

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE SUPERIEURE EN SCIENCES APPLIQUEES
--T L E M C E N--



المدرسة العليا في العلوم التطبيقية
École Supérieure en
Sciences Appliquées

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

المدرسة العليا في العلوم التطبيقية
-تلمسان-

Mémoire de fin d'étude

Pour l'obtention du diplôme d'Ingénieur

Filière : automatique
Spécialité : automatique

Présenté par :
SAID Cheimaa et CHOUGRANI Hana

Thème

***Mise en œuvre d'une loi de commande en vue de
la maximisation d'un biogaz***

Soutenu publiquement, le 12/07/2021, devant le jury composé de :

M S.M.ABDI	MCB	ESSA. Tlemcen	Président
Mme A.GHOUALI ep BEDJAOUI	MCB	ESSA. Tlemcen	Directeur de mémoire
Mme Z.KHEDIM ep BENSID	Docteur	Université de Tlemcen	Co- Directeur de mémoire
Mme I.DIDI ep BEMMOUSSAT	MCB	ESSA. Tlemcen	Examinatrice 1
Mme H.SEBBAGH ep DALI-YOUCF	MCA	ESSA. Tlemcen	Examinatrice 2

Année universitaire : 2020 /2021

Remerciements

Nous tenons à remercier notre encadrante Mme Amel GHOUALI eps BEDJAOUI , Maitre de conférence « B » à l'ESSA de Tlemcen ,car sans elle ce travail n'aurait jamais pu être réalisé .Elle n'a jamais cessé de nous soutenir ,nous encourager et nous conseiller afin de réaliser ce travail . Nous exprimons tous nos sentiments, notre profond respect et notre sincère gratitude.

Nous tenons à remercier également notre Co-encadrante Mme Zineb KHEDIM ep BENSID docteur a l'Universite de Tlemcen, pour son aide , sa patience et sa persévérance dans le suivi ,nous vous sommes reconnaissantes.

Nos remerciements s'adressent également à Monsieur le président du jury M S.M. ABDI Maitre de conférence « B » à l'ESSA de Tlemcen et à nos examinatrices, Mme Ibtissem DIDI Maitre de conférence « B » à l'ESSA de Tlemcen et Mme H. SEBBAGH ep DALI-YOUCHEF Maitre de conférence « A » à l'ESSA de Tlemcen qui nous ont fait l'honneur d'évaluer notre travail.

Nous tenon à remercier Mr Boucherit ROUISSAT, le directeur de l'école et Mr Fouad BOUKLI Ha-cen le directeur des études qui ont veillé à offrir une excellente formation aux élèves de l'école dans les meilleures conditions.

Nos remerciements les plus sincères à nos enseignants pendant toute notre cursus d'études.

Enfin Nous remercions toute personne qui a contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce travail.

***Cheimaa et Hana
Tlemcen, le 24 JUIN 2021***

Dédicaces

*je dédie cet événement marquant de ma vie à la mémoire de ma grande mère disparu trop tôt.
À mes très chers parents qui ont toujours été la pour moi et qui m'ont encouragé tout au long de mes études .*

je tiens à remercier infiniment ma magnifique famille particulièrement ma chère tante YAMINA et mes adorables soeurs qui m'ont guidé et soutenu tout long des étapes de ma vie.

À mon binôme HANA et sa famille .

À tous ceux qui me sont chers

Chaimaa SAID

À la mémoire de mon grand père .

À mes chers parents pour l'amour qu'ils m'ont toujours donné et toute l'aide qu'ils m'ont apportée durant mes études. Aucun mot, aucune dédicace ne pourrait exprimer mon respect, ma considération, et mon amour pour les sacrifices qu'ils ont consentis pour mon instruction et mon bien-être .

À mes grands parents pour leur confiance ,leur encouragement ainsi que leur soutien inconditionnel.

À toute ma famille pour leur soutien tout au long de mon parcours universitaire, Merci d'être toujours là pour moi.

Je voudrais exprimer ma reconnaissance envers mon amie Nesrine BENYELLES et toute sa famille. Je vous remercie infiniment pour votre accueil toujours aussi chaleureux!

À mon binôme Chaimaa avec laquelle j'ai pris beaucoup de plaisir à travailler.

Hana CHOUGRANI

Résumé

Le traitement des eaux usées par digestion anaérobie a la capacité de transformer les polluants en biogaz qui offre un intérêt écologique non négligeable puisqu'ils s'inscrivent aujourd'hui dans les sources d'énergies renouvelables. Cependant, La digestion anaérobie a été un peu rejeté par les industriels car ce procédé est facilement déstabilisable c'est pour cela il mérite d'être modélisé et étudié en profondeur. Le travail présenté dans ce modeste travail se situe dans le cadre de la commande du procédé de digestion anaérobie du traitant les eaux usées domestiques dédiées à l'agriculture. Une première étape était de comprendre le processus de digestion anaérobie et de mettre en évidence les notions biologiques et physico-chimiques, ainsi que les différentes phases de dégradations de la matière organique polluante. Dans la seconde partie nous avons simulé le modèle AM2 sous Matlab ainsi que ses point d'équilibre et enfin la dernière étape était de synthétiser une loi de commande avancé de type stabilisante qui a pour but la maximisation du biogaz .

Mots clés : AM2, Analyses d'équilibres, Digestion Anaérobie, Modélisation, Stabilité, Traitement des eaux usées, Commande, Matière organique, Maximisation du biogaz.

Abstract

The treatment of waste water by anaerobic digestion has the capacity to transform pollutants into biogas, which is of significant ecological interest as it is now a renewable energy source. However, anaerobic digestion has been somewhat rejected by industrialists because this process is easily destabilised and therefore deserves to be modelled and studied in depth. The work presented in this modest work is situated within the framework of the control of the anaerobic digestion process treating domestic wastewater dedicated to agriculture. The first step was to understand the anaerobic digestion process, to highlight biological and physico-chemical notions, as well as the different phases of degradation of the polluting organic matter. In the second part we simulated the AM2 model under Matlab as well as its equilibrium points and finally the last step was to synthesize an advanced control law of stabilizing type which aims at maximizing the biogas.

Key words : AM2, Anaerobic digestion, Modeling, Stability, Wastewater treatment, Control, Organic matter, Biogas maximization.

Table des matières

Introduction Générale	1
1 État de l'art sur la digestion anaérobie	5
1.1 La pollution de l'eau	5
1.1.1 Sources de pollution dans l'eau	5
1.1.2 Mesures de la pollution dans l'eau	6
1.2 Le traitement de l'eau	6
1.2.1 Types de traitement des eaux usées	7
1.3 Description de la digestion anaérobie	8
1.3.1 Étapes de la digestion anaérobie	8
1.3.2 Les conditions physico-chimiques	9
1.4 Les bioréacteurs	10
1.5 Modélisation de la digestion anaérobie	11
1.5.1 Sur la modélisation de la digestion anaérobie	12
1.5.2 Choix du modèle	13
1.6 Conclusion	13
2 Le modèle de digestion anaérobie à deux étapes	14
2.1 Description du modèle du AM2	14
2.1.1 Équation mathématiques du AM2	14
2.1.2 Résultat de simulation	18
2.1.3 Équilibre du modèle AM2	21
2.1.4 Stabilité des points d'équilibres	24
2.2 Conclusion	28
3 Commande de la digestion anaérobie	29
3.1 État de l'art sur la commande de la digestion anaérobie	29
3.2 La régulation automatique	30
3.3 Généralités sur la théorie de la commande	30
3.3.1 Notion de commandabilité	30
3.3.2 Commandabilité d'un système linéaire	31
3.3.3 Pourquoi étudier les systèmes linéaires et les systèmes non linéaires ?	31
3.3.4 Linéarisation d'un système autour d'un point d'équilibre	31
3.3.5 Commandabilité locale d'un système non linéaire	32
3.3.6 Notion de Stabilisation	33
3.4 Commande de la digestion anaérobie	33
3.5 Synthèse de la loi de commande	33
3.5.1 Résultats de simulation	36
3.6 Discussion autour de la robustesse	38
3.6.1 Incertitudes sur le système (paramètres cinétiques)	38
3.6.2 Incertitudes sur le modèle (fractions de substrats en entrée)	39
3.7 Conclusion	40

TABLE DES MATIÈRES

Conclusion et Perspectives	41
Références bibliographiques	44

Table des figures

1.1	Les étapes de la digestion anaérobie [12]	9
1.2	Le principe de fonctionnement d'un bioréacteur [23]	11
1.3	Les différents modes de fonctionnement d'un bioréacteur [4]	11
2.1	Schéma réactionnelle du modèle AM2	15
2.2	Cinétique de Monod	16
2.3	Cinétique de Haldane	16
2.4	Évolution temporelle du taux de dilution	18
2.5	Schéma bloc simulink du système en BO.	19
2.6	Évolution temporelle du substrat carboné s_1 et des bactéries acidogènes x_1	20
2.7	Évolution temporelle des AGV s_2 et des bactéries méthanogène x_2 et du débit biogaz	21
2.8	Diagramme résumant les équilibres du système AM2	24
2.9	Le portrait de phase du système	26
2.10	La progression des états s_1, x_1, s_2 et x_2 pour $D=1.3$	27
2.11	La progression des états s_1, x_1, s_2 et x_2 pour $D=0.4$	27
2.12	La progression des états s_1, x_1, s_2 et x_2 pour $D=0.1$	28
3.1	Rendement en biogaz du modèle AM2 en fonction de D et s_{in}	35
3.2	Schéma SIMULINK de la linéarisation par retour d'état.	36
3.3	La simulation de la commande $D(t)$	37
3.4	La simulation de la sortie $q_{gaz}(t)$. La droite rouge représente la valeur de consigne $\bar{q}_{gaz}(t)$	37
3.5	Évolution de q_{gaz} suite à une variation de $\pm 20\%$ de la valeur de K_1	38
3.6	Évolution de q_{gaz} suite à une variation de $\pm 20\%$ de la valeur de K_2	39
3.7	Évolution de q_{gaz} suite à une variation de $\pm 20\%$ de la valeur de k_2	39
3.8	Évolution de q_{gaz} suite à une variation de $\pm 20\%$ de la valeur de k_4	40

INTRODUCTION GÉNÉRAL

L'eau est une partie importante de nos vies et de tous les écosystèmes de la planète. Cette ressource limitée est l'un des facteurs décisifs de la vie et du développement socio-économique : elle est nécessaire à la production alimentaire et énergétique, et est indispensable dans les environnements industriels et domestiques. Dans un contexte d'urbanisation rapide, de pollution et de changement climatique, afin de répondre aux besoins d'une population croissante, nos ressources en eau subissent une pression croissante.

En effet, sur la planète bleue, seulement 2,5% de l'eau est potable, et le reste est de l'eau salée qui n'est pas propre à la consommation ou à un usage agricole. C'est encore un montant considérable, mais ce n'est pas suffisant pour répondre aux besoins liés à la croissance démographique mondiale, à l'agriculture et à l'urbanisation. Sans un meilleur traitement et des taux de réutilisation des eaux usées plus élevés, le monde se dirige vers une crise qui a déjà touché de nombreuses régions. Quelques chiffres inquiétants sur l'accès à l'eau dans le monde selon l'UNESCO [1] :

- plus de 2 milliards de personnes n'ont pas accès à une eau potable directement chez eux.
- Chaque année, l'homme consomme 1% d'eau en plus, et ce depuis les années 80.
- 69% de la consommation totale d'eau est consacrée à l'agriculture, ce qui en fait donc la plus consommatrice, loin devant l'industrie (19%) et les ménages (12%).
- 82% de l'eau est non réutilisée.

Lorsque la quantité d'eau disponible par personne et par an est inférieure à 1700 mètres cubes, la pression des ressources en eau est insuffisante pour répondre aux diverses activités humaines et les besoins environnementaux commencent c'est ce qu'on appelle le stress hydrique. Près des trois quarts des résidents des pays arabes vivent en dessous du seuil de pénurie annuelle de 1000 mètres cubes, et près de la moitié se trouvent dans des conditions extrêmes, moins de 500 mètres cubes, notamment en Égypte et en Libye.

Selon le rapport des Nations Unies sur les eaux, 3,6 milliards de personnes dans le monde vivent dans des zones où l'eau peut être rare chaque année, au moins un mois par an. L'utilisation mondiale actuelle d'eau douce est proche de la limite maximale de durabilité, et cet équilibre fragile cache en fait d'énormes différences locales et régionales. Les Nations Unies appellent à la Journée mondiale de l'eau pour sauver cette précieuse ressource. Sinon, d'ici 2030, le monde devra faire face à une pénurie d'eau de 40%.

En ce qui nous concerne, l'Algérie est l'un des pays les plus pauvres en termes de potentiel en eau. En d'autres termes, il est inférieur au seuil de rareté théorique fixé par la Banque mondiale qui est de 1000 mètres cubes par habitant et par an. De plus, depuis le déclenchement de la crise sanitaire du Covid-19, la consommation d'eau en Algérie a augmenté de 10%. Mais dans tous les cas, elle est très rare, et à long terme, cette pénurie aura tendance à augmenter.

En matière d'assainissement et d'épuration des eaux, l'Algérie dispose de 110 barrages. Les sédiments y déposés sont évalués à $20106m^3$ /an de volume perdu. C'est un pays semi-aride, voire même Aride (200 à 400 mm) et les ressources en eau sont faibles, irrégulières et localisées dans la bande côtière. En Algérie la population était de 23 millions en 87 ; qui est passée actuellement à 46 millions. Soit une consommation en eau potable et industrielle de l'ordre de 5 milliards de m^3 par an, alors que la mobilisation actuelle est à peine de 2 milliards de m^3 . Cela signifie qu'il faudra mobiliser dans les 20 ans à venir 3 milliards de m^3 , sans parler des eaux d'irrigations ni des fuites dans les conduites, ce qui fait un total de 11 milliards de m^3 d'eau. Un réel défi à relever mais surtout une stratégie et une politique à définir [16].

Dans de telles conditions climatiques et compte tenu de la croissance démographique, l'auto-suffisance en eau devient un problème majeur, dont la solution est simple en apparence : le traitement des eaux usées domestiques.

Les stations d'épuration sont de deux types : aérobie (présence d'oxygène) classiquement utilisées dans les stations d'épuration et anaérobie qui est une méthode efficace et pertinente pour traiter les effluents chargés en matière organique. La digestion anaérobie fait intervenir des bactéries qui vivent en absence d'oxygène qui transforment les polluants organiques en biogaz, principalement composé de méthane (CH_4) et de dioxyde de carbone (CO_2). Le biogaz peut être utilisé comme substitut du gaz naturel ou pour la production de la chaleur et de l'électricité par cogénération ou encore comme carburant pour véhicules.

La capacité de ce type de procédé à transformer les polluants en biogaz offre de plus un intérêt écologique non négligeable puisqu'ils s'inscrivent aujourd'hui dans les sources d'énergies renouvelables.

Cependant, la digestion anaérobie a été un peu rejetée par les industriels car ce procédé est facilement déstabilisable et le redémarrage du processus demande beaucoup de temps (plus d'un mois), ce qui n'est pas approprié que ce soit d'un point de vue pratique ou d'un point de vue économique. Par conséquent, la communauté scientifique de l'automatique intéressée par les processus biologiques a mené des recherches en terme de modélisation, d'observation et le contrôle de la digestion anaérobie afin de prendre en charge des différentes problématiques mentionnées ci-dessus.

