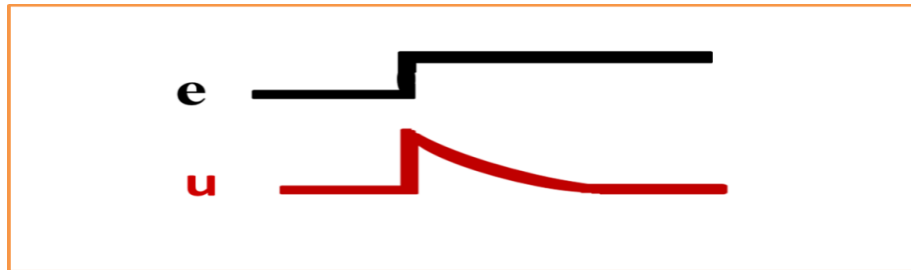


Figure IV.5 Action Dérivée

Pour résumer dans le cas des systèmes simples, les paramètres du PID influencent la réponse du système de la manière suivante

	Précision	Stabilité	Rapidité
P	↗	↘	↗
I	↗	↘	↘
D	↘	↗	↗

Figure IV.6 Récapitulatif de l'influence d'un PID sur le système qu'il corrige si l'on augmente séparément l'action proportionnelle (P), intégrale (I) ou dérivée (D).

IV.2.5 Régulateur PI

Le correcteur de type PI est une régulation de type P auquel on a ajouté un terme intégrale, il élabore alors une commande qui peut être donnée par la relation suivante

$$u(t) = k_p e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau \xrightarrow{TL} U_c(p) = K_p e(p) + K_i \frac{de(p)}{p} \quad (IV.1)$$

Le terme intégral complète l'action proportionnelle puisqu'il permet de compenser l'erreur statique et d'augmenter la précision en régime permanent. L'idée est d'intégrer l'erreur depuis le début et d'ajouter cette erreur à la consigne, lorsque l'on se rapproche de la valeur demandée, l'erreur devient de plus en plus faible. Le terme proportionnel n'agit plus mais le terme intégral subsiste et reste stable, ce qui maintient le signal à la valeur demandée.

L'intégrale agissant comme un filtre sur le signal intégré, il permet de diminuer l'impact des perturbations (bruit, parasite) et il en résulte alors un système plus stable.

Malheureusement, un terme intégral trop important peut lui aussi entraîner un dépassement de la consigne, une stabilisation plus lente, voire même des oscillations divergentes.

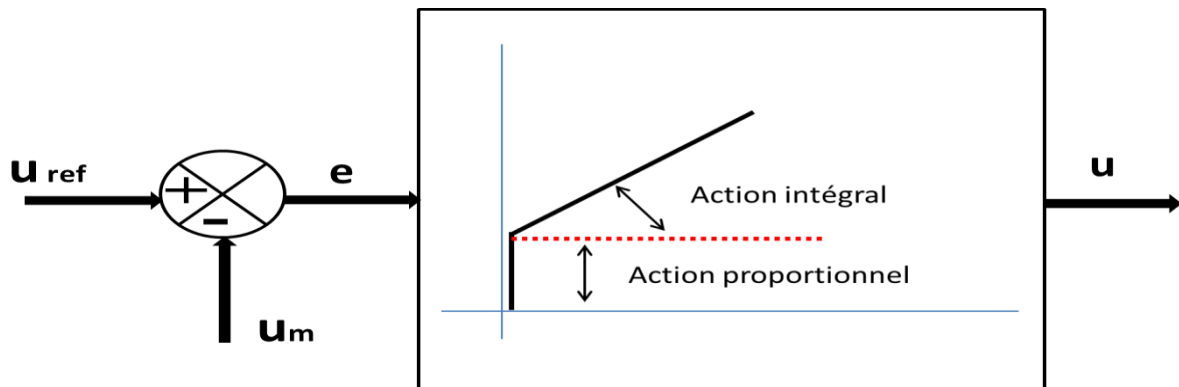


Figure IV.7 Schéma synoptique d'un régulateur proportionnel intégral (PI)

IV.2.6 Régulateur PD

Ce régulateur n'apporte aucune précision. Il est utile en régime transitoire.

L'action D, apporte une amélioration du comportement dynamique, en augmentant la vitesse de réaction du régulateur à la moindre variation de l'erreur. Elle anticipe l'évolution du système.

Ces diverses propriétés rendent l'action du terme D stabilisante ainsi qu'une amélioration de la rapidité du système.

Le schéma fonctionnel de ce régulateur est représenté par la **Figure IV.8**

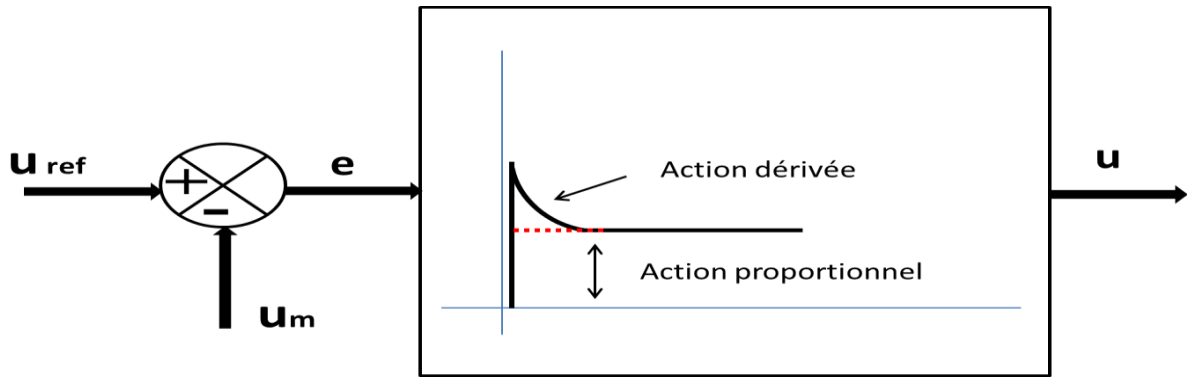


Figure IV.8 Schéma synoptique d'un régulateur proportionnel dérivé (PD)

La commande délivrée par ce régulateur est de la forme :

$$u(t) = k_p \left(e(t) + T_d \frac{de(t)}{dt} \right) \quad (4.3)$$

Sa fonction de transfert est la suivante :

$$G(p) = \frac{u(p)}{E(p)} = k_p (1 + pT_d) \quad (4.4)$$

Avec : T_d constante de dérivation

IV.2.7 Régulateur PID

IV.2.7.1 Principe de fonctionnement :

Les régulateurs, usuellement utilisés en pratique sont les régulateurs à effet proportionnel, intégral, et dérivé (P.I.D). Ils permettent d'engendrer à partir de la sortie du comparateur (c'est-à-dire l'écart existant entre la consigne et la grandeur à réguler) un signal proportionnel à l'erreur et à sa dérivé d'une part, et à son intégral d'autre part.

Le schéma fonctionnel de ce régulateur est le suivant :

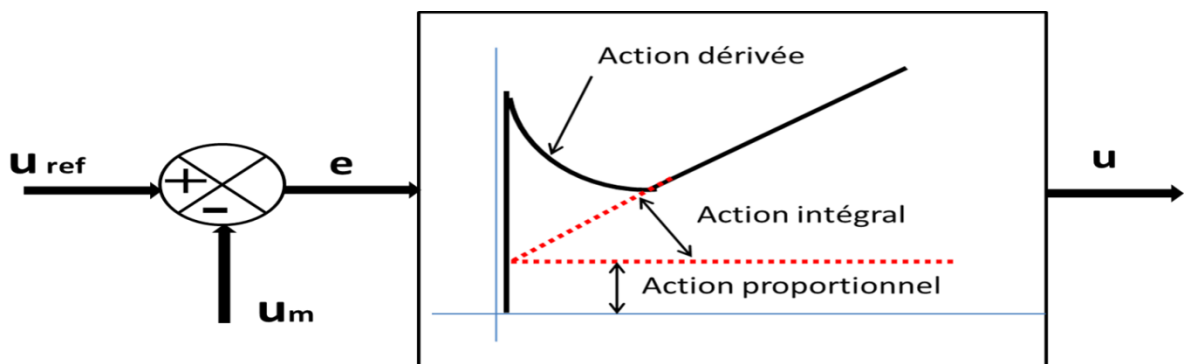


Figure IV.9 Schéma synoptique d'un régulateur PID

La commande délivrée par un correcteur idéal est de la forme :

$$u(t) = k_p (e(t) + \frac{1}{T_i} \int_{-\infty}^t e(\tau) d\tau + T_d \frac{de(t)}{dt}) \quad (4.5)$$

Sa fonction de transfert est obtenue en appliquant la TL à l'équation (4.5) :

$$G(p) = \frac{u(p)}{E(p)} = \frac{1+p k_p T_i + p^2 T_i T_d}{p T_i} = k_p + \frac{1}{p T_i} + p T_d \quad (4.6)$$

IV.3. Réglages PID

Régler un système en boucle fermée consiste à agir sur les paramètres des différentes actions (gain du proportionnel, gain de l'intégral, gain de la dérivée) autour des valeurs optimales pour obtenir la réponse désirée sur la sortie du procédé. Le comportement des procédés varie selon les applications lors d'un changement de consigne. Certains procédés ne permettent aucun dépassement de la consigne. D'autres doivent minimiser l'énergie nécessaire pour atteindre un nouveau point de consigne. Généralement la stabilité de la réponse est requise, le procédé ne doit pas osciller quels que soient ses conditions et le point de consigne.

Régler une boucle est rendu plus compliqué si le temps de réponse du procédé est long, il peut prendre plusieurs minutes, voire plusieurs heures pour qu'une modification de consigne produise un effet stable. Certains procédés ne sont pas linéaires et les paramètres qui fonctionnent bien à pleine charge (grandeur perturbatrice principale du procédé) ne marchent plus lors du démarrage hors charge du procédé.

Cette partie décrit quelques méthodes manuelles classiques pour régler ces boucles.

IV.3.1 Méthode simple

Si le système doit rester en production, une méthode de réglage consiste à mettre les valeurs I et D à zéro. Augmenter ensuite le gain P jusqu'à ce que la sortie de la boucle oscille. Puis, augmenter le gain I jusqu'à ce que cesse l'oscillation. Enfin, augmenter le gain D jusqu'à ce que la boucle soit suffisamment rapide pour atteindre rapidement sa consigne. Le réglage d'une boucle PID rapide provoque habituellement un léger dépassement de consigne pour avoir une montée plus rapide, mais certains systèmes ne le permettent pas. Voir le **Tableau C.1** de l'**Annexe C**

IV.3.2 Algorithme PID auto-ajustable

Les Objectifs typiques de réglage du PID comprennent :

- La stabilité en boucle fermée : la sortie du système en **BF** reste limitée pour l'entrée bornée.
- Performance adéquate : le système en **BF** suit les changements de référence et supprime les perturbations aussi rapidement que possible.
- Robustesse adéquate : la conception de la boucle a assez de marge de gain et de phase pour tenir compte des erreurs de modélisation ou des variations du système dynamique.

L'algorithme de MathWorks® pour le réglage des contrôleurs PID répond à ces objectifs en réglant les gains du PID pour parvenir à un bon équilibre entre la performance et la robustesse. Par default l'algorithme choisit une fréquence de coupure (bande passante de boucle) sur la base de la dynamique, et conçoit une marge de phase de 60°. Quand on change de manière interactive le temps de réponse, la bande passante, une réponse transitoire, ou une marge de phase en utilisant l'interface *PID Tuner*, l'algorithme calcul à nouveau les gains.

Pour une robustesse donnée (marge de phase minimum), l'algorithme de réglage choisit une conception du contrôleur qui équilibre les deux mesures de la performance, à savoir le suivi de référence et le rejet de la perturbation. On peut changer l'orientation de conception pour favoriser l'une de ces mesures de rendement. Pour ce faire, on doit utiliser la boîte de dialogue Options dans le Tuner PID. Lorsque la mise au point du system change l'algorithme tente d'ajuster les gains pour favoriser soit le suivi de référence ou le rejet de perturbation, tout en réalisant la même marge de phase minimum. Plus il y a de paramètres ajustables dans le système plus il est probable que l'algorithme PID peut atteindre l'objectif de conception souhaitée sans sacrifier la robustesse. Par exemple, le réglage de la mise au point de conception est plus susceptible d'être efficace pour les contrôleurs PID que pour P ou PI. Dans tous les cas, affiner les performances du modèle dépend fortement de ces propriétés dynamiques. [36]

Il existe aussi d'autres méthodes de réglage tels que celle chien-hornes-reswick, et la méthode de Cohen-coon et aussi celle de Ziegler-nichols.

IV.4 Application d'un régulateur PID sur le modèle AM2

La première approche qui a été essayée dans ce chapitre est une régulation de type proportionnelle intégrale dérivée du débit du biogaz par une commande en taux de dilution.

IV.4.1 Entrée de commande

Nous allons valider cette commande PID avec l'entrée de référence (consigne) présentée dans la **Figure IV.10**, qui illustre un signal en escalier qui passe par deux (02) phases transitoires lissés par un filtre de fonction : $\frac{w_n^2}{p^2 + 2\varepsilon w_n p + w_n^2}$. On peut donc espérer qu'une régulation du débit du biogaz soit possible par la manipulation du taux de dilution : au travers de cette variable, on contrôle la charge totale appliquée au système, et pour une quantité de biomasse donnée, le débit du biogaz. On applique donc un correcteur proportionnel intégral dérivé qui permet de faire cette régulation.

L'entrée est obtenue à partir de la simulation en **BO** du chapitre précédent, elle est caractérisée par une valeur finale de 195 L/jours qui représente la sortie désirée pour le biogaz. Le schéma de la **Figure C.1 (Annexe C)** représente le bloc *simulink* du système avec la commande PID.

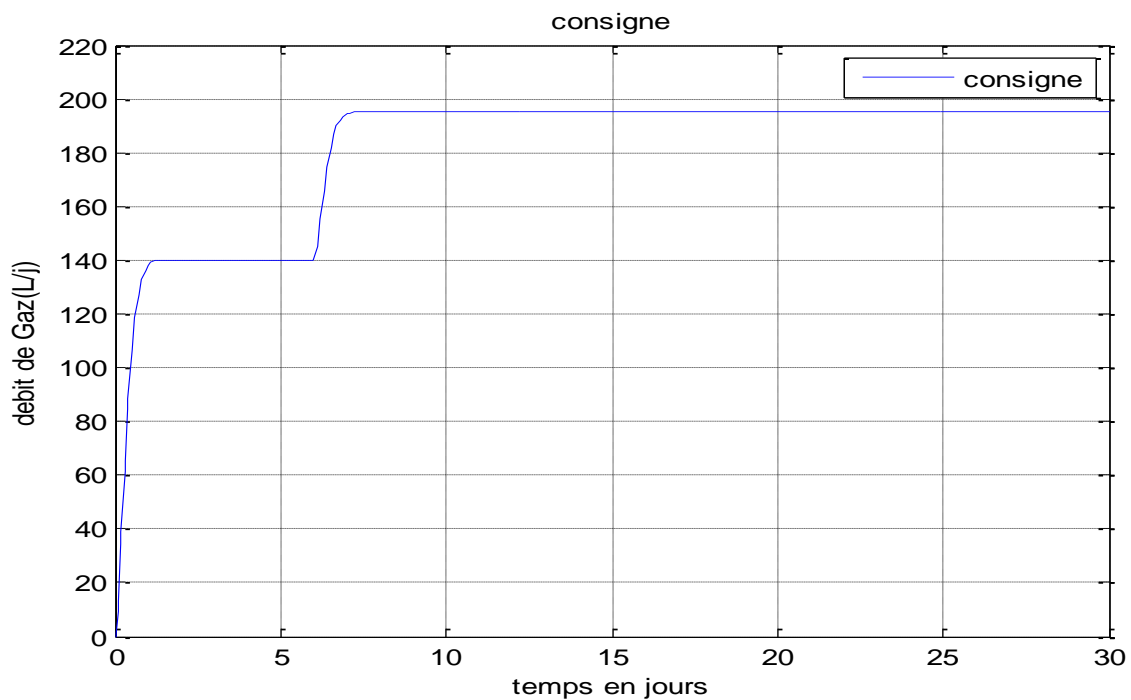


Figure IV.10 Signal de consigne

IV.4.2 Résultats de la simulation

La simulation du block *simulink* de la **Figure C.1 de l'annexe C** a été faite pour des paramètres de régulation suivants : $P = 0.0669$, $I = 0.0958$, $D = 0.0103$ qui représentent les meilleurs paramètres de régulation du système ; une entrée de commande correspondante à

celle de la **Figure IV.10** ainsi que des valeurs paramétrées du système présenté dans l'**annexe B (tableaux B.1&B.2)**, Les résultats de la simulation faite sont présentés dans la **Figure IV.11** qui suit et en **annexe C** voir **Figure C.2**.

La figure ci-dessous présente le tracé de l'évolution du biogaz obtenue comme sortie du modèle de simulation ainsi que le tracé de la consigne qui représente la sortie désiré.

