



FLEXIMETHA

Etude expérimentale et modélisation en vue d'une production flexible de biométhane adaptée à la demande réseau

Réponse dynamique des consortia microbiens dans des digesteurs soumis à des variations de charge

Rédacteurs

Sébastien Pommier, INSA Toulouse

Simon Métivier, SOLAGRO

Mars 2023

Ce travail a été réalisé avec le soutien de GRDF dans le cadre de la chaire innovation BIOGAZ en partenariat avec l'INSA de Toulouse.

Il a été rendu possible grâce à la collaboration d'INEO MPLR qui a contribué à la génération de données expérimentales pilotes grâce au suivi de leur pilote de méthanisation Biobricks.

Contributeurs :

INSA Toulouse :

- Sébastien Pommier, Ingénieur de Recherche, CRITT GPTE
- Matthieu Peyre-Lavigne, Ingénieur de Recherche, CRITT GPTE
- Julien Garguilo, Ingénieur d'Etudes, CRITT GPTE
- Victor Vinit, stagiaire DUT, CRITT GPTE

SOLAGRO :

- Sylvaine Berger, Responsable Activité Bioéconomie
- Simon Métivier, Etudes et Projets Energies & Gaz Renouvelables
- Marine Cordelier, Projets Méthanisation

INEO MPLR :

- Sophie Decremps, Ingénieur Projets Méthanisation
- Guillaume Le-Gallic, Ingénieur Projets Méthanisation
- Maxime Saleur, Technicien d'Exploitation Méthanisation

CRITT Génie des Procédés et Technologies Environnementales
INSA Toulouse – 135 avenue de Rangueil - 31077 Toulouse Cedex 04.
tel : 05 61 55 92 84
email : spommier@insa-toulouse.fr
www.gpte.critt.net

Résumé

Le programme FLEXIMETHA a été initié dans le but d'aborder la question de l'adaptation de la production de biogaz par les méthaniseurs en réponse à la demande des réseaux de gaz. La réussite passe par une bonne résilience à des périodes de sous-charge organique appliquée aux unités pour répondre aux besoins d'effacement des réseaux. L'étude menée dans le cadre du programme a contribué à apporter des réponses sur ce point précis.

Tout d'abord, le suivi d'une installation expérimentale d'échelle semi-industrielle (pilote Biobricks opéré par INEO MPLR) a permis de mettre en évidence deux points clé : un arrêt d'alimentation prolongé de plus d'un mois, en coupant la chauffe, peut être suivi d'une reprise très rapide de la charge nominale sans perturbation majeure ; un changement brutal de recette d'alimentation avec introduction de produits carnés et plus riches en lipides (passage de fruits et légumes à déchets de cantine) présente un fort risque de déstabilisation et de perte de production.

Par ailleurs, un travail exploratoire des capacités de flexibilité dans la production journalière de biogaz a été mené, en se basant sur une modélisation du système permettant de proposer des simulations dynamiques tenant compte de l'essentiel des phénomènes biologiques et physico-chimiques déterminant les cinétiques réactionnelles de la digestion anaérobie.

Une méthodologie expérimentale pour étudier les cinétiques de désactivation des principaux groupes fonctionnels de population impliqués dans le processus de méthanisation a été proposée et mise en œuvre. Elle a permis d'affiner les valeurs de constantes de décès (ou constante de désactivation) utilisées dans la modélisation du procédé biologique.

Un outil simulation dynamique d'une installation de méthanisation avec injection de biométhane a été développé (digestion/stockage/épuration/injection). Basé sur une modélisation de la digestion anaérobie par le modèle ADM1, il inclut une estimation dynamique du potentiel injectable en fonction des capacités horaires du réseau de raccordement. Il permet de proposer des profils d'alimentation variables et offre une vision des performances tant en termes de productivité que de stabilité.

Un cas type de méthanisation agricole injectant dans une maille du réseau GRDF a été étudié. Différents scénarios d'adaptation de la charge ont été simulés, dans l'objectif d'adapter la production de biométhane à la capacité réelle d'injection. Pour ce faire, le gisement d'ensilage de CIVEs a été choisi comme substrat pivot assurant la flexibilité de production, les autres intrants étant alimentés de manière régulière et constante tout au long de l'année. Un scénario optimal a été proposé. Il repose sur une anticipation des besoins d'effacement et une compensation des périodes de sous-production par une légère surcharge appliquée pendant les périodes sans contraintes d'injection.

La faisabilité d'une flexibilisation de l'alimentation en CIVEs ensilées permettant de limiter les pertes en méthane par obligation de torcher les productions dépassant les capacités d'injection a été démontrée. Les résultats montrent un bilan économique satisfaisant, avec des indicateurs (TRI, DSCR) très proches de ceux obtenus dans le cas d'injection sans contrainte. Par ailleurs, les simulations présentées laissent présager une très bonne stabilité des performances du digesteur, y compris lors des reprises de pleine charge après les périodes d'effacement.

Sommaire

1. Contexte et objectifs	5
1.1. Problématique	5
1.2. Objectif du projet	5
1.3. Enjeux scientifiques	5
1.4. Résultats et bénéfices attendus (biologiques, énergétiques, économiques)	6
1.5. Contenu du rapport.....	6
2. Point bibliographique	7
2.1. Flexibilité de la production énergétique à partir de biogaz	7
2.1.1. Généralités sur les voies de flexibilité	7
2.1.2. Flexibilité via une charge organique variable.....	9
2.2. Evaluation des activités spécifiques des populations microbiennes anaérobies	10
2.3. Modélisation dynamique de la digestion anaérobie : les paramètres clé liés aux besoins de flexibilité et d'effacement	12
3. Etude expérimentale de l'évolution des activités microbiennes lors d'une alimentation « flexible »	14
3.1. Démarche expérimentale.....	14
3.2. Suivi cinétique d'un digesteur pilote.....	14
3.2.1. Présentation du digesteur BIOBRICKS.....	14
3.2.2. Matériel et Méthodes pour le suivi analytique.....	17
3.2.3. Résultats du suivi.....	18
3.3. Détermination expérimentale de la perte d'activité des principales populations fonctionnelles	20
3.3.1. Principe général	20
3.3.2. Matériel et méthodes.....	22
3.4. Résultats expérimentaux	23
3.4.1. Campagne 1	24
3.4.2. Campagne 2	27
3.4.3. Détermination des constantes de désactivation.....	29
3.4.4. Conclusion	32
4. Etude de la faisabilité d'une alimentation flexible des digesteurs pour une adaptation à la demande du réseau de distribution de gaz	34
4.1. Présentation du modèle dynamique utilisé pour la simulation de la production de biogaz et sa valorisation en biométhane	34
4.1.1. Le système considéré et la stratégie de simulation	34
4.1.2. Modèle réactionnel considéré.....	34
4.1.3. Modélisation de la ligne de valorisation	43
4.2. Présentation des scénarios d'adaptation étudiés	44
4.2.1. Capacité du réseau	44
4.2.2. Cas d'étude de contrainte réseau	47
4.2.3. Unité de méthanisation	48
4.2.4. Simulation de scénarios tenant compte des contraintes réseau.....	50
4.2.5. Evaluation technico-économique des scénarios étudiés	65
5. Conclusion et perspectives	68

1. Contexte et objectifs

1.1. Problématique

Les digesteurs d'unités de méthanisation font face à des intermittences de qualité et de quantité d'alimentation en substrats. On observe pour des unités à la ferme des variations de type d'intrants au cours de l'année, pour des unités de micro-méthanisation urbaine des variations de type et de quantité d'intrants (alimentation). Ces difficultés d'accès à un gisement continu en qualité et quantité de substrat perturbent la biologie du digesteur et donc le fonctionnement des unités. Il est important de mieux comprendre la sensibilité des catalyseurs biologiques à ces fluctuations pour répondre aux enjeux suivants :

- Consolider la valorisation du biogaz produit par des unités de (Micro)-Méthanisation urbaine et agricole soumises à des fluctuations fortes de charge ;
- Evaluer la capacité des unités de production à s'adapter de manière dynamique à la demande en biogaz ;
- Etablir des règles de dimensionnement d'installation pour intégrer cette fonction de production « à la demande » ;
- Etablir des stratégies et des consignes de pilotage pour les unités de méthanisation en mode intermittent de production.

1.2. Objectif du projet

Le projet avait pour ambition d'étudier la question spécifique de la réponse dynamique des consortia microbiens dans des digesteurs soumis à des variations de charge : changement de qualité de substrat, à-coups d'alimentation, reprises après périodes d'arrêt.

L'approche s'est appuyée sur un état des connaissances actuelles et sur le développement d'outils complémentaires : méthodologies expérimentales et simulateurs numériques. Une validation à partir de retours d'expérience d'une unité pilote de micro-méthanisation est incluse dans le projet. Les conclusions scientifiques doivent pouvoir servir à l'établissement de scénarios de conduite et/ou de choix de dimensionnement pour adapter les systèmes biologiques aux contraintes d'approvisionnement en substrats ou aux profils de demande en biogaz.

Les résultats seront utiles à l'ensemble des unités de méthanisation qui ont à subir des fluctuations de charges ou à les planifier pour répondre aux demandes des réseaux gaz et électriques.

1.3. Enjeux scientifiques

La production de biogaz par digestion anaérobie est un procédé biologique de transformation de matière organique. La question scientifique au cœur du projet FLEXIMETHA est celle de la dynamique d'activité microbienne dans les consortia anaérobies en réponse à des modifications de charge organique. La production de biogaz est couplée à la croissance des microorganismes, ainsi les cinétiques de croissance microbiennes et de mortalité sont les éléments déterminant les performances du procédé.

Si les modèles cinétiques réactionnels ont été largement développés, avec une approche synthétique largement partagée via le modèle ADM1 de 2002, ils sont le plus souvent utilisés pour analyser les problèmes d'inhibition ou de surcharge organiques. Une meilleure description de la question des inactivations et des réactivations des fonctions biologiques est cependant nécessaire si l'on souhaite aborder plus spécifiquement la question des intermittences d'alimentation.

1.4. Résultats et bénéfices attendus (biologiques, énergétiques, économiques)

Les résultats du projet sont susceptibles d'apporter des améliorations des systèmes de méthanisation à différents niveaux :

- pour prédire la réponse d'une modification de la charge organique des digesteurs
- pour anticiper la perte d'activité biologique suite à des arrêts d'alimentation et mieux programmer les montées en charge
- pour valider la possibilité de piloter la production de biogaz selon la demande des réseaux de valorisation, en faisant fluctuer volontairement les charges organiques

La meilleure connaissance de la résilience des consortiums microbiens et la prise en compte de leur faculté d'adaptation dans les règles de pilotage peut permettre d'une part d'élargir les possibilités d'implantation de projets à des zones où la disponibilité des gisements fluctue de manière importante en cours d'année. Un tel maillage plus fin des unités de méthanisation est à même de diminuer de façon significative l'ensemble des nuisances liées au transport des matières premières.

Enfin, la valorisation du biogaz étant la principale source de revenu des installations de méthanisation, la possibilité de moduler la production en fonction de marchés « spot » du biométhane ou de l'électricité, incluant des périodes d'effacement et des périodes de surproduction, représente un enjeu économique majeur.

Le schéma suivant résume les enjeux de flexibilisation des digesteurs anaérobies.

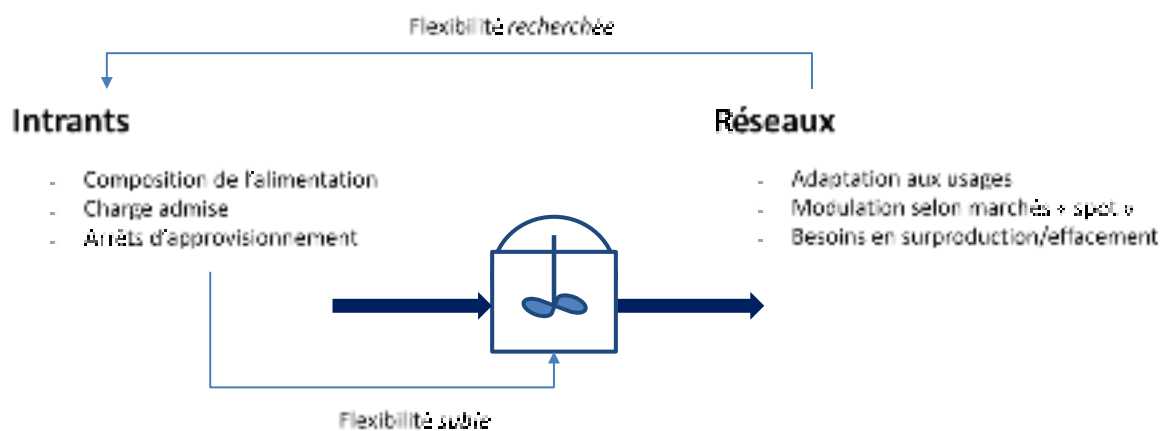


Figure 1 : Enjeux de flexibilisation des unités de méthanisation

1.5. Contenu du rapport

Le présent rapport est articulé en trois grandes parties ;

- Dans un premier temps, une brève synthèse bibliographique rappelle des acquis sur les questions de la flexibilité de la production de biogaz et sur l'évaluation des activités microbiennes en cours de digestion anaérobie. Elle se termine par quelques simulations numériques permettant d'introduire les enjeux des travaux expérimentaux entrepris dans ce programme.
- Dans un second temps, l'étude expérimentale menée dans le cadre du programme FLEXIMETHA est présentée. Elle contient d'une part les résultats du suivi des performances d'un digesteur pilote auquel on fait subir des variations de charge. D'autre part une méthodologie de détermination des paramètres de désactivation des populations

microbiennes lors de périodes de famines est présentée et appliquée au digestat issu de l'installation pilote.

- Enfin, une modélisation complète d'une unité de méthanisation agricole avec injection dans une réseau de gaz soumis à contraintes périodiques est présentée. Des scénarios de flexibilisation sont proposés et analysés d'un point de vue technique et économique.

2. Point bibliographique

2.1. Flexibilité de la production énergétique à partir de biogaz

2.1.1. Généralités sur les voies de flexibilité

La question de la flexibilité a été essentiellement étudiée dans un contexte de valorisation biogaz par cogénération, en lien avec la question d'une adéquation de la production à la demande du réseau électrique. Les différentes stratégies recensées ont été synthétisées dans un rapport de l'International Energy Agency (Liebetrau et al. 2020). Trois axes ressortent pour la mise en pratique d'une production flexible d'énergie :

- La définition de programmes d'alimentation en substrats permettant des niveaux de production de biogaz variables
- Le surdimensionnement de la capacité de stockage de gaz permettant des accumulations transitoires pendant des périodes de faible demande de production d'électricité ainsi que des productions temporaires plus élevées
- La modularité du système de cogénération avec l'installation de plusieurs unités et/ou une plage de charge assez large

Ces trois axes permettent d'envisager un système de contrôle de la production selon la demande réseau selon la stratégie synthétisée sur la Figure 2.

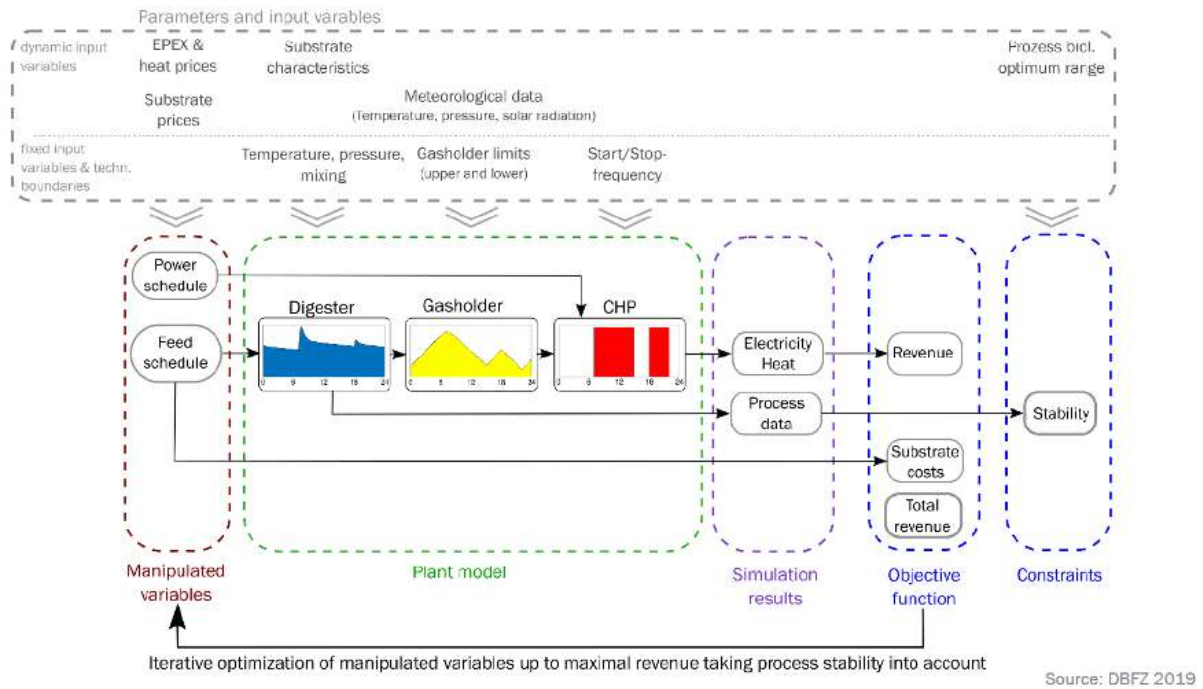


Figure 2 : Schéma de principe du contrôle du procédé de production électrique tenant compte des contraintes technico-économiques

Dans la pratique, les mises en œuvre principales réalisées en Allemagne se sont concentrées sur les étapes aval du procédé : stockage et cogénération.

Concernant les actions possibles sur le procédé de digestion anaérobie en amont, deux voies sont envisageables :

- Le choix de la technologie :

Un exemple issu des travaux de la Göttingen University of Applied Sciences and Arts (Ganagin et al. 2014) propose configuration bi-étagée avec séparation de phase après hydrolyse, permettant de faire une ségrégation de la digestion entre la matière solide lentement biodégradable orientée dans un réacteur continu infiniment mélangé, et la fraction liquide rapidement biodégradable orientée dans un réacteur à lit fixe offrant la possibilité de travailler avec des charges discontinues. Le biogaz issu de ce deuxième réacteur est la source de flexibilité permettant de forcer la production lors des pics de demande réseau. Cette configuration n'a pas à notre connaissance de mise en œuvre industrielle, sans doute en raison d'un niveau de CAPEX trop pénalisant pour tous les méthaniseurs multi-étagés (Janesch et al. 2021).

Une autre approche, moins coûteuse consiste à proposer une modification de l'intensité d'agitation afin d'accélérer l'apparition des pics de production juste après l'introduction de la charge. Cela a été étudié par Ohnmacht et al. (2021).

- La stratégie d'alimentation

Une stratégie d'alimentation des digesteurs modulée tant en quantité (charge organique totale) qu'en qualité (type de substrats introduits) constitue l'une des voies de flexibilisation les plus intéressantes. Le paragraphe suivant présente les travaux les marquants à ce sujet.

2.1.2. *Flexibilité via une charge organique variable*

Thèse de Wendy Laperrière (2017)

Les travaux effectués se sont basés sur l'exploitation de réacteurs alimentés avec des substrats solides durant presque deux ans. En comparant les productions d'alimentation de base et après des surcharges ponctuelles, il a été démontré que la production de méthane atteignait un maximum journalier, n'évoluant que très peu (20% maximum en 586 jours sur le réacteur alimenté avec des substrats rapides, 14% en 550 jours pour le réacteur alimenté avec un mélange intermédiaire, 3% en 550 jours pour le réacteur « lent »). Ce maximum est indépendant de la charge de base appliquée dans le cas de surcharges avec des substrats présents dans l'alimentation de base.

Ce maximum de production de méthane en 24 heures (durée choisie pour la cohérence avec les délais de connaissance des prix d'un jour sur l'autre sur les marchés spot électriques) varie avec la nature des substrats utilisés en surcharge ; il était autour de $1000 \text{ mLCH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ avec un mélange de deux substrats rapidement dégradables (gazon et carotte), de $700 \text{ mLCH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ avec un mélange intermédiaire (gazon et fumier) et de $450 \text{ mLCH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ avec un mélange lentement dégradable (fumier et lisier). Ce maximum de production varie en fonction du BMP et de la cinétique de dégradation du substrat utilisé ; pour les réacteurs lent et intermédiaire, des productions maximales de $1000 \text{ mLCH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ (comme pour le réacteur rapide) et $1200 \text{ mLCH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ respectivement ont été observées avec le substrat carotte utilisé en surcharge, une fois le réacteur acclimaté. L'étape d'hydrolyse du substrat de surcharge détermine donc le maximum de production en 24 heures d'un réacteur en surcharge.

En utilisant un substrat tel que le glycérol qui ne nécessite pas d'hydrolyse, en surcharge, la production maximale a pu être augmentée sur le réacteur rapide de $1000 \text{ mLCH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ à $1200 \text{ mLCH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$.

En revanche, l'influence de l'intensité de la surcharge sur la flexibilité est minime et influence surtout la durée de l'effet de la surcharge sur la production du réacteur. Il suffisait en général d'appliquer des surcharges doublant la charge du réacteur pour atteindre la limite de production journalière à CVA faible. De plus, une surcharge trop forte ($+5,5 \text{ gMV} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ par exemple) peut avoir des effets contreproductifs comme l'acidification du réacteur et la baisse drastique du pourcentage de méthane dans le biogaz en-dessous de 40% sur une journée, le rendant impropre à la valorisation en cogénération.

Ce maximum, et la production de base du réacteur, conditionnent donc la flexibilité journalière immédiate des réacteurs en conditions de surcharge, ainsi que la durée d'influence des surcharges sur la production de méthane. La flexibilité du réacteur est en effet comprise dans la marge entre la production de base du réacteur et ce maximum défini par la nature du substrat de surcharge. Elle est donc limitée dans le cas où les productions maximales et la production de base du réacteur sont proches (par exemple dans le cas d'une CVA de $2,5 \text{ gMV} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$ sur le réacteur rapide). En utilisant un substrat rapidement dégradable sur un réacteur alimenté principalement avec un mélange de fumier et de lisier, il a été possible d'atteindre des flexibilités journalières allant jusqu'à +151% et d'atteindre des productions de méthane aussi hautes que $1200 \text{ mLCH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{j}^{-1}$. Ceci a été rendu possible par des changements microbiologiques conduits par le pH et la teneur en azote ammoniacal dans le digestat. Ce réacteur alimenté de base en fumier et lisier seulement, a donc pu s'acclimater et présenter des vitesses de production sur ce substrat comparables à celles relevées sur le réacteur acclimaté, après quelques surcharges (trois dans notre cas). **Ces résultats permettent d'affirmer que même des réacteurs type agricole, alimentés avec du fumier, peuvent présenter des maximums de production élevés avec un substrat rapidement dégradable en surcharge.**

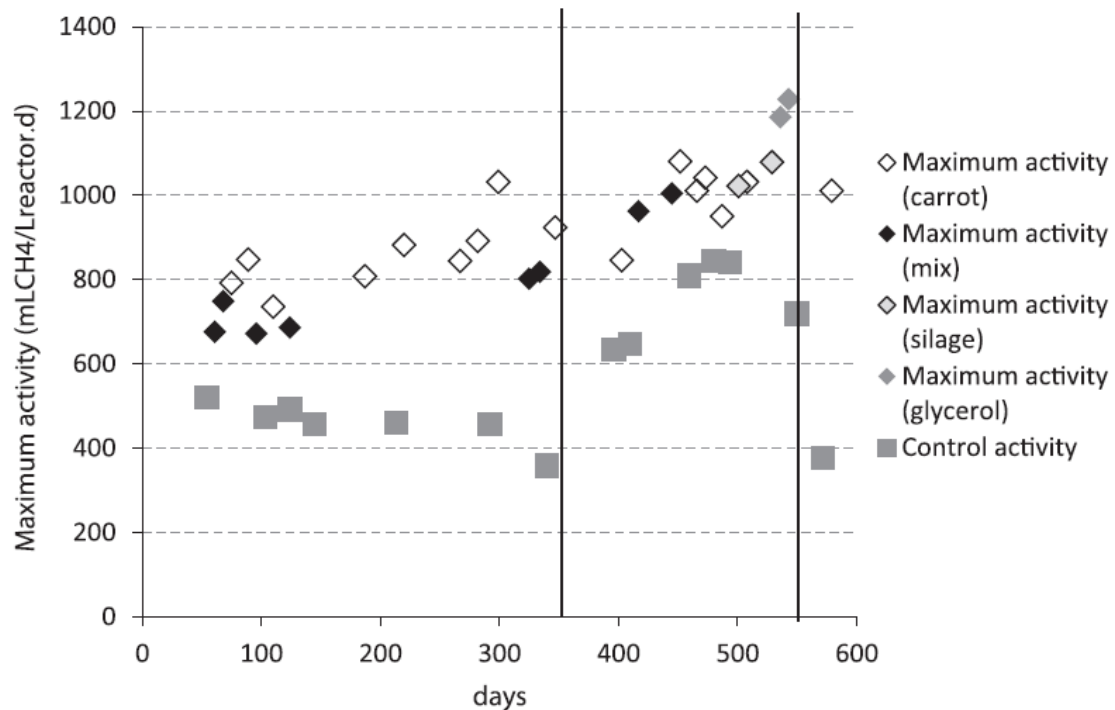


Figure 3 : Exemple de productions maximales de CH₄ observées après surcharge organique de différents substrats (W. Laperrière et al. 2017).

Etudes allemandes pour une flexibilisation des productions relatives à la demande des réseaux électriques

Un travail très complet, à plusieurs échelles, a été mené par la Faculty of Agricultural and Environmental Sciences de Rostock (Mauky et al. 2017). Les auteurs ont montré la pertinence de travailler avec une alimentation discontinue pour obtenir des profils de production différenciés au sein d'une journée. Ils ont mis en évidence un degré élevé de flexibilité intrajournalière (jusqu'à 50 % par rapport à la moyenne) et la possibilité de réduire la production pour des périodes d'arrêt de demande en production électrique allant jusqu'à 3 jours (diminuant la production de gaz de plus de 60 %). Ils concluent qu'une telle alimentation flexible permet de réduire le volume de stockage de gaz nécessaire sur les installations de manière significative.

2.2. Evaluation des activités spécifiques des populations microbiennes anaérobies

Evolution des populations microbiennes

Le maintien d'une stabilité dans la composition microbienne pour des conduites de digesteurs à charge faible ou moyenne ont été rapporté (Blasco et al. 2022).

Leur étude a examiné les effets des changements de co-alimentation sur la performance et l'évolution des consortiums microbiens pendant 428 jours de digestion anaérobie de lisier bovin. Les co-produits étaient composés de matières riches en hydrocarbures, en protéines et en lipides. Un séquençage à haut débit du gène de l'ARN ribosomal 16S a été utilisé pour analyser le profil taxonomique des communautés microbiennes. En raison du faible taux de chargement, les changements ont été peu significatifs au niveau des bactéries, mais un déplacement des genres archéens en réponse aux compositions différentes et changeantes des matières premières

a été observé. Leur conclusion est que malgré des changements drastiques dans la composition des co-charges, une digestion anaérobie stable et flexible avec un microbiome central relativement constant peut être obtenue avec un fonctionnement prudent du processus.

Des observations similaires ont été rapportées dans la caractérisation microbiologique d'un digesteur traitant des biodéchets alimentaires (Sposob et al. 2020). 43% des espèces présentes sont conservées tout au long de l'année malgré de fortes modifications de la nature de la charge au fil des saisons.

Des bénéfices insoupçonnés d'une alimentation discontinue avec des périodes de famine

Le maintien d'une bonne diversité microbienne est possible en stimulant régulièrement certaines populations lors de phases de carences ou de conditions légèrement inhibitrices. C'est ce que montrent Bonk et al. (2018). Dans leur travail, une alimentation discontinue a entraîné une plus grande résilience fonctionnelle que l'alimentation continue, sans perte d'efficacité du processus. Ceci a été attribué à une composition différente de la communauté microbienne. *Methanosaeta* a dominé les réacteurs alimentés en continu, tandis que son concurrent *Methanosarcina* a été lessivé. Avec l'alimentation discontinue, cependant, les concentrations fluctuantes d'acide acétique ont fourni des niches de croissance et de coexistence pour les deux organismes. Leur modèle a confirmé la plus grande résilience fonctionnelle due à la plus grande abondance de *Methanosarcina*, basée sur son taux d'absorption de substrat plus élevé et sa plus grande résistance aux faibles valeurs de pH. Enfin, en appliquant le modèle à l'ensilage de maïs, un substrat plus complexe et plus pertinent en pratique, les auteurs ont montré que leur modèle est probablement transférable à l'ensemble du processus de digestion anaérobie.

De la même manière, les travaux récents de Akizuki et al. (2021) montrent qu'en appliquant une période de famine à des digesteurs, on observe une prolifération microbienne dans les premiers jours, liée à au développement de micro-organismes capables de dégrader des substrats moins simples, qui ont du mal à s'exprimer en fonctionnement normal en raison de l'avantage cinétique des populations travaillant sur des substrats plus simples.

Quantification des activités

Le principe d'un test d'activité spécifique est de déterminer la vitesse à laquelle un inoculum est capable de dégrader un substrat donné. Pour la digestion anaérobie, différents tests d'activités spécifiques peuvent être menés afin de quantifier les vitesses de dégradation de métabolites intermédiaires à différentes étapes du processus de méthanisation. Les principales activités recherchées, et les méthodes expérimentales associées sont décrites dans un rapport d'un groupe de travail international (Angelidaki et al. 2007).

Les tests les plus fréquemment réalisés sont des tests d'activité spécifique méthanogène (Specific Methanogenic Activity, SMA). Ils visent à quantifier la capacité d'un milieu biologique à effectuer les dernières étapes de la méthanisation, à savoir la production de CH₄ par dégradation d'acétate ou d'hydrogène. Pour ces tests, le substrat couramment utilisé est l'acide acétique, permettant de déterminer l'activité méthanogène acétoclaste. L'évaluation de ce SMA est utile à la détermination de la charge maximale à appliquer pour éviter une acidification du milieu par surcharge organique, mais aussi pour s'assurer régulièrement de l'état d'un digesteur (Hussain et Dubey 2017).

Les tests d'activité hydrogénophile sont pour leur part plus difficiles à mettre en œuvre et surtout plus difficiles à interpréter, en raison de la difficulté de dissolution du H₂ dans les liquides et du risque de limitation par le transfert modifiant les cinétiques observées (Ripoll, López, et Borzacconi 2020).