Le travail présenté dans ce modeste travail se situe dans le cadre de la commande du procédé de digestion anaérobie traitant les eaux usées domestiques dédiées à l'agriculture. Le manuscrit est composé de trois chapitres organisés comme suit :

Dans le premier chapitre, nous avons mené une étude bibliographique sur la digestion anaérobie et les différents types de bioréacteurs liés à ce processus ainsi que la modélisation du processus de digestion anaérobie. Après un état de l'art sur les différents modèles existants de la digestion anaérobie, nous avons

opté pour le modèle de digestion anaérobie à deux étapes nommé *AM2* car ce dernier présente quelques avantages intéressants pour faire du contrôle.

Le chapitre 2 est consacré à l'analyse mathématique détaillée du modèle *AM2*. Sur la base du calcul des équilibres et de leur nature, nous expliquons comment les paramètres de contrôle (la charge organique et le taux de dilution) agissent sur les performances du procédé. Nous déduisons alors les conditions idéales de fonctionnement permettant de maximiser le rendement du digesteur en biogaz.

L'optimisation du rendement énergétique en biogaz est l'attente majeure de la technologie des bioprocédés anaérobies. Une stratégie de commande pour maximiser le rendement en biogaz sera au coeur du troisième chapitre.

Enfin, nous présentons une conclusion générale sur les résultats obtenus ainsi que quelques perspectives.

CHAPITRE

1

ÉTAT DE L'ART SUR LA DIGESTION ANAÉROBIE

L'objectif de ce chapitre est de se familiariser avec un moyen de dépollution des eaux usées sous la forme d'un réacteur anaérobie. L'état de l'art sur ce dernier va nous permettre d'avoir toutes les connaissances sur le fonctionnement biochimique et physico-chimique du bioréacteur afin de les traduire sous forme d'équations mathématiques. suite de notre étude.

1.1 La pollution de l'eau

Les différentes définitions de la notion de pollution reviennent à décrire la pollution d'un milieu comme un phénomène, généralement d'origine humaine ce qui entraîne par la suite, des modifications nuisant à l'intégralité et aux fonctions communes de ce milieu. Ces modifications peuvent consister en l'apparition de composés toxiques, le changement radical de la concentration de composés naturellement présents, ou encore la modification de propriétés physiques du milieu telle que sa température. En d'autres termes, toute substance ajoutée à l'eau au-delà de sa capacité destructrice est considérée comme une pollution.

1.1.1 Sources de pollution dans l'eau

La pollution de l'eau est caractérisée par la présence de micro-organismes, de produits chimiques ou de déchets industriels, qui affectent les cours d'eau. Les sources de pollution des eaux sont variées et leurs effets dépendent de leur origines :

Pollution industrielle

Les rejets de substances chimiques telles que les hydrocarbures ou le PCB (polychlorobiphényles) rejetés par l'industrie et les eaux rejetées des usines.

Pollution agricole

Elle comprend non seulement le fumier animal, mais également les produits phytosanitaires / pesticides

(herbicides, insecticides, fongicides) utilisés en agriculture dans les engrais chimiques. Ensuite, ils pénètrent dans le sol jusqu'à ce qu'ils atteignent les eaux souterraines.

Pollution domestique

Eaux usées des toilettes, du nettoyage ou des cosmétiques (savon à lessive, détergent), peinture, solvants, huiles usagées, hydrocarbures, etc...

Pollution accidentelle

Fuite accidentelle de produits toxiques dans le milieu naturel qui endommage l'écosystème.

1.1.2 Mesures de la pollution dans l'eau

Plusieurs paramètres sont des indicateurs de la présence et de la quantité de polluants dans l'eau. Parmi ces paramètres, quatre sont souvent utilisés :

La MEST

La matière en suspension totale (Mest) permet de quantifier les particules non dissoutes, les sédiments ou la matière organique, responsables de la turbidité et de la couleur de l'eau. La MEST est obtenue par filtration.

La DCO

La demande chimique en oxygène (DCO), associée à la DBO5 (voir ci-dessous), est une méthode d'estimation de la teneur en matières organiques de l'eau. La DCO est exprimée en milligrammes d'oxygène par litre d'eau, ce qui représente la quantité d'oxygène nécessaire pour oxyder toute la matière organique présente dans l'eau.

La DBO5

La demande biochimique en oxygène sur cinq jours (DBO5) est utilisée pour évaluer la concentration de matière organique biodégradable, elle représente la quantité d'oxygène nécessaire pour dégrader la matière organique présente pendant cinq jours. Exprimée aussi en milligrammes d'oxygène par litre d'eau.

La différence (DCO/DB_5) détermine la charge en matière organique difficilement biodégradable.

Le pH

La mesure du pH de l'eau est nécessaire pour déterminer la différence entre l'eau mesurée et l'eau du milieu naturel (pH=7,5).

D'autres éléments ont également été testés, tels que les différentes formes d'azote (ammoniac, nitrate, nitrite), et des substances plus spécifiques en fonction de la source de pollution suspectée : pesticides, métaux lourds, radionucléides, etc...

1.2 Le traitement de l'eau

A l'heure où la gestion de l'eau doit devenir une priorité politique dans le pays, les enjeux clés sont le recyclage de l'eau, le traitement des eaux usées polluantes (liquides et solides) pour réduire sa toxicité et la pollution environnementale, voire la possibilité de la recycler en l'eau. Dans cette perspective, certaines études ont prouvé que ces déchets peuvent être recyclés / traités en mode aérobie ou anaérobie, faisant des déchets une ressource potentiellement précieuse et peuvent être fournis au secteur agricole en limitant l'utilisation des déchets agricoles. Une eau de haute qualité dite «conventionnelles».

1.2.1 Types de traitement des eaux usées

Les stations d'épuration subissent un ou plusieurs traitements destinés à éliminer les polluants avant leur rejet. Selon l'endroit desservi, la méthode de traitement sera très différente, ce qui signifie que la qualité des eaux usées et la quantité de polluants rejetés dans l'environnement varient d'un endroit à l'autre.

Pré-traitement physique

Peut éliminer les plus gros déchets solides et insolubles.

Dégrillage : la grille retient une grande quantité de déchets flottants.

Déssablage : par sédimentation.

Déshuilage : éliminer la mousse générée à la surface de la graisse.

Primaire Physico-chimique

Y compris la sédimentation, qui élimine une partie des solides en suspension dans l'eau. En ajoutant des produits chimiques on favorise la formation de flocons de matière qui tombent au fond du bassin pour former ce qu'on appelle, les boues primaires.

Secondaire biologique

L'eau passe à travers le bassin d'aération, de sorte que l'oxygène favorise la croissance des micro-organismes, qui décomposent une partie de la matière organique. Ensuite, dans le processus de filtration biologique, les composants en excès seront décomposés par les bactéries. Par décantation, les solides se déposent au fond de la cuve et forment des boues secondaires.

Traitement complémentaire (ou tertiaire)

Lorsque les eaux usées doivent être rejetées dans un écosystème fragile, un traitement complémentaire doit être ajouté au traitement de base. Dans ces méthodes de traitement supplémentaires, la désinfection élimine les microorganismes pathogènes en ajoutant du chlore ou de l'ozone ou par l'action des rayons ultraviolets. D'autre part, la phosphatation peut être utilisée pour précipiter l'excès de phosphate dans l'eau en ajoutant de la chaux ou du chlorure ferrique. Enfin, filtrez à travers un lit de sable et du charbon actif pour éliminer divers polluants chimiques.

Nous nous intéressons dans notre étude au traitement biologique.

Le traitement biologique de l'eau consiste à mettre en contact de la matière organique contaminée avec de la matière organique dégradable (ou des bactéries), pour produire de l'eau moins polluée selon les normes, et parfois pour récupérer des produits de valeur, comme le biogaz (énergie renouvelable). Cette technologie prometteuse utilise une variété de micro-organismes, principalement des bactéries, des champignons et des algues. Selon leurs caractéristiques métaboliques, ces micro-organismes ont la capacité de dégrader la charge organique contenue dans les eaux usées au cours de différents cycles de conversion et de se multiplier en même temps. Cette opération mise en œuvre dans le digesteur peut se faire dans deux situations :

Conditions aérobies

Les bactéries utilisent de l'oxygène pour décomposer la matière organique.

Conditions anaérobies

les bactéries se multiplient en l'absence d'oxygène.

Le premier genre de digestion permet la dégradation des polluants avec un rendement en boues très élevé et une voracité envers l'oxygène, chose qui est coûteuse pour les applications industrielles, et qui a poussé les recherches d'une méthode moins chère et plus performante pour découvrir le traitement

biologique anaérobie dit la digestion anaérobie.

Notre étude s'est focalisée sur cette dernière catégorie de procédé biologique de dépollution, ceux de la digestion anaérobie.

1.3 Description de la digestion anaérobie

La digestion anaérobie dite aussi méthanisation est le processus naturel de transformation de la matière organique réalisé par des bactéries dans des conditions anaérobies (en absence d'oxygène). Cette transformation conduit à la formation de biogaz riche en méthane, qui constitue une source d'énergie renouvelable.

Par rapport aux techniques classiques de dépollution (digestion aérobie), la digestion anaérobie présente quelques avantages, à savoir,

- La dégradation d'effluents à forte concentration en matière organique.
- Une faible production de boues.
- La valorisation énergétique du biogaz.
- Une faible demande énergétique car ce procédé n'a pas besoin de pompes d'aération.

Cependant, ce processus complexe, lent au démarrage. En effet, la croissance lente des microorganismes impose des phases de démarrage lentes (2 à 9 mois) avant d'atteindre le fonctionnement nominal. De plus, ce procédé est sensible aux facteurs environnementaux. En cas de surcharge organique, ce dernier cesse de fonctionner et perd sa capacité épuratoire et sa remise en route demande de longs délais.

1.3.1 Étapes de la digestion anaérobie

L'instabilité du procédé de digestion anaérobie s'explique par la chaîne réactionnelle mise en jeu. En effet, la digestion anaérobie d'un produit organique complexe comporte quatre grandes étapes :

1. Hydrolyse

On appelle hydrolyse toute réaction chimique dans laquelle les liaisons des molécules sont rompues par l'eau.

2. Acidogénèse

La production d'acide est une réaction biologique dans laquelle des monomères simples sont convertis en acides gras volatils par des bactéries acidogènes.

3. Acétogénèse

Production d'acide acétique par AGV (les AGV sont convertis en acétate en produisant de l'hydrogène H_2 et du CO_2 par des bactéries acétogènes).

4. Méthanogénèse

Dans cette étape, les produits de la réaction précédente (principalement l'acétate, le formiate, le dioxyde de carbone et l'hydrogène) sont convertis en méthane par les bactéries méthanogènes.

La première population comprend les méthanogènes hydrogénophiles qui produisent du méthane à partir d'hydrogène. La deuxième population comprend des méthanogènes appelés acétoclastes, qui produisent du méthane à partir de l'acétate.

Cette description simpliste des réactions complexes mises en oeuvre par la digestion anaérobie, suffit à faire apparaître un point fondamental : le réacteur ne dépolluera efficacement que si les conditions permettent aux deux catégories de micro-organismes de travailler en accord.

La figure figure 1.1 illustre le diagramme réactionnel de la digestion anaérobie.

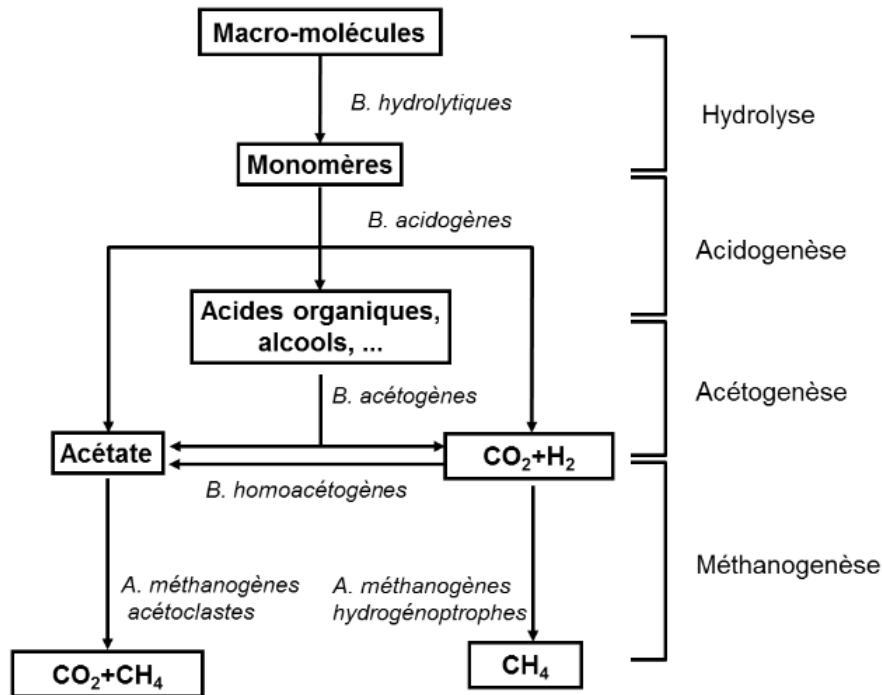


FIGURE 1.1 – Les étapes de la digestion anaérobie [12]

1.3.2 Les conditions physico-chimiques

La digestion anaérobie est dépendante de plusieurs facteurs environnementaux, à savoir :

Le pH

La digestion anaérobie se déroule pour des valeurs de pH entre 6 et 8.

La température

Pour le bon fonctionnement du digesteur, la température doit rester stable et comprise entre 35°C et 40°C degrés pour les bactéries mésophiles. Pour une température moins de 35°C les micro-organismes deviennent inactifs et pour une température plus de 40°C ils risquent des dommages irréversibles

Le potentiel d'oxydoréduction

Il affecte l'activité des bactéries méthanogènes. En plus de l'absence d'oxygène, ces bactéries nécessitent

également un potentiel inférieur à 330 Mv.

Les inhibiteurs

Ils se forment lors de la dégradation des déchets, tels que l'ammoniac, les acides gras volatils, les acides gras à longue chaîne, etc...

Le rapport Carbone/Azote

Le rapport C/N est la relation entre la teneur en carbone et celle de l'azote constituant de la matière organique. Il correspond au degré de minéralisation de la matière organique. Plus le taux d'azote est élevé, plus le rapport diminue et plus la vitesse de minéralisation augmente. Dans le cadre de la digestion anaérobie, le C/N optimum est dans un intervalle de 20 à 30. Un rapport plus élevé signifie une consommation plus rapide de l'azote et donc une faible production du biogaz. Un rapport plus faible signifie une accumulation de l'ammoniac. Ces derniers génèrent un pH supérieur à 8.5 qui inhibera toute l'évolution des bactéries méthanogènes.

Le processus de la digestion anaérobie se déroule dans un bioréacteur. Ce dernier sera explicité dans la section qui suit.

1.4 Les bioréacteurs

Le bioréacteur (figure 1.2) est un bac où se multiplient les microorganismes (levures, bactéries, champignons, algues, etc.). Le bac consomme des substrats ou se nourrit d'autres organismes, et utilise des précurseurs et des activateurs .