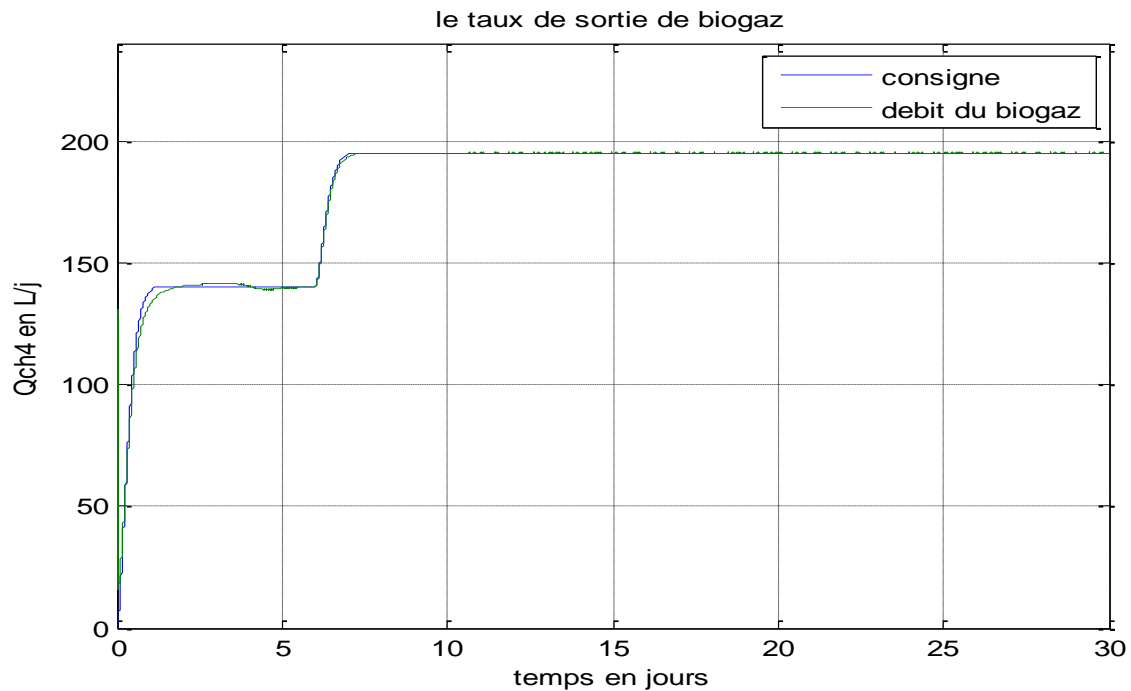


Figure IV.11 Régulation du débit du biogaz par un contrôleur PID

IV.4.3 Discussion des résultats

La figure ci-dessus montre clairement que le contrôleur parvient à ramener le débit du biogaz autour de la valeur souhaitée. Et elle représente le meilleur résultat obtenu avec une commande PID, on constate néanmoins qu'à chaque transitions le débit de biogaz est influencé, en revanche ce changement est sans grande incidence sur le taux de production de biogaz. Le contrôleur se montre efficace et arrive à s'adapter au changement de débit au début de la simulation. Cependant une erreur statique persiste de l'ordre de $e = 0.05$. Les figures illustrées dans l'**annexe C (Figure C.2)** montrent que la dynamique du système à travers l'évolution temporelle des substrats et bactéries est stable d'un point de vue fonctionnement.

IV.5. Linéarisation par bouclage d'état

Dans un premier temps nous avons testé une commande PID, afin de réguler le débit de biogaz, maintenant Nous proposons de contrôler cette grandeur au moyen d'une commande linéarisante par bouclage d'état. [37]

IV.5.1. Objectifs :

- synthèse d'une loi de commande par retour d'état non linéaire de la forme

$$u = \alpha(x) + \beta(x)v \quad (4.7)$$

- obtenir un system linéaire d'un point de vue **entrée/sortie** ou **entrée/état** qui est très souvent découplé.

Cette méthode porte des noms différents comme :

- Commande par découplage non linéaire (Non linéaire decoupling).
- Linéarisation par retour d'état (State feedback linearization).

IV.5.2. Hypothèses:

L'état du système est connu à tout instant soit par l'instrumentation du système commandé à l'aide de capteurs, soit en reconstruisant le vecteur d'état (observateur d'état comme l'observateur de Kalman) quand cela est possible.

Le modèle du système est connu.

IV.5.3. Modèle :

$$\begin{cases} \dot{x} = f(x) + g(x) u \\ y = h(x) \end{cases}$$

Ou x est l'état du système commandé, u l'entrée et y la sortie.

Le système considéré est affiné a la commande.

IV.5.4. Linéarisation entrée/sortie

Les problèmes de poursuite dans le cas des systèmes non linéaires sont difficiles car la sortie dépend de l'entrée de façon souvent très complexe. Il n'est pas aussi facile qu'en linéaire de calculer l'entrée permettant d'obtenir la sortie désirée. L'idée consiste, si c'est possible, à simplifier la relation entrée-sortie. C'est la philosophie de la linéarisation entrée/sortie.

IV.5.4.1 Principe : la démarche consiste à établir une relation (linéaire) liant la sortie du Système à l'entrée u et donc, à travers la loi de commande, à l'entrée v .

Pour cela, on dérive par rapport au temps la sortie y du système et en utilisant L'équation d'état on fait apparaître les termes d'entrée. Si l'entrée n'apparaît pas après dérivation, on réitère le processus jusqu'à obtenir la relation désirée.

$$\dot{y} = \frac{\partial h}{\partial x} \dot{x} = \frac{\partial h}{\partial x} [f(x) + g(x)u] \quad (4.8)$$

$$\dot{y} = \frac{\partial h}{\partial x} f(x) + \frac{\partial h}{\partial x} g(x)u \quad (4.9)$$

Notations :

Le terme $\frac{\partial h}{\partial x} = \left(\frac{\partial h}{\partial x_1} \dots \dots \dots \frac{\partial h}{\partial x_n} \right)$ désigne le gradient de la fonction scalaire $h(x)$

on note $\nabla h = \frac{\partial h}{\partial x}$

Les termes $\frac{\partial h}{\partial x} f$ ou $\frac{\partial h}{\partial x} g$, ou f et g sont des fonctions vectorielles de \mathbb{R}^n dans \mathbb{R}^n , sont notés respectivement $\frac{\partial h}{\partial x} f = L_f h$ et $\frac{\partial h}{\partial x} g = L_g h$. Ils sont appelés **dérivée de Lie** de h respectivement par rapport à f et g est correspondent à une fonction scalaire de \mathbb{R}^n dans \mathbb{R}

On a : $L_f h = \nabla h f$ et $L_g h = \nabla h g$.

En utilisant les notations précédentes, on obtient donc :

$$\dot{y} = L_f h + L_g h u \quad (4.10)$$

En tenant compte de l'expression de la loi de commande, on obtient :

$$\dot{y} = L_f h + L_g h [\alpha(x) + \beta(x)v] \quad (4.11)$$

$$\dot{y} = L_f h + L_g h \alpha(x) + L_g h \beta(x)v \quad (4.12)$$

Pour obtenir une relation entrée /sortie linéaire, il suffit d'imposer les
Contraintes suivantes :

$$L_f h + L_g h \alpha(x) = 0 \quad (4.13)$$

$$L_g h \beta(x) = 1 \quad (4.14)$$

Si $L_g h \neq 0$: il existe, une solution unique donnée par les équations suivantes :

$$\alpha(x) = -\frac{L_f h}{L_g h} \quad , \quad \beta(x) = \frac{1}{L_g h} \quad \text{et} \quad \dot{y} = v \quad (4.15)$$

Et on obtient la commande suivante :

$$u = \frac{1}{L_g h(x)} (-L_f h(x) + v) \quad (4.16)$$

Si $L_g h = 0$: il n'existe pas de solution.

Dans ce dernier cas, il est nécessaire de dériver à nouveau et on obtient alors :

$$\dot{y} = \frac{\partial[L_f h]}{\partial x} \dot{x} = \nabla[L_f h][f + g u] \quad (4.17)$$

$$\ddot{y} = \nabla[L_f h]f + \nabla[L_f h]g u = L_f^2 h + L_g L_f h u \quad (4.18)$$

Le processus de dérivation est réitéré jusqu'à obtenir la première dérivée d'ordre r pour laquelle le terme d'entrée n'est pas nul. On obtient dans ce cas :

$$y^{(r)} = L_f^r h + L_g L_f^{r-1} h u \quad (4.19)$$

La solution est donnée par :

$$\alpha(x) = -\frac{L_f^r h}{L_g L_f^{r-1} h} \quad , \quad \beta(x) = \frac{1}{L_g L_f^{r-1} h} \quad \text{et} \quad y^{(r)} = v \quad (4.20)$$

$$\begin{aligned}
L_g h(x) &= \left(\frac{\partial h}{\partial x} \right) g(x) = \left[\frac{\partial h}{\partial s_1}, \frac{\partial h}{\partial s_2}, \frac{\partial h}{\partial x_1}, \frac{\partial h}{\partial x_2} \right] \begin{bmatrix} g_1(x) \\ g_2(x) \\ g_3(x) \\ g_4(x) \end{bmatrix} \\
&= \left[0, k_4 \frac{\partial \mu_2(s_2)}{\partial x_2} \cdot s_2, 0, k_4 \mu_2(s_2) \right] \begin{bmatrix} s_1^i - s_1 \\ s_2^i - s_2 \\ -x_1 \\ -x_2 \end{bmatrix} \quad (4.21)
\end{aligned}$$

On a

$$\begin{aligned}
\frac{\partial \mu_2(s_2)}{\partial x_2} &= \frac{\mu_0}{\left(k_{s_2} + s_2 + \frac{s_2^2}{k_I} \right)} - \frac{\mu_0 s_2 \left(1 + \frac{2s_2}{k_I} \right)}{\left(k_{s_2} + s_2 + \frac{s_2^2}{k_I} \right)^2} \\
&= \mu_0 \left(\frac{1}{\gamma(s_2)} - \frac{\left(1 + \frac{2s_2}{k_I} \right)}{\gamma^2(s_2)} \right) \quad (4.22)
\end{aligned}$$

$$\text{Avec} \quad \gamma(s_2) = k_{s_2} + s_2 + \frac{s_2^2}{k_I} \quad (4.23)$$

On obtient alors

$$\begin{aligned}
L_g h(x) &= -\frac{335.22 s_2 x_2}{9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2} + \left(\frac{335.22 x_2}{9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2} - \frac{335.22 s_2 x_2 \left(1 + \frac{1}{128} s_2 \right)}{\left(9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2 \right)} \right) g_2 \quad (4.24) \\
&= -\frac{670.44 x_2 (4.64 s_2 + 0.5 s_2^2 + 0.001953125 s_2^3 - 4.64 g_2 + 0.001953125 g_3 s_2^2)}{\left(9.28 + s_2 + 0.00390625 s_2^2 \right)^2}
\end{aligned}$$

On remarque que $L_g h(x) \neq 0$ donc il existe une commande unique donnée par l'équation suivante :

$$u = \frac{1}{L_g h(x)} (-L_f h(x) + v) \quad (4.25)$$

Reste à calculer $L_f h(x)$:

$$L_f h(x) = \left(\frac{\partial h}{\partial x} \right) f(x) = \left[\frac{\partial h}{\partial s_1}, \frac{\partial h}{\partial s_2}, \frac{\partial h}{\partial x_1}, \frac{\partial h}{\partial x_2} \right] \begin{bmatrix} f_1(x) \\ f_2(x) \\ f_3(x) \\ f_4(x) \end{bmatrix} \quad (4.26)$$

$$= \frac{248 s_2^2 x_2}{\left(9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2\right)^2} + \left(\frac{335.22 x_2}{9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2} - \frac{335.22 s_2 x_2 \left(1 + \frac{1}{128} s_2^2\right)}{\left(9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2\right)^2} \right) \left(\frac{139 s_1 x_1}{7.1 + s_1} - \frac{198 s_2 x_2}{9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2} \right)$$

Le résultat de la commande u donné par la formule (4.25) est :

$$u = - \frac{\left(9.28 + s_2 + 0.00390625 s_2^2\right)^2}{670.44 x_2 \left(4.64 s_2 + 0.5 s_2^2 + 0.001953125 s_2^3 - 4.64 g_2 + 0.001953125 g_3 s_2^2\right)} * \left(\left(- \frac{248 s_2^2 x_2}{\left(9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2\right)^2} + \left(\frac{335.22 x_2}{9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2} - \frac{335.22 s_2 x_2 \left(1 + \frac{1}{128} s_2^2\right)}{\left(9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2\right)^2} \right) \left(\frac{139 s_1 x_1}{7.1 + s_1} - \frac{198 s_2 x_2}{9.28 + s_2 + \frac{1}{256} s_2^2} \right) \right) + v \right)$$

IV.6.3 Régulation mixte « linéarisante-PID » appliquée sur le modèle AM2

Le protocole de simulation est similaire à celui ayant servi à la validation du contrôleur PID, l'entrée de référence (consigne) représentée en **Figure IV.13**, employée est identique à celle ayant servi pour valider le contrôleur PID.

La **Figure C.3 de l'annexe C** illustre le schéma bloc *Simulink* du système avec un contrôleur mixte; pour les valeurs de régulation suivantes :

($k_p = 185$, $K_i = 14772$, $K_d = 0.1$) Ainsi que les valeurs des paramètres du modèle donnés dans **les tableaux B.1 et B.2 de l'Annexe B**.

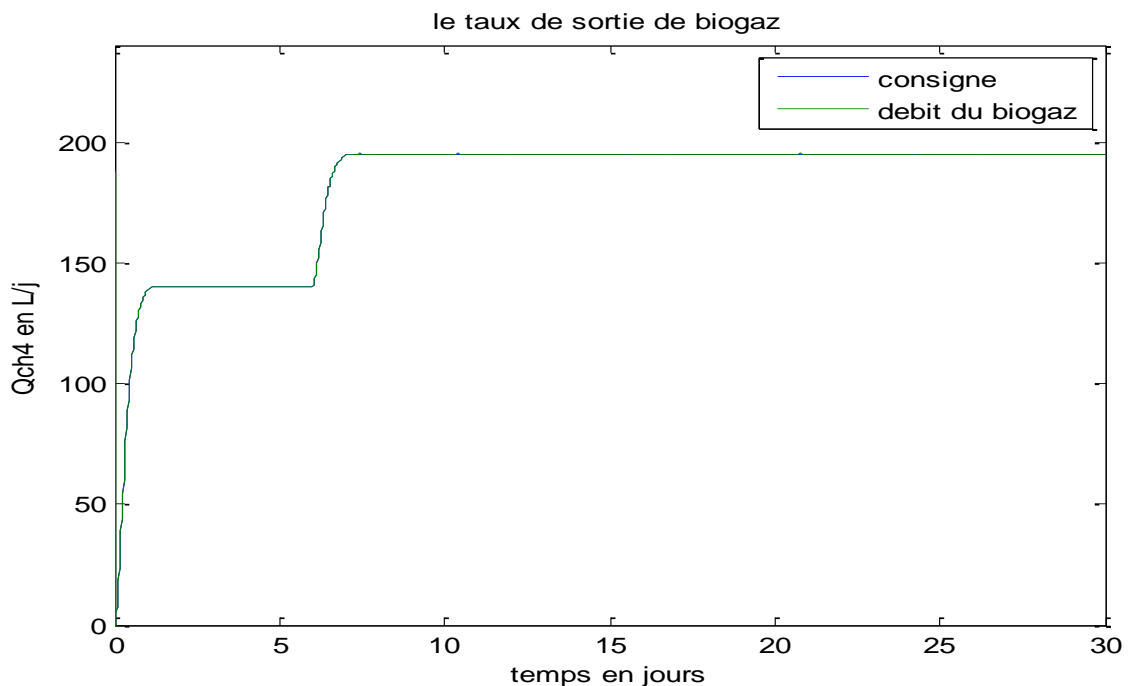


Figure IV.13 Régulation du débit du biogaz par un contrôleur mixte « linéarisant-PID »

IV.6.4 Discussion des résultats

La **Figure IV.13** montre que cette stratégie de contrôle se révèle plus efficace que le contrôleur PID précédemment testé; Les variations autour de la consigne lors des phases transitoires sont très nettement réduites comme le montre le **Tableau IV.1** qui regroupe les erreurs moyennes de régulation et les écarts-type pour les deux stratégies de contrôle. Dans le cas du contrôleur PID, l'erreur moyenne est de valeur $e = 0.05$, alors que le contrôleur mixte à tendance à minimiser l'erreur de moitié et l'écart type est réduit approximativement par 24.

Le figure illustré dans **l'annexe C (Figure C.4)** montre l'évolution temporelle des différents états du système ainsi on constate que leurs dynamique est correct d'un point de vue expérimental.

	Erreur	Ecart- type
Contrôleur PID	0.05	0.337
Contrôleur mixte	0.02	0.014

Tableau IV.1 Erreurs moyennes de régulation et écarts-type des contrôleurs PID et mixte

Remarque :

En effet après l'application d'une commande PID sur notre système d'un côté directement et d'un autre après l'avoir linéarisé en constate que pour les 2 approches le système suis bien la consigne. Mais on enregistre une amélioration au niveau de la stabilité et de la précision avec le contrôleur mixte. Dans les parties qui suivent nous allons faire une étude comparative de différents contrôleurs sur le système linéarisé.

IV.7. Etudes comparatives de différentes commandes

Au cours de cette étude, nous allons comparer différents régulateurs selon leurs performances et leurs stabilités et le pouvoir de décrire le comportement dynamique du système linéarisé. Une entrée de commande de type échelon (**Figure IV.14**) sera appliqué tout au long de cette partie.

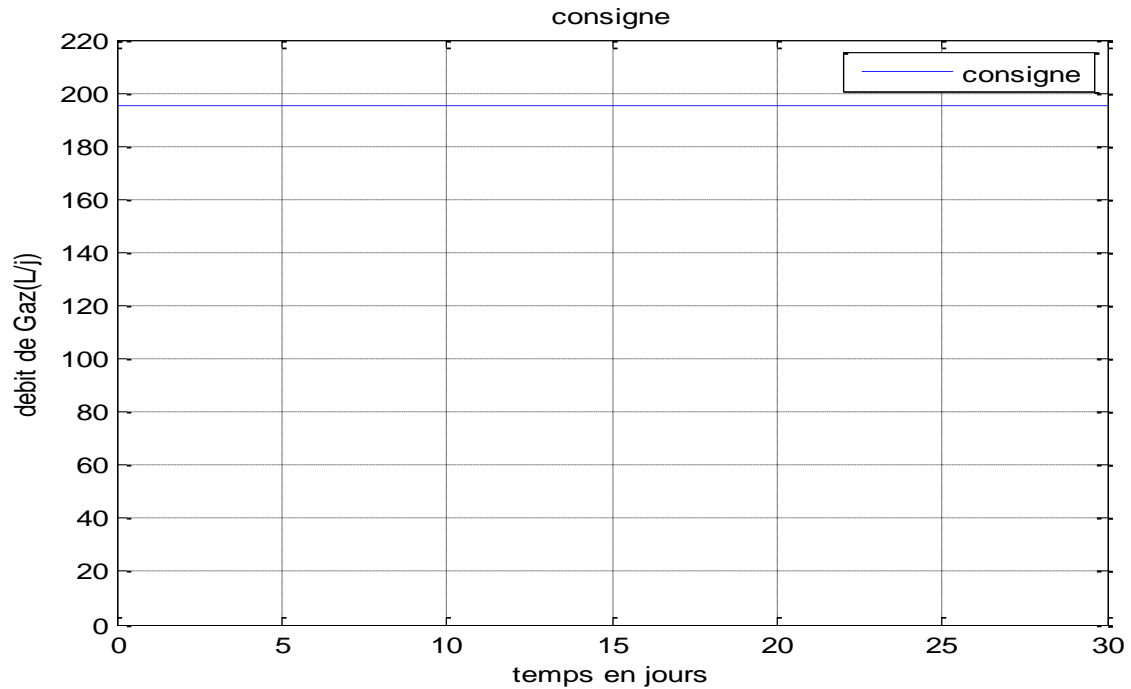


Figure IV.14 Consigne

IV.7.1 Etude des Performances

Dans cette partie nous allons aborder une comparaison de différents contrôleurs, dans le but de comparer leurs performances. D'un point de vue dépassement, temps de montée et enfin temps de réponse. Et observer la dynamique du système à travers les substrats et les populations bactériennes.