2.3. Modélisation dynamique de la digestion anaérobie : les paramètres clé liés aux besoins de flexibilité et d'effacement

Cela fait une vingtaine d'années que la communauté scientifique utilise des modèles dynamiques pour simuler les phénomènes biologiques et physico-chimiques que se produisent lors de la digestion anaérobie. Les travaux initiaux ont été unifiés dans un formalisme appelé ADM1 (Anaerobic Digestion Model n°1) et publié sous l'égide de l'International Water Association (Batstone et al. 2002). Depuis, diverses améliorations ont été apportées à ce modèle déterministe, le plus souvent afin de s'adapter à un sujet d'étude précis. On peut citer comme récente implémentation les travaux sur la prise en compte des éléments trace (Maharaj 2019). Les principales étapes réactionnelles prises en compte dans le modèle ADM1 sont présentées sur la Figure 4. Elles impliquent des populations microbiennes avec des fonctionnalités bien définies. Pour l'essentiel ces activités couplent des phénomènes de croissance microbienne à des productions de métabolites sur des substrats spécifiques. Le détail de la structure du modèle et des hypothèses sont détaillées dans la partie modélisation de ce document (4.1 *Présentation du modèle dynamique utilisé pour la simulation de la production de biogaz et sa valorisation en biométhane*).

Deux points de calibration sont clé lorsqu'on souhaite utiliser les modèles pour des alimentations dynamiques (charge variable avec le temps) : les paramètres cinétiques et stoechiométriques propres aux substrats, et les paramètres présentant les activités biologiques des populations (Catenacci et al. 2021). Pour ces derniers l'essentiel des efforts est concentré sur la question du taux de croissance propre à chaque groupe fonctionnel. Mais dans le cas où les périodes de famines (ou du moins de baisse de charge) sont simulées, un paramètre essentiel doit être considéré : la constante cinétique de désactivation des populations actives. En effet, en l'absence de substrat, la croissance s'arrête et la désactivation prend le dessus, conduisant à une diminution de la population active et une baisse d'activité. A notre connaissance, aucune référence scientifique ne s'intéresse de manière claire à la calibration de ce phénomène de désactivation (aussi appelé « décès » par abus de langage). Tous les paramétrages publiés dans les articles utilisant le modèle ADM1 proposent une valeur par défaut de $0,02 \text{ j}^{-1}$, appliquée à toutes les populations. Or une rapide étude de sensibilité montre que l'incertitude sur ce paramètre peut mener à des conclusions radicalement différentes quant aux conséquences d'un arrêt d'alimentation. C'est ce qui est illustré sur la Figure 5. On y présente les résultats de simulation en termes de flux de gaz produit et d'accumulation d'AGVs pour un scénario d'arrêt d'alimentation, pour deux valeurs de la constante de désactivation. Cette observation a motivé une partie du travail de ce projet, dédié à la détermination expérimentale de ces constantes, de manière différenciée selon les populations fonctionnelles.

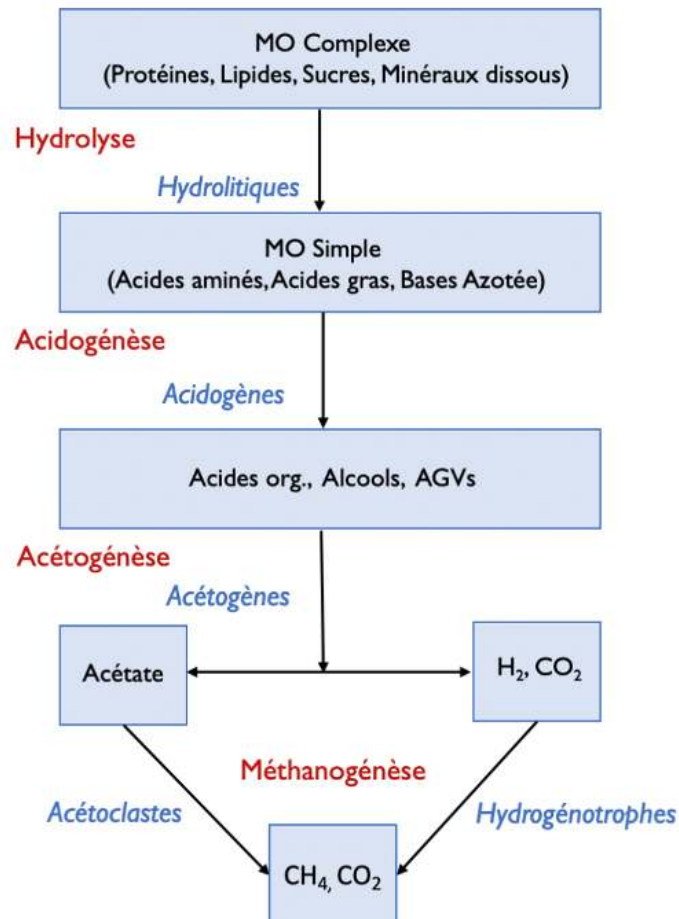


Figure 4 : Principales étapes de la digestion anaérobies (en rouge). En bleu : familles fonctionnelles impliquées dans la transformation.

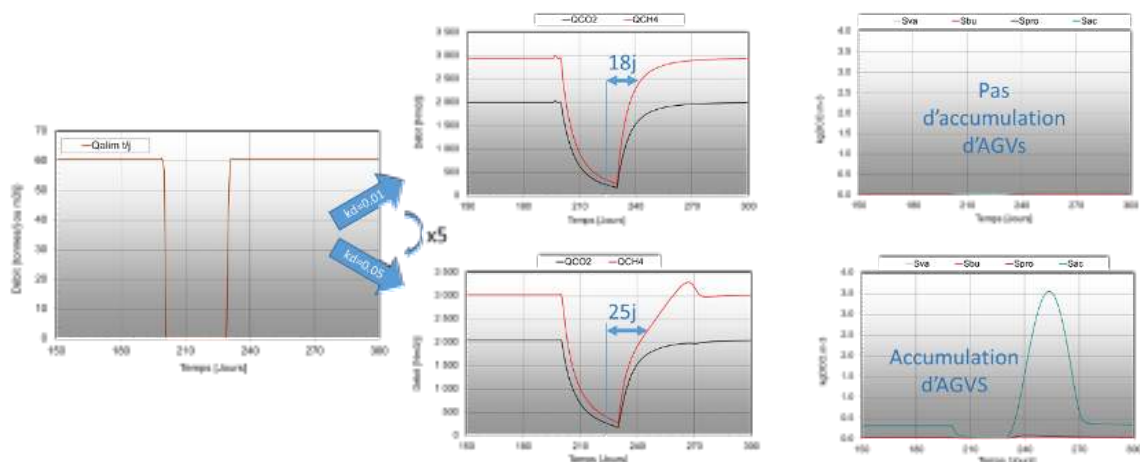


Figure 5 : Illustration de l'impact de la constante de désactivation k_d sur la simulation d'un arrêt d'alimentation. En haut, $k_d = 0,01 \text{ j}^{-1}$: le système est tout à fait résilient. En bas : $k_d = 0,05 \text{ j}^{-1}$: le système est fortement perturbé et risque de partir en inhibition acide.

3. Etude expérimentale de l'évolution des activités microbiennes lors d'une alimentation « flexible »

3.1. Démarche expérimentale

L'étude expérimentale menée dans le cadre du projet FLEXIMETHA a pour objet de mieux comprendre les effets de variation de charge sur les activités biologiques impliquées dans le processus de méthanisation par digestion anaérobie. La question de l'inactivation des populations microbiennes suite à des diminutions ou arrêts complets de charge d'alimentation est celle la moins étudiée dans la littérature. Le travail s'est largement focalisé sur ce phénomène, afin de le prendre correctement en compte dans les modèles numériques de simulation.

Il s'agit dans un premier temps de faire des observations d'effets sur un cas réel de digesteur auquel on applique des variations de charge.

Dans un deuxième temps, une compréhension plus fine est recherchée par des tests en laboratoire ayant pour but de déterminer les constantes d'inactivation applicables à un digesteur mésophile infiniment mélangé.

3.2. Suivi cinétique d'un digesteur pilote

3.2.1. Présentation du digesteur BIOBRICKS

Le pilote BIOBRICKS est un outil d'étude de la méthanisation de proximité développé par l'agence Energies Nouvelles d'INEO MPLR avec le soutien de l'ADEME Occitanie dans le cadre de l'AAP READYNOV 2017.

Le pilote (cf. Figure 6) est dimensionné pour une capacité de traitement de biodéchets de 40 tonnes par an permettant de produire de 7000 m³/an de biogaz (60% CH₄), soit environ 42 MWh d'énergie brute.

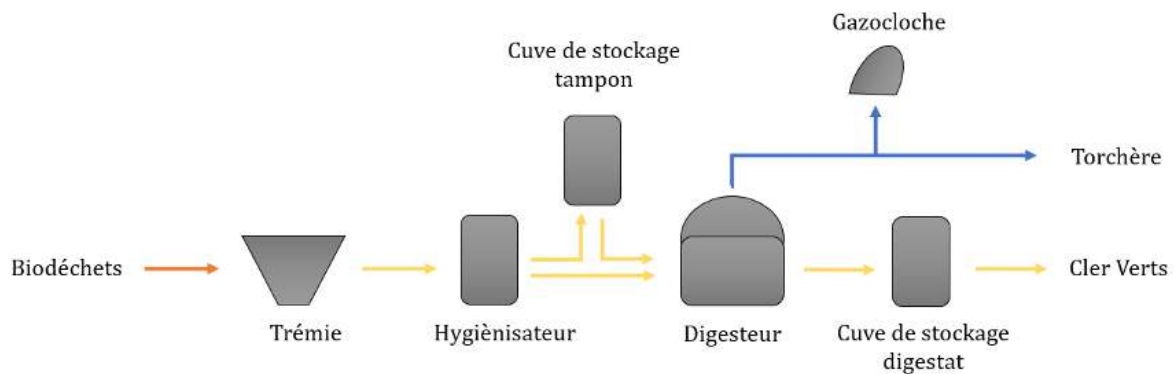


Figure 6 : Schéma simplifié du pilote BIOBRICKS

PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT

- Origine et préparation des déchets

Les biodéchets (avec ou sans SPAn3) conditionnés sous forme de pallox subissent des étapes préliminaires de préparation avant incorporation dans le digesteur. Les déchets sont dans un premier temps broyés grossièrement à l'aide d'un broyeur à cisailles, puis chargés dans une trémie (cf. Figure 7). Equipée d'un broyeur centrifuge, la trémie a pour rôle d'affiner le broyage

et d'ajuster la siccité des déchets incorporés. La matière est diluée afin d'obtenir un mélange suffisamment visqueux pour être pompable et agité au niveau du hygiénisateur.



Figure 7 : Trémie

- Hygiénisation des déchets

Seul les biodéchets contenant des sous-produits animaux de catégorie 3 subissent un traitement thermique qui consiste à les maintenir à 70°C pendant 1h. L'hygiénisateur (cf. Figure 8) a également pour rôle de lisser l'incorporation de matière dans le digesteur et d'améliorer l'accessibilité de la matière organique aux bactéries. Un circuit d'eau chaude permet la régulation de température au sein de l'hygiénisateur.

La mixture/soupe obtenue lors de la préparation des déchets est acheminée à l'aide d'une pompe à rotor hélicoïdal vers une cuve de hygiénisation de 0,5 m³. Cette cuve isolée est équipée d'un agitateur qui est mis en route lorsque la hauteur de liquide est suffisante pour ne pas l'endommager. Une fois le cycle de hygiénisation terminé, la chauffe est arrêtée et les déchets sont envoyés vers le digesteur. Pour éviter une montée brusque en température au sein du digesteur, le mélange est préalablement refroidi à température ambiante.

Si la totalité des déchets ne peut être contenue dans la cuve de hygiénisation, il est possible de transférer de la matière dans une cuve de stockage tampon (cf. Figure 8) afin de différer l'incorporation au sein du digesteur. Cette cuve de stockage d'un volume utile de 0,5 m³ est équipée d'un système d'agitation par recirculation.

Le temps de stockage de la matière avant méthanisation ne doit pas excéder 24h.



Figure 8 : Hygiénisateur (à gauche) / Cuve de stockage tampon (à droite)

- Méthanisation des déchets

Les déchets qui sont incorporés au sein du digesteur peuvent provenir de plusieurs origines :

- de la cuve de hygiénisation
- de la cuve tampon

- de la cuve de stockage digestat (cf. Figure 9)

Dans le cas où les déchets ne peuvent être transférés vers le digesteur ou stockés au niveau de la cuve de hygiénisation et de stockage tampon, ils sont envoyés via un système de by-pass vers une cuve de stockage digestat d'un volume de 8 m³.

Le digesteur (cf. Figure 9), d'un volume de 10 m³, est équipé d'un agitateur mécanique et régulé via une boucle de circulation d'eau chaude à une température avoisinant les 35°C (régime mésophile). Une fois les déchets incorporés et les conditions de méthanisation rassemblées (température, pH...), le processus de digestion anaérobie des matières organiques débute.

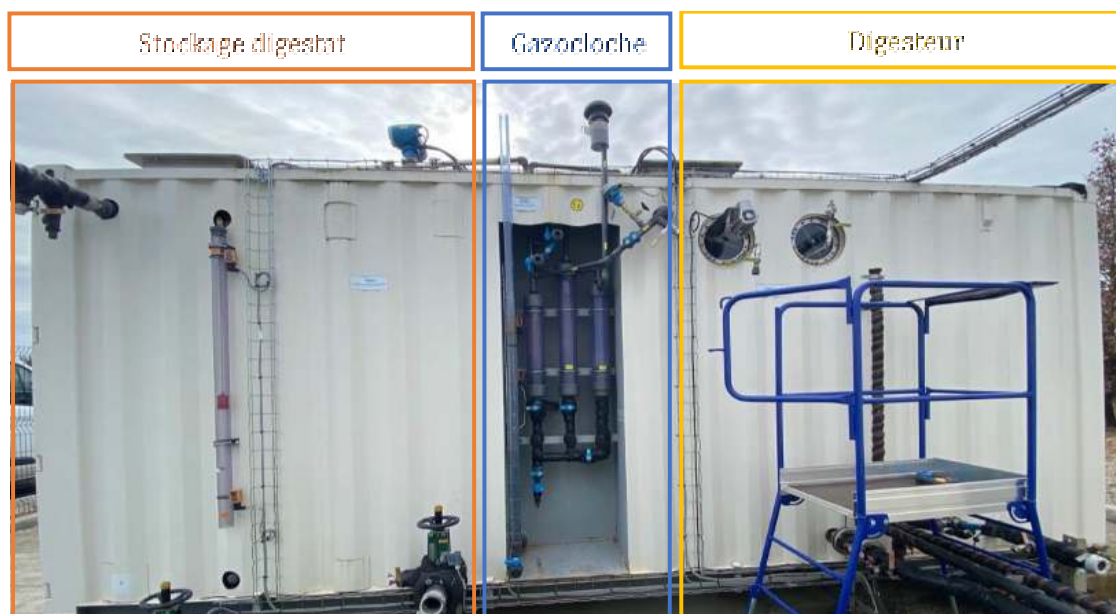


Figure 9 : Pilote de méthanisation

- Devenir du biogaz

Une gazocloche d'un volume de 0,5 m³ (cf. Figure 9) permet de stocker temporairement le biogaz. Le compartiment gaz est également équipé d'un système de garde hydraulique maintenant une pression du réseau gaz inférieure à 40 mbar et d'une soupape de sécurité permettant de garantir l'intégrité du système. En sortie gaz, un pot à condensat (cf. Figure 10) permet de récupérer les condensats d'eau contenue dans le biogaz refroidi naturellement.

Le biogaz en excès transite le long d'une torchère (cf. Figure 11) qui a pour rôle de brûler la production de biogaz afin d'éviter qu'il s'éparpille dans l'atmosphère. La pression des gaz déclenche un générateur d'étincelles qui va initier la combustion des gaz. Le système s'arrête automatiquement une fois que la pression diminue.



Figure 10 : Pot à condensats



Figure 11 : Torchère

- Devenir du digestat

Le digestat est purgé du digesteur par pompage vers la cuve digestat après un temps de séjour moyen suffisant (dimensionné à 40 jours environ). Les digestats sont évacués dès que nécessaire et pris en charge par CLER VERTS.

3.2.2. Matériel et Méthodes pour le suivi analytique

Mesures des matières sèches (MS) et matières volatiles (MV)

La teneur en MES a été mesurée après séchage à 105°C pendant 24 heures du résidu solide obtenu après centrifugation et la teneur en MVS après calcination de l'échantillon séché à 550°C, selon les Méthodes Standard 2540 B et 2540 E respectivement (APHA, AWWA, and WEF 1999).

Dosage des acides gras volatils (AGV)

Les acides acétique, propionique et butyrique résiduels dans le surnageant de culture sont dosés par chromatographie en phase gazeuse (CPG). L'appareil est un GC Varian 3900 équipé d'un injecteur 1177 split/splitless, d'une colonne CP-Wax 58 (FFAP) CB ($\varnothing$ 0,53mm x 15 m) et d'un détecteur par ionisation de flamme (FID). Le gaz vecteur est l'azote à un débit de 25 mL/min.

Conditions opératoires :

- température de la chambre d'injection : 250°C
- gradient de température du four : 90°C pendant 2 min, augmentation de 20°C par minute jusqu'à 130°C (maintien pendant 12 min), puis augmentation de 50°C par minute jusqu'à 210°C (maintien pendant 2 min).
- température du détecteur : 240°C

Une solution d'acide éthyl-2-butyrique (1 g/L dans de l'acide orthophosphorique à 5%) est utilisée comme étalon interne. La gamme étalon est comprise entre 0 et 1 g/L pour chaque AGV.

La préparation des échantillons avant injection est la suivante :

- Centrifugation des tubes Falcon à 7197 rpm pendant 10 minutes à une température de 4°C.
- Le surnageant est filtré à 0,45µm puis transféré avec une pipette 500µL dans un tube Eppendorf de 1,5 mL. Dans ce même tube se trouve 500µL d'eau distillé pour réaliser

une dilution au 1/2 (pour être dans la gamme d'analyse de la chaîne de chromatographie) ainsi que 500µL d'étalon interne (EI).

- Lorsque tous les Eppendorf sont préparés, ils sont à 13000 rpm pendant 10 minutes et toujours à 4°C. Cette étape de centrifugation est nécessaire puisque lors de l'ajout du filtrat dans l'EI une réaction de précipitation peut avoir lieu et risque d'endommager la colonne de chromatographie. 1 mL du filtrat est introduit dans un tube vial en vue de son positionnement sur l'échantillonneur du chromatographe.

Les différentes étapes de préparation sont présentées sur la Figure 12 : prélèvement brut (1), après la première centrifugation (2), filtre à usage unique de 0.45µm (3), Eppendorf contenant 500µL d'EI, 500µL d'ED et 500µL d'échantillon (4), Eppendorf après la deuxième centrifugation à 13000 rpm où l'apparition d'un culot est visible (5), et enfin le tube vial prêt à être analysé en CPG AGVs (6).

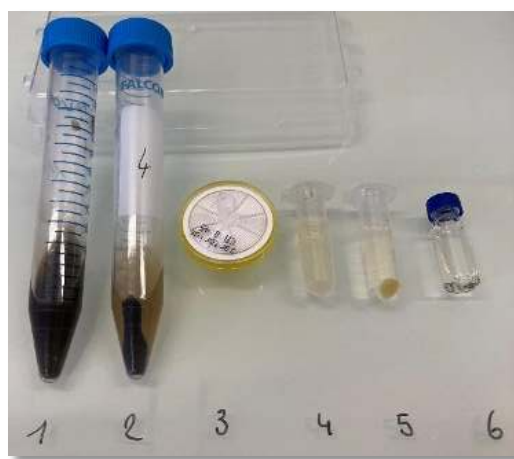


Figure 12 : Visualisation des étapes de préparation des échantillons pour quantification des AGVs par CPG (Photo V. V.)

3.2.3. *Résultats du suivi*

Le suivi cinétique du réacteur Biobricks a été réalisé sur une période d'environ 1 an.

La Figure 13 présente le programme de charge organique qui a été appliquée (exprimée en kg de matière volatile par jour), ainsi que l'évolution de la production de méthane observée.

La conduite du méthaniseur a été menée en 5 phases :

- Phase 1 : montée en charge du digesteur alimenté par un mélange de fruits et légumes jusqu'à 0,25 kgMV/m³/j et stabilisation de la production, pour une durée de 120 jours
- Phase 2 : arrêt complet de l'alimentation avec une période de famine de 54 jours, avec arrêt de la chauffe (température stabilisée autour de 22°C)
- Phase 3 : reprise de l'alimentation à la charge organique d'avant famine
- Phase 4 : changement de la nature d'alimentation du digesteur avec un mélange de biodéchets de cantine au lieu d'un mélange de fruits et légumes (apport enrichi en matières grasses et en matières azotées)
- Phase 5 : arrêt complet de l'alimentation (subie – suite moussage et perte de production)

Sur la Figure 14 sont présentées les évolutions du pH et de la concentration en principaux acides gras volatils lors de la période de suivi.

Le premier enseignement que l'on peut tirer est que suite à la période de famine provoquée lors de la phase d'alimentation en fruits et légumes, le retour au niveau de production de biogaz d'avant famine s'est fait très rapidement. Lors de la reprise de l'alimentation, un pic d'acides gras volatils est apparu (acétate puis propionate) à des concentrations n'excédant pas les 5 g/L, mais cette accumulation transitoire a très vite été résorbée et n'a pas eu de conséquence sur la stabilité du digesteur.

Le deuxième enseignement est que le changement de la nature du substrat, avec un passage rapide à une ration plus riche en azote et en matière grasses a conduit à une inhibition du système biologique qui a conduit à trois phénomènes : accumulation d'acides gras volatils jusqu'à 10 g/L ; chute de la production de biogaz ; moussage en surface de digesteur (rendant inopérants les organes de quantification de gaz).

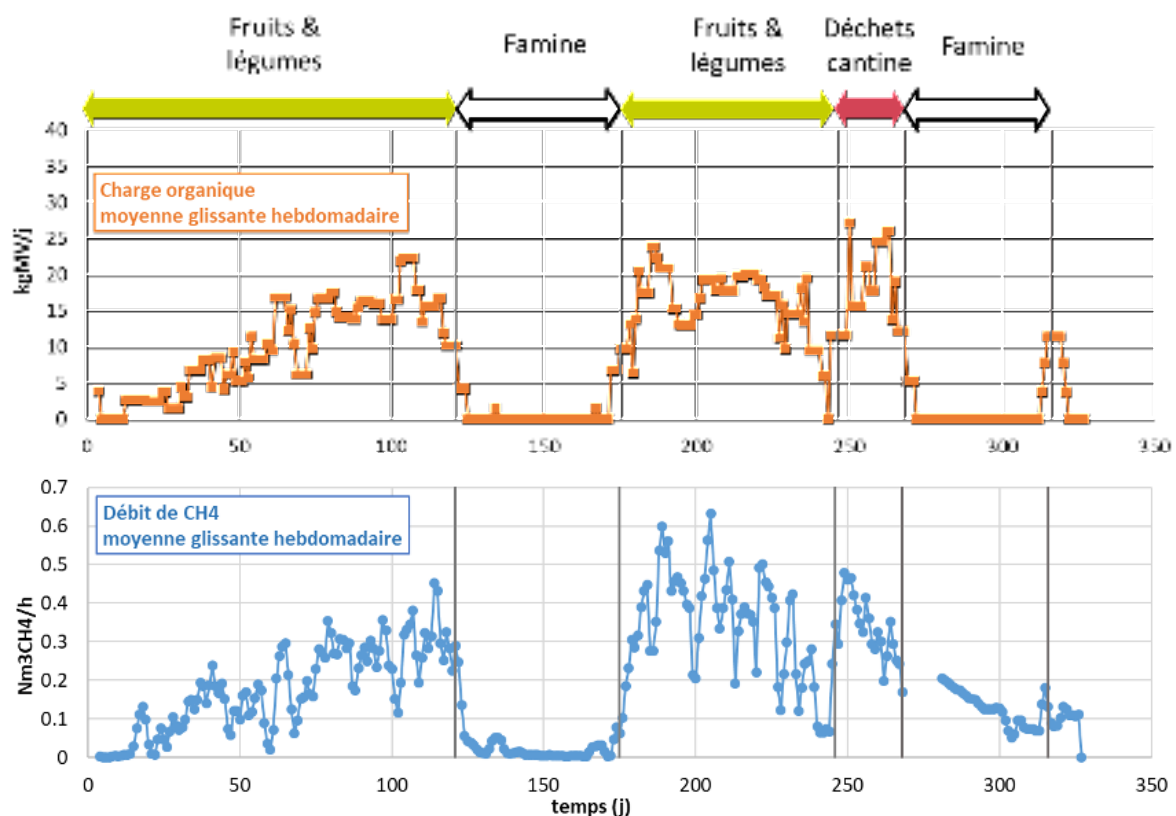


Figure 13 : Evolution de la charge organique et de la production de méthane pendant la période de suivi du pilote Biobricks

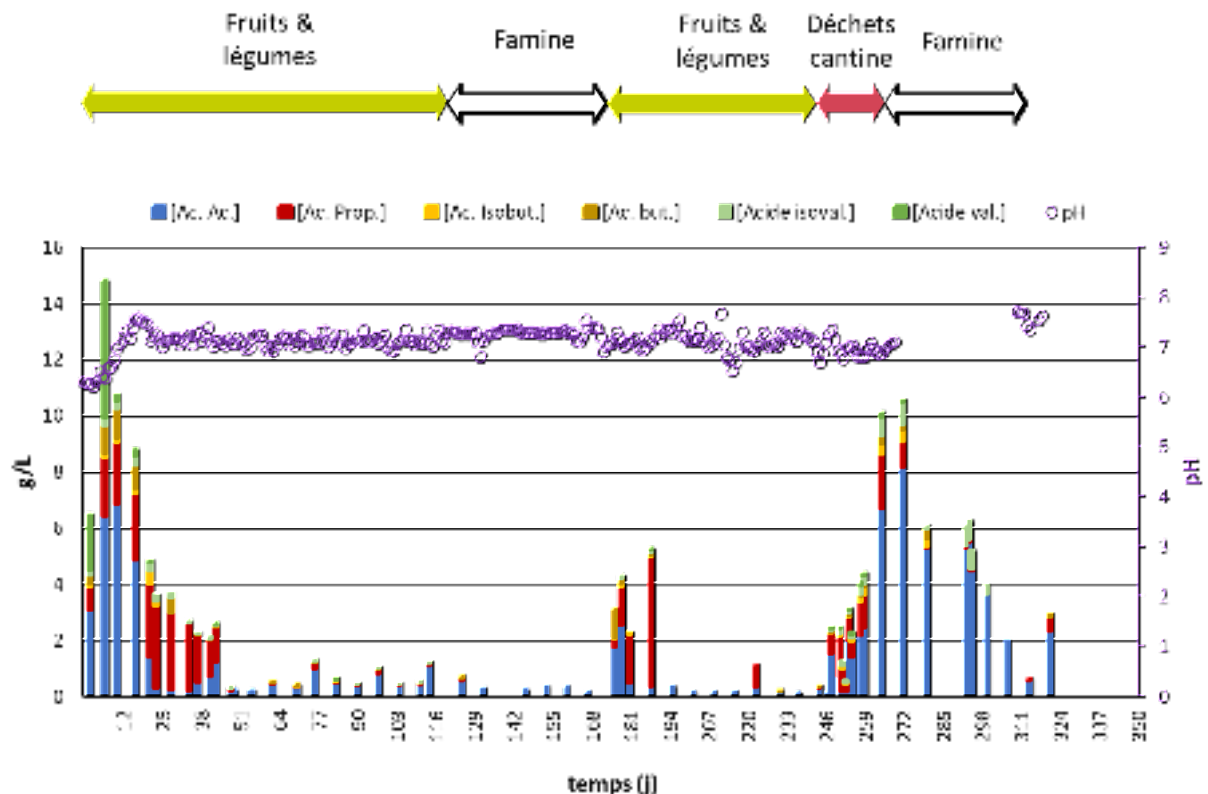


Figure 14 : Evolution de la teneur en AGVs lors de la période de suivi du pilote Biobricks

3.3. Détermination expérimentale de la perte d'activité des principales populations fonctionnelles

3.3.1. Principe général

Les tests d'activité ont pour objectif de quantifier l'aptitude du consortium microbien au sein d'un digesteur à dégrader les métabolites intermédiaires impliqués dans le processus de méthanisation. Pour cette étude, les tests se sont concentrés sur la méthanogénèse acétoclaste avec l'utilisation d'acétate comme substrat, ainsi que sur l'acétogénèse à partir de propionate et de butyrate.

Deux choix alternatifs de conduite ont été testés pour les périodes d'arrêt d'alimentation : un maintien du réacteur à température nominale de 35°C et un maintien à température ambiante à 20°C. Les tests d'activités ont ainsi été réalisés après prélèvement de digestats stockés à 35°C et 20°C, à différents temps de stockage (représentant une durée de famine).

L'analyse des résultats s'est faite en deux étapes :

- pour chacune des durées et températures de stockage étudiée, estimation de la vitesse spécifique maximale de consommation des acides gras volatiles, exprimée en gDCO/L/j
- détermination de la constante de décès apparente d'après la courbe représentant la diminution de l'activité au cours du temps en l'approximant par une décroissance exponentielle d'ordre 1

Le déroulé expérimental est synthétisé sur la Figure 15.