Pour la production de la biomasse, la synthèse des métabolites ou même la bioconversion des molécules d'intérêt (dépollution). Grâce au bioréacteur, les conditions de culture (température, pH, aération, etc...) peuvent être contrôlées de sorte que des données expérimentales relativement fiables peuvent être collectées pour suivre la croissance bactérienne et/ou les réactions chimiques d'intérêt.

Précurseur : Un composé qui est consommé par une réaction (ou voie métabolique) et qui est converti en un ou plusieurs autres composés.

Activateur : Une substance qui accélère une réaction chimique lorsqu'elle est mélangée dans un rapport très faible (par exemple, l'enzyme elle-même ou des cofacteurs enzymatiques tels que des ions ou des vitamines). Le choix du bioréacteur dépend du type des déchets traités et aussi de l'application désirée. Nous distinguons trois types d'alimentation :

- Le mode "Batch" : À l'instant initial, la cuve est remplie par le milieu de culture stérilisé (contenant substrats, précurseurs et activateurs), et les espèces sont introduites. La croissance des microorganismes se déroule ensuite sans addition supplémentaire de milieu. Le volume reste constant. On parle alors de fermenteur. En général, la productivité est faible. En fin de processus, le fermenteur est vidé et son contenu est remplacé.[4]
- Le mode "semi-continu" (ou "Fedbatch") : À l'instant initial, la cuve est remplie d'un volume initial V_0 puis alimentée en continu par le milieu de culture selon un débit réglé de façon à ce que la concentration en substrat soit constante et ce jusqu'à son volume final. L'alimentation est alors coupée. Le fedbatch permet en pratique un meilleur contrôle des conditions de croissance, un gain de temps et la possibilité de modifier le milieu en cours de culture. Il y a par contre un risque important de contamination externe.[4]
- Le mode "continu" (ou chémostat) : C'est le mode le plus largement employé dans le domaine de la dé-pollution biologique de l'eau (Bernard, 2004). Caractérisé par un volume constant, un

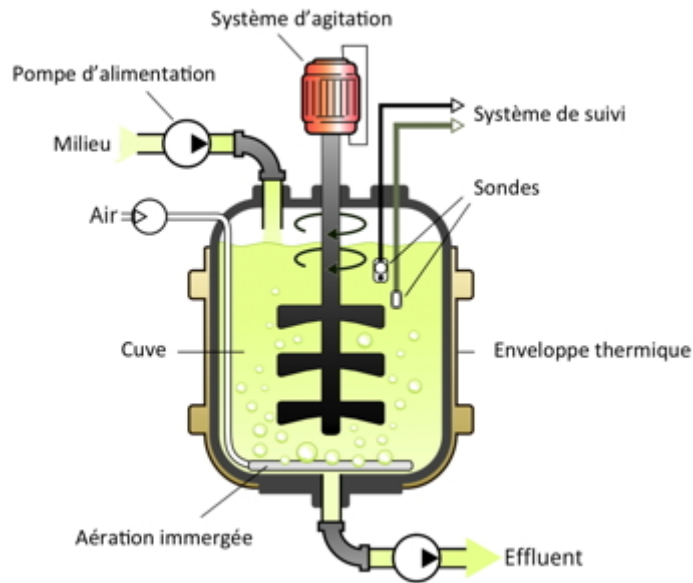


FIGURE 1.2 – Le principe de fonctionnement d'un bioréacteur [23]

chémostat est soumis à un soutirage du milieu de culture égal au taux d'alimentation de la cuve. Son fonctionnement a été décrit dès 1950 par Novick et Szilard.[4]

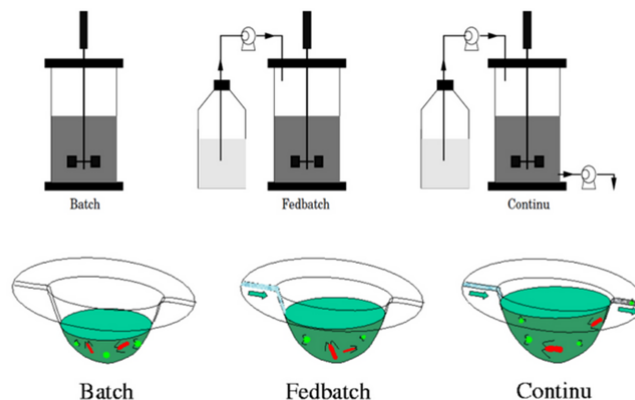


FIGURE 1.3 – Les différents modes de fonctionnement d'un bioréacteur [4]

A partir de toutes ces connaissances sur le fonctionnement biochimique et physi-chimique du bioréacteur, passons à présent aux modèles mathématiques qui décrivent le processus de digestion anaérobie. Il est à noter que la modélisation se révèle un outil intéressant pour prédire le comportement d'un procédé, déduire les éventuelles perturbations et tester certaines hypothèses quant à son fonctionnement. En outre, la modélisation offre la possibilité de synthétiser en l'occurrence, des lois de commande dans le but de stabiliser le digesteur et d'optimiser ses performances.

1.5 Modélisation de la digestion anaérobie

Avant de lister les modèles de digestion anaérobie existants dans la littérature, explicitons cette notion de modèle.

Un modèle mathématique est une transformation de la réalité afin que des outils techniques et théories mathématiques puissent lui être appliqués. Par la suite, les résultats mathématiques obtenus sont généralement convertis à leur tour en prédictions ou opérations dans le monde réel. Ces modèles permettent d'analyser le comportement de systèmes complexes dans des situations difficiles à observer dans la réalité.

Dans le domaine de la biologie, la modélisation est une tâche difficile car il n'y a pas de lois ou de modèles universel qui caractérise l'évolution des micro-organismes. Par conséquent, la modélisation de la digestion anaérobie représente un domaine de recherche très actif ces dernières années.

1.5.1 Sur la modélisation de la digestion anaérobie

Historiquement, le premier modèle convaincant reliant le taux de croissance bactérienne μ à un substrat limitant s fut introduit par Monod en 1942 qui prouva que le ralentissement et l'arrêt de la croissance des bactéries est lié à l'appauvrissement en substrat du milieu de culture.

Monod formula également le principe selon lequel la vitesse croissance d'une population bactérienne pourrait toujours être représentée comme le produit de la biomasse vivante s , et d'un autre facteur μ qui serait le taux de croissance.

Par la suite il développa le premier modèle du chimostat. Il présenta les équations de conservation de deux variables, la concentration (densité) de biomasse x et le substrat limitant s dans un bioréacteur fonctionnant en mode continu [15].

L'utilisation de bilans de matière constitue un outil puissant pour déduire les équations du modèle.

De nombreux modèles sont basés sur cette méthode, et la différence réside principalement dans le choix de la représentation des cinétiques bactériennes.

Les premiers modèles supposent principalement qu'ils s'agissent de l'étape limitante de l'ensemble du processus de digestion anaérobie, ils se concentrent donc principalement sur la méthanogénèse. Dans [3], les auteurs recommandent l'utilisation de la fonction de Haldane pour exprimer l'effet inhibiteur sur la croissance des méthanogènes à des concentrations élevées de substrat.

Andrews a lié la nature instable de la digestion anaérobie à l'existence de deux points d'équilibres localement stables dans le système. Il a également souligné l'idée de "lessivage" et de taux de dilution maximal, c'est à dire le taux de dilution au delà duquel le temps de séjour dans le bioréacteur est plus faible que le taux de croissance, et ne permet pas l'accumulation de biomasse.

D'autres auteurs se sont intéressés à l'inhibition par des substrats outre que les AGV, en incluant des termes supplémentaires dans l'équation de Haldane. Par la suite la représentation du processus a été améliorée en introduisant d'autres populations bactériennes de nouveaux substrats et d'autres réactions [13].

Une représentation à deux étapes du procédé de digestion anaérobie a été proposé par Bernard et coll. en 2001 (rajouter la ref). Dans leur modèle appelé AM2, les auteurs ont pris en compte les phénomènes macroscopiques ayant lieu dans le milieu de digestion, en ne considérant que deux étapes : acidogénèse et méthanogénèse. La formulation mathématique simple du modèle AM2 était utilisée pour tester sa validité et sa robustesse dans différentes conditions et pour synthétiser des lois de commande, éventuellement optimales, permettant de stabiliser le processus de digestion anaérobie et de pallier les éventuelles inhibitions notamment dans le cas de substrats à forte capacité inhibitrice.

D'autres travaux récents se sont concentrés sur le développement de nouveaux modèles dynamiques pour les bioréacteurs à membrane anaérobie, il repose sur la modification du modèle AM2 et intègre une nouvelle variable SMP (produit microbien soluble). Ce modèle sera au coeur de notre travail de mater.

Un autre modèle mécaniste est appelé AM2G, qui représente les mêmes caractéristiques que le modèle AM2, mais considère l'échange gazeux entre les phases solide, liquide et gazeuse dans le digesteur.

Hormis ces modèles simplistes, un modèle "plus détaillé est évidemment plus précis" a été proposé par l'IWA (International Water Association) en 2002. Il s'agit du modèle génériques de ADM1 (Anaerobic Digestion Model no1). Largement utilisé comme benchmark pour générer des données virtuelles et tester des stratégies de contrôle à appliquer sur les installations industrielles de la Digestion Anaérobie [18].

Le modèle nommé ADM1, modèle de référence de l'IWA (International Water Association) en 2002, est un modèle complexe composé de 32 équations différentielles pour simuler des réactions et Échange entre différentes espèces liquides et gazeuses. Malheureusement, en raison de sa grande taille, il ne convient pas pour estimer, contrôler et surveiller les digesteurs anaérobies.

1.5.2 Choix du modèle

Nous venons de citer plus haut quelques modèles mathématiques décrivant les réactions intervenantes dans le bioréacteur anaérobie. Comme nous l'avons souligné plus haut, 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 du modèle AM2 un candidat de choix pour la synthèse de commande de la digestion anaérobie. Nous avons donc opté pour ce modèle pour la suite de notre travail. Il est à noter que le modèle AM2 a été identifié et validé sur le fermenteur anaérobie à lit fixe pilote du Laboratoire de Biotechnologie de l'Environnement(LBE) de l'INRA à Narbonne [14].

Un autre avantage du modèle est que, les sorties principales les plus intéressantes sont accessibles à la mesure. Cela dit, le modèle AM2 présente quelques inconvénients à savoir, l'étape de l'acétogénèse qui est intégrée à l'acidogénèse n'est pas prise en compte donc la prédiction du taux des différents AGV est impossible. Un des autres défauts majeurs du modèle est que lors des phases transitoires de démarrage du bioréacteur, la biomasse est mal prédite.

1.6 Conclusion

À partir du modèle choisi à la suite de la synthèse bibliographique, de plus étant expérimentalement et théoriquement validé, nous nous intéressons dans le chapitre suivant à l'analyse des équilibres de AM2 ce qui nous permettra d'en déduire les conditions optimales de fonctionnement.

CHAPITRE

2

LE MODÈLE DE DIGESTION ANAÉROBIE À DEUX ÉTAPES

Afin de synthétiser une loi de commande, il est fondamental de comprendre le fonctionnement général du système original. Dans ce chapitre, nous présenterons le modèle dit AM2 munis d'une analyse mathématique ainsi que les simulations de ce modèle.

2.1 Description du modèle du AM2

C'est un modèle de la digestion anaérobie décrite en deux étapes : l'acidogénèse et la méthanogénèse, il est basé sur l'hypothèse que les populations bactériennes de la digestion anaérobie sont divisées en deux principaux groupes avec des caractéristiques homogènes. Le modèle AM2 est décrit comme un modèle adapté pour le processus de la digestion anaérobie, puisqu'il prend en compte l'accumulation des acides gras volatils (AGV) dans le bioréacteur provoquant la déstabilisation du processus, un phénomène connu sous le nom de "déstabilisation des digesteurs anaérobies".

AM2 est donc un processus en deux étapes, mettant en oeuvre deux biomsses x_1 et x_2 appelées, respectivement, acidogènes et méthanogènes. Il est à noter que ce modèle néglige l'étape d'hydrolyse. En outre, il n'est donc pas adapté pour traiter des effluents fortement chargés en matière en suspension ou aux déchets solides.

Dans le cadre de notre travail, nous allons nous restreindre au traitement d'effluents dans lesquels la matière organique est déjà dissoute.

2.1.1 Équation mathématiques du AM2

Le modèle AM2 comprend donc deux étapes et deux populations bactériennes selon la figure 2.1 La première étape est celle de l'acidogène modélisée par une population de bactéries acidoacétogènes de concentration x_1 qui décompose le substrat carboné s_1 en acides gras volatiles (AGV), le substrat s_2 . La deuxième étape est celle de la méthanogènes où les AGV vont être consommés par des bactéries méthanogènes x_2 et produire du biogaz, un mélange gazeux, méthane CH_4 et dioxyde de carbone CO_2 .

Nous considérons dans ce modèle simplifié que les AGV sont uniquement présents sous forme non ionisées et se comportent comme de l'acide acétique. [26].

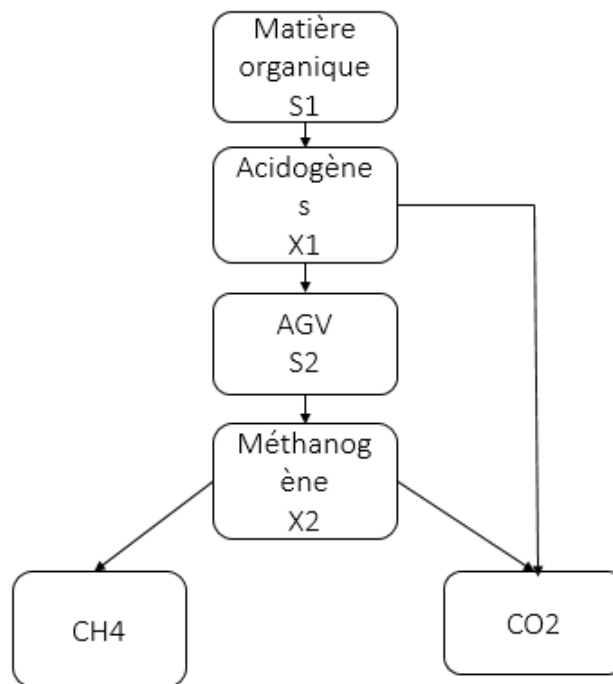
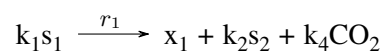


FIGURE 2.1 – Schéma réactionnelle du modèle AM2

Notons que les deux substrats sont aussi présents dans l'alimentation du réacteur. La première réaction suit le schéma réactionnel suivant :



Avec :

k_1 désigne le rendement de dégradation de s_1 par x_1 mesuré en ([g/g]),

k_2 désigne le rendement de production de s_2 par x_1 mesuré en ([mmol/g]),

r_1 est la vitesse de réaction décrite par l'équation $r_1 = \mu_1(s_1)x_1$.

telle que $\mu_1(s_1)$ est le taux de croissance spécifique de x_1 sur s_1 qui suit la cinétique de Monod suivante :

$$\mu_1(s_1) = m_1 \frac{s_1}{s_1 + K_1} \quad (2.1)$$

m_1 : le taux de croissance maximal de x_1 sur s_1 mesuré en jour⁻¹.

K_1 : paramètre de demi-saturation lié à s_1 .