IV.7.1.1 Cas d'une commande Proportionnelle-Intégrale ($k_p = 185, K_i = 1900, K_d = 0$)

La **Figure IV.15**, montre la réponse du système à une régulation de type PI.

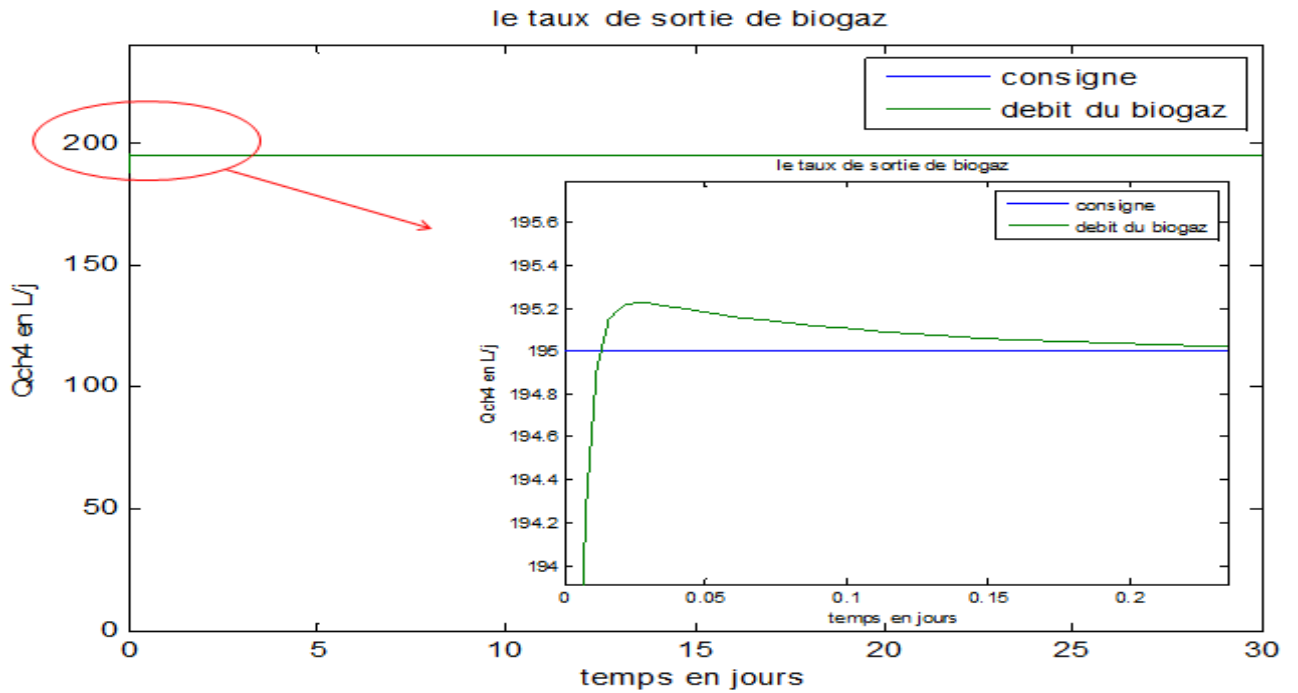


Figure IV.15 Régulation du débit du biogaz par un contrôleur mixte « linéarisant-PI »

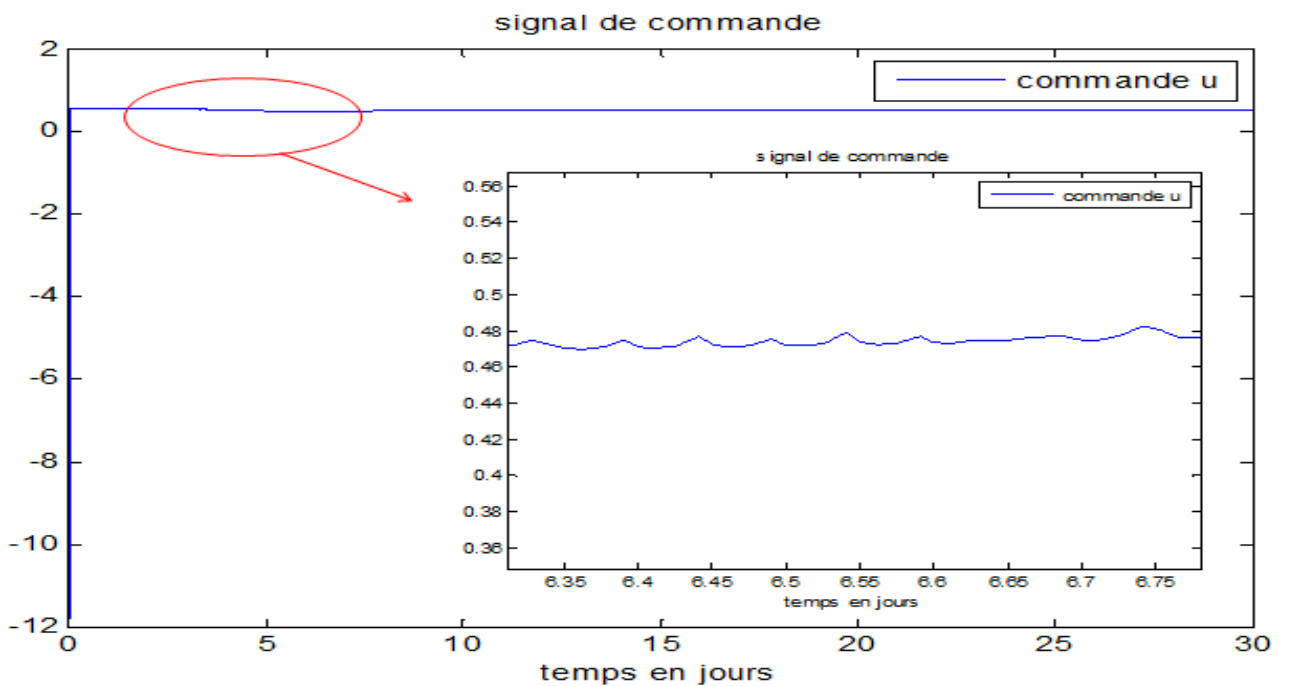


Figure IV.16 Signal de commande

D’après la Figure IV.15, on remarque que :

La réponse présente un taux de dépassement $D = 0.12\%$ par rapport à la consigne, avec un temps de montée $t_m = 0.0132$ jours et atteint la position désirée (consigne) en un temps de réponse $t_r = 10$ jours.

Et la **Figure IV.16** nous montre le signal de commande u appliqué au système, on constate que son amplitude varie autour d'une valeur de $u = 0.47$ qui $\in [0, 1.5]$, représentant l'intervalle de fonctionnement du bioréacteur et la **Figure C.5** de l'annexe C nous montre les états du système, à travers les substrats et les populations bactériennes. On constate que la dynamique du système assure une stabilité de fonctionnement.

IV.7.1.2 Cas d'une commande Proportionnelle-Dérivée ($k_p = 185, K_i = 0, K_d = 1$)

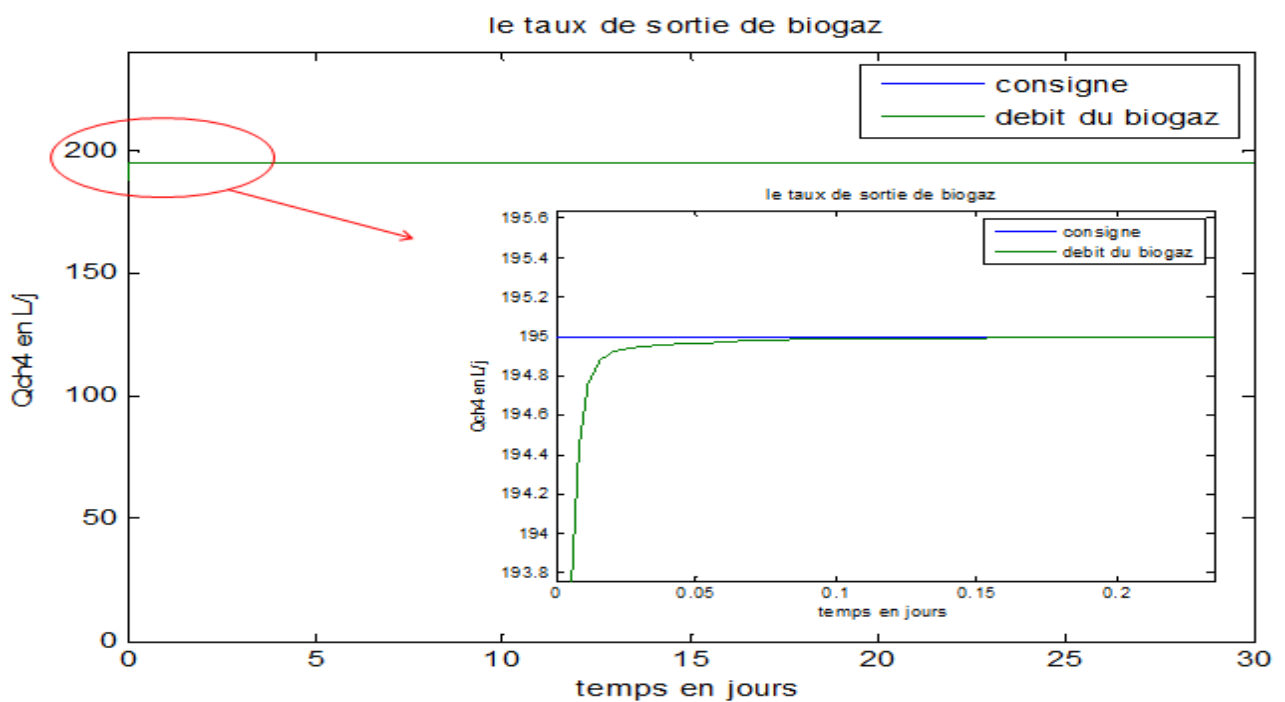


Figure IV.17 Régulation du débit du biogaz par un contrôleur mixte « linéarisant-PD »

La **Figure IV.17** nous montre que la réponse atteint la consigne (valeur désirée) en un temps de réponse $t_r = 9$ jours, et un temps de montée $t_m = 1$ jours avec un dépassement $D = 2.6 \cdot 10^{-3} \%$.

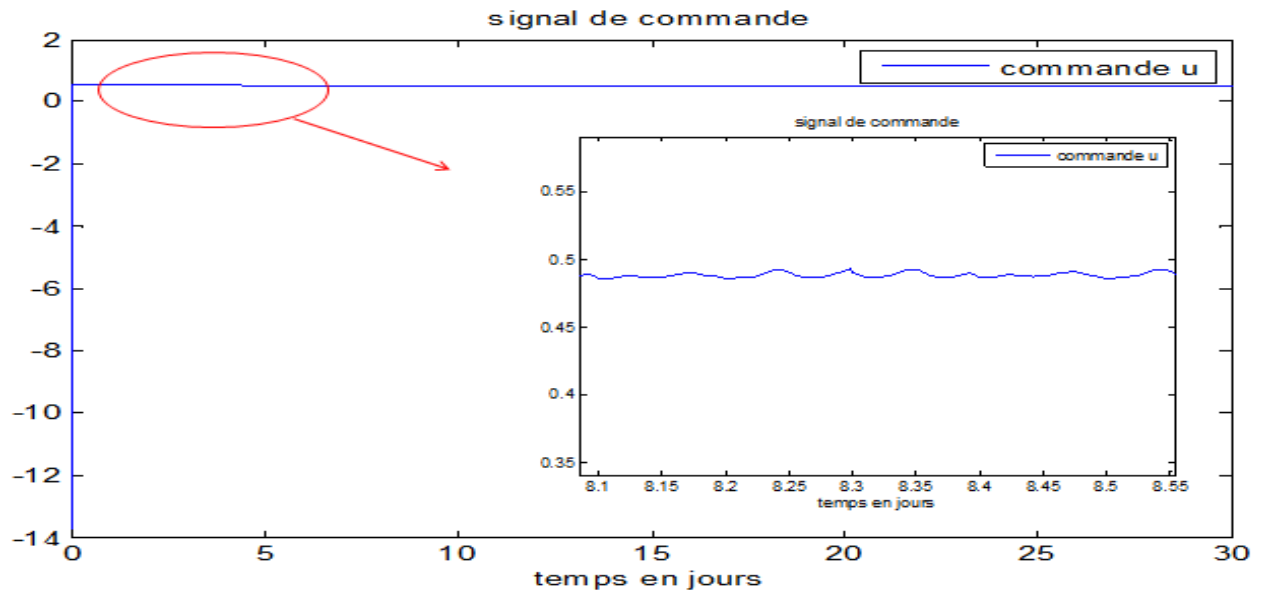


Figure IV.18 Signal de commande

Et la **Figure IV.18** nous montre le signal de commande u appliqué au système, on constate que son amplitude varie autour d'une valeur de $u = 0.48$, qui assure une dynamique stable du système voir **Figure C.6, annexe C**.

IV.7.1.3 Cas d'une commande Proportionnelle-Intégrale-Dérivée ($k_p = 185, K_i = 1900, K_d = 0.1$)

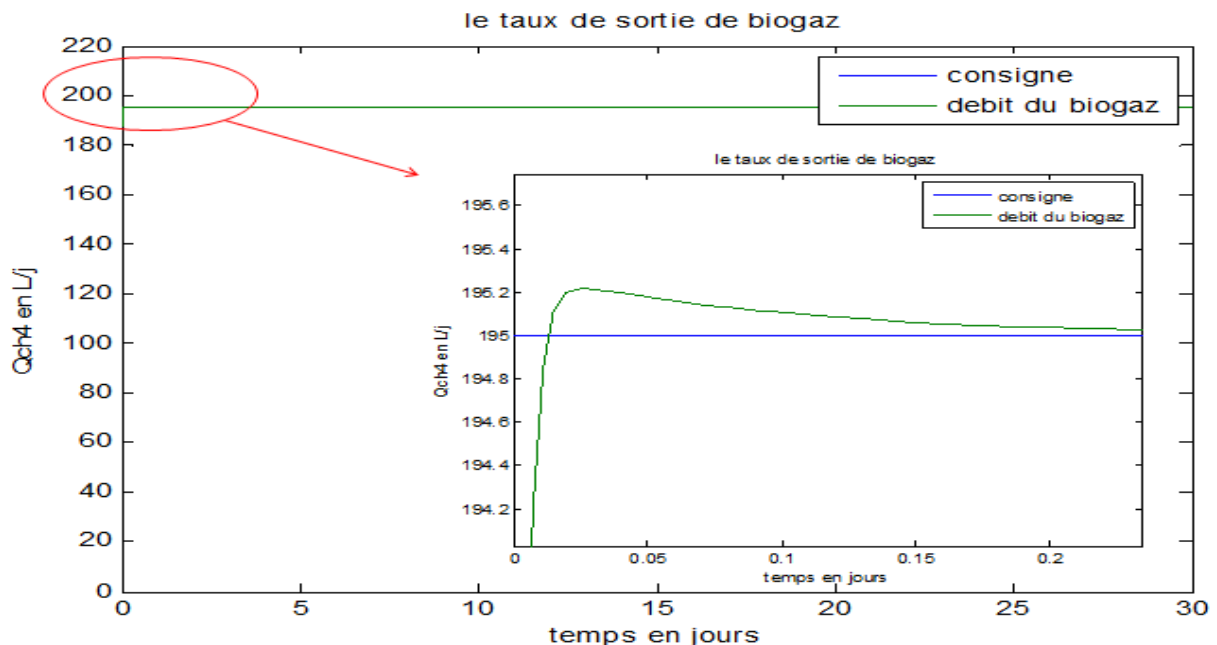


Figure IV.19 Régulation du débit du biogaz par un contrôleur mixte « linéarisant-PID»

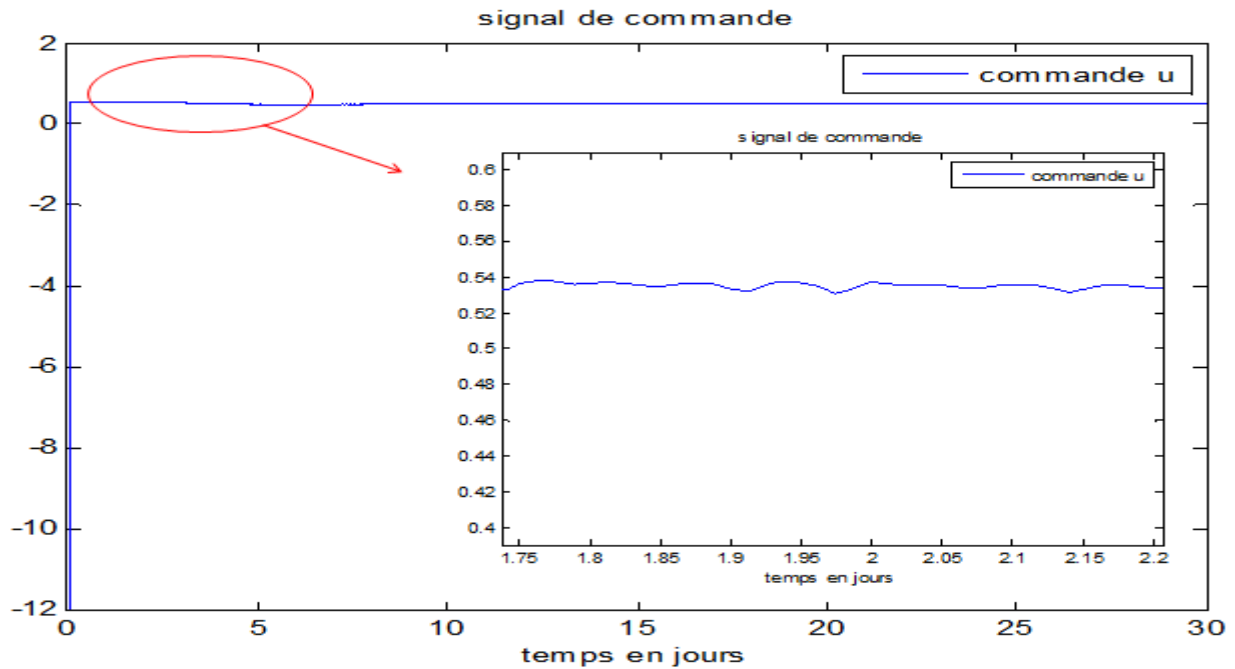


Figure IV.20 Signal de commande

D'après la **Figure IV.19**, on remarque que :

La réponse présente un taux de dépassement $D = 0.10\%$ par rapport à la consigne, avec un temps de montée $t_m = 0.0133$ jours et atteint la position désirée (consigne) en un temps de réponse $t_r = 10$ jours.