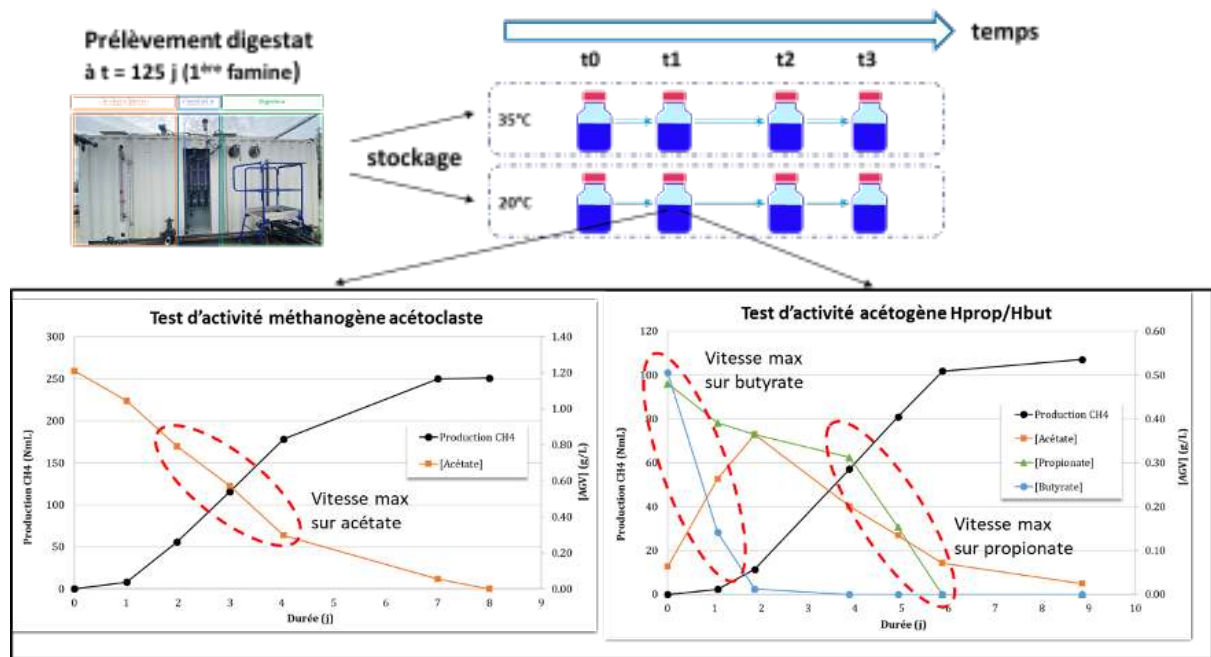


Figure 15 : Plan expérimental pour le suivi de la perte d'activité lors de périodes de famines

Un test d'activité a une durée d'environ une semaine et demi. Durant ces tests, douze bouteilles sont suivies : 3 bouteilles différentes (Substrat Acétate, Substrat Butyrate + Propionate et Témoin), pour 2 températures différentes (35°C et 20°C), le tout en duplicata. Les tests d'activités ont été effectués en suivant le protocole de Respirométrie Anaérobie du CRITT (aussi appelé BMP pour BioMethane Potential), adapté aux besoins.

3.3.2. *Matériel et méthodes*

3.3.2.1 *Matériel*



Figure 16 : Bouteille de BMP (Photo V. V.)

Ces tests se déroulent dans des flacons Schott de 250mL, dont l'étanchéité a été testée préalablement (injection d'air et mesure de pression toutes les heures). Un bouchon avec un joint en silicone et possédant deux piquages est utilisé (Figure 16). Sur ce bouchon, on retrouve une vanne 3 voies pour les prélèvements liquides et un tuyau fermé par deux pinces de Mohr pour les prélèvements gazeux. Une fois les bouteilles préparées, elles seront stockées dans l'étuve à 35°C. Pour réaliser les prélèvements, deux seringues sont utilisées, une de 20 mL avec un robinet 3 voies pour le gaz et une seringue de 10mL pour les liquides. Un manomètre analogique (0-1000 mbars) est utilisé lors des mesures de pression. De plus pour réaliser la préparation des bouteilles, une balance de précision est requise (pour peser l'inoculum), ainsi qu'une pipette 5000 μ L pour l'injection du substrat.

3.3.2.2 *Préparation*

L'inoculum est stocké à 35°C et 20°C. Il est issu directement du digesteur de BIOBRICKS. Les deux substrats (substrat 1 : Acide Acétique, substrat 2 : Acide Butyrique + Acide Propionique), ont été préparés de façon à ce qu'une fois ajoutés dans les bouteilles, cela corresponde à un ajout de 1gDCO/L. Les équivalences grammes / grammes de DCO sont les suivantes : 1.067 gDCO/g pour l'acétate, 1.818 gDCO/g pour le butyrate et 1.514 gDCO/g pour le propionate. La préparation d'un test commence par l'introduction de 200mL d'inoculum dans le flacon avec une éprouvette graduée (la masse est pesée). Ensuite, on mesure le volume du ciel gazeux par ajout à la seringue de 10mL d'air suivi d'une mesure de pression (5 répétitions sans dégazer, afin de déterminer le volume de ciel gazeux d'après la loi des gaz parfaits). On ajoute après cette étape 5 mL de substrat à l'aide d'une pipette 5000 μ L (aucun substrat pour les bouteilles témoins). Lorsque le substrat est ajouté, on vient flusher pendant 30 secondes la bouteille à l'azote pour supprimer l'oxygène et atteindre les conditions d'anaérobies souhaitées. On ferme finalement la bouteille en pensant à l'agiter manuellement avant de la ranger dans l'étuve à 35°C.

3.3.3.3 *Suivi des tests*

Un prélèvement quotidien est réalisé. Sur la fiche de suivi est noté à chaque prélèvement : la date, l'heure, la pression avant et après dégazage, le pH si étudié sur le test, le volume liquide prélevé, si un prélèvement gaz a lieu ou non et enfin le nom de ce point de prélèvement. La pression est mesurée avec un manomètre analogique. Si cette pression est supérieure à 80 mbars on prélève environ 10 mL de gaz. Puis, on prélève 3 mL de liquide à l'aide d'une seringue équipée d'une vanne. Le liquide prélevé est transféré dans un tube Falcon de 15 mL. Pour finir on procède – si du gaz a été prélevé - au dégazage complet de la bouteille avant de mesurer la pression résiduelle.

3.3.3.4 *Analyses*

Analyse du gaz

Des échantillons de gaz ont été prélevés afin de déterminer la potentielle présence de H₂ et de H₂S dans le biogaz produit, le CO₂ et CH₄ étant mesurés par l'analyseur en ligne (Figure 1). Le gaz a également été analysé à l'aide d'un chromatographe en phase gazeuse (HP 5890 Series II, Hewlett Packard) équipé d'un détecteur à conductivité thermique (TCD). Le gaz vecteur était l'argon, à une pression de 3.5 bar.

Les seringues de gaz sont passées dans une la chaîne de chromatographie en phase gazeuse dont la durée d'injection est de 10min (HP 5890 Series II, Hewlett Packard) équipé d'un détecteur à conductivité thermique (TCD).

Analyse du liquide

Les matières sèches, matières volatiles et les acides gras volatils ont été mesurés selon le protocole présenté au paragraphe 3.2.2 (Matériel et Méthodes pour le suivi analytique).

3.3.3.5 *Fin de test*

Une fois un test terminé, la mesure de la matière volatile (MV) de chaque bouteille est réalisée.

3.4. Résultats expérimentaux

Deux campagnes ont été menées pendant le projet FLEXIMETHA :

- Campagne 1 : étude à long terme avec des durées de famine de 35, 42 et 100 jours
- Campagne 2 : étude à plus court terme avec des durées de famine de 1, 13 et 27 jours

Les résultats de l'injection d'acétate, de propionate et de butyrate dans les milieux conservés à 25°C et 20°C sans alimentation, aux temps de stockage considérés, sont présentés dans les paragraphes suivants pour la campagne 1 (acétate Figure 17, propionate Figure 18, butyrate Figure 19) et la campagne 2 (acétate Figure 20, propionate Figure 21, butyrate Figure 22).

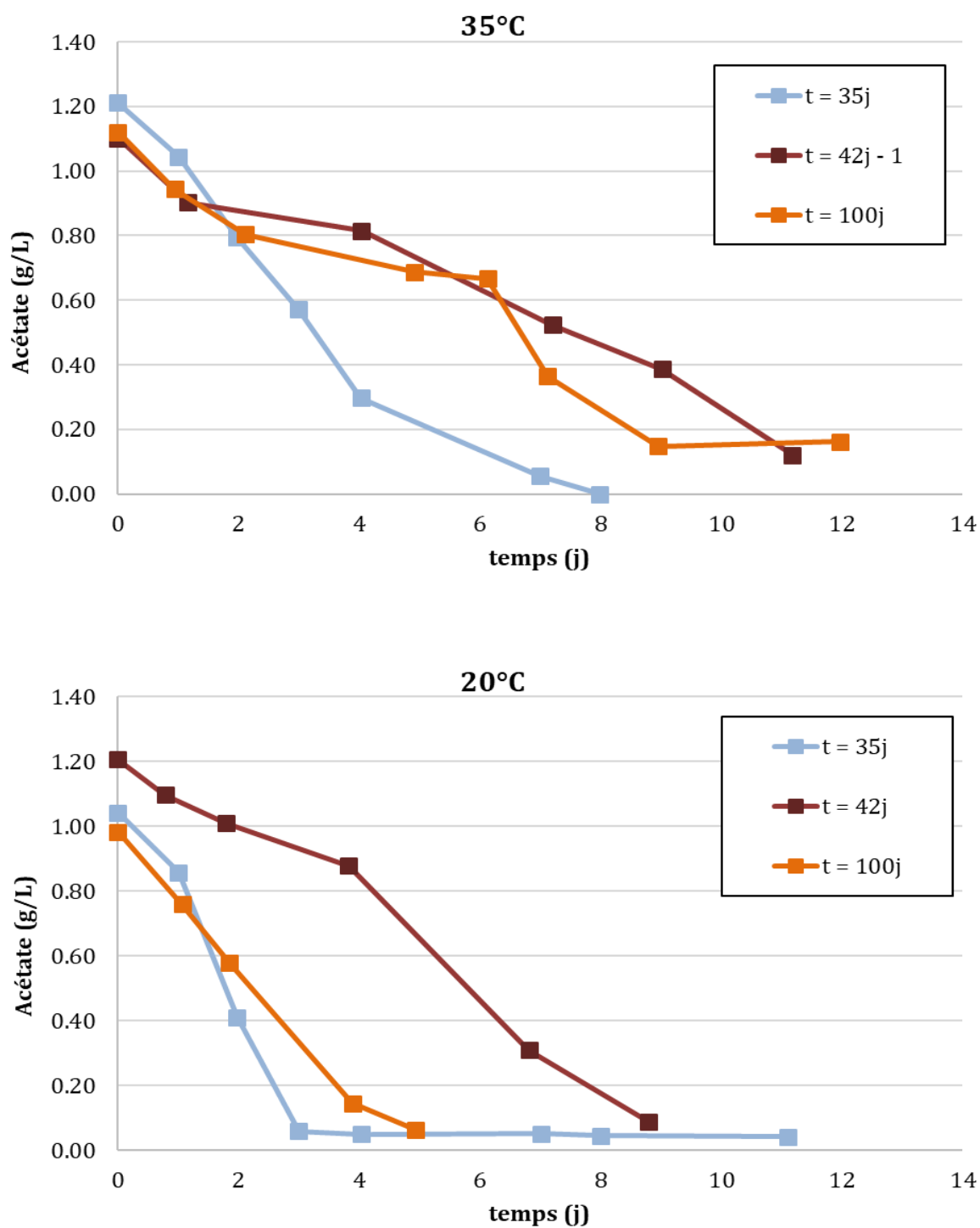
3.4.1. *Campagne 1*

Figure 17 : Consommation d'acétate à 35°C (en haut) et à 20°C (en bas) pour des temps de stockage différents – Campagne 1

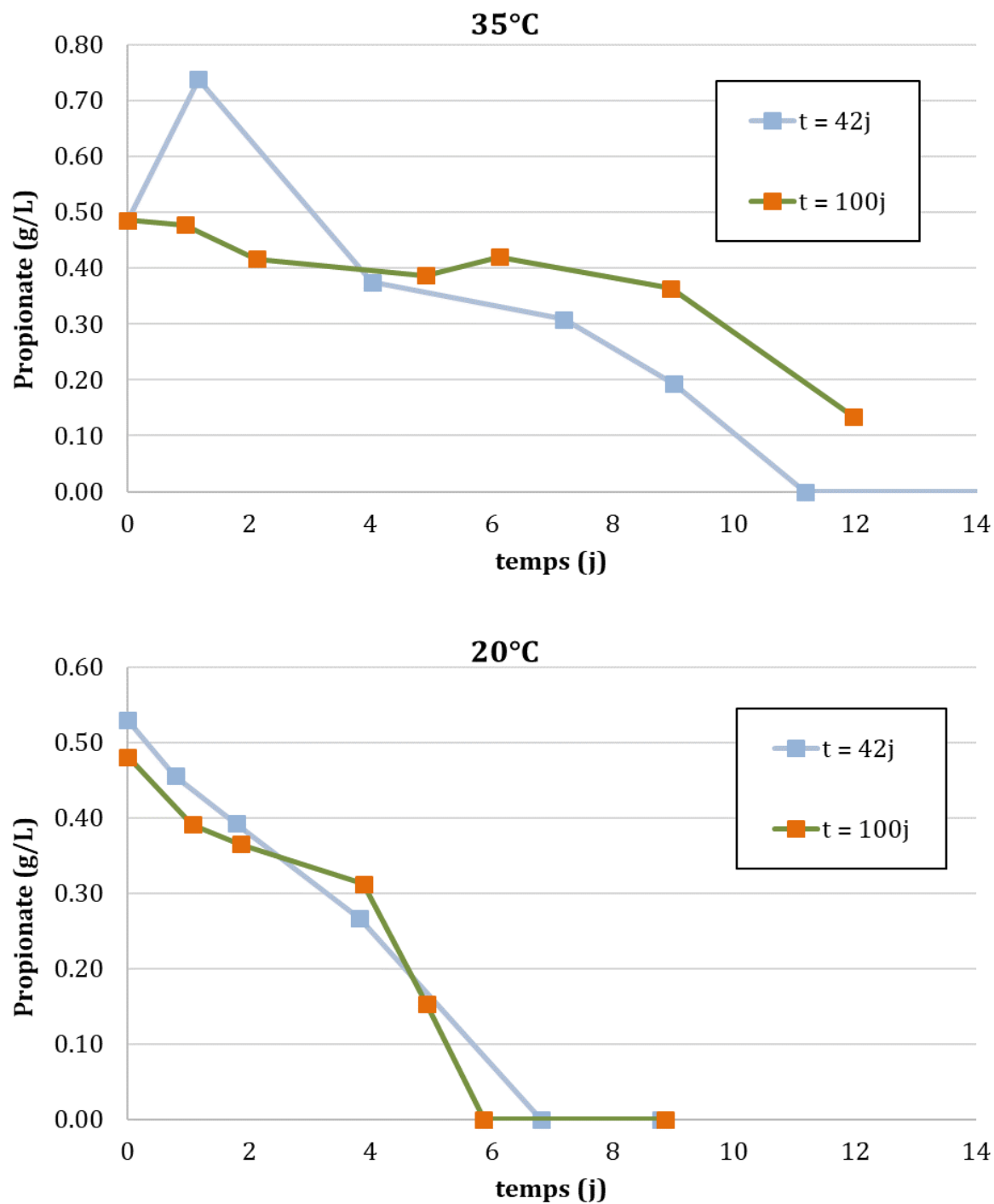


Figure 18 : Consommation de propionate à 35°C (en haut) et à 20°C (en bas) pour des temps de stockage différents – Campagne 1

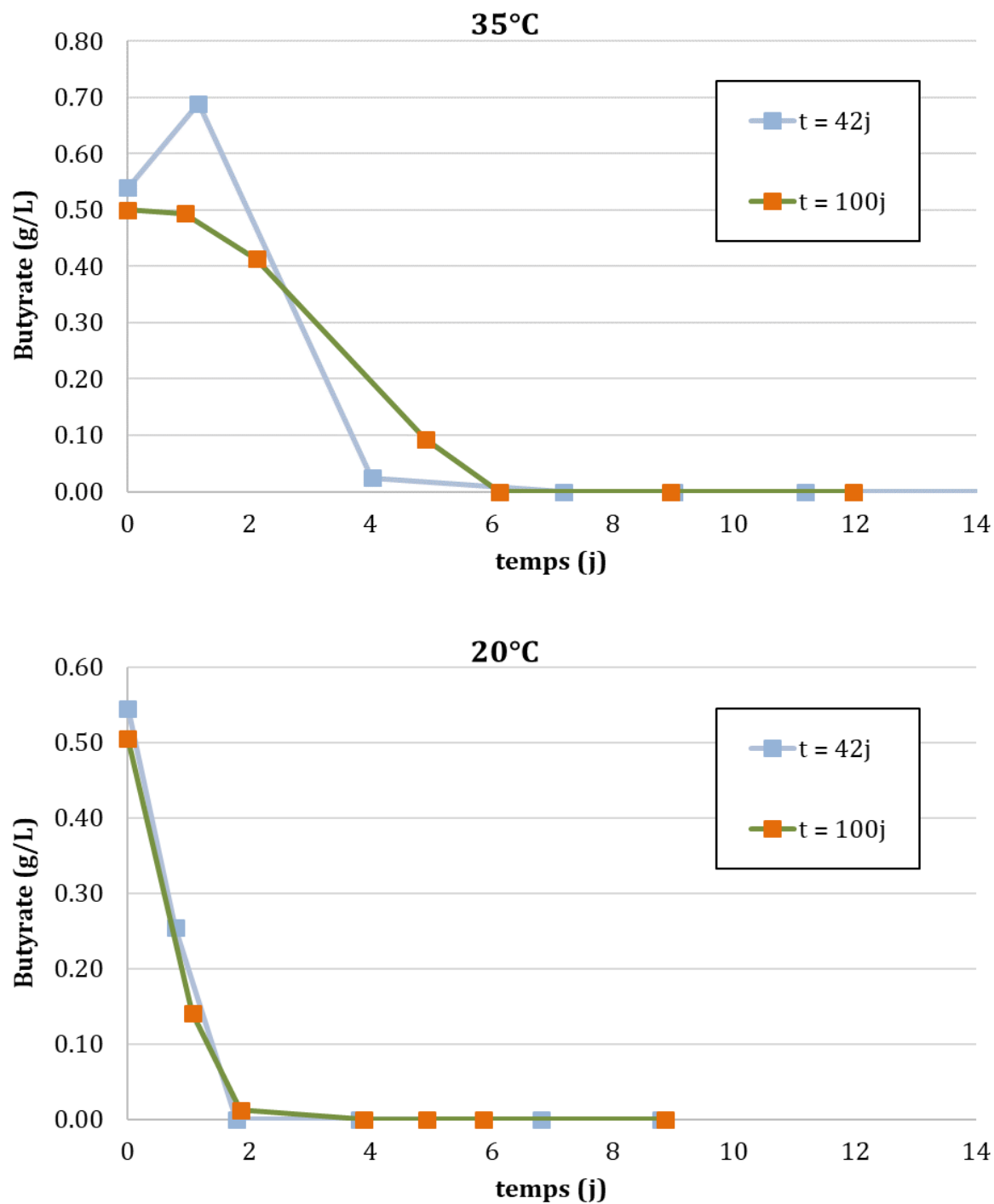


Figure 19 : Consommation de butyrate à 35°C (en haut) et à 20°C (en bas) pour des temps de stockage différents – Campagne 1

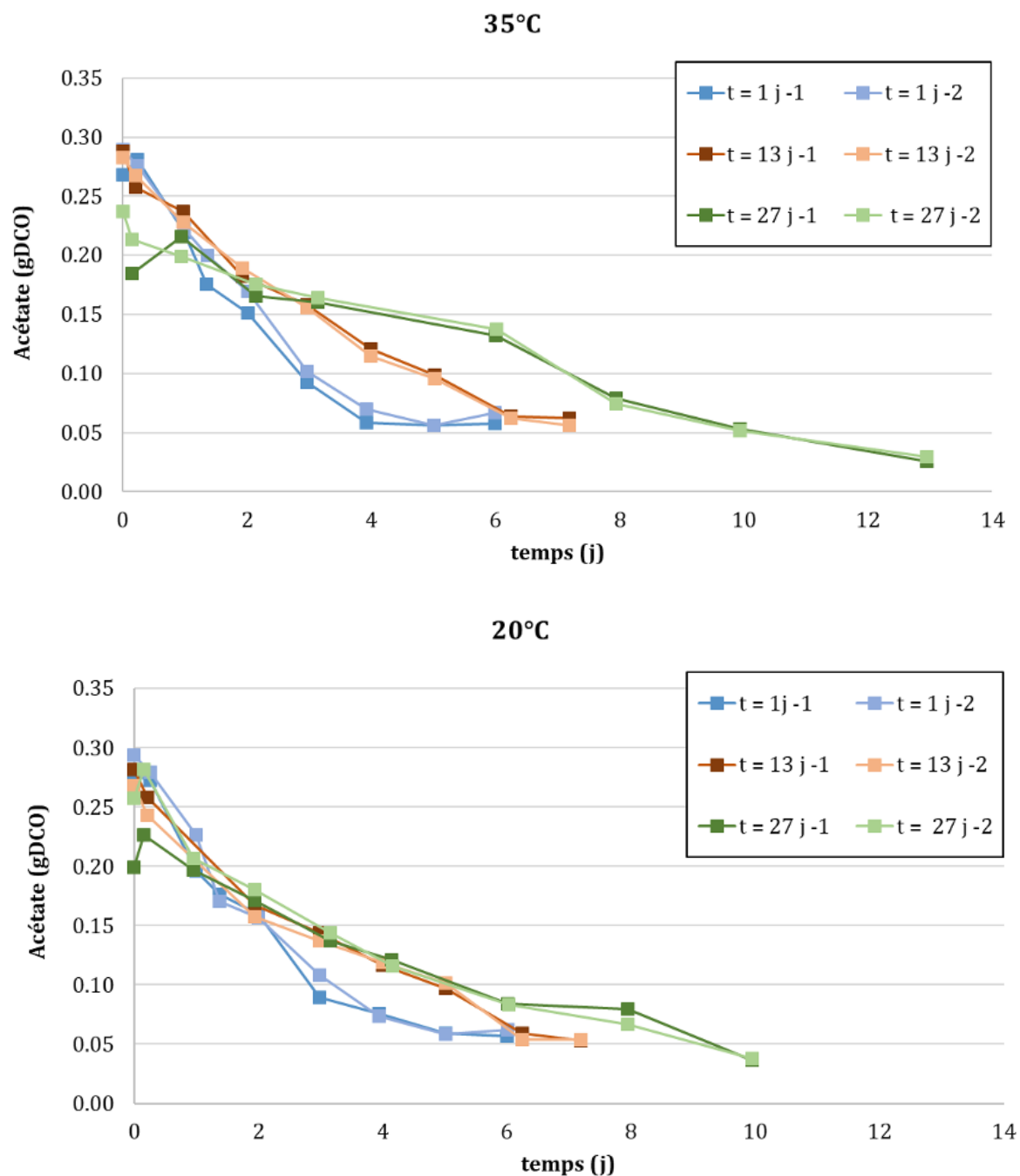
3.4.2. *Campagne 2*

Figure 20 : Consommation d'acétate à 35°C (en haut) et à 20°C (en bas) pour des temps de stockage différents – Campagne 2

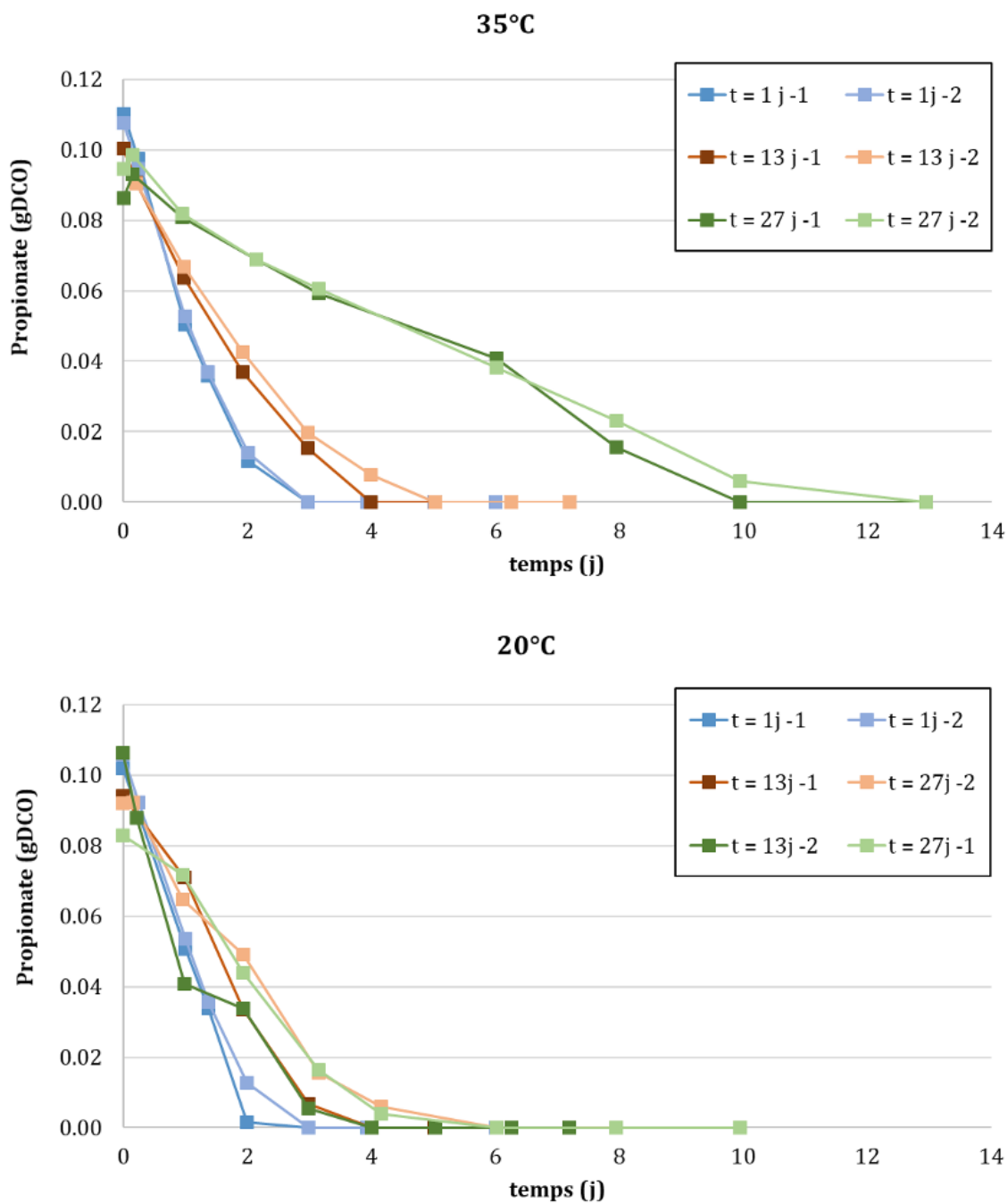


Figure 21 : Consommation de propionate à 35°C (en haut) et à 20°C (en bas) pour des temps de stockage différents – Campagne 2

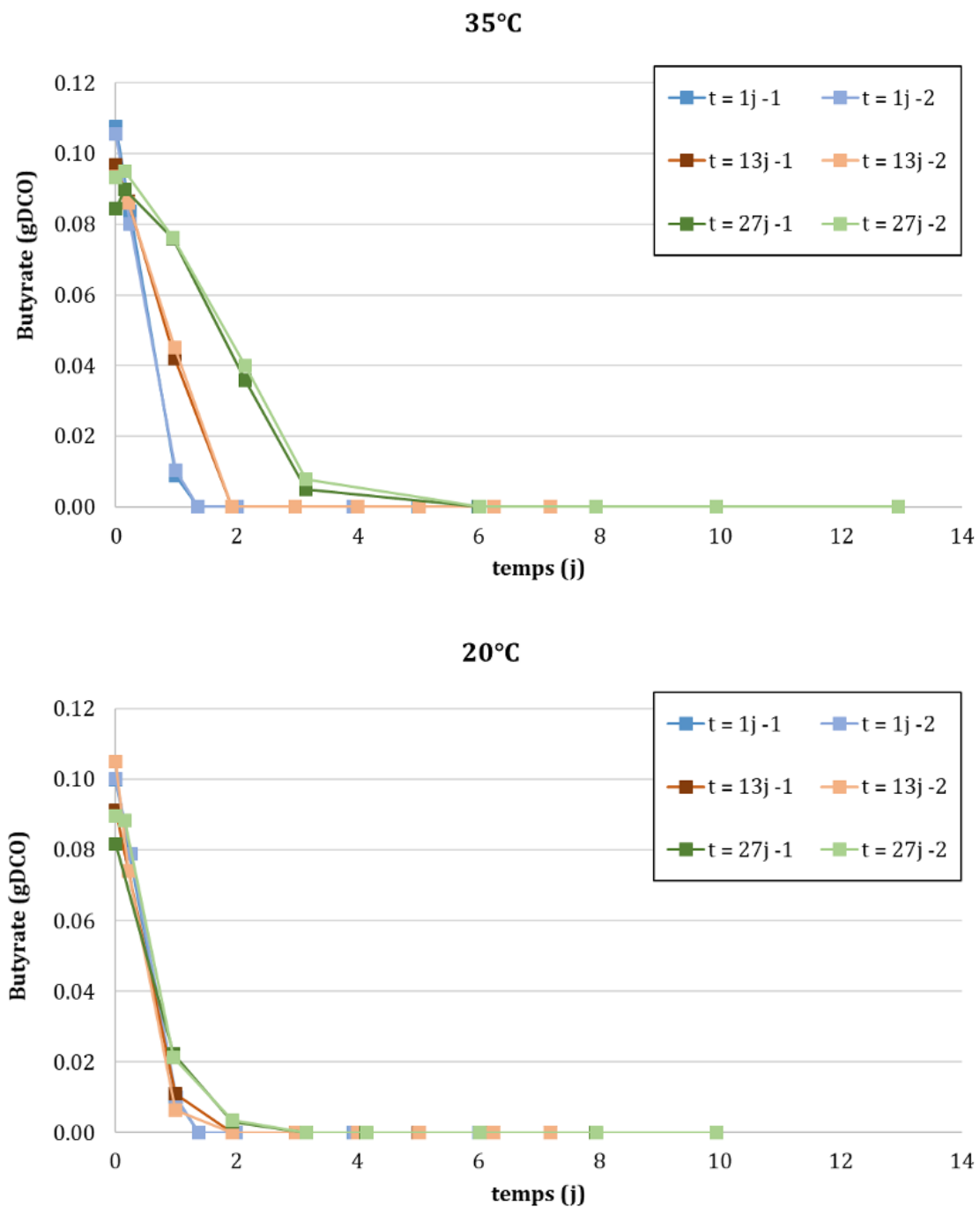


Figure 22 : Consommation de butyrate à 35°C (en haut) et à 20°C (en bas) pour des temps de stockage différents – Campagne 2

3.4.3. Détermination des constantes de désactivation

Les mesures de pentes sur les courbes de consommation ont permis de déterminer une activité maximale pour chacun des essais, exprimée en vitesse de consommation par volume de milieu gDCO/L/j. Ces vitesses sont reportées sur la Figure 23 pour l'acétate, la Figure 24 pour le propionate et la Figure 25 pour le butyrate, pour chaque temps de stockage sans alimentation considéré, à 35°C et à 20°C.

Sur les courbes sont représentés les courbes de désactivation correspondant à une modélisation par une loi du premier ordre : $\ln[\text{activité}] = kd \cdot t$

Pour la campagne 1, l'identification de kd n'a pas été possible, en raison d'un manque de précision dans la courbe cinétique de consommation de propionate lorsque celle-ci s'accélère.