La seconde étape est modélisée par une population de bactéries méthanogènes de concentration x_2 qui transforment les AGV (substrat s_2) en méthane et en dioxyde de carbone selon le schéma réactionnel

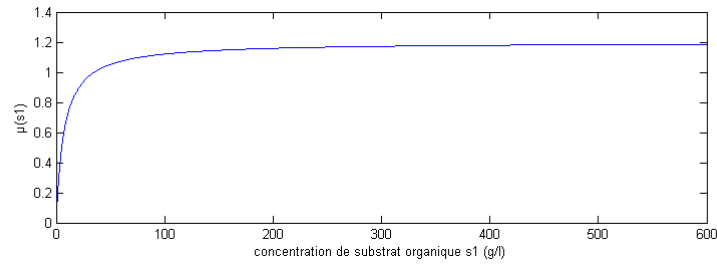
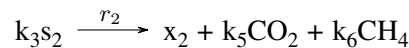


FIGURE 2.2 – Cinétique de Monod

suivant :



où r_2 est la vitesse de réaction décrite selon l'équation $r_2 = \mu_2(s_2)x_2$.

$\mu_2(s_2)$ est le taux de croissance spécifique de x_2 sur s_2 qui suit la cinétique de Haldane suivante :

$$\mu_2(s_2) = m_2 \frac{s_2}{\frac{s_2^2}{K_i} + s_2 + K_2} \quad (2.2)$$

m_2 : le taux de croissance maximal de de x_2 sur s_2 .

K_2 : constante de demi saturation associé à s_2 .

K_i : constante d'inhibition associé à s_2 .

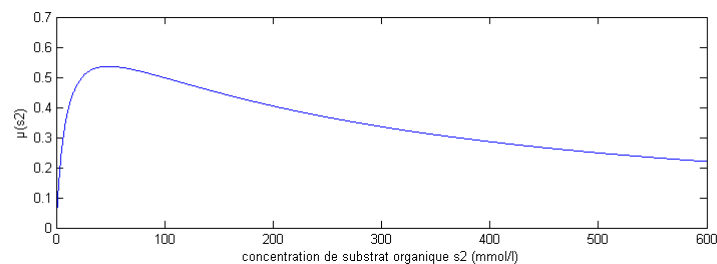


FIGURE 2.3 – Cinétique de Haldane

La cinétique de Haldane permet de modéliser le phénomène de l'accumulation des AGV durant la 2^{ème} étape.

Le modèle général AM2 à deux étapes tel qu'il a été proposé dans la littérature [11], considère 6 variables d'état nommées :

s_1 : La concentration de la matière organique à dégrader (DCO),

x_1 : La concentration de la biomasse acidogène,

s_2 : La concentration des acides gras volatiles (AGV),

x_2 : La concentration de la biomasse méthanogène,

z : La concentration de l'alcalinité,

c : La concentration du carbone inorganique.

En se basant sur les réactions chimiques précédentes et en utilisant le bilan de masse,

$$\dot{\xi} = D(\xi_{in} - \xi) + K\phi(\xi) - Q \quad (2.3)$$

le modèle AM2 de dimension 6 s'écrit sous la forme :

$$\dot{s}_1 = D(s_{1in} - s_1) - k_1\mu_1(s_1)x_1 \quad (2.4)$$

$$\dot{x}_1 = (\mu_1(s_1) - D)x_1 \quad (2.5)$$

$$\dot{s}_2 = D(s_{2in} - s_2) + k_2\mu_1(s_1)x_1 - k_3\mu_2(s_2)x_2 \quad (2.6)$$

$$\dot{x}_2 = (\mu_2(s_2) - D)x_2 \quad (2.7)$$

$$\dot{z} = D(z_{in} - z) \quad (2.8)$$

$$\dot{c} = D(c_{in} - c) + k_4\mu_1(s_1)x_1 - k_5\mu_2(s_2)x_2 - q_c(x_2, z, s_2, c) \quad (2.9)$$

Avec :

K : la matrice contenant les coefficients de rendement (stoechiométriques),

ξ_{in} : le vecteur des éléments entrant dans le bioréacteur,

Q : les termes d'échanges gazeux entre la phase gazeuse et la phase liquide,

$\phi(\xi)$: le vecteur des vitesses de réactions,

où D est le taux de dilution exprimé en jour^{-1} , s_{1in} ([gCOD/l]), s_{2in} ([mmol/l]) sont respectivement les concentrations d'entrée de la matière organique et des AGV.

c_{in} ([mmol/l]), z_{in} ([mmol/l]) sont respectivement les concentrations d'entrée du carbone inorganique et de l'alcalinité.

α est un paramètre représentant la fraction de la biomasse non retenue dans le bioréacteur avec α est comprise entre 0 et 1. Dans notre travail, nous considérons que $\alpha = 1$ pour simplifier les calculs.

k_3 désigne le rendement de dégradation de s_2 par x_2 mesuré en ([mmol/g]),

Par la suite, nous ne prenons pas en compte les variables Z et C , car la structure du modèle AM2 d'ordre 4 est indépendant des deux autres variables z et c . Ainsi, nous notons $\xi = [s_1; x_1; s_2; x_2]^T$ le vecteur des variables d'état.

Le modèle AM2 réduit de dimension 4 s'écrit sous la forme :

$$\dot{s}_1 = D(s_{1in} - s_1) - k_1\mu_1(s_1)x_1 \quad (2.10)$$

$$\dot{x}_1 = (\mu_1(s_1) - D)x_1 \quad (2.11)$$

$$\dot{s}_2 = D(s_{2in} - s_2) + k_2\mu_1(s_1)x_1 - k_3\mu_2(s_2)x_2 \quad (2.12)$$

$$\dot{x}_2 = (\mu_2(s_2) - D)x_2 \quad (2.13)$$

En plus des valeurs des 4 variables d'état qui sont calculables, nous avons accès aux sorties relatives aux : Débit de méthane, débit de dioxyde de carbone et le pH. Dans notre cas, nous avons besoin de la sortie liée au débit de méthane qui est calculée de la manière suivante :

$$q = k_4\mu_2(s_2)x_2 \quad (2.14)$$

Afin de se familiariser d'avantage avec le modèle AM2, nous avons effectué quelques tests de simulation pour voir comment le système fait face aux ultimes variations du taux de dilution (qui sera considéré comme variable de contrôle) sur des intervalles de temps différents sur une période de temps d'environ 50 jours.

Nous considérons le taux de dilution suivant :

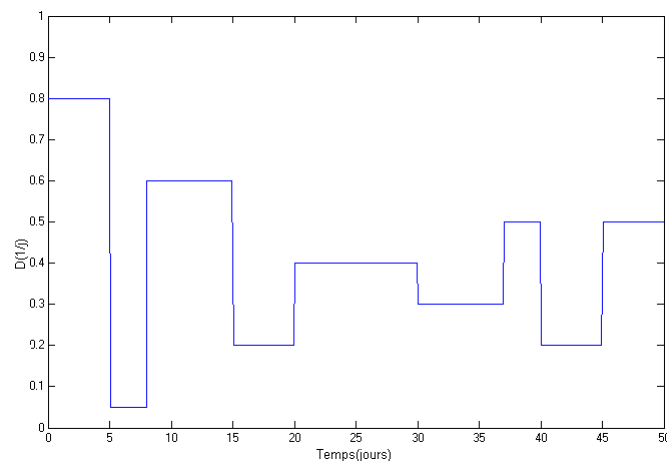


FIGURE 2.4 – Évolution temporelle du taux de dilution

2.1.2 Résultat de simulation

Les simulations ont été réalisées en considérant les valeurs des paramètres par le tableau 2.1 :

Le modèle Simulink est illustré sur la figure (2.5) a pour but de montrer l'évolution temporelle du système en boucle ouverte.

Il est à noter que nous avons considéré le vecteur d'état initial $\xi(0) = [37.89; 0.05; 42.41; 0.52]$ Ainsi, nous obtenons les résultats suivants :

Paramètres	Valeurs
$m_1 [1/j]$	1.2
$m_2 [1/j]$	0.74
$K_1 [g/l]$	7.1
$K_2 [mmol/l]$	9.28
$K_i [mmol/l]$	256
$k_1 [g/g]$	42.14
$k_2 [mmol/l]$	116.5
$k_3 [mmol/l]$	268
$k_4 [mmol/l]$	453

TABLE 2.1 – Valeurs des paramètres du modèle AM2 [14].

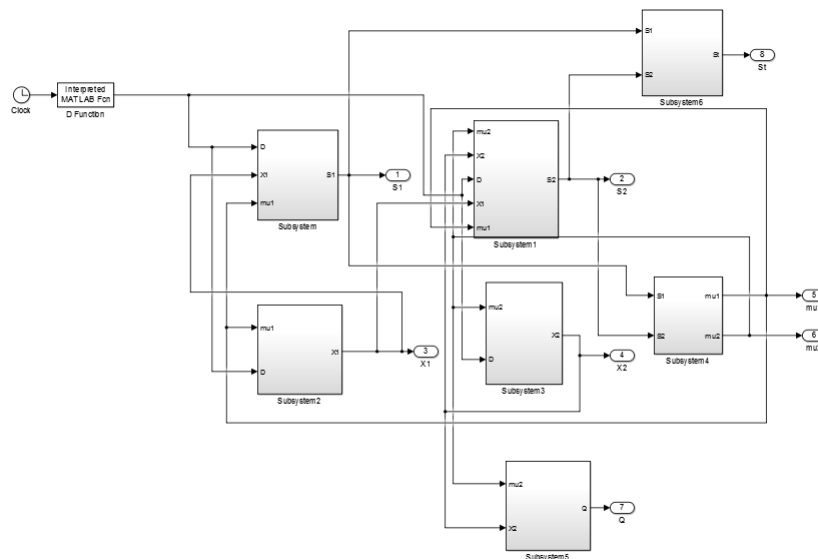


FIGURE 2.5 – Schéma bloc simulink du système en BO.

La figures 2.6 représente respectivement la concentration du substrat s_1 et la concentration de la biomasse x_1 en fonction du temps (jour). Il existe une corrélation entre ces deux graphes : plus la concentration du substrat s_1 diminue plus la concentration de la biomasse x_1 augmente et vis versa, ainsi la concentration du substrat s_1 est inversement proportionnelle a la concentration de la biomasse x_1 . ce qui est logique du point de vue biologique.

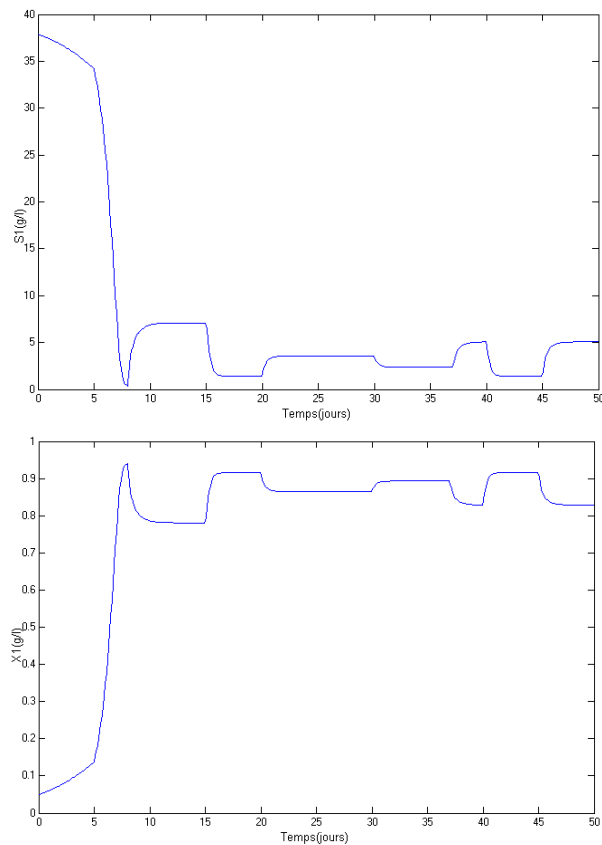


FIGURE 2.6 – Évolution temporelle du substrat carboné s_1 et des bactéries acidogènes x_1

La figure (2.7) s'assure la fiabilité de la deuxième étape appelée méthanogénèse, dont laquelle la population des méthanogènes (x_2) convertit (s_2) en biogaz. Ceci implique que lorsque la concentration du substrat (s_2) diminue la concentration de la biomasse (x_2) augmente, et la production du biogaz augmente aussi.

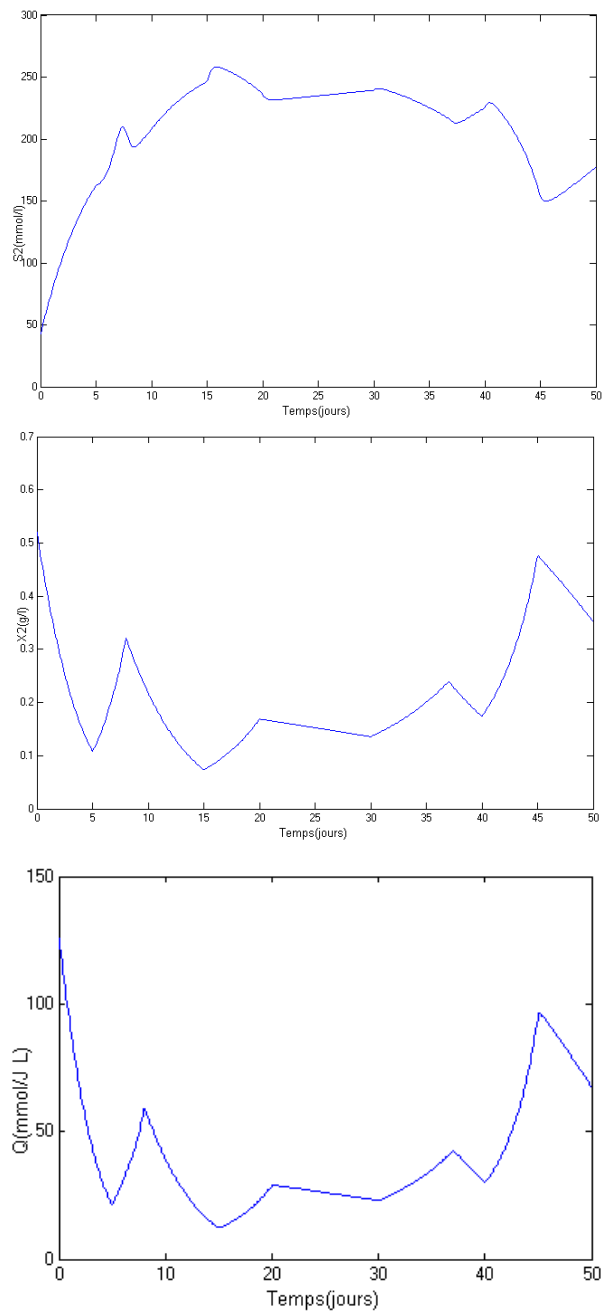


FIGURE 2.7 – Évolution temporelle des AGV s_2 et des bactéries méthanogène x_2 et du débit biogaz

2.1.3 Équilibre du modèle AM2

L'analyse mathématique des équilibres du modèle AM2 a été faite d'une manière très rigoureuse par Benyahia et al [7] que nous allons, d'ailleurs, reprendre dans ce qui suit.