Et la **Figure IV.20** nous montre le signal de commande u appliqué au système, on constate que son amplitude varie autour d'une valeur de $u = 0.53$, qui assure un comportement dynamique du système correct comme on peut le voir aussi sur la **Figure C.7** de l'annexe C.

Remarque :

Les termes proportionnelle et intégrale peuvent amener un dépassement de la consigne et des oscillations. Cela implique pour le système de dilution des perturbations ou des dysfonctionnements au niveau de ses actionneurs. Pour limiter ce phénomène indésirable, on introduit un troisième élément, le terme dérivé. Son action va dépendre du signe et de la vitesse de variations de l'erreur, et sera opposé à l'action proportionnelle. Elle freine alors le système, limitant le dépassement et diminuant le temps de stabilisation.

IV.7.1.4 Cas d'un retour unitaire

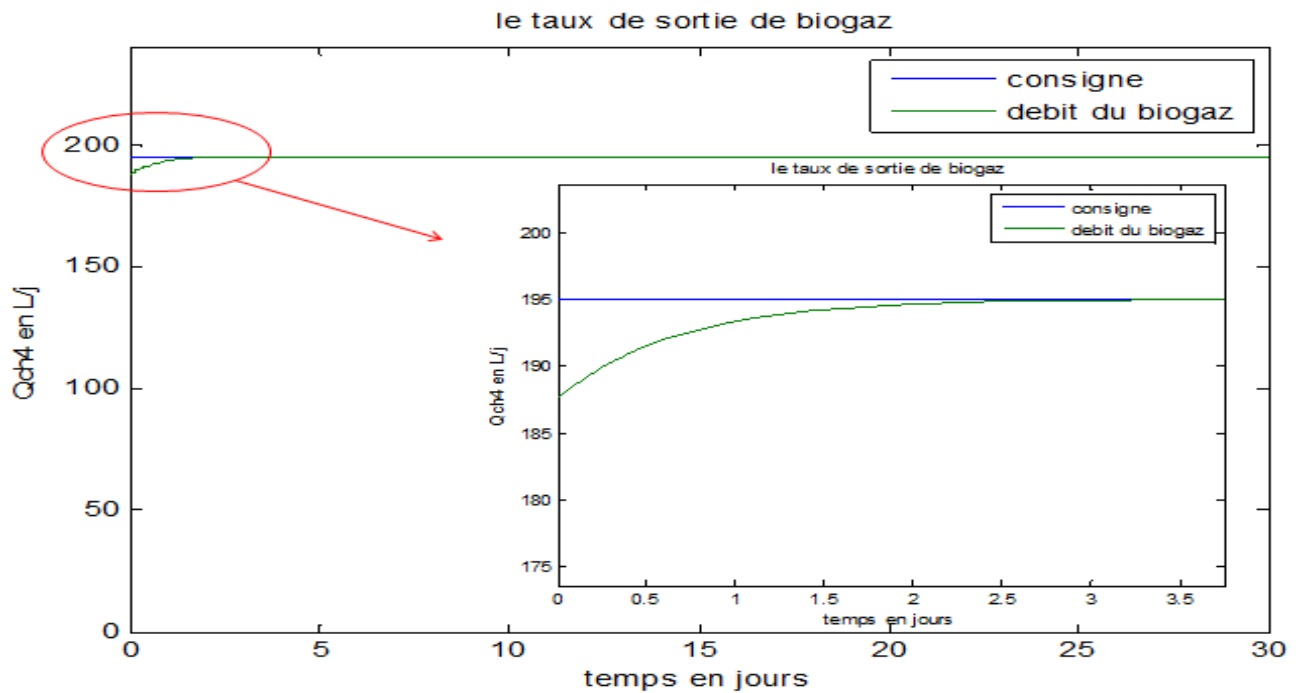


Figure IV.21 Régulation du débit du biogaz par un retour unitaire

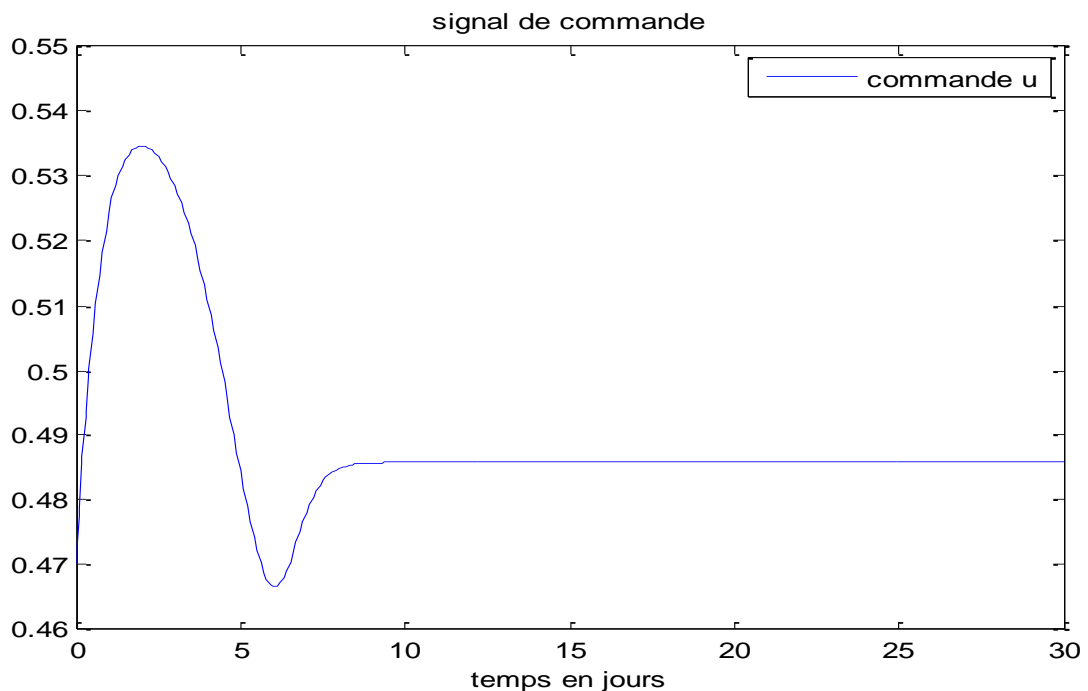


Figure IV.22 Signal de commande

La figure 1 nous montre que la réponse atteint la consigne (valeur désirée) en un temps de réponse $t_r = 10 \text{ jours}$, et un temps de montée $t_m = 3.6 \text{ jours}$ sans dépassement.

Et la **Figure IV.22** nous montre le signal de commande u appliqué au système, on constate que son amplitude varie au début entre $[0.47 \ 0.54]$ et converge à une valeur de $u = 0.49$, qui assure une dynamique correcte du système acceptable comme on peut le voir aussi sur la **Figure C.8 de l'annexe C**.

Les résultats de simulation obtenus avec le régulateur proportionnel intégral dérivé sont les plus intéressants car ils montrent qu'il est possible de façon très simple d'adapter le taux de dilution pour avoir un débit de biogaz optimal en comparaison avec les autres commandes à savoir le PI, PD, Retour unitaire en un nombre de jours courts, on garantit en dix jours un rendement suffisant; De plus, le régulateur semble assez robuste aux bruits de commande qui ont été ajoutés avec des Amplitudes différentes.

IV.7.2. Etude de la stabilité

Dans la partie qui suit nous allons étudier la stabilité du modèle et montrer l'effet de la linéarisation et les commandes via leurs plans de phase.

La figure qui suit illustre le plan de phase du modèle sans commande

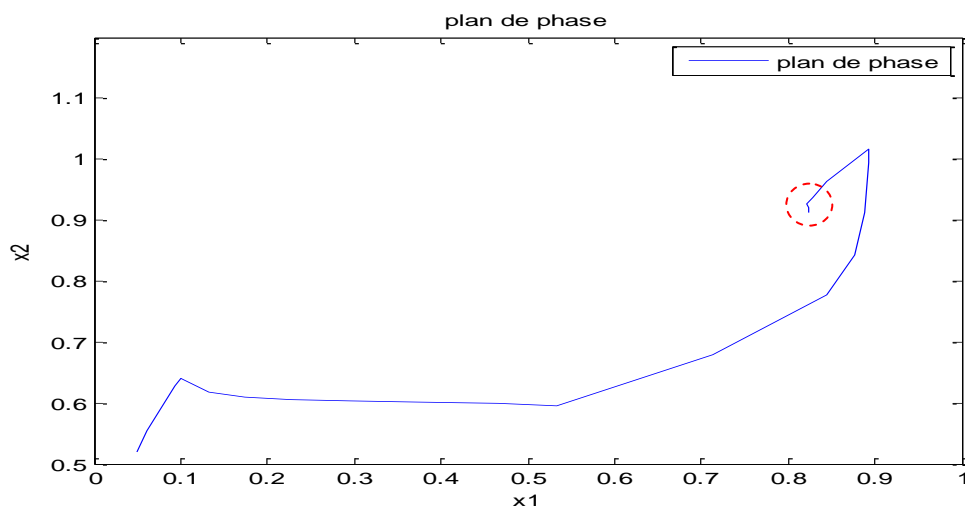


Figure IV.23 Plan de phase du système en BO

On constate que la trajectoire du système converge vers le point encerclé de coordonnées $(0.8, 0.9)$ et on a noté un certain temps nécessaire à l'arrivée à ce point.

La **Figure IV.24** montre le plan de phase du système avec un correcteur PID. On remarque en comparaison au plan de phase précédent illustré en **Figure IV.23** que le système converge vers le même point mais d'une manière beaucoup plus rapide.

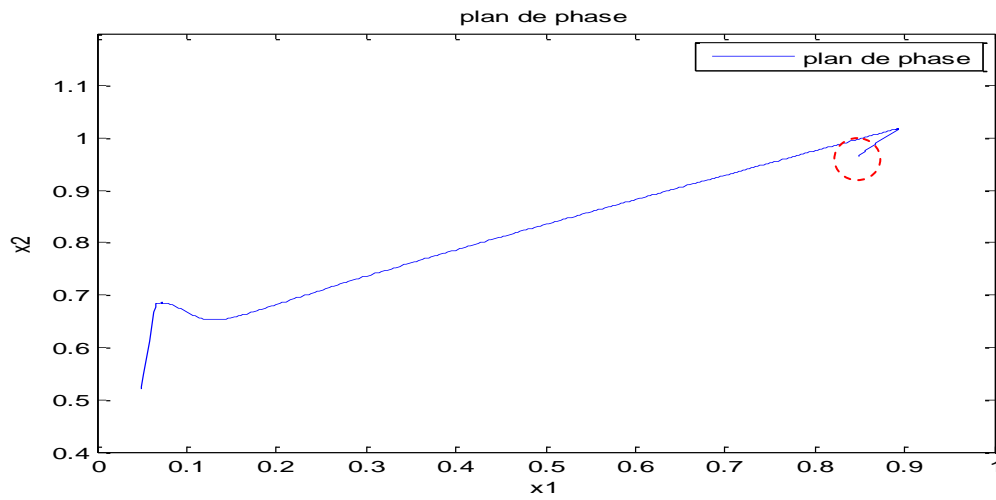


Figure IV.24 Plan de phase du système avec PID

La **Figure IV.25** ci-dessous montre le plan de phase de notre système avec différents contrôleurs mixte

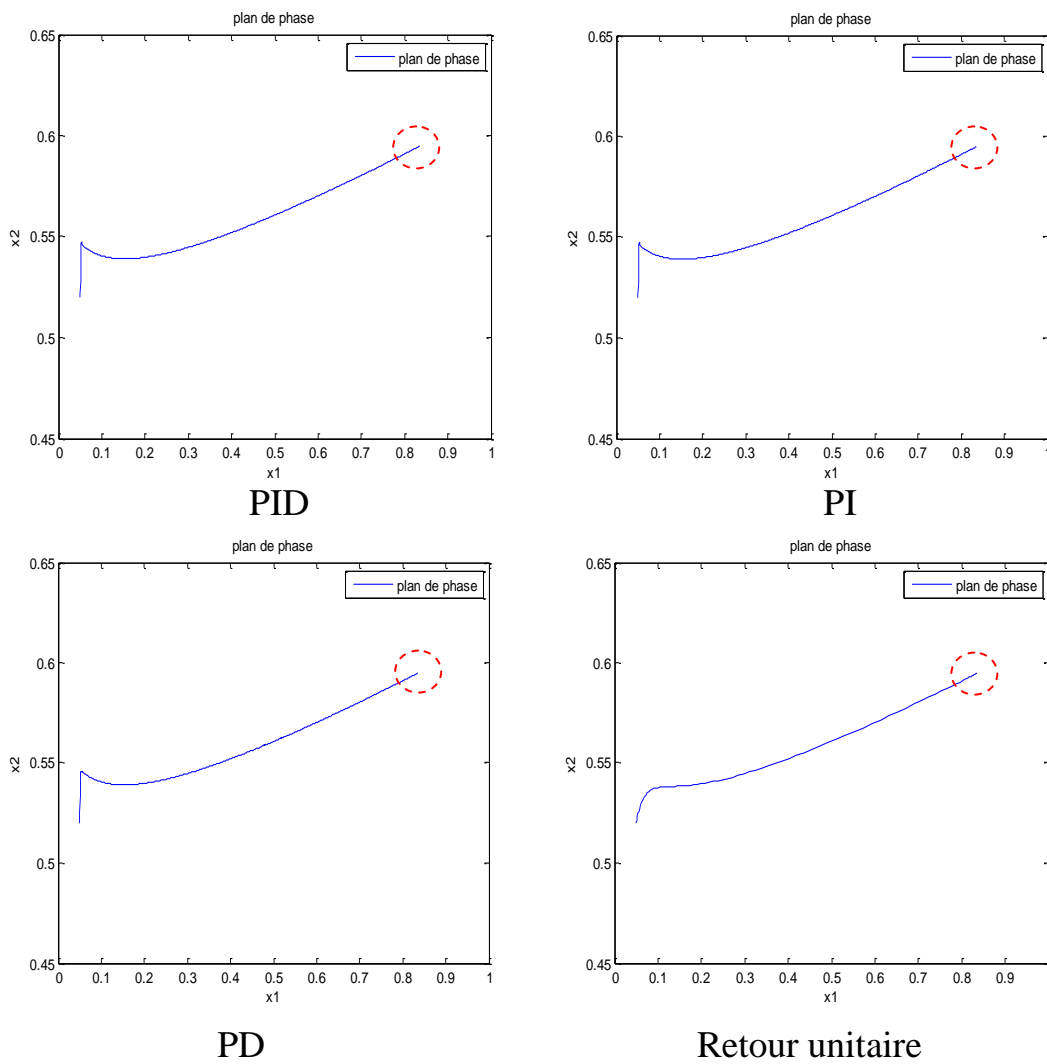


Figure IV.25 Plan de phase du système avec contrôleurs mixtes

La **Figure IV.23** montre la convergence du système vers la position de coordonnées (0.8, 0.9) qui représente le point d'équilibre ξ_F , la **Figure IV.24** illustre le plan de phase du système avec régulateur PID on observe une convergence rapide du système vers ξ_F et enfin la **Figure IV.25** représente différents plans de phase du système avec divers contrôleurs mixte on constate aussi la convergence vers le point ξ_F d'une manière rapide et précise.

IV.8 Une Stratégie de commande basée sur la consommation du COD

Au début de ce chapitre nous avons proposé une régulation du débit du biogaz. Dans cette partie nous allons donner une autre approche de commande innovante basée sur la consommation du COD (chemical organic degradation)

Dans des systèmes de digestion anaérobie, la charge organique est d'abord convertie en acides gras volatiles, qui sont plus tard consommé par les bactéries méthanogènes productrices de biogaz. Ainsi une production élevée de biogaz implique une consommation élevée des substrats, qui est équivalent à l'efficacité accru du processus de traitement .En conséquence, nous énonçons notre stratégie de commande de la perspective de conduire le system vers un équilibre ou la production de biogaz est maximal ; car implicitement la consommation, élevée des substrats sera réalisé.

Nous évaluons l'efficacité du traitement (commande) en termes de consommation de COD, qui est en générale environ entre 60%-70% dans des systèmes de digestion anaérobie. [27]

$$COD_{consomé}(\%) = \frac{COD_{in} - COD_{out}}{COD_{in}} \cdot 100 \quad (4.28)$$

Ou le COD entrant dans le réacteur (COD_{in}) est calculé en supposant que s_2^i est principalement l'acide acétique.

$$COD_{in} = s_1^i + 0.06 s_2^i \quad (4.29)$$

Tandis que le COD sortant du réacteur (COD_{out}) est donnée par toute la matière organique dans l'effluent (la matière organique se trouve aussi dans la biomasse).

$$COD_{out} = s_1 + 0.06s_2 + 1.42x_1 + 1.42x_2 \quad (4.30)$$

IV.8.1 Résultats et interprétations

Les résultats de simulation sont donnés respectivement par les figures **IV.29** et **IV.30**, Le signal de consigne est donné par la **Figure IV.28**. Et la consommation du COD (%) est illustrée en **Figure IV.26** qui a été obtenue de la simulation en BO du *bloc simulink* de la **figure C.9 annexe C**.