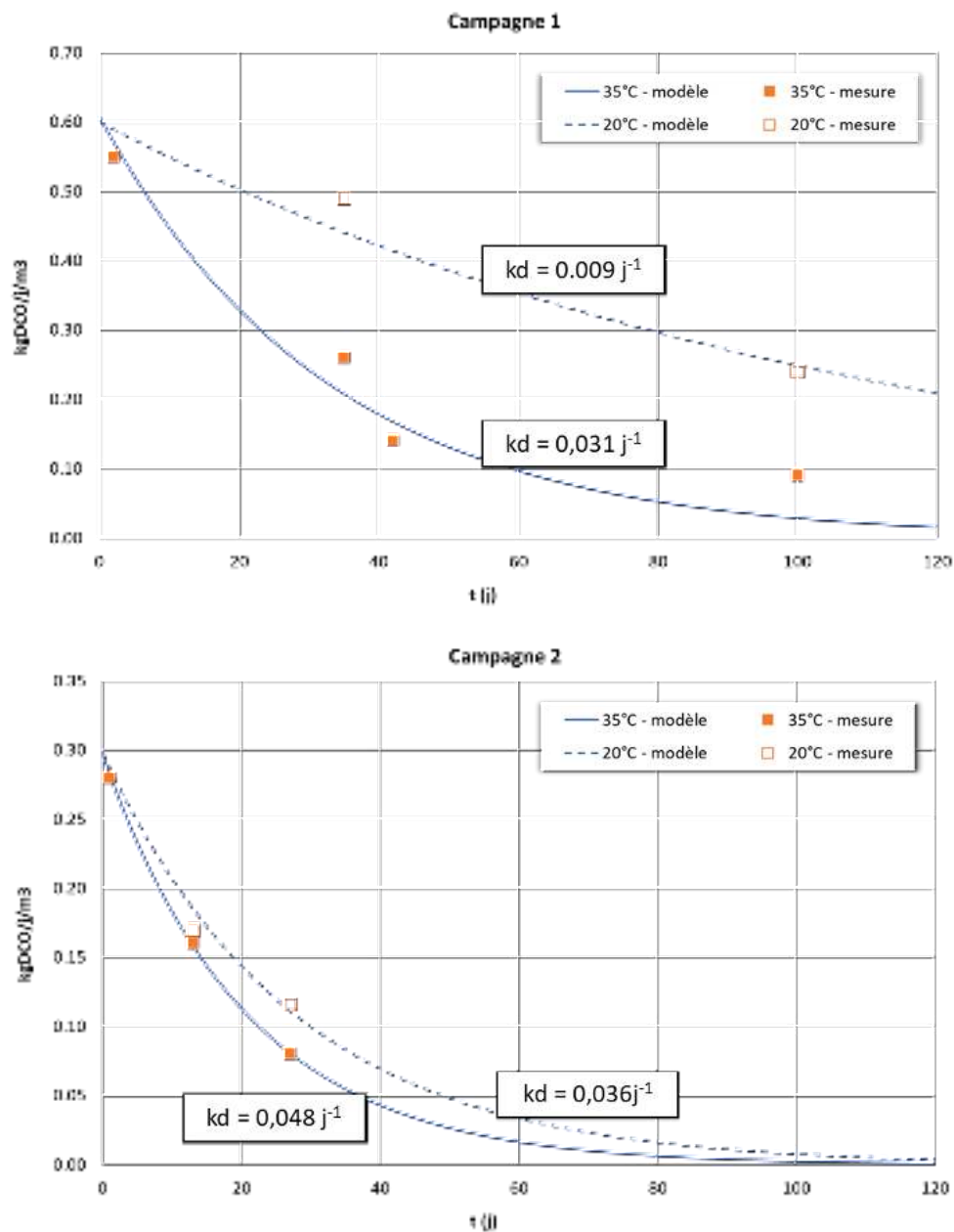


Figure 23 : Evolution des activités spécifiques acétoclastes et constantes de désactivation associées pour la première campagne (en haut) et la deuxième campagne (en bas)

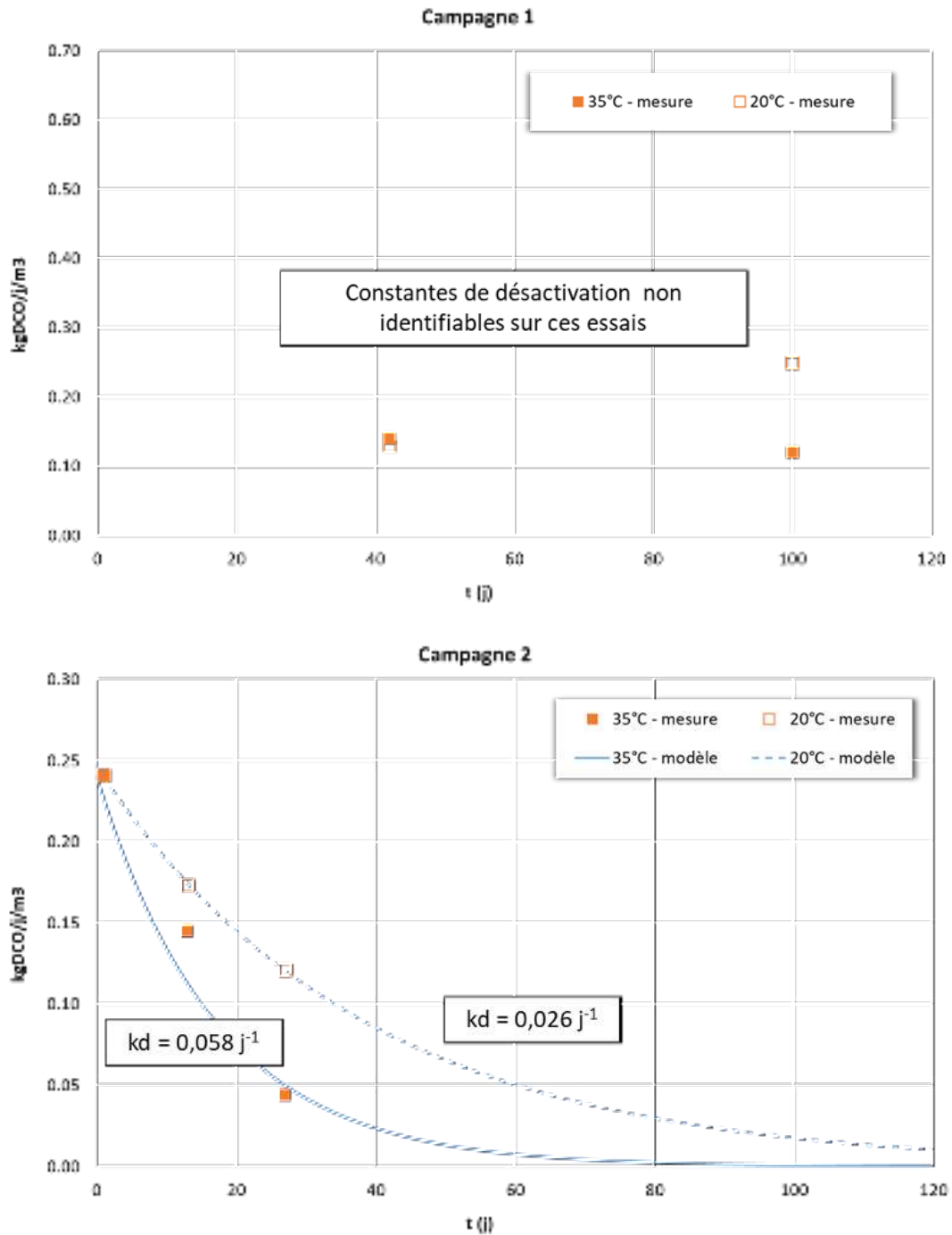


Figure 24 : Evolution des activités spécifiques acétogènes sur propionate et constantes de désactivation associées pour la première campagne (en haut) et la deuxième campagne (en bas)

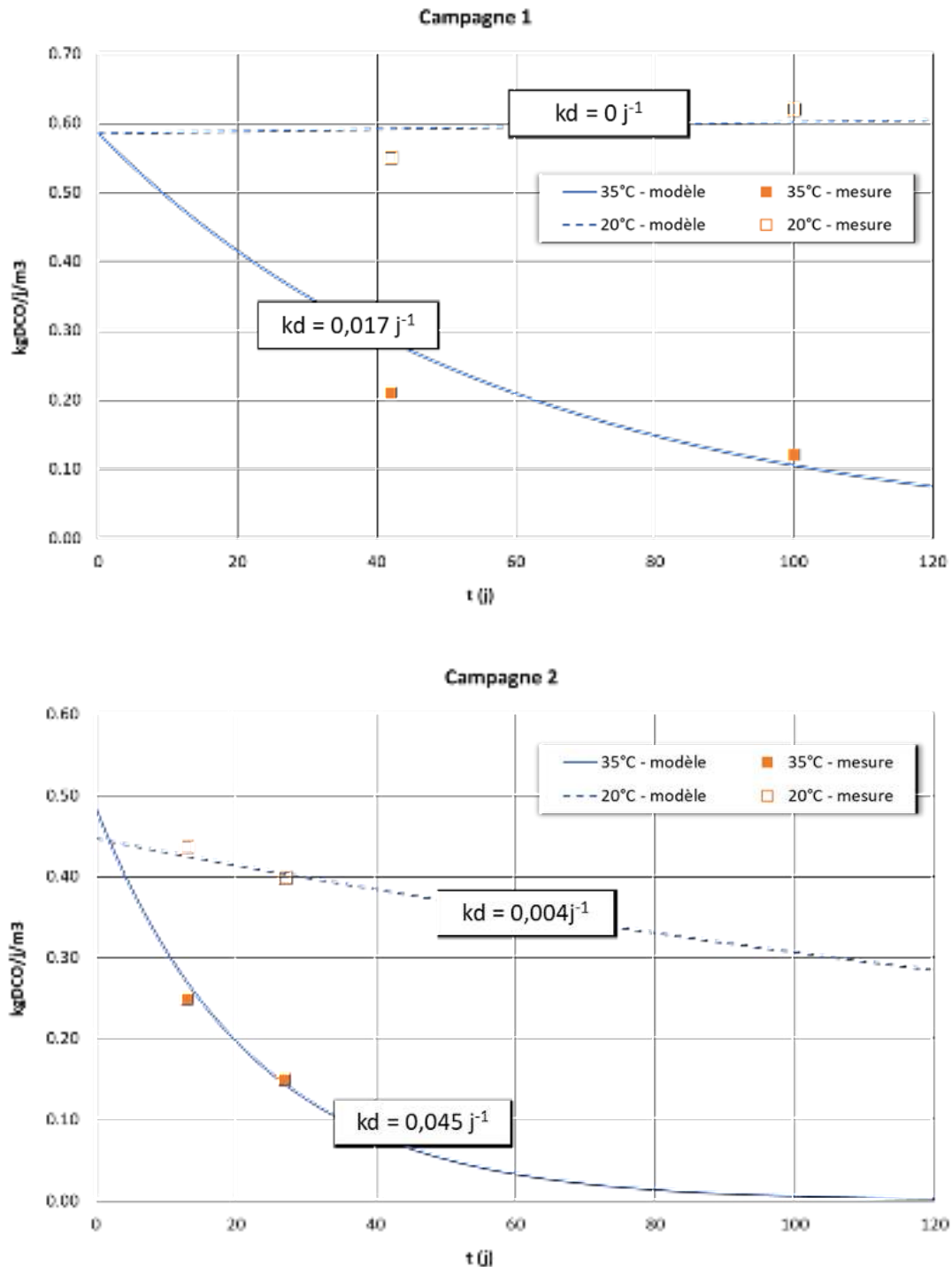


Figure 25 : Evolution des activités spécifiques acétogènes sur butyrate et constantes de désactivation associées pour la première campagne (en haut) et la deuxième campagne (en bas)

3.4.4. Conclusion

L'étude expérimentale sur la désactivation des principales activités microbiennes a permis d'affiner les valeurs à utiliser pour des simulations dynamiques. Les valeurs recensées sont synthétisées sur la Figure 26.

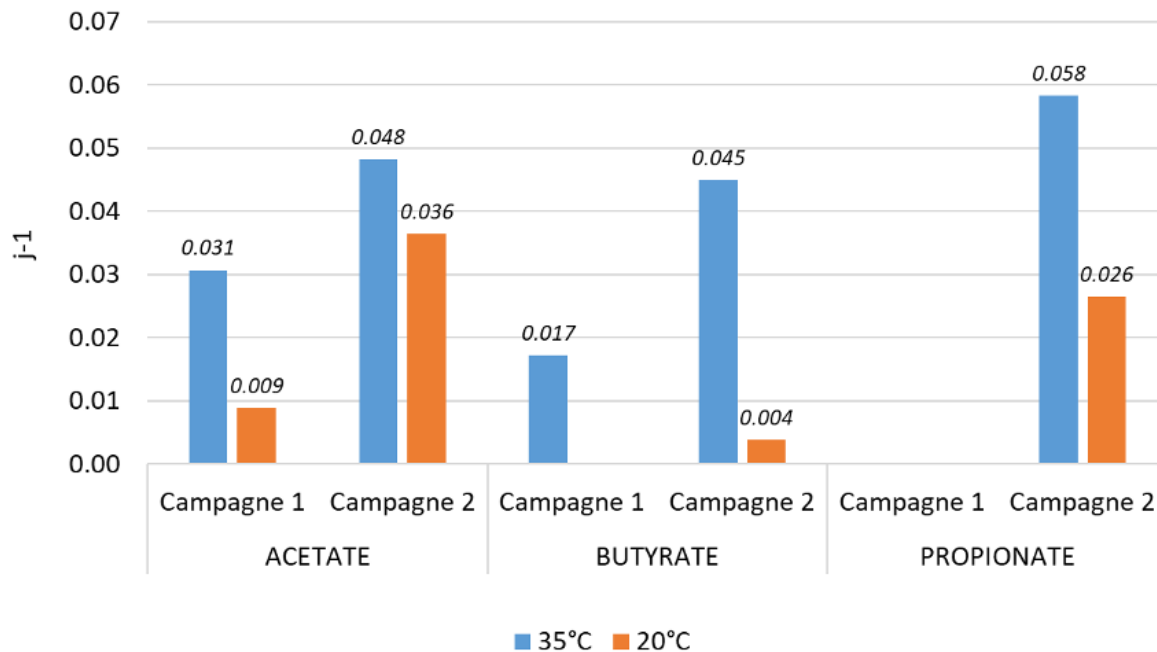


Figure 26 : Synthèse des constantes de désactivation déterminées au cours du projet FLEXIMETHA

On a constaté une répétabilité assez pauvre entre les deux campagnes expérimentales. Deux raisons peuvent expliquer cela : d'une part une moins bonne précision dans les mesures de la première campagne, avec une fréquence d'analyse d'échantillons trop faible, d'autre part, un calcul basé sur une faible courbure de désactivation pour la campagne 1 ($t > 30$ jours) et sur une forte courbure pour la campagne 2 ($t < 30$ jours, correspondant aux cas les plus intéressants en pratique). Ainsi, il a été décidé de conserver les résultats de la campagne 2 pour le paramétrage de la constante de désactivation du modèle ADM1 à 35°C :

- Acétate : $k_d = 0.048 \text{ j}^{-1}$
- Butyrate : $k_d = 0.045 \text{ j}^{-1}$
- Propionate : $k_d = 0.058 \text{ j}^{-1}$

Deux enseignements complémentaires attirent l'attention :

- La désactivation est fortement ralentie si on travaille à 20°C. Ainsi, on peut recommander dans les cas où c'est possible, de couper la chauffe des digesteurs pour une longue période de famine, afin de mieux conserver les activités. Ceci est confirmé par le suivi expérimental du digesteur Biobricks précédemment présentée, où malgré une coupure d'alimentation des digesteurs pendant plus de 50 jours au cours de laquelle la température a été abaissée à 22°C, la reprise de charge s'est faite sans encombre.
- A 20°C, l'activité sur le butyrate est maintenue à un niveau élevé (pas de désactivation observée).

4. Etude de la faisabilité d'une alimentation flexible des digesteurs pour une adaptation à la demande du réseau de distribution de gaz

4.1. Présentation du modèle dynamique utilisé pour la simulation de la production de biogaz et sa valorisation en biométhane

4.1.1. Le système considéré et la stratégie de simulation

Le système étudié est constitué de deux grands ensembles :

- Un digesteur infiniment mélangé, constitué d'un unique méthaniseur (on ne tient pas compte de la possible présence de plusieurs digesteurs et d'un post-digesteur). La simulation dynamique de cet ensemble est réalisée via le modèle ADM1 sous environnement Matlab®
- Un ensemble de valorisation du gaz, composée d'un gazomètre tampon, d'un épurateur et d'un poste d'injection, avec une torchère automatique permettant de brûler le biogaz en cas de saturation du gazomètre. Cet ensemble est simulé à l'aide d'un tableur Excel reprenant comme données d'entrée les résultats de simulations dynamiques du digesteur.

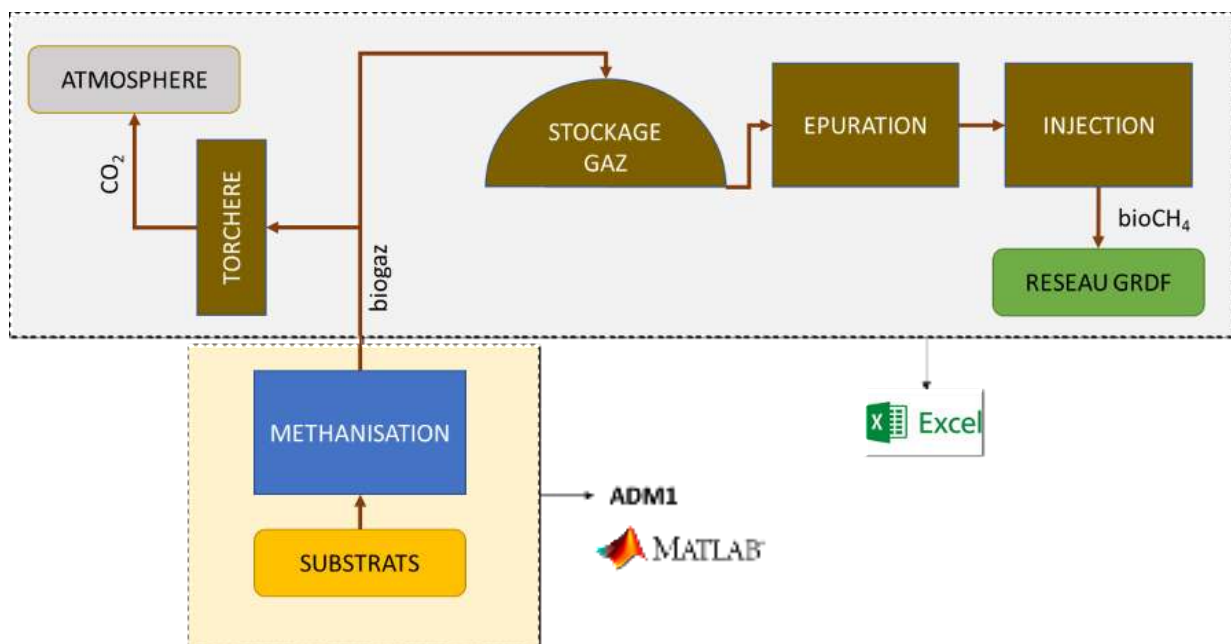


Figure 27 : architecture simplifiée du système considéré pour les simulations

4.1.2. Modèle réactionnel considéré

Le modèle utilisé est basé sur la nomenclature du modèle ADM1 (Batstone et al. 2002). Ce modèle permet une description de l'ensemble des cinétiques considérées dans le schéma réactionnel de la Figure 4, en y rajoutant les phénomènes physico-chimiques d'équilibres acides/bases et de transfert gaz/liquide.

Les principales modifications appliquées par rapport à la version originale sont les suivantes :

- Fractionnement de la matière organique : chaque substrat solide est divisé en deux fractions : rapidement et lentement hydrolysable ;
- Paramétrage du modèle : modification des valeurs des constantes cinétiques d'après les informations connues sur les substrats utilisés

L'ensemble des variables d'état simulées à partir du modèle sont présentées sur la Figure 29.

Le modèle ADM1 comporte un ensemble de réactions biochimiques couplées à des réactions physico-chimiques. Les réactions biochimiques comprennent des étapes extra cellulaires (désintégration et hydrolyse) et des étapes intra cellulaires (acidogénèse, acétogénèse, méthanogénèse). Les réactions physico-chimiques décrivent les processus d'association/dissociation acido-basiques décrits par *des équations algébriques* pour les AGVs, l'azote inorganique (NH_3 , NH_4^+), ainsi que des équations de transfert gaz-liquide pour H_2 , CO_2 et CH_4 .

Réactions biochimiques

La Figure 28 représente l'ensemble des processus biochimiques modélisés par ADM1. Les trois étapes intracellulaires (acidogénèse, acétogénèse et méthanogénèse) sont incluses. Les réactions extracellulaires (étapes de dépolymérisation) sont divisées en deux étapes successives : désintégration (dissociation de polymères complexes) et hydrolyse (dépolymérisation de macro-molécules).

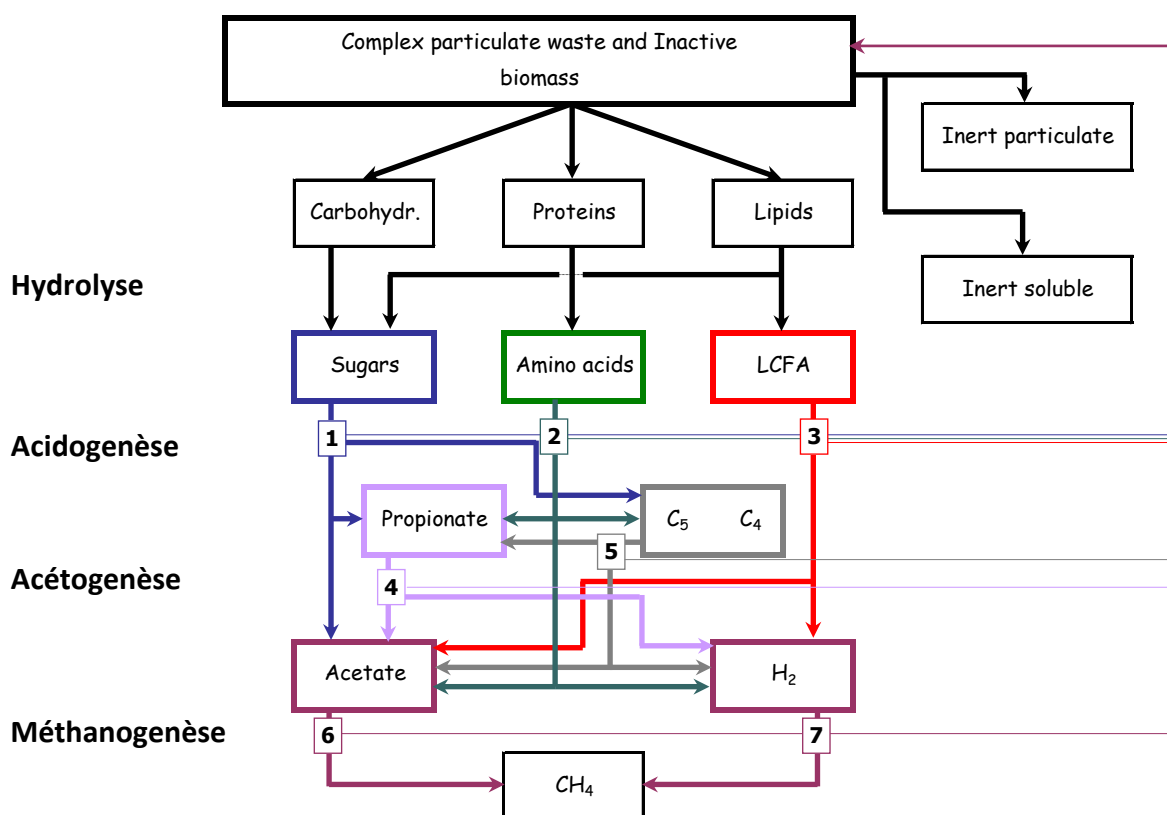


Figure 28 : Processus biochimiques inclus dans le modèle ADM1

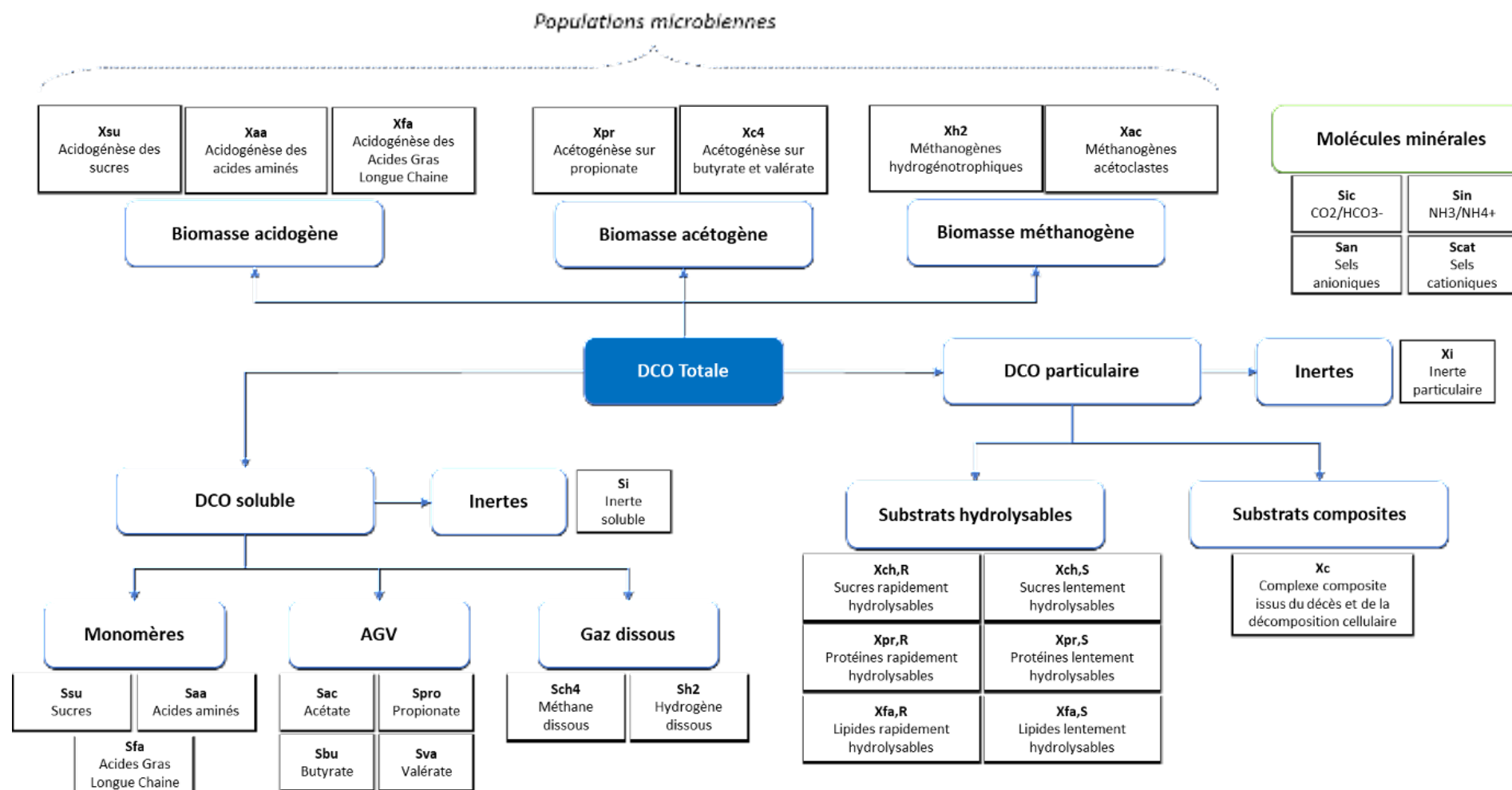


Figure 29 : Variables d'états du modèles ADM1 modifié

Les réactions d'hydrolyse sont modélisées par une équation du premier ordre par rapport à la quantité de substrat qui s'hydrolyse (plus il y a de substrat, plus il s'hydrolyse vite) :

$$\rho = k_H \cdot X,$$

avec X le substrat solide hydrolysable considéré

Pour les réactions d'acidogénèse, d'acétogénèse et de méthanogénèse, on considère une que l'assimilation du substrat suit une loi de type Monod :

$$\rho = k_m \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot X \cdot I_1 \cdot I_2 \cdot \dots \cdot I_n,$$

avec X la population microbienne considérée et S le substrat dégradé spécifiquement par le processus, et $I_1, I_2, \dots, I_n$ des termes d'inhibition susceptibles de ralentir la cinétique

Les inhibitions prises en compte dans les cinétiques réactionnelles sont les suivantes :

- inhibition par un pH trop acide s'appliquant sur toutes les croissances microbiennes acétogènes et méthanogènes (Figure 30)
- inhibition de toutes les croissances microbiennes par pénurie d'azote ammoniacal
- inhibition non-compétitive par l' H_2 appliquée la croissance des populations acétogènes et acidogène sur acides gras longues chaines (Figure 32)
- inhibition non-compétitive par l'ammoniaque libre sur la population méthanogène acétoclaste (Figure 31)

Les expressions mathématiques associées à ces inhibitions sont présentées dans le Tableau 1.