La condition de stationnarité des équations dynamiques s'écrit de manière générale comme l'annulation des dérivées. Ainsi, en annulant les dérivées (2.10)-(2.13), nous avons ensuite les implications suivantes :

$$\dot{s}_1 = 0 \quad (2.15)$$

$$\dot{x}_1 = 0 \quad (2.16)$$

$$\dot{s}_2 = 0 \quad (2.17)$$

$$\dot{x}_2 = 0 \quad (2.18)$$

A partir de l'équation (2.16) et (2.18) on déduit à l'équilibre :

$$\dot{x}_1 = 0 \quad \text{ou} \quad \mu_1(s_1) = \alpha D,$$

$$\dot{x}_2 = 0 \quad \text{ou} \quad \mu_2(s_2) = \alpha D.$$

Nous considérons donc quatre cas possibles :

1. $x_1 = 0$ et $x_2 = 0$: Nous les remplaçons respectivement dans (2.15)-(2.17) nous obtenons :

$$s_1^* = s_{1in}$$

et

$$s_2^* = s_{2in}$$

Ainsi, nous obtenons l'équilibre toujours existant, qui correspond au lessivage total du bioréacteur.

$$E_1^0 = (s_{1in}, 0, s_{2in}, 0)$$

2. $x_1 \neq 0$ et $x_2 = 0$:

De (2.16) nous avons la solution de l'équation $\mu_1(s_1) = \alpha D$:

$$\lambda_1(D) = \frac{\alpha D K_1}{m_1 - \alpha D}$$

De (2.15) nous calculons alors :

$$x_1^* = \frac{1}{\alpha k_1} (s_{1in} - \lambda_1)$$

Ainsi, de (2.17) nous obtenons :

$$s_2^* = s_{2in} + \frac{k_2}{k_1} (s_{1in} - \lambda_1)$$

L'équilibre dans ce cas correspond au lessivage de la biomasse x_2 mais pas de x_1 , qui existe si et seulement si $s_{1in} > \lambda_1$.

$$E_2^0 = (\lambda_1, x_1^*, s_2^*, 0)$$

3. $x_1 = 0$ et $x_2 \neq 0$:

De (2.15) nous avons :

$$s_1^* = s_{1in}$$

De (2.18) nous calculons les deux solutions de l'équation $\mu_2(s_2) = \alpha D$:

$$\lambda_2^1(D) = \frac{-k_i}{2\alpha D} (\alpha D - m_2 + \sqrt{\Delta}),$$

$$\lambda_2^2(D) = \frac{-k_i}{2\alpha D} (\alpha D - m_2 - \sqrt{\Delta}).$$

Avec :

$$\Delta = (\alpha D - m_2)^2 - \frac{4\alpha^2 D^2 k_2}{k_i}$$

De (2.12), nous obtenons l'expression de x_2^i tel que :

$$x_2^i = \frac{1}{\alpha k_3} (s_{2in} - \lambda_2^i)$$

Les équilibres dans ce cas correspondent au lessivage de la biomasse acidogène x_1 mais pas de la biomasse méthanogène x_2 , et qui existent si et seulement si $s_{2in} > \lambda_2^i$.

$$E_1^i = (s_{1in}, 0, \lambda_2^i, x_2^i) \quad i=1,2$$

4. $x_1 \neq 0$ et $x_2 \neq 0$:

Alors nous avons λ_1 et λ_2^i , $i = 1,2$ qui sont déjà calculées précédemment

Ainsi, nous avons :

$$x_1^* = \frac{1}{\alpha k_1} (s_{1in} - \lambda_1)$$

De (2.17) nous obtenons :

$$x_2^* = \frac{1}{\alpha k_3} (s_{2in} - \lambda_2^i) + \frac{k_2}{k_3} x_1$$

Notons cet équilibre par E_2^i qui existe si et seulement si $s_{1in} > \lambda_1$ et $s_{2in} > \lambda_2^i$, $i = 1,2$

$$E_2^i = (\lambda_1, x_1^*, \lambda_2^i, x_2^*)$$

Le système peut donc avoir six équilibres en tout. La figure 2.8 résume les différents cas correspondant aux équilibres du système.

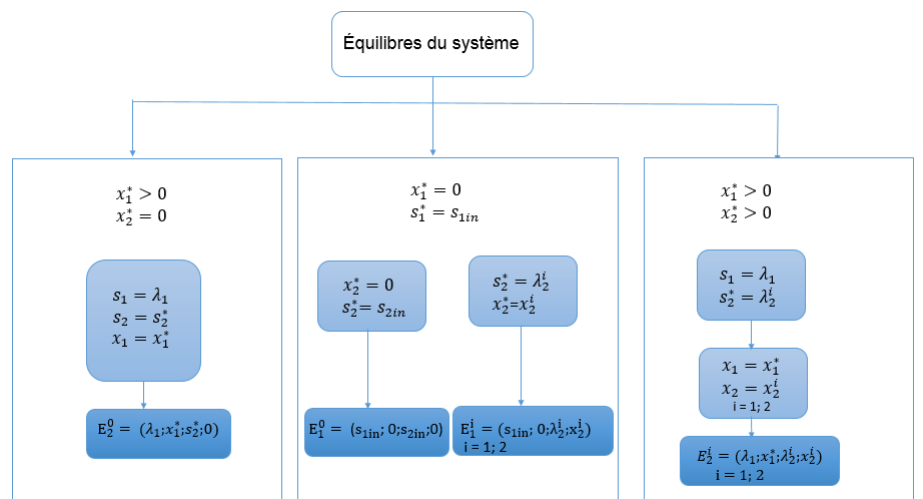


FIGURE 2.8 – Diagramme résumant les équilibres du système AM2

2.1.4 Stabilité des points d'équilibres

Pour étudier la nature des points d'équilibre du modèle AM2, nous devons d'abord linéariser le système autour d'un point d'équilibre .

Pour ce faire, calculons la matrice jacobienne du système :

$$J = \begin{pmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial s_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \cdots & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} \\ \frac{\partial f_2}{\partial s_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \cdots & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial f_4}{\partial s_1} & \frac{\partial f_4}{\partial x_1} & \cdots & \frac{\partial f_4}{\partial x_2} \end{pmatrix}$$

avec :

$$\begin{cases} f_1 = \dot{s}_1 \\ f_2 = \dot{x}_1 \\ f_3 = \dot{s}_2 \\ f_4 = \dot{x}_2 \end{cases}$$

Nous trouvons une matrice triangulaire supérieure :

$$J = \begin{bmatrix} A & 0 \\ C & B \end{bmatrix}$$

avec :

$$A = \begin{bmatrix} -D - K_1 \mu_1'(s_1) x_1 & -K_1 \mu_1(s_1) \\ \mu_1'(s_1) x_1 & \mu_1(s_1) - D \end{bmatrix}$$

et

$$B = \begin{bmatrix} -D - K_3\mu'_2(s_2)x_2 & -K_3\mu_2(s_2) \\ \mu'_2(s_2)x_2 & \mu_2(s_2) - D \end{bmatrix}$$

Pour étudier la stabilité des points d'équilibres, il est impératif de calculer les valeurs propres de la matrice Jacobienne du système linéarisé. Comme la matrice J est triangulaire supérieure donc ses valeurs propres sont les valeurs propres des deux matrices de la diagonale : A et B .

Les points d'équilibres sont stables si les valeurs propres sont à partie réelle négative, sinon ils sont instables.

La nature des points d'équilibres est résumée dans le tableau 2.4

Notons que l'existence et la stabilité des points d'équilibres dépendent des positions relatives à s_{1in} , λ_1 , $\lambda_2^1, \lambda_2^2, s_{2in}$ et s_{2in}^* .

Dans le cas hyperbolique, où la matrice Jacobienne a des valeurs propres a parties réelles non nulles, nous distinguons deux cas selon la position de S_{1in} par rapport à $\lambda_1(D)$ qui sont résumé dans les deux tableaux 2.2 2.3 :

$s_{1in} < \lambda_1$	E_1^0	E_1^1	E_1^2
$s_{2in} < \lambda_2^1$	S		
$\lambda_2^1 < s_{2in} < \lambda_2^2$	I	S	
$\lambda_2^2 < s_{2in}$	S	S	I

TABLE 2.2 – lessivage de x_1

$s_{1in} > \lambda_1$	E_1^0	E_1^1	E_1^2	E_2^0	E_2^1	E_2^2
$s_{2in}^* < \lambda_2^1$	I			S		
$s_{2in} < \lambda_2^1 < s_{2in}^* < \lambda_2^2$	I			I	S	
$s_{2in} < \lambda_2^1 < \lambda_2^2 < s_{2in}^*$	I			S	S	I
$\lambda_2^1 < s_{2in} < s_{2in}^* < \lambda_2^2$	I	I		I	S	
$\lambda_2^1 < s_{2in} < \lambda_2^2 < s_{2in}^*$	I	I		S	S	I
$\lambda_2^1 < \lambda_2^2 < s_{2in}$	I	I	I	S	S	I

TABLE 2.3 – Pas de lessivage de x_1

Points stables	Points instables
E_0^2, E_2^1	$E_0^1, E_1^1, E_1^2, E_2^2$

TABLE 2.4 – Les points d'équilibre et leur nature

Pour mettre en exergue quelques résultats des équilibres calculés plus haut, nous avons tracé le portrait de phase x_2 en fonction de s_2 du système. Nous voyons bien que les trajectoires se dirigent vers les points d'équilibres stables selon les valeurs des conditions initiales. Il est à souligner que le calcul des points d'équilibres à été fait en utilisant les valeurs des paramètres du tableau 2.1 ainsi que les entrées suivantes :

$$D = 0.5[j^{-1}], \quad s_{1in} = 40[g/l], \quad s_{2in} = 175[mmol/l]$$

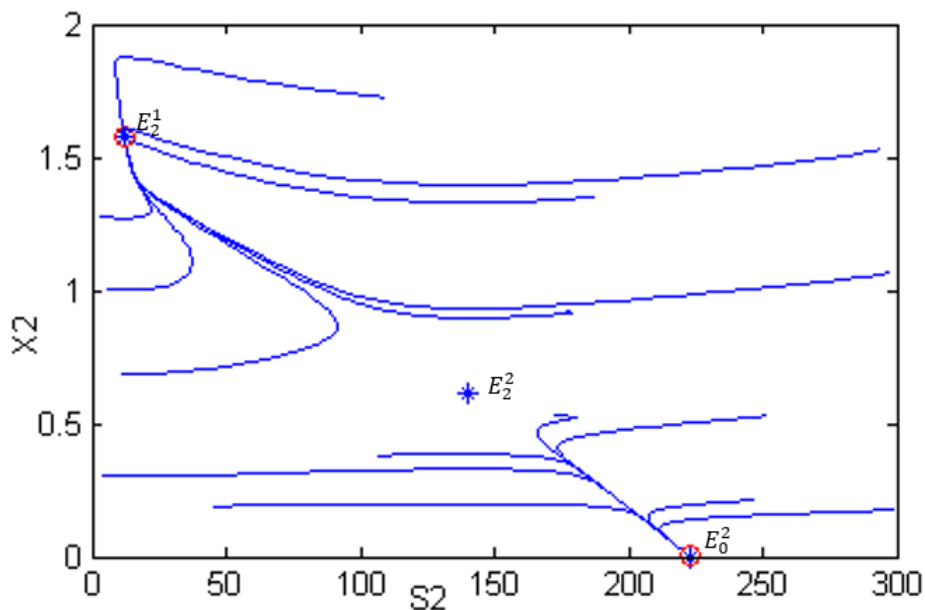


FIGURE 2.9 – Le portrait de phase du système

Nous avons remarqué lors de l'étude de stabilité des points d'équilibre que les conditions de stabilité dépendent des valeurs des entrées $D(t)$, $s_{1in}(t)$ et $s_{2in}(t)$. En réalité, il est difficile d'opérer sur s_{1in} et s_{2in} . Nous allons donc fixer une seule valeur constante des entrées s_{1in} et s_{2in} pour toutes les simulations et nous simulons notre système autour des points d'équilibres avec différentes valeurs de $D(t)$ pour chaque simulation en prenant toujours $D = constante$. Nous posons les paramètres et les conditions initiales avec les valeurs du tableau 2.5

Paramètres	Valeurs
$m_1[1/j]$	1.2
$m_2[1/j]$	0.69
$K_1[g/l]$	4.94
$K_2[mmol/l]$	9.28
$K_i[mmol/l]$	20
$k_1[g/g]$	6.6
$k_2[mmol/l]$	7.8
$k_3[mmol/l]$	611.2
$k_4[mmol/l]$	453
$s_{1in}[g/L]$	15
$s_{2in}[mmol/L]$	80

TABLE 2.5 – Valeurs des paramètres utilisé pour la simulation

Commençons par simuler la progression des états s_1 , s_2 et x_1 , x_2 avec $D=1.3$.

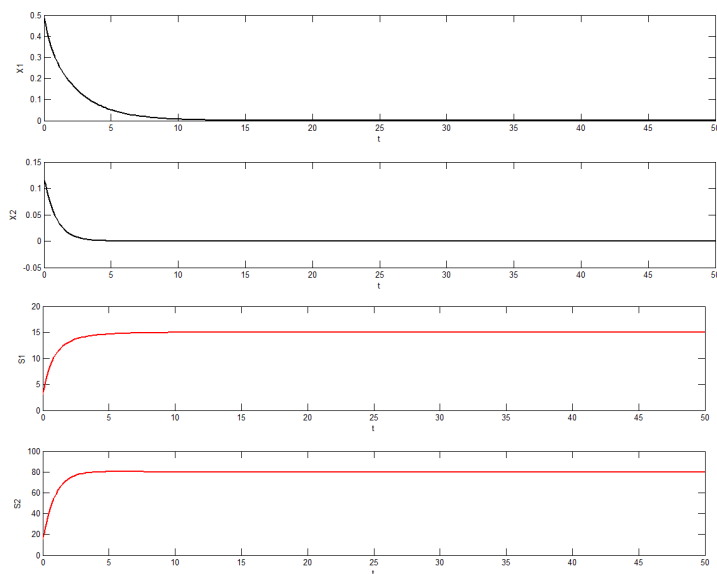


FIGURE 2.10 – La progression des états s_1, x_1, s_2 et x_2 pour $D=1.3$.

Nous remarquons que pour une telle valeur de D , les états s_1, s_2 convergent vers s_{1in} et s_{2in} donc, un lessivage des bactéries x_1 et x_2 . Ce qui correspond au premier point d'équilibre.

Essayons maintenant de simuler avec les conditions de stabilité du deuxième point d'équilibre. Il nous faudra choisir $D < m_1$ et $D < \frac{s_{1in}m_1}{s_{1in}+k_1}$. Pour cela, nous avons pris comme valeur $D = 0.4$.