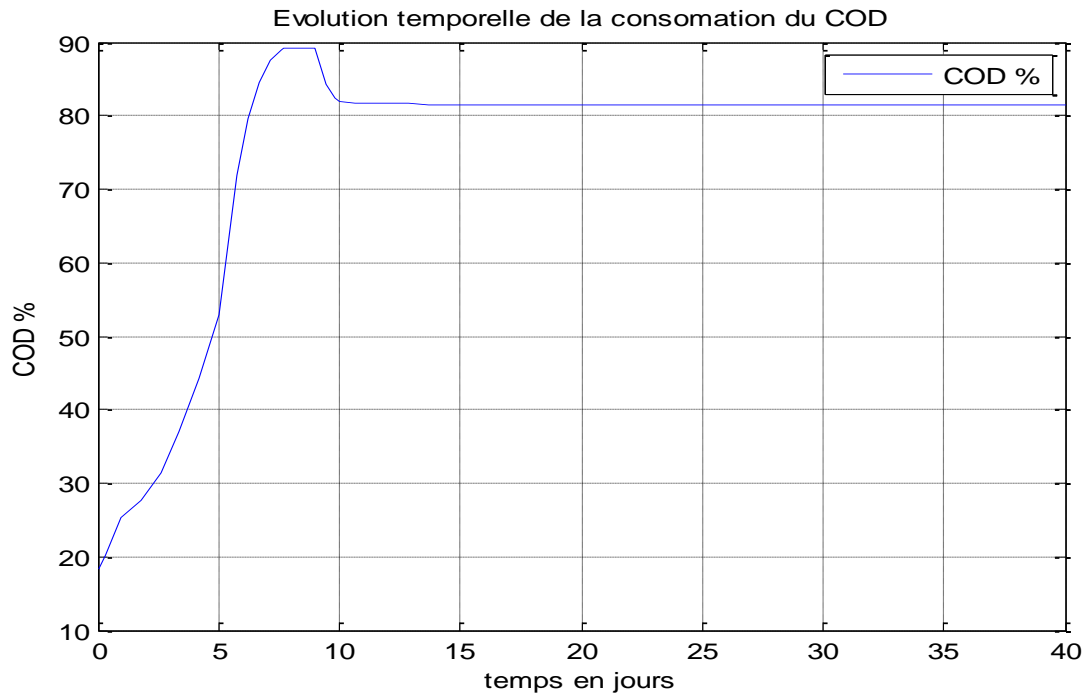


Figure IV.26 Evolution temporelle de la consommation du COD

Comme on peut le constater sur notre figure le pourcentage de consommation du COD tourne au tour de 81.5% c qui est un rendement satisfaisant. Et on obtient le débit de biogaz suivant :

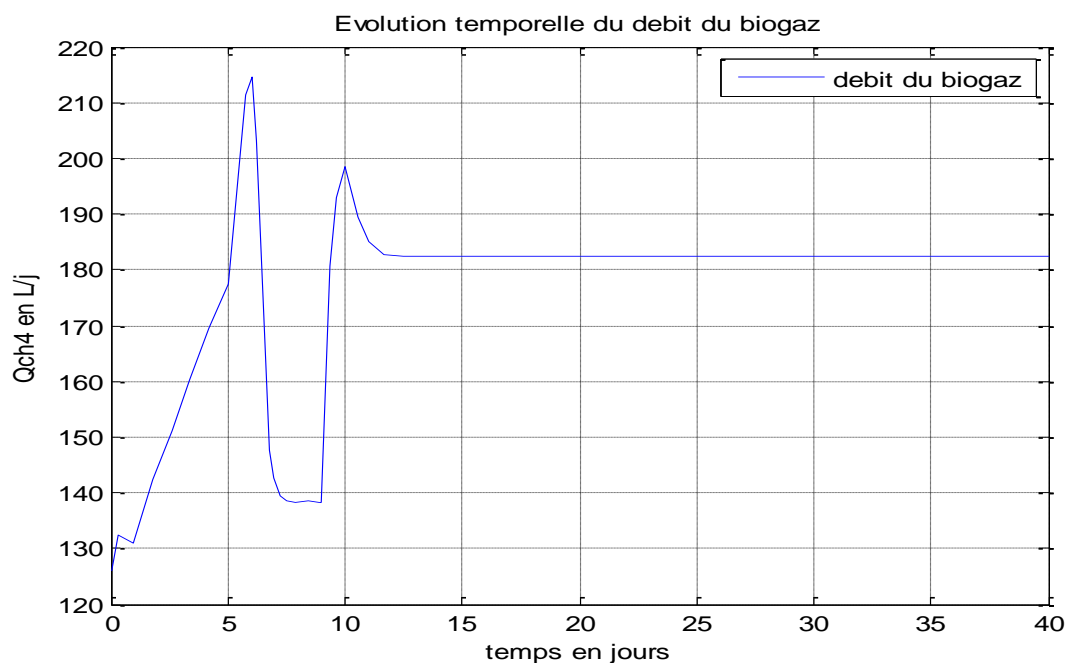


Figure IV.27 Evolution temporelle du débit de biogaz

Maintenant on va appliquer un régulateur PID à notre système avec comme entrée de commande le signal donner dans la figure ci-dessous :

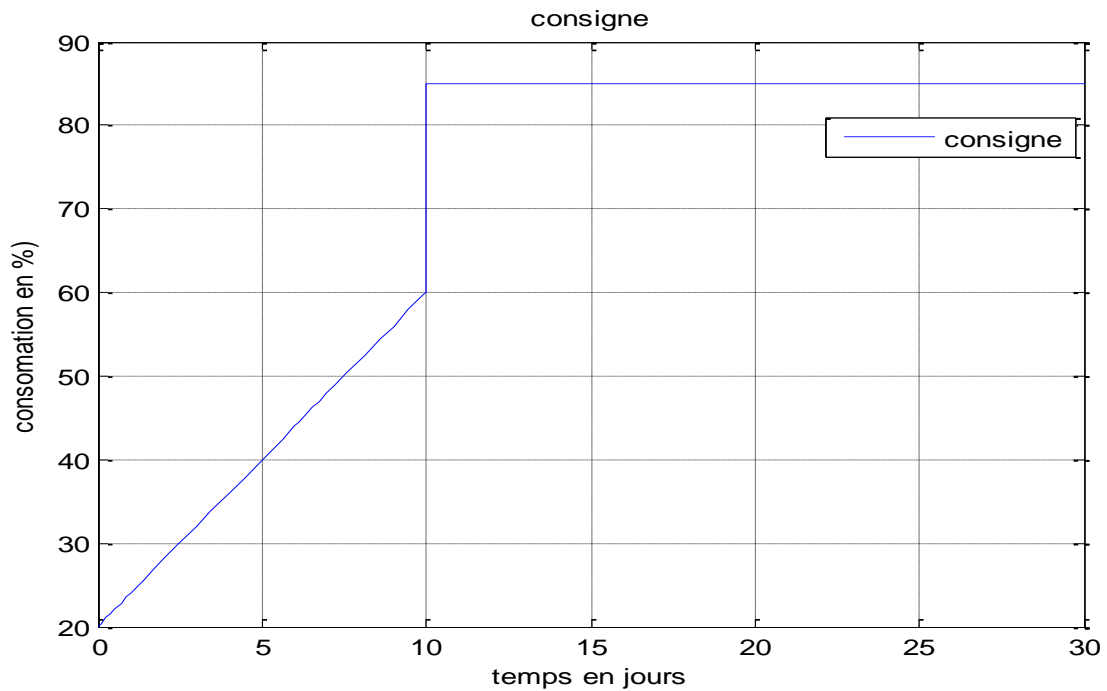


Figure IV.28 Signal d'entrée

La figure précédente montre le signal appliqué au régulateur PID de notre système, elle illustre un signal en escalier de valeur maximum de 85%, pour suivre l'évolution du système lors des changements de référence et le rejet de perturbation.

La **Figure IV.29** qui suit nous montre la sortie COD % et le signal de référence utilisé. On remarque que la trajectoire de la sortie suit le signal désiré, et que l'objectif d'atteindre les 85% de consommation est abouti. On note néanmoins qu'il y a un léger dépassement de l'ordre de 8.2% du au problème de saturation de notre régulateur, à partir du 15^{eme} jours la sortie se stabilise et suis la consigne.

Et la **Figure IV.30** indique le débit de biogaz obtenue avec la régulation de la consommation du COD, ainsi on observe que la production de biogaz a atteint la consigne désiré avec un écart de $2L/jours$.

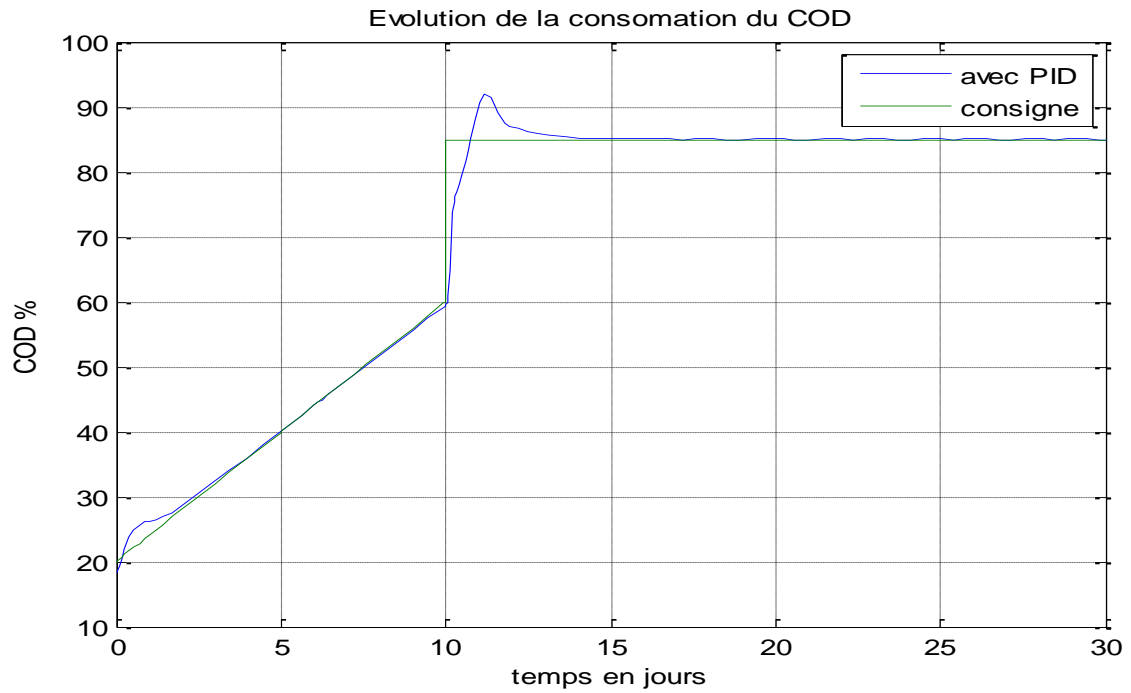


Figure IV.29 consommation du COD avec PID

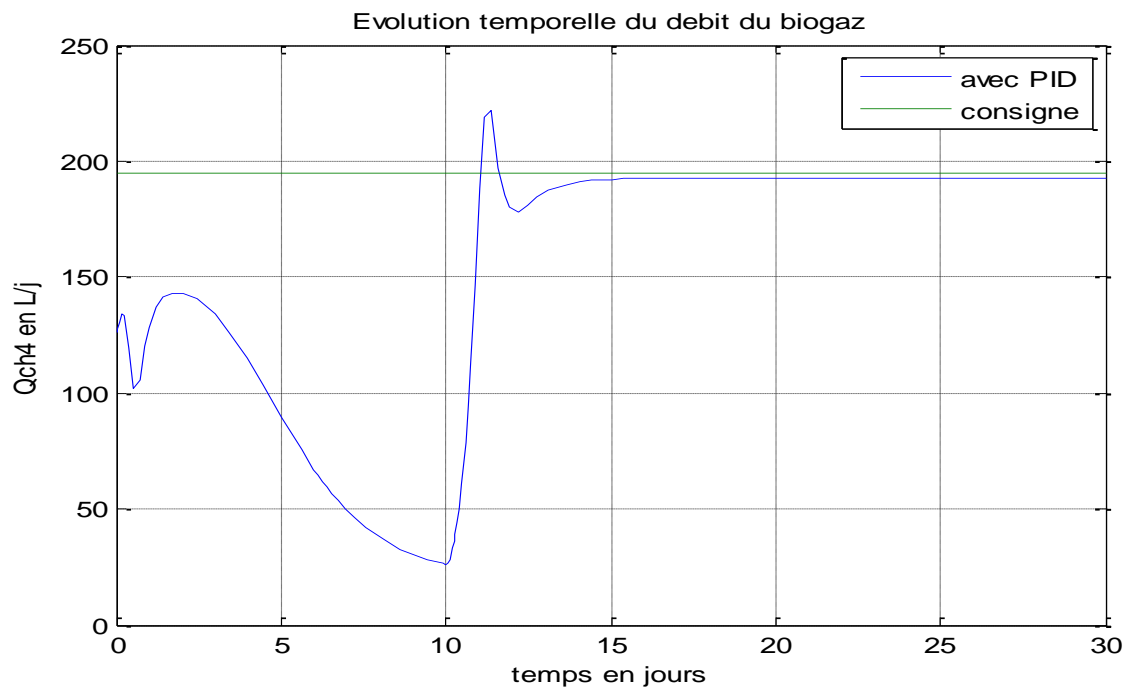


Figure IV.30 débit de biogaz avec contrôleur PID

IV.9 Conclusion

Ce chapitre est consacré en premier temps à l'introduction des notions de régulation et de commande linéarisante, nous les avons appliquées par la suite au modèle AM2, pour améliorer la production de biogaz.

La régulation classique démontre son efficacité sur le contrôle et la stabilité du système. Par la suite nous avons synthétisé un contrôleur mixte basé sur une commande linéarisante combinée avec un régulateur classique, qui a donné de meilleurs résultats d'un point de vue précision et stabilité. A la fin, nous avons introduit une nouvelle stratégie de commande basée sur le contrôle de la consommation du COD dans le but de réguler la production de biogaz.

Conclusion générale

Conclusion Générale

Ce travail nous a beaucoup intéressé car il s'inscrit dans une thématique environnementale qui est aujourd'hui d'actualité et plus encore nécessaire. Le contexte du sujet, les systèmes de digestion anaérobie et plus particulièrement le bioréacteur méthaniseur, est nouveau pour nous et s'éloigne des types de systèmes classiquement étudiés. Il nous a donc permis de concevoir l'utilisation des techniques de l'automatique dans des domaines très variés tel que les biotechnologies au service de l'environnement.

La digestion anaérobie est un processus biologique complexe, qui fait intervenir des organismes vivants dont les caractéristiques évoluent dans le temps et qui peut facilement être déstabilisé. Pour l'éviter, il est nécessaire de le contrôler, ce qui peut se faire en utilisant un modèle qui contient les informations pertinentes sur les variables clés du système et qui décrit au mieux le comportement dynamique de ces dernières.

Plusieurs modèles ont été proposés pour la digestion anaérobie, mais du point de vue de l'automatique, le modèle AM2 à deux étapes, développé dans le cadre du projet **AMOCO** reste le modèle le plus utilisé pour le contrôle et l'observation. Il est nécessaire de l'analyser mathématiquement en toute généralité, afin d'obtenir des informations qualitatives sur son comportement.

Dans le cadre de cette étude, nous avons consacré les deux premiers chapitres à l'état de l'art des systèmes de digestion anaérobie et donner un aperçu sur les modèles mathématiques existants les plus utilisés et nous avons présenté le bioréacteur étudié.

Dans le troisième chapitre, nous avons mené une étude mathématique générale du modèle AM2. Dans ce contexte nous avons analysé ses équilibres et son comportement qualitatif. Ce modèle à deux étapes de réactions biologiques (acidogénèse et méthanogénèse), peut avoir six points d'équilibres dont deux intéressants d'un point de vue pratique. Les résultats de simulation permettent d'appréhender le fonctionnement qualitatif et quantitatif du procédé. Enfin nous avons complété notre travail, par des stratégies de contrôle de la production du biogaz. Un contrôleur simple PID, utilisant la mesure du débit du biogaz a pu être validé, après avoir été testé en simulation sur le modèle AM2. Le contrôleur proposé s'est montré apte à réguler le débit du biogaz autour de la consigne voulue. Cependant les résultats obtenus présentent un léger écart autour de la consigne, alors une approche de commande a été développée, combinant une commande linéarisante et un régulateur PID, afin de piloter le système, les résultats obtenus avec ce dernier sont meilleurs que le PID d'un point de vue stabilité et précision ; la loi de commande proposée a permis de réduire l'erreur de régulation

de moitié et l'écart-type par 24, réduisant ainsi la variabilité du biogaz autour de la consigne désirée. Par ailleurs en vue d'approfondir la maîtrise du bioprocédé, on a envisagé une nouvelle approche de commande basée sur le contrôle de la consommation du COD dans le but d'atteindre toujours l'objectif de débit de biogaz maximal, et cette dernière s'est montrée efficace. A travers les travaux et les calculs effectués par cette simulation, la modélisation et les différentes commandes choisies se sont montrées très performantes. Néanmoins un des points négatifs qu'on a déploré est l'absence du côté pratique à ce projet pour valider nos résultats.

La contribution principale est sans nul doute, la régulation du débit du biogaz par le taux de dilution, les stratégies de contrôle se sont montrées efficace et contournes les problèmes liés à la digestion anaérobie et au modèle AM2.