Tableau 1 : Termes d'inhibitions considérés dans les cinétiques réactionnelles

Termes d'inhibition (sans unité, valeur entre 0 et 1)		
Type d'inhibition	Expression du terme d'inhibition	Population concernée
Inhibition par le pH	$I_{ph_bac} = \exp(-3 \cdot (pH - pH_{ul_bac}) / (pH_{ul_bac} - pH_{li_bac}))^2$ si $pH < pH_{ul_bac}$ = 1 si $pH \geq pH_{ul_bac}$	Acidogènes et Acétogènes
	$I_{ph_me_ac} = \exp(-3 \cdot (pH - pH_{ul_me_ac}) / (pH_{ul_me_ac} - pH_{li_me_ac}))^2$ si $pH < pH_{ul_me_ac}$ = 1 si $pH \geq pH_{ul_me_ac}$	Méthanogènes acétoclastes
	$I_{ph_me_h2} = \exp(-3 \cdot (pH - pH_{ul_me_h2}) / (pH_{ul_me_h2} - pH_{li_me_h2}))^2$ si $pH < pH_{ul_me_h2}$ = 1 si $pH \geq pH_{ul_me_h2}$	Méthanogènes hydrogénéophiles
Inhibition par H_2	$I_{h2_fa} = K_i \cdot h2_fa / (K_i \cdot h2_fa + Sh2)$	Acidogènes sur Acides Gras Longues Chaines
	$I_{h2_c4} = K_i \cdot h2_c4 / (K_i \cdot h2_c4 + Sh2)$	Acétogènes sur Butyrate et Valérate
	$I_{h2_pro} = K_i \cdot h2_pro / (K_i \cdot h2_pro + Sh2)$	Acétogènes sur Propionate
Inhibition par l'ammoniaque	$I_{nh3_me_ac} = K_i \cdot nh3 / (K_i \cdot nh3 + 5 \text{ mg})$	Méthanogènes acétoclastes

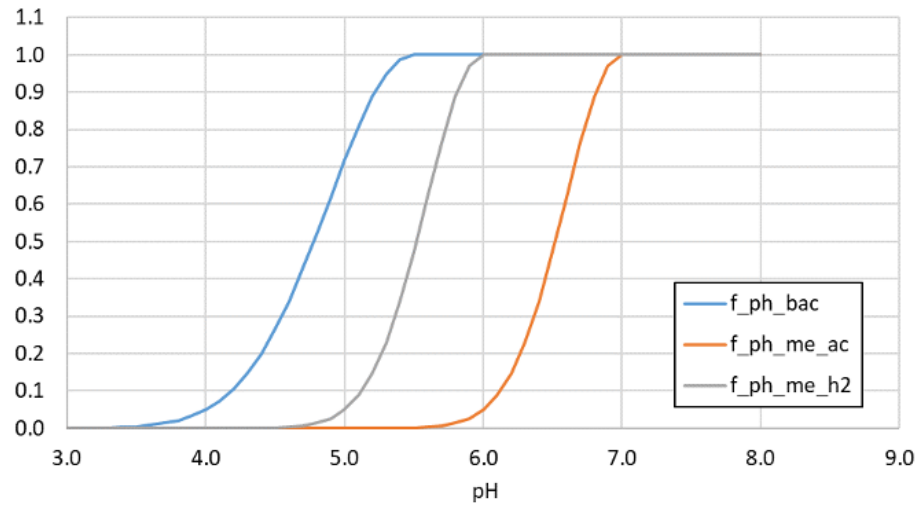


Figure 30 : Facteurs d'inhibition par le pH affectés aux processus d'acidogénèse et d'acétogénèse (f_ph_bac), de méthanogénèse acétoclaste (f_ph_me_ac) et de méthanogénèse hydrogénophile (f_ph_me_h2)

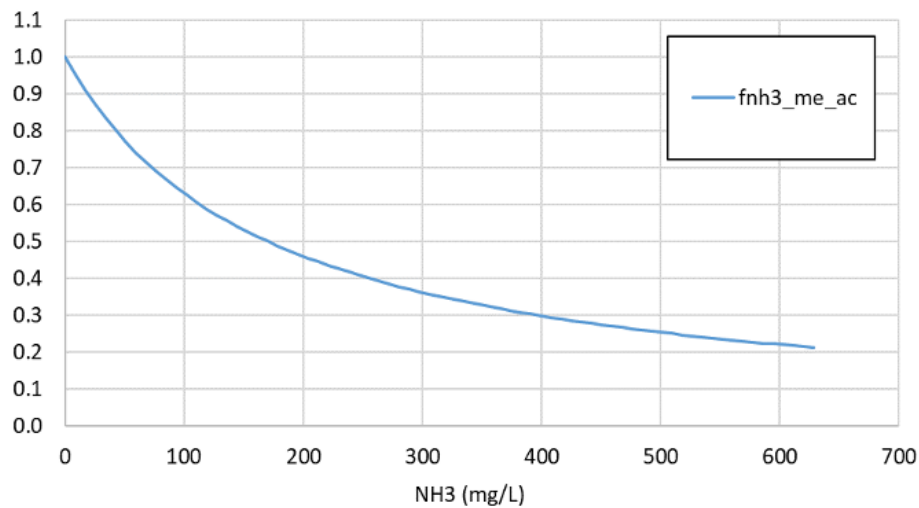


Figure 31 : Facteur d'inhibition par l'ammoniaque appliqué au processus de méthanogénèse acétoclaste

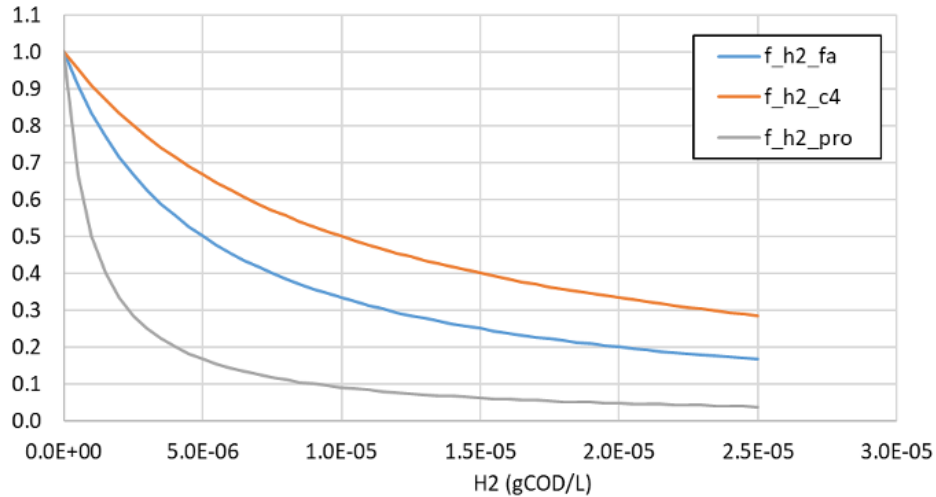


Figure 32 : Facteurs d'inhibition à l'hydrogène dissous appliqué aux processus d'acidogénèse des acides gras à longue chaîne (f_h2_fa), d'acétogénèse à partir de butyrate et de valérate (f_h2_c4) et d'acétogénèse à partir de propionate (f_h2_pro)

Réactions physico-chimiques

Equilibres acido-basiques et résolution du pH

Les processus d'association/dissociation sont souvent désignés comme des processus d'équilibre, et seront décrit par des équations algébriques (Cf résolution du pH) pour calculer la concentration en ions hydrogène, ammoniacque libre, AGV et CO₂.

L'équation d'électroneutralité résolue pour la déduction du pH est :

$$S_{H^+} + S_{cat} + S_{NH_4^+} - S_{an} - S_{HO^-} - S_{HCO_3^-} - \frac{S_{ac^-}}{64} - \frac{S_{pro^-}}{112} - \frac{S_{bu^-}}{160} - \frac{S_{va^-}}{208} = 0$$

Avec $S_{HO^-} = \frac{K_w}{S_{H^+}}$; $S_{HCO_3^-} = \frac{K_{a,CO_2} \cdot S_{IC}}{K_{a,CO_2} + S_{H^+}}$ et $S_{VFA^-} = \frac{K_{a,VFA} \cdot S_{VFA}}{K_{a,VFA} + S_{H^+}}$ pour tous les AGVs

Ce système d'équation algébrique pour la résolution du pH est non linéaire et résolu par la méthode Newton-Raphson à chaque pas de temps de résolution du système d'équations différentielles.

Equilibres et transferts gaz/liquide

Les trois principaux composants gaz du processus de méthanisation sont le CO₂, CH₄ et l'H₂, ainsi que la vapeur d'eau.

La vitesse de transfert du gaz *i* dissous vers le ciel gazeux est calculé par l'expression suivante ($\rho_{T,i}$ en kgDCO.m⁻³.j⁻¹) :

$$\rho_{T,i} = k_{L,i} \cdot (S_{liq,i} - K_{H,i} \cdot P_{gas,i})$$

où $k_{L,i}$ est le coefficient de transfert gaz-liquide du composé *i* (j⁻¹), $K_{H,i}$ est la constante d'équilibre de la loi d'Henry (kgDCO.m⁻³.bar⁻¹), $P_{gas,i}$ est la pression partielle de la phase gaz (bar) et $S_{liq,i}$ est la concentration de du composé *i* dissous (kgDCO.m⁻³)

Pour la vapeur d'eau, on considère que le gaz produit est en permanence saturé, et la pression partielle en eau est prise égale à la tension de vapeur à la température considérée (T en K), selon la loi suivante (Batstone et al. 2002) :

$$p_{gas,H_2O} = 0.0313 \exp\left(5290\left(\frac{1}{298} - \frac{1}{T}\right)\right)$$

Equations de bilan matière en réacteur infiniment mélangé

Le système considéré pour la modélisation d'un réacteur infiniment mélangé est représenté sur la Figure 33.

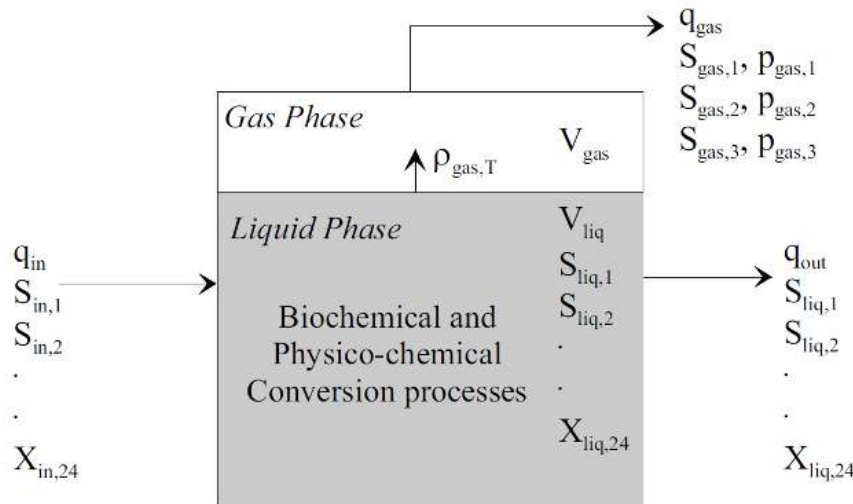


Figure 33 : Représentation schématique du digesteur anaérobie infiniment mélangé modélisé

L'ensemble des processus impliqués dans l'évolution du système est synthétisé dans la matrice du Tableau 2. Cette matrice est organisée avec les variables d'état en ligne ($j=1-33$) et les processus en colonnes ($i=1-25$). L'expression de la cinétique de chaque processus est dans le Tableau 3.

Le modèle comporte donc 33 composés et 25 processus, et nécessite l'utilisation de nombreux paramètres : des taux de consommation (k_m), des constantes de demi-saturation (K_s), des constantes de décès (k_{dec}), des constantes d'inhibition (K_i) mais aussi des paramètres liés aux réactions acido-basiques et aux transferts gaz-liquide (kLa , Ka , kh).

Dans le cas d'un système CSTR (chemostat : infiniment mélangé sans découplage des temps de séjour liquides et solides), la résolution du bilan matière s'écrit pour chaque phase (Liquide, Solide, Gaz) par les expressions générales suivantes (*Accumulation = Entrée - Sortie + Réaction*) :

$$\begin{aligned}\frac{dS_{liq,i}}{dt} &= \frac{q_{in} \cdot S_{in,i}}{V_{liq}} - \frac{q_{out} \cdot S_{liq,i}}{V_{liq}} + \sum_{j=1-25} \rho_j \cdot \nu_{i,j} \\ \frac{dX_{liq,i}}{dt} &= \frac{q_{in} \cdot X_{in,i}}{V_{liq}} - \frac{q_{out} \cdot X_{liq,i}}{V_{liq}} + \sum_{j=1-25} \rho_j \cdot \nu_{i,j} \\ \frac{dS_{gas,i}}{dt} &= -\frac{q_{gas} \cdot S_{gas,i}}{V_{gas}} + \frac{V_{liq}}{V_{gas}} \cdot \sum_{j=1-25} \rho_j \cdot \nu_{i,j}\end{aligned}$$

Le terme de **réaction** $\sum_{j=1-25} \rho_j \cdot \nu_{i,j}$ est la somme des vitesses cinétiques ρ_j pour le processus j multipliée par les coefficients stœchiométriques $\nu_{i,j}$. S_i est la composante concentration, q le débit et V_{liq} le volume de liquide dans le réacteur et V_{gas} le volume de gaz dans le réacteur.

Exemple pour le terme réactionnel pour l'accumulation de monosaccharides dans la phase liquide :

$$r_1 = \sum_j \rho_j \cdot \nu_{i,j} = k_{hyd,ch} \cdot X_{ch} + (1 + f_{fa,li}) \cdot k_{hyd,li} \cdot X_{li} - k_{m,su} \cdot \frac{S_{su}}{K_s + S} \cdot X_{su} \cdot I_1$$

hydrolyse des HC + hydrolyse des lipides – assimilation des sucres

Pour le bilan des composés phases gaz, le terme réactionnel correspond à l'unique processus de transfert gaz-liquide du composé considéré (CO₂, H₂, CH₄).

Tableau 2 : Matrice stœchiométrique utilisée pour les simulations

Processus →			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
↓	Composés ↓	Unité	rHes	rH _{au} R	rH _{pr} R	rH _{fu} R	rH _{au} S	rH _{pr} S	rH _{fu} S	rS _{glu}	rS _{aa}	rS _{le}	rS _{aa}	rS _{bu}	rS _{pro}	rS _{ec}	rS _{iz}	rS _{va}	rS _{aa}	rS _{le}	rS _{aa}	rS _{pr}	rS _{ec}	rS _{iz}	rH _{BS} m2	rH _{BS} iz	rH _{BS} iz4
1	S _{ac}	kg2000m-3	-1	1	0	-1.6	1	1	0.01	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	-1	0
2	S _{ac}	kg1000m-3	0	0	1	0	0	1	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
3	S _{ac}	kg1000m-3	0	0	0	0.02	0	0	0.05	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	S _{glu}	kg2000m-3	-1	-1	0	0	0	1	0	1.0175	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	-1	0
5	S _{bu}	kg2000m-3	-1	-1	0	0	0	1	0	1.0175	1.0467	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	-1	0
6	S _{pro}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0.241	0.096	0	0.072	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
7	S _{ec}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0.120	0.120	0.020	0.114	0.122	0.172	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	S _{iz}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0.171	0.092	0.122	0.141	0.109	0.118	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0
9	S _{va}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.02	0.04	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1
10	S _{le}	kmolekm-3	-2.0618	0	0	-2.0618	0	0	-4.0618	0.017	2.0609	-2.0617	-4.0616	-4.0619	0.0076	1.1179	-2.0617	0.0071	0.0077	0.0077	1.0071	1.0071	2.0607	1.0071	-1	0	0
11	S _{le}	kmolekm-3	0.00	0	0	0	0	0	-2.0607	2.0612	-2.0621	-4.0619	-4.0619	-4.0622	-2.0627	-2.0631	0.0069	0.0121	0.0121	1.0069	1.0069	2.0609	0.0069	0	0	0	
12	SI	kg2000m-3	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	-1	0	
13	S _{ac}	kmolekm-3	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
14	S _{glu}	kmolekm-3	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
15	S _{bu}	kg2000m-3	1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1	1	-1	-1	0	
16	X _{glu}	kg1000m-3	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
17	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
18	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
19	X _{glu}	kg1000m-3	0.2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
20	X _{glu}	kg1000m-3	0.2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
21	X _{glu}	kg1000m-3	0.5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
22	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
23	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
24	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	
25	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.06	0.06	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	
26	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.06	0.06	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	
27	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.04	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	
28	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.02	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	
29	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.02	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	
30	X _{glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
31	X _{glu}	kg1000m-3	0.2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
32	S _{ac2_glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	
33	S _{iz2_glu}	kg1000m-3	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	1	0	
34	S _{iz4_glu}	kg1000m-3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	

Tableau 3 : Expression des vitesses réactionnelles pour chaque processus considéré dans le modèle

Processus ↓	Vitesse réactionnelle $kgCOD.m^{-1}.d^{-1} / mol.m^{-3}.d^{-1}$
Désintégration de X_c	$r_{dec} = -k_{dec} * X_c$
Hydrolyse des sucres R	$r_{hyd_R,CH} = k_{hyd_R,CH} * X_{ch,R} * f_{120}$
Hydrolyse des protéines R	$r_{hyd_R,Pr} = k_{hyd_R,Pr} * X_{pr,R} * f_{120}$
Hydrolyse des lipides R	$r_{hyd_R,Li} = k_{hyd_R,Li} * X_{li,R} * f_{120}$
Hydrolyse des sucres S	$r_{hyd_S,CH} = k_{hyd_S,CH} * X_{ch,S} * f_{120}$
Hydrolyse des protéines S	$r_{hyd_S,Pr} = k_{hyd_S,Pr} * X_{pr,S} * f_{120}$
Hydrolyse des lipides S	$r_{hyd_S,Li} = k_{hyd_S,Li} * X_{li,S} * f_{120}$
assimilation des sucres	$r_{ts,Su} = k_{m_ts,Su} * X_{ts} * S_{Su} / (k_{s_Su} + S_{Su}) * S_{In} / (k_{s_In} + S_{In}) * f_{ph_bac}$
assimilation des aa	$r_{ts,Aa} = k_{m_ts,Aa} * X_{ts} * S_{Aa} / (k_{s_Aa} + S_{Aa}) * S_{In} / (k_{s_In} + S_{In}) * f_{ph_bac}$
assimilation des AGLC	$r_{ts,Ta} = k_{m_ts,Ta} * X_{ts} * S_{Ta} / (k_{s_Ta} + S_{Ta}) * S_{In} / (k_{s_In} + S_{In}) * f_{ph_bac}$
assimilation du valérate	$r_{ts,Va} = k_{m_ts,Va} * X_{ts} * S_{Va} / (k_{s_Va} + S_{Va}) * S_{Su} / (S_{Su} + S_{Va}) * S_{In} / (k_{s_In} + S_{In}) * f_{12_CH} * f_{ph_bac}$
assimilation du butyrate	$r_{ts,Bu} = k_{m_ts,Bu} * X_{ts} * S_{Bu} / (k_{s_Bu} + S_{Bu}) * S_{Su} / (S_{Su} + S_{Bu}) * S_{In} / (k_{s_In} + S_{In}) * f_{12_CH} * f_{ph_bac}$
assimilation du propionate	$r_{ts,Prp} = k_{m_ts,Prp} * X_{ts} * S_{Prp} / (k_{s_Prp} + S_{Prp}) * S_{Su} / (k_{s_Su} + S_{Su}) * f_{12_CH} * f_{ph_bac}$
assimilation de l'acétate	$r_{ts,Ac} = k_{m_ts,Ac} * X_{ts} * S_{Ac} / (k_{s_Ac} + S_{Ac}) * S_{In} / (k_{s_In} + S_{In}) * f_{ph_bac}$
assimilation de l'H ₂	$r_{ts,H2} = k_{m_ts,H2} * X_{ts} * S_{H2} / (k_{s_H2} + S_{H2}) * S_{In} / (k_{s_In} + S_{In}) * f_{ph_bac}$
Désactivation de X_{su}	$r_{dec,Xsu} = k_{dec,Xsu} * X_{su}$
Désactivation de X_{aa}	$r_{dec,Xaa} = k_{dec,Xaa} * X_{aa}$
Désactivation de X_{ta}	$r_{dec,Xta} = k_{dec,Xta} * X_{ta}$
Désactivation de X_{ch}	$r_{dec,Xch} = k_{dec,Xch} * X_{ch}$
Désactivation de X_{pr}	$r_{dec,Xpr} = k_{dec,Xpr} * X_{pr}$
Désactivation de X_{li}	$r_{dec,Xli} = k_{dec,Xli} * X_{li}$
Désactivation de X_{H2}	$r_{dec,XH2} = k_{dec,XH2} * X_{H2}$
Transfert CO_2 gas	$r_{T,CO2} = k_{La} * (S_{CO2} - 16 * kh_{CO2} * P_{gas_CO2})$
Transfert H_2 gas	$r_{T,H2} = k_{La} * (S_{H2} - 16 * kh_{H2} * P_{gas_H2})$
Transfert CH_4 gas	$r_{T,CH4} = k_{La} * (S_{CH4} - 16 * kh_{CH4} * P_{gas_CH4})$
Transfert NH_3 gas	$r_{T,NH3} = k_{La} * (S_{NH3} - 16 * kh_{NH3} * P_{gas_NH3})$

4.1.3. Modélisation de la ligne de valorisation

La simulation dynamique de la ligne de valorisation du biogaz permet de calculer :

- le débit de CH₄ injecté dans le réseau
- le débit de CH₄ envoyé vers la torchère et donc perdu
- le niveau de stockage du gazomètre

Elle est basée sur un post-traitement sous MS Excel des données de débit de méthane produits par la digestion anaérobie simulés sous Matlab® par le modèle ADM. Le pas de temps pour le calcul est de une heure. L'algorithme mis en œuvre est présenté sur la Figure 34. Il a pour objectif de prévoir les modifications de stockage de gaz dans le gazomètre en fonction des capacités d'injection actualisées (chaque heure) et des productions horaires de CH₄ en provenance du digesteur. Il permet de déterminer les flux de méthane à envoyer vers la torchère en cas de saturation du gazomètre et de limitation des capacités d'injection.

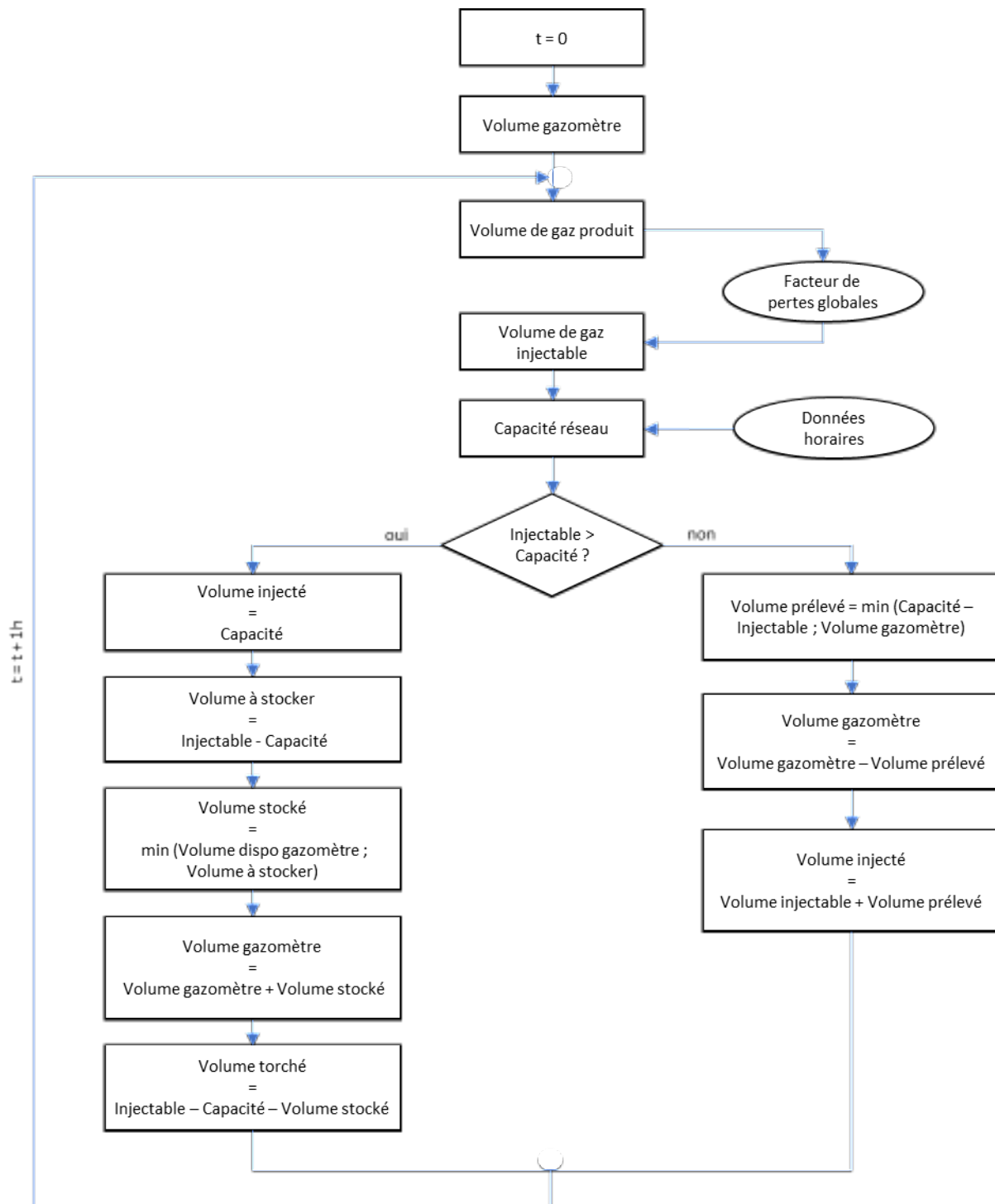


Figure 34 : Algorithme de calcul des quantités de gaz injectées, torchées et stockées dans le gazomètre

4.2. Présentation des scénarios d'adaptation étudiés

4.2.1. Capacité du réseau

4.2.1.1 Rappel du fonctionnement du réseau de gaz

Les infrastructures gazières sont composées d'un réseau de transport national (Figure 35) maillant le territoire et alimentant les réseaux de distribution locaux. Elles comportent également des stockages souterrains avec une capacité équivalente de près d'un tiers de la

consommation annuelle. Cette capacité importante donne une très grande flexibilité, en permettant notamment l'équilibrage entre des importations de gaz relativement constantes au cours de l'année et une consommation fortement saisonnalisée, nettement plus importante en hiver.

Aujourd'hui, la quasi-totalité du gaz consommé en France est importée, principalement par gazoduc via les frontières nord et est de la France, mais aussi par bateau sous forme de GNL (Gaz Naturel Liquéfié) par l'intermédiaire des terminaux méthaniers.

Les consommateurs finaux sont principalement raccordés aux réseaux de distributions, sauf pour les très gros consommateurs (grande industrie). Les réseaux de distributions se ramifient en plusieurs niveaux de pression, les plus petits consommateurs (logement individuels) étant raccordés aux pressions les plus basses.

Historiquement, le gaz approvisionné au niveau du réseau de transport transite vers les consommateurs en alimentant les réseaux de plus basse pression, par l'intermédiaire de postes de détente. Ces organes sont unidirectionnels : ils ne permettent que le transfert de gaz de la haute pression vers la basse pression.

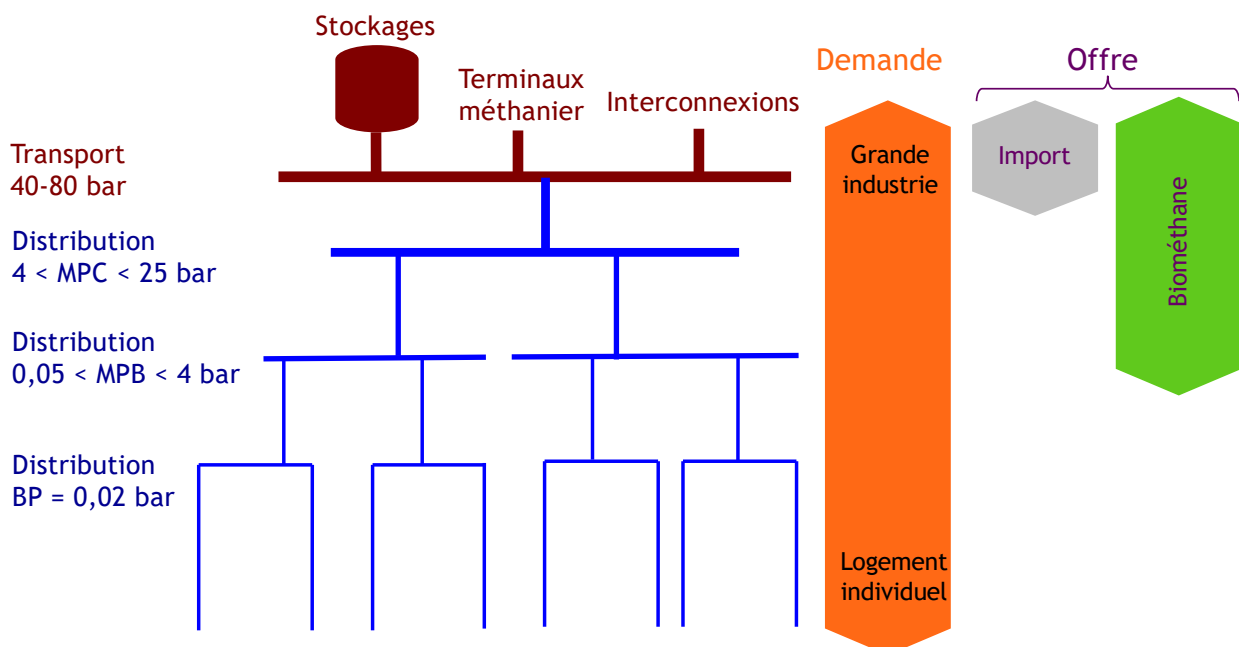


Figure 35 : Principe du fonctionnement des réseaux de gaz (source : Solagro)

4.2.1.2. Contrainte d'injection

Aujourd'hui, le raccordement d'unité de production de biométhane au réseau peut être contraint en termes de débit. On parle alors de capacité d'injection du réseau de gaz. En effet, le point de raccordement de l'unité de production conditionne la maille d'équilibrage. Sur cette maille d'équilibrage, à chaque instant la production locale doit rester inférieure à la consommation (sinon le réseau monte en pression et atteint sa pression max). Cette contrainte ne s'applique pas aux unités raccordées aux principales artères du réseau de transport qui permettent d'accéder aux capacités de stockage souterrain.

Pour les unités raccordées au réseau de distribution, étant donné le fonctionnement actuellement unidirectionnel des postes de détente, la maille d'équilibrage est composée du réseau d'injection

plus les réseaux aval (Figure 36). Sans modification du réseau, la production injectable sera limitée à la consommation sur cette maille d'équilibrage.

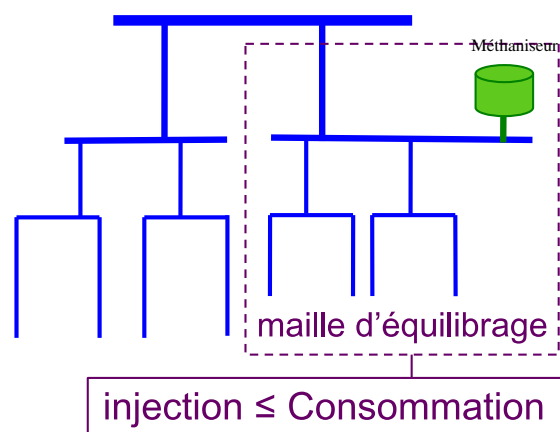


Figure 36 : Maille d'équilibrage pour le raccordement d'une unité de production de biométhane (source : Solagro)

Les consommations de gaz ont un profil fortement saisonnalisé (Figure 37) en raison des usages thermosensibles dominants (chauffage) : elles sont beaucoup plus faibles en été qu'en hiver. L'effet est d'autant plus grand lorsque les consommateurs de type résidentiel et tertiaire sont dominants. On observe aussi des profils hebdomadaires avec des baisses le week-end liées à l'activité économique.