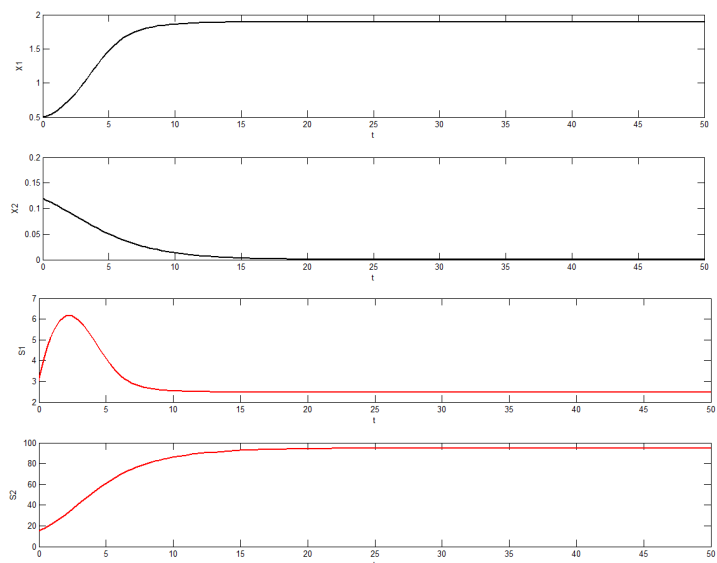


FIGURE 2.11 – La progression des états s_1, x_1, s_2 et x_2 pour $D=0.4$.

Nous remarquons que pour cette valeur de D , les états convergent vers le deuxième point d'équilibre $s_1 = \lambda_1, x_1 = x_1^*, s_2 = s_2^*$ et $x_2 = 0$. Nous avons un lessivage de x_2 et l'existence de x_1 ce qui est logique car nous avons choisit D à partir des conditions de stabilité du deuxième point d'équilibre qui correspond au lessivage de la biomasse méthanogène mais pas de la biomasse acidogène.

Simulons maintenant avec les conditions de stabilité du quatrième point d'équilibre. Il nous faudra choisir tel que $D < \frac{s_{1in}m_1}{s_{1in}+k_1}$, $D < \frac{k_i(m_2-\sqrt{\Delta})}{2s_{2in}+k_i}$ et $D < \frac{k_i(m_2+\sqrt{\Delta})}{2s_{2in}+k_i}$ ce qui correspond à une valeur de $D = 0.1$.

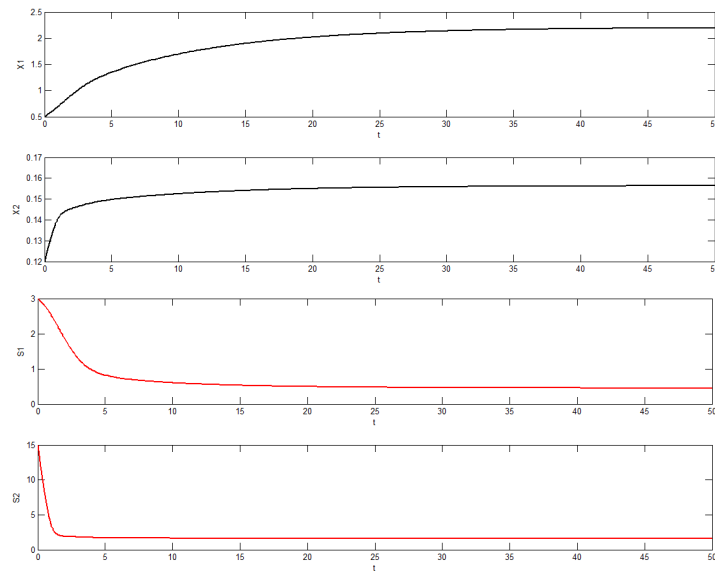


FIGURE 2.12 – La progression des états s_1, x_1, s_2 et x_2 pour $D=0.1$.

Nous remarquons que pour une telle valeur de D les états convergent vers le point d'équilibre E_2^i tel que $s_1 = \lambda_1$, $x_1 = x_1^*$, $s_2 = \lambda_2^i$ et $x_2 = x_1^*$ où les deux biomasses x_1 et x_2 existent.

2.2 Conclusion

Les procédés de digestion anaérobie représentent une technologie de réacteur prometteuse, tant par ses capacités de traitement que par sa valorisation énergétique. Cependant, leur maîtrise nécessite une expertise et un contrôle permanent. Pour ce faire, Il s'agira dans une seconde phase, de proposer une commande adéquate par rapport à des objectifs fixés. Pour ce faire, nous supposons que toutes les mesures nécessaires à la mise en oeuvre d'un contrôleur sont accessibles à la mesure.

CHAPITRE

3

COMMANDE DE LA DIGESTION ANAÉROBIE

La commande des bioprocédés en utilisant des modèles simples vise la plupart des cas à stabiliser le système (bioréacteur autour d'un point du fonctionnement) et à optimiser ses performances. L'opérateur s'attache à choisir les sorties à optimiser et les paramètres d'entrée sur lesquels il doit agir afin de remplir ces objectifs.

En se fondant sur les propriétés qualitatives révélées dans le chapitre précédent, l'opérateur s'attachera ainsi à choisir préalablement les valeurs de ses paramètres d'entrée ou à la synthèse d'une commande stabilisante pour maximiser le rendement du biogaz.

3.1 État de l'art sur la commande de la digestion anaérobie

Dans cette section, nous allons passer en revue les différentes techniques de commande proposées dans la littérature dans le domaine de la digestion anaérobie.

Les premiers contrôleurs reposaient sur des commandes simples de type 'tout ou rien' (TOR) proportionnelle P ou encore proportionnelle intégrale (PI). En 1973, Graef et Andrews ont testé en simulation le contrôle du PH afin d'éviter l'acidification d'un réacteur suite à une surcharge organique. Pour cela, ils ont proposé de contrôler l'ajout de soude dans le digesteur par une commande TOR. L'intérêt d'agir sur le PH pour minimiser l'effet d'une surcharge organique se comprend aisément. En effet, une des conséquences directe d'une surcharge est l'accumulation d'AGV qui entraîne la chute du PH dans le milieu et perturbe la croissance des micro-organismes. En régulant le PH il est possible de maintenir des conditions environnementales favorables à la croissance bactérienne. Ces types de contrôles donnent des résultats satisfaisants mais se limitent aux problèmes proches de la linéarité, ils ne sont pas adaptés pour des problèmes fortement non linéaires ce qui est également le cas des bioprocédés [13].

Les techniques de contrôle ont été améliorées par des lois de commande non linéaires comme les lois de commande linéarisante qui imposent une évolution linéaire au système en boucle fermée mais le point faible de ces dernières est les erreurs de modélisation (les paramètres ne peuvent pas être estimés de façon certaine).

Les loi de commandes adaptatives peut limiter l'inconvénient des lois précédentes a travers l'estimation en ligne des paramètres de la loi de commande [5]. Les travaux de Renard et al et Dochain et al [22] consiste a réguler, respectivement, l'acide propionique et la pression partielle en H_2 en dessous des concentrations qui inhibent le procédé. En se basant sur le même principe, Van Breusegem et al [25] ont régulé le bicarbonate pour garantir la stabilité du fermenteur face à une baisse d'activité des bactéries méthanogènes.

L'utilisation de ce type de loi de commande dites commandes avancées, comme exemples : la commande adaptative, prédictive, stabilisante et la commande optimale, nécessite la disposition d'un "bon modèle".

La commande robuste nécessite une bonne définition du types de perturbations qui risque d'altérer les performances du régulateur car les perturbations sont pris en compte dans cette loi. La difficulté de cette loi qui est conçu pour contrer les perturbations est de trouver un compromis entre robustesse et performances qui est un problème très connue de l'automatique.

Généralement la commande robuste et la commande adaptative sont utilisées si on a un réel problème d'incertitude ou de variation paramétrique .

Les heuristiques, un autre type de commande plus simple mathématiquement et qui donne de bons résultats. Cette commande est essentiellement basée sur l'opérateur humain et son expertise. Parmi les commandes heuristiques, nous pouvons citer la commande par la logique floue. Punal et al [21] ont utilisé une loi de commande basée sur la logique floue pour la régulation des AGV dans un digesteur .

Avant d'entamer la partie contrôle du modèle AM2, faisons d'abord un petit rappel sur la théorie du contrôle.

3.2 La régulation automatique

La régulation automatique est une technique d'ingénieur, qui fournit les méthodes/outils nécessaires pour contrôler un système physique afin d'imposer son comportement. Ce contrôle s'effectue par l'intermédiaire de certains signaux (grandeurs physiques), qu'il est alors nécessaire de mesurer afin de déterminer l'action à entreprendre sur le système.

3.3 Généralités sur la théorie de la commande

Compte tenu du système physique que nous voulons contrôler et du comportement du système que nous voulons obtenir, pour faire du contrôle on doit construire des lois de commande de tel manière que le système soumis à ces lois (système en boucle fermée) présente le comportement souhaité. Cependant, ce processus n'est possible que si le système en question est commandable, sinon, dans le cas des systèmes non commandables les modes non commandable doivent être stable.

3.3.1 Notion de commandabilité

La commandabilité a pour objet de caractériser la capacité d'un système à voir ses caractéristiques dynamiques modifiées par les entrées. Il est souvent intéressant de s'assurer de la commandabilité d'un système avant de cherche à mettre en œuvre la commande proprement dite. En d'autres termes, on demande de disposer d'une condition nécessaire et suffisante de commandabilité [20].

3.3.2 Commandabilité d'un système linéaire

Dans le cas des systèmes linéaires commandé

$$\begin{cases} \dot{x} = Ax + Bu \\ y = Cx \end{cases} \quad (3.1)$$

où $A_{n \times n}$ est la matrice d'état, $x \in \mathbb{R}^n$ est le vecteur d'état, $B_{n \times m}$ la matrice de commande, u les contrôles appartenant à un ensemble de contrôles admissibles U , $C_{p \times n}$ la matrice de sortie et $y \in \mathbb{R}^p$ les sorties du système.

Définition :

On dit que le système (3.1) est commandable si pour tout couple $(x_o; x_d)$ de \mathbb{R}^n , il existe un temps fini T et une commande u définie sur $[0; T]$, qui amène le système d'un état initial $x(0) = x_o$ vers un état désiré $x(T) = x_d$.

Critère de commandabilité de Kalman

Le système (3.1) est commandable (contrôlable) si et seulement si la matrice de commandabilité de Kalman C tel que :

$$C = (B \quad AB \quad \dots \quad A^{n-1}B)$$

est de rang complet, on dit alors que la paire $(A; B)$ est commandable.

3.3.3 Pourquoi étudier les systèmes linéaires et les systèmes non linéaires ?

La linéarité est une propriété qui rend les systèmes plus faciles à étudier. En effet, les techniques d'analyse et de synthèse sont abondantes, puissantes, anciennes et largement développées. Par contre, pas de méthodologie générale pour l'analyse et la synthèse de commande pour les SNL en général à cause de la diversité des phénomènes non linéaires. Malgré cela, il n'est pas possible de se restreindre aux SL car :

- Aucun système physique n'est complètement linéaire.
- Pour obtenir des modèles linéaires, des hypothèses simplificatrices et des approximations sont effectuées, ainsi, les modèles ne sont valables que dans le domaine de linéarité et ne peuvent décrire un comportement global.
- Certains systèmes sont impossibles à modéliser, même localement par des SL.
- La dynamique apportée par les effets non linéaires est plus riche que les dynamiques des SL. En effet, certains phénomènes non linéaires ne peuvent avoir lieu qu'en présence de non linéarité et donc ne peuvent être décrits ou prédits par des modèles linéaires, par exemple : point d'équilibre multiple, cycle limite, chaos.[2]

3.3.4 Linéarisation d'un système autour d'un point d'équilibre

En général, un système non linéaire est décrit par le système suivant :

$$\begin{cases} \dot{X} = f(X, U) \\ Y = g(X, U) \end{cases} \quad (3.2)$$

avec $X \in \mathbb{R}^n$; $U \in \mathbb{R}^m$ et $Y \in \mathbb{R}^p$. Les champs de fonctions f et g sont non-linéaires.

Le point d'équilibre est donné par :

$$f(x_{eq}, u_{eq}) = 0$$

Et la matrice jacobienne

$$J = \begin{pmatrix} \frac{\partial f}{\partial X} & \frac{\partial f}{\partial U} \\ \frac{\partial g}{\partial X} & \frac{\partial g}{\partial U} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} A & B \\ C & D \end{pmatrix}$$

La matrice jacobienne, évaluée en un point stationnaire (x_{eq}, u_{eq}) donne une approximation linéaire du comportement du système au voisinage de ce point.

Finalement, le système linéarisé est donné par :

$$\begin{cases} \dot{X} = AX + BU \\ Y = CX + DU \end{cases} \quad (3.3)$$

3.3.5 Commandabilité locale d'un système non linéaire

Si le rang de la matrice de commandabilité de kalman $(B \ AB \ \dots \ An^{n-1}B)$ est égal à n ce qui veut dire que le système linéaire est commandable, alors le système non linéaire (3.2) est localement commandable autour du point d'équilibre .

Remarque : la contrôlabilité du linéarisé n'est pas une condition nécessaire de contrôlabilité du système non linéaire.

Comme pour les systèmes linéaires, il existe un équivalent de la condition de rang de commandabilité

Pour les systèmes non linéaires affine en la commande :

$$\begin{cases} \dot{x} = f(x) + g(x)u \\ y = h(x) \end{cases} \quad (3.4)$$

On dit que le système (3.4) vérifie la condition du rang si la matrice de commandabilité non linéaire :

$$C_{fg} = \begin{pmatrix} g(x) & ad_f g(x) & ad_f^2 g(x) & ad_f^{m-1} g(x) \end{pmatrix}$$

est de rang n pour tout x . où $ad_f g(x)$ est le crochet de Lie de f et g défini par le champ de vecteur :

$$\begin{aligned} [f, g] &= L_f g - L_g f \\ &= \frac{\partial g}{\partial x} f - \frac{\partial f}{\partial x} g \end{aligned} \quad (3.5)$$

avec $L_f g$ la dérivée de Lie de g le long de f et $\frac{\partial g}{\partial x}$ et $\frac{\partial f}{\partial x}$ les matrices jacobiennes.

On définit aussi les champs de vecteurs :

$$\begin{aligned} ad_f g &= [f, g] \\ ad_f^k g &= [f, ad_f^{k-1} g], \quad k = 2, 3, \dots \end{aligned} \quad (3.6)$$

Théorème : Si le système (3.4) vérifie la condition du rang alors ce système est localement faiblement commandable.

3.3.6 Notion de Stabilisation

Pour stabiliser un système il faut le maintenir près d'un équilibre x^* . Pour le faire on doit construire une loi de commande telle que x^* soit un équilibre asymptotiquement stable du système en boucle fermée.

Un exposé complet sur les concepts de la stabilité (stabilité des systèmes linéaires, approximation linéaire d'un système, stabilisation d'un système linéaire et stabilisation locale d'un système non linéaire), se trouve dans [24].

Essayons à présent, de mettre en pratique cette théorie sur le procédé de digestion anaérobie.

3.4 Commande de la digestion anaérobie

Plusieurs études ont été faites sur le contrôle de la digestion anaérobie pour une meilleure compréhension de ce processus complexe.

Parmi les différents objectifs de commande ciblés : la stabilisation du procédé, l'optimisation des performances du réacteur comme : l'amélioration du fonctionnement du système, la production maximale de biogaz, l'épuration maximale, charge traitée maximale, accélération du démarrage du bioréacteur...etc.

Nous proposons dans la section suivante de mettre en oeuvre une loi de commande permettant l'optimisation de la production du biogaz.

Mais avant de mettre en oeuvre la loi de commande, il faut d'abord vérifier la commandabilité du système. La matrice de commandabilité

$$C = (B \quad AB \quad A^2B \quad A^3B)$$

a été calculée et le critère de Kalman est vérifié ($\text{rang}(C) = 4$). Donc le système linéarisé est localement commandable.