Beaucoup de perspectives relatives au contrôle et à l'observation des modèles AM2 sont ouvertes à la suite des travaux de cette étude. D'abord pour le modèle AM2, il serait important de synthétiser des observateurs pour estimer les informations nécessaires à la mise en œuvre de nouvelles stratégies de supervision en particulier, pour l'estimation du substrat disponible à l'entrée de la réaction méthanogène. Par ailleurs, dans la mesure où le contrôle des digesteurs anaérobies est un enjeu majeur, il serait intéressant de faire une synthèse des différents objectifs et résultats disponibles et de réaliser un état de l'art des techniques de contrôle ayant été validées sur pilotes et celles qui n'auraient pas encore été validées.

Enfin, toutes les stratégies de commandes étudiées n'ont été testées qu'en simulation. Il serait important d'évaluer leur pertinence par l'implémentation pratique.

Références bibliographiques

Références bibliographies

- [1] C. Henry & R. Koelsch, *What is an Anaerobic Digester?* Manure Matters, vol. 7, n°10, Nebraska, **2001**.
- [2] (Zeikus, 1980) J. G. ZEIKUS, « *Chemical and fuel production by anaerobic bacteria* », Annual Review in Microbiology, vol. 34, p. 423–464, **1980**.
- [3] J. Reynard, ‘*Modélisation, Optimisation Dynamique et Commande d’un Méthaniseur par Digestion Anaérobie*’, Rapport de Projet de Fin d’Etudes, Esisar, **2006/2007**.
- [4] Boulenger P., Gallouin Y. *Biological anaerobic treatment of industrial effluents*. Technologies de l'eau, (W3), pp. G1305.1 - G1305.27. **2009**
- [5] Degremont. « *Mémento technique de l'eau, 9eme Edition, Tome 1 et 2*, Editions Lavoisier, Paris. **1989**.
- [6] Moletta, R. « *Procédés biologiques anaérobies, Dans Gestion des problèmes environnementaux dans les industries agroalimentaires* » Technique et documentation - Editions Lavoisier, Paris **2002**.
- [7] McCarty, P.L. “*The development of anaerobic treatment and its future*” Water Science and Technology 44, 149-156. **2001**.
- [8] Trably, E. Etude et optimisation de la biodégradation d'Hydrocarbures Aromatiques Polycycliques (HAPs) et de Polychlorobiphényles (PCBs) au cours de la digestion anaérobie et aérobie de boues urbaines contaminées, Génie des procédés, Université Montpellier II, Montpellier, 280 p, **2002**.
- [9] Suh, Y. J. et Roussaux, P. “*An LCA of alternative wastewater sludge treatment scenarios*”, Resources, Conservation and Recycling, 35, 191-200. **2002**.
- [10] Bitton, G. Wastewater microbiology, Wiley-Liss Editor, New York. **1994**

- [11] Bujoczeh G., Oleszkiewicz J., Sparling R., Cenkowski S. *High solid anaerobic digestion of chicken manure*. Journ. Agric. Engng. Res., 71, pp. 51 – 60. **2000**.
- [12] Tou I., Igoud S., Touzi A. *Production de biométhane à partir des dejections animals*. Rev. Energ. Ren. : Production et valorisation - biomasse, pp. 103 - 108. **2001**.
- [13] Saidi A., Abada B. *La biométhanisation : une solution pour un développement durable*. Revue des Energies Renouvelables, CER' 07 Oujda, pp. 31 - 35. **2007**.
- [14] AEAG. *La digestion anaérobie des boues urbaines, état des lieux, état de l'art*. Toulouse, Agence de l'Eau Adour Garonne, pp. 36. **2001**.
- [15] Bonnier S. *Etat de la valorisation du biogaz sur site de station d'épuration en France et en Europe*. Synthèses techniques en gestion de l'eau, AgroParisTech. **2008**.
- [16] Moletta R., Torrijos M. *Traitement des effluents de la filière laitière*. Techniques de l'Ingénieur, pp. F1501.1 - F1501. 21. **1999**.
- [17] Michaud.S. *Etude hydrodynamique et biologique d'un procédé de Méthanisation à biofilm: le réacteur à lit turbule inversé*. Ph.D. Thesis. L'Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse. **2001**.
- [18] McHugh S., O'Reilly C., Mahony T., Colleran E., O'Flaherty V. *Anaerobic granular sludge bioreactor technology*. Environ. Res., 2, pp. 225 - 245. **2004**.
- [19] Mutombo T.D. *Internal circulation reactor: pushing the limits of anaerobic industrial effluents treatment technologies*. Proceedings of the 2004 Water Institute of Southern Africa (WISA) Biennial Conference. **2004**.
- [20] <http://www.passavantimpianti.com/fr/tecnologieBiopaqIC.asp> (Consulté le 18 mars 2016).
- [21] Seghezzi L., Zeeman G., Lier J.B.V., Hamelers H.V.M., Lettinga G. *A review: the anaerobic treatment of sewage in uasb and egsh reactors*. Bioresour. Technol., 65, pp. 175 - 190. **1998**.

- [22] Mihai Caramihai , Irina Sevirin, “*Bioprocessing Process Kinetics and Modelling*” **2013**.
- [23] O. Bernard, *Mass Balance Modelling of Bioprocesses*, Mathematical control theory, France, INRIA, **2001**.
- [24] D.J. Batstone, J. Keller, I. Angledaki, S.V. Kalyuzhnyi, S.G. Pavlostathis, A. Rozzi, W.T.M. Sanders, H. Siegrist, and V.A. Vavilin. *Anaerobic Digestion Model No. 1*. IWA Publishing, London, UK, **2002**.
- [25] Sonia Hassam, “*Réduction de modèles de procédés biotechnologiques : Applications à l'ADMI*”, Université de Tlemcen, **2015**.
- [26] J.P. Steyer & O. Bernard, *An example of the benefits obtained from the long term use of mathematical models in wastewater biological treatment*, 4th MATHMOD International Symposium on Mathematical Modelling, Vienne, **2003**.
- [27] Mihaela Sbarciog , Jaime A. Moreno , Alain Vande Wouwer, *A Biogas-Based Switching Control Policy for Anaerobic Digestion Systems*, Preprints of the 8th IFAC Symposium on Advanced Control of Chemical Processes The International Federation of Automatic Control Furama Riverfront, Singapore, **July 10-13, 2012**.
- [28] O. Bernard, Z. Hadj-Sadock, D. Dochain, A. Genovesi, and J.P. Steyer. *Dynamical model development and parameter identification for an anaerobic wastewater treatment process*. *Biotechnology and Bioengineering*, 75:424–438, **2001**.
- [29] Neli Dimitrova, and Mikhail Krastanov, *Nonlinear adaptive stabilizing control of an anaerobic digestion model with unknown kinetics*, *Int. J. Robust. Nonlinear Control*. **2011**
- [30] I. Simeonov, I. Queinnec, *Linearizing control of the anaerobic digestion with addition of acetate (control of the anaerobic digestion)*, *Control Engineering Practice* 14. 799–810. **2006**.

[31] Sbarciog, M., Loccufier, M., and Noldus, E. *Determination of appropriate operating strategies for anaerobic digestion systems. Biochemical Engineering Journal*, 51, 180–188. **2010.**

[32] Jonathan HESS, " *Moélisation de la qualité du biogaz produit par un fermenteur méthanogène et stratégie de régulation en vue de sa valorisation.*" Université de Nice - Sophia Antipolis, **14 décembre 2007.**

[33] Lahav, O., Morgan, B. E. and Loewenthal, R. E. " *Rapid, Simple, and Accurate Method for Measurement of VFA and Carbonate Alkalinity in Anaerobic Reactors*" *Environmental Science & Technology*, 36, (12), 2736-2741. **2002.**

[34] S.Mouadh, " la conception et la réalisation d'une carte d'interface pour la régulation du niveau d'eau ", PFE, génie Electrique et Automatique, Tunisie, **2006/2007.**

[35] « La régulation », le magazine Schneider Elecric de l'enseignement et technologique et professionnel, **juin 2006.**

[36] <http://www.mathworks.com/help/control/getstart/pid-tuning-algorithm.html> (Consulté le 01 juin 2016).

[37] H.K.Khalil " Non linéaire contrôle" Pearson Edition, **2015.**

Annexes

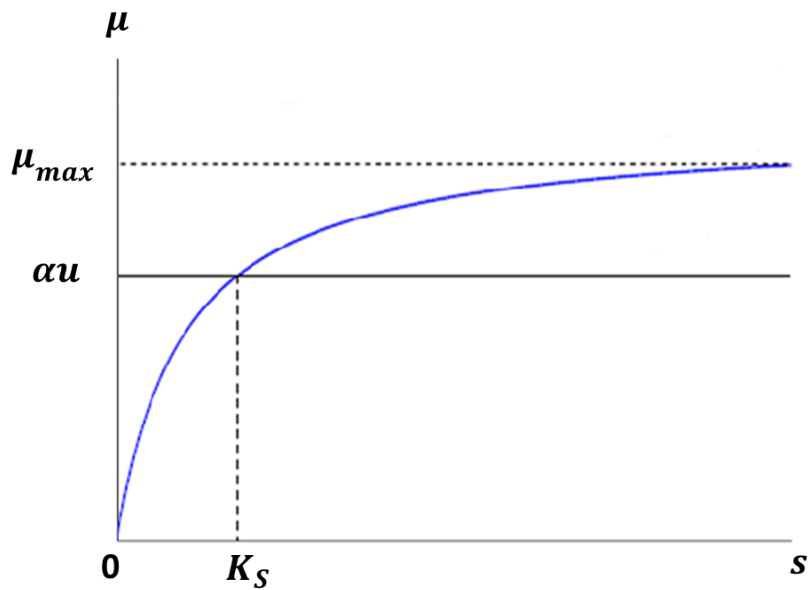
Annexe A

Figure A.1 Taux de croissance en fonction du substrat d'une population bactérienne régit par une cinétique de Monod.

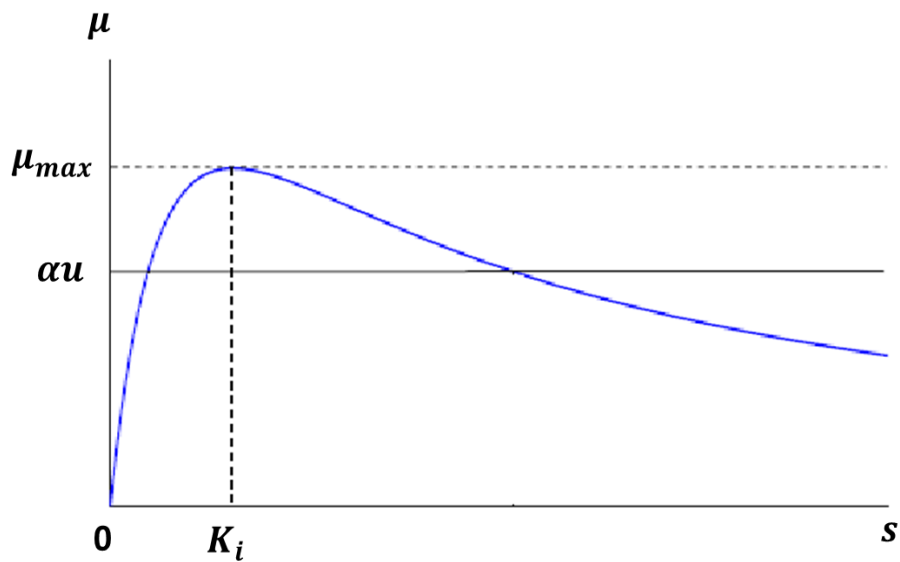


Figure A.2 Taux de croissance en fonction du substrat d'une population bactérienne régit par une cinétique de Haldane.

	ADM1	AM2
Processus	5 <ul style="list-style-type: none"> ○ Solubilisation ○ Hydrolyse ○ Acidogénèse ○ Acétogénèse ○ Méthanogénèse 	2 <ul style="list-style-type: none"> ○ Acidogénèse ○ Méthanogénèse
Biomasses	7	2
Réaction	19	2
Paramètres	86	13
Sortie	32	8

Tableau A.1 Différences de complexité des modèles ADM1 et AM2

Annexe B

Paramètres	Significations	Unités	Valeurs
μ_{max}	Taux de croissance maximale de la population bactérienne acidogène	j^{-1}	1.2
k_{s1}	Constante de saturation associée au substrat acidogène s_1	$g.l^{-1}$	7.1
μ_0	Taux de croissance maximale de la population bactérienne méthanogène	j^{-1}	0.74
k_{s2}	Constante de saturation associée au substrat méthanogène s_2	$mmol.L^{-1}$	9.28
k_I	Constante d'inhibition associée au substrat méthanogène s_2	$mmol.L^{-1}$	256
α	Proportion du taux de dilution pour les bactéries (reflétant l'hétérogénéité du processus)	su	1

Tableau B.1 Estimation des paramètres cinétiques du modèle AM2

Paramètres	Significations	Unités	Valeurs
k_1	coefficients de Rendement pour la dégradation de la DCO	<i>s.u.</i>	42.14
k_2	coefficients de Rendement pour la production d'AGV	<i>mmol. g⁻¹</i>	116.5
k_3	coefficients de Rendement pour la consommation d'AGV	<i>mmol. g⁻¹</i>	268
k_4	coefficients de Rendement pour la production de méthaneCH ₄	<i>mmol. g⁻¹</i>	453
k_5	Rendement pour la production de dioxyde de carbone	<i>mmol. g⁻¹</i>	
k_6	Rendement pour la production de dioxyde de carbone	<i>mmol. g⁻¹</i>	

Tableau B.2 Estimation des coefficients de rendement du modèle AM2

Taux de dilution	Equilibre(s)-stable, u-instable)
$\hat{u} = \mu_1(\xi_{in1}) = 1.019$	$\xi_A(s)$
$\tilde{u} = \max(\mu_2(\xi_2)) = 0.536$	$\xi_A(u), \xi_B(s)$
$u^* = \mu_2(\xi_{in2}) = 0.426$	$\xi_A(u), \xi_B(s), \xi_C(u), \xi_D(u), \xi_E(s), \xi_F(u)$
$\bar{u} = 0.3495$	$\xi_A(u), \xi_B(s), \xi_C(u), \xi_E(s), \xi_F(u)$
	$\xi_A(u), \xi_B(s), \xi_C(u), \xi_E(s)$