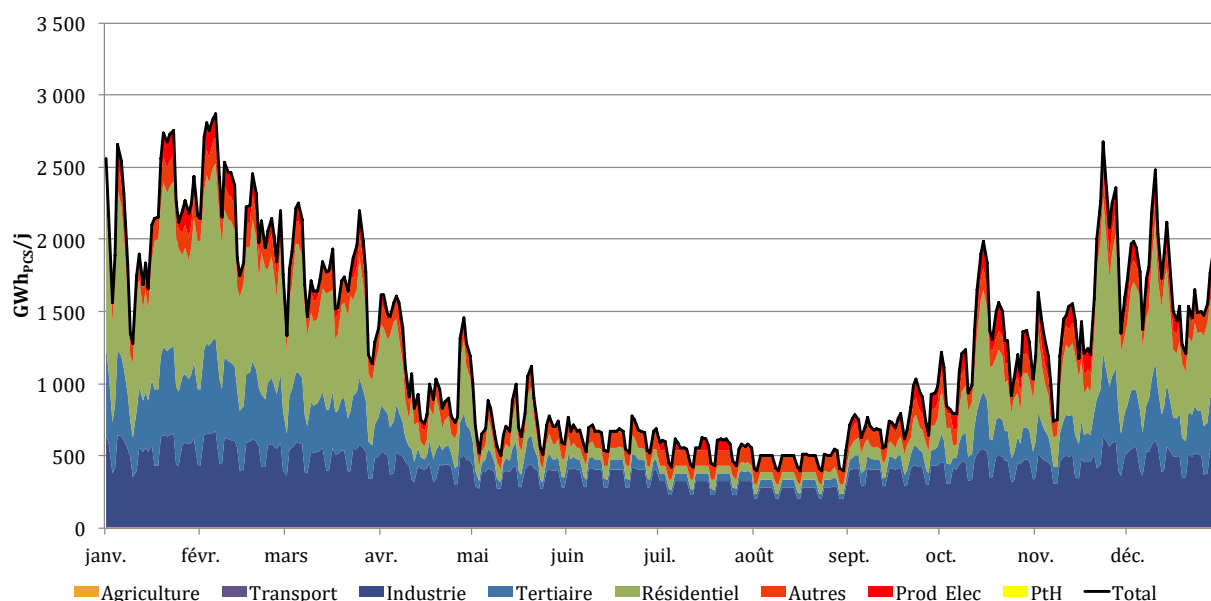


Figure 37 : Courbe de charge journalière de consommation de gaz – France – 2015 (reconstitution Solagro – MoDeGaz)

Pour lever les contraintes d'injection les opérateurs de réseau disposent de plusieurs solutions, avec principalement la mise en place de maillage entre deux réseaux de distribution ou bien la création de rebours, permettant de faire remonter du gaz sur un réseau amont (cf. Figure 38).

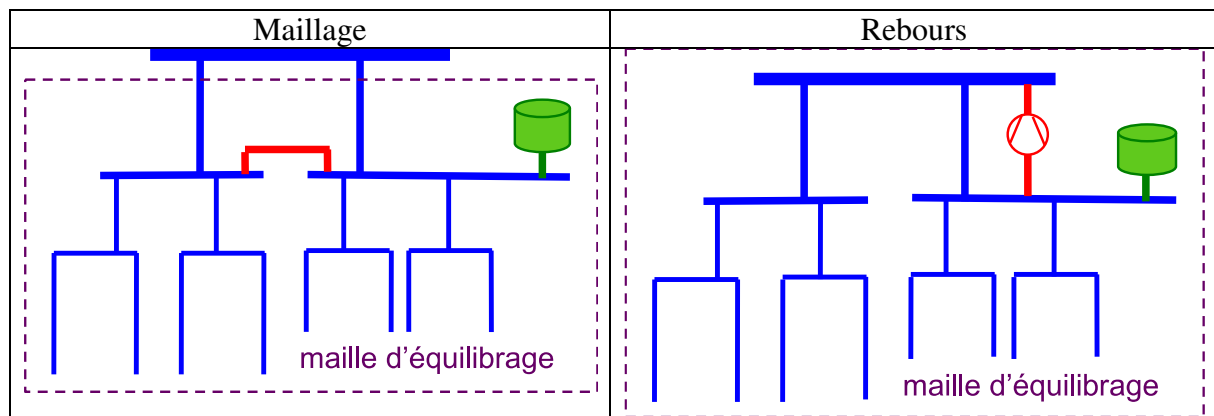


Figure 38 : Solutions pour lever les contraintes d'injection (Source : Solagro)

Ces solutions sont proposées par les opérateurs de réseau en fonction des enjeux technico-économiques, en prenant en compte les projets en cours et le potentiel de développement. Dans certains cas, il n'est pas possible de mettre œuvre ces solutions (couts trop important, délais de quelques années nécessaire pour effet de mutualisation suffisant...) il peut donc être nécessaire de trouver d'autres leviers d'adaptation, en particulier pour les cas faibles contraintes.

4.2.2. Cas d'étude de contrainte réseau

Après discussion avec GRDF nous avons retenu un cas type de contrainte réseau (Figure 39) avec une unité de méthanisation d'une capacité d'injection de 150 Nm³/h de biométhane. Sur une année, il y aurait 60 jours avec une capacité d'injection réduite, pour un volume total non injectable de près de 8%.

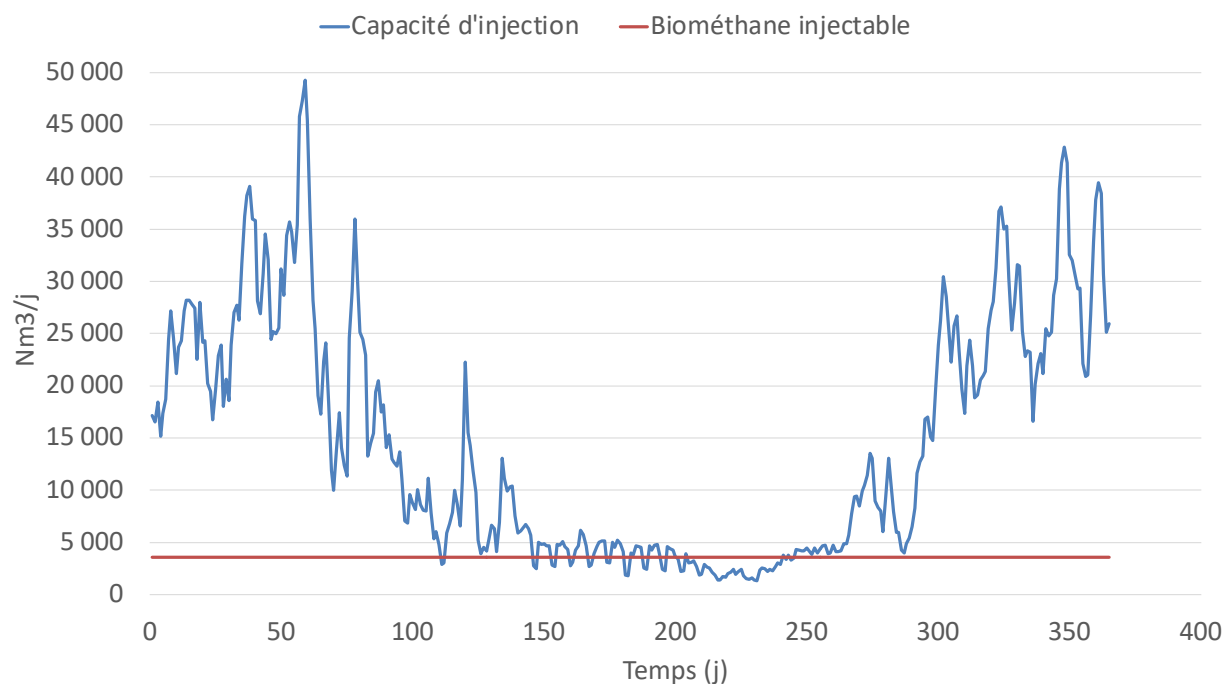


Figure 39 : Cas type étudié de contrainte d'injection

4.2.3. Unité de méthanisation

Solagro a modélisé à l'aide de son outil METHIS une unité de méthanisation agricole produisant 150 Nm³/h de biométhane, avec 22 000 t_{MB} d'intrants basés à 50% déjections animale et 50% CIVE (Tableau 4).

Tableau 4 : Régime d'intrant de l'unité de méthanisation prise comme cas type

Type de substrat	Gisement réel (tMB/an)	Coût production/Achat (€/t)	Distance Site (km)	%MS	%MO /%MS	Nm ³ CH ₄ /t MB	%Ntot (%MS)	%NH ₄ (%MS)
Eau de pluie	1 250	0.0	0	0%				
Fumier bovin compact	4 050	0.0	5	25%	81%	43.1	2.5%	0.3%
Lisier Bovin	4 050	0.0	5	9%	80%	16.9	3.6%	1.4%
Ensilage CIVE d'hiver	10 800	22.1	10	25%	90%	75.0	1.5%	0.6%
Paille de céréales	500	50.0	10	88%	89%	178.4	0.7%	0.1%
Fiente volaille	1 500	0.0	5	58%	73%	126.1	6.4%	3.3%
Total	22 150			24%	85%	60.1	2.5%	1.0%

Le chiffrage économique comprend l'ensemble de l'installation depuis la réception des intrants jusqu'à la valorisation dans le réseau de distribution (Figure 40). Il intègre les principales hypothèses de dimensionnement :

- Stockage amont :
 - Pour matière non saisonnière : 2 semaines de stockage
 - Pour CIVE : 1 an
 - Pour matières saisonnières : de façon à lisser la production de biogaz sur l'année
- Trémie d'incorporation : 1 jour d'autonomie
- Broyage : uniquement sur Sc 2 (effluents importants)

- Digesteur : 70 jours de temps de séjour moyen (digesteur + post-digesteur) – compte-tenu du débit moyen d'alimentation de 60 t/an en régime nominal, cela fait un digesteur de volume utile de 4250 m³.
- Séparation de phase : pas de séparateur (mais à définir en fonction des besoins de digestat)
- Stockage de digestat : 6 mois sur le liquide/brut, 4 mois sur le digestat solide
- Épurateur : 10% de surdimensionnement
- Chaudière : pour les besoins du process

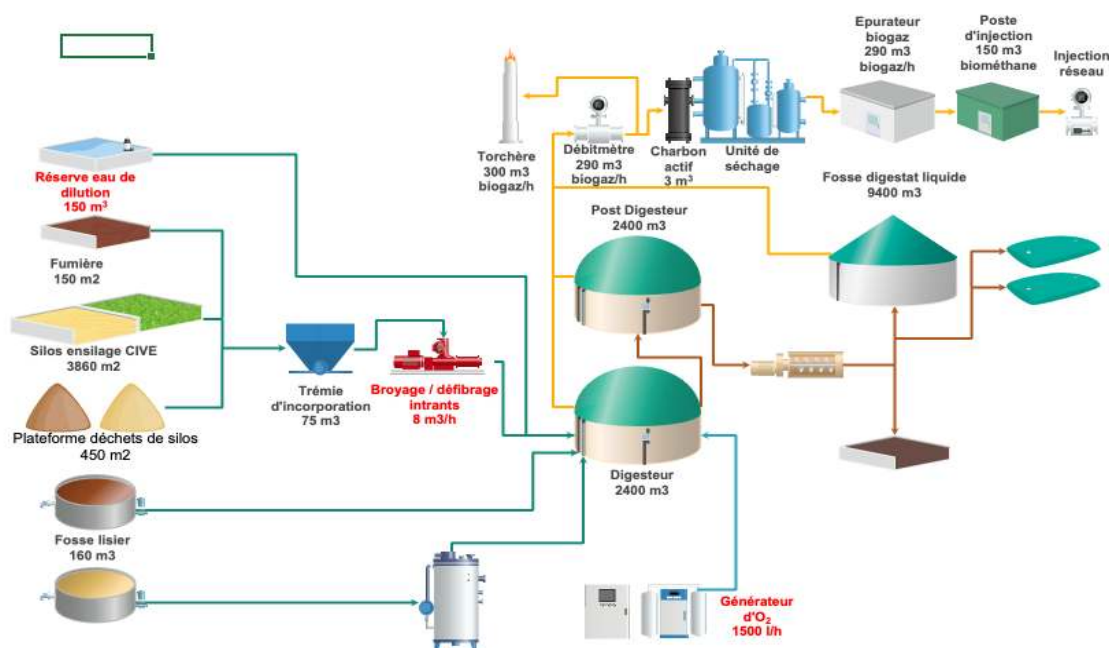


Figure 40 : Description de l'unité des équipements de l'unité de méthanisation et principales caractéristiques de dimensionnement

Le coût d'investissement global est de 6,7 M€, le détail est donné dans le Tableau 5. Il est considéré une subvention de 0,9 M€ (13%), un emprunt de 5,2 M€ (13 ans à 1,8%), et des fonds propres à hauteur de 0,7 M€.

Tableau 5 : Détail du CAPEX de l'unité de méthanisation (chiffrage réalisé avec les coûts de 2021)

Investissements	Montant en k€
Digesteur et périphériques	1 362
Valorisation du biogaz	1 471
Stockage Amont/Aval	948
Terrassement - VRD	1 310
Équipement logistique	100
Montage, raccordement, ingénierie	447
Autres coûts non techniques	1 111
Total	6 749

Les coûts d'exploitation annuels, sur la base d'un fonctionnement au nominal sont de 774 k€/an.

Tableau 6 : Détail des OPEX (couts 2021)

OPEX	Montant en k€/an
Conduite unité méthanisation	73
Gérance, administration	30
Consommables (électricité, fioul, traitement du biogaz)	102
Maintenance et renouvellement matériel	111
Fournitures diverses et petit matériel	16
Achats matières	264
Transport matières	119
Charges liées à l'injection	58
Total	774

Pour simplifier les scénarios de simulation, on considère que la production totale est répartie sur la totalité des 365 jours d'une année. La production de méthane est de 1 340 440 Nm³/an, ce qui permet, sans contrainte d'injection dans le réseau d'envisager un volume injecté de 1 223 898 Nm³/h, soit 13 512 MWh_{PCS}/an. La différence entre le volume produit et le volume injecté correspond, par ordre d'importance :

- Au besoin de chauffage du digesteur
- A l'indisponibilité des différents équipements : méthaniseur, épurateur, poste d'injection
- Rendement d'épuration
- Autres fuites

Les recettes annuelles sont de 1390 M€ (tarif à 103 €/MWh), ce qui permet d'estimer un TRI après impôt et taxe de 6,3% sur 15 ans, et un DSCR¹ de 131%. Les niveaux atteints par ces indicateurs économiques, dans les conditions actuelles du marché, rendent faisable projet.

4.2.4. Simulation de scénarios tenant compte des contraintes réseau

L'ensemble des simulations a été fait pour la configuration de digesteur suivante :

- Volume liquide utile = 4250 m³
- Volume ciel gazeux = 1250 m³ (ce volume est fixe et affecte uniquement le temps de mélange et n'est pas compté dans le volume de gazomètre permettant de stocker le biogaz)
- Température de fonctionnement = 35°C
- Pression de fonctionnement : atmosphérique

Pour la ligne de valorisation de gaz les hypothèses suivantes ont été considérées :

- Capacité nominale de production de CH₄ de l'épurateur = 150 Nm³/h
- Capacité maximale de production de CH₄ de l'épurateur = 165 Nm³/h (10% de marge)
- Capacité du gazomètre de stockage = 1200 Nm³ de CH₄ (soit environ 2000 Nm³ de biogaz – tous les calculs sont faites sur la base du volume de CH₄)
- Taux de CH₄ valorisable = 91,2% (8,8% de CH₄ non injectable : chauffe digesteur ; offgas épurateur ; fuites diverses)

¹ DSCR : debt service cover ratio, ou taux de couverture de la dette, il s'agit d'un indicateur

4.2.4.1 Fractionnement des substrats en variables d'état glucides/lipides/protéines

Pour renseigner les variables d'alimentation du modèle, des hypothèses ont été faites quant à la composition biochimique des substrats introduits. Les teneurs en sucres, protéines et lipides de la fraction biodégradable ont été choisies pour respecter la teneur en azote du Tableau 4, les ajustements entre lipides et glucides sont issus de résultats précédents obtenus au CRITT GPTE sur des substrats similaires. Par ailleurs, la fraction biodégradable des substrats a été déterminée d'après le potentiel méthanogène considéré. Le fractionnement complet est présenté sur la Figure 41.

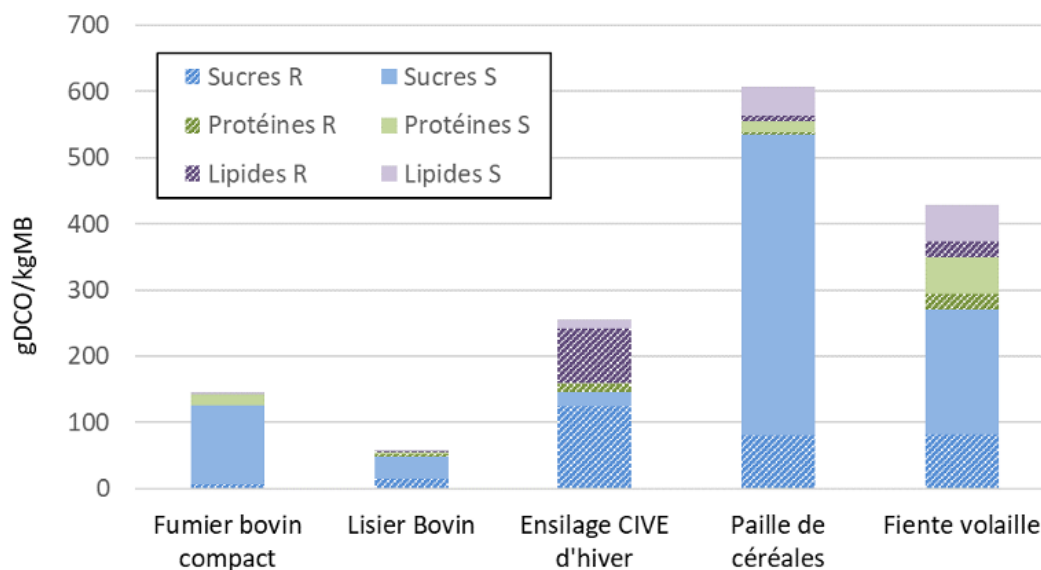


Figure 41 : Fractionnement des substrats considéré pour la simulation du digesteur : Sucres, Protéines, Lipides – rapidement hydrolysables (R) ou lentement hydrolysables (S) -

4.2.4.2 Paramétrage du modèle de bioréaction

Les différents paramètres utilisés pour le modèle sont synthétisés dans le Tableau 7, le Tableau 8 et le Tableau 9 pour les paramètres cinétiques, et dans le Tableau 10 pour les paramètres algébriques.

Les paramètres ont été choisis d'après les paramètres cinétiques et algébriques proposés pour des conditions mésophiles dans le modèle ADM1 publié (Batstone et al. 2002), à l'exception des paramètres suivants :

- Les constantes d'hydrolyse ont été déterminées à partir des données de fractionnement cinétique obtenues au CRITT GPTE pour des substrats similaires à ceux proposés dans le cas d'étude retenu. La fraction biodégradable de chaque substrat a été décomposée arbitrairement en une fraction lentement biodégradable avec une constante d'hydrolyse de $0,07 \text{ j}^{-1}$ et une fraction rapidement biodégradable avec une constante d'hydrolyse de $0,20 \text{ j}^{-1}$. La proportion rapidement/lentement a été déterminée pour parvenir à une cinétique d'hydrolyse globale conforme au taux d'hydrolyse expérimentalement observé. Les fractions rapidement et lentement hydrolysables de chaque substrat sont présentées dans le Tableau 8.

- Les constantes de désactivation des populations actives, k_{dec} , ont été modifiées pour intégrer les résultats de l'étude de désactivation proposée dans la partie expérimentale de ce projet (cf. 3.4.3 Détermination des constantes de désactivation).
- Les paramètres de croissance de la méthanogénèse acétoclaste ont été pris afin d'avoir une vitesse de réaction proche des valeurs les plus basses mentionnées dans la littérature. Ce choix permet de mettre en exergue des possibles accumulations d'acétate liées à des pertes de performance. Il s'agit d'un choix délibéré de prendre une configuration défavorable pour accentuer les potentielles accumulations transitoires et éviter de passer à côté de risques d'acidose dans les simulations de scénarios.

Tableau 7 : Paramètres cinétiques utilisés pour la simulation de l'unité de méthanisation

Processus considéré	Paramètre	Valeur	Unité
Désintégration suite à lyse cellulaire	k_{m_dis}	0.20	j^{-1}
Hydrolyse de substrats particulaires	$k_{m_hydch_S}$	0.07	j^{-1}
	$k_{m_hydpr_S}$	0.07	j^{-1}
	$k_{m_hydli_S}$	0.07	j^{-1}
	$k_{m_hydch_M}$	0.20	j^{-1}
	$k_{m_hydpr_M}$	0.20	j^{-1}
	$k_{m_hydli_M}$	0.20	j^{-1}
Acidogénèse sur sucres	k_{m_su}	30.0	$kgDCO.kgDCO^{-1}.d^{-1}$
	K_{s_su}	5.00E-01	$kgDCO.m^{-3}$
Acidogénèse sur protéines	k_{m_aa}	50.0	$kgDCO.kgDCO^{-1}.d^{-1}$
	K_{s_aa}	3.00E-01	$kgDCO.m^{-3}$
Acidogénèse sur acides gras à longues chaines	k_{m_fa}	6.00	$kgDCO.kgDCO^{-1}.d^{-1}$
	K_{s_fa}	4.00E-01	$kgDCO.m^{-3}$
Acétogénèse sur butyrate et valérate	k_{m_c4}	20.0	$kgDCO.kgDCO^{-1}.d^{-1}$
	K_{s_va}	3.00E-01	$kgDCO.m^{-3}$
	K_{s_bu}	2.00E-01	$kgDCO.m^{-3}$
Acétogénèse sur propionate	k_{m_pro}	10.00	$kgDCO.kgDCO^{-1}.d^{-1}$
	K_{s_pro}	3.00E-01	$kgDCO.m^{-3}$
Méthanogénèse acétoclastique	k_{m_ac}	2.00	$kgDCO.kgDCO^{-1}.d^{-1}$
	K_{s_ac}	1.50E-01	$kgDCO.m^{-3}$
Méthanogénèse hydrogénophile	k_{m_h2}	35.00	$kgDCO.kgDCO^{-1}.d^{-1}$
	K_{s_h2}	7.00E-06	$kgDCO.m^{-3}$
	K_{s_co2}	1.00E-01	$kgDCO.m^{-3}$
Désactivation	k_{dec_Xglu}	0.020	j^{-1}
	k_{dec_Xaa}	0.020	j^{-1}
	k_{dec_Xfa}	0.020	j^{-1}
	k_{dec_Xc4}	0.045	j^{-1}
	k_{dec_Xpro}	0.066	j^{-1}
	k_{dec_Xac}	0.048	j^{-1}
	k_{dec_Xh2}	0.020	j^{-1}

Tableau 8 : Constantes d'hydrolyse utilisées pour les substrats considérés

	fraction rapidement hydrolysable ($kH = 0.20 \text{ j}^{-1}$)	fraction lentement hydrolysable ($kH = 0.07 \text{ j}^{-1}$)	Constante d'hydrolyse globale kH (j ⁻¹)
Fumier bovin compact	5%	95%	0.08
Lisier Bovin	30%	70%	0.11
Ensilage CIVE d'hiver	86%	14%	0.18
Paille de céréales	15%	85%	0.09
Fiente volaille	30%	70%	0.11

Tableau 9 : Paramètres d'inhibition et de limitations utilisés pour la simulation de l'unité de méthanisation

Processus considéré	Paramètre	Valeur	Unité
Transfert gaz/liquide	kLa	10.00	j ⁻¹
Inhibition par le pH	pHll_aa	4.00	-
	pHul_aa	5.50	-
	pHll_ac	6.00	-
	pHul_ac	7.00	-
	pHll_h2	5.00	-
	pHul_h2	6.00	-
Limitation par carence d'azote	Ks_in	2.00E-04	kmolN.m ⁻³
Inhibitions par excès de H ₂ et de NH ₃	Ki_h2_fa	5.00E-06	kgDCO.m ⁻³
	Ki_h2_c4	1.00E-05	kgDCO.m ⁻³
	Ki_h2_pro	1.00E-06	kgDCO.m ⁻³
	Ki_nh3	3.00E-02	kmolN.m ⁻³

Tableau 10 : Paramètres algébriques utilisés pour la simulation de l'unité de méthanisation

Processus considéré	Paramètre	Valeur	Unité
Equilibres acide/base	Ka_ac	1.74E-05	M
	Ka_co2	4.73E-07	M
	Kw	2.06E-14	M
	Ka_nh4	1.09E-09	M
	Ka_pro	1.32E-05	M
	Ka_bu	1.51E-05	M
	Ka_va	1.38E-05	M
Constante d'équilibre gaz/liquide	Kh_co2	2.58E-02	M.bar ⁻¹
	Kh_h2	7.29E-04	M.bar ⁻¹
	Kh_ch4	1.15E-03	M.bar ⁻¹

4.2.4.3 Simulations du cas de référence

Les simulations du cas de référence, pour lequel on applique une alimentation constante au digesteur, sont présentées sur la Figure 42. Le régime permanent établi a les caractéristiques suivantes :

- Débit de biogaz total = 160 Nm³/h
- Composition du biogaz = 59% de CH₄ et 41% de CO₂
- Teneur en azote = 6 g/L
- Concentration en acétate = 800 mg/L, autres acides négligeables
- pH = 7,4

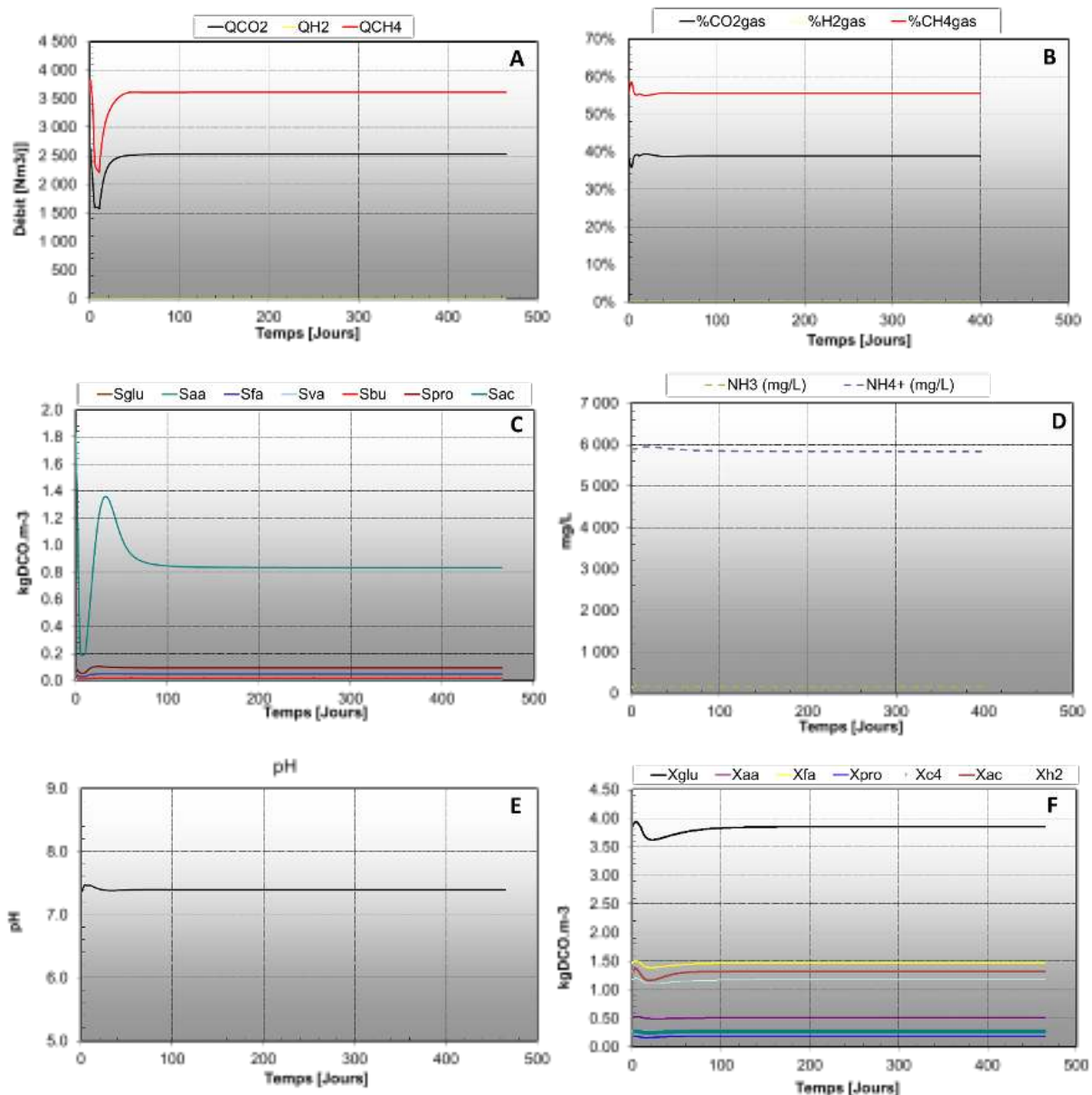


Figure 42 : Résultats de la simulation dynamique du cas de référence à alimentation continue. A : débit de gaz produit ; B : composition du biogaz ; C : concentration en AGVs ; D : teneur en azote ammoniacal ; E : pH ; F : concentration en biomasse active

4.2.4.4 Descriptif des scénarios étudiés

Une série de modifications dans la stratégie d'alimentation des digesteurs a été testée. Dans ce rapport sont présentés les scénarios les plus marquants, répertoriés dans le Tableau 11.

Les CIVEs d'hiver ont été choisies comme substrat « pivot » permettant un ajustement des productions à la demande. En effet, comme précisé dans le Tableau 8, elles présentent une vitesse d'hydrolyse intrinsèque rapide. De plus, étant sous forme d'ensilage, elles sont par définition stabilisées et sont donc propices à un stockage sans perte de pouvoir méthanogène.