3.5 Synthèse de la loi de commande

Notre objectif est d'optimiser les performances d'un digesteur anaérobie par rapport à un critère énergétique, sans tenir compte de la régulation des variables internes comme la DCO ou les AGVs. Ainsi, la variable régulée est le débit de biogaz tandis que la variable de commande est le taux de dilution. Nous considérons l'hypothèse suivante :

Hypothèse : Le débit du biogaz q_{gaz} est une variable mesurée en ligne.

Proposition : Considérons le modèle AM2 (2.10)-(2.13), nous allons supposer que l'hypothèse est vérifiée et que toutes les variables substrat et biomasses sont à l'équilibre autour de leurs valeurs désirées. Nous supposons de plus que S_{in} est une variable mesurable, Un contrôle de linéarisation par retour d'état estimé pour réguler q_{gaz} est donnée par :

$$D = \frac{m_2 s_2}{A} + \frac{\frac{-s_2^2}{k_i} + k_1}{A s_2} - \frac{A}{k_4 x_2 s_2} \lambda (\bar{q}_{gaz} - q_{gaz})$$

Avec $A = \frac{s_2^2}{K_i} + s_2 + K_2$.

λ est un paramètre ajustable pour que le biogaz régulé soit proche au débit maximum du biogaz désiré en sortie \bar{q}_{gaz} qui sera défini comme consigne q_{gaz} .

Preuve Nous suggérons une dynamique linéaire du débit de gaz, qui peut s'écrire sous la forme d'une équation différentielle de premier ordre, donnée par :

$$\dot{q}_{gaz} = \lambda(\bar{q}_{gaz} - q_{gaz}) \quad (3.7)$$

La dérivée de q_{gaz} peut être obtenue à partir de l'équation (2.14) :

$$\dot{q}_{gaz} = k_4\mu_2'(s_2)x_2 + k_4\mu_2(s_2)\dot{x}_2 \quad (3.8)$$

Donc

$$\lambda(\bar{q}_{gaz} - q_{gaz}) = k_4\mu_2'(s_2)x_2 + k_4\mu_2(s_2)\dot{x}_2 \quad (3.9)$$

μ_2 est une fonction de s_2 avec :

$$\begin{aligned} \mu_2'(s_2) &= \frac{d\mu_2(s_2)}{ds_2} \\ &= \frac{-m_2\frac{s_2^2}{K_i} + m_2K_2}{\left(\frac{s_2^2}{K_i} + s_2 + K_2\right)^2} \end{aligned}$$

Dans ce qui suit nous posons $A = \frac{s_2^2}{K_i} + s_2 + K_2$

$$\begin{aligned} \dot{q}_{gaz} &= k_4\mu_2'(s_2)x_2 + k_4\mu_2(s_2)\dot{x}_2 \\ &= k_4 \left[\frac{-m_2\frac{s_2^2}{K_i} + m_2K_2}{A^2}x_2 + \frac{(m_2s_2)^2}{A^2}x_2 - \frac{m_2s_2 - D}{A}x_2 \right] \end{aligned}$$

En remplaçant \dot{q}_{gaz} dans l'équation (3.7) on trouve :

$$k_4 \left[\frac{-m_2\frac{s_2^2}{K_i} + m_2K_2}{A^2}x_2 + \frac{(m_2s_2)^2}{A^2}x_2 \right] - \lambda(\bar{q}_{gaz} - q_{gaz}) = \frac{k_4m_2s_2x_2}{A}D$$

Donc enfin on trouve :

$$D = \frac{m_2s_2}{A} + \frac{\frac{-s_2^2}{K_i} + k_1}{As_2} - \frac{A}{k_4x_2s_2}\lambda(\bar{q}_{gaz} - q_{gaz})$$

Avec $A = \frac{s_2^2}{K_i} + s_2 + K_2$.

Le rendement en biogaz étant la mesure souvent accessible dans un digesteur anaérobie, il est ré-injecté comme entrée au contrôleur. Cependant, ce dernier est fortement influencé par les conditions opératoires. Sa valeur optimale est atteinte à l'aide d'un choix judicieux du taux de dilution (D) et de

l'alimentation en substrat (s_{in}). Pour mieux comprendre la variation du biogaz à l'équilibre en fonction des paramètres du contrôle, nous avons simulé q_{gaz} du modèle AM2 pour des gammes suffisamment larges de D et s_{in} . Le but est de mettre en évidence les conditions opératoires idéales pour garantir un rendement optimal du biogaz.

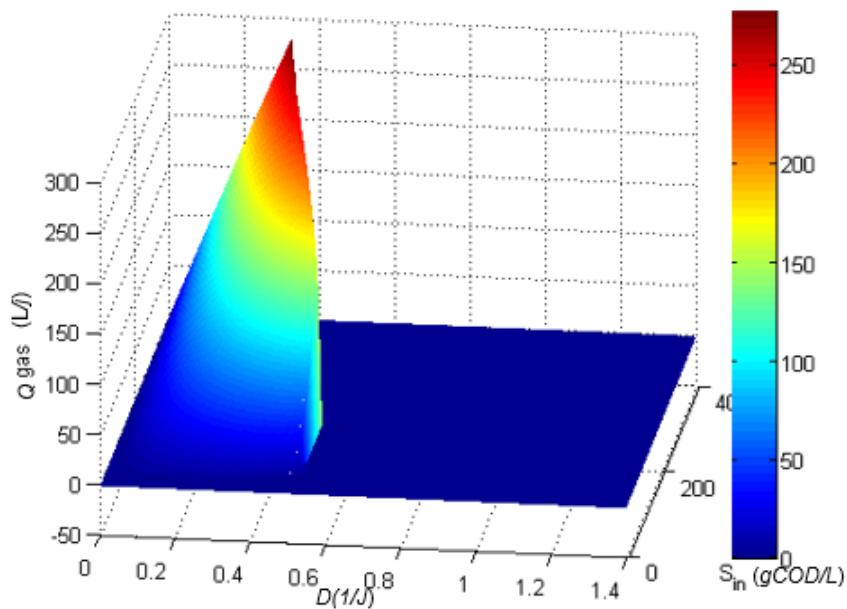


FIGURE 3.1 – Rendement en biogaz du modèle AM2 en fonction de D et s_{in} .

De la figure 3.1 nous remarquons que le biogaz est produit uniquement pour une faible valeur du taux de dilution D ($D \in [0.001 - 0.45] 1/j$). Donc tant que $D \leq 0.45$ le bioréacteur fonctionne d'une façon normale (les deux biomasse x_1 et x_2 existent). Au delà de cette valeur, un lessivage des bactéries méthanogène aura lieu.

Nous pouvons constater aussi que la production du biogaz est proportionnelle a la concentration de la charge organique : de petites valeurs de s_{in} entraînent des valeurs faibles de q_{gaz} , alors que de grandes quantités de s_{in} mènent à une production élevée de q_{gaz} . Cela paraît bien évident : plus on dégrade de la matière organique, plus on produit du biogaz. Donc un rendement maximal du biogaz est obtenu pour de grandes valeurs de s_{in} et faible valeurs de D . D et s_{in} appartiennent à $[0.01 - 0.45] 1/j$ et $[300 - 400]$ gCOD/L ,respectivement.

3.5.1 Résultats de simulation

Le schéma Simulink de l'implémentation de la boucle de commande est illustré sur la Figure 3.2.

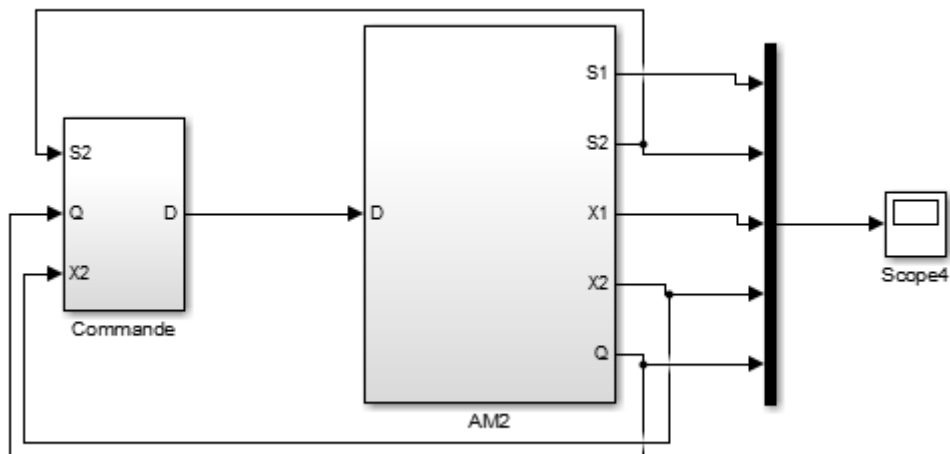


FIGURE 3.2 – Schéma SIMULINK de la linéarisation par retour d'état.

Les résultats de simulation de la commande $D(t)$ et de la sortie $q_{gaz}(t)$ sont présentés sur les figures 3.3 et 3.4.

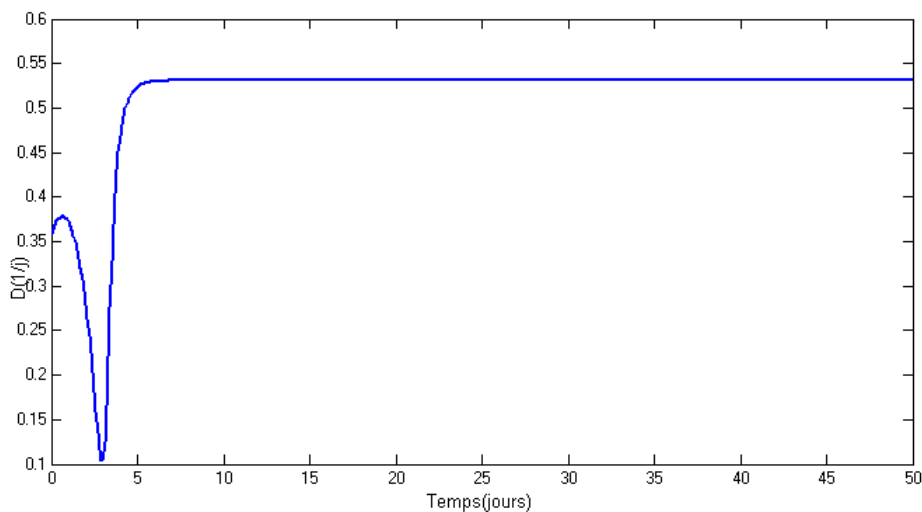


FIGURE 3.3 – La simulation de la commande $D(t)$.

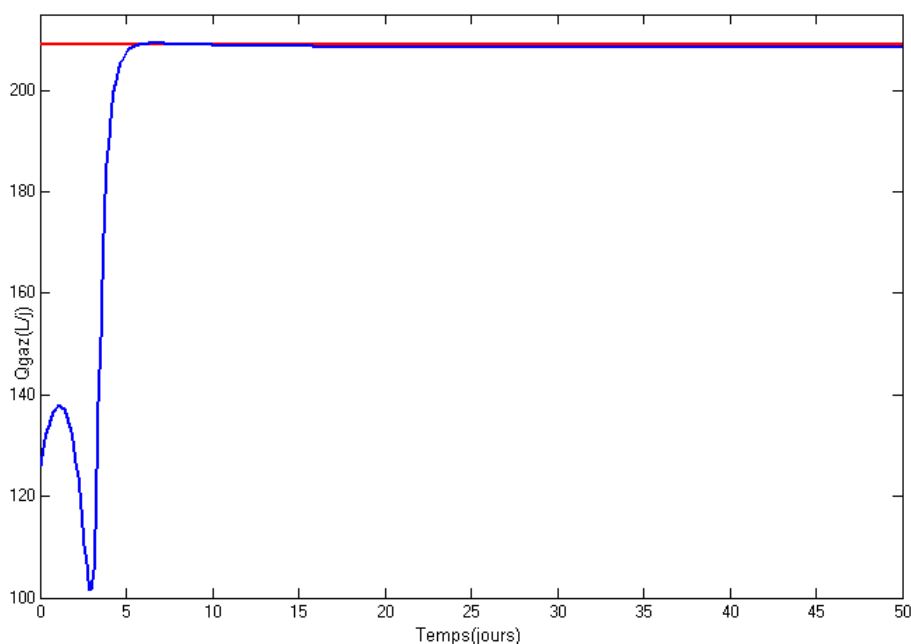


FIGURE 3.4 – La simulation de la sortie $q_{gaz}(t)$. La droite rouge représente la valeur de consigne $\bar{q}_{gaz}(t)$.

Discussions sur la valeur du paramètre ajustable λ

La sortie en biogaz $q_{gaz}(t)$ ne peut suivre la consigne $\bar{q}_{gaz}(t)$ que pour des valeurs de λ comprise entre $[0.2 - 0.27]$. Pour des valeurs de λ inférieure à 0.2, la sortie converge vers des valeurs inférieure a la valeur de la consigne $\bar{q}_{gaz}(t) = 210L/j$. En revanche, des valeurs élevées de λ ($\lambda > 0.27$) ne permettent pas de mieux raffiner la réponse de q_{gaz} . Ces dernières, conduisent à un comportement oscillatoire du signal de la commande menant à des sorties bruitées. Dans notre cas la meilleure valeur de λ pour laquelle nous avons opté est $\lambda = 0.264$.

Ces résultats montrent que la loi de commande synthétisée n'est valable que pour certaines valeurs de λ ($\lambda \in [0.2 - 0.27]$). Nous constatons que le contrôleur est efficace et le rendement du biogaz q_{gaz} converge vers la consigne que nous lui avons fixé.

3.6 Discussion autour de la robustesse

Nous allons tester la robustesse de cette loi de commande en présence d'incertitudes du système ou du modèle en modifiant les valeurs de certains paramètres clés, comme les paramètres cinétiques et les fractions du substrats d'entrée.

3.6.1 Incertitudes sur le système (paramètres cinétiques)

La production du biogaz est dû à la dégradation des AGVs par les bactéries méthanogènes. Par suite, le taux de croissance μ_2 peut être un facteur influent sur la production du biogaz. Ainsi, les paramètres cinétiques peuvent être utilisés pour vérifier la robustesse du contrôleur.

Nous allons faire un changement de $\pm 20\%$ des valeurs de K_1 figure 3.5 et K_2 figure 3.6

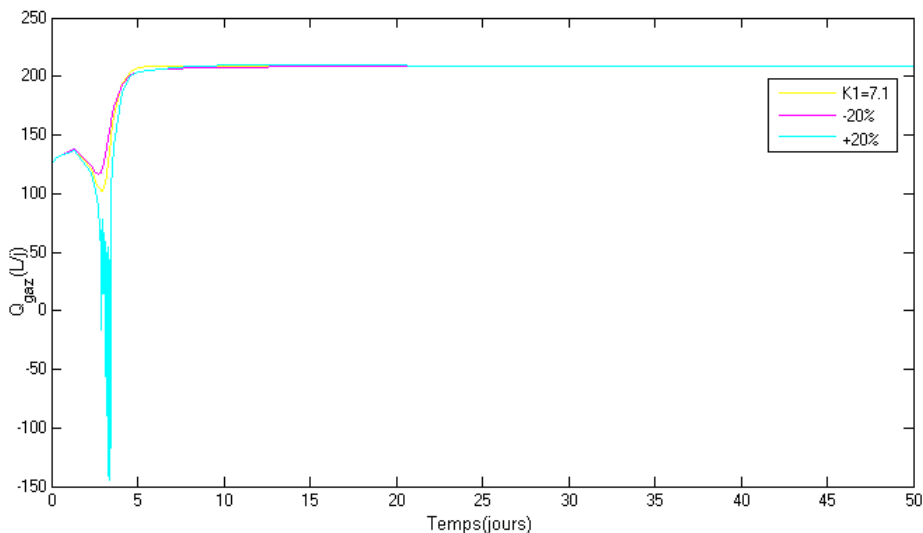


FIGURE 3.5 – Évolution de q_{gaz} suite à une variation de $\pm 20\%$ de la valeur de K_1 .