Tableau B.3 Niveaux du taux de dilution et la stabilité des équilibres

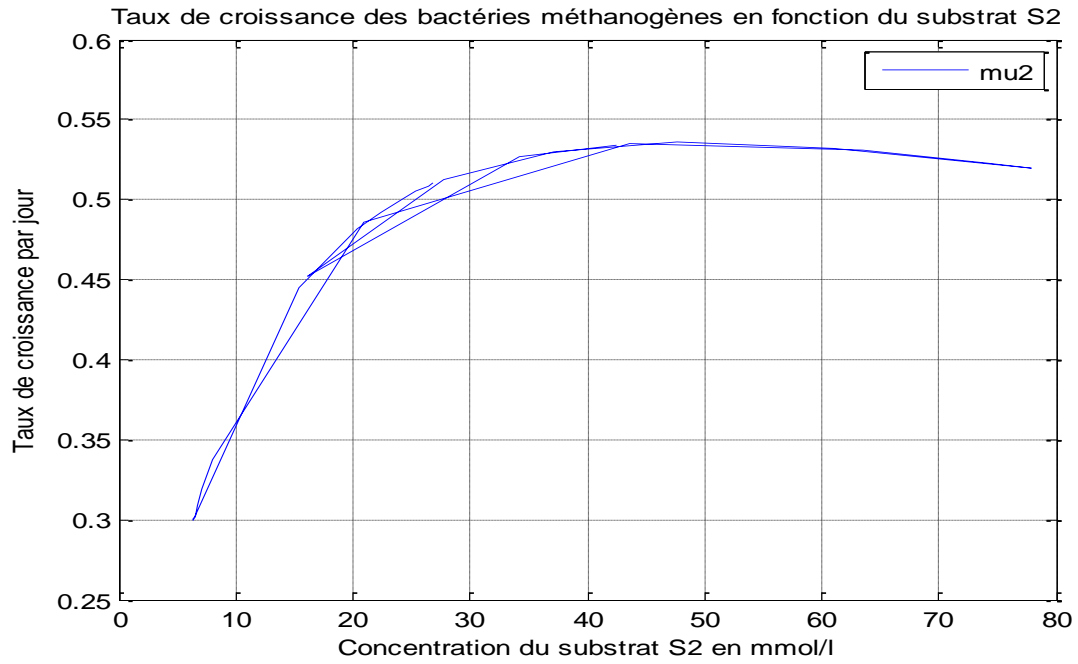


Figure B.1 Taux de croissance des bactéries $\mu_2(S_2)$

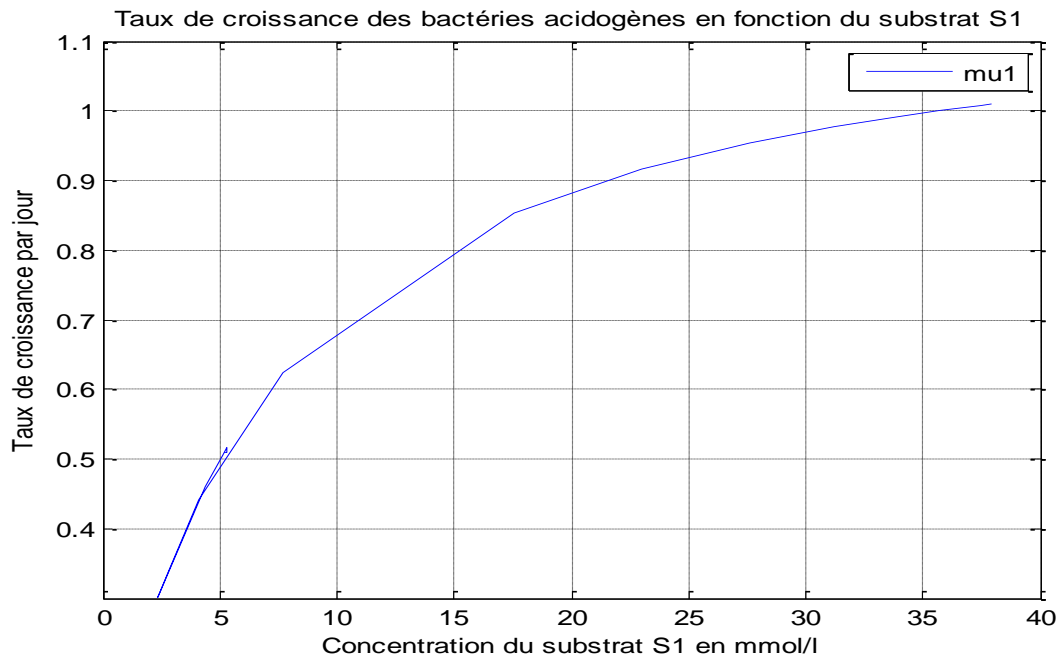
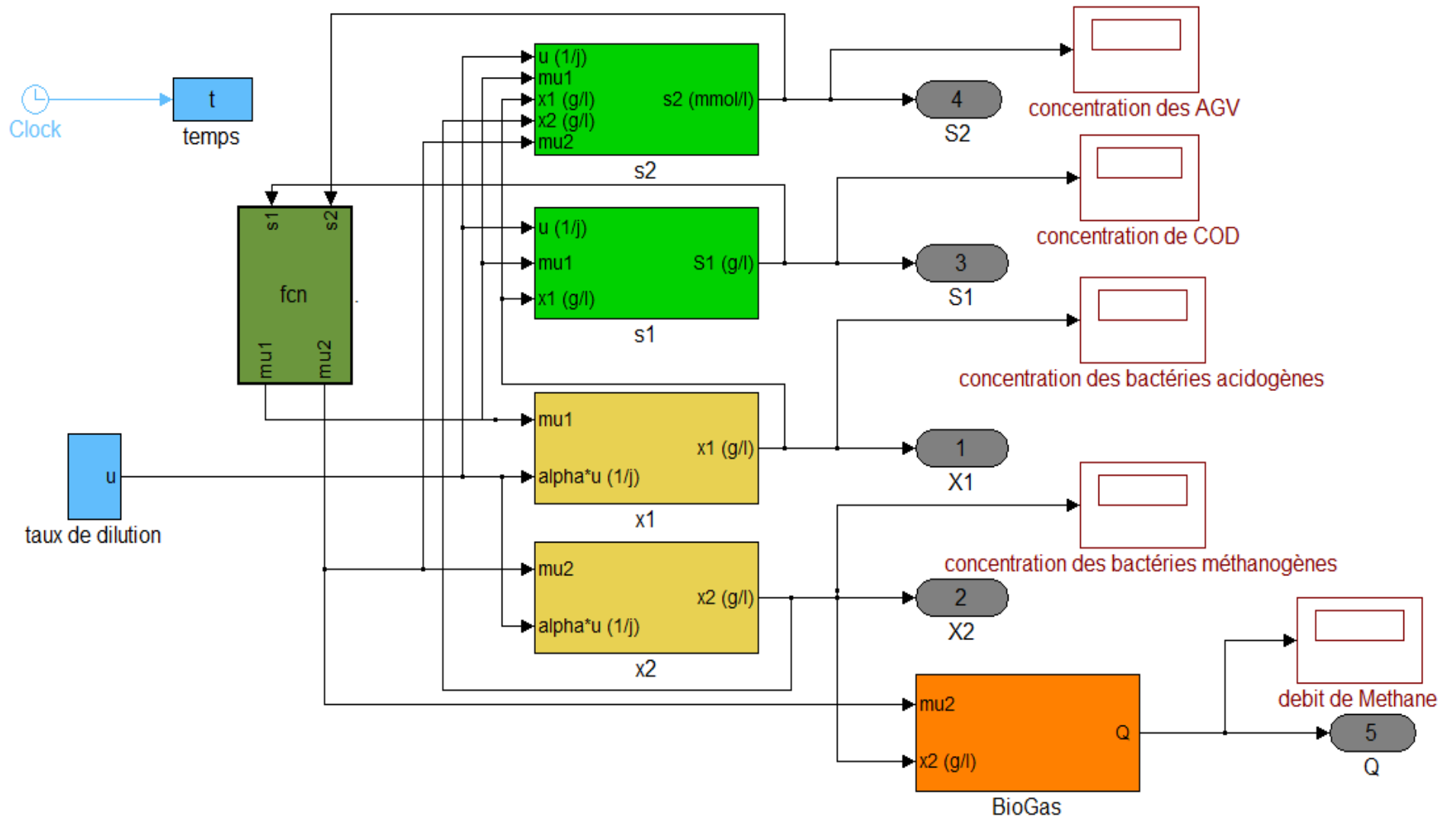


Figure B.2 Taux de croissance des bactéries $\mu_1(S_1)$

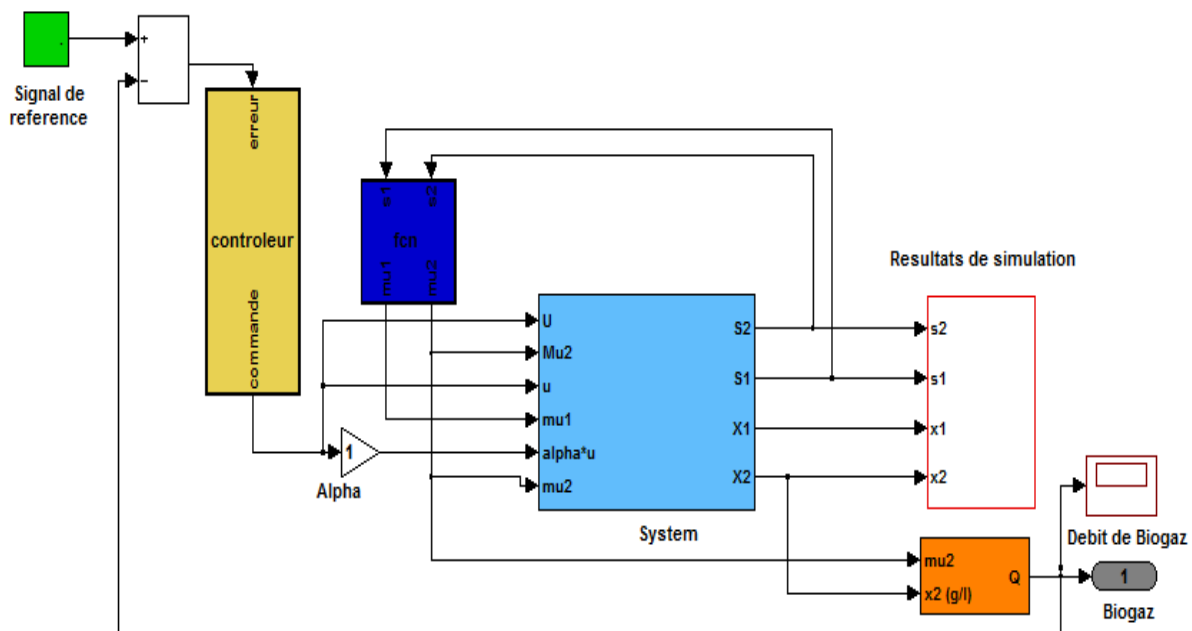
Figure B.3 Schéma bloc *simulink* du système



Annexe C

Paramètre	Temps de montée	Dépassement	Temps de réponse	Erreur Statique
P	Augmente	Augmente	Chang. Faible	Diminue
I	Diminue	Augmente	Augmente	Éliminé
D	Chang. Faible	Diminue	Diminue	Chang. Faible

Tableau C.1 Effets de l'augmentation des paramètres.