Tableau 11 : Scénarios étudiés pour la simulation de stratégies d'adaptation aux besoins d'effacement

Scénario	Synthèse	Descriptif
Référence	Aucune restriction d'injection	Scénario de base présentant les performances de l'installation modèle fonctionnant en régime nominal, en continu, sans aucune limitation de la quantité de méthane injecté
Test 0	Production constante	Reprise du cas de référence (alimentation constante), mais pour la valorisation du gaz, on applique la limitation d'injection définie au paragraphe 4.2.2
Test 5	Production effacée	Modification de l'alimentation du digesteur : on cesse d'alimenter en CIVES la veille des jours où il y a un besoin d'effacement
Test 6	Production effacée + surcharge à la reprise	Idem Test 5, mais on applique une surcharge en CIVES les 2 premiers jours après l'effacement, lorsque l'injection maximale redevient possible
Test 6_plus	Production effacée + surcharge à la reprise + surcharge compensatoire	Idem Test 6, et on répartit la quantité de CIVES manquant (par rapport au cas de référence) sur les périodes hivernales sans limitation d'injection pour avoir le tonnage du cas de base

4.2.4.5 Résultats des scénarios étudiés

Chaque scénario a donné lieu à une simulation complète pour la partie production via le modèle ADM1, ainsi que pour la partie valorisation avec le bilan matière en dynamique sur le gazomètre, l'épurateur et le poste d'injection.

Remarque :

Les régimes transitoires en début de simulation correspondent à la phase de stabilisation du système : l'état du digestat au démarrage a été choisi arbitrairement, il faut plusieurs semaines avant d'obtenir un régime permanent représentation des activités microbiennes réellement présentes dans le digesteur. Ainsi, pour les calculs de bilans de performances annuelles qui sont présentés dans la suite du document, ceux-ci sont établis entre la date simulation $t = 100j$ et la date $t = 465 j$. Pour ce faire le profil de capacité du réseau (Figure 39) a été appliqué à partir de $t = 100j$.

Les profils cinétiques des alimentations en CIVEs appliquées et des flux de méthane calculés sont présentés sur la Figure 43Figure 42. On distingue le flux de méthane injectable (flux produit par le digesteur réduit de 8,8% pour pertes diverses) du flux de méthane réellement injecté en tenant compte des contraintes du réseau et des capacités de stockage.

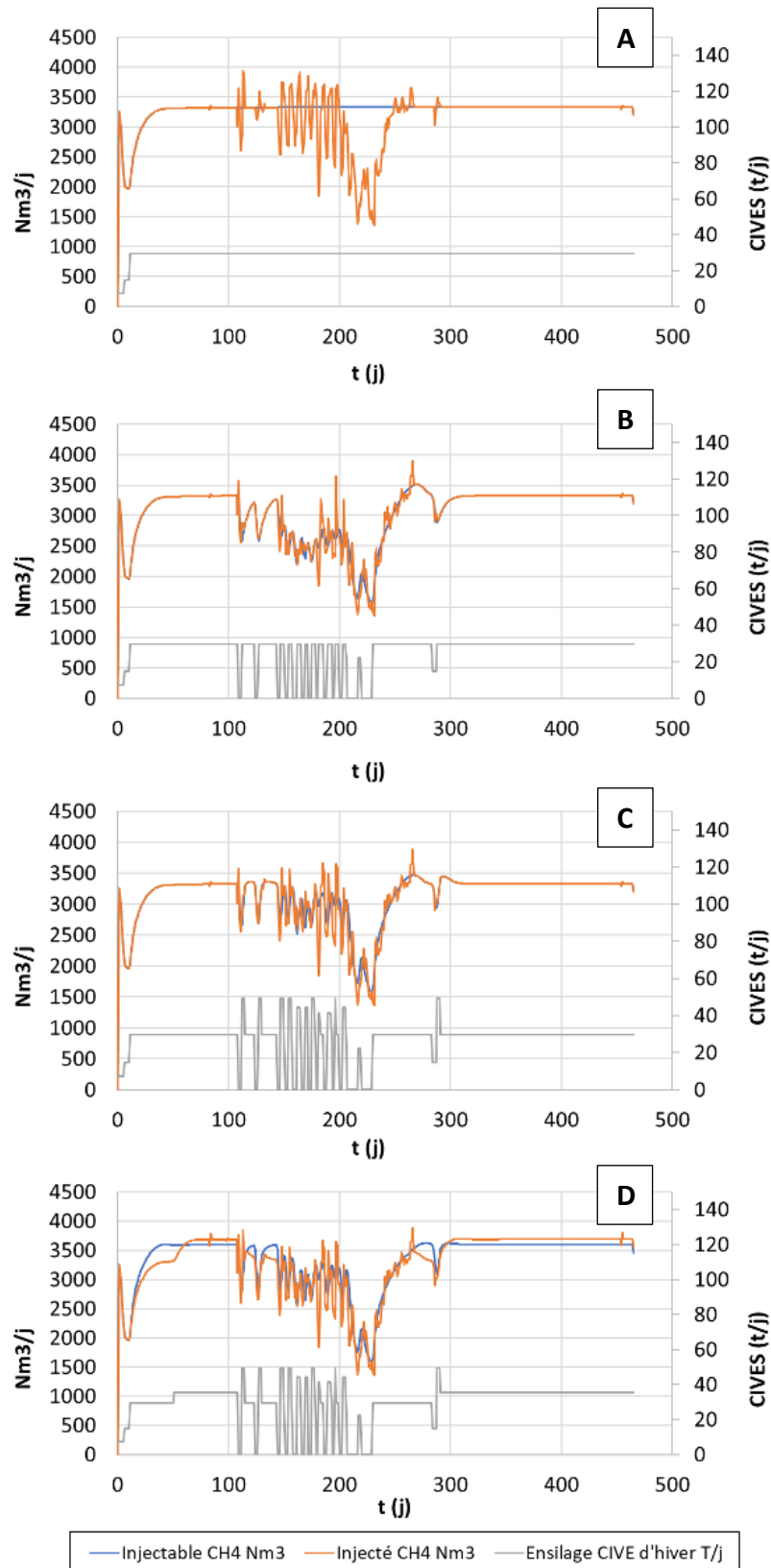


Figure 43 : Profil de charge en CIVE, de CH₄ journalier injectable d'après production et de CH₄ journalier réellement injecté d'après la capacité du réseau pour 4 scénarios : A/ production constante, B/ effacement lors des limitations, C/ effacement suivi d'une surcharge compensatoire, D/ effacement avec compensation totale de la quantité de CIVE introduite

La Figure 44 représente les flux de CH₄ envoyés vers la torchère lorsque le débit produit injectable est supérieur à la capacité du réseau augmentée du flux de gaz pouvant être absorbé par le gazomètre.

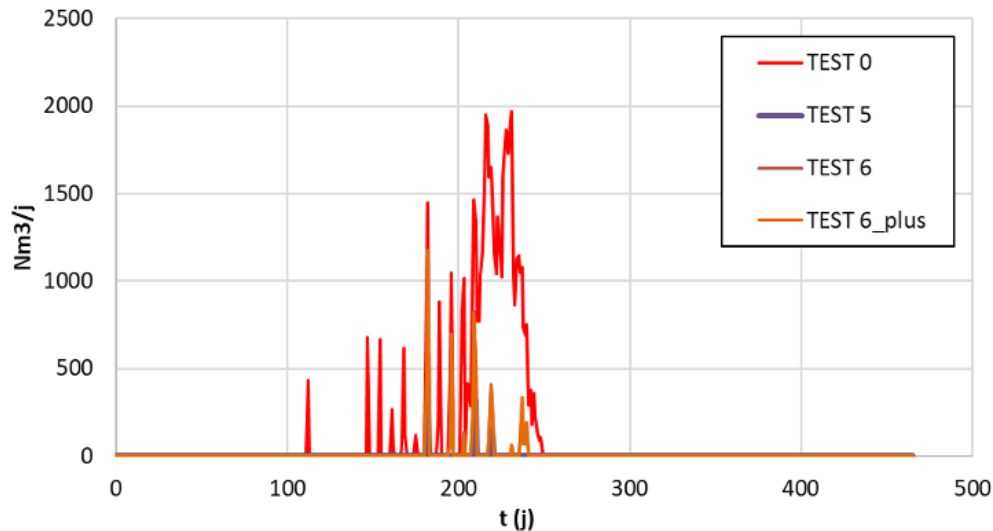


Figure 44 : Débit de CH₄ envoyé vers la torchère pour les différents scénarios testés

Afin de mieux comparer les scénarios, des bilans annuels ont été réalisés par intégration des cinétiques simulées. Ils sont présentés dans les paragraphes suivants.

- Performances générales des différents scénarios

La Figure 45 présente les volumes de CH₄ produits par le digesteur et les volumes finalement injectés dans le réseau. La Figure 46 reprend ces volumes injectés mais exprimés en débit horaire moyen annuel afin d'avoir des ordres de grandeur plus facilement comparables au dimensionnement de l'installation. On observe de manière nette que les efforts visant à limiter les pertes par injection se font au détriment de la quantité totale de biométhane valorisé. Ainsi, lorsqu'on diminue les charges en CIVEs sur les périodes de forte contrainte réseau (Test 5, Test 6), on diminue de manière significative le volume injecté. En revanche, on limite fortement les pertes, comme le montrent les taux d'injection reportés sur la Figure 47.

Le scénario représenté par le Test 6_plus est le seul permettant d'avoir des performances améliorées à la fois sur le plan de la productivité et de la sélectivité. La redistribution des CIVEs « effacées » lors des périodes de contrainte réseau sur la période hivernale sans contrainte permet de maintenir le niveau d'injection nominal tel que prévu par le dimensionnement. Dans le même temps, la quantité de méthane envoyé en torchère est maintenue faible, avec un taux d'injection effective de 99,5% du méthane produit injectable.

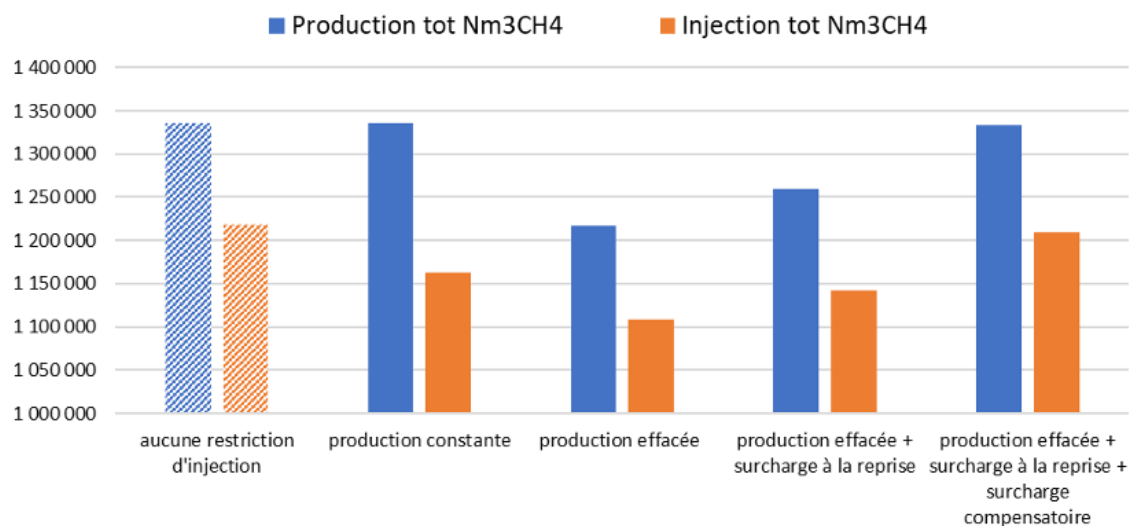


Figure 45 : Production annuelle totale de CH₄ et injection annuelle réalisée pour les différents scénarios étudiés

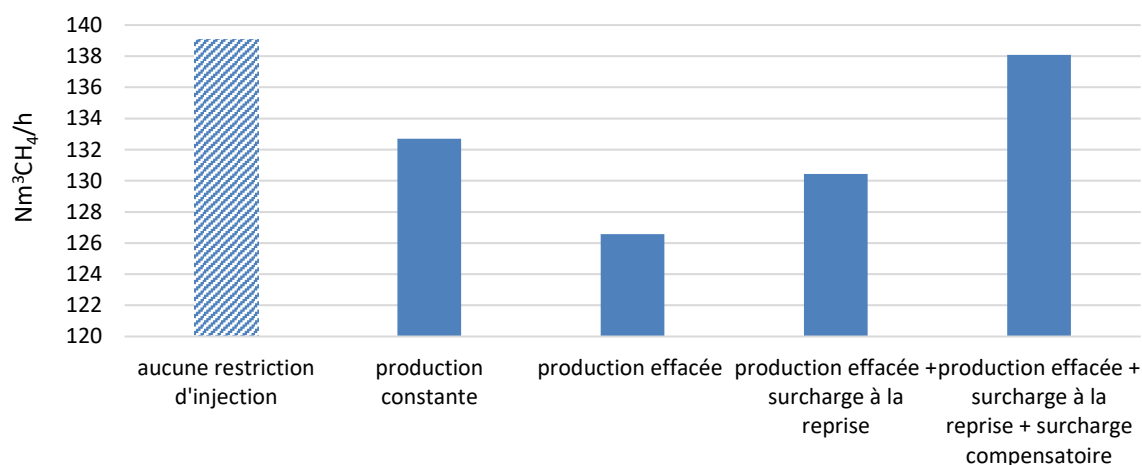


Figure 46 : Débit d'injection moyens sur une année pour les différents scénarios étudiés

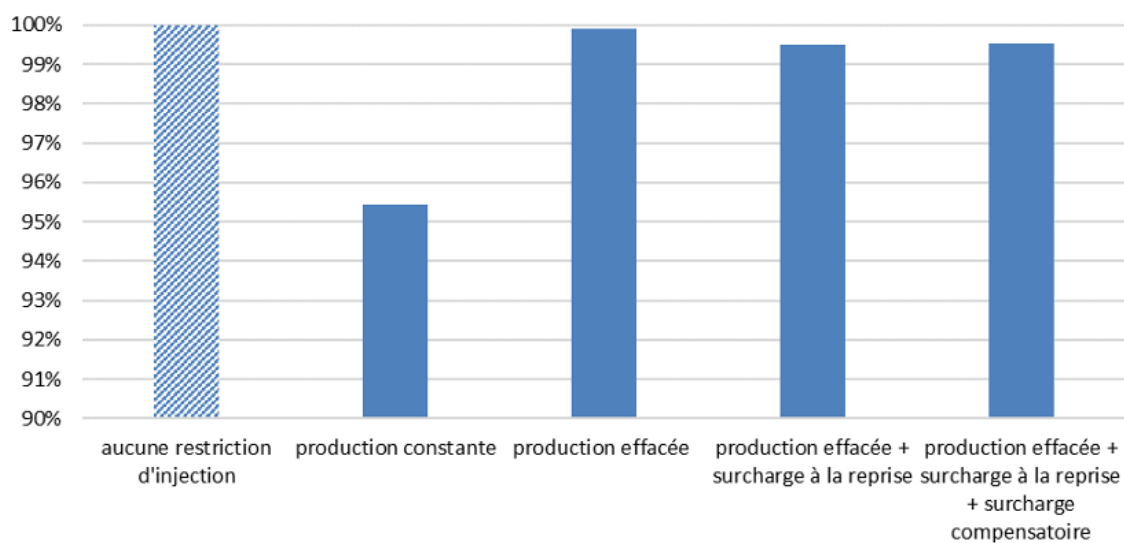


Figure 47 : Taux d'injection dans le réseau : ratio entre biométhane injecté et CH₄ injectable d'après production et besoins en autoconsommation

- Stabilité des digesteurs dans le scénario optimisé

La modulation de la charge en substrat pivot (ensilage de CIVES) permet d'obtenir des performances de valorisation quasi optimales par rapport au dimensionnement de l'installation. Afin de comprendre à quel point les variations de charge appliquée peuvent potentiellement perturber la stabilité des digesteurs, il est nécessaire de s'intéresser à l'évolution d'indicateurs complémentaires autres que la simple production de méthane.

La modélisation proposée sur la base du formalisme déterministe ADM1 permet de répondre à cet enjeu, en donnant accès à des indicateurs directs tels que le taux de CH_4 dans le biogaz produit, le pH ou encore la concentration en AGVs. L'évolution des populations microbiennes impliquées dans les différents processus complémentaires de la digestion anaérobie représente par ailleurs un indicateur indirect qui renseigne sur le niveau d'activité des étapes « cachées » du processus biologique complet de méthanisation.

Sur la Figure 48 sont représentées les cinétiques d'évolution du pH, la concentration en acide acétique (AGV majoritaire – les autres sont en quantités négligeables dans les simulations réalisées), et la concentration en population méthanogène acétoclaste (voie finale de production de CH_4 généralement majoritaire pour ce type de méthaniseur agricole mésophile). Les périodes d'effacements de courte durée (ex. entre $t = 150\text{j}$ et $t = 200\text{j}$) entraînent très peu de perturbations sur le niveau global de population méthanogène active, avec en conséquence une bonne stabilité du pH et de très faibles accumulations d'AGVs. La période d'effacement plus longue ($t = 200\text{j}$ à $t = 230\text{j}$) provoque une perte d'activité méthanogène plus significative (environ 30%), mais à la reprise de charge nominale les perturbations restent minimales. Le pH reste stable, en raison du bon pouvoir tampon assuré par l'apport en alcalinité du reste des substrats. Un pic d'acide est observé, mais dans des proportions raisonnables. La simulation est conforme aux observations effectuées lors du suivi du digesteur Biobricks présentée dans la première partie de cette étude avec un arrêt complet d'alimentation de plusieurs semaines (un pic à 5 g/L avait été observé à la reprise de charge, mais rapidement résorbé). Il est important de rappeler que pour ces simulations, le taux de croissance affecté aux microorganismes méthanogènes a été choisi volontairement à une valeur plus faible que normalement observé pour un régime mésophile afin d'exacerber les effets potentiels de surcharge organique. Ainsi, on peut considérer que le scénario proposé est robuste et ne doit pas engendrer de déstabilisation importante du digesteur.

La stabilité de la composition du gaz produit est un indicateur à prendre en compte en raison des gammes de fonctionnement optimale admissibles dans l'étape d'épuration du biogaz en biométhane. Comme illustré sur la Figure 49, les modifications de la charge entraînent de légères variations du ratio CH_4/CO_2 , mais dans des gammes qui restent tout à fait acceptables pour les technologies d'épuration mises en œuvre. Malgré le flux de CO_2 excessif observé à la reprise de charge sur la période d'effacement la plus longue, le taux de CH_4 dans le biogaz ne descend jamais sous les 50%.

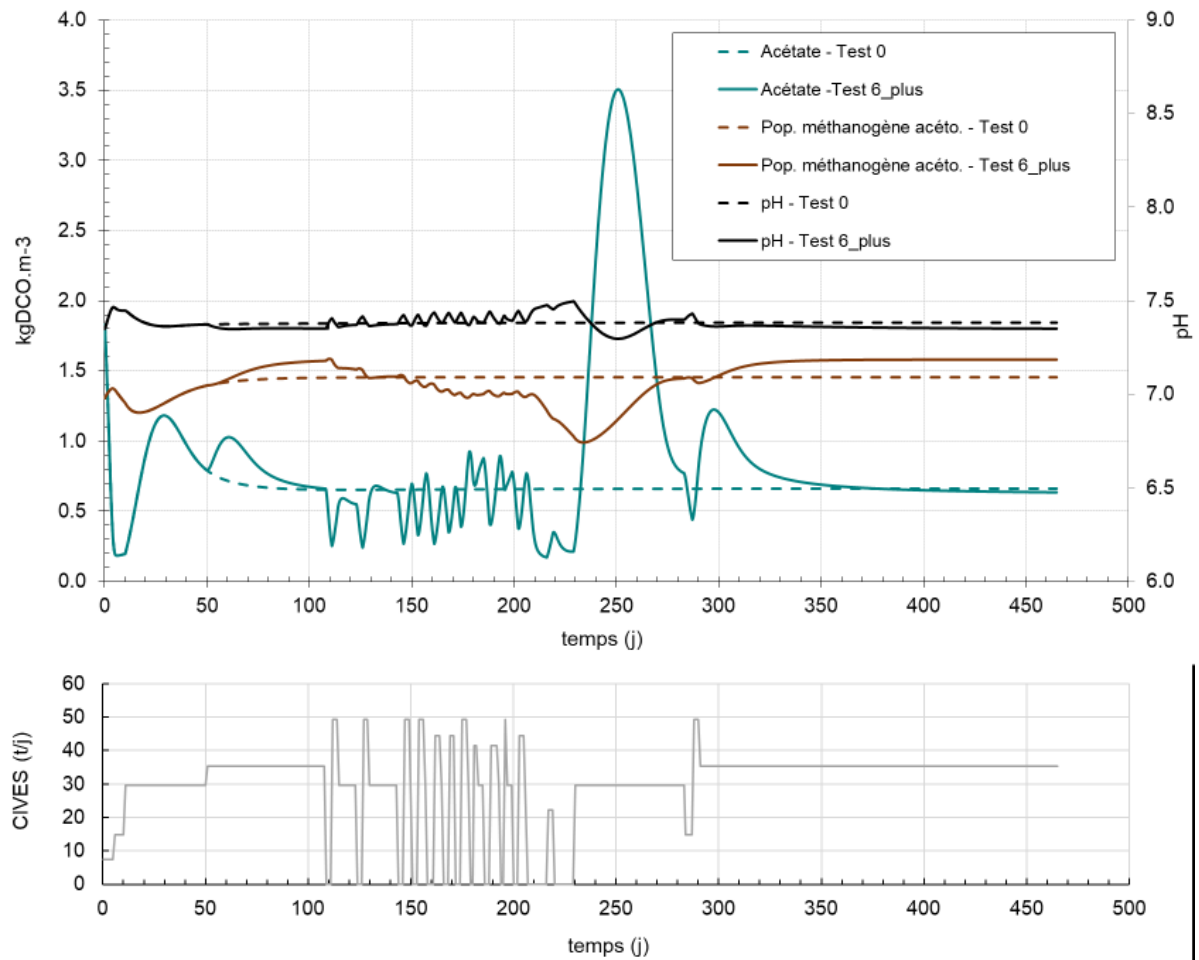


Figure 48 : Conséquences d'une alimentation flexible sur la stabilité du digesteur. Comparaison du cas à alimentation constante avec le cas Test 6_plus permettant les meilleures performances de valorisation

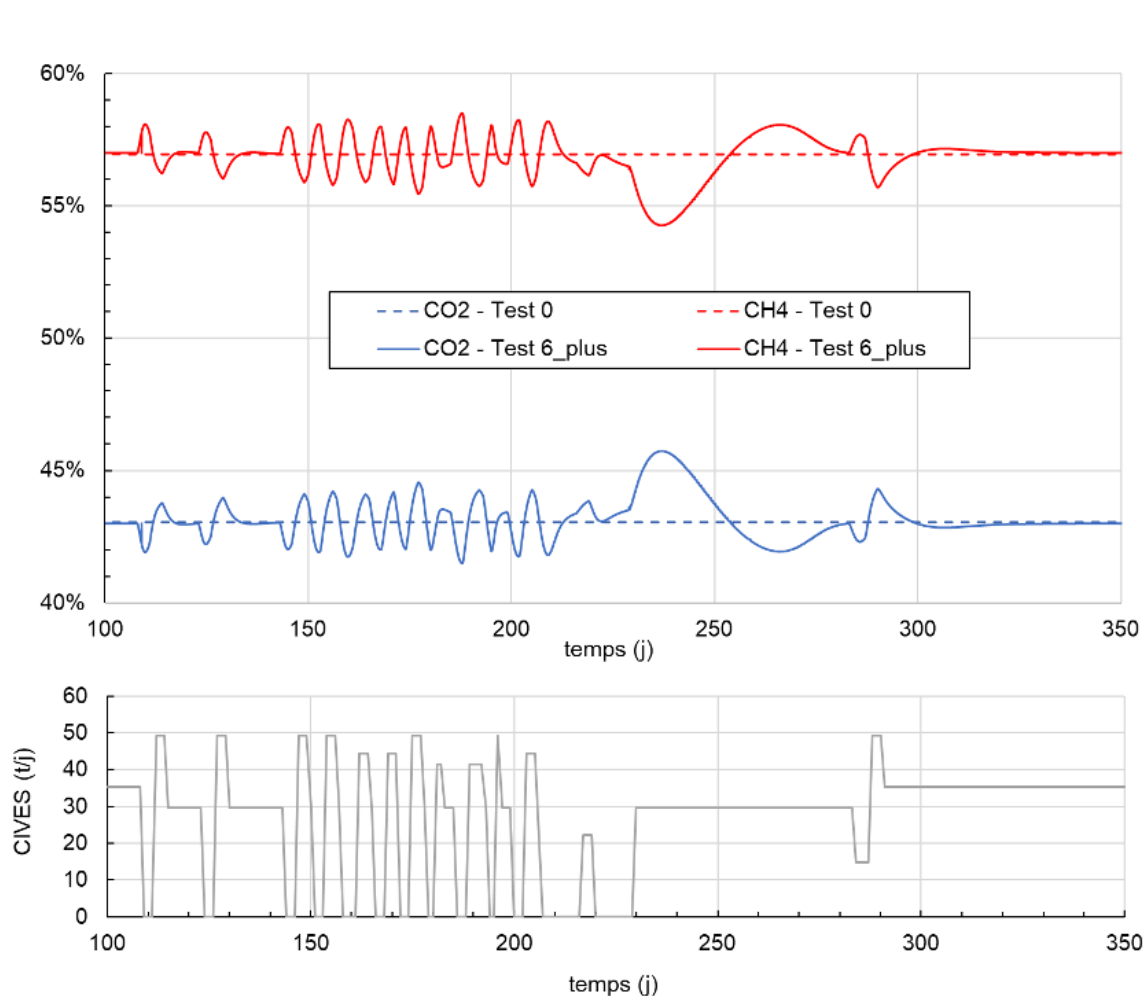


Figure 49 : Evolution annuelle de la composition du biogaz produit dans le cas d'une alimentation constante (Test 0) et d'une alimentation flexible optimisée (Test 6_plus)

- Sensibilité du modèle et des résultats de stabilité aux paramètres cinétiques

Afin de consolider les conclusions des simulations et la faisabilité de mettre en œuvre la stratégie d'alimentation proposée, une étude de sensibilité a été menée sur deux paramètres clé :

- La constante de désactivation, k_d , qui a fait l'objet de l'étude expérimentale présentée dans une précédente partie
- La constante d'hydrolyse apparente du substrat pivot, k_H , qui a été proposée d'après des mesures effectuées sur des substrats similaires aux CIVES

L'objet de cette étude de sensibilité est de vérifier que les conclusions tirées par la simulation numérique (tant sur les performances globales que sur la stabilité) restent valables même si nous avons une incertitude sur les valeurs de ces deux paramètres.

Sensibilité à la constante de décès :

Pour étudier la sensibilité à la constante de décès, trois simulations ont été menées afin d'appréhender une incertitude de $\pm 50\%$:

- une simulation de référence, correspondant au cas optimisé mais avec un taux de croissance des méthanogène légèrement supérieure (plus proche des valeurs proposées dans la littérature : $k_m = 0,3 \text{ j}^{-1}$). Pour ces simulations on les valeurs de constante de

décès sont celles dans le Tableau 7, avec en particulier la valeur de $0,048 \text{ j}^{-1}$ pour la population méthanogène acétoclaste

- une simulation reprenant la référence avec la valeur de toutes les constantes de désactivation diminuée de 50% ($k_d / 1.5$)
- une simulation reprenant la référence avec la valeur de toutes les constantes de désactivation augmentée de 50% ($k_d \times 1.5$)

Tableau 12 : Sensibilité des performances de valorisation annuelle aux constantes de désactivation

	$k_d / 1.5$	k_d	$k_d \times 1.5$
Total injecté (Nm^3)	1 141 063	1 147 821	1 139 124
Total torché (Nm^3)	8 382	7 330	6 639

En termes de performances, on obtient des résultats très similaires avec moins de 1% d'écart sur la quantité annuelle de biométhane injecté (Tableau 12). Concernant la stabilité, elle reste satisfaisante, mais elle est dégradée si la désactivation est trop forte. Comme on le voit sur la Figure 50, on arrive dans à des accumulations critiques d'AGVs lors de reprises de périodes de famines prolongées si on prend des constates de décès 1,5 plus importantes. Ce cas de figure est cependant très improbable, car bien au-delà des gammes d'incertitudes associées à la détermination expérimentales de ce paramètre. D'autant que les valeurs choisies correspondaient déjà aux limites hautes.

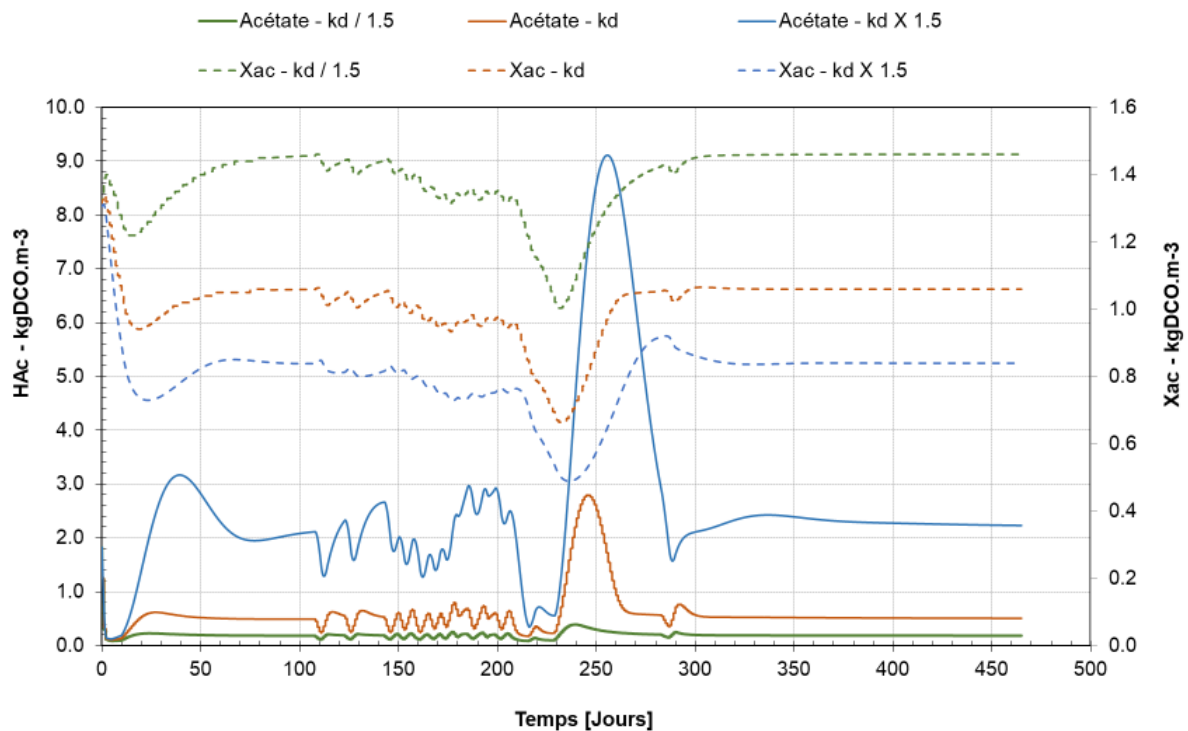


Figure 50 : Profil d'accumulation d'AGV et de population méthanogène acétoclaste active pour une constante d'inactivation plus faible ($k_d / 1.5$) et plus forte ($k_d \times 1.5$) que la valeur expérimentale issue des travaux du programme Fleximetha

Sensibilité à la constante d'hydrolyse

Les simulations du scénario optimisé ont été reprises en proposant des valeurs de $\pm 50\%$ pour la constante d'hydrolyse du substrat CIVEs. La stabilité du système reste bonne (Figure 51) sur toute la gamme de valeurs. En revanche, si le substrat pivot (CIVEs) est remplacé par un substrat présentant une cinétique d'hydrolyse moins rapide, les performances sont globalement moins bonnes. Tout d'abord d'une manière générale, le temps de séjour, même s'il est long, ne permet pas une hydrolyse complète de la matière injectée, et conduit donc à des taux de conversion plus faible. Pour ce qui est de la question de la flexibilité à proprement parler, la réactivité offerte en appliquant une baisse ou une hausse de charge est proportionnelle à la constante d'hydrolyse : on observe pour des constantes d'hydrolyses plus élevées de meilleures aptitudes à baisser ou augmenter rapidement la production de gaz en jouant sur la charge.