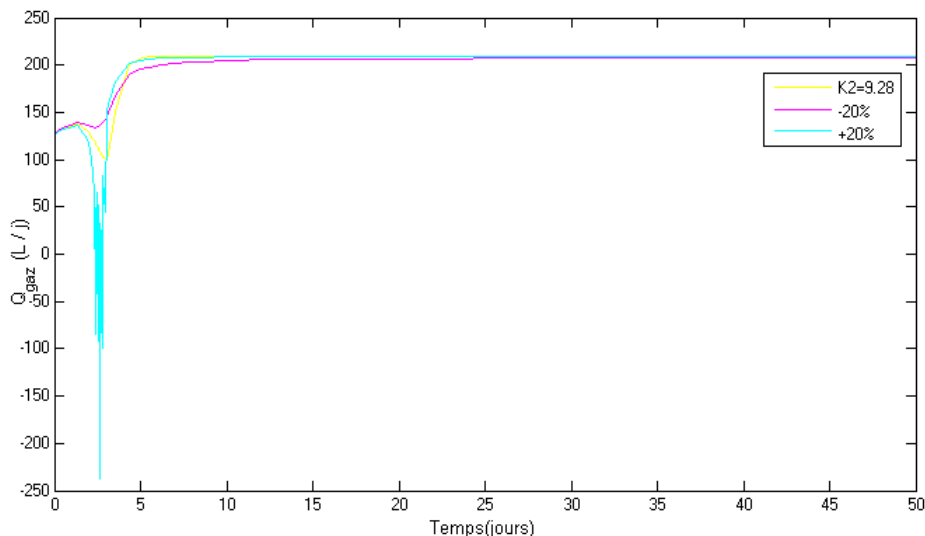


FIGURE 3.6 – Évolution de q_{gaz} suite à une variation de $\pm 20\%$ de la valeur de K_2 .

Les Figures 3.5 et 3.6 montrent que les performances de la loi de commande ne sont pas influencées par des éventuelles incertitudes sur les paramètres cinétiques du système. Malgré le changements des valeurs des paramètres cinétiques, q_{gaz} converge quand même vers les bonnes valeurs de consigne. Aussi sa stabilité opérationnelle est maintenue, ce qui prouve la robustesse de la loi de commande vis-à-vis les incertitudes des paramètres cinétiques.

3.6.2 Incertitudes sur le modèle (fractions de substrats en entrée)

Nous allons faire un changement de $\pm 20\%$ de la valeur des paramètres stoechiométriques k_2 figure 3.7 et k_4 figure 3.8.

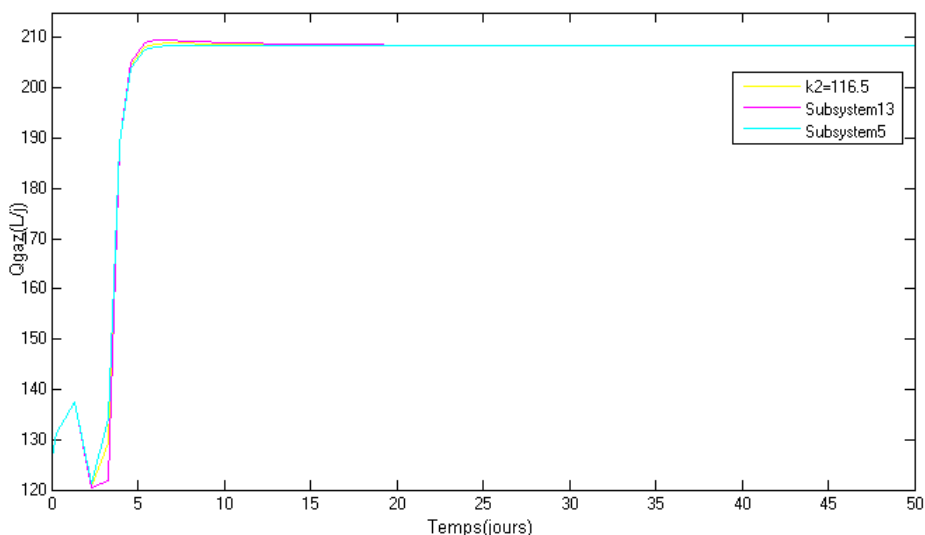


FIGURE 3.7 – Évolution de q_{gaz} suite à une variation de $\pm 20\%$ de la valeur de k_2 .

De même, les figures 3.7 et 3.8 montre que les performances de la loi de commande ne sont pas influencées par des éventuelles incertitudes sur les paramètres stoechiométriques k_2 et k_4 . La commande s'est avérée robuste et q_{gaz} converge aussi vers les bonnes valeurs de consigne.

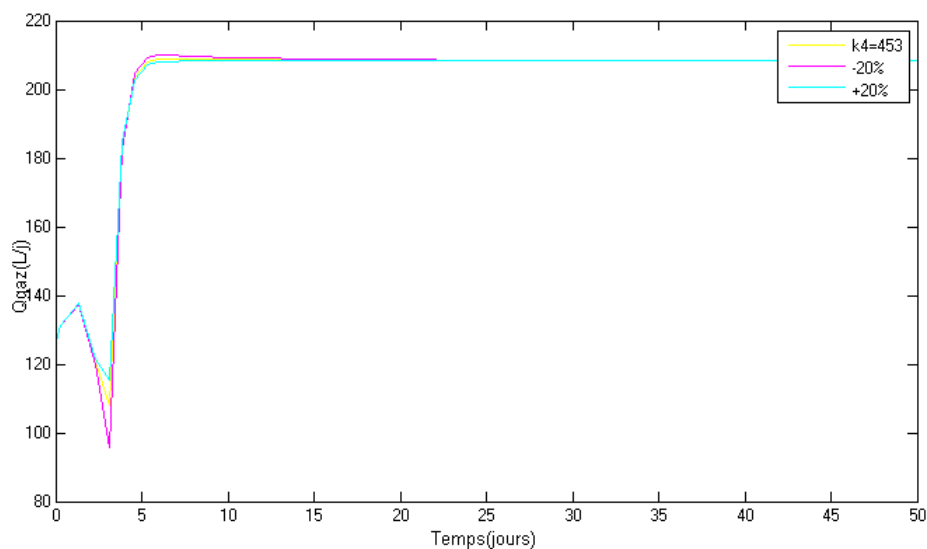


FIGURE 3.8 – Évolution de q_{gaz} suite à une variation de $\pm 20\%$ de la valeur de k_4 .

3.7 Conclusion

Dans ce dernier chapitre nous avons synthétiser une loi de commande stabilisante par retour d'état pour optimiser le rendement du procédé en biogaz en utilisant le modèle AM2.

Nous avons mis en évidence la gamme optimale des paramètres de contrôle pour sa synthèse. Nous avons aussi testé la robustesse du contrôleur vis-à-vis les incertitudes des paramètres cinétiques et des coefficients stoechiométriques. Ce contrôleur s'est avéré robuste vis-à-vis des incertitudes du système et du modèle.

CONCLUSION ET PERSPECTIVES

Dans ce travail nous avons présenté un nouveau procédé d'épuration des eaux usées domestiques en vue de son utilisation pour l'agriculture. Il s'agit du procédé de digestion anaérobie.

Dans un premier temps, suite à l'étude bibliographique sur la digestion anaérobie, nous avons pu acquérir certaines connaissances, comprendre le phénomène biologique et les conditions physico-chimiques.

Après avoir passé en revue les différents modèles mathématiques décrivant la digestion anaérobie qui existent dans la littérature, l'accent a été mis sur le modèle AM2.

Sa bonne représentation de la dynamique du processus réel et sa relative simplicité par rapport à des modèles beaucoup plus complexes comme l'ADM1 font du modèle AM2 un candidat de choix pour la synthèse d'une loi de commande. Par la suite, nous avons analysé les équilibres du modèle AM2 ainsi que leur conditions d'existence.

La commande des bioprocédés en utilisant des modèles simples vise la plupart des cas à stabiliser le système (bioréacteur autour d'un point du fonctionnement) ou encore, à optimiser ses performances. L'opérateur s'attache à choisir les sorties à optimiser et les paramètres d'entrée sur lesquels il doit agir afin de remplir ces objectifs. Dans cette optique, nous avons développé une loi de commande linéarisante par retour d'état pour optimiser le rendement du procédé en biogaz. Nous avons aussi testé la robustesse du contrôleur vis-à-vis les incertitudes des paramètres cinétiques et des coefficients stoechiométriques.

Néanmoins, nous pourrions regretter que certains aspects n'étaient pas finalisés pour des contraintes de temps.

Tout, d'abord, nous aurions souhaité finaliser le traçage du diagramme opératoire du modèle AM2. Pour rappel, l'un des principaux intérêts du diagramme opératoire est de mettre en évidence quels équilibres sont stables pour une paire de contrôles (D, S_{in}) donnée. Afin de limiter le nombre de régions distinctes tracées dans un DO, nous avons regroupé les régions qui étaient très similaires, car elles diffèrent uniquement par l'existence d'un point d'équilibre instable.

Ainsi, le diagramme opératoire est un bon outil pour qualifier le risque d'échec du processus. Il fournit des informations importantes sur les propriétés qualitatives du modèle et les conditions favorables de fonctionnement.

Hélas, faute de temps et les lents délais que prennent les simulations à fournir des figures assez lisses et bien définies, nous a poussé à abandonner cette partie du travail.

Une question intéressante reste posée, est de déterminer dans quelle mesure la zone où la production de biogaz est maximum admet un équilibre stable unique. Autrement dit, le débit de biogaz pourrait-il être maximal en un point d'équilibre instable localement ?

Un autre aspect qu'il faudra développer, le manque de certains capteurs en ligne qui demeure un inconvénient commun pour la plupart des processus de digestion anaérobie. Le contrôleur synthétisé au système AM2 doit être associé à un capteur logiciel permettant l'estimation des états non mesurables en temps réel. Pour ce faire, il nous semble intéressant de faire un couplage observateur-régulateur. Coupler notre travail avec le travail d'ingénierat de nos camarades LALOUCHE Amine et BELHADJKACEM Meriem qui s'articule autour de la synthèse d'observateur invariant pour le modèle AM2 serait judicieux.

En dernier lieu, il serait intéressant d'implémenter la boucle de régulation que nous avons proposé sur des pilotes de laboratoire et des installations industrielles.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] 10 chiffres inquiétants sur l'accès à l'eau dans le monde , disponible sur : <https://photo.neonmag.fr/10-chiffres-sur-l-acces-a-l-eau-dans-le-monde-347851-eau-une-ressource-rare-a-preserver-615358>, Mar 2019.
- [2] A.CHOUKKCHOU. Systèmes non linéaires ,cours à : Université de tlemcen .
- [3] John F Andrews. A mathematical model for the continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrates.
- [4] Wassila Arras. *Étude expérimentale et modélisation de la digestion anaérobie des matières organiques résiduelles dans des conditions hyperthermophiles*. PhD thesis, 2017.
- [5] G Bastin. Dochain. on-line estimation and adaptive control of bioreactors, 1990.
- [6] Jérôme Benoit, Vincent Dauphin, Thomas DUCROCQ, Silvia NOUGAROL, and Emeline SALVA. Valorisation des eaux usées épurées pour l'irrigation, 2011.
- [7] Boumédiène Benyahia. *Modélisation et observation des bioprocédés à membranes : Application à la digestion anaérobie*. PhD thesis, 2012.
- [8] Boumédiène Benyahia, Tewfik Sari, Brahim Cherki, and Jérôme Harmand. Equilibria of an anaerobic wastewater treatment process and their stability.
- [9] Boumédiène Benyahia, Tewfik Sari, Brahim Cherki, and Jérôme Harmand. Sur le modèle am2 de digestion anaérobie.
- [10] Brahim Benyahia, T Sari, B Cherki, and Jérôme Harmand. Bifurcation and stability analysis of a two step model for monitoring anaerobic digestion processes.
- [11] Olivier Bernard, Zakaria Hadj-Sadok, Denis Dochain, Antoine Genovesi, and Jean-Philippe Steyer. Dynamical model development and parameter identification for an anaerobic wastewater treatment process.
- [12] Nicolas Bernet. Principes et application de la digestion anaérobie pour la production d'énergie.
- [13] Amel Ghouali. *Analyse et contrôle optimal d'un bioréacteur de digestion anaérobie*. PhD thesis, 2015.
- [14] Mohamed Zakaria Hadj Sadok. *Modelisation et estimation dans les bioeacteurs ; prise en compte des incertitudes : application au traitement de l'eau*. PhD thesis, 1999.
- [15] Jonathan Hess. *Modélisation de la qualité du biogaz produit par un fermenteur méthanogène et stratégie de régulation en vue de sa valorisation*. PhD thesis, 2007.

- [16] Ahmed Kettab. Les ressources en eau en algérie : stratégies, enjeux et vision. *Desalination*, 2001.
- [17] Zeyneb KHEDIM. *Contribution à la modélisation et au contrôle des systèmes de digestion anaérobie*. PhD thesis, 2018.
- [18] Zeyneb Khedim, Boumédiène Benyahia, Brahim Cherki, Tewfik Sari, and Jérôme Harmand. Effect of control parameters on biogas production during the anaerobic digestion of protein-rich substrates.
- [19] Anthony Massé. *Bioréacteur à membranes immergées pour le traitement des eaux résiduaires urbaines : spécificités physico-chimiques du milieu biologique et colmatage*. PhD thesis, 2004.
- [20] Houari Merabet Boulouiha. *Techniques de commande avancée*. 2015.
- [21] A Puñal, L Palazzotto, JC Bouvier, T Conte, and JP Steyer. Automatic control of volatile fatty acids in anaerobic digestion using a fuzzy logic based approach.
- [22] P Renard, Denis Dochain, Georges Bastin, Henry Naveau, and E-J Nyns. Adaptive control of anaerobic digestion processes—a pilot-scale application.
- [23] J.R. Lobry H. Charles S. Charles, C. Lopes. *Bioréacteur modélisation*.insa lyon .
- [24] C. SARI T. LOBRY. *Introduction à la théorie du contrôles. l'école du cimpa contrôle non linéaire et applications*, tlemcen, 2003., 2013.
- [25] V Van Breusegem, JF Beteau, MC Tomei, A Rozzi, A Cheruy, and Georges Bastin. Bicarbonate control strategies for anaerobic digestion processes.
- [26] A Zaatri, N Kacem Chaouche, and M Karaali. *Etude de bioréacteurs anaérobies expérimentaux pour la production de méthane*.