Figure C.1 Bloc *simulink* du système avec contrôleur

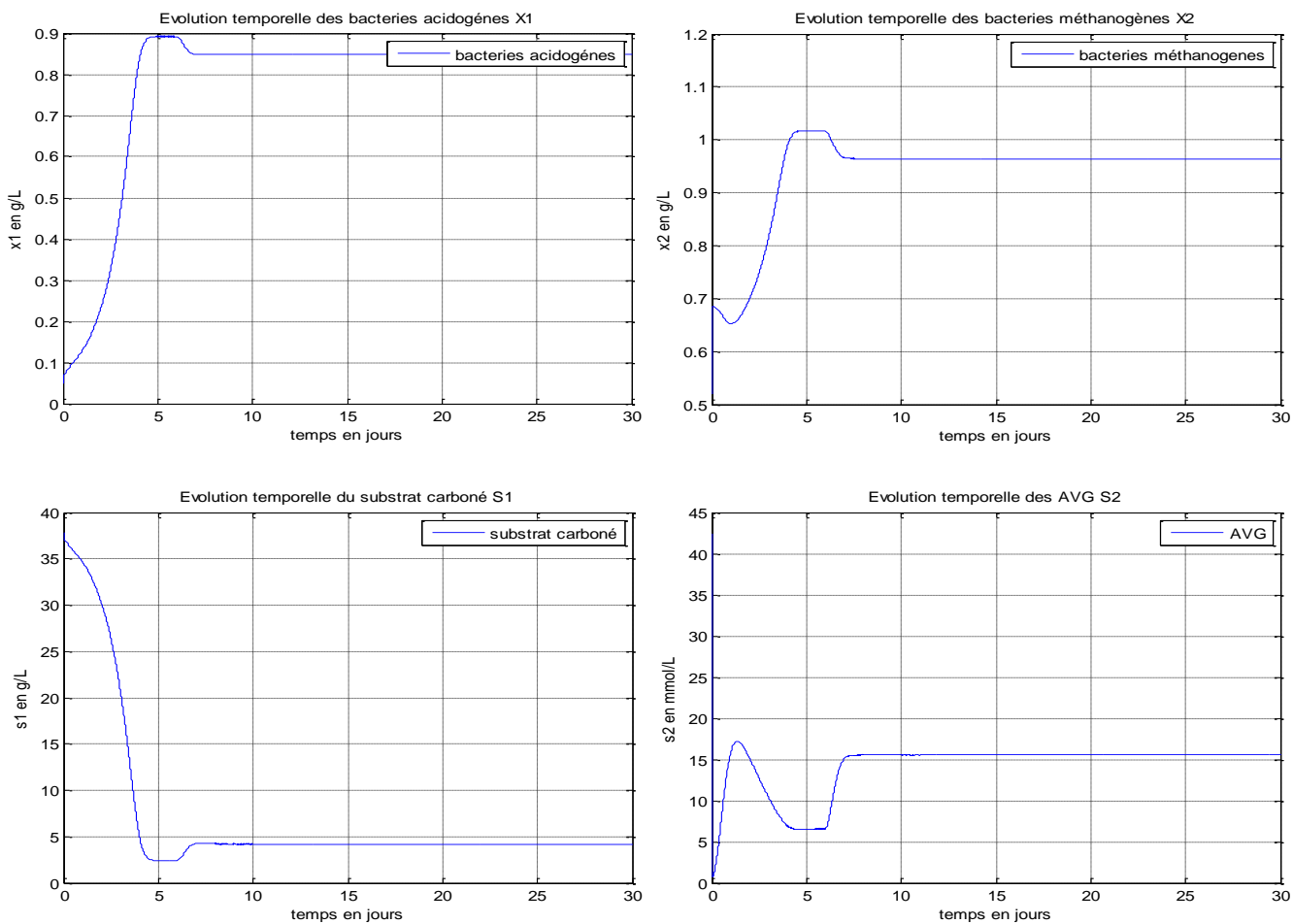


Figure C.2 Evolution temporelle des états du système

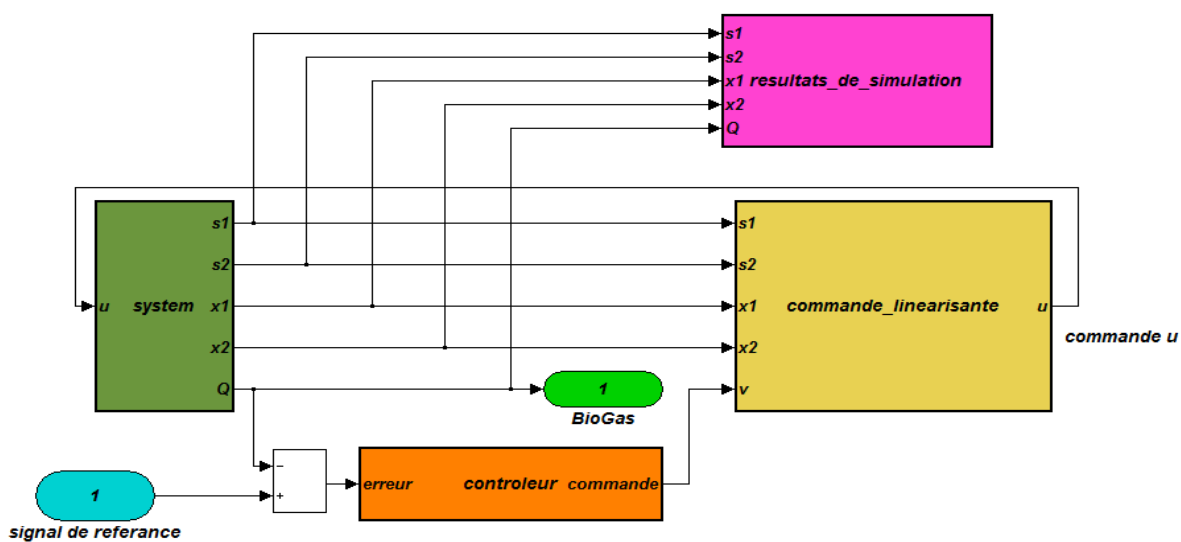


Figure C.3 Bloc simulink du système avec contrôleur mixte

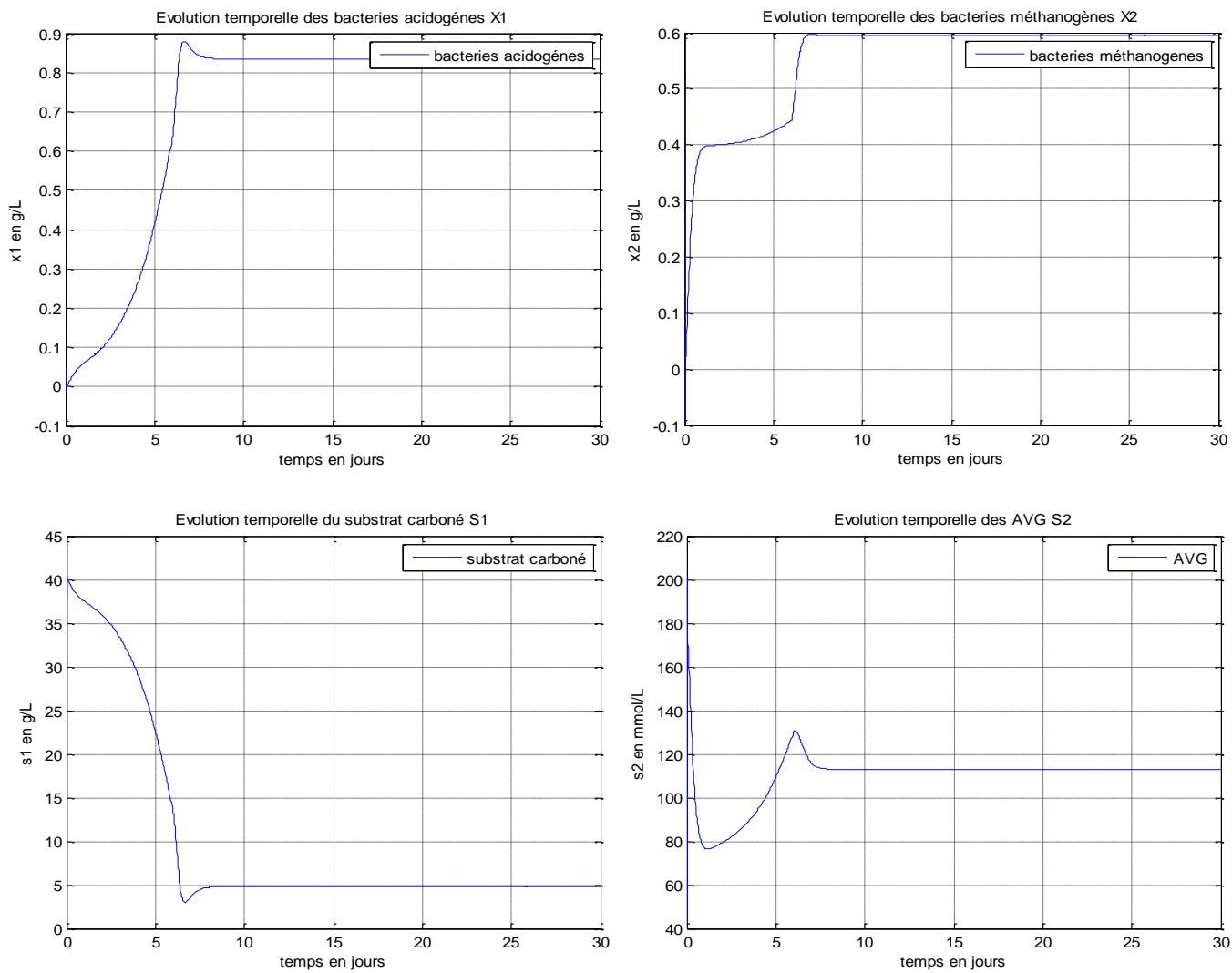


Figure C.4 Evolution temporelle des états du système

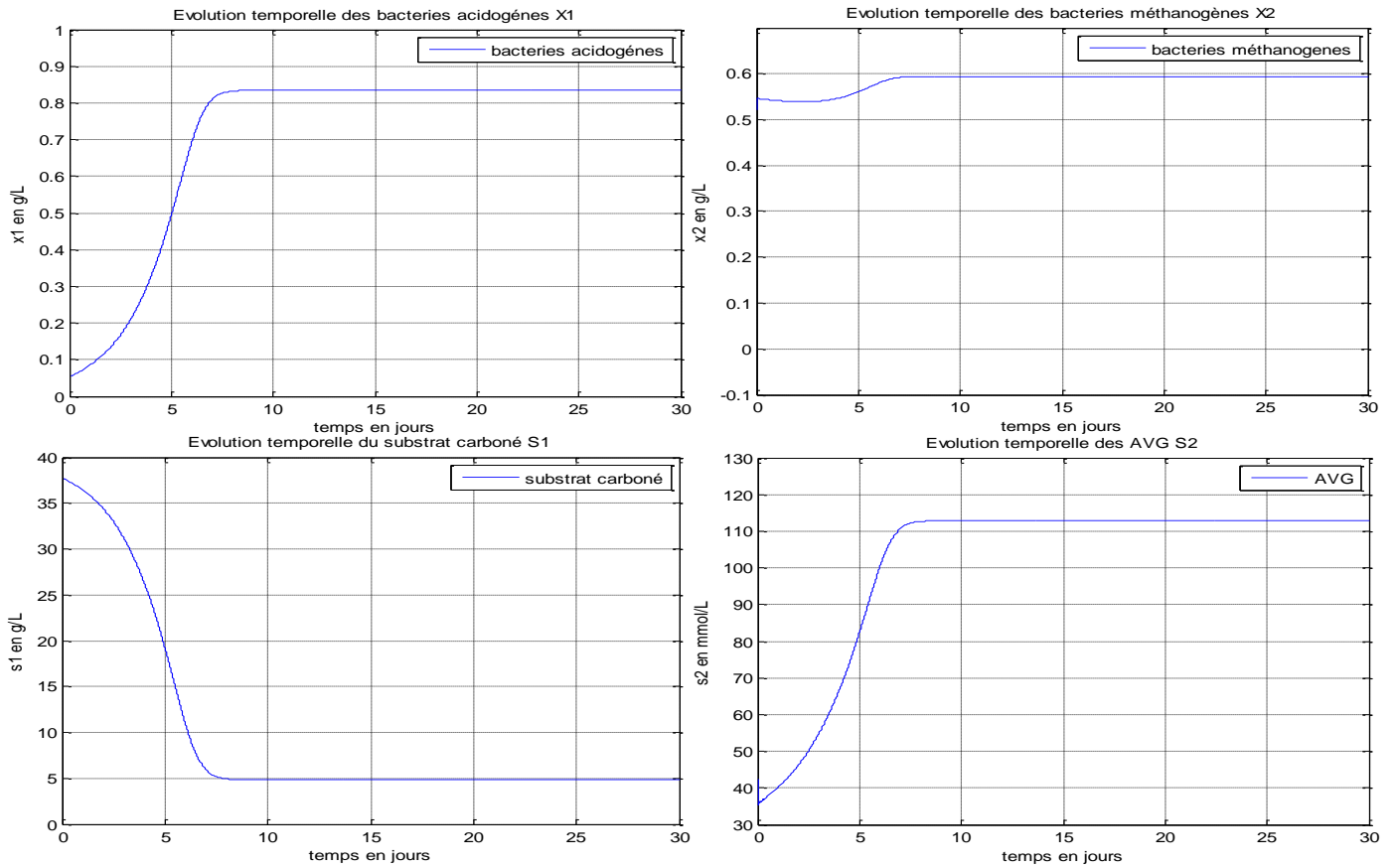


Figure C.5 Evolutions temporelles des états du système avec contrôleur mixte-PI

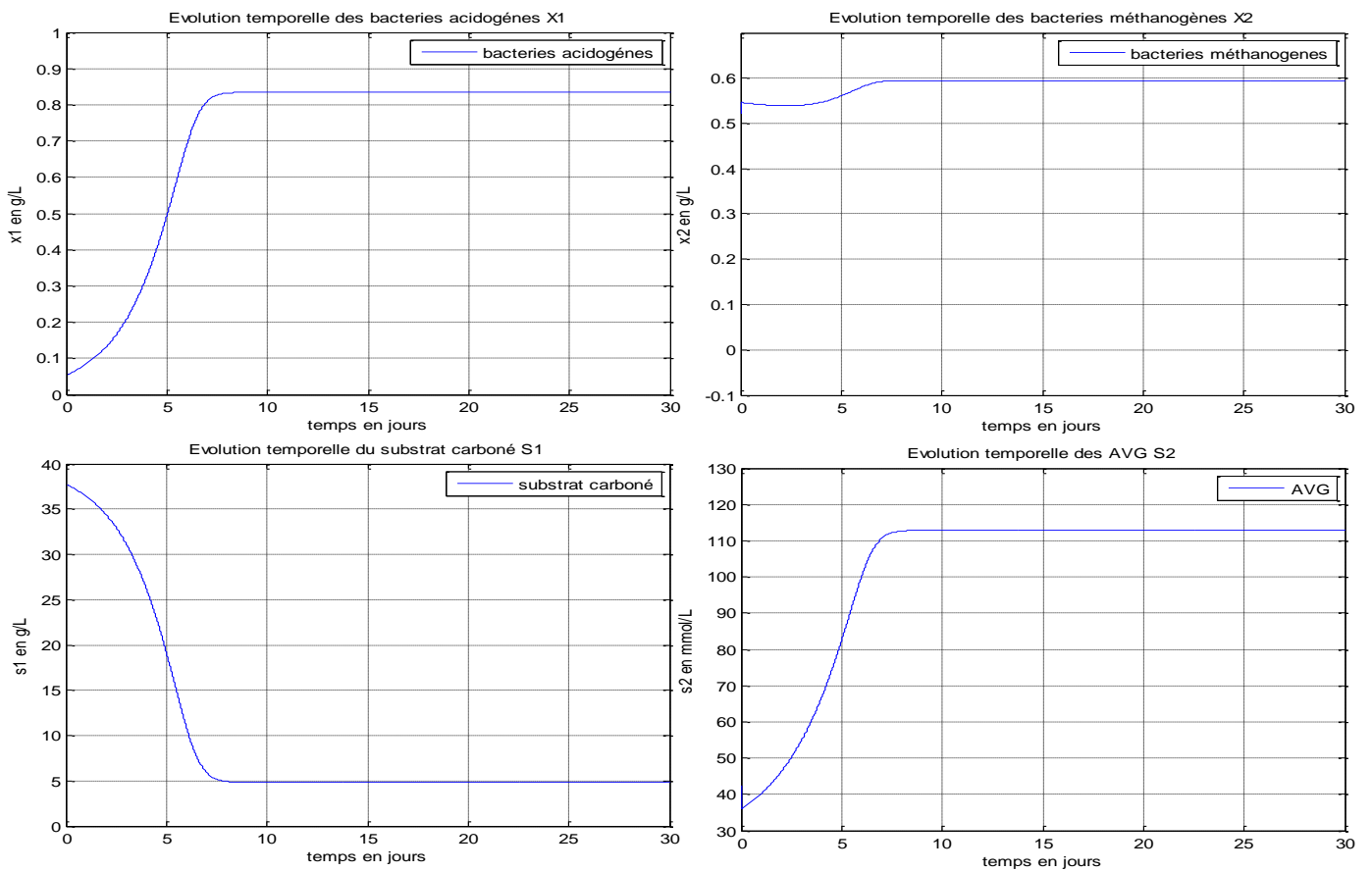


Figure C.6 Evolutions temporelles des états du système avec contrôleur mixte-PD

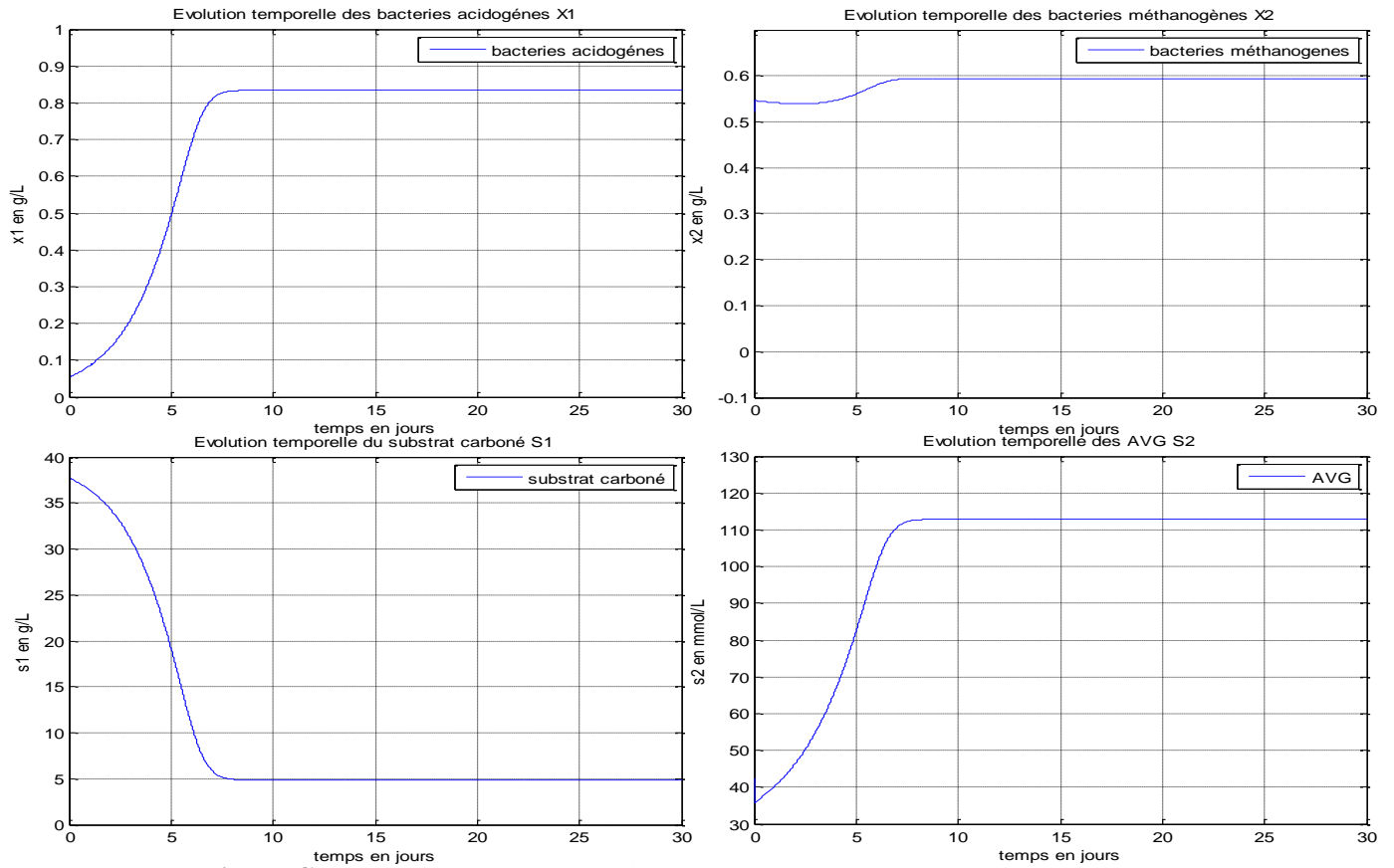


Figure C.7 Evolutions temporelles des états du système avec contrôleur mixte-PID

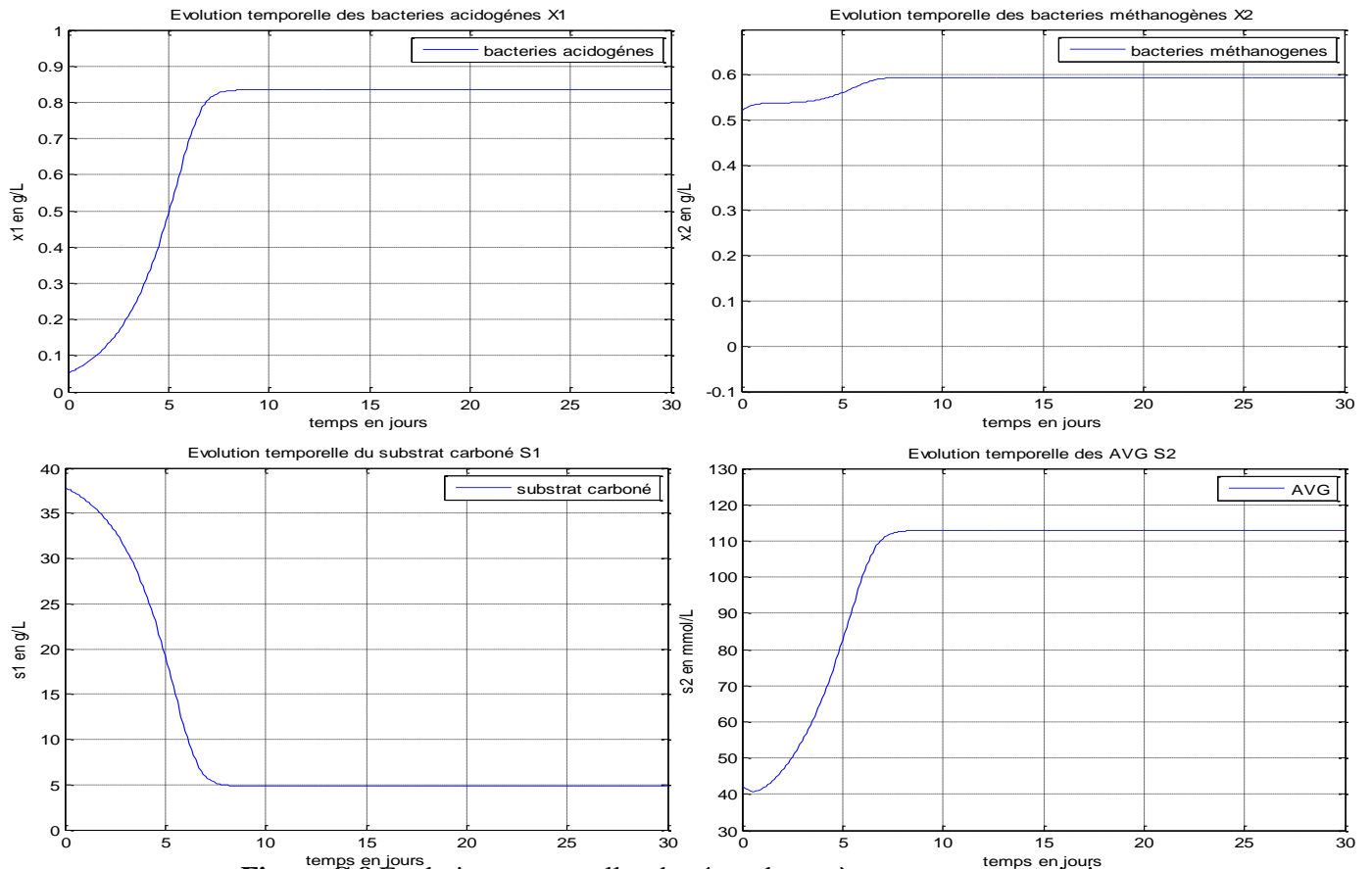


Figure C.8 Evolutions temporelles des états du système avec retour unitaire

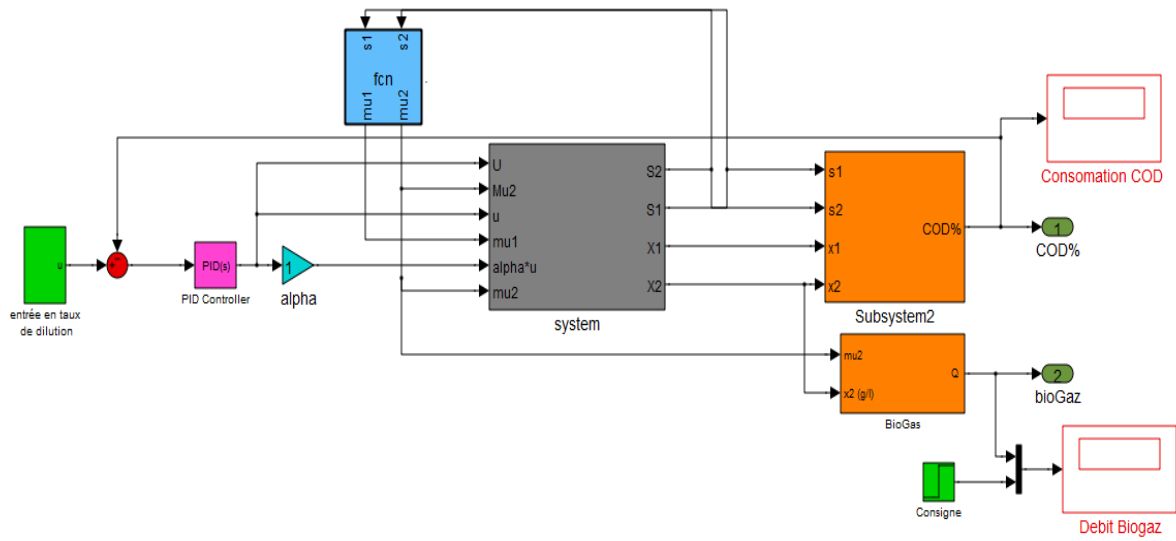


Figure C.9 Bloc simulink de la régulation de la consommation du COD

Résumé

La digestion anaérobie est aujourd'hui l'un des moyens les plus performants pour dépolluer les eaux usées. Sa capacité à transformer les polluants en biogaz tel que le méthane offre de plus un intérêt écologique et énergétique non négligeable puisqu'elle s'inscrit actuellement dans les sources d'énergies renouvelables. Ce travail porte sur la commande non linéaire d'un procédé de digestion anaérobie, dont le but est de maximiser la production de biogaz. Dans une première partie, nous étalons l'état de l'art des procédés de digestion anaérobie et des bioréacteurs, ainsi que leurs modélisation et la présentation des deux modèles les plus étudiés à savoir le modèle ADM1 et le modèle AM2. Dans un second temps, nous proposons une analyse mathématique d'un modèle de digestion anaérobie à deux étapes nommé AM2. La dernière partie est consacrée à la régulation du modèle en utilisant plusieurs commandes mixtes. Cette dernière partie se termine par une proposition d'une autre approche de contrôle.

Mots clés : AM2, biogaz, bioréacteur, commande non linéaire, Digestion anaérobie, modélisation, régulation

Abstract

Anaerobic digestion is now one of the most effective ways to treat waste water. Its ability to transform biogas pollutants such as methane, moreover offers significant energy and ecological interest since it is actually registered in sources of renewable energy. This work focuses on nonlinear control of an anaerobic digestion process, which aims to maximize biogas production. At first, we present the state of the art of anaerobic digestion processes and bioreactors and their modeling and presentation of the two most studied models namely the ADM1 model and the AM2 model. Then next we propose a mathematical analysis of an anaerobic digestion model in two stages named AM2. Finally, the last part is devoted to the regulation of the model by using several mixed commands. This last part is ending with a proposal of another control approach.

Key words: AM2, anaerobic digestion, bioreactor, biogas, control, modeling, nonlinear control.