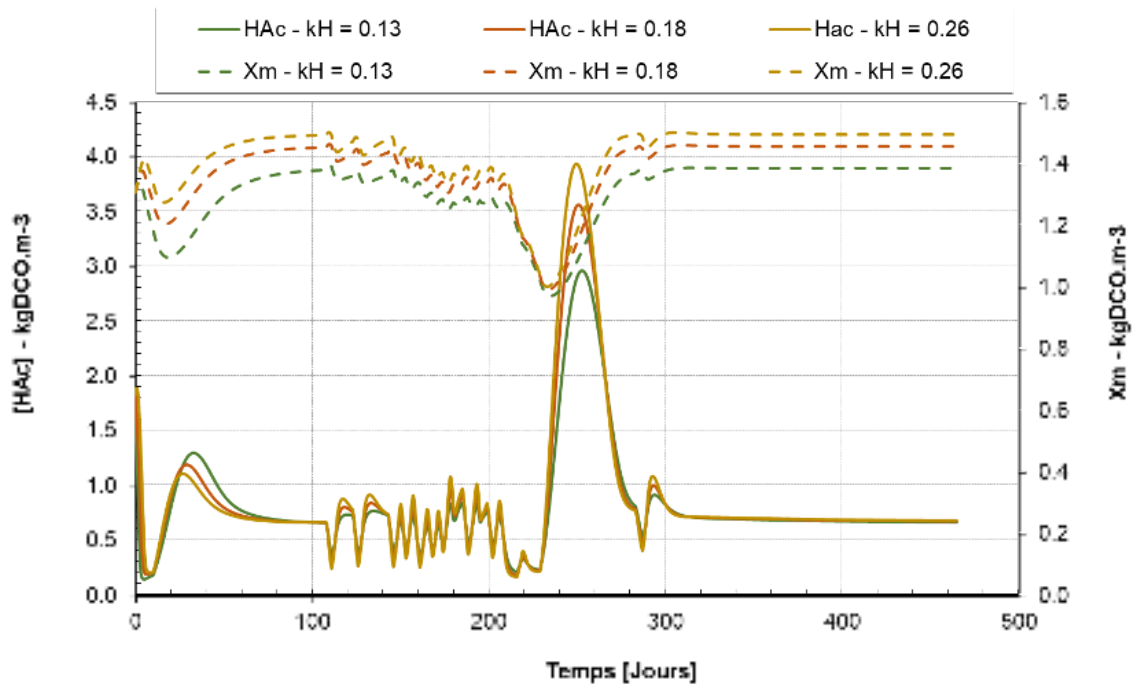


Figure 51 : Effet sur le profil d'accumulation d'acétate et de biomasse active d'une constante d'hydrolyse plus faible (0.13 j^{-1}) ou plus forte (0.26 j^{-1}) que la valeur utilisée pour le substrat CIVE dans les simulations du scénario optimisé

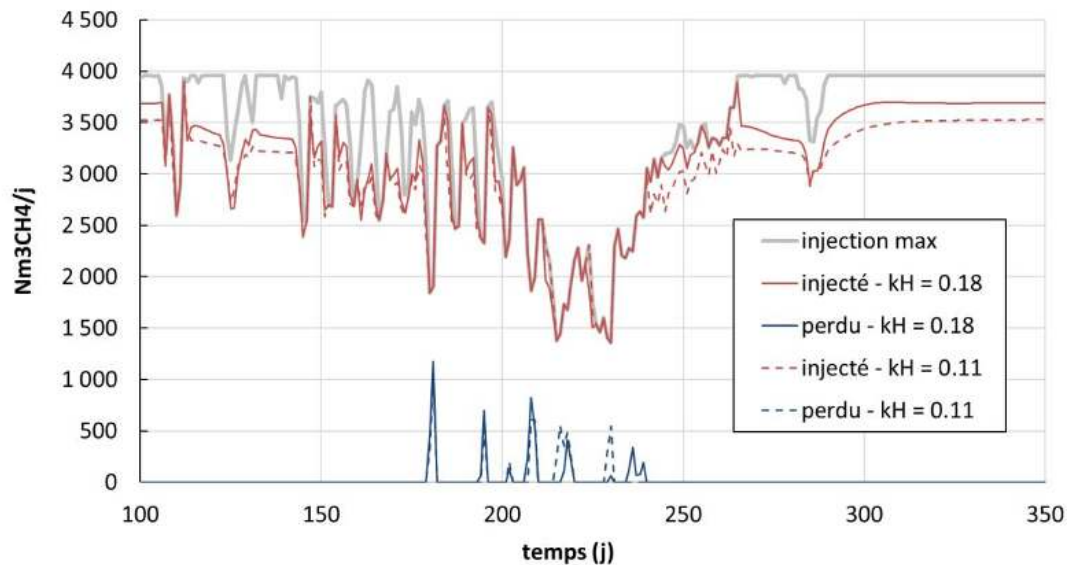


Figure 52 : Influence de la constante d'hydrolyse des CIVES sur les performances du scénario optimisé

Conclusion

D'une manière générale, on peut conclure que le niveau de stabilité des scénarios proposés dans cette étude est assez robuste, avec de faibles risques liés à des valeurs de paramètres cinétiques (constante de désactivation, constante d'hydrolyse) qui seraient évaluées de manière imprécise.

- Sensibilité du modèle à la capacité de stockage du gazomètre

Afin de déterminer l'influence du gazomètre sur la flexibilité du système vis-à-vis de la demande du réseau, les simulations des scénarios Test 0, Test 6 et Test 6_plus ont été renouvelées avec un gazomètre d'une capacité de stockage de 16h (4000 m³ de biogaz) au lieu de 8h (2000 m³ de biogaz). Ce doublement de capacité représente un investissement important et il est rare de voir des installations proposant une réserve aussi importante.

Les résultats des simulations, présentés sur la Figure 53, permettent de constater qu'un doublement de la capacité de stockage de gaz n'apporte quasiment rien en termes de performances, avec un gain sur les quantités injectées de moins de 0,4%.

Cette faible influence du gazomètre tient au fait que la flexibilité apportée par celui-ci est de quelques heures maximum, alors que les enjeux d'effacement liés à la capacité du réseau sont eux plutôt de l'ordre de quelques jours.

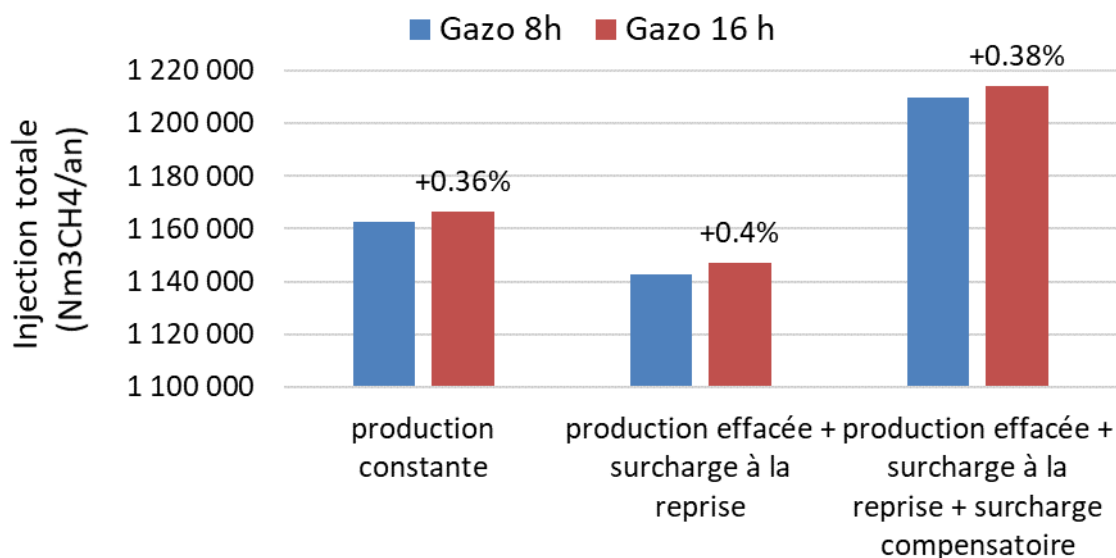


Figure 53 : Effet d'un doublement de la capacité de stockage du gazomètre sur les quantités de CH₄ injectées

4.2.5. *Evaluation technico-économique des scénarios étudiés*

Le Tableau 13 présentent les résultats technico-économies effectuées par SOLAGRO pour les différents tests de pilotage du méthaniseur pour s'adapter aux contraintes du réseau. La modulation de l'alimentation du méthaniseur joue sur les coûts d'intrants (y compris transport, chargement et gestion digestat) et les OPEX électriques (en grande partie liée à l'épuration, donc proportionnel à la production de biométhane) et les recettes (fonction du volume de gaz injecté).

Le test 0, où l'on subit les contraintes par torchage du méthane, dégrade sensiblement la rentabilité économique avec un TRI qui chute à 5 % et un DSCR à 120%.

Le test 5 qui réduit la ration avant chaque contrainte sur le réseau, reste avec des indicateurs économiques dégradés (TRI 4,9% et DSCR 119%). Les OPEX sont réduits, mais la baisse de production va au-delà des volumes associés aux contraintes du réseau ce qui entraîne une baisse de recette plus importante que dans le cas « test_0 ».

Le test 6 qui permettent d'améliorer la rentabilité et le DSCR en augmentant la quantité injectée tout en maintenant le contrôle de l'introduction matière.

Le tests 6_plus améliore encore les résultats en poussant la production lors des périodes sans contrainte réseau de manière à viser le maintien de la production sur l'année. Au final, dans ce test on retrouve un TRI à 6,2% et une DSCR à 130% seuil typique retenu par les banquiers pour valider un emprunt.

Tableau 13 : Résultats des simulations

Scénario		Capacité initiale	Test 0	Test 5	Test 6	Test 6_plus
Méthane produit	Nm3/an	1 340 400	1 340 400	1 217 900	1 261 500	1 341 300
		100.0%	100.0%	90.9%	94.1%	100.1%
Méthane injectable	Nm3/an	1 223 900	1 223 900	1 109 800	1 150 400	1 224 700
		100.0%	100.0%	90.7%	94.0%	100.1%
Méthane injectable/produit	%	91.3%	91.3%	91.1%	91.2%	91.3%
Méthane injecté	Nm3/an	1 223 900	1 168 000	1 108 700	1 144 800	1 218 500
	MWh/an	13 500	12 900	12 200	12 600	13 500
		100%	95.4%	90.6%	93.5%	99.6%
Méthane injecté/injectable	%	100.0%	95.4%	99.9%	99.5%	99.5%
Méthane torché à cause des contraintes réseau	0	0	55 858	1 075	5 643	6 167
CAPEX	k€	6 749	6 749	6 749	6 749	6 749
OPEX	k€/an	774	774	716	737	774
		100%	100%	93%	95%	100%
Recettes	k€/an	1 390	1 326	1 259	1 300	1 383
		100%	95%	91%	94%	100%
TRI après impôts	%	6.3%	5.0%	4.9%	5.3%	6.2%
DSCR en régime établi	%	131%	120.4%	119.3%	122.5%	130.0%
Sensibilité avec surcoûts OPEX						
OPEX	k€/an			726	747	784
TRI après impôts	%			4.6%	5.1%	6.0%
DSCR en régime établi	%			117.5%	120.8%	128.3%

Un test de sensibilité a par ailleurs été réalisé en prenant + 10 k€ d'OPEX :

- 5 k€ pour prendre en compte des analyse matière fréquente : suivi hebdomadaire des paramètres AGVS (via FOS/TAC éventuellement), MS et N-NH4. Autour de 100€ par échantillon
- Une augmentation des couts de main d'œuvre, à la fois pour la supervision (pilotage plus fin) et aussi pour les opérateurs réaliser les chargements qui devra travailler de manière plus contrainte (travail le week-end par exemple) (env +10% des couts de MO)

Ce surplus d'OPEX pénalise de 0,2 à 0,3 pt de TRI et 2 de DSCR.

La Figure 54, la Figure 55 et la Figure 56 reprennent l'essentiel des résultats de l'étude technico-économique en prenant en compte ce surcoût d'OPEX de 10k€/an.

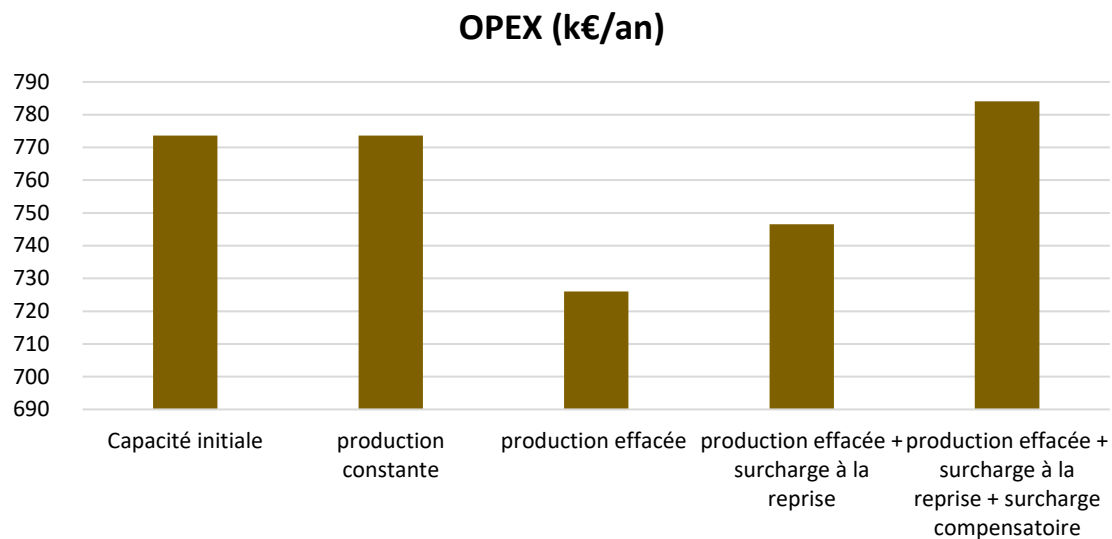


Figure 54 : OPEX estimés pour les différents scénarios en incluant un surcoûts OPEX de 10% dans les cas où la flexibilité est mise en œuvre

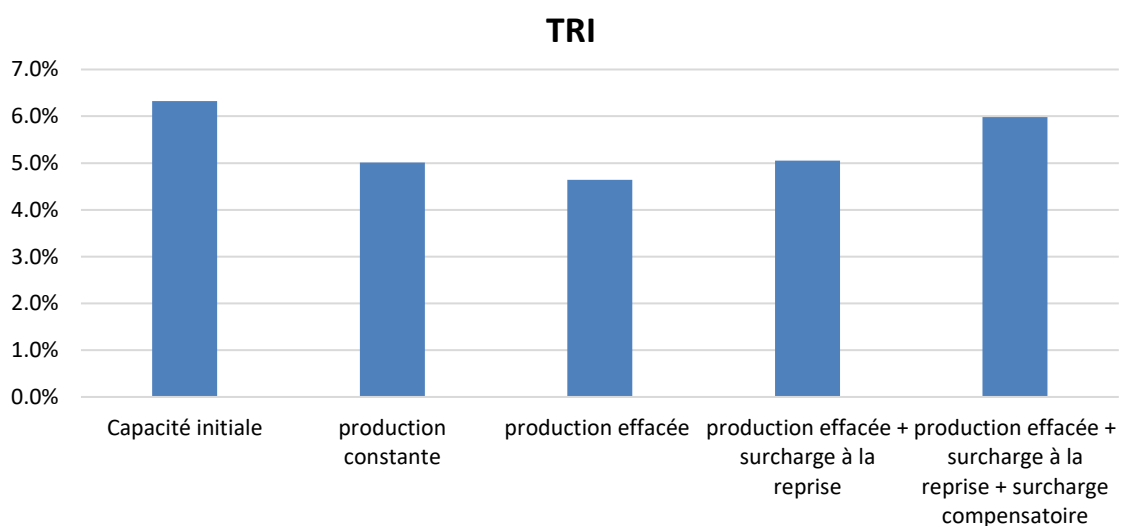


Figure 55 : Taux de rentabilité interne (TRI) estimé pour les différents scénarios en incluant un surcoûts OPEX de 10% dans les cas où la flexibilité est mise en œuvre

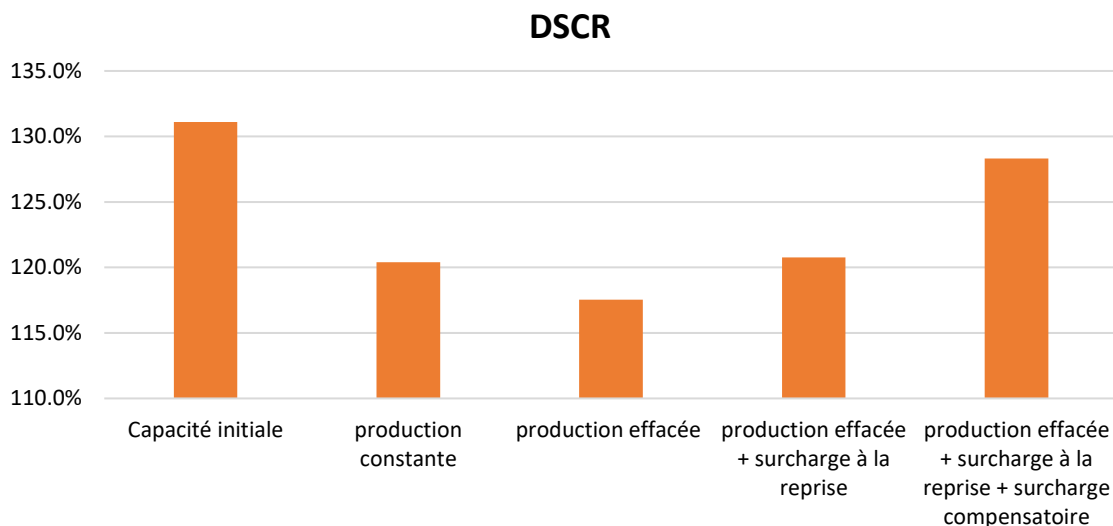


Figure 56 : Taux de couverture de la dette (DSCR) estimé pour les différents scénarios en incluant un surcoût OPEX de 10 % dans les cas où la flexibilité est mise en œuvre

5. Conclusion et perspectives

Le programme FLEXIMETHA a été initié dans le but d’aborder la question de l’adaptation de la production de biogaz par les méthaniseurs en réponse à la demande des réseaux de gaz. Cette demande se caractérise par la possibilité d’apparition de besoins d’effacement en raison d’une saturation de certaines mailles du réseau de distribution lors de périodes de faibles consommations, typiquement lors de baisse d’activité d’industries consommatrices et en périodes estivales avec de faibles besoins en chauffage. En cela la problématique soulevée est sensiblement différente de celle qui concerne la valorisation par cogénération, qui est davantage orientée vers une adaptation au marché « spot » de l’électricité, avec un intérêt de surproduction pendant des *pics horaires* de demande. Pour les réseaux gaz l’enjeu est surtout dans la capacité d’effacement sur des périodes plus longues (*un à plusieurs jours*). La réussite passe donc par une bonne résilience à des périodes de sous-charge organique appliquée aux unités. L’étude menée dans le cadre du programme a contribué à apporter des réponses sur ce point précis.

Tout d’abord, le suivi d’une installation expérimentale d’échelle semi-industrielle (pilote Biobricks opéré par INEO MPLR) a permis de mettre en évidence deux points clé :

- Pour une faible charge organique (env. 2 kgMV/m³/j) et sans présence de conditions d’inhibition à l’ammoniac ou aux acides gras à longue chaîne, **un arrêt d’alimentation prolongé de plus d’un mois, en coupant la chauffe, peut être suivi d’une reprise très rapide de la charge nominale sans perturbation majeure**, malgré des accumulations d’AGVs notoires à la reprise
- Un **changement brutal de recette d’alimentation** avec introduction de produits carnés et plus riches en lipides (passage de fruits et légumes à déchets de cantine) représente un **risque majeur**, avec dans le cas observé une **forte acidification du milieu**, accompagné d’une **chute de la production de biogaz** et du déclenchement d’un phénomène de **moussage**

Par ailleurs, un travail exploratoire des capacités de flexibilité dans la production journalière de biogaz a été mené, en se basant sur une modélisation du système permettant de proposer des

simulations dynamiques tenant compte de l'essentiel des phénomènes biologiques et physico-chimiques déterminant les cinétiques réactionnelles de la digestion anaérobie. Ce travail a inclus une étude expérimentale permettant de mieux caler les paramètres cinétiques de désactivation des populations actives, suivi d'un travail de simulation de scénarios envisagés pour proposer une stratégie d'alimentation permettant d'optimiser les performances de production de biométhane d'une unité soumise à une contrainte d'injection.

- Une **méthodologie expérimentale pour étudier les cinétiques de désactivation** des principaux groupes fonctionnels de population impliqués dans le processus de méthanisation a été proposée et mise en œuvre. Elle a permis d'**affiner les valeurs de constantes de décès** (ou constante de désactivation) utilisées dans la modélisation du procédé biologique pour les méthanogènes acétoclastes et les acétogènes consommant les acides propionique et butyrique. L'étude réalisée a également permis de mettre en évidence **l'influence de la température de stockage sur le maintien des activités**, avec un intérêt à couper la chauffe pendant les famines prolongées pour limiter la désactivation.
- Un **outil simulation dynamique d'une installation de méthanisation avec injection de biométhane a été développé** (digestion/stockage/épuration/injection). Basé sur une modélisation de la digestion anaérobie par le modèle ADM1, il inclut une **estimation dynamique du potentiel injectable** en fonction des capacités horaires du réseau de raccordement. Il permet de proposer des profils d'alimentation variables et offre une vision des performances tant en termes de productivité que de stabilité.
- Un **cas type de méthanisation agricole injectant dans une maille du réseau GRDF a été étudié**. Différents scénarios d'adaptation de la charge ont été simulés, dans l'objectif d'adapter la production de biométhane à la capacité réelle d'injection. Pour ce faire, le gisement d'ensilage de CIVEs a été choisi comme substrat pivot assurant la flexibilité de production, les autres intrants étant alimentés de manière régulière et constante tout au long de l'année. **Un scénario optimal a été proposé**. Il repose sur une **anticipation des besoins d'effacement** et une **compensation des périodes de sous-production par une légère surcharge** appliquée pendant les périodes sans contraintes d'injection.
- La faisabilité d'une flexibilisation de l'alimentation en CIVEs ensilées permettant de limiter les pertes en méthane par obligation de torcher les productions dépassant les capacités d'injection a été démontrée. Les résultats montrent un **bilan économique satisfaisant**, avec des indicateurs (TRI, DSCR) très proches de ceux obtenus dans le cas d'injection sans contrainte. Par ailleurs, les simulations présentées laissent présager une **très bonne stabilité des performances du digesteur**, y compris lors des reprises de pleine charge après les périodes d'effacement.

Le programme FLEXIMETHA a ainsi mis en évidence la possibilité de changer de paradigme en proposant de prévoir une marge de flexibilité dans la conduite des méthaniseur. L'utilisation d'un substrat pivot dont l'introduction dans le digesteur est modulée en fonction des capacités d'injection offre des perspectives intéressantes tant pour les gestionnaires de réseau que pour les porteurs de projet. Ce substrat pivot doit présenter des caractéristiques essentielles : avoir un potentiel méthanogène important, être stockable sans altération de ce potentiel, et avoir des propriétés cinétiques de dégradation satisfaisantes avec une vitesse d'hydrolyse élevée permettant une bonne réactivité.

Le travail réalisé nécessite d'être approfondi avant de pouvoir le mettre en application sur des projets industriels :

- Une validation expérimentale sur un cas réel doit être mise en œuvre, avec comme double objectif de prouver la faisabilité de la gestion « flexible » d'un substrat pivot, et d'identifier les limitations techniques et économiques associées à une telle conduite de méthaniseur qui ne sont pas nécessairement prises en compte dans la modélisation du système
- Une analyse plus fine de la sensibilité du modèle proposé doit être menée : avec des cas présentant des typologies de substrats différents du cas étudié dans ce rapport, et avec des profils temporels de capacité d'injection différents de celui de la maille modèle étudiée.
- Un travail de qualification systématique des substrats vis-à-vis de leurs propriétés cinétiques (et pas uniquement leur potentiel CH₄) devrait être initié avec les acteurs de la filière biogaz. Ce travail doit être fait en impliquant les laboratoires et centres techniques.

Références

- Akizuki, Shinichi, Hiromi Joo, Mitsuhiro Koyama, et Tatsuki Toda. 2021. « Mechanism of Cell Proliferation during Starvation in a Continuous Stirred Tank Anaerobic Reactor Treating Food Waste ». *Bioprocess and Biosystems Engineering* 44 (8): 1659-69. <https://doi.org/10.1007/s00449-021-02548-0>.
- Angelidaki, Irini, Madalena Alves, David Bolzonella, Liliana Borzacconi, Luis Campos, Alan Guwy, Pavel Jenicek, Sergey Kalyuzhnyi, et Jules van Lier. 2007. « Anaerobic biodegradation, activity and inhibition (ABAI). Task Group Meeting 9th to 10th October 2006, in Prague. » ISBN 978-87-91855-44-3. Institute of Environment & Resources, Technical University of Denmark, Bygningstorvet.
- Batstone, D.J., J. Keller, I. Angelidaki, S.V. Kalyuzhnyi, S.G. Pavlostathis, A. Rozzi, W.T.M. Sanders, H. Siegrist, et V.A. Vavilin. 2002. *Anaerobic digestion model no. 1 (ADM1). IWA Task Group for Mathematical Modelling of Anaerobic Digestion Processes*. London: IWA Publishing.
- Blasco, Lucia, Minna Kahala, Satu Ervasti, et Elina Tampio. 2022. « Dynamics of Microbial Community in Response to Co-Feedstock Composition in Anaerobic Digestion ». *Bioresource Technology* 364 (novembre): 128039. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2022.128039>.
- Bonk, Fabian, Denny Popp, Sören Weinrich, Heike Sträuber, Sabine Kleinstüber, Hauke Harms, et Florian Centler. 2018. « Intermittent Fasting for Microbes: How Discontinuous Feeding Increases Functional Stability in Anaerobic Digestion ». *Biotechnology for Biofuels* 11 (1): 274. <https://doi.org/10.1186/s13068-018-1279-5>.
- Catenacci, Arianna, Matteo Grana, Francesca Malpei, et Elena Ficara. 2021. « Optimizing ADM1 Calibration and Input Characterization for Effective Co-Digestion Modelling ». *Water* 13 (21): 3100. <https://doi.org/10.3390/w13213100>.
- Ganagin, Waldemar, Achim Loewen, Henning Hahn, et Michael Nelles. 2014. *Flexible Biogasferzeugung durch technische und prozessbiologische Verfahrensanpassung*.
- Hussain, Athar, et Shashi Kant Dubey. 2017. « Specific Methanogenic Activity Test for Anaerobic Degradation of Influent ». *Applied Water Science* 7 (2): 535-42. <https://doi.org/10.1007/s13201-015-0305-z>.
- Laperrière, W., B. Barry, M. Torrijos, B. Pechiné, N. Bernet, et J. P. Steyer. 2017. « Optimal Conditions for Flexible Methane Production in a Demand-Based Operation of Biogas Plants ». *Bioresource Technology* 245 (décembre): 698-705. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.09.013>.
- Laperrière, Wendy. 2017. « Évaluation des limites d'un digesteur biogaz pour une utilisation flexible dans un réseau local de production d'énergie ». These de doctorat, Montpellier. <https://www.theses.fr/2017MONTT068>.
- Liebetrau, Jan, Peter Kornatz, Urs Baier, David M. Wall, et Jerry D. Murphy. 2020. « Integration of Biogas Systems into the Energy System: Technical aspects of flexible plant operation ». Murphy, J.D (Ed.) IEA Bioenergy Task 37, 2020:8. IEA Bioenergy. <https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2020/09/Integration-of-biogas-systems-into-the-energy-system-Report.pdf>.
- Maharaj, Bikash Chandra. 2019. *ADM1 Based Mathematical Models For Assessing The Effect Of Trace Elements Dynamics On Solid Waste Anaerobic Digestion: Doctoral Dissertation*. B. C. Maharaj.
- Ohnmacht, Benjamin, Andreas Lemmer, Hans Oechsner, et Philipp Kress. 2021. « Demand-Oriented Biogas Production and Biogas Storage in Digestate by Flexibly Feeding a Full-Scale Biogas Plant ». *Bioresource Technology* 332 (juillet): 125099. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125099>.

- Ripoll, Evangelina, Iván López, et Liliana Borzacconi. 2020. « Hydrogenotrophic Activity: A Tool to Evaluate the Kinetics of Methanogens ». *Journal of Environmental Management* 270 (septembre): 110937. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2020.110937>.
- Sposob, Michal, Hee-Sung Moon, Dongjin Lee, Tae-Hoon Kim, et Yeo-Myeong Yun. 2020. « Comprehensive Analysis of the Microbial Communities and Operational Parameters of Two Full-Scale Anaerobic Digestion Plants Treating Food Waste in South Korea: Seasonal Variation and Effect of Ammonia ». *Journal of Hazardous Materials* 398 (novembre): 122975. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2020.122975>